

Análisis paramétrico de un proceso de gasificación de biomasa usando una unidad tipo  
Downdraft alimentada con cacota de cacao.

Gabriel Enrique Delgado Delgado y Wilmer Alexis García Delgado

Trabajo de grado para optar por el título de ingeniero mecánico

Director:

Yesid Javier Rueda Ordóñez

Doctor

Codirectora:

Laura Patricia Peñuela Carrillo

Ingeniera Química

Universidad industrial de Santander  
Facultad de ingenierías Fisicomecánicas  
Escuela de ingeniería mecánica  
Ingeniería Mecánica  
Bucaramanga

2023

## Dedicatoria

*A mis queridos padres, María Oliva Delgado Vera y Benedicto García Hernández, les dedico este proyecto con todo mi amor y gratitud. Gracias por su apoyo inquebrantable, por ser mi guía constante y por brindarme las herramientas necesarias para alcanzar mis metas. Este logro es también suyo.*

*A mis adorados padrinos, Eliecer Sequeda y Sara Delgado Vera, quienes siempre han estado a mi lado, impulsándome a seguir adelante. Su cariño y sabios consejos han sido fundamentales en mi camino hacia la graduación.*

*A mi hermana Jurley Solanlly García Delgado, pilar en tiempos difíciles, su apoyo y ánimo constante me han impulsado a nunca rendirme. Gracias.*

*A mis amigos, quienes han compartido risas y lágrimas. Su amistad ha enriquecido mi vida de formas inimaginables, y este logro es también un reflejo de su apoyo. Este proyecto de grado es el resultado de muchos esfuerzos y sacrificios, pero también es una manifestación del amor y el apoyo de quienes siempre han estado a mi lado. Gracias por ser parte de mi historia y por creer en mí.*

Wilmer Alexis García Delgado

*A mis padres, Hugo Enrique Delgado Pinto y Rosaura Delgado Sequeda, por su infinito amor y apoyo, por ser mi mayor ejemplo y fuente de inspiración. Gracias por todo el cariño, los valores y las enseñanzas que me han guiado a ser el hombre que soy hoy. Gracias por estar presentes en los momentos de celebración, pero aún más en los de dificultad. Los honro en cada paso que doy.*

*A mi hermana, Natalia Sofía Delgado Delgado, por su amor, amistad y por ser mi compañera en la vida. Gracias por su apoyo en los momentos difíciles y por siempre motivarme a ser mejor.*

*A cada persona que me brindó una palabra de apoyo y motivación cuando más lo necesité.*

Gabriel Enrique Delgado Delgado

## Agradecimientos

Al Doctor **YESID JAVIER RUEDA ORDOÑEZ**, director del proyecto, por su orientación, apoyo y enseñanzas brindadas tanto en el desarrollo del proyecto como en las materias dictadas en la carrera.

A la ingeniera **LAURA PATRICIA PEÑUELA CARRILLO**, codirectora del proyecto, por su instrucción y acompañamiento durante todo el desarrollo de este proyecto.

Al grupo de investigación **INTERFASE**, por brindarnos todos los recursos y equipos necesarios para sacar adelante este proyecto.

Al grupo de investigación **GIFTEX**, por suministrarnos la materia prima necesaria para nuestro proyecto, así como los equipos necesarios para su tratamiento.

A la **UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER**, por la formación profesional recibida a lo largo de la carrera.

**Tabla de contenido**

Tabla de contenido .....	4
Introducción .....	11
1. Objetivos del trabajo de grado.....	14
1.1 Objetivo general .....	14
1.2 Objetivos específicos.....	14
2. Marco conceptual y estado del arte .....	15
2.2 Biomasa. ....	15
2.3 Caracterización de la materia prima. ....	15
2.4 Gasificación.....	17
2.5 Tipos de gasificadores.....	19
2.6 Gas de síntesis. ....	21
2.7 Eficiencia del gas en frío (CGE). ....	21
2.8 Factores influyentes en la gasificación.....	22
2.9 Modelo 0 Dimensional. ....	23
3. Metodología.....	25
3.1 Descripción de la unidad piloto. ....	25
3.2 Actividades preliminares. ....	30
3.2.1 Reconocimiento. ....	30
3.2.2 Caracterización de la biomasa. ....	31
3.2.3 Acondicionamiento de la materia prima.....	31
3.3 Fase experimental. ....	33
3.4 Caracterización de productos. ....	34
4. Resultados y discusión.....	36
4.1 Reconocimiento del equipo. ....	36

4.2 Resultados fase experimental. ....	37
4.3 Balance estequiométrico del proceso. ....	44
4.4 Caracterización de materia sólida residual. ....	46
5. Conclusiones.....	48
6. Recomendaciones .....	50
Referencias bibliográficas.....	51
Apéndices.....	54

**Lista de tablas**

Tabla 1 Resultados Caracterización De La Cascara De Cacao (Clon Fec-2). .....	31
Tabla 2 Resultados Pruebas A Flujo De 13 L/Min Y Tres Niveles De Presión. ....	37
Tabla 3 Resultados Pruebas A Presión De 30 Psi Y Tres Niveles De Flujo. ....	38
Tabla 4 Composición Registrada Por El Analizador De Gases. ....	44
Tabla 5 Composición Determinada Mediante El Modelo Termodinámico. ....	45
Tabla 6 Error Porcentual De La Composición. ....	46
Tabla 7 Resultados Del Análisis Próximo Y El Poder Calorífico Del Biochar. ....	47
Tabla C 1 Determinación Del Contenido De Humedad. ....	65
Tabla C 2 Determinación Del Contenido De Ceniza. ....	66
Tabla C 3 Determinación Del Contenido De Material Volátil. ....	68
Tabla C 4 Determinación Del Contenido De Carbono Fijo. ....	69
Tabla C 5 Determinación Del Poder Calorífico Superior HHV. ....	71

## Lista de figuras

Figura 1 Esquema Gasificador Downdraft Con Garganta. ....	19
Figura 2 Gasificador Downdraft Constreñido.....	20
Figura 3 Diagrama De La Metodología Desarrollada En El Proyecto. ....	25
Figura 4 Unidad Piloto De Gasificación. ....	26
Figura 5 Esquema Unidad Piloto De Gasificación Tipo Downdraft. ....	26
Figura 6 Reactor De Gasificación. ....	27
Figura 7 Sistema De Trampas De La Unidad Piloto.....	29
Figura 8 Acondicionamiento De La Materia Prima.....	32
Figura 9 Variación De La Temperatura En Tres Puntos Del Reactor Y Del Poder Calorífico Del Syngas Utilizando Un ER De 0.59.....	39
Figura 10 Efecto Del ER Sobre La Temperatura En 3 Zonas Del Reactor. ....	41
Figura 11 Efecto Del ER Sobre La Composición Del Gas Producido. ....	42
Figura 12 Variación De La Relación H/C Y La CGE Con Respecto A La Relación De Equivalencia ER.....	43
Figura 13 Analizador De Gases Vs Modelo Termodinámico.....	45
Figura C 1 Horno Terrígeno D8 2254.....	64
Figura C 2 Muestras Después De Finalizar La Determinación Del Contenido De Humedad.....	65
Figura C 3 Muestras Después De Finalizar La Determinación De Contenido De Material Volátil. ....	68
Figura C 4 Pulverización De Residuos Sólidos Del Proceso De Gasificación.....	70
Figura C 5 Bomba Colorimétrica Parr 6200. ....	70
Figura C 6 Pastilla Para Determinación Del Poder Calorífico Superior (HHV). ....	71

**Lista de apéndices**

Apéndice A. Protocolo De Funcionamiento Del Gasificador Y Análisis De Riesgos Y Operabilidad.....	54
Apéndice B. Cálculo De La Relación De Equivalencia ER.....	62
Apéndice C. Metodología Para El Análisis Próximo Y Determinación Del Poder Calorífico De La Materia Sólida Residual.....	64
Apéndice D. Modelo 0-Dimensional En Equilibrio Térmico.....	72

## Resumen

**Título:** Análisis paramétrico de un proceso de gasificación de biomasa usando una unidad tipo Downdraft alimentada con cacota de cacao.

**Autores:** Wilmer Alexis García Delgado y Gabriel Enrique Delgado Delgado.

**Palabras clave:** Gasificación, cáscara de cacao, relación de equivalencia, gas de síntesis.

**Descripción:** En 2022 la federación nacional de cacaoteros reportó una producción de cacao de aproximadamente 62 mil toneladas anuales a nivel nacional, producción que deja como residuo su cáscara o cacota la cual puede representar hasta un 70% del peso total del fruto estando húmedo. Ante esto, el proceso de transformación química de biomasa para la obtención de energía por medio de la tecnología conocida como gasificación ha tomado revuelo al ser considerada una tecnología limpia, además de contar con un relativo bajo costo de instalación y el plus de aportar en el tratamiento de residuos. Este proyecto busca evaluar la incidencia de la relación de equivalencia (ER) sobre una unidad piloto de gasificación tipo Downdraft dispuesta por la Universidad Industrial de Santander teniendo como variable de respuesta el poder calorífico inferior del gas producido y su tiempo de operación cuando es alimentada con cacota de cacao (clon FEC-2). Adicionalmente, se realizó la caracterización de la materia sólida residual del proceso de gasificación con el fin de determinar sus propiedades y se propuso un modelo estequiométrico del proceso para predecir el comportamiento teórico del proceso.

En el estudio, se buscó variar el ER para evaluar su incidencia en el proceso, variando tanto el flujo como la presión del aire suministrado. En primera instancia, se fijó un flujo de 10 L/min y se evaluó a tres diferentes presiones. El desempeño, respecto a tiempo de producción de gas con poder calorífico mayor a 2, fue mejor al trabajar con 30 psi con 45 minutos frente a 23 minutos obtenidos a 35 psi. Una vez conocido esto, se procedió a fijar la presión a 30 psi y evaluar otros flujos de aire, alcanzando con 15 L/min dejando un aumento tanto de la temperatura de la reacción como del tiempo de producción de gas, con 727°C y 72 minutos produciendo gas con poder calorífico mayor a 2 MJ/m<sup>3</sup>.

---

\*Trabajo de Grado

\*\*Facultad de Ingenierías Fisicomecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: Dr. Yesid Rueda. Codirector: Ing. Laura Patricia Peñuela Carrillo.

## Abstract

**Title:** Parametric analysis of a biomass gasification process using a Downdraft type unit fed with cocoa pod husk.

**Authors:** Wilmer Alexis García Delgado and Gabriel Enrique Delgado Delgado.

**Keywords:** Gasification, cocoa pod husk, equivalence relationship, synthesis gas.

**Description:** In 2022, the national federation of cocoa growers reported a cocoa production of approximately 62 thousand tons per year nationwide, a production that leaves its shell or cocoa as waste, which can represent up to 70% of the total weight of the fruit when wet. Given this, the process of chemical transformation of biomass to obtain energy through the technology known as gasification has gained a stir as it is considered a clean technology, in addition to having a relatively low installation cost and the bonus of contributing to the waste treatment. This project seeks to evaluate the incidence of the equivalence relationship (ER) on a Downdraft type gasification pilot unit arranged by the Industrial University of Santander, having as a response variable the lower calorific value of the gas produced and its operating time when fed with cocoa (clone FEC-2). Additionally, the characterization of the residual solid matter from the gasification process was carried out to determine its properties and a stoichiometric model of the process was proposed to predict the theoretical behavior of the process.

In the study, we sought to vary the ER to evaluate its impact on the process by varying both the flow and the pressure of the supplied air. In the first instance, a flow rate of 10 L/min was set and it was evaluated at three different pressures. The performance regarding gas production time with a calorific value greater than 2 was better when working with 30 psi with 45 minutes compared to 23 minutes obtained at 35 psi. Once this was known, the pressure was set to 30 psi and other air flows were evaluated, reaching 15 L/min, leaving an increase in both the reaction temperature and the gas production time, with 727°C and 72 minutes. producing gas with a calorific value greater than 2 MJ/m<sup>3</sup>.

---

\*Degree work

\*\*Faculty of Physicomechanical Engineering. School of Mechanical Engineering. Director: MSc, PhD. Yesid Javier Rueda Ordóñez. Codirector: Eng. Laura Patricia Peñuela Carrillo

## Introducción

El imparable crecimiento demográfico a nivel mundial y la demanda energética que supone, sumado a la crisis climática y la degradación del medio ambiente que tiene como un principal responsable a la industria de la producción energética a partir de combustibles fósiles junto con la promesa de agotamiento de las reservas de dichos recursos no renovables ha supuesto para la ciencia y la investigación la obligación a escala global de buscar alternativas para la producción de energía que supongan un menor impacto medioambiental y que a su vez ayuden a reducir la dependencia de los métodos tradicionales, así como también favorezca a la economía circular, siendo sostenible, rentable y asequible.

Actualmente, se encuentran en desarrollo múltiples alternativas viables, tales como el aprovechamiento de fenómenos de la naturaleza, como lo hacen la energía solar, eólica, e hidroeléctrica, entre otras. De entre las alternativas que se han propuesto, hay ciertas enfocadas en producir energía a partir de recursos como la biomasa, para lo cual, se han estudiado procesos de conversión termoquímica que transformen materia prima de desecho en recursos energéticos aprovechables, destacando la combustión y la gasificación.

La gasificación es un proceso de conversión termoquímica por medio del cual se puede descomponer biomasa proveniente de la industria agrícola en función de producir un gas compuesto generalmente por hidrógeno, metano, monóxido de carbono, dióxido de carbono, nitrógenos acompañados de contaminantes como alquitranes y cenizas. Siendo este gas útil para alimentar motores de combustión interna, mover turbinas o sistemas de producción de calor o potencia (Castellanos et al., 2012).

El gobierno colombiano ha destinado esfuerzos en presentar medidas hacia la transición energética, como lo son proyectos enfocados en energía renovable no convencional, de los que hacen parte la biomasa y biogás, de los cuales se proyectó capacidades de generación de 2.400 megavatios para 2022, aumentando su participación en la matriz eléctrica de menos de 1% en 2018 a 14% en 2022 (Ministerio de Minas y Energía & Banco interamericano de Desarrollo, 2021).

Colombia es un país donde prolifera la cantidad y variedad de producción agrícola, con multiplicidad de recursos aprovechables como biomasa. Tal es el caso específico de la siembra de cacao, que, al contar con una amplia y creciente producción, con actualmente un área de cultivo de cacao de 193.953 hectáreas, tiene una de las mayores de fuentes de biomasa residual (MADR, 2021). La federación nacional de cacaoteros reportó una producción de 62.158 toneladas de entre las cuales el departamento de Santander participa en un 36,8% con una producción de 22.899 toneladas (Fedecacao, 2023).

