

**ESTUDIO DE DISEÑO CONCEPTUAL DE UN ESQUEMA DE GASIFICACIÓN DE
TALLOS DE CAFÉ EN EL CONTEXTO DE UNA BIOREFINERÍA**

LEYDER ALEJANDRO PRIETO MORENO

**Proyecto integral de grado para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO**

Director

JAIME EDUARDO ARTURO CALVACHE

Ingeniero químico

FUNDACIÓN UNIVERSIDAD DE AMÉRICA

FACULTAD DE INGENIERÍAS

PROGRAMA INGENIERÍA QUÍMICA

BOGOTÁ D.C

2022

NOTA DE ACEPTACIÓN

Ing. Juan Camilo Cely Garzón

Ing. Claudio Moreno Arias

Bogotá D.C., marzo 2022

DIRECTIVOS DE LA UNIVERSIDAD

Presidente de la Universidad y Rector del claustro

Dr. Mario Posada García-Peña

Consejero Institucional

Dr. Luis Jaime Posada García-Peña

Vicerrectora Académica y de Investigaciones

Dra. Alexandra Mejía Guzmán

Vicerrector Administrativo y Financiero

Dr. Ricardo Alfonso Peñaranda Castro

Secretario General

Dr. José Luis Macías Rodríguez

Decana de facultad de ingenierías

Dr. Naliny Patricia Guerra Prieto

Director del departamento de ingeniería química

Ing. Nubia Liliana Becerra

Las directivas de la Universidad de América, los jurados calificadores y el cuerpo docente no son responsables por los criterios e ideas expuestas en el presente documento. Estos corresponden únicamente a los autores.

AGRADECIMIENTOS

En primer lugar, quiero agradecer a mi familia, a mis padres por siempre estar a mi lado y apoyarme en los momentos más difíciles, a mis hermanos por compartir una infancia feliz. Gracias a mis amigos, que siempre me han prestado un gran apoyo moral y humano necesarios.

A mi tutor Jaime Arturo Calvache quien con sus conocimientos y apoyo me guio a través de cada una de las etapas de este proyecto para alcanzar los resultados que buscaba.

También quiero agradecer a FUNDACIÓN UNIVERSIDAD AMÉRICA por brindarme los conocimientos necesarios para desarrollarme como profesional.

Por último, quiero agradecer a mi novia Daniela Ortiz por el apoyo incondicional que me brindó durante en los momentos y situaciones más tormentosas, siempre ofreciéndome su ayuda de forma desinteresada.

TABLA DE CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCIÓN	14
OBJETIVOS	15
1. PROCESO DE GASIFICACIÓN	15
1.1. Gasificación	15
1.2. Gas de síntesis	15
1.3 Reactor de gasificación	16
1.4. Reacciones de gasificación	19
1.4.1. <i>Reacciones heterogéneas</i>	20
1.4.2. <i>Reacciones homogéneas</i>	23
1.5. Tecnologías de los procesos de gasificación	24
1.5.1. <i>Agentes gasificantes</i>	24
1.5.2. <i>Tipos de procesos de gasificación</i>	25
1.5.3 <i>Combustible biomásico</i>	27
1.5.4 <i>Potencial de los tallos de café como combustible</i>	29
1.6. Potencial de los tallos de café	31
2. PLANTEAMIENTO DE VARIABLES Y PARÁMETROS	32
2.1. Escala del proceso de gasificación	32
2.2. Aire como agente gasificante	33
2.3. Pretratamiento	35
2.3.1. <i>Secado</i>	35
2.3.2. <i>Trituración</i>	35
2.4. Selección de reactor de gasificación	36
2.4.1. <i>Reactor de lecho fijo</i>	37
2.4.2 <i>Reactor de lecho fluidizado</i>	41
2.5. Parámetros de importancia	44
2.5.1. <i>Relación de equivalencia</i>	45
2.5.2. <i>Contenido de humedad</i>	53
2.5.3. <i>Velocidad del aire en el reactor</i>	55
2.5.4. <i>Temperatura de gasificación</i>	59

2.5.5. <i>Tiempo de residencia</i>	64
2.6. Post Tratamiento y purificación	65
3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN	68
3.1. Suposiciones en el modelo de simulación	68
3.2. Condiciones iniciales para la simulación	69
3.3 Método de propiedades físicas	70
3.4 Desarrollo del modelo de simulación	71
3.4.1 <i>Sección de secado</i>	73
3.4.2 <i>Sección de pirólisis o desvolatilización</i>	74
3.4.3 <i>Sección de gasificación</i>	75
3.4.4 <i>Sección de purificación</i>	75
3.4.5 <i>Sección de producción de energía</i>	76
3.5 Balances de masa y energía	77
3.6 Criterios energéticos	79
3.6.1 <i>Poder calorífico inferior</i>	79
3.6.2 Eficiencia de gas frío	79
3.7 Validación del modelo con datos experimentales	79
3.8 Análisis de sensibilidad	87
3.8.1 <i>Composición - Temperatura del aire gasificante</i>	87
3.8.3 <i>Criterios energéticos - Temperatura de aire gasificante</i>	89
3.8.4 <i>Composición del gas de síntesis - Relación aire/biomasa</i>	91
3.8.5 <i>Temperatura de gasificación - relación aire/biomasa</i>	92
3.8.6 <i>Criterios energéticos - relación aire/biomasa</i>	93
3.8.7 <i>Composición del gas de síntesis - contenido de humedad</i>	94
3.8.8 <i>Criterios energéticos - Contenido de humedad</i>	95
3.9 Influencia de las variables en la calidad del gas de síntesis	97
3.10 Condiciones óptimas de operación	98
3.11 Aporte de la investigación	99
4. CONCLUSIONES	100
BIBLIOGRAFÍA	101

LISTA DE FIGURAS

	pág
Figura 1. Composición final del gas de síntesis de diferentes materiales biomásicos.	16
Figura 2. Reactor de gasificación.	18
Figura 3. Diagrama de las etapas de gasificación	19
Figura 4. Cinética de gasificación.	18
Figura 5. Composición del gas de síntesis a partir de gasificación con aire.	33
Figura 6. Poder calorífico del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia usando distintos agentes gasificantes.	34
Figura 7. Clasificación de los gasificadores de biomasa.	37
Figura 8. Esquema de gasificadores de biomasa.	40
Figura 9. Gasificadores de lecho fluidizado.	43
Figura 10. Porcentaje de oxígeno en función de la relación de equivalencia.	46
Figura 11. Porcentaje de nitrógeno en función de la relación de equivalencia.	47
Figura 12. Porcentaje de hidrógeno en función de la relación de equivalencia.	47
Figura 13. Porcentaje de monóxido de carbono en función de la relación de equivalencia.	48
Figura 14. Porcentaje de dióxido de carbono en función de la relación de equivalencia.	49
Figura 15. Porcentaje de metano en función de la relación de equivalencia.	50
Figura 16. Grafica del poder calorífico en función de la relación de equivalencia.	51
Figura 17. Composición del gas de síntesis con respecto a la relación de equivalencia y relación aire/biomasa.	52
Figura 18. Composición del gas de síntesis en función del contenido de humedad	53
Figura 19. Efecto de la biomasa sobre el poder calorífico del gas de síntesis, eficiencia de gas frío y fracción de alquitrán.	54
Figura 0. Eficiencia del gasificador con respecto al contenido de humedad.	55
Figura 21. Variación de la composición del gas de síntesis por el caudal de aire.	56
Figura 22. Variación de la composición del gas de síntesis por el flujo de aire.	57
Figura 23. Cambio del poder calorífico del gas de síntesis por el flujo de aire.	58
Figura 24. Perfil de temperatura de un gasificador de corriente descendente.	60

Figura 25. Efecto del equilibrio químico con respecto a la temperatura de gasificación.	61
Figura 26. Composición química del gas de síntesis con respecto a la temperatura.	62
Figura 27. Efecto de la temperatura sobre el poder calorífico, eficiencia del gas frío y la fracción de alquitrán.	63
Figura 28. Composición química del gas de síntesis con respecto al tiempo de residencia.	65
Figura 29. Esquema de simulación desarrollado.	72
Figura 30. Sección de secado en el modelo de simulación.	73
Figura 31. Sección de volatilización en el modelo de simulación.	74
Figura 32. Sección de gasificación en el modelo de simulación.	75
Figura 33. Sección de purificación en el modelo de simulación.	
Figura 34. Sección de producción de energía en el modelo de simulación.	77
Figura 35. Validación del grupo 1 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.	85
Figura 36. Validación del grupo 2 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.	85
Figura 37. Validación del modelo de simulación de Aspen plus con respecto al perfil de composiciones variando la temperatura del aire.	86
Figura 38. Variación de la composición del gas de síntesis con respecto a la temperatura del aire gasificante.	88
Figura 39. Efecto de la temperatura de la sección de gasificación con respecto a la temperatura de aire gasificante.	89
Figura 40. Poder calorífico en función de la temperatura de aire gasificante.	90
Figura 41. Eficiencia de gas frío con respecto a la temperatura de aire gasificante.	90
Figura 42. Composición del gas de síntesis en función de la relación aire/biomasa.	91
Figura 43. Efecto de la temperatura en la sección de gasificación con respecto a la relación aire/biomasa.	92
Figura 44. Poder calorífico en función de la relación aire/biomasa.	93
Figura 45. Eficiencia de gas frío con respecto a la relación aire/biomasa.	94

Figura 46. Composición del gas de síntesis con respecto al contenido de humedad de la biomasa.	95
Figura 47. Poder calorífico del gas de síntesis con respecto al contenido de humedad de la biomasa.	96
Figura 48. Eficiencia de gas fría con respecto al contenido de humedad de la biomasa.	96

LISTA DE ABREVIATURAS

ER Relación o razón de equivalencia (por sus siglas en ingles)

S/B Relación vapor sobre biomasa (Steam/biomass)

LHV Poder Calorífico inferior (Low heating value en inglés)

EGF Eficiencia de Gas Frio

RESUMEN

La gasificación es un proceso termoquímico en el que un material rico en carbono, como lo es los plásticos, el carbón y la biomasa que es el material donde se enfoca este proyecto específicamente en los tallos de café, es transformado mediante reacciones termoquímicas en un gas combustible de poder calorífico considerable que puede ser empleado en la producción de hidrógeno o producción de energía eléctrica a través de su uso en turbinas adaptadas o en motores de combustión interna [1].

En países con alta producción de biomasa como lo es Colombia esta puede ser usada en esta clase de procesos en un esquema de biorrefinería, para el caso en el que se enmarca el proyecto es una biorrefinería de tallos de café que promueve las ideas de la economía circular [2], sobretodo en esa sección agroindustrial por la cual es caracterizado Colombia. Observando el potencial de producción de energía a partir del proceso de gasificación usando tallos de café que son residuos agroindustriales provenientes de los procesos de zoqueo y podas en las haciendas cafeteras [3], se desarrolló una investigación bibliográfica sobre la gasificación de biomasa con respecto a sus características, parámetros y criterios de diseño, que permitieron desarrollar un esquema de gasificación conceptual teniendo en cuenta que el reactor empleado es de lecho móvil y se escoge el aire como agente gasificante durante el proceso, por otra parte se comprende que las variables de proceso de mayor influencia en la composición y la calidad del gas de síntesis producto de la gasificación es el contenido de humedad de la biomasa, la relación de aire/biomasa y la temperatura del agente gasificante.