En la búsqueda de aportar a la investigación y el desarrollo de nuevas tecnologías de obtención de energía en el país, la Universidad Industrial de Santander ha dispuesto de un banco experimental de gasificación de biomasa de tipo Downdraft. Esto se suma a la amplia disposición de la materia prima necesaria para su funcionamiento, en este caso cacota de cacao proveniente del sector de san Vicente de Chucurí específicamente del clon de cacao FEC-3. Teniendo en cuenta esto, es pertinente continuar con la investigación enfocada a esta tecnología, poniendo como punto de mira estudiar el comportamiento del equipo, su eficacia y los beneficios que podemos obtener de cara a aportar al desarrollo de alternativas viables a la generación de energía.

Este proyecto se enfoca en estudiar esta unidad gasificadora para así encontrar la incidencia del factor de relación de equivalencia sobre el desempeño del proceso. De esta manera se buscará

sumar un aporte en la búsqueda de brindar herramientas tecnológicas al sector agrícola a la par de continuar el desarrollo de generación de energía de manera sostenible.

## **1. Objetivos del trabajo de grado**

### **1.1 Objetivo general**

Parametrizar una unidad gasificadora de laboratorio tipo Downdraft alimentada con cacota de cacao, con el fin de facilitar el entendimiento en los procesos termodinámicos y transferencia de calor.

### **1.2 Objetivos específicos**

Establecer experimentalmente las condiciones de funcionamiento de una unidad piloto de gasificación Downdraft alimentada con cáscara de cacao, con el fin de maximizar el poder calorífico del gas de síntesis producido.

Evaluar el potencial energético de la materia sólida residual del proceso de gasificación de cáscara de cacao a partir de la caracterización de sus propiedades fisicoquímicas.

Establecer el modelo estequiométrico del proceso de gasificación de cáscara de cacao para predecir los valores teóricos de los productos de la reacción y con ello el porcentaje de error con respecto a los valores obtenidos experimentalmente.

## **2. Marco conceptual y estado del arte**

Es fundamental definir una serie de conceptos que guardan relación directa con el desarrollo de este proyecto con el fin de contextualizar y propiciar un mejor entendimiento de las actividades a realizar.

### **2.1 Biocombustible.**

Los biocombustibles se pueden definir como combustibles que son derivados de fuentes orgánicas ya sea biomasa o residuos orgánicos, siendo una alternativa para solucionar las emisiones de la movilidad en los próximos años de una manera rápida y eficiente (Repsol, 2021).

### **2.2 Biomasa.**

Se entiende por biomasa, en términos energéticos como toda materia orgánica de origen biológico, sea animal o vegetal presente en un ecosistema, que es susceptible a ser utilizada como fuente de energía. No se considera como biomasa a los restos fósiles (Basu, P., 2013).

Para lograr generar energía a partir de biomasa, es necesario someterla a procesos de transformación mediante los cuales es posible producir combustibles líquidos como etanol o biodiésel, gaseosos como biogás o gas de síntesis y combustibles sólidos como carbón o biochar (Basu, P., 2013).

### **2.3 Caracterización de la materia prima.**

En la producción de cacao, se obtiene como materia orgánica residual su cacota o cáscara, la cual debe ser caracterizada para poder evaluar su potencial energético en procesos de conversión

termoquímicos. Esta se lleva a cabo mediante un análisis próximo, un análisis elemental y la determinación del poder calorífico por medio de una bomba calorimétrica.

### 2.3.1 *Análisis próximo.*

Este análisis simple y de bajo costo nos proporciona información acerca de la humedad, la materia volátil, cenizas y carbono fijo presente en la biomasa (Basu, P., 2013).

### 2.3.2 *Análisis elemental.*

La biomasa está compuesta generalmente de carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno y por medio del análisis elemental o análisis último es posible determinar los porcentajes de masa de cada uno de estos elementos en una muestra de biomasa (Basu, P., 2013).

### 2.3.3 *Poder calorífico.*

El poder calorífico es la cantidad de energía química liberada por unidad de masa combustible. Hay dos tipos de poder calorífico: el poder calorífico superior (HHV), el cual representa la energía total liberada, y el poder calorífico inferior (LHV), el cual excluye el calor latente contenido en el vapor de agua (Basu, P., 2013). El poder calorífico inferior se puede determinar por medio de la Ecuación 2.

$$LHV = HHV - hg * \left( \frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \quad (1)$$

Donde  $hg$  representa la diferencia de entalpías entre agua líquida y gaseosa a 25°C (2441 kJ/kg),  $H$  el porcentaje de oxígeno y  $M$  el porcentaje de humedad y HHV el poder calorífico superior en KJ/Kg (Basu, P., 2013).

## 2.4 Gasificación.

La gasificación es un proceso mediante el cual se da conversiones materiales sólidos o líquidos en un gas combustible que puede ser empleado de manera práctica, ya sea para generar energía al ser quemado, o para la creación de productos químicos con valor agregado (Basu, P., 2013). Esta transformación se da en cuatro etapas:

### 2.4.1 *Secado.*

En la etapa de secado la temperatura proveniente de la zona de oxidación calienta la biomasa alimentada y permite que la humedad que contienen se evapore. Esto se da a temperaturas superiores a los 100 °C que es cuando la humedad que se encuentra en la biomasa se elimina de forma irreversible y continua hasta alcanzar una temperatura de aproximadamente 200°C (Basu, P., 2013).

### 2.4.2 *Pirólisis.*

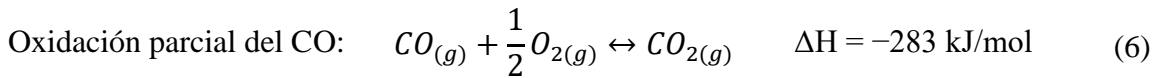
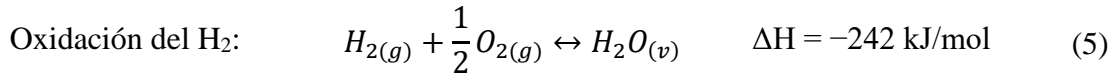
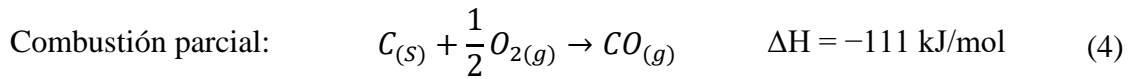
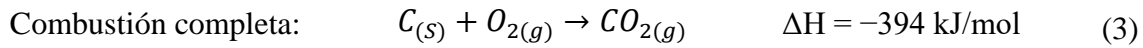
Esta etapa es de tipo endotérmica, donde el calor absorbido fomenta la ruptura por calor de las moléculas grandes en otras de cadena más corta propiciando la generación del gas que se une a la corriente (Besel, S. A., 2007). Se puede describir el proceso mediante la siguiente ecuación:



### 2.4.3 *Oxidación.*

En esta etapa se produce la oxidación de la fracción carbonosa de la biomasa al entrar en contacto con el agente gasificante liberando calor que eleva su temperatura y a su vez es usado en

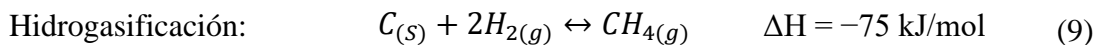
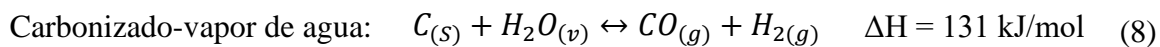
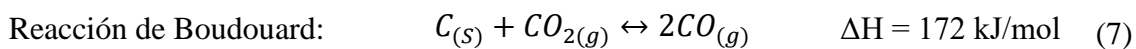
las reacciones de las fases consecuentes (Besel, S. A., 2007). Basu, P (2013) indica que las reacciones que se presentan en esta etapa son:



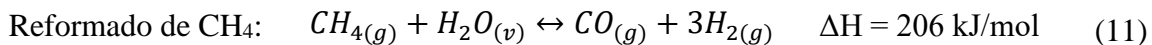
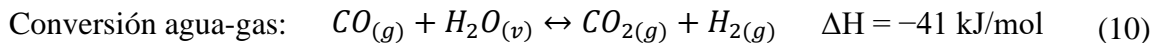
#### 2.4.4 Reducción.

En la zona de reducción se juntan la disponibilidad de carbono, CO<sub>2</sub> y vapor de agua con ausencia de oxígeno para desembocar en la producción de H<sub>2</sub> y CO (Besel, S. A., 2007). Según Basu, P (2013) las reacciones presentes en esta etapa son las siguientes:

Reacciones heterogéneas:



Reacciones homogéneas:



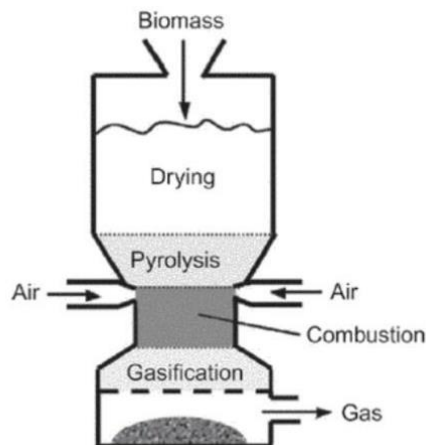
## 2.5 Tipos de gasificadores.

Para llevar a cabo el proceso de gasificación se hace uso de un gasificador y estos se pueden clasificar como de lecho descendente o fijo, lecho fluidizado, corriente de arrastre, baño fundido y rotatorios. Los gasificadores de lecho descendente o fijo son la técnica más antigua, estos pueden usar tanto aire, oxígeno y vapor de agua, el agente gasificante es introducido por la parte inferior y la biomasa es alimentada por la parte superior, la biomasa requiere troceado y cribado previo para evitar que las partículas sean demasiadas finas y sean arrastradas por la corriente gaseosa, a este grupo pertenecen los gasificadores en contracorriente o Updraft, los gasificadores en corrientes paralelas o Downdraft y los gasificadores en corriente cruzada (Castells & Velo, 2012).

### 2.5.1 Gasificador de lecho fijo equicorriente tipo Imbert (Downdraft).

#### Figura 1

*Esquema Gasificador Downdraft con garganta.*

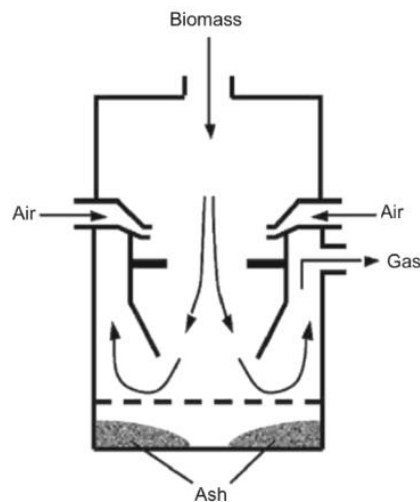


*Nota.* Adaptado de *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction* (p. 269), por P. Basu, 2013, Academic Press.

En la Figura 1, se aprecia gráficamente la disposición de un gasificador de biomasa tipo Downdraft y la ubicación de cada una de las fases del proceso de gasificación a lo largo de su estructura. En estos tipos de gasificadores, la biomasa es introducida por la parte superior y el aire es suministrado a cierta distancia por debajo. Este tipo de gasificadores se pueden, a su vez clasificar en dos tipos: sin garganta y con garganta, conocidos también como open-core y constreñido, respectivamente. En la gasificación con garganta, se reduce la sección transversal en forma de garganta, para encontrar una expansión para hacer de la zona de combustión la más estrecha obligando a todo el gas de pirólisis a pasar por este pasaje angosto (Basu P, 2013). Las boquillas de inyección de aire se encuentran justo antes de esta constricción, como se muestra en la Figura 2.

### Figura 2

*Gasificador Downdraft constreñido.*



Nota. Adaptado de Reed, T.B., Das, A., 1988. *Handhook of Biomass Downdraft Gasifier for Engine System*. Solar Energy Research Institute, SERUSP-271-3022, NTIS, p. 39)

## 2.6 Gas de síntesis.

El producto final y objetivo de la gasificación de biomasa es la obtención de gas de síntesis o syngas, este es un compuesto a base de H y CO<sub>2</sub> y al que puede atribuirse varios usos como lo son alimentar motores de combustión interna, calderas, calentadores, al igual que la obtención de oxígeno, hidrógeno, metanol u otros productos químicos a partir de él.

El gas de síntesis, producto de la gasificación tiene alquitrán entre sus componentes orgánicos condensables, siendo su concentración relacionada directamente del diseño y el tipo de gasificador empleado. Es imprescindible realizar un proceso de limpieza al syngas para su aprovechamiento energético. En el proceso de limpieza, se emplean herramientas como filtros, ciclones, separadores de partículas, depuradores, condensadores y precipitadores electrostáticos. Estos procesos a su vez se pueden clasificar en dos tipos según su temperatura de operación: limpieza de gas en frío (CGH) o limpieza de gas en caliente (HGC) (Ruiz, J., 2012).

## 2.7 Eficiencia del gas en frío (CGE).

Se entiende la eficiencia de gas en frío como la razón entre la energía química del gas de síntesis y la energía química contenida en la biomasa. Este parámetro sirve para indicar la eficiencia del proceso de gasificación (Maitlo et al., 2022). En gasificadores de lecho fijo, los valores de eficiencia del gas frío rondan entre 70 a 88% (Shahabuddin & Alam, 2022). Está determinado por la siguiente ecuación:

$$CGE = \frac{LHVSyngas * \dot{V} syngas}{LHVBiomasa * \dot{m} syngas} \times 100 \quad (12)$$

Donde:

*LHV<sub>Syngas</sub>*: Poder calorífico inferior del syngas [MJ/Nm<sup>3</sup>]

$LHV_{Biomasa}$ : Poder calorífico inferior de la biomasa en [MJ/kg]

$\dot{V}$ : Flujo volumétrico del syngas [Nm<sup>3</sup>/min]

$\dot{m}$ : Flujo másico del syngas [kg/min]

## 2.8 Factores influyentes en la gasificación.

### 2.8.1 Relación de equivalencia (ER).

La relación de equivalencia ER indica la proporción entre la relación real de aire y combustible y la relación estequiométrica de aire y combustible (Basu, P., 2013) y se define por la siguiente ecuación:

$$ER = \frac{\left(\frac{kg \text{ aire}}{kg \text{ biomasa}}\right)_{Alimentado}}{\left(\frac{kg \text{ aire}}{kg \text{ biomasa}}\right)_{Estequiométrica}} \quad (13)$$

Tanto la calidad del gas y el rendimiento del gasificador son dictados en gran medida por el valor de este parámetro (Basu, P., 2013).