Se desarrolla por medio del simulador de procesos Aspen Plus, un diseño conceptual de la gasificación de los tallos de café siendo analizado a partir de criterios energéticos, como el poder calorífico inferior del gas de síntesis producido y la eficiencia del gas frío, con resultados de 5.06 kJ/MJ de poder calorífico inferior, con una eficiencia de gas frío del 76.14% y rendimiento de 2.75 kg gas/kg biomasa, todo operando a condiciones óptimas en los parámetros estudiados de una relación de aire/biomasa entre 1.5 - 2, temperatura de agente gasificante de 245 °C y un contenido de humedad en la biomasa menor al 10%.

Palabras clave: Gasificación, tallos de café, biomasa, poder calorífico inferior. alquitrán, ceniza, agente gasificante.

INTRODUCCIÓN

El desarrollo e investigación de los procesos de gasificación en Colombia ha tenido un alto crecimiento debido a su gran potencial económico [2], sobretodo en el sector cafetero ya que Colombia es el tercer país con mayor producción y exportación de café en el mundo, un ejemplo de sus cifras fue el cierre de producción en el año 2019 de 14.8 millones de sacos de café de 60 kg [4].

Cabe aclarar que el 90.5% del peso total de la fruta del café son residuos que pueden aprovecharse como biomasa para la producción de gas de síntesis, donde su uso disminuiría el impacto al medio ambiente, evitaría costos de transporte para su desecho como de almacenamiento también se puede emplear como combustible en los siguientes equipos turbinas, motores de combustión interna o calderas. Es por esto que surge la necesidad de realizar un estudio de diseño conceptual de un esquema tecnológico para un proceso de gasificación de tallos de café.

El desarrollo de la investigación, tiene un cuenta una búsqueda bibliográfica de información sobre la gasificación de biomasa de tallos de café en los últimos 10 años, además de información teórica y experimental sobre los procesos de gasificación de biomasa, lo que permite determinar un esquema conceptual del diseño y procesos en que lo componen, esto permite determinar las variables y parámetros de diseño más influyentes en el proceso, que da como resultado rangos operacionales óptimos que en este proyecto que se emplea tallos de café.

Estos tallos de café son provenientes de las prácticas de zoqueo, la federación de cafeteros reporta que esta práctica se realiza a ciclos de 5 años, además de que las haciendas cafeteras mantienen un promedio de densidad de 5000 árboles/ha, lo que daría lugar a 16 Ton/ha de tallos de café, esta es una cantidad que se puede calcular como 0.6 kg de tallos seco por kg de cerezas de café, usualmente este residuo se usa por los locales como combustible para la cocción de alimentos, además de este uso este residuo requiere bastante tiempo en degradarse, sin embargo implica espacio para su almacenamiento o disposición los cuales tienen unos costos asociados, e inclusive afectaciones ambientales.

OBJETIVOS

Objetivo General

Proponer el diseño conceptual de un esquema tecnológico para el proceso de gasificación de tallos de café en el contexto de una biorrefinería.

Objetivos Específicos

- Identificar las etapas y aspectos tecnológicos del proceso de gasificación en el contexto de una biorrefinería.
- Seleccionar los parámetros claves y criterios de diseño requeridos en el esquema tecnológico de gasificación.
- Desarrollar el proceso de gasificación mediante simulación usando criterios energéticos.

1. PROCESO DE GASIFICACIÓN

A continuación, se presentan las generalidades del proceso de gasificación como bases científicas, etapas, tecnologías usadas y su potencial en el esquema de una biorefinería usando tallos de café (biomasa) como combustible. Además, una descripción de los residuos generados en la industria cafetera y de los tallos de café como materia prima principal del proceso, donde se presentan sus características y composición química que dará lugar a demostrar porque es un residuo biomásico ideal para la gasificación.

1.1. Gasificación

La gasificación es un conjunto de reacciones termoquímicas, donde un alimento carbonoso y sólido en un ambiente limitado de oxígeno se transforme en un combustible gaseoso, este combustible gaseoso suele ser denominado gas de síntesis o más común (syngas), el fin principal del syngas es la producción de energía mediante generadores, turbinas o motores de combustión interna previamente adaptados [5]. Este proceso es la conversión termoquímica de un material con alto contenido de carbón en un ambiente limitado de oxígeno y nace de la necesidad de un uso más eficiente del carbón y la reducción de las emisiones al aire, siendo así una alternativa a los procesos de combustión. No obstante, las limitaciones de acoplar un gas de síntesis a base de carbón a un generador o turbina son debido a sus eficiencias, con el tiempo se han podido desarrollar tecnologías para que sea un proceso viable [6].

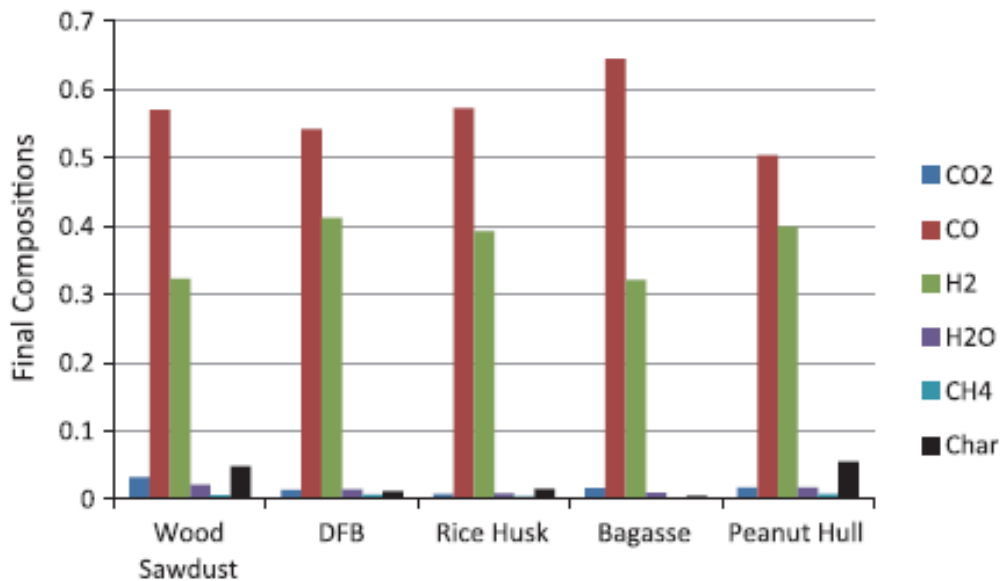
1.2. Gas de síntesis

El gas de síntesis o syngas es el producto de la gasificación, es decir, una mezcla de gases constituido de hidrógeno y monóxido de carbono, a esta se le denomina gas de síntesis. Esta composición también va a estar compuesta por dióxido de carbono, nitrógeno y metano, esto dependerá de diferentes parámetros como el agente gasificante usado [6]. Este producto tiene un poder calorífico considerable que va a estar

condicionado por la fuente de carbón utilizada esto puede observarse en la Figura 1, donde se compara la composición del syngas producido de diferentes fuentes de carbon provenientes de residuos biomasicos donde los componentes primarios son hidrógeno (H_2) y monóxido de carbono (CO_2)[7].

Figura 1.

Composición final del gas de síntesis de diferentes materiales biomásicos.



Nota. La gráfica muestra la composición del gas de síntesis de diferentes materias primas bajo condiciones isotérmicas, siendo los principales componentes predominantes hidrógeno y monóxido de carbono. Tomado de: S. Hameed, N. Ramzan, Z. Rahman, M. Zafar, y S. Riaz, “Kinetic modeling of reduction zone in biomass gasification”, *Energy Convers. Manag.*, vol. 78, pp. 367–373, feb. 2014.

1.3 Reactor de gasificación

La unidad principal del proceso de gasificación es el reactor, porque allí ocurren las diversas reacciones termoquímicas que transforman la biomasa en gas de síntesis. Por otra parte, la gasificación se divide en las siguientes etapas [8]:

- Secado: Uno de los principales parámetros para la obtención de energía mediante la gasificación de biomasa es la humedad [9], por lo tanto es importante reducir a valores

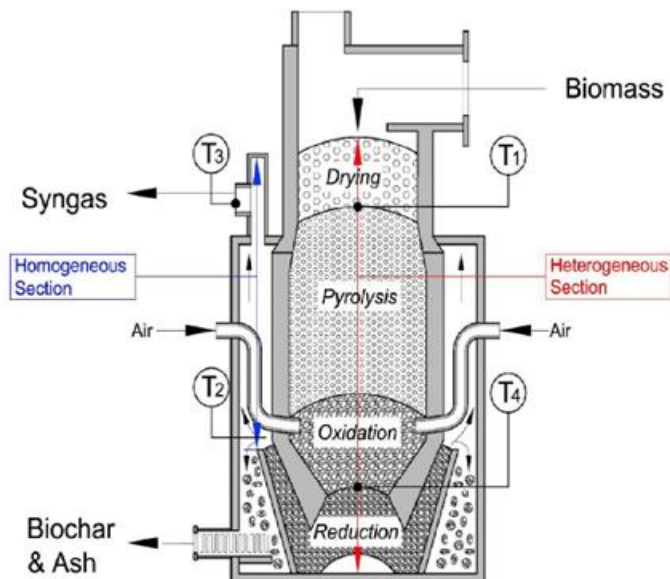
por debajo del 5%, a temperaturas de 100-200°C [10] según contenido de humedad, su valor inicial puede variar según la biomasa usada en el proceso.

- **Pirolisis:** La pirolisis es un proceso en el cual la biomasa se descompone térmicamente en una atmósfera inerte, esta descomposición forma carbón vegetal, compuestos volátiles y gases; lo cual es una gran alternativa como combustibles renovables [11]. Este proceso también se menciona como etapa de desvolatilización, ya que, al reducir la materia volátil de la biomasa, dando como resultado gases de hidrocarburos por lo que disminuye la biomasa a carbón vegetal sólido, por otro lado, un subproducto que se genera debido al proceso es la formación de alquitranes por la condensación de los gases de hidrocarburos [10].
- **Oxidación y Reducción:** Estas dos etapas se conocen como la zona de gasificación [12], ellas se dan las reacciones que forman los compuestos claves del gas de síntesis (H_2-CO_2). En la fase de oxidación ocurre la oxidación del agente gasificante con el sólido carbonizado de la biomasa formando dióxido de carbono, en el caso del hidrógeno presente este se oxida para formar agua.

Sin embargo, para obtener los compuestos de interés el oxígeno suministrado al sistema se da de manera sub-estequiométrica resultando en oxidaciones parciales, es decir, en la formación de monóxido de carbono y la reducción de la formación de agua. Por otro lado, en la fase de reducción se da lugar a reacciones promovidas por la ausencia de oxígeno en el sistema, esto puede llegar a revertir reacciones indeseadas para los productos de interés [10].

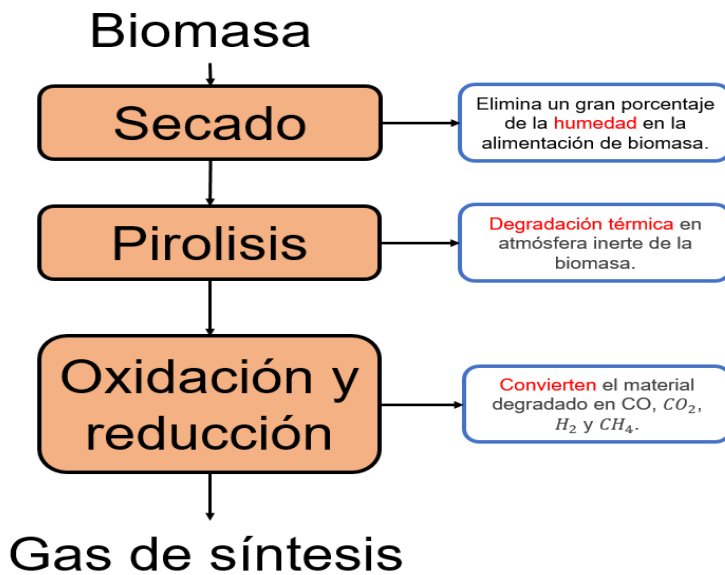
La información anterior se reúne en las figuras 2 y 3 donde se dimensiona las etapas en el reactor de gasificación y un diagrama de las características principales de cada etapa respectivamente.

Figura 2.
 Reactor de gasificación



Nota. La figura es un esquema descriptivo de un gasificador de corriente descendente, T1, T2, T3 y T4 indican las medidas de temperatura en las ubicaciones señaladas. El aire que describe la imagen es el agente gasificante. Tomado de: C. Torres, L. Urvin, y H. de Lasa, "A chemical equilibrium model for biomass gasification. Application to Costa Rican coffee pulp transformation unit", Biomass Bioenergy, vol. 123, pp. 89–103, abr. 2019.

Figura 3.
 Diagrama de las etapas de gasificación



Nota. Secciones de reacción que involucra un proceso de gasificación.

1.4. Reacciones de gasificación

A continuación, se presentan las reacciones involucradas en las etapas de oxidación y reducción del proceso de gasificación, estas fueron tomados de [1] donde se encuentran los modelos cinéticos y sus constantes cinéticas. Para esto el modelo cinético empleado es el siguiente.

Figura 4.

Cinética de gasificación

$$r = \frac{1}{(1-X)^m} \frac{dX}{dt} = A_0 e^{-\frac{E}{RT}} P_i^n \text{ s}^{-1}$$

Nota. La velocidad de reacción va a estar en función de la fracción convertida de carbono o de la presión parcial del componente *i*. . Adaptado de [1].

Donde:

r es la velocidad de reacción

X es la fracción convertida de carbono

*A*₀ es la constante pre-exponencial (1/s)

E es la energía de activación (kJ/mol)

m es el orden de reacción con respecto a la conversión de carbón

T es la temperatura (K)

n es el orden de reacción con respecto a la presión parcial del gas

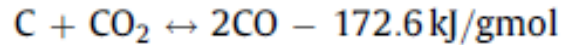
P_i es la presión parcial

R constante universal de los gases

1.4.1. Reacciones heterogéneas

Estas reacciones son dadas por la biomasa degradada y carbonizada producto del pirólisis junto con el agente gasificantes [12]. Las reacciones principales son:

- Reacción Boudouard



La velocidad de reacción simbolizada como r_b se da por la siguiente expresión.

$$r_b = \frac{k_{b1}P_{\text{CO}_2}}{1 + (k_{b2}/k_{b3})P_{\text{CO}} + (k_{b1}/k_{b3})P_{\text{CO}_2}} \text{ s}^{-1} \quad (1)$$

Las constantes cinéticas k son obtenidas mediante $A \exp(-E/RT)$ en $\text{bar}^{-n} \cdot \text{s}^{-1}$, estos parámetros se dan en la siguiente tabla

Tabla 1.

Energía de activación y factor pre-exponencial para cenizas de Abedul usando Constantes de velocidad de Langmuir-Hinshelwood para la gasificación de CO_2

Langmuir-Hinshelwood Constantes de Velocidad ($\text{s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$)	Energía de Activación, E (kJ/mol)	Factor Pre-Exponencial, A ($\text{s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$)
k_{b1}	165	1.3×10^5
k_{b2}	20.8	0.36
k_{b3}	236	3.23×10^7

Nota. Constantes de velocidad para la ecuación 1, adaptado de P. Basu, "Chapter 5 - Gasification Theory and Modeling of Gasifiers", en Biomass Gasification and Pyrolysis, P. Basu, Ed. Boston: Academic Press, 2010, pp. 117–165.

Esta expresión se puede simplificar si la concentración de monóxido de carbono (CO) es muy baja esta no es tomada en cuenta y la velocidad de reacción se da por:

$$r_b = A_b e^{-\frac{E}{RT}} P_{\text{CO}_2}^n \text{ s}^{-1} \quad (2)$$

Las constantes utilizadas pueden variar según el material utilizado como se muestra a continuación:

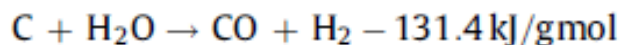
Tabla 2.

Valores Comunes para la energía de activación, factor pre-exponencial y orden de reacción para cenizas en la reacción de Boudouard.

Origen Cenizas	Energía de activación, E (kJ/mol)	Factor Pre-exponencial A (s ⁻¹ bar ⁻¹)	Orden de reacción, n (-)	Referencia
Abedul	21.5	$3.1 \times 10^6 \text{ s}^{-1} \text{ bar}^{-0.38}$	0.38	Barrio y Hustad, 2001
Álamo Seco	109.5	$153.5 \text{ s}^{-1} \text{ bar}^{-1}$	1.2	Barrio y Hustad, 2001
Madera de Algodón	196	$4.85 \times 10^8 \text{ s}^{-1}$	0.6	DeGroot y Shafizadeh, 1984
Abeto de Douglas	221	$19.67 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$	0.6	DeGroot y Shafizadeh, 1984
Paja de trigo	205.6	$5.81 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$	0.59	Risnes et al., 2001
Abeto	220	$21.16 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$	0.36	Risnes et al., 2001

Nota. Se presentan las energías de activación y factores pre-exponenciales por si se desea asumir algún material biomásico con una composición similar a las materias primas presentadas. , adaptado de P. Basu, "Chapter 5 - Gasification Theory and Modeling of Gasifiers", en Biomass Gasification and Pyrolysis, P. Basu, Ed. Boston: Academic Press, 2010, pp. 117–165.

- Reacción agua-gas



La velocidad de reacción simbolizada como r_w se da por la siguiente expresión.

$$r_w = \frac{k_{w1}P_{H_2O}}{1 + (k_{w1}/k_{w3})P_{H_2O} + (k_{w2}/k_{w3})P_{H_2}} s^{-1} \quad (3)$$

Las constantes cinéticas **k** son obtenidas mediante las siguientes expresiones

$$k_{w1} = 2.0 \times 10^7 \exp(-199/RT); \text{ bar}^{-1}\text{s}^{-1}$$

$$k_{w2} = 1.8 \times 10^6 \exp(-146/RT); \text{ bar}^{-1}\text{s}^{-1}$$

$$k_{w3} = 8.4 \times 10^7 \exp(-225/RT) \text{ bar}^{-1}\text{s}^{-1}$$

La expresión puede simplificarse para un cálculo más sencillo en

$$r_w = A_w e^{-\frac{E}{RT}} P_{H_2O}^n s^{-1} \quad (4)$$

Nuevamente las constantes de la ecuación varían según la materia prima usada como se muestra a continuación

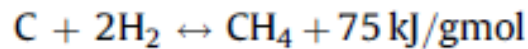
Tabla 3

Energía de activación, Factor Pre-Exponencial y orden de reacción para cenizas en la reacción Agua-Gas

Origen Cenizas	Energía de activación (kJ/mol)	Factor Pre-exponencial, A_w ($s^{-1} \text{ bar}^{-1}$)	Orden de reacción, n (-)	Referencia
Abedul	237	$2.62 \times 10^8 s^{-1} \text{ bar}^{-1}$	0.57	Barrio et al., 2001
Haya	211	$0.171 \times 10^8 s^{-1} \text{ bar}^{-1}$	0.51	Barrio et al., 2001
Madera	198	$0.123 \times 10^8 s^{-1} \text{ bar}^{-1}$	0.75	Hemati y Laguerie, 1988
Biomasa varios	180-200		0.04-1.0	Blasi, 2009

Nota. Se presentan las energías de activación y factores pre-exponenciales por si se desea asumir algún material biomásico con una composición similar a las materias primas presentadas. , adaptado de P. Basu, "Chapter 5 - Gasification Theory and Modeling of Gasifiers", en Biomass Gasification and Pyrolysis, P. Basu, Ed. Boston: Academic Press, 2010, pp. 117–165.

- Reacción de metanación



Con el carbón recién desvolatilizado de la etapa de pirolisis, esta reacción progresa rápidamente, pero la grafitización del carbono hace que la velocidad baje pronto a un valor bajo. La reacción implica aumento de volumen, por lo que la presión influye positivamente en ella. Una presión elevada y el calentamiento rápido ayudan a esta reacción.

La expresión de la velocidad de reacción se da por la cinética de gasificación de la Figura 3. y el factor pre exponencial y la energía de activación es de $A = 4.189 \times 10^{-3} \text{ s}^{-1}$ y $E = 19.21 \text{ kJ/mol}$.

1.4.2. Reacciones homogéneas

Estas reacciones son generadas por los gases volátiles provenientes de la pirólisis y productos gaseosos de las reacciones heterogéneas, esta información está dada por [1]:

Tabla 4

Velocidad de reacción, r, para reacciones homogéneas en fase gaseosa

Reacción	Velocidad de Reacción (r)	Calor de Formación ($\text{m}^3 \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$)	Referencia
$H_2 + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow H_2O$	$K C_{H_2}^{1.5} C_{O_2}$	$51.8 T^{1.5} \exp\left(\frac{-3420}{T}\right)$	Vilienskii y Hezmalian, 1978
$CO + \frac{1}{2} O_2 \rightarrow CO_2$	$K C_{CO} C_{O_2}^{0.5} C_{H_2O}^{0.5}$	$2.238 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-167.47}{RT}\right)$	Westbrook y Dryer, 1981
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$K C_{CO} C_{H_2O}$	$0.2778 \exp\left(\frac{-12.56}{RT}\right)$	Petersen y Werther, 2005

Nota. Se presentan las energías de activación y factores pre-exponenciales por si se desea asumir algún material biomásico con una composición similar a las materias primas presentadas. , adaptado de P. Basu,

“Chapter 5 - Gasification Theory and Modeling of Gasifiers”, en Biomass Gasification and Pyrolysis, P. Basu, Ed. Boston: Academic Press, 2010, pp. 117–165.