### 2.8.2 Humedad de la biomasa.

Cada kilogramo de humedad contenido en la biomasa consume al menos un valor de alrededor de 2.242 kJ de energía adicional del gasificador para convertir el agua en vapor lo que supone pérdidas preocupantes para altos niveles de humedad, ante esto es necesario realizar un proceso de secado a la biomasa previo a ser usada para alimentar el gasificador buscando reducir en lo más posible el agua presente en su interior. Para producción de gas de síntesis con poder calorífico considerablemente alto se busca que la biomasa seca contenga entre un 10 a 20% de humedad (Basu, P., 2013).

### ***2.8.3 Tamaño de partícula.***

Las sugerencias para llevar a cabo el proceso de gasificación incluyen el uso de partículas cuyo tamaño se encuentre dentro de un intervalo de 1 mm a 15 cm, dependiendo del tipo de gasificador. Estas partículas deben tener una composición uniforme para garantizar una reacción eficiente del combustible y de esta manera, mejorar la calidad del gas de síntesis. No obstante, es importante destacar que el tamaño de partícula no debe ser excesivamente pequeño, ya que esto podría resultar en una drástica caída de la presión en la zona de reducción, lo que, a su vez, podría dar lugar a temperaturas bajas y producción de alquitranes (FAO, 1993).

### ***2.8.4 Agente gasificante.***

El agente gasificante es un elemento necesario en la reacción de gasificación y es determinante en las proporciones presentes en el gas de síntesis. Los principales medios gasificantes usados en gasificación son aire, vapor de agua, oxígeno e hidrógeno, siendo estos últimos dos con los que se presentan mejores valores de poder calorífico del gas producido, a la vez que incrementan considerablemente los costos de operación (Puig-Arnabat et al., 2010). Este agente reacciona con el carbonizado y los hidrocarburos más pesados para transformarse en gases de bajo peso molecular como CO y H<sub>2</sub> (Basu, P., 2013).

### ***2.8.5 Temperatura.***

La temperatura juega un papel importante en el proceso de gasificación, puesto que su aumento propicia la formación de gases combustibles, reduce el contenido de alquitranes y

encamina hacia una conversión más completa del combustible en gas de síntesis. Las reacciones de gasificación se aprecian en temperaturas superiores a los 500°C. La temperatura no es una variable que se pueda manipular, esta es una variable propia del proceso por lo tanto lo que se hace es una medición ya que la temperatura depende de otras condiciones.

## **2.9 Modelo termodinámico 0 Dimensional**

Un modelo termodinámico 0 dimensional de un proceso de gasificación de biomasa proporciona la capacidad de anticipar tanto la composición final del gas de síntesis como la temperatura de reacción. Utilizando estas variables, es posible calcular los factores que describen el proceso de gasificación. En el modelo se tiene en cuenta tanto el equilibrio químico como térmico del proceso, combinando las ecuaciones en estado estacionario de conservación de energía y masa (Pérez Bayer, 2007).

### 3. Metodología

En la Figura 3 se describe la metodología realizada para el desarrollo del proyecto y sus diferentes fases.

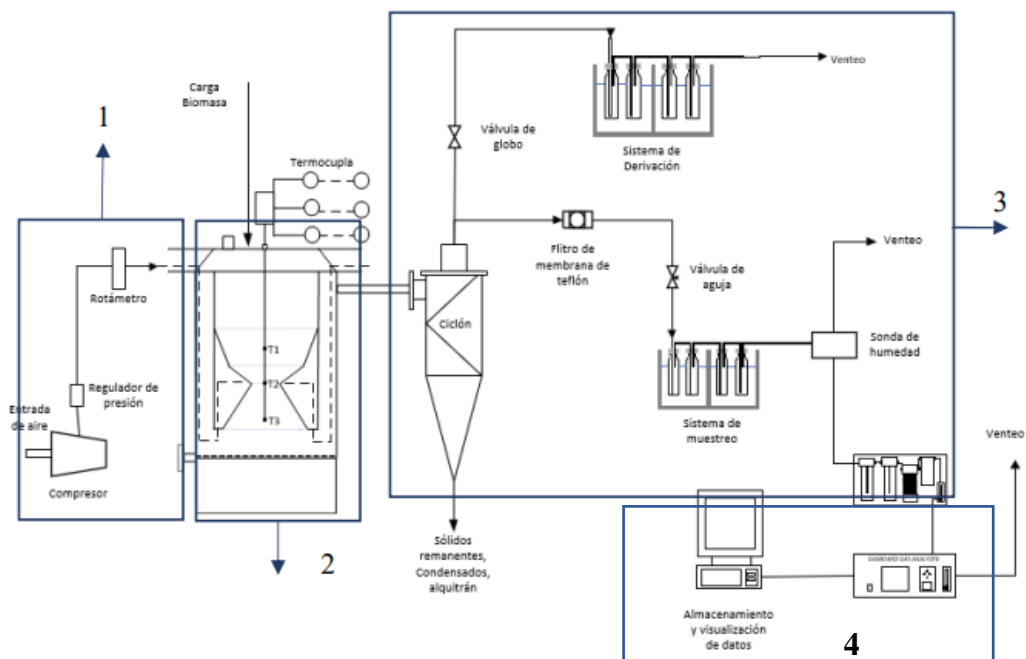
**Figura 3**

*Diagrama de la metodología desarrollada en el proyecto.*



#### 3.1 Descripción de la unidad piloto.

La unidad piloto de gasificación tipo Downdraft se encuentra en el laboratorio de interfase, en la sede de Guatigará de la Universidad Industrial De Santander (UIS). Su diseño y construcción se realizó en el marco del proyecto 2684, financiado por la Vicerrectoría de Investigación y Extensión de la UIS. A continuación, se detalla la unidad piloto de gasificación utilizada en el desarrollo del proyecto. En la Figura 4 se presenta una fotografía de la unidad piloto de gasificación, y en la Figura 5 muestra un esquema el cual enumera los principales sistemas de la unidad piloto.

**Figura 4***Unidad piloto de gasificación.***Figura 5***Esquema unidad piloto de gasificación tipo Downdraft.*

*Nota.* Adaptado de *Puesta en marcha y evaluación de una unidad piloto de gasificación tipo Downdraft Utilizando cacota de cacao* (p. 26), por Cortés Franco y Coral Villota, 2022.

### **3.1.1 Alimentación de agente gasificante.**

Como agente gasificante, se usó aire, el cual es suministrado al proceso mediante una línea de abastecimiento de aire comprimido que alimenta al edificio. El agente gasificante se inyecta desde la parte superior de cuerpo del reactor hasta la altura de garganta, donde están dispuestas 5 boquillas periféricas no enfrentadas de media pulgada, para que los flujos de aire no se anulen entre ellos. Los flujos de aire de alimentación fueron controlados mediante un rotámetro con capacidad máxima de 30 L/min. Parte número 1 de la Figura 5.

### **3.1.2 Reactor de gasificación.**

El reactor está construido en configuración Downdraft tipo Imbert y es de acero inoxidable. Cuenta con un cilindro interno para la entrada del agente gasificante y un cilindro externo para la salida de gases. Su altura es de 65cm, diámetro externo 38 cm y diámetro de garganta de 7 cm. Tiene una rejilla metálica la cual divide la zona en donde se encuentra la biomasa y la zona en donde se depositan las cenizas. En su parte inferior se encuentra una compuerta por donde se extraen las cenizas y al accionar un mecanismo de palanca, la rejilla desciende permitiendo extraer la biomasa no consumida. También en la compuerta se encuentra el mecanismo de agitación de la rejilla de las cenizas. El gasificador está soportado por una estructura metálica.

La biomasa ingresa al reactor por la parte superior, en donde se encuentra una tapa la cual se asegura al cuerpo del reactor mediante tornillos y descansa en la rejilla, puesto que el gasificador opera de manera discontinua. En la Figura 6 se observa el reactor de gasificación.

## **Figura 6**

*Reactor de gasificación.*



En la tapa del reactor se encuentra el puerto de ignición, donde se introduce un soplete de butano para iniciar el proceso de combustión, debido a que conecta, mediante un conducto cilíndrico, directamente en la zona de combustión. El soplete se extraerá del puerto de ignición hasta observar gas de combustión blanco en la salida.

Para el registro de temperatura, el equipo cuenta con una termocupla multipunto tipo K con tres sensores, estando alineada con respecto al centro del gasificador mediante un conducto cilíndrico que permite la medición a alturas de 27, 38 y 49 cm desde la cima del gasificador, los puntos de medición corresponden a las zonas de secado, combustión y reducción, respectivamente. Los valores de temperatura en cada punto se muestran en el indicador “4 channel K thermometer SD logger” en tiempo real y con intervalos de 5 segundos. Parte número 2 de la Figura 5.

### ***3.1.3 Sistema de limpieza del gas de síntesis.***

Con el fin de aprovechar la energía calorífica que posee el syngas, este fluye desde la parte inferior del equipo y asciende por la zona anular entre el diámetro externo e interno, calentando el

aire de entrada. Los gases abandonan el gasificador e ingresan al ciclón, el cual elimina material particulado. En este punto ocurre la primera condensación de vapor de agua y alquitrán. El syngas ingresa al ciclón por medio de un conducto cuadrado de 5 por 5 cm y sale por un orificio de 4.5 cm de diámetro. El condensado y las cenizas arrastradas se extraen por la parte inferior del ciclón, retirando una abrazadera y tapa.

La unidad piloto cuenta con dos sistemas de trampas de condensación con el fin de obtener el alquitrán producido en el proceso y eliminar las impurezas y contaminantes del syngas.

La mayor cantidad de flujo pasa por el sistema de derivación, que consta de 3 botellas fabricadas en acrílico con capacidad de 2 litros. El flujo restante atraviesa una membrana de teflón que permite coleccionar material particulado fino remanente, seguidamente atraviesa del sistema de muestreo, en donde cada botella impigner cuenta con capacidad de 250 mL. Las botellas de los sistemas de condensación se encuentran dispuestos en serie y, para que cumplan con su funcionamiento como trampas de condensación, se utiliza un baño de agua fría como líquido de enfriamiento. Parte número 3 de la Figura 5.

### **Figura 7**

*Sistema de trampas de la unidad piloto.*



*Nota.* La figura que se presenta a la izquierda son las trampas del sistema de muestreo y las que se presentan a la derecha son las trampas del sistema de muestreo.

### **3.1.4 Caracterización de productos.**

Mediante el equipo Gasboard-3100 Serial Syngas Analyzer, se registra la composición de los gases presentes en el syngas ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $O_2$ ,  $N_2$ ,  $CH_4$ ,  $C_xH_x$ ) y el poder calorífico de manera continua durante el desarrollo de las pruebas, mientras el equipo se encontraba en funcionamiento. Cuenta con una pantalla para la visualización de los datos registrados. El equipo consta de 2 trampas de agua, un filtro de carbono activo y un filtro CKD serie 3000 r1/4 0,3  $\mu\text{m}$  para el pretratamiento del gas de muestra. Adicionalmente, cuenta con un medidor de flujo que permite regular la tasa de flujo necesaria para el análisis (entre 0.7 y 1.2 L/min).

Los datos también pueden ser mostrados en un computador, ya que el analizador de gases cuenta con un software que permite enlazarse al ordenador mediante un cable USB, mostrando los datos en tiempo real y facilitando el posterior tratamiento de datos. Parte número 4 de la Figura 5.

## **3.2 Actividades preliminares.**

### **3.2.1 Reconocimiento.**

Antes de usar la planta piloto, fue necesario conocer las reglas que maneja el laboratorio de interfase dentro de sus instalaciones, especialmente las referentes a la unidad de trabajo.

La planta piloto cuenta con un protocolo de funcionamiento desarrollado por Paula Cortés & Luis Coral (2022), en el que se nombran los equipos y accesorios que posee la máquina, las acciones preliminares para el encendido del equipo, acciones para el encendido y funcionamiento de los equipos, parada del equipo, limpieza y cuantificación del alquitrán. Este protocolo fue utilizado como guía para desarrollar uno nuevo, actualizado al estado actual del equipo y a los requerimientos de nuestro estudio experimental.

### 3.2.2 Caracterización de la biomasa.

Teniendo en cuenta que se optó por trabajar con el mismo clon de cacao (CLON FEC-2), se decidió tomar los resultados de la caracterización llevada a cabo por Paula Cortés & Luis Coral (2022), en donde se realizó un análisis próximo, un análisis elemental y también se determinó el poder calorífico de la biomasa. A partir de los datos obtenidos en el análisis elemental determinaron la fórmula empírica molecular de la biomasa la cual es  $CH_{1,71} O_{0,95} N_{0,015}$ . A continuación, se muestran los resultados obtenidos en los análisis anteriores:

**Tabla 1**

Resultados caracterización de la cascara de cacao (Clon FEC-2).

<b>Análisis elemental (% en peso, en base seca y libre de cenizas)</b>				
C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)
41,3± 0,20	5,9±0,0	0,7±0,03	0,1±0,0	52±0,24
<b>Análisis próximo (% en peso, en base seca)</b>				
% Volátiles		% Carbono fijo	% Cenizas	
75,87		18,65	5,48	
<b>Poder calorífico superior [MJ/kg]</b>		<b>*Poder calorífico inferior [MJ/kg]</b>		
15,46±0,065		14,11±0,065		

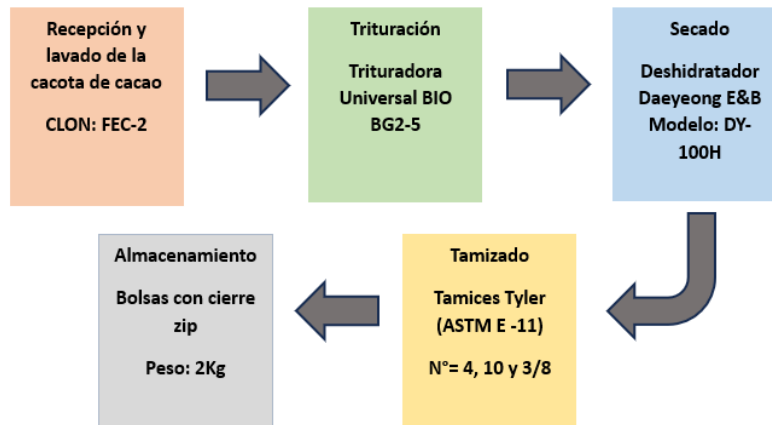
### 3.2.3 Acondicionamiento de la materia prima

Las mazorcas de cacao (CLON FEC-2), utilizadas en el proyecto, provienen del municipio de San Vicente del Chucuri y fueron provistas por el grupo de investigación GIFTEX (UIS). Se

sometieron al proceso de adecuación que se muestra en la Figura 8, previo a la experimentación, con el fin de garantizar ciertas condiciones específicas de humedad y tamaño de partícula para el experimento.