1.5. Tecnologías de los procesos de gasificación

A continuación, se presentan las tecnologías y variables de diseño para el proceso de gasificación junto con una comparación entre estas para determinar el diseño esquemático a simular.

1.5.1. Agentes gasificantes

Según el agente gasificante usado este producirá efectos distintos en la gasificación y el gas de síntesis, principalmente en su composición y poder calorífico, las ventajas y desventajas del agente utilizado lo explica brevemente [5].

- **Aire:** En principio como ventaja en la parte económica el uso del aire es gratuito por lo que puede validarse su uso pese a que usando aire como agente gasificante parte de la biomasa procesada se quema con el oxígeno presente y el resto sufre la reducción, no obstante, el 50% del gas de síntesis es nitrógeno y su poder calorífico ronda los 5.5 MJ/Nm³. Este gas de síntesis es apropiado para los motores de combustión interna convencionales.
- **Vapor de agua u oxígeno:** Este agente gasificante mejora el rendimiento global y la proporción del hidrógeno en el gas de síntesis. El vapor de agua puede producirse a partir del calor contenido del gas de síntesis, sin embargo, el oxígeno tiene un coste energético y económico que debe ser considerado; sin embargo, este es el mejor sistema para la producción de metanol y gasolina sintética.
- **Hidrógeno:** El uso del hidrógeno permite la obtención de un gas de síntesis con un poder calorífico similar al gas natural. Sin embargo, el hidrógeno es uno de los mejores combustibles por sí solo, por lo que no sería recomendable para usos

industriales a no ser que se encuentre en baja pureza y no pueda ser aplicada para otros usos como pilas de combustible

1.5.2. Tipos de procesos de gasificación

Las características de estos tipos de reactores se condensan en la Tabla 5. El tipo de diseño del reactor consta principalmente del tipo de lecho usado para permitir una mayor área de contacto entre el material producto de la pirolisis y el agente gasificante con el fin de aumentar las velocidades de reacción, estos lechos junto con los gasificadores de flujo arrastrado son según [6] [10] [13] los siguientes.

- **Lecho móvil:** Aunque se llame lecho fijo realmente el alimento fluye a través del lecho hacia abajo por efecto de la gravedad, mientras que el lecho se mantiene en el mismo espacio del reactor, generalmente fluye a contracorriente con el gas de síntesis proveniente de la zona de gasificación, esta es utilizada para precalentar y pirolizar el carbón que fluye hacia abajo. El consumo de oxígeno es muy bajo, pero productos de la pirolisis y la humedad que son ingresados en el reactor terminan también en el gas de síntesis. La temperatura de salida del gas de síntesis es generalmente baja por lo que no se producirá algún tipo de escoria debido a que estas temperaturas solo se alcanzan en el corazón del lecho. Estos gasificadores operan con trozos de carbón, debido a que una cantidad excesiva de partículas finas y un carbón con fuertes propiedades de apelmazamiento podría bloquear el paso del siguiente gas de síntesis.
- **Lecho fluidizado:** Ofrece una muy buena mezcla entre el alimento y el agente oxidante promoviendo así la transferencia de calor y masa, lo que asegura una buena distribución en el lecho por lo que cierto porcentaje de alimento parcialmente reaccionado es removido inevitablemente con las cenizas. Esto implica una limitación en la conversión de carbono en estos procesos, además de estar restringidas a temperaturas debajo del punto de ablandamiento de las cenizas, ya que esta aglomeración de cenizas suaves puede distribuirse a lo largo del lecho fluidizado y generar irrupciones. (los intentos de operación en la zona de ablandamiento y controlar la aglomeración para una mayor conversión del carbón no han sido exitosos

en escalas industriales) El tamaño de partículas en el alimento es una variable muy importante debido a si son muy finas pueden quedar atrapadas en el gas de síntesis y abandonar el lecho, una solución implementada para eso es el uso de un ciclón que reingrese este material al reactor. El principal beneficio de este gasificador es la baja temperatura de operación que permite manejar materias primas como carbones de bajo rango y biomasa

- **Flujo arrastrado:** Este opera con el alimento en un flujo paralelo y en ráfagas, una de las ventajas de este proceso es su bajo tiempo de residencia de alrededor de unos pocos segundos, sin embargo, para esto es necesario ingresar el alimento a un tamaño de partícula menor a 100 μm para aumentar el área superficial y por ende la transferencia de masa, además de permitir ser transportado por el gas, también para un corto tiempo de residencia es necesario, además de asegurar una buena conversión. Al operar en altas temperaturas, se trabaja en el rango de escorificación de las cenizas lo que puede ocasionar problemas de estancamiento o apelmazamiento en las paredes del reactor, por último, la alta temperatura de la operación conlleva a un alto consumo de oxígeno, dadas estas características el reactor de flujo de arrastre no suele tener limitaciones técnicas específicas.

Tabla 5.

Categorías de los procesos de gasificación

Categorías de los diferentes procesos de gasificación					
Categoría	Lecho móvil		Lecho fluidizado		Flujo de arrastre
Condiciones de las cenizas	Seco en el fondo	Escoriamiento	Ceniza seca	Aglomeración	Escoriamiento
Proceso típico	Lurgi	BGL	Winkler, HTW, KBR, CFB, HRL	KRW, U-Gas	KT, Shell, GEE, E-Gas, Siemas, MHK, PWR
Características del alimento					
Tamaño	6 – 50 mm	6 – 50 mm	6 – 10 mm	6 – 10 mm	<100 µm
Aceptabilidad de finos	Limitados	Inyección a través de toberas	Buena	Mejor	Ilimitado
Aceptabilidad de carbono coquizable	Si pero con agitador	Si pero con agitador	Posible	<u>Si</u>	Si
Preferencia de alguna gama de carbón	Cualquiera	Alto	Bajo	Cualquiera	Cualquiera
Características operativas					
Temperatura del gas de salida	Baja (425-650°C)	Baja (425-650°C)	Moderado (900-1050°C)	Moderado (900-1050°C)	Alto (1250-1600°C)
Demanda de agente oxidante	Bajo	Bajo	Moderado	Moderado	Alto
Demanda de vapor	Alto	Alto	Moderado	Moderado	Bajo
Otras características	Hidrocarburos presentes en el gas	Hidrocarburos presentes en el gas	Baja conversión de carbón	Baja conversión de carbón	Gas puro y alta conversión de carbón



Nota. La tabla muestra las características para operar cada categoría de reactor de gasificación. Tomado de: C. Higman, “Chapter 11 - Gasification”, en Combustion Engineering Issues for Solid Fuel Systems, B. G. Miller y D. A. Tillman, Eds. Burlington: Academic Press, 2008, pp. 423–468.

1.5.3 Combustible biomásico

Para el combustible utilizado según el marco del proyecto se escoge un combustible biomásico a partir de los residuos de la industria cafetera, ya que Colombia es uno de los principales productores de café arábigo (*Coffea arábica*) a partir del método húmedo, para dimensionar la cantidad de residuos de café producidos, entre el año 2019 y 2020 se produjeron alrededor de 14.5 millones de sacos de café de 60 kg, además, también se estima que los residuos de café representan un 90.4% del peso total de la fruta o cereza del café [3], los cuales se explican en la Tabla 6, cuya información fue obtenida por [14].

Tabla 6.

Residuos principales de la industria Cafetera

Residuo	Imagen	Descripción
Pulpa		<p>Subproducto obtenido del procesamiento húmedo del café.</p> <p>Se producen 2 toneladas por 1 de café.</p> <p>Puede ser empleado para la producción de biogás según y bioetanol [14]</p>
Cisco		<p>Este subproducto proviene del procesado en seco de la fruta del café.</p> <p>Se constituye de su endocarpio y la epidermis del grano de café.</p> <p>Este posee una capacidad calorífica de 17.9 MJ/kg. [15]</p>

<p>Borra</p>		<p>La preparación del brebaje del café sufre un proceso de lixiviación dejando este subproducto.</p> <p>También se genera en las fábricas de café soluble.</p> <p>Tiene diversos usos, tanto como combustible, como materia prima para la producción de biogás, biodiesel y bioetanol. [3]</p>
<p>Tallos</p>		<p>El zoqueo de los cafetales genera este subproducto.</p> <p>Por otra parte, su producción es de 0,6 kg de tallos por 1 kg de frutos de café procesados.</p> <p>Sus usos pueden ser como combustible directo o para la producción de bioetanol. [14]</p>

Nota. Se presentan las características y origen de los subproductos del proceso de producción de café.

1.5.4 Potencial de los tallos de café como combustible

Se selecciona los tallos de café como combustible en el proceso de gasificación debido a que en primera instancia los otros subproductos de la industria cafetera pueden ser materias primas de bajo costo para producir productos de mayor valor agregado que el syngas, como lo es la producción de biocombustibles por vía fermentativa o extracción de alcoholes y cafeína [3], en segunda instancia se presentan diversos escenarios para la producción de energía a partir del gas de síntesis u obtención y purificación de hidrógeno [16], y por último se tiene en cuenta la cantidad de subproducto formado, se

estima que por cada kg de café procesado se generan alrededor de 0.6 kg de tallos de café [3]. A partir de la composición físico-química obtenida de [17] agrupada en la Tabla 7. Se identifican las características que lo hace ideal para un proceso de gasificación.

Tabla 7.

Caracterización fisicoquímica de los tallos de café

	(García et al., 2018)	(Ortega et al., 2011)	(Quintero et al., 2013)
Contenido Humedad	8.7	11.44	4.12
Composición Química			
Celulosa	40.39	NR	37.35
Hemicelulosa	34.01	NR	27.79
Lignina	10.13	NR	19.81
Extractos	14.18	NR	8.38
Cenizas	1.27	NR	2.27
Análisis de Proximidad			
Materia Volátil	82.15	83.14	NR
Carbón Fijo	16.78	14.57	NR
Cenizas	1.07	2.29	NR
Análisis Elemental			
Carbón	48.21	51.2	NR
Hidrógeno	5.61	5.6	NR
Oxígeno	45.81	43.2	NR
HHV (MJ/kg)	18.25	17.52	NR

Nota Se presentan las características físicas y químicas de los tallos de café, que incluye un análisis de la composición química, un análisis de proximidad y un análisis elemental. Adaptado de C. A. García, Á. Peña, R. Betancourt, y C. A. Cardona, “Energetic and environmental assessment of thermochemical and biochemical ways for producing energy from agricultural solid residues: Coffee Cut-Stems case”, J. Environ. Manage., vol. 216, pp. 160–168, jun. 2018.