### Figura 8

*Acondicionamiento de la materia prima.*



El proceso de recepción inicia en la sede UIS Guatiguará, en donde se descarga la materia prima, seguidamente se transporta al laboratorio del grupo GIFTEX, donde se realiza el proceso de lavado, para después colocar estas mazorcas en una cinta transportadora, la cual cuenta con una cuchilla que hace un corte longitudinal abriéndola. Luego se procede al despulpado, tomando únicamente la cáscara. La cáscara de cacao obtenida se somete a un proceso de triturado, haciendo uso de la trituradora universal BIO BG2-5 Voran, con potencia de 150 kW. En total se trituraban 150 kg, al ser la cantidad de carga soportada en conjunto por las dos unidades de secado disponibles. Para el secado, se colocaban en 11 bandejas de polímero la cáscara triturada para realizar el secado de la biomasa durante 32 horas a 65° C, en cada uno de los dos deshidratadores Daeyeong E&B (Agriculture Dryer) modelo DY-110 H, llegando hasta el contenido de humedad de equilibrio (6,64% g de agua/g de biomasa).

El contenido de humedad de equilibrio fue determinado por Paula Cortés & Luis Coral (2022) mediante experimentación, en donde se registró el peso de cada bandeja cargada y se introdujo en el deshidratador a una temperatura de 65°C, cada dos horas, se retiraban, pesaban y registraban los datos de las bandejas, realizaron este procedimiento hasta que la masa de las bandejas registrara tres valores constantes, estableciendo un tiempo de secado de 34 horas.

Después de la trituración y secado de la cáscara de cacao, se realizó el proceso de tamizado en donde se usaron los tamices GRAND TEST ASTM E-11/2009. Los números de malla seleccionados para la experimentación fueron 4, 10 y 3/8, que corresponden a tamaños de partícula de 2, 4.5 y 9.5 mm respectivamente, mediante la tamizadora eléctrica CL 313 F. Una vez tamizados y separados los diferentes tamaños de partícula, se almacenaron en bolsas con cierre tipo “zip”. En cada bolsa, se almacenó aproximadamente un total de 2 kg para su posterior uso en la fase experimental del proyecto.

La recepción y lavado de la cacota de cacao, trituración, secado, tamizado y almacenamiento se realizaba cada vez que se contaba con disponibilidad de materia prima.

### **3.3 Fase experimental.**

Una vez se dispuso de la biomasa acondicionada, garantizando las condiciones establecidas de tamaño de partícula y humedad, se procedió a realizar el estudio experimental. En el estudio, se buscó variar el ER para evaluar su incidencia en el proceso, por medio de la variación tanto del flujo de aire suministrado como su presión. Por medio del Gasboard-3100 Serial Syngas Analyzer, fue posible conocer de manera continua tanto la composición del gas producido (fracción molar de H<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y C<sub>n</sub>H<sub>m</sub>) como su poder calorífico inferior.

En todas las pruebas realizadas, se cargó el equipo con 4 kg de biomasa garantizando que esta ocupara el nivel de carga para el que fue diseñado el equipo y se encendió siguiendo el protocolo establecido. El rotámetro, dispuesto para regular el flujo de entrada al gasificador al ser fabricado para trabajar con CO<sub>2</sub> debió ser previamente calibrado para proceder con el estudio experimental por lo que al estar trabajando con el mismo instrumento en la misma unidad gasificadora se optó por hacer uso de los resultados obtenidos en el proceso de calibración llevado a cabo por Paula Cortés & Luis Coral (2022). Dicho proceso dejó como resultado que los valores de 5, 10 y 15 L/min para CO<sub>2</sub> corresponden a los flujos de 6, 13 y 19 L/min de aire respectivamente.

En primera instancia, se fijó un flujo de aire en el rotámetro de 13 L/min y se evaluó el comportamiento del equipo con tres diferentes valores de presión (25, 30 y 35 psi), buscando el que presentara mejor desempeño en función de dos parámetros de respuesta: el poder calorífico del gas producido y el tiempo de operación, definido como el tiempo que permanece el equipo produciendo gas con un poder calorífico superior a 2 MJ/m<sup>3</sup>.

Una vez conocido el valor de presión con el que mejor se comportó el equipo a un flujo de 10 L/min, se procede a trabajar con él, variando ahora el flujo un valor por encima y otro por debajo (6 y 19 L/min), para determinar aquel que brinda mejor desempeño bajo el mismo criterio anteriormente aplicado.

### **3.4 Caracterización de productos.**

#### ***3.4.1 Caracterización del gas producido.***

La caracterización del gas de síntesis se realizó de manera continua a lo largo de cada prueba. Gracias al software del Gasboard-3100 Serial Syngas Analyzer, fue posible tanto el

monitoreo como el almacenaje de los datos obtenidos de composición y poder calorífico del gas producido. Los datos guardados fueron tratados, graficados y comparados para su análisis.

### ***3.4.2 Caracterización del biochar.***

Buscando evaluar el potencial energético de la materia sólida residual del proceso de gasificación de cáscara de cacao, se realizó su caracterización por medio de un análisis próximo en el laboratorio de combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander, realizando el análisis a dos muestras. A su vez, la determinación de su poder calorífico se realizó por medio de una bomba calorimétrica Parr 6200, dispuesta por el laboratorio 306 del EDI del Parque Tecnológico de Guatiguará, de igual manera se realizó a dos muestras. Para la determinación del contenido de cenizas y el contenido de humedad, se siguieron las normas ISO 18134-3:2015 y ISO 18122:2015 respectivamente. Mientras que, para la determinación del contenido de materia volátil, se siguió la norma ISO 18123:2015 (ver Apéndice C).

## 4. Resultados y discusión

### 4.1 Reconocimiento del equipo.

En el reconocimiento del equipo se realizaron una serie de pruebas preliminares, en base a las cuales se desarrolló el protocolo de operación actualizado a las condiciones actuales del equipo y a los requerimientos del estudio en desarrollo (ver apéndice A).

De igual manera gracias a dichas pruebas se pudieron encontrar los siguientes fallos y averías en el equipo:

Se observaron fugas en las trampas del sistema de derivación. Mediante una inspección visual, se notó que presentaban fisuras, por lo cual se optó por recubrirlas con cinta industrial resistente a altas temperaturas. También se detectaron fugas en las conexiones de entrada del agente gasificante al cuerpo del gasificador; estas fueron solucionadas cambiando el teflón usado en la unión, lo que fortalece el sellado y elimina las fugas.

Igualmente, durante la experimentación, se detectaron fallas en el sensor de la termocupla para la zona de secado; este arrojaba valores negativos a mitad del proceso. Debido a esto, se contactó a la empresa en donde se construyó la unidad y se llevó a revisión. El fallo se presentaba debido a que el conector tipo k estaba averiado, por lo cual se reemplazó por uno nuevo, solucionándose el problema.

En repetidas ocasiones, el equipo presentó dificultades para encender e iniciar el proceso de gasificación. Una de las causas fue que se presentó obstrucción en los orificios por donde se inyectaba el aire al interior del equipo, por lo cual se procedió a limpiarlos con una aguja e inyectar aire a 100 psi para expulsar cualquier partícula que pudiese obstruir el paso del aire. Esto se procedió a realizar previo a cada prueba.

En una prueba, se reportaron valores anómalos del porcentaje de O<sub>2</sub> en la composición del gas. Ante esto, se procedió a realizar dos pruebas de calibración del equipo con gases de composición conocida, notando que los valores que indicaba el analizador correspondían a los valores del gas usado en la prueba.

#### 4.2 Resultados fase experimental.

Se optó con realizar el estudio experimental empleando el tamaño de partícula comprendido en el rango de 4.75-9mm.

El parámetro de relación de equivalencia (ER) fue controlado regulando el flujo y presión del aire suministrado al reactor, conociéndose al usar los valores asignados de estos en los cálculos de estimación de ER (ver apéndice B). Al ser el tiempo de operación una variable necesaria en el cálculo del ER, su valor pudo ser determinado solamente al finalizar cada prueba.

Una vez sabido esto, se procedió con el estudio experimental, fijando un flujo de entrada en el rotámetro de 13 L/min y realizando tres pruebas a tres niveles de presión: 25, 30 y 35 psi, de donde se obtuvieron los siguientes resultados:

**Tabla 2**

*Resultados pruebas a flujo de 13 L/min y tres niveles de presión.*

ER	Flujo 13 L/min		
	N/A	0.34	0.18
<b>Presión [psi]</b>	25	30	35
<b>Temperatura máxima [°C]</b>	366	664	674
<b>LHV promedio [MJ/m<sup>3</sup>]</b>	0.44	2.61	2.57
<b>LHV máximo [MJ/m<sup>3</sup>]</b>	0.74	4.45	3.26
<b>Tiempo operación [min]</b>	N/A	45	22

En la prueba realizada con 25 psi, el equipo se mostró incapaz de alcanzar la temperatura de gasificación, llegando únicamente hasta 366°C, ante lo cual se supone que la presión o el caudal de aire suministrado no es suficiente para efectuar la combustión necesaria para que suministre el calor requerido por las otras reacciones, siendo esto evidenciado por los valores de poder caloríficos presentados. Al no presentarse gasificación no fue posible estimar un valor de ER para esta prueba, al no presentar ningún tiempo de operación. Diferente fue el caso al probar con 30 y 35 psi, donde se notó un comportamiento acorde a lo esperado, alcanzando temperaturas de 664°C y 674°C respectivamente. El desempeño respecto al tiempo operación fue mejor al trabajar con 30 psi, con 45 minutos, frente a 23 minutos obtenidos a 35 psi. Evidenciando que, en estos casos, el suministrar mayor cantidad de oxígeno la reacción de combustión alcanzó temperaturas más altas generando el calor necesario para que se llevaran a cabo las reacciones endotérmicas del proceso.

Una vez conocido que el nivel con que mejor se comportó el equipo fue a 30 psi, se procedió a estudiar su desempeño a dos niveles de flujo diferentes, un nivel por debajo y otro por encima (6 y 19 L/min). De donde se obtuvieron los siguientes resultados:

**Tabla 3**

*Resultados pruebas a presión de 30 psi y tres niveles de flujo.*

ER	Presión 30 psi		
	N/A	0.34	0.59
Flujo [L/min]	6	13	19
Temperatura máxima [°C]	291	664	727
LHV promedio [MJ/m <sup>3</sup> ]	0.13	2.61	3.59
LHV máximo [MJ/m <sup>3</sup> ]	0.23	4.45	4.11
Tiempo operación [min]	N/A	45	53

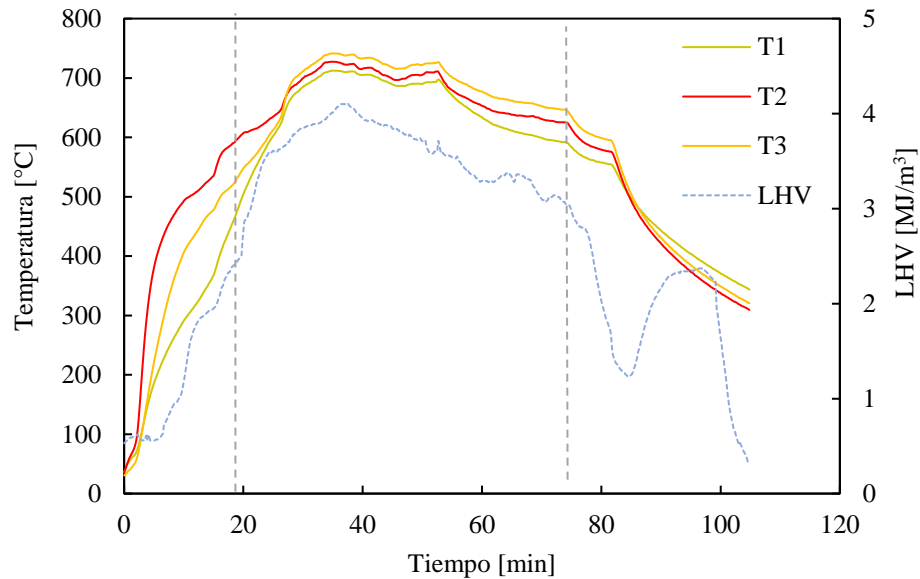
Al probar con un flujo menor, de 6 L/min, el equipo fue nuevamente incapaz de gasificar al ser insuficiente la cantidad de aire entrante al reactor. Al trabajar con 19 L/min se obtuvo como resultado un aumento tanto de la temperatura de la reacción como del tiempo de producción de gas, con un máximo de 727°C y 53 minutos, mejorando los resultados presentados por el equipo con el flujo de 13 L/min.

Según los resultados obtenidos, el tiempo de operación a un ER de 0.59 aumenta con respecto al presentado con ER de 0.34, el cual, a su vez, aumenta en relación con el presentado con un ER de 0.18. De igual manera, el poder calorífico promedio presentado aumenta conforme se aumenta el valor estudiado de ER.

A continuación, en la figura 9, se muestra el perfil de temperatura en tres zonas del reactor y el comportamiento del poder calorífico del gas de síntesis a lo largo de toda la prueba realizada usando un ER de 0.59, desde el encendido del equipo hasta su parada y delimitando su zona de operación.

### **Figura 9**

*Variación de la temperatura en tres puntos del reactor y del poder calorífico del syngas utilizando un ER de 0.59.*



Al comenzar la prueba, se evidencia un aumento rápido de la temperatura, específicamente a una tasa de  $31^{\circ}\text{C}$  por minuto, debido a la liberación de los componentes volátiles de la biomasa y a las reacciones de gasificación, las cuales generan calor (exotérmicas).

Al pasar por la temperatura de  $600^{\circ}\text{C}$  la temperatura muestra un aumento más lento hasta alcanzar su valor máximo pasados los  $700^{\circ}\text{C}$  donde comienza a disminuir dando a entender que se están empezando a llevar a cabo las reacciones de reducción, aprovechando el calor generado en las reacciones de combustión, efectuando así la gasificación de la biomasa que ya produce un gas con poder calorífico cada vez mayor.

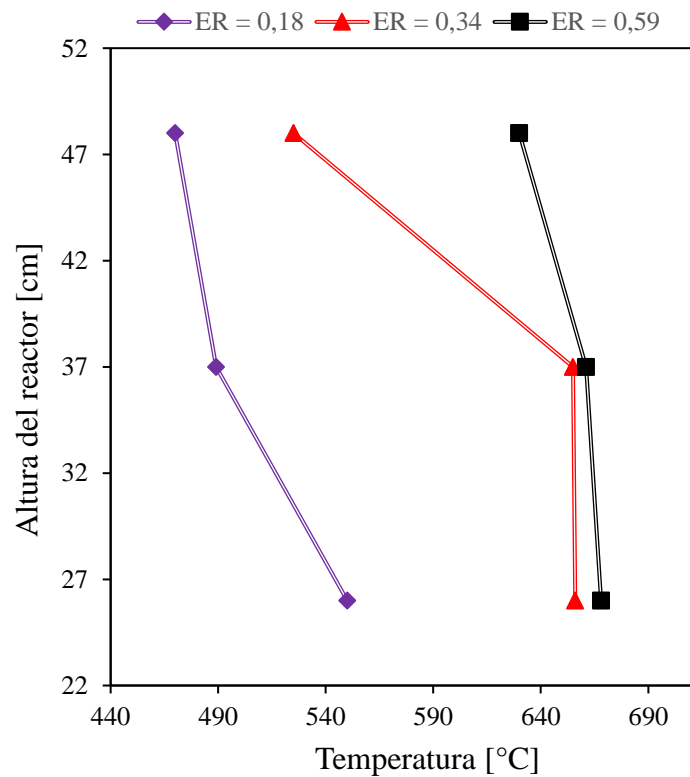
Al comenzar a consumirse completamente el material volátil de biomasa, se evidencia la disminución del calor generado por las reacciones de oxidación, repercutiendo en la gradual disminución tanto de la temperatura del equipo como del poder calorífico del gas.

### **Efecto de la relación de equivalencia sobre la temperatura.**

En la siguiente figura podemos observar la temperatura promedio en tres zonas del reactor donde se llevan a cabo las reacciones de gasificación, combustión y pirólisis (en orden ascendente) durante el tiempo de operación del equipo para cada valor de ER.

### Figura 10

*Efecto del ER sobre la temperatura en 3 zonas del reactor.*



La distribución de temperaturas observada coincide con lo que se anticipaba de acuerdo con la investigación Martínez et al., 2011, donde la temperatura más elevada se presenta en la zona de combustión, seguida por la de reducción, mientras que la temperatura más baja se registra en la zona de pirólisis. Esto no se evidencia cuando se trabaja con el ER de 0.18 lo que señala que la cantidad de aire suministrada no supe el oxígeno necesario para promover las reacciones exotérmicas de combustión.

Al ser suministrada mayor cantidad de aire, con el aumento de la relación de equivalencia, aumentan en proporción las reacciones de oxidación al disponer de más oxígeno lo cual se refleja en el aumento de la temperatura promedio en cada una de las zonas del reactor.

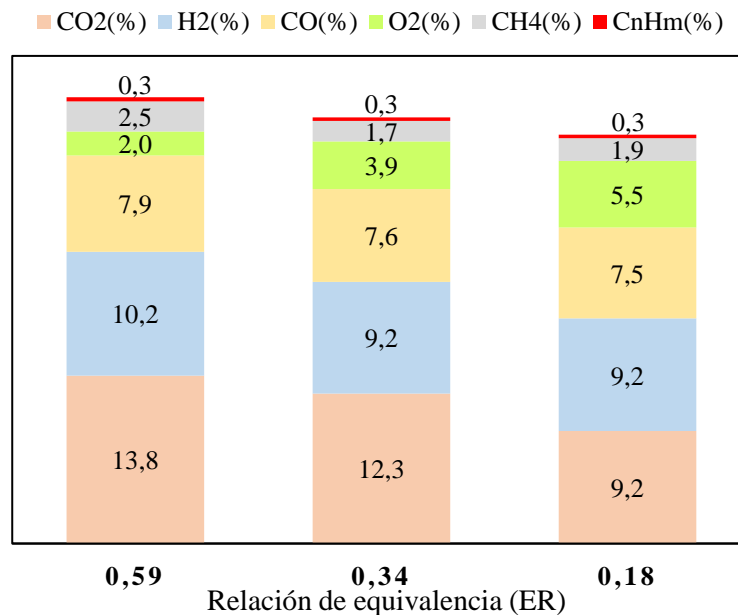
Al mantener fija la cantidad de biomasa y aumentar el ER, se dará un aumento de la temperatura del gasificador al haber mayor cantidad de oxígeno por volumen de biomasa para conducir las reacciones de combustión parcial, las cuales son las que generan la energía necesaria (Aristizábal y Valencia, 2015).

### Efecto de la relación de equivalencia sobre la composición del gas producido.

En la figura 11, se presentan los resultados obtenidos del analizador de gases respecto al promedio de las fracciones molares para el CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CO, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y CnHm presentes en el gas de síntesis durante el tiempo de operación de la unidad gasificadora.

#### Figura 11

*Efecto del ER sobre la composición del gas producido.*



Cuando el ER aumenta, hay más oxígeno disponible para dar lugar a las reacciones de oxidación del proceso de formación de gas de síntesis. Es posible evidenciar un aumento en la concentración de dióxido de carbono a la vez que se presente un aumento en el flujo de aire, se considera que es debido a que la reacción homogénea de conversión agua-gas presente en la etapa de reducción consume monóxido de carbono (CO) para formar dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) como menciona Tiara et al., 2018.

En esta experimentación, se presentó un aumento del H<sub>2</sub> y CO a medida que aumenta el ER, pues son propiciadas las reacciones endotérmicas donde se producen, gracias al calor generado por las reacciones de oxidación que aumentan al encontrar mayor cantidad de oxígeno disponible.

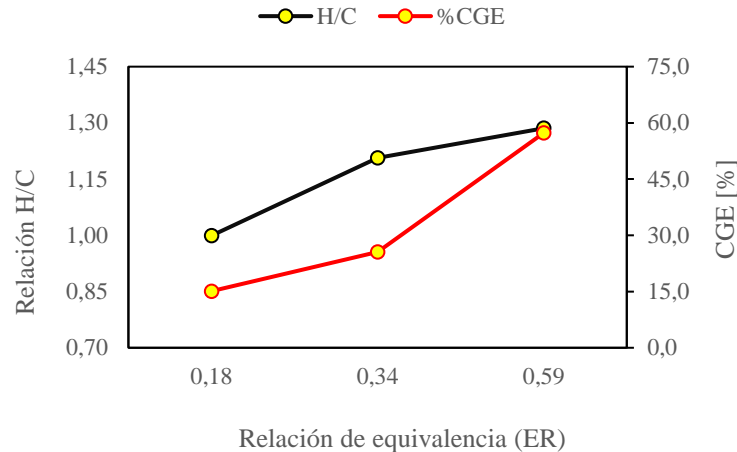
Se presentó una disminución del O<sub>2</sub> a medida que aumenta el ER, pese a que aumentó la cantidad de aire que se suministraba al equipo, lo cual resalta la efectividad con la que se estaban llevando a cabo las reacciones de gasificación de biomasa.

### **Variación de la relación H/C y la CGE con respecto a la relación de equivalencia.**

La figura 12 muestra, tanto la eficiencia de gas frío como la relación H/C alcanzada a diferentes relaciones de equivalencia durante la gasificación de la cacota de cacao con aire. La relación H/C es otro factor que determina la eficiencia del proceso e indica la proporción de hidrógeno presente en el gas producido. Al ser mayor la proporción de hidrógeno menor será la temperatura de vaporización facilitando la velocidad de combustión del gas (Basu, P., 2013).

### **Figura 12**

*Variación de la relación H/C y la CGE con respecto a la relación de equivalencia ER.*



La eficiencia de gas frío alcanza su valor máximo cuando se prueba con ER de 0.59, siendo para este valor cuando el gas de síntesis obtenido alcanza el mayor flujo de energía. A su vez, la relación H/C aumenta con el aumento de la relación de equivalencia, alcanzando un máximo de 1.29.

#### 4.3 Balance estequiométrico del proceso.

Utilizando el balance termodinámico desarrollado en el Apéndice D, se obtiene los coeficientes de los productos para cualquier temperatura y ER.

El analizador de gases muestra la composición del gas de síntesis a una determinada temperatura, que se puede medir con la termocupla en sus distintas zonas (secado, combustión y reducción).

Para comparar el modelo teórico y experimental, se optó por tomar los resultados obtenidos experimentalmente para un ER de 0.59, el cual alcanza una temperatura máxima de 742°C, registrada en la zona de reducción; la composición del syngas es la siguiente:

#### Tabla 4

*Composición registrada por el analizador de gases.*

Composición registrada por el analizador de gases						
CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	O <sub>2</sub> (%)	N <sub>2</sub> (%)	CmHm (%)
11,87	13,66	2,6	11,95	0,23	59,36	0,33

La composición determinada mediante el modelo termodinámico para un valor de temperatura de 742°C y un ER DE 0.59 es:

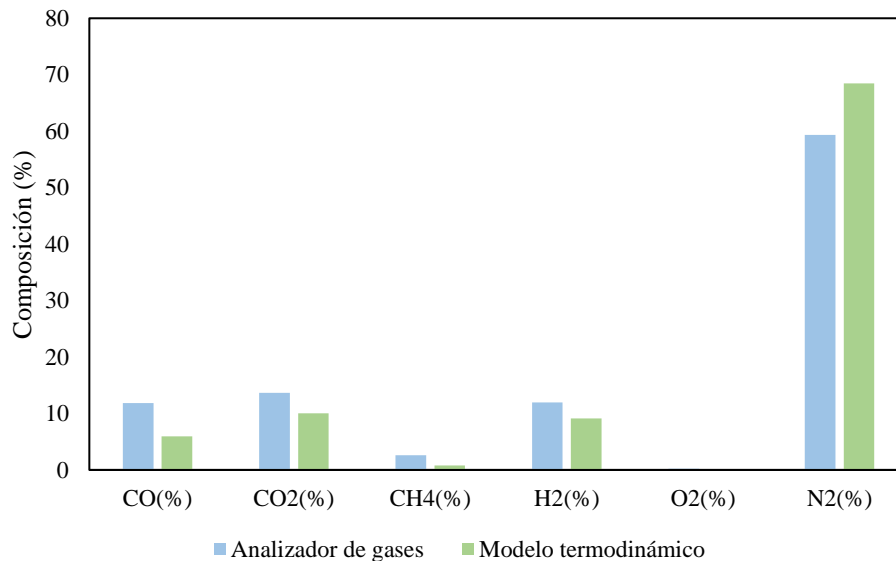
**Tabla 5**

*Composición determinada mediante el modelo termodinámico.*

Composición determinada mediante el modelo termodinámico							
CO (%)	CO <sub>2</sub> (%)	CH <sub>4</sub> (%)	H <sub>2</sub> (%)	O <sub>2</sub> (%)	N <sub>2</sub> (%)	H <sub>2</sub> O (%)	SO <sub>2</sub> (%)
5,955	10,03	0,8	9,123	0	68,47	6,327	0,01459

**Figura 13**

*Analizador de gases vs Modelo termodinámico.*



En la Figura 13, se muestra la comparación de los coeficientes de los productos obtenidos mediante el analizador de gases y el modelo termodinámico.

Para conocer cuánto difieren los valores, se hará uso del error porcentual.

$$\% \text{ ERROR} = \left| \frac{\text{Valor Teórico} - \text{Valor Experimental}}{\text{Valor Experimental}} \times 100 \right| \quad (14)$$

**Tabla 6**

*Error Porcentual de la composición.*

<b>Error porcentual</b>					
<b>CO (%)</b>	<b>CO2 (%)</b>	<b>CH4(%)</b>	<b>H2 (%)</b>	<b>O2 (%)</b>	<b>N2 (%)</b>
49,83	26,57	69,23	23,66	100,00	15,35

El porcentaje de error en el oxígeno se debe a que, en el modelo termodinámico, se supone que no se produce oxígeno por ser una gasificación, ya que el proceso está en deficiencia de aire y se consume todo el oxígeno. Además, el analizador de gases no tiene en cuenta los productos de  $H_2O$  y  $SO_2$ .

#### **4.4 Caracterización de materia sólida residual.**

Para el proceso de caracterización del biochar, se tomaron muestras de 50 gramos, producto de dos pruebas realizadas bajo dos condiciones diferentes de ER: 0.34 y 0.59. En el apéndice C, se presenta en detalle cómo se llevó a cabo este proceso. Se realizó el análisis próximo por triplicado y la determinación del poder calorífico por duplicado, para después promediar sus valores, dejando los resultados mostrados en la tabla 7.

**Tabla 7***Resultados del análisis próximo y el poder calorífico del biochar*

<b>Análisis próximo [% en peso]</b>					
<b>ER</b>	<b>% Humedad</b>	<b>% Volátiles</b>	<b>% Carbono Fijo</b>	<b>% Cenizas</b>	<b>Poder calorífico HHV [MJ/kg]</b>
<b>0.34</b>	3,81±0,23	32,57±3,46	41,62±3,41	22,01±0,45	21,78±3,41
<b>0.59</b>	5,88±0,16	26,59±0,89	48,45±1,43	19,08±0,63	22,70±1,43

El HHV no mostró mayor diferencia entre los ER bajo los cuales se generaron las muestras de biochar, siendo el mayor valor obtenido bajo las condiciones de ER de 0.59 con 22.70 [MJ/kg]. Dicho valor se comporta de acuerdo con lo esperado, donde se suponía que mejorara el valor del HHV obtenido en el análisis próximo realizado a la biomasa (15.46 [MJ/kg]), debido al fenómeno de torrefacción que sufre la biomasa.

## 5. Conclusiones

Las condiciones mínimas de operación de la unidad gasificadora Downdraft dispuesta por la Universidad Industrial de Santander, utilizada para este estudio, para lograr un proceso de gasificación, son de una presión de al menos 30 psi junto con un flujo de al menos 13 L/min.

Esta comparativa evidencia que, para esta unidad gasificadora, el aumento de la relación de equivalencia influye positivamente en el desempeño de la reacción, alcanzando su mejor desempeño bajo las condiciones de presión y de flujo de agente gasificante de 30 psi y 19 L/min. Del mismo modo, el aumento de la relación de equivalencia mostró mejorar tanto la eficiencia de gas en frío como la relación H/C, encontrando su valor máximo bajo las mismas condiciones de operación mencionadas.

En las condiciones de mejor desempeño el gas producido alcanzó un poder calorífico máximo de 4,11 MJ/m<sup>3</sup>, valor que permite validar el uso de cacota de cacao producido en la región de Santander (CLON FEC-3) como biocombustible sólido para procesos de gasificación.