Con respecto a los análisis previos los tallos de café cumplen con rasgos en su materia como bajo contenido de cenizas y carbón fijo lo que se traduce en una baja formación de residuos durante el proceso, también se observa un alto contenido de

materia volátil que permite facilidad en la transformación de la biomasa en gas, por otro lado, y aspecto muy importante el poder calorífico de este material es suficiente para llevar a cabo procesos energéticos.

1.6. Potencial de los tallos de café

Con la información recabada previamente se entiende cómo opera y funciona un esquema de gasificación teniendo en cuenta las secciones en la que consiste este proceso y su funcionamiento, también el uso y características del gas de síntesis.

Por otro lado se comprende la conversión termoquímica de la biomasa por las diversas reacciones químicas presentes y las cinéticas por las que son gobernadas, además se comprende las cualidades de los tallos de café como combustible para el proceso de gasificación por su composición de alta materia volátil y baja en cenizas junto con el carbón fijo, lo que conlleva a la selección de criterios de diseño y parámetros como lo es el reactor a utilizar que es de lecho móvil y el agente gasificante empleado que en este proyecto es el aire. La selección de estos criterios de diseño y parámetros operación influyen directamente en la calidad del gas de síntesis producido y por tanto en su uso, existen otras variables y parámetros que influyen significativamente en el proceso de gasificación, estas serán investigadas y analizadas en el siguiente capítulo.

2. PLANTEAMIENTO DE VARIABLES Y PARÁMETROS

En el capítulo previo se analizaba y entendía las generalidades y características del proceso de gasificación, junto a eso se estableció el tipo de reactor utilizado en el esquema del proceso y el agente gasificante, los otros parámetros y variables influyentes en el proceso de gasificación serán analizados en esta sección.

Para el modelamiento del proceso de gasificación, es necesario el planteamiento de las variables y parámetros de diseño adecuados, a partir de la información obtenida en el capítulo anterior y criterios propios con respecto al material trabajado y el enfoque del proyecto.

2.1. Escala del proceso de gasificación

Con respecto a la cantidad de materia prima a trabajar se toma con una base del 25% del trabajo de [18] con un estimado de biomasa anualmente de 97642.86 toneladas de tallos de café provenientes de la región del Valle del Cauca, este valor se obtiene a partir de los cafetales ubicados en la región que dan una suma de 5602 hectáreas con una producción de 17.43 toneladas cada una. Como resultado este proyecto maneja un total de 73232.14 toneladas de tallos de café anualmente, lo que da lugar a una operación de 2.78 ton/h.

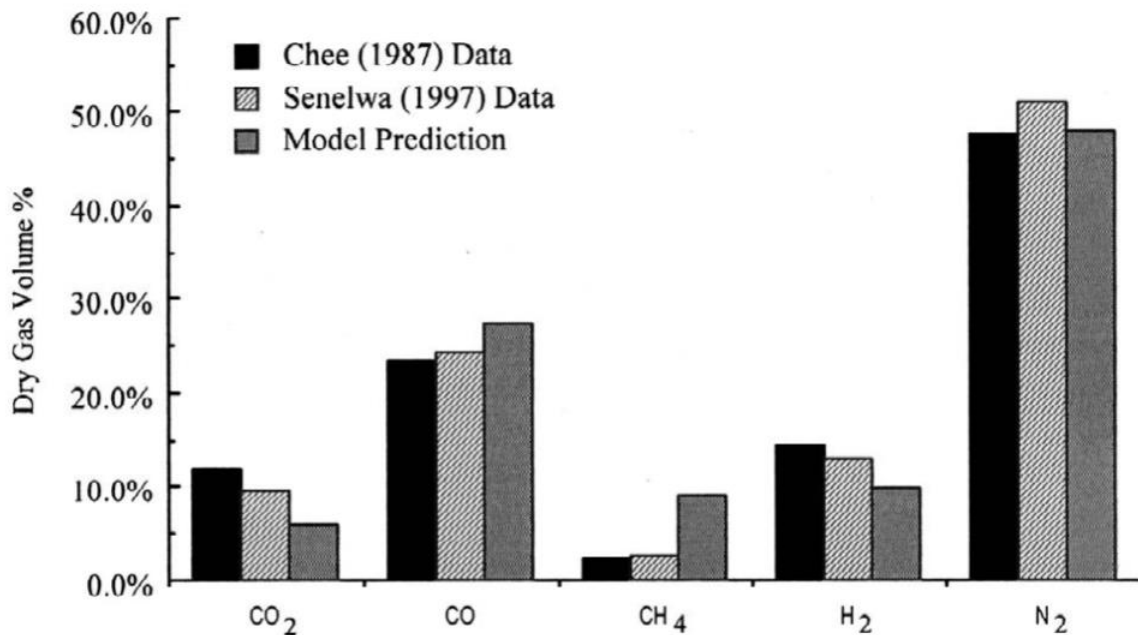
Para el proceso de logística y recolección se estima trabajar con todas las haciendas pertenecientes a la federación nacional de cafeteros CENICAFÉ para facilitar el contacto con las haciendas que estén dispuestas a suministrar este subproducto o estén interesadas en el proyecto. Finalmente, la materia prima será recogida periódicamente por las haciendas de café mediante camiones y serán depositados en la sección donde se lleve a cabo el proceso de gasificación en un área amplia y despejada donde puedan apilarse e irradiarse de radiación solar para disminuir mediante el calor y la intemperie el contenido de humedad.

2.2. Aire como agente gasificante

Agentes gasificantes como el oxígeno puro pueden incrementar el poder calorífico del producto, aunque debe considerarse los costos adicionales por la compra del oxígeno para llevar a cabo el proceso, aunque el poder calorífico del gas de síntesis usando aire como agente gasificante sea menor por el alto contenido de nitrógeno proveniente del aire, esto se puede observar en la Figura 4. [19]. No obstante, la combustión con aire permite proporcionar calor para el secado del alimento, además de incrementar la temperatura para que se lleven a cabo las reacciones endotérmicas que producen agua y dióxido de carbono, los cuales serán reactivos para las reacciones de reducción para la formación de monóxido de carbono e hidrógeno [20].

Figura 5.

Composición del gas de síntesis a partir de gasificación con aire

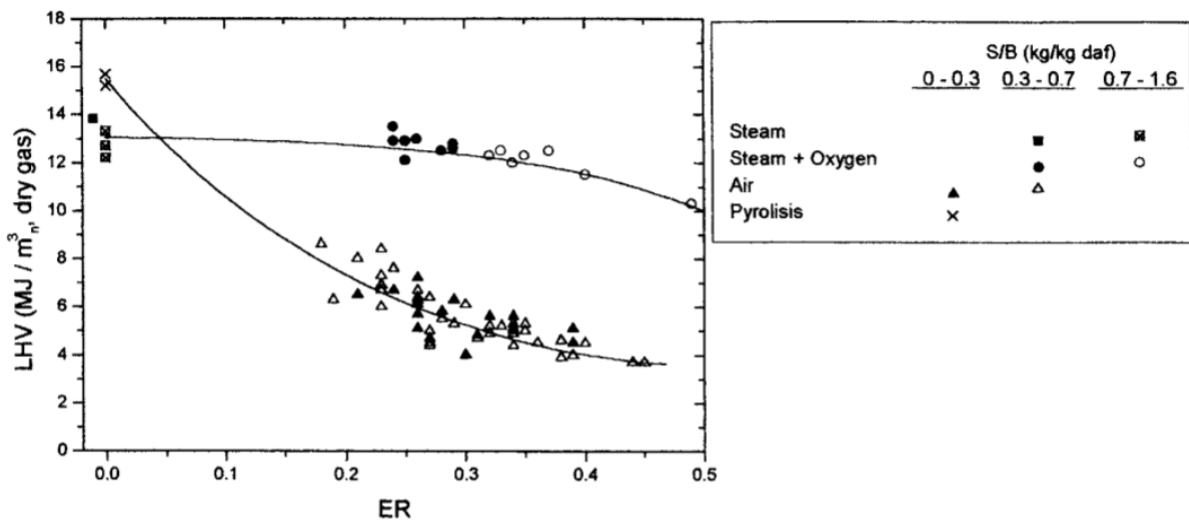


Nota. Composición del gas de síntesis en función del volumen del gas seco, se estima que todo el oxígeno proveniente del aire se consume. Tomado de: D. L. Giltrap, R. McKibbin, y G. R. G. Barnes, "A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier", Sol. Energy, vol. 74, núm. 1, pp. 85–91, ene. 2003.

El poder calorífico del gas de síntesis no es la única variable que cambia con respecto al agente gasificante a usar, aunque si es la más importante, para un proceso de gasificación de madera de pino se determinó que el poder calorífico del proceso con aire tiene un valor entre 3.7 a 8.4 MJ/Nm³, mientras que para vapor puro o una mezcla de vapor con oxígeno el poder calorífico varía entre 10.3 y 13.8 MJ/Nm³ [21], esto puede observarse en la Figura 5. que compara los agentes gasificantes previos con respecto al poder calorífico bajo (LVH) en función de la proporción de equivalencia entre el flujo de agente gasificante con respecto a la biomas, el autor también expresa esta comparativa entre los agentes gasificantes para el contenido de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano en el gas de síntesis, con resultados similares con respecto al poder calorífica, aunque en el caso de la formación de alquitrán el aire es el agente que menos cantidad de este residuo genera.

Figura 6.

Poder calorífico del gas de síntesis en función de la relación de equivalencia usando distintos agentes gasificantes.



Nota. Siendo LHV el poder calorífico inferior por sus siglas en inglés esto indica la energía liberada de un material en una combustión y ER la relación de equivalencia que valga la redundancia es una relación que indica el grado de combustión de un proceso. Tomado de: J. Gil, J. Corella, M. P. Aznar, y M. A. Caballero, "Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution", Biomass Bioenergy, vol. 17, núm. 5, pp. 389–403, nov. 1999.

Con respecto a la información previa se justifica el uso de aire como agente gasificante y con respecto a la Figura 5. Se determina una relación equivalente para el aire entre 0.2 y 0.3 el cual es el rango de más alto poder calorífico, no obstante, ha de tenerse en cuenta las condiciones del aire en el sitio a usar debido a que la composición de oxígeno y nitrógeno esta varía según la ubicación del proceso y las condiciones ambientales del lugar.

2.3. Pretratamiento

En esta sección se explica los procesos de pretratamiento necesarios de la materia prima para ser empleados en un proceso de gasificación.

2.3.1. Secado

La materia prima requiere un tratamiento previo antes de ingresar al reactor de gasificación entre los procesos que se realizan, el primero es el secado de la biomasa mediante exposición al sol prolongada, esto se hace alrededor de de 1 mes con el objetivo de reducir el contenido de humedad de los tallos del café hasta un 10-15% [22], este procedimiento se realiza con el fin de que cuando la biomasa ingrese al reactor de gasificación no haya un sobre costos en el consumo de energía, debido a la energía de más que requerirá el sistema para separar el agua de la biomasa para empezar a descomponerse en el proceso de pirólisis.