Como la gasificación ocurre en deficiencia de aire, se genera una combustión incompleta, la cual está por debajo de las condiciones estequiométricas. Esto aumenta la producción de monóxido de carbono e hidrógeno; gases combustibles del syngas que son de gran utilidad para la industria energética.

El modelo termodinámico permite realizar una estimación teórica e idealizada de lo que ocurre en el proceso sin tener en cuenta factores externos que afectan a dicho proceso, pero de este modelo se obtienen los coeficientes de los productos que conforman el syngas, lo cual permite hallar las condiciones teóricas en donde se obtendrá la mayor cantidad de un producto deseado. También se determinó la máxima temperatura teórica posible en el proceso (temperatura de llama

adiabática), la cual permite calcular los coeficientes de los productos y cómo varían en función de su temperatura hasta llegar a su máximo teórico.

Debido a que la materia sólida residual presenta un poder calorífico superior considerable y un menor contenido de material volátil, puede ser usada en procesos de combustión, como la generación de energía eléctrica o para sistemas de calefacción.

Los resultados obtenidos en este proyecto fueron expuestos en forma de póster científico en el congreso “TOWARDS A SUSTAINABLE FUTURE: Smart use of residues in bioeconomy” que tuvo lugar en la Universidad Industrial de Santander el 31 de agosto de 2023.

## 6. Recomendaciones

Se recomienda reemplazar el rotámetro que se usó en este estudio (diseñado para trabajar con CO<sub>2</sub>) por un rotámetro de aire buscando mayor precisión y facilitar el control sobre la variable de entrada de flujo de agente gasificante.

Se sugiere instalar un medidor de presión en el reactor para tener control de su comportamiento a lo largo de la reacción. De igual manera se considera preciso instalar una válvula de alivio de presión en el reactor para minimizar el riesgo de sobrepresión.

Se considera imprescindible reemplazar las trampas de la línea de derivación, debido a que su material no soporta las presiones con las que se opera el equipo, lo cual resulta en agrietamiento de estas y fugas. Se sugiere que se diseñen en un material metálico resistente a la corrosión.

Para estudios futuros, buscar la manera de simplificar y automatizar el proceso de ignición del equipo con el fin de minimizar la incidencia de errores humanos en los resultados.

## Referencias bibliográficas

- Alemán, Y., CTO, & EQTEC. (25 de febrero de 2021). *¿Qué es la gasificación?* EQTEC <https://eqtec.com/es/que-es-la-gasificacion/>
- Álvarez, M. A., & Naranjo, L. V. (2015). *Diseño conceptual de un gasificador para la producción de gas de síntesis a partir de residuos de poda generados en la Universidad EAFIT*. <https://repository.eafit.edu.co/handle/10784/8277>
- Basu, P. (2013). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction: Practical Design and Theory*. <http://ci.nii.ac.jp/ncid/BB14193399>
- Besel, S. A. (2007). Biomasa: Gasificación. *Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía (IDAE)(Ed.), Madrid, Spain*, 1-36.
- Castellanos, J. U., Vargas, F., Fajardo, C., & Quintero, L. F. S. (2012). Modelado del proceso de gasificación de biomasa para aprovechamiento energético: una revisión al estado del arte. *Iteckne*, 9(2). <https://doi.org/10.15332/iteckne.v9i2.87>
- Castells, X. E., & Velo, E. (Ed.). (2012). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. Editorial Díaz de Santos.
- Cortés, P, y Coral, Luis. (2022). *Puesta en Marcha y Evaluación de una Unidad Piloto de Gasificación Tipo Downdraft Utilizando Cacota de Cacao* (tesis de pregrado). Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Colombia.
- FAO. (1993). El gas de madera como combustible para motores. Recuperado 14 de noviembre de 2014, a partir de [http://www.fao.org/docrep/t0512s/t0512s03.htm#2.5.diseño de gasificadores de tiro invertido](http://www.fao.org/docrep/t0512s/t0512s03.htm#2.5.diseño%20de%20gasificadores%20de%20 tiro%20invertido)
- Fedecacao. (2023). Producción cacaotera presentó una reducción del 10% en 2022 por lluvias. [https://www.fedecacao.com.co/post/producci%C3%B3n-cacaotera present%C3%B3-una-](https://www.fedecacao.com.co/post/producci%C3%B3n-cacaotera-present%C3%B3-una-)

[reducci%C3%B3n-del-10-en-2022-por-lluvias](#)

Puig-Arnabat, M., Bruno, J. C., & Coronas, A. (2010). Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, *14*(9), 2841-2851.

<https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030>

MADR. (2021). Cadena de valor de Cacao. *Dirección de Cadenas Agrícolas y Forestales*, *27*.

[https://sioc.minagricultura.gov.co/Cacao/Documentos/2021-03-31 Cifras Sectoriales.pdf](https://sioc.minagricultura.gov.co/Cacao/Documentos/2021-03-31%20Cifras%20Sectoriales.pdf)

Maitlo, G., Ali, I., Mangi, K. H., Ali, S., Maitlo, H. A., Unar, I. N., & Pirzada, A. M. (2022).

Thermochemical conversion of biomass for SYNGas production: current status and future trends. *Sustainability*, *14*(5), 2596. <https://doi.org/10.3390/su14052596>

Martínez, J. D., Lora, E. E. S., Andrade, R. V., & Jaén, R. L. (2011). Experimental study on

biomass gasification in a double air stage downdraft reactor. *Biomass and Bioenergy*, *35*(8),

3465-3480. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2011.04.049>

Ministerio de Minas y Energía, C., & Banco interamericano de Desarrollo, B. (2021). *Transición*

*energética: un legado para el presente y el futuro de Colombia* Iván Duque Márquez

*presidente de la República*. 128. [www.laimprentaeditores.com](http://www.laimprentaeditores.com)

Pérez Bayer, J. F. (2007). *Modelado unidimensional del proceso de gasificación de biomasa*

*lignocelulósica en lechos empacados en equicorriente* (Tesis doctoral). Universidad de

Valladolid, Valladolid.

Repsol. (28 de abril de 2021). *Biocombustibles*. Repsol Technology Lab.

[https://www.repsol.com/es/tecnologia-digitalizacion/technology-lab/reduccion-](https://www.repsol.com/es/tecnologia-digitalizacion/technology-lab/reduccion-emisiones/biocombustibles/index.cshtml)

[emisiones/biocombustibles/index.cshtml](https://www.repsol.com/es/tecnologia-digitalizacion/technology-lab/reduccion-emisiones/biocombustibles/index.cshtml)

Repsol. (11 de septiembre de 2023). *Biomasa*. Repsol Technology Lab.

<https://www.repsol.com/es/energia-futuro/movilidad-sostenible/biomasa/index.cshtml>

- Ruiz, J. A., Juárez, M. C., Morales, M. P., Muñoz, P., & Mendívil, M. A. (2012). Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 18, 174–183. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021>
- Shahabuddin, M., & Alam, T. (2022). Gasification of Solid Fuels (Coal, Biomass and MSW): Overview, Challenges and Mitigation Strategies. *Energies*, 15(12), 4444. <https://doi.org/10.3390/en15124444>
- T, T. D., Agustina, T. E., & Faizal, M. (2018). The effect of air fuel ratio and temperature on syngas composition and calorific value produced from downdraft gasifier of rubber Wood-Coal mixture. *International journal of engineering. Transactions C: Aspects*, 31(9). <https://doi.org/10.5829/ije.2018.31.09c.02>

## Apéndices

### **Apéndice A.** *Protocolo de funcionamiento del gasificador y análisis de riesgos y operabilidad.*

#### **Preparación de la prueba.**

La unidad piloto de gasificación dispuesta por la Universidad Industrial de Santander en el laboratorio 305 del EDI en el parque tecnológico de Guatiguará consta de un conjunto de equipos y accesorios los cuales deben ser preparados previos a la ejecución de cada prueba. Se recomienda leer los manuales de operación de cada equipo antes de iniciar con las pruebas.

A continuación, se enuncian los pasos a seguir necesarios en la preparación de cada equipo y accesorio, además de la hoja de análisis de riesgos y operabilidad:

#### ***Reactor de gasificación.***

- Desajustar los tornillos de la zona de carga y de descarga, retirar las tapas y verificar que el equipo se encuentra completamente limpio.
- Retirar el soporte que sostiene la rejilla para corroborar que se encuentra limpia y libre de residuos.
- Verificar que el tubo por el cual se introduce el soplete para llevar a cabo la ignición se encuentra despejado.
- Empleando una aguja limpiar las boquillas de entrada de aire asegurándose que no se presente ninguna obstrucción.
- Desconectar una de las entradas de aire al cilindro para conectar una pistola de inyección de aire a 100 psi para verificar que todas las boquillas de aire se encuentran completamente despejadas. Una vez hecho esto volver a conectar a la línea de suministro de aire.

- Ajustar la rejilla para las cenizas y asegurarse que se encuentra firme
- Cerrar la zona de descarga y verificar que todos los tornillos se encuentren bien ajustados.
- Retirar la abrazadera de salida del ciclón y comprobar que esté limpio y vacío. Volver a cerrar y ajustar.
- Cargar el equipo con la cantidad de biomasa necesaria con la precaución de no tapar el tubo de ignición.
- Cerrar la zona de carga con su tapa asegurándose que el orificio dispuesto para la ignición coincida con el tubo al interior del reactor. Ajustar la abrazadera de la tapa de dicho orificio. Ajustar todos los tornillos hasta asegurar que todos se encuentren firmes.
- Introducir la termocupla cuidadosamente y ajustar sus tornillos de sujeción.
- Hacer una prueba de fugas abriendo el paso de la línea de aire al reactor para comprobar mediante inspección visual, auditiva y usando espuma.

***Trampas de derivación y muestreo.***

- Verificar que los recipientes de las trampas se encuentren limpios, vacíos y secos.
- En los recipientes de las trampas de muestreo llenar aquellas identificadas con los números 2, 3 y 4 con 50mL de isopropanol. Volver a ponerlas todas en su soporte ajustando correctamente sus abrazaderas y sus tornillos de soporte. Colocar sus recipientes metálicos y comprobar que se encuentren firmes.
- En los recipientes de las trampas de derivación llenar aquellas identificadas con los números 2 y 3 con 140mL de isopropanol. Volver a ponerlas en su soporte verificando que se encuentre bien ajustadas. Colocar sus recipientes plásticos y comprobar que se encuentren firmes.
- Verificar que las líneas de entrada y salida se encuentren ajustadas.

- Llenar los recipientes de las trampas de derivación y muestreo con 10 y 8 cm de agua y hielo respectivamente.

#### ***Analizador de gases.***

- Comprobar que las líneas de entrada y salida de gas estén ajustadas.
- Verificar que las trampas de condensación se encuentren limpias, llenarlas con agua hasta la altura marcada en el recipiente de vidrio y volver a colocarlas en su soporte asegurándose que se encuentren bien ajustadas.
- Comprobar que la conexión de lectura de datos (puerto RS232) se encuentre conectada correctamente.
- Verificar que el equipo se encuentre conectado a polo a tierra y conectar el cable de energía a un tomacorriente de 220V.
- Retirar el tapón de entrada de aire al respaldo del equipo.
- Encender el equipo y esperar que este haga su proceso de arranque que dura 800 segundos.
- Conectar el cable USB a un computador y abrir el software del equipo (GasAnalyzerDataLoad). Comprobar que el orden en que se presentan la composición del gas en el equipo coincida con las mostradas en el programa, al igual que verificar que la hora y la fecha sean correctos.
- Comprobar que se están guardando correctamente los datos tomados por el sensor.

#### ***Termocupla.***

- Verificar que los cables y conectores se encuentren en buen estado y no presenten ningún tipo de daño o desgaste.

- Conectar los tres cables al lector de datos asegurándose que cada línea coincida con su respectivo puerto.
- Conectar el lector de datos a una fuente de 110V y encenderlo
- Comprobar que tanto la fecha como la hora estén correctas.
- Asegurarse que la tarjeta SD de almacenamiento de datos se encuentre conectada, hay un testigo en la pantalla del lector que lo confirma.
- Comprobar que los datos de temperatura presentados oscilen en valores similares a la temperatura ambiente.

Una vez realizados estos pasos y los equipos estén preparados se puede proceder al inicio de la prueba siguiendo las siguientes instrucciones:

#### **Encendido del equipo.**

- Acatar las normas de seguridad dispuestas por el laboratorio, empleando los elementos de protección necesarios (Gafas de seguridad y máscara de protección contra gases).
- Soltar las abrazaderas y las tapas de la salida del ciclón y del orificio de la ignición.
- Encender la cabina de extracción de gases del laboratorio.
- Abrir el paso de la línea de aire con las condiciones de presión y flujo requeridas.
- Abrir 180° la válvula de paso a derivación y mantener cerrada la válvula de paso a muestreo.
- Conectar el soplador a una fuente de 110V y asegurar la manguera de succión a la salida de aire del ciclón. Colocar la manguera de salida del soplador en el exterior del laboratorio a través de una ventana. Encender soplador e iniciar la succión de aire.

- Iniciar la toma de datos de la termocupla presionando el botón “REC” por dos segundos para después oprimir el botón “Max/min” por 1 segundo.
- Encender el soplete de gas e introducirlo por el orificio dispuesto para la ignición teniendo precaución de que no se apague una vez dentro del reactor. Mantener hasta notar que sale gas a través de la manguera dispuesta en el exterior.
- Proceder a sacar el soplete y ajustar bien la abrazadera del orificio de ignición.
- Mantener la succión de aire por 15 segundos más y luego proceder a cerrar esa salida de gas.
- Verificar que el valor de presión y flujo sigan siendo los seleccionados.
- Abrir la válvula de paso a muestreo, encender la bomba se vacío del sensor (presionar por dos segundos el botón de flecha hacia arriba), regular un flujo de entrada al analizador de 1 L/min e iniciar la toma de datos mediante el software en el computador.
- Monitorear constantemente el comportamiento tanto de la temperatura como de la composición del gas durante todo el proceso.
- Al notar una disminución de la temperatura y que el valor de LHV medido del gas descienda a menos de 2 MJ/m<sup>3</sup> iniciar el proceso de parada del equipo.

#### **Parada del equipo.**

- Cerrar la línea de paso de aire al equipo al igual que la válvula de la línea que va a muestreo.
- Detener la grabación de datos del sensor de gases y apagar su bomba de succión oprimiendo el botón de flecha hacia abajo por 2 segundos.
- Abrir completamente la válvula de salida a derivación.
- Apagar el analizador de gases, desconectar su cable de poder y volver a colocar el tapón de la entrada de aire.