Se estima que el mes de espera de los tallos de café después del zoqueo es ideal debido a que, si se extiende el tiempo, la disminución de la humedad en el material no será tan abrupto como en el primer mes que se reduce desde un 40% hasta un 20%.

2.3.2. Trituración

Teniendo en cuenta la densidad de los tallos de café de 598.7 kg/m^3 [23] pueden llegar a ocupar un volumen considerable que dificulta el procesamiento en el reactor de

gasificación y su transporte, por lo cual es necesario reducir su tamaño de partícula, para lo cual se realiza una trituración de los tallos de café de alimentación para una distribución de tamaño de partícula entre 10 mm y 40 mm [24] [22] con respecto a las especificaciones de los diversos fabricantes, que en el simulador es insertada en la opción de PSD (particle size distribution).

El tamaño a triturar es importante, debido a que de ser el tamaño muy pequeño puede ocasionar incrustación en las paredes del reactor o también aglomeración de las partículas de carbón haciendo que la conversión disminuya gradualmente.

También es importante tener en cuenta las pérdidas de masa que conlleve el equipo.

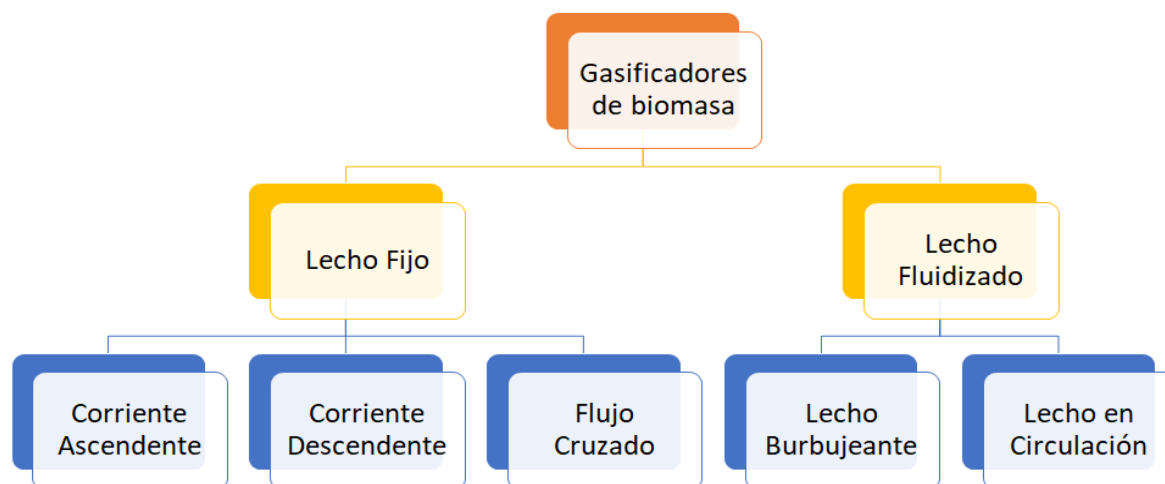
2.4. Selección de reactor de gasificación

Los tipos de reactores utilizados para el proceso de gasificación fueron mencionados anteriormente, no obstante para su selección se deben tener en cuenta diversos factores como el material biomásico a usarse, su contenido de humedad, la distribución del tamaño de partícula, el contenido de cenizas del material, la escala del proceso y por supuesto la aplicación del producto por parte del usuario [25], los gasificadores se clasifican con respecto a la base de alimentación corriente ascendente, descendente o de flujo cruzado, que pertenecen a las diversas interacciones con el agente gasificante en un reactor de lecho fijo, por otra parte también se encuentra en la clasificación el gasificador de lecho fluidizado que ha tomado fuerza en las investigaciones recientes con respecto al proceso de gasificación de biomasa.

Estas clasificaciones se pueden comprender mejor en la Figura 6. Que se muestra a continuación.

Figura 7.

Clasificación de los gasificadores de biomasa.



Nota. Se observa los tipos de reactores empleados para los procesos de gasificación y sus configuraciones más características.

2.4.1. Reactor de lecho fijo

El reactor de lecho fijo o también conocido como lecho móvil, es aquel que contiene un lecho sólido en el cual el combustible biomásico y el agente gasificante pasa a través de este de manera ascendente o descendente.

La principal característica por la que sobresale este gasificador es su simplicidad y facilidad en construcción, en esencia consiste en un tanque cilíndrico para el alimento y agente gasificante, tendrá una sección de recolección de cenizas y las salidas correspondientes del gas producido, este esquema de gasificación presenta ventajas en cuanto a la fácil implementación con respecto al diseño y construcción del equipo, también presenta una alta conversión de carbón, aunque esto es debido al lento movimiento del combustible a lo largo del lecho lo que da lugar a un prolongado tiempo de residencia, esto ocasiona aumento en la formación de alquitrán a lo largo del

gasificador, para lo cual se requiere un control preciso de la formación de este residuo [25] [10] [26].

Teniendo en cuenta lo anterior las configuraciones de los reactores de lecho fijo son las siguientes:

- **Contracorriente descendente:** En este arreglo la biomasa ingresa por la parte superior del gasificador, del mismo modo el agente oxidante lo que provoca que el aire interactúa primero con las partículas producto de la pirólisis y reacciona en una oxidación parcial rápidamente disminuyendo la formación de compuestos de alquitrán mejorando la calidad del gas de síntesis. En otras palabras, el alquitrán se consume cerca a su totalidad formando diversos compuestos de óxidos de carbono, agua e hidrógeno, disminuyendo los residuos y facilitando los procesos de purificación del gas de síntesis, sin embargo, el poder calorífico del producto es menor debido a que se requiere mayor relación de aire en el proceso y por último debido a que el aire fluye de manera descendente no fluye a través de las secciones de pirólisis y secado. Estas secciones serán sensibles al tamaño de partícula y la humedad, el primero es a causa de sobre costos de energía para descomponer y secar la humedad de la biomasa, con respecto al tamaño de partícula, si este fuera bastante pequeño quedaría atrapado en el lecho del reactor y se obstruye [27] [25].
- **Contracorriente ascendente:** En este arreglo la biomasa ingresa por la parte superior y el agente gasificante por la parte inferior para obtener el producto por la parte superior, esto permite que los gases reactantes de la zona de gasificación asciendan y suministren energía a las secciones de pirolisis seguido con el secado, evitando así sobrecalentamiento del reactor, dando lugar a un consumo controlado de la energía en el proceso, esto se traduce en una alta eficiencia térmica del gasificado, sin embargo por el mismo fenómeno se arrastran productos de la pirólisis en el gas de síntesis, además de agua proveniente de la sección de secado, haciendo el proceso sensible al alquitrán y el contenido de humedad. Por otra parte cabe resaltar que a medida que el gas asciende y entra en contacto con la biomasa en las

diversas secciones se produce un intercambio de calor que permite que el gas producido salga a baja temperatura, alrededor de 400°C a 500°C [10] [25].

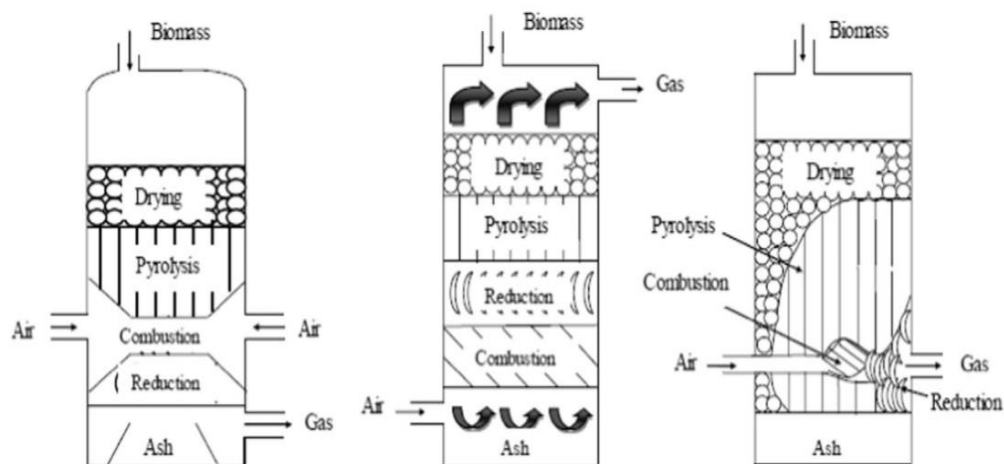
- **Flujo cruzado:** En esta disposición la biomasa entra desde la parte superior y el agente gasificante se dispone en uno o varios ingresos laterales que cruzan a través del lecho, el gas producido se extrae por una abertura opuesta a donde ingresa el agente gasificante. Por esto las reacciones termoquímicas ocurren progresivamente a medida que el material desciende, otra ventaja de este arreglo son los bajos tiempos de residencia, también la alta conversión de carbono, aunque la conversión es alta, la flexibilidad de los materiales para estos procesos están limitados al alto contenido de alquitrán que ocasiona que se arrastre este residuo debido al tipo de flujo o no pueda reaccionar con el agente oxidante, por otro lado el incremento de velocidad de las reacciones a través del reactor ocasiona un incremento en la temperatura, dando altas temperaturas de operación situación que conlleva a problemas de escorificación de las cenizas. Por los motivos presentados previamente y la dificultad en el control de variables de proceso y operación, este tipo de gasificador no es muy investigado y desarrollado [1] [25].

Para entender las diferencias de los reactores de lecho fijo la Figura 7. donde se representan los diversos reactores de gasificación de biomasa de lecho fijo.

También en la Tabla 8. Se comparan los gasificadores mencionados teniendo en cuenta sus principales ventajas y desventajas con respecto a su aplicación y calidad del producto.

Figura 8.

Esquema de gasificadores de biomasa.



Nota. Se observa las diferencias de los reactores correspondientes a su arreglo (Flujo Descendente, Flujo Ascendentes y flujo Cruzado respectivamente). Tomado de: S. K. Sansaniwal, K. Pal, M. A. Rosen, y S. K. Tyagi, "Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review", *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 72, pp. 363–384, may 2017.

Tabla 8.

Comparación de gasificadores de lecho fijo

	Corriente ascendente	Corriente descendente	Flujo cruzado
Ventajas	<ul style="list-style-type: none"> Alta eficiencia térmica Operación con altos contenidos de humedad Mayor poder calorífico del gas 	<ul style="list-style-type: none"> Bajo contenido de alquitrán Mayor conversión de carbón 	<ul style="list-style-type: none"> Alto poder calorífico Bajo tiempo de residencia Diseño simple
Desventajas	<ul style="list-style-type: none"> Alto contenido de alquitrán Arrastre de productos de pirólisis Limitaciones a escala media 	<ul style="list-style-type: none"> Sensible al contenido de humedad del material Limitación en el tamaño del alimento Poder calorífico menor 	<ul style="list-style-type: none"> Difícil de operar Se presenta escorificación Se presenta grandes cantidades de carbón en las cenizas

Nota. Se presentan las ventajas y desventajas operativas del proceso para un reactor de lecho móvil.

2.4.2 Reactor de lecho Fluidizado

Este reactor ha sido objeto de crecimiento en la investigación científica alrededor de la última década, por sus amplias ventajas de disminución del tiempo de residencia, aumento en la conversión de carbón, esto debido a su alta transferencia de calor y mezcla constante entre el combustible biomásico y el lecho. El reactor de lecho fluidizado funciona bajo el principio de que tanto la biomasa, el agente gasificante y el lecho interactúan entre sí como un fluido, lo que permite una rápida reacción de la biomasa, sin embargo la reacción no alcanza a llegar al equilibrio químico a las temperaturas estándares de operación que son de 800°C a 900°C de manera muy cercana a un proceso isotérmico, por lo que es necesario un catalizador en el lecho fluidizado, sin embargo la conversión de carbono es superior al 95%. El proceso permite una amplia flexibilidad con respecto al combustible y a la carga ya que permite el uso de aditivos que mejoren la velocidad de reacción, evitan la aglomeración de partículas en las paredes del reactor, también los aditivos pueden ayudar al aumento del punto de escorificación, aunque hay que tener precauciones con respecto al peso de reactor cargado y de si el aditivo puede generar problemas en el proceso durante periodos de tiempo prolongados [25] [20] [28].

El esquema de estos gasificadores se representa en la Figura 8. para su mejor comprensión.

Los gasificadores de lecho fluidizado se dividen en:

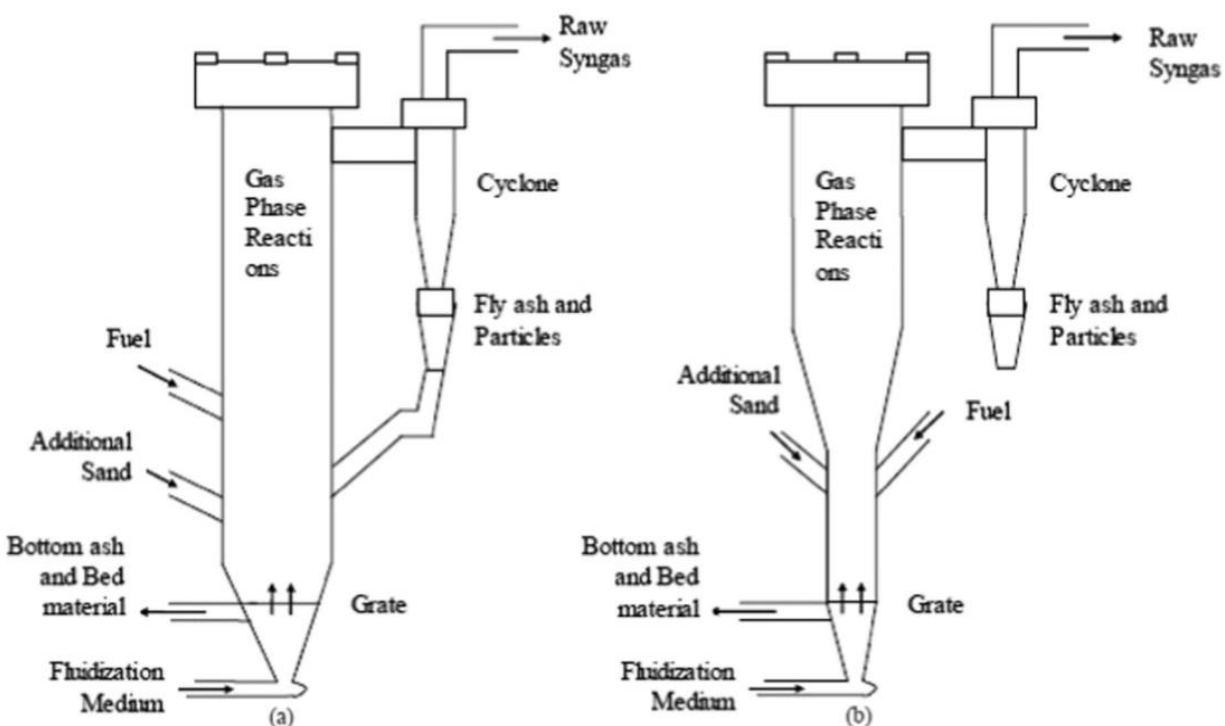
- **Lecho fluidizado burbujeante:** Este gasificador resalta por su simple operación y construcción, la mayor conversión de este se da en el lecho burbujeante, que cuenta con una extensión de menor diámetro para la conversión de alquitrán. El proceso opera alrededor de los 850°C lo que permite una rápida descomposición de la materia biomasa, esto también incluye la sección de secado, por otro lado el fenómeno de aglomeración de las partículas de la biomasa ocasiona que la conversión disminuye, por lo que es importante tener en cuenta el tamaño de partícula a la cual la materia prima ingresa al reactor. Por otro lado el reactor se caracteriza por un lento flujo de materia prima a atreves del lecho de usualmente de 1 m/s lo que favorece a la

conversión y aunque aumente la producción de alquitrán y partículas sólidas, están son reintegradas al reactor por medio de un ciclón que separa el gas. Por último esta clase de equipos trabaja a alta presión para permitir las ventajas y características mencionadas anteriormente [25] [28].

- **Lecho circulante:** Este tipo de gasificador envía gas a altas velocidades alrededor de 10 y 5 m/s de manera que se recicla de regreso en el reactor para arrastrar los sólidos a través del lecho mientras reaccionan con el gas, hay que tener en cuenta que estas altas velocidades implican un mayor consumo energético, esto es determinado por el consumo de energía a través de una sección transversal del reactor, aunque con esto mejora la conversión de carbono en el proceso, pese a estas ventajas este gasificador aún implica problemas con la formación de residuos principalmente el alquitrán, por lo que requiere operación a altas presiones [29] [25]. Cabe resaltar que este tipo de gasificador es bastante complejo con respecto a su operación debido a todas las fisicoquímicas en un ambiente caótico donde el gas se mueve constantemente por el reactor, también se estudió el efecto de los componentes inertes de la biomasa en las reacciones y cómo afecta a la calidad del gas producido, aunque esto se evalúa según la aplicación que el usuario escoja y las condiciones óptimas a las que se determine la gasificación, además del combustible empleado.

Figura 9.

Gasificadores de lecho fluidizado



Nota. La figura (a) representa el gasificador de lecho burbujeante, mientras que la figura (b) representa el gasificador de lecho circulante, nótese que este posee una sección estrecha en la parte inferior. Tomado de: S. K. Sansaniwal, K. Pal, M. A. Rosen, y S. K. Tyagi, "Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review", *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 72, pp. 363–384, may 2017.

Teniendo en cuenta los diversos gasificadores y teniendo en cuenta el proceso de gasificación de tallos de café como una sección constituyente en el contexto de una biorrefinería, se escoge que el mejor tipo de gasificador es uno de lecho fijo de corriente descendente, ya que el diseño y construcción de este tipo de gasificador es simple, además de que para su aplicación que consiste en la producción de energía el gas de síntesis debe contener una calidad con respecto a la cantidad de residuos de alquitrán y partículas sólidas producidas durante el proceso, por lo que el arreglo de corriente descendente permite una rápida combustión parcial de los productos de la pirolisis y como tanto el agente gasificante y la biomasa se mueven hacia la parte inferior del

reactor, por lo que no se arrastraran productos o partículas sólidas provenientes de las secciones de secado y pirolisis, no obstante esto implica una alta sensibilidad del consumo energético con respecto a la humedad de la materia prima pero teniendo en cuenta la materia prima en la que se enfoca este proyecto que son los tallos de café y tomando en cuenta su composición mediante el análisis de proximidad que se encuentra en la Tabla 3. Se observa que el contenido de humedad de los tallos de café después de un mes aproximadamente después del zoqueo de los cafetales es del 8.7% lo cual es un valor aceptable para el uso de un gasificador de corriente descendente y por último dado que en todos los gasificadores tienen limitaciones con respecto al tamaño de partícula, en este caso los límites de tamaño para corresponder a partículas no menores a 10 mm ni mayores a 50 mm, esto presenta ventajas en el triturado de la materia prima debido a que no requiere un equipo complejo o muy específico con respecto a la distribución del tamaño de partícula. Por las razones previas es que se opta que el tipo de gasificador a usar en un esquema de biorrefinería sea de lecho fijo de corriente descendente.

2.5. Parámetros de importancia

El proceso de gasificación depende de muchos factores en su operación que están ligados directamente con la calidad del producto y la formación de residuos uno de ellos puede ser el material de alimentación que puede diferir completamente en el poder calorífico del gas en la cantidad de residuos que puede generar, además que este estará ligado a mas parametros, como lo es la relación de equivalencia, la temperatura de operación y el agente gasificante [30].

Como ya se determinaron previamente dos de los principales parámetros para el proceso, que es la materia prima a usar y el agente gasificante, esta sección se enfoca en la relación de equivalencia, la temperatura de operación, temperatura del agente gasificante y el tiempo de residencia, comparando y analizando sus variaciones con respecto a la calidad y composición del gas de síntesis que se forma.

2.5.1. Relación de equivalencia

Este es uno de los parámetros más relevantes para un gasificador y en esencia se define como la relación de la cantidad de oxígeno que se suministra al sistema sobre la cantidad estequiométrica necesaria para una combustión completa, en otras palabras define a qué grado se llevará a cabo la combustión durante la gasificación, esto tendrá diversas implicaciones tanto en la composición final del gas como en la formación de alquitranes, una relación de equivalencia alta implica un aumento en la composición de dióxido de carbono lo que ocasiona un bajo poder calorífico del gas de síntesis [30] [31]. El cálculo de la relación de equivalencia está dado por la ecuación siguiente.

$$ER = \frac{\text{Masa de oxígeno (aire)}/\text{Masa de biomasa seca}}{\text{Oxígeno estequiométrico (aire)}/\text{Relación de biomasa a la combustión}} \quad (5)$$

La relación de equivalencia está relacionada también con la relación de flujo de agente gasificante con respecto a la biomasa de alimentación, por lo que cuando el material tiene un alto contenido de humedad o se usa vapor como agente gasificante, el incremento de esta relación corresponde a la búsqueda del incremento de hidrógeno en la composición final del gas, esto se debe a la reacción de desplazamiento de gas-agua, esto también busca una disminución en la formación de alquitrán promoviendo el craqueo de este [25].