- Esperar hasta que la temperatura en el reactor sea menor de 80°C para proceder a retirar la tapa superior. Una vez enfriado completamente para realizar la descarga del equipo por la parte inferior. Almacenar la materia sólida residual y tomar una muestra de 50 g para su caracterización.
- Una vez descargado el equipo se procede a limpiar y disponerlo para una próxima prueba.
- Apagar la cabina de extracción de gases, realizar una limpieza de la zona del laboratorio dispuesta por el equipo de gasificación y guardar todas las herramientas y accesorios empleados en su respectivo lugar.

#### **Análisis de riesgos y operabilidad.**

A continuación, se presentan los resultados del análisis de riesgos y operabilidad de la unidad gasificadora de biomasa dispuesta por la Universidad de Santander en el laboratorio 305 del EDI encontrado en el Parque tecnológico de Guatiguará.

<b>Hoja de trabajo HAZOP</b>				
<b>Identificación y evaluación de riesgos de unidad de gasificación tipo Downdraft alimentada con cacota de cacao</b>				
<b>Palabra clave</b>	<b>Desviación</b>	<b>Causa</b>	<b>Consecuencia</b>	<b>Recomendación</b>
	Baja temperatura.	Boquillas de inyección de aire obstruidas.	No es posible llevar a cabo correctamente la reacción de gasificación.	Seguir protocolo de operación del equipo.

Temperatura. \_\_\_\_\_

	Baja temperatura.	Cantidad de biomasa insuficiente.	de	No es posible llevar a cabo correctamente la reacción de gasificación.	Tener en cuenta los requerimientos de operación del equipo
	Baja temperatura.	Error operacional en el proceso de ignición del equipo.	de	No es posible llevar a cabo correctamente la reacción de gasificación.	Seguir protocolo de operación del equipo.
	Bajo flujo.	Válvula de paso a derivación completamente abierta.		No es posible llevar a cabo correctamente la reacción de gasificación. Aire insuficiente.	Regular válvula de paso a derivación según el protocolo de operación del equipo.
Flujo.	Sin flujo.	Válvula de paso a derivación completamente cerrada.		No es posible poner en marcha la reacción de gasificación.	Regular válvula de paso a derivación según el protocolo de operación del equipo.
	Sin flujo.	Rotámetro restringiendo totalmente el paso de aire al gasificador.		No es posible poner en marcha la reacción de gasificación.	Regular flujo del rotámetro según el protocolo de operación del equipo.

Presión.	Alta presión.	Válvula de paso a derivación completamente cerrada.	Sobre presurización del sistema.	Regular válvula de paso a derivación según el protocolo de operación del equipo.
----------	---------------	---	----------------------------------	--

---

Olor.	Presencia de olor a gas.	Fugas presentadas en las trampas de derivación.	Riesgo de intoxicación por gas.	Diseñar trampas de derivación en material resistente a la presión.
-------	--------------------------	---	---------------------------------	--

---

**Apéndice B. Cálculo de la relación de equivalencia ER.**

Para determinar el valor de ER es necesario calcular tanto los moles de aire real como los moles de aire estequiométrico.

**Cálculo de moles de aire real.**

Para la determinación de los moles de aire real se parte de hallar el flujo de aire seco que se suministra al proceso usando la siguiente ecuación:

$$\text{Flujo de aire seco} = \text{Caudal de aire húmedo} * \rho_{\text{aire}} * (1 - H_{\text{abs}}) \quad (\text{B1})$$

Siendo el caudal de aire húmedo el valor marcado por el rotámetro y la densidad del aire dependiente de la presión del aire. Una vez conocido el flujo de aire seco se procede a calcular los moles de aire real alimentado al proceso por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{moles aire real} = \frac{\text{Flujo de aire seco} * \text{tiempo de operación}}{\text{Peso molecular del aire}} \quad (\text{B2})$$

**Cálculo de moles de aire estequiométrico.**

El cálculo de las moles de aire estequiométrico parte de hallar las moles de biomasa seca por medio de la siguiente ecuación:

$$\text{moles biomasa seca} = \frac{\text{masa biomasa zona reacción} * (1 - \text{Humedad biomasa})}{\text{Peso molecular de la biomasa}} \quad (\text{B3})$$

Donde la masa de la zona de reacción se obtiene mediante el volumen ocupado y la densidad aparente de la biomasa (0,2254 Kg/m<sup>3</sup>), obteniéndose un valor de 1413 gramos. Una vez conocidos los moles de biomasa seca, se calculan los moles de oxígeno multiplicando dicho valor

por el factor estequiométrico del oxígeno. Este factor estequiométrico se obtiene partiendo de las reacciones de oxidación completa (Ec.4 y Ec.6) obteniendo que:

$$\text{factor estequiométrico Oxígeno} = 1 + \frac{\gamma}{4} + \frac{\beta}{2} \quad (\text{B4})$$

Donde  $\gamma$  y  $\beta$  representan los coeficientes de la fórmula molecular del hidrógeno y oxígeno, respectivamente.

Una vez que se conocen los moles de oxígeno, se determinan los moles de aire estequiométrico usando la siguiente ecuación:

$$\text{moles aire estequiométrico} = \frac{\text{moles Oxígeno}}{0,21} \quad (\text{B5})$$

Finalmente, conociendo tanto los moles de aire real como los moles de aire estequiométrico, se calcula el valor del ER con el que se está trabajando, aplicando la relación:

$$ER = \frac{\text{moles aire real}}{\text{moles aire estequiométrico}} \quad (\text{B6})$$

**Apéndice C.** *Metodología para el análisis próximo y determinación del poder calorífico de la materia sólida residual.*

### **Análisis Próximo.**

La caracterización de los residuos sólidos del proceso de gasificación de biomasa se realizó en el laboratorio de combustión de la escuela de ingeniería mecánica. El método usado fue secado en horno (Horno Terrígeno D8 2254), usando aproximadamente 1 g como masa de ensayo para las diferentes caracterizaciones.

### **Figura C 1**

*Horno Terrígeno D8 2254.*



Para determinar el contenido de humedad, se siguió la norma ISO 18134-3:2015, en donde se registra la masa de un plato vacío y seguidamente, se coloca la muestra en el plato, registrando su masa. Luego, se introduce en el horno a una temperatura de 105°C durante tres horas. Una vez transcurrido el tiempo estipulado para el ensayo se retira la muestra del horno y se introduce en un desecador, dejando enfriar a temperatura ambiente, para después registrar la masa del plato y la muestra. El cálculo se realiza como se muestra a continuación.

$$M_{ad} = \frac{(m_2 - m_3)}{(m_2 - m_1)} \times 100 \quad (C1)$$

Donde

$M_{ad}$  Contenido de humedad, de la porción de ensayo en porcentaje;

$m_1$  Masa, en gramos, del plato vacío;

$m_2$  Masa, en gramos, del plato y la porción de ensayo antes del secado;

$m_3$  Masa, en gramos, del plato y la porción de ensayo después del secado.

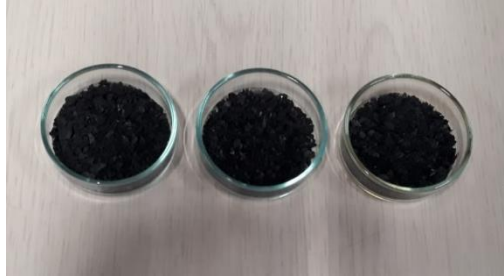
**Tabla C 1**

*Determinación del contenido de humedad.*

Recipiente	$m1$ (g)	$m2$ (g)	$m3$ (g)	$Mad$ (%)
<b>Muestra 15 de agosto</b>				
1	17,2672	18,2676	18,2078	5,9776
2	18,8204	19,8200	19,7603	5,9724
3	18,2819	19,2828	19,2258	5,6949
<b>Muestra 16 de agosto</b>				
1	18,1044	19,1044	19,0666	3,7800
2	17,7499	18,7511	18,7152	3,5857
3	18,8911	19,8935	19,8529	4,0503
<b>Promedio de Humedad muestra 15 de agosto</b>				
<b>5,88</b>				
<b>Promedio de Humedad muestra 16 de agosto</b>				
<b>3,81</b>				

**Figura C 2**

*Muestras después de finalizar la determinación del contenido de humedad.*



La determinación del contenido de ceniza se realizó según la norma ISO 18122:2015, en donde se registra la masa de un crisol vacío y seguidamente, se coloca la muestra en el crisol, registrando su masa. Luego, se introduce en el horno a una temperatura de 550°C durante tres horas. Una vez transcurrido el tiempo estipulado para el ensayo, se retira la muestra del horno y se introduce en un desecador, dejando enfriar a temperatura ambiente, para después registrar la masa del crisol y la muestra. El cálculo se realiza como se muestra a continuación.

$$A_d = \frac{(m_3 - m_1)}{(m_2 - m_1)} \times 100 \times \frac{100}{100 - M_{ad}} \quad (C2)$$

Donde

$A_d$  Contenido de cenizas en base seca, en porcentaje;

$m_1$  Masa, en gramos, del crisol vacío;

$m_2$  Masa, en gramos, del crisol más la porción de ensayo;

$m_3$  Masa, en gramos, del crisol más la ceniza;

$M_{ad}$  Contenido de humedad, en porcentaje de la porción de ensayo.

## Tabla C 2

*Determinación del contenido de ceniza.*

<b>Recipiente</b>	<b><i>m</i>1 (g)</b>	<b><i>m</i>2 (g)</b>	<b><i>m</i>3 (g)</b>	<b><i>Mad</i> (%)</b>	<b><i>Ad</i> (%)</b>
<b>Muestra 15 de agosto</b>					
1	25,5753	26,5777	25,7614	5,88	19,7256
2	26,6709	27,6741	26,8507	5,88	19,0427
3	27,4909	28,4925	27,6649	5,88	18,4578
<b>Muestra 16 de agosto</b>					
1	25,0744	26,0752	25,2857	3,81	21,9483
2	24,5974	25,5977	24,8137	3,81	22,4789
3	27,4797	28,481	27,6877	3,81	21,5947
<b>Promedio de contenido de ceniza muestra 15 de agosto</b>					
<b>19,08</b>					
<b>Promedio de contenido de ceniza muestra 16 de agosto</b>					
<b>22,01</b>					

El contenido de material volátil se determinó siguiendo la norma ISO 18123:2015, en donde se registra la masa de un crisol vacío y seguidamente, se coloca la muestra en el crisol, registrando su masa. Se enciende el horno y se programa para alcanzar una temperatura de 910°C. Cuando el horno se encuentre a la temperatura indicada, se introduce el crisol con la muestra durante 7 minutos. Una vez transcurrido el tiempo estipulado para el ensayo, se retira la muestra del horno y se introduce en un desecador, dejando enfriar a temperatura ambiente, para después registrar la masa del plato y la muestra. El cálculo se realiza como se muestra a continuación.

$$V_d = \left[ \frac{100x(m_2 - m_3)}{(m_2 - m_1)} - M_{ad} \right] x \left[ \frac{100}{100 - M_{ad}} \right] \quad (C3)$$

Donde

$V_d$  Contenido de material volátil, de la porción del ensayo en porcentaje;

$m_1$  Masa, en gramos, del crisol vacío y su tapa;

$m_2$  Masa, en gramos, del crisol, su tapa y la porción del ensayo antes de calentar;

$m_3$  Masa, en gramos, del crisol, su tapa y el residuo después del calentamiento;

$Mad$  Contenido de humedad, en porcentaje de la porción de ensayo.

**Tabla C 3**

*Determinación del contenido de material volátil.*

Recipiente	$m1$ (g)	$m2$ (g)	$m3$ (g)	$Mad$ (%)	$Vd$ (%)
<b>Muestra 15 de agosto</b>					
1	43,8116	44,8125	44,5040	5,8816	26,4992
2	39,1463	40,1486	39,8300	5,8816	27,5241
3	35,6266	36,6290	36,3271	5,8816	25,7506
<b>Muestra 16 de agosto</b>					
1	42,8447	43,8464	43,4561	3,8053	36,5493
2	40,5784	41,5807	41,2449	3,8053	30,8724
3	34,4805	35,4815	35,1517	3,8053	30,2945
<b>Promedio de contenido de material volátil muestra 15 de agosto</b>					
<b>26,59</b>					
<b>Promedio de contenido de material volátil muestra 16 de agosto</b>					
<b>32,57</b>					

**Figura C 3**

*Muestras después de finalizar la determinación de contenido de material volátil.*



Finalmente, para determinar el porcentaje de carbono fijo, se utiliza la siguiente ecuación:

$$100 \% = M_{ad} + A_d + V_d + C_d \quad (C4)$$

Donde

$M_{ad}$  Contenido de humedad, en porcentaje;

$A_d$  Contenido de cenizas en base seca, en porcentaje;

$V_d$  Contenido de material volátil, en porcentaje;

$C_d$  Contenido de carbono fijo, en porcentaje.

**Tabla C 4**

*Determinación del contenido de carbono fijo.*

<i>Mad (%)</i>	<i>Ad (%)</i>	<i>Vd (%)</i>	<i>Cd (%)</i>
<b>Muestra 15 de agosto</b>			
5,9776	19,7256	26,4992	47,7975
5,9724	19,0427	27,5241	47,4608
5,6949	18,4578	25,7506	50,0967
<b>Promedio de carbono fijo 15 de agosto</b>			<b>48,45</b>
<b>Muestra 16 de agosto</b>			
3,7800	21,9483	36,5493	37,7224
3,5857	22,4789	30,8724	43,0630
4,0503	21,5947	30,2945	44,0604
<b>Promedio de carbono fijo 16 de agosto</b>			<b>41,62</b>

### **Poder calorífico.**

Antes de realizar la determinación del poder calorífico, se llevó a cabo un proceso de pulverización mediante un mortero, el cual fue realizado en los laboratorios de la escuela de ingeniería química. Ya que es necesario obtener un tamaño de partícula menor a 250  $\mu\text{m}$ , para la

verificación del tamaño de partícula se usó un tamiz de malla 60, el cual tiene una apertura de malla de 250  $\mu\text{m}$ .

#### **Figura C 4**

*Pulverización de residuos sólidos del proceso de gasificación.*



La prueba para determinar el poder calorífico se realizó en el laboratorio de interfase de la sede de Guatiguará, usando la bomba colorimétrica Parr 6200, siguiendo la norma UNE-EN ISO 18125.

#### **Figura C 5**

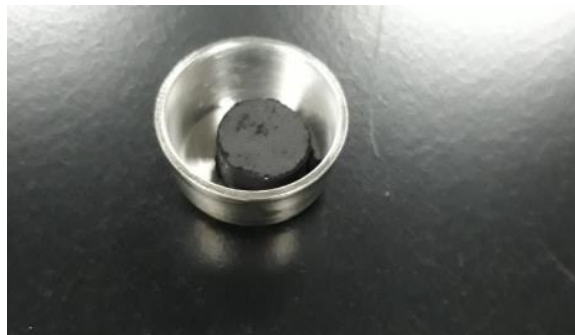
*Bomba colorimétrica Parr 6200.*



Inicialmente, se preparó la muestra, formando una pastilla comprimida, con ayuda de una prensa hidráulica Caver modelo 3912, aplicando una presión de 5000 toneladas métricas durante dos minutos. La pastilla estaba compuesta de  $\pm 0.7$  gramos de materia residual sólida de la biomasa y  $\pm 0.5$  gramos de ácido benzoico (usado como comburente).

### Figura C 6

*Pastilla para determinación del poder calorífico superior (HHV).*



La pastilla se introduce dentro de un crisol y se procede a realizar el montaje de la bomba en el calorímetro Parr 6200; se presuriza con oxígeno a 450 psi (usado como carburante). Después, se digita el peso de la biomasa residual y, seguidamente, el peso del ácido benzoico (para que el equipo solo tome en cuenta el peso de la materia residual sólida de la biomasa), transcurridos 10 minutos, la bomba calorimétrica calcula el valor del poder calorífico superior.

### Tabla C 5

*Determinación del poder calorífico superior HHV.*

Muestra	Residuos de biomasa (g)	Acido benzoico (g)	HHV (MJ/kg)
<b>Muestra 15 de agosto</b>			
1	0,7028	0,4954	22,8301
2	0,7010	0,4912	22,5653
<b>Promedio muestra 16 de agosto</b>			<b>22,70</b>
<b>Muestra 16 de agosto</b>			

1	0,7000	0,4969	21,8974
2	0,7007	0,5321	21,6630
<b>Promedio muestra 16 de agosto</b>			<b>21,78</b>

#### Apéndice D. Modelo 0-Dimensional en equilibrio térmico.

Para el desarrollo del modelo termodinámico 0-dimensional, se combinan las ecuaciones de conservación de masa y energía en estado estacionario, teniendo en cuenta el equilibrio químico y térmico del proceso. Se parte del análisis elemental, en donde se indica la composición de la biomasa; también es necesario conocer su contenido de humedad.

Suponiendo 1 kg de combustible, se transforma el contenido porcentual en contenido másico, teniendo en cuenta el porcentaje de humedad.

$$Carbono_{kg} = \frac{Carbono_{\%} * \left(1 - \frac{Humedad}{100}\right)}{100} \quad (D1)$$

$$Hidrogeno_{kg} = \frac{Hidrogeno_{\%} * \left(1 - \frac{Humedad}{100}\right)}{100} \quad (D2)$$

$$Nitrógeno_{kg} = \frac{Nitrógeno_{\%} * \left(1 - \frac{Humedad}{100}\right)}{100} \quad (D3)$$

$$Azufre_{kg} = \frac{Azufre_{\%} * \left(1 - \frac{Humedad}{100}\right)}{100} \quad (D4)$$

$$Oxígeno_{kg} = \frac{Oxígeno_{\%} * \left(1 - \frac{Humedad}{100}\right)}{100} \quad (D5)$$

$$Agua_{kg} = \frac{Humedad_{\%}}{100} \quad (D6)$$

Con ayuda de la masa molar de cada componente, se obtiene el número de moles de cada componente. El valor de la masa molar se encuentra en textos o en tablas termodinámicas.

$$Carbono_{kmol} = \frac{Carbono_{kg}}{M_C} \quad (D7)$$

$$Hidrogeno_{kmol} = \frac{Hidrógeno_{kg}}{M_H} \quad (D8)$$

$$Nitrógeno_{kmol} = \frac{Nitrógeno_{kg}}{M_N} \quad (D9)$$

$$Azufre_{kmol} = \frac{Azufre_{kg}}{M_S} \quad (D10)$$

$$Oxígeno_{kmol} = \frac{Oxígeno_{kg}}{M_O} \quad (D11)$$

$$Agua_{kmol} = \frac{Agua_{kg}}{M_{H_2O}} \quad (D12)$$

Para determinar el número total de moles del combustible, se suman las moles de cada componente.

$$N_{fuel} = Carbono_{kmol} + Hidrógeno_{kmol} + Nitrógeno_{kmol} \\ + Azufre_{kmol} + Oxígeno_{kmol} + Agua_{kg} \quad (D13)$$

Al dividir las moles de cada componente por el número total de moles presentes en el combustible, se obtienen los coeficientes para la ecuación del balance estequiométrico.

$$C = \frac{\text{Carbono}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D14)$$

$$H = \frac{\text{Hidrógeno}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D15)$$

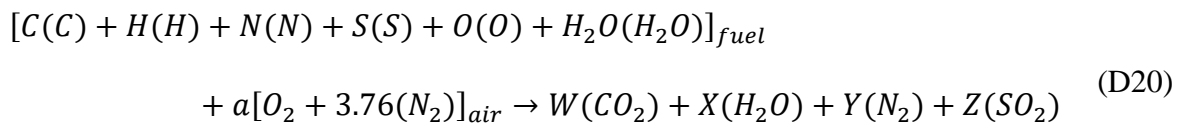
$$N = \frac{\text{Nitrógeno}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D16)$$

$$S = \frac{\text{Azufre}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D17)$$

$$O = \frac{\text{Oxígeno}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D18)$$

$$H_2O = \frac{\text{Agua}_{kmol}}{N_{fuel}} \quad (D19)$$

Se plantea una reacción de combustión estequiométrica para poder obtener el coeficiente de aire estequiométrico ( $a$ ), ya que se usó aire como comburente. Debido a que es combustión completa y a las características de la biomasa, se forman como productos  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $N_2$  y  $SO_2$ .



Planteadas las ecuaciones de balance para el carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno, se obtienen los coeficientes de los productos y el coeficiente de aire estequiométrico.

$$C = W \text{ (Carbono)} \quad (D21)$$

$$H + 2 * H_2O = 2 * X \text{ (Hidrógeno)} \quad (D22)$$

$$N + \alpha * 3.76 * 2 = Y \text{ (Nitrógeno)} \quad (D23)$$

$$S = Z \text{ (Azufre)} \quad (D24)$$

$$O + H_2O + \alpha * 2 = 2 * W + X + 2 * Z \text{ (Oxígeno)} \quad (D25)$$

Obtenido el coeficiente de aire estequiométrico, se plantea la ecuación de la reacción en equilibrio. Si el gasificador está trabajando adecuadamente y bajo tiempos prolongados, es posible asumir que los productos que salen del gasificador son todos gaseosos. Como productos de la reacción con deficiencia de oxígeno para biomasa, se obtiene  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $CH_4$ ,  $H_2$ ,  $N_2$  y  $SO_2$ .

$$\begin{aligned} & [C(C) + H(H) + N(N) + S(S) + O(O) + H_2O(H_2O)]_{fuel} + \varepsilon \\ & * a[O_2 + 3.76(N_2)]_{air} \\ & \rightarrow v_{CO}(CO) + v_{CO_2}(CO_2) + v_{H_2O}(H_2O) + v_{CH_4}(CH_4) + v_{SO_2}(SO_2) \\ & + v_{H_2}(H_2) + v_{N_2}(N_2) + v_{O_2}(O_2) \end{aligned} \quad (D26)$$

El factor  $\varepsilon$  indica el exceso o deficiencia de aire, estando relacionado con el ER. Se plantean las ecuaciones de balance para el carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno. El sistema de ecuaciones cuenta con 8 variables y 5 ecuaciones.

$$C = v_{CO} + v_{CO_2} + v_{CH_4} \text{ (Carbono)} \quad (D27)$$

$$H + 2 * H_2O = 2 * v_{H_2O} + 4 * v_{CH_4} + 2 * v_{H_2} \text{ (Hidrógeno)} \quad (D28)$$

$$N + \varepsilon * \alpha * 3.76 * 2 = v_{N_2} \text{ (Nitrógeno)} \quad (D29)$$

$$S = v_{SO_2} \text{ (Azufre)} \quad (D30)$$

$$O + H_2O + \varepsilon * \alpha * 2 = v_{CO} + 2 * v_{CO_2} + v_{H_2O} + 2 * v_{SO_2} + 2 * v_{O_2} \text{ (Oxígeno)} \quad (D31)$$

Como el sistema está subdimensionado, es necesario encontrar 3 ecuaciones para darle solución.

Según (Pérez Bayer, 2007, p.51) “El proceso de gasificación suele utilizar entre el 20 y el 40 % del aire estequiométrico, por lo cual se considera que no quedan moléculas de oxígeno en el gas pobre, es decir,  $v_{O_2} = 0$ ”. Por lo cual, una ecuación adicional sería:

$$v_{O_2} = 0 \quad (D32)$$

Las dos ecuaciones restantes se pueden obtener mediante las ecuaciones de equilibrio químico que determinen la composición del syngas.

La primera de ellas es la reducción de hidrógeno a metano.



De la ecuación anterior, se define la constante  $K_p$  en términos de la composición de equilibrio mediante la siguiente ecuación:

$$K_{PR1} = \frac{v_{CH_4}}{C * v_{H_2}^2} \left( \frac{P_{mix}}{N_{mix}} \right)^{-2} \quad (D34)$$

Para la cual,  $P_{mix}$  es la presión al interior del reactor y  $N_{mix}$  la cantidad de moles totales presentes en la cámara de reacción.

La constante  $K_p$  de la reducción de hidrógeno a metano. se obtiene haciendo uso del cambio en la función de Gibbs, la constante universal de los gases y la temperatura.

$$K_{P_{R1}} = e^{\frac{\Delta G_{R1}}{R_u * T}} \quad (D35)$$

El cambio en la función de Gibbs se calcula mediante la función de Gibbs (en términos de la temperatura) del metano, carbono y dihidrógeno, las cuales se encuentran en textos termodinámicos o en las tablas de JANAF.

$$\Delta G_{R1} = \overline{g}_f^{\circ} CH_4 - (\overline{g}_f^{\circ} C + \overline{g}_f^{\circ} H_2) \quad (D36)$$

La segunda ecuación de equilibrio químico es la de wáter gas shift.



Definiéndose su constante de equilibrio  $K_p$ , en términos de la composición de equilibrio como:

$$K_{P_{R2}} = \frac{v_{CO_2} * v_{H_2}}{v_{CO} * v_{H_2O}} \quad (D38)$$

En donde la constante, también se puede calcular en función del cambio en la función de Gibbs, la constante universal de los gases y la temperatura.

$$K_{P_{R2}} = e^{\frac{\Delta G_{R2}}{R_u * T}} \quad (D39)$$

El cambio en la función de Gibbs se calcula mediante la función de Gibbs (en términos de la temperatura) del monóxido de carbono, el dihidrógeno, el dióxido de carbono y el agua, las cuales se encuentran en textos termodinámicos o en las tablas de JANAF.

$$\Delta G_{R1} = (\overline{g}_f^\circ CO_2 + \overline{g}_f^\circ H_2) - (\overline{g}_f^\circ CO + \overline{g}_f^\circ H_2O) \quad (D40)$$

Con las Ecuaciones D27, D28, D29, D30, D31, D32, D34 y D38, se resuelve el sistema haciendo uso del software solucionador de ecuaciones de ingeniería (EES), ya que se cuenta con 8 ecuaciones y 8 incógnitas. Como las funciones de Gibbs están en términos de la temperatura, es necesario establecer una temperatura para el proceso, debido a que no se cuenta con un sistema de registro para la temperatura de los gases a la salida. Por lo cual, se optó por la temperatura de llama adiabática, que es la máxima temperatura teórica que puede alcanzar el proceso.

Para el cálculo de la temperatura de llama adiabática, se utiliza el balance de combustión completa (Ecuación D20).

$$T_{ad} = T_{ref} + \frac{H_{Reactivos} - H_{Productos}}{\sum v_i * \overline{C}_{p_i, Productos}} \quad (D41)$$

La temperatura de referencia es la temperatura ambiente.

Como el aire que entra está a temperatura ambiente, la ecuación de la entalpía de reactivos ( $H_{Reactivos}$ ), se puede expresar como:

$$H_{Reactivos} = \overline{h}_{fuel}^\circ \quad (D42)$$

Donde la entalpía de formación estándar del combustible ( $\overline{h}_{fuel}^\circ$ ), se calcula con el calor neto y las entalpías de formación molar estándar de los productos, multiplicadas por los coeficientes de los productos.

$$\overline{q}_{neto} = W * \overline{h}_{CO_2}^\circ + Y * \overline{h}_{H_2O}^\circ + W * \overline{h}_{N_2}^\circ + +W * \overline{h}_{SO_2}^\circ - \overline{h}_{fuel}^\circ \quad (D43)$$

El calor neto ( $\overline{q_{neto}}$ ), se determina a partir del poder calorífico superior de la biomasa (obtenido experimentalmente mediante la bomba calorimétrica) y la masa molar del combustible. Esta última se obtiene dividiendo la masa de combustible entre el número de moles del combustible.

$$\overline{q_{neto}} = HHV_{fuel} * M_{fuel} \quad (D44)$$

$$M_{fuel} = \frac{m_{fuel}}{N_{fuel}} \quad (D45)$$

La entalpía de productos ( $H_{Productos}$ ), se obtiene a partir de los coeficientes de los productos por la entalpía de formación molar estándar de los productos.

$$H_{Productos} = W * \overline{h_{CO_2}^{\circ}} + Y * \overline{h_{H_2O}^{\circ}} + W * \overline{h_{N_2}^{\circ}} + +W * \overline{h_{SO_2}^{\circ}} \quad (D46)$$

Para la sumatoria de los coeficientes de los productos ( $v_i$ ) por su  $C_p$  molar, se toma una temperatura inicial de 2000 K, ya que él  $\overline{C_p}$  está en función de la temperatura, la cual se corrige mediante un proceso iterativo.

$$\sum v_i * \overline{C_{p_i}}_{Productos} = W * \overline{C_{p_{CO_2}}} + X * \overline{C_{p_{H_2O}}} + Y * \overline{C_{p_{N_2}}} + Z * \overline{C_{p_{SO_2}}} \quad (D47)$$

Tanto las entalpías molares de formación estándar, como los valores del  $C_p$  molar en función de la temperatura, se obtienen en textos termodinámicos o en las tablas de JANAF.

Una vez calculada la temperatura de llama adiabática, se obtiene el cambio en las funciones de Gibbs, que dependen de la temperatura, para finalmente, mediante métodos numéricos obtener los coeficientes de los productos de la ecuación de reacción de equilibrio (Ecuación D26).