El autor [32] realizó una expresión con respecto a la relación de equivalencia para reducir el número de parámetros de los cuales depende el rendimiento del gasificador, teniendo en cuenta el flujo de agente gasificante que en su caso igual a este proyecto es el aire, también se relaciona el flujo de biomasa con respecto al tiempo de residencia, obteniendo la siguiente expresión para un sistema ideal con fugacidad de $\phi=1$.

$$ER = \frac{(\text{Flujo de agente gasificante (m}^3/\text{s)}) * (\text{Tiempo de residencia (s)})}{(\text{Biomasa de alimento (kg)}) * (A/F \text{ (m}^3 \text{ de aire/kg de biomasa)})} \quad (6)$$

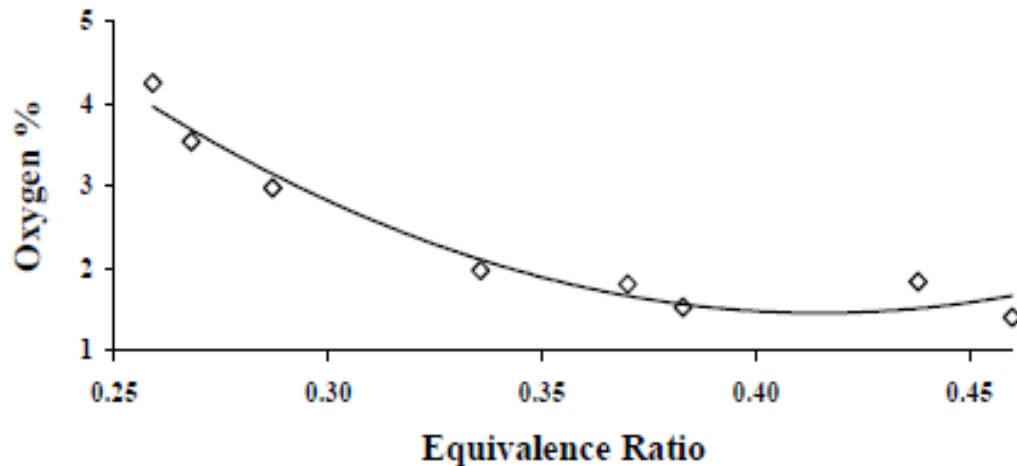
Se estima que el rango de operación ideal o teórico están en el rango de valores de ER (relación de equivalencia por sus siglas en inglés) de 0.2 a 0.4 permitiendo una dosificación efectiva.

La efectividad de la gasificación corresponde a la composición del gas de síntesis que según sea su concentración en monóxido de carbono, dióxido de carbono, hidrógeno, metano, nitrógeno y metano, depende su poder calorífico.

El cambio en su composición medido en porcentaje de volumen del producto puede observarse en las siguientes gráficas obtenidas de manera experimental por [32]

Figura 10.

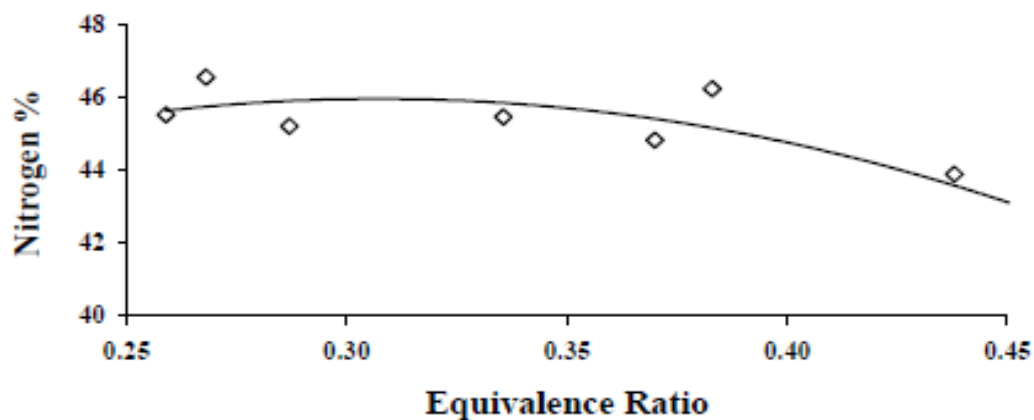
Porcentaje de oxígeno en función de la relación de equivalencia



Nota. El oxígeno disminuye gradualmente a medida que se incrementa la relación de equivalencia, debido a que se dará lugar a las reacciones de oxidación por un mayor flujo de agente gasificante en contacto con la biomasa, que a su vez implica un mayor consumo de oxígeno en el reactor. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

Figura 11.

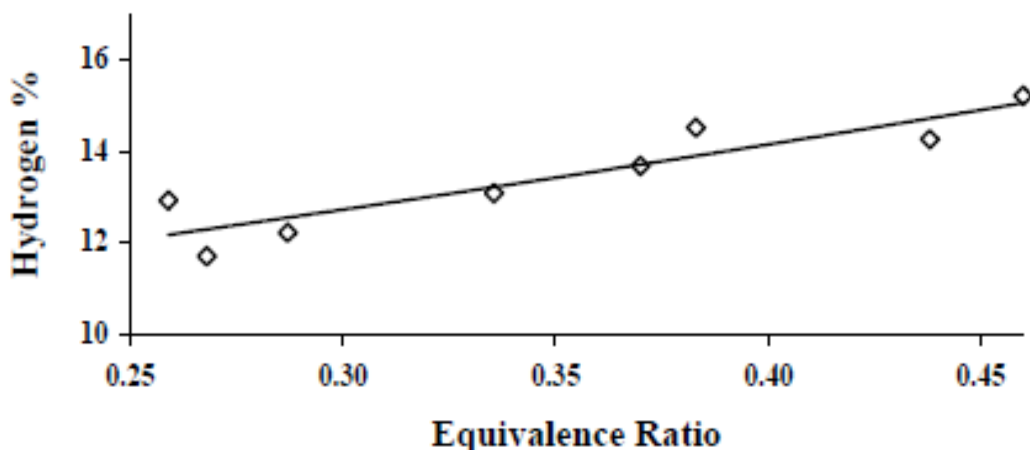
Porcentaje de nitrógeno en función de la relación de equivalencia



Nota. El nitrógeno ocupa un gran porcentaje en el gas de síntesis, debido a que el agente oxidante usado es el aire, aunque su composición no varía considerablemente se observa una disminución gradual a medida que aumenta la relación de equivalencia por el incremento en la combustión del material biomásico, liberando el oxígeno de las interacciones con el nitrógeno del aire. . Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, “Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier”, Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

Figura 12.

Porcentaje de hidrógeno en función de la relación de equivalencia

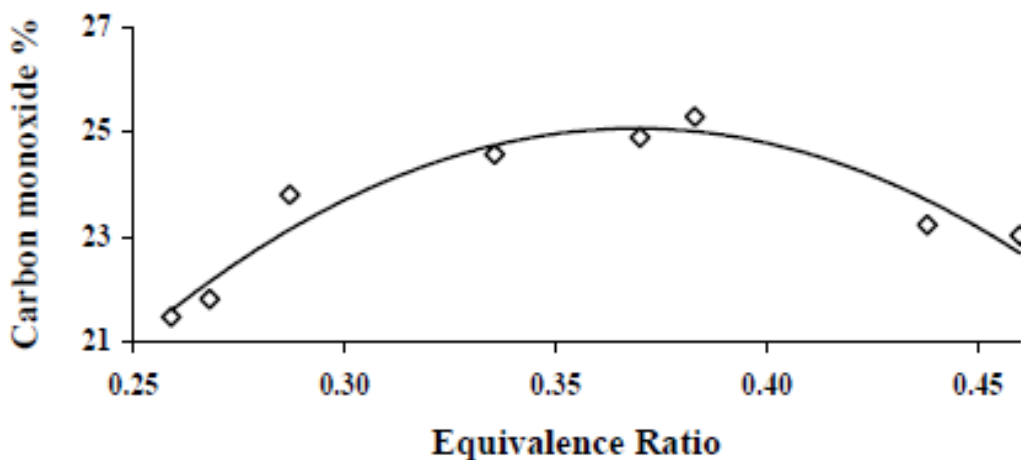


Nota. El incremento del hidrógeno tiende a ser lineal con respecto a la relación de equivalencia. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, “Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier”, Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

La formación de hidrógeno es de los principales productos de interés en el gas de síntesis, por lo que es recomendable según la gráfica valores altos de la relación de equivalencia, sin embargo, hay que tener en cuenta que esto beneficia a la formación de dióxido de carbono, lo cual provoca una disminución en el poder calorífico. Por último, la formación de hidrógeno se asocia a la reacción de desplazamiento gas-agua promovida por el incremento en la relación de aire/biomasa, esta reacción está ligada a la formación de agua como producto de las combustiones completas que se promueven a medida la relación de equivalencia tiene valores mayores.

Figura 13.

Porcentaje de monóxido de carbono en función de la relación de equivalencia



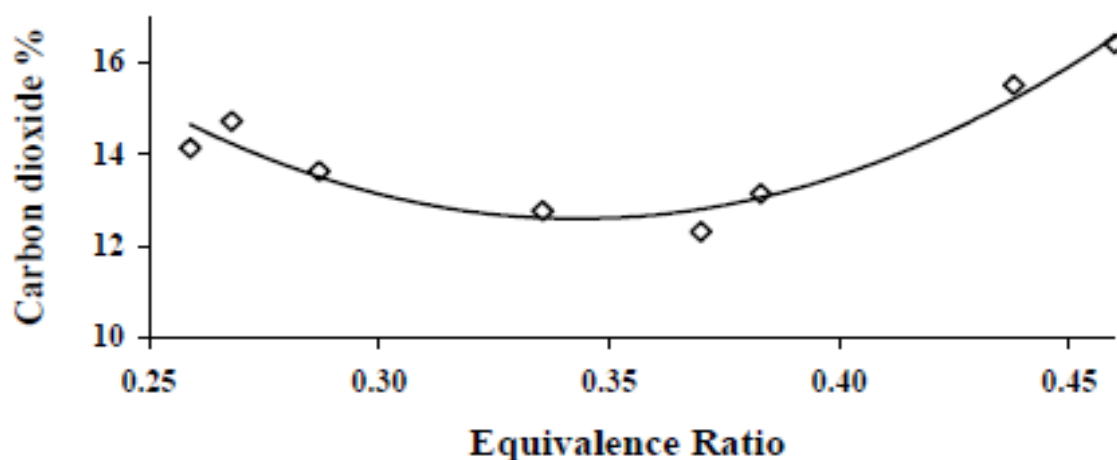
Nota. El crecimiento del monóxido de carbono se da hasta el punto en que este empieza a oxidarse en dióxido de carbono. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

El monóxido de carbono junto con el hidrógeno son los componentes principales que promueven un alto valor de poder calorífico la formación de monóxido de carbono alcanza su concentración máxima en valores de 0.35 a 0.4 de relación de equivalencia y posteriormente decrece gradualmente, esto se debe a que a partir de este punto el monóxido de carbono reacciona terminando de oxidarse y formando dióxido de carbono reduciendo el poder calorífico del producto. Es recomendable no usar valores muy altos para una concentración de monóxido de carbono máxima, debido a que puede incurrir

en fluctuaciones del sistema que puedan comprometer al proceso a la formación de dióxido de carbono mediante el craqueo térmico del alquitrán que se forme.

Figura 14.

Porcentaje de dióxido de carbono en función de la relación de equivalencia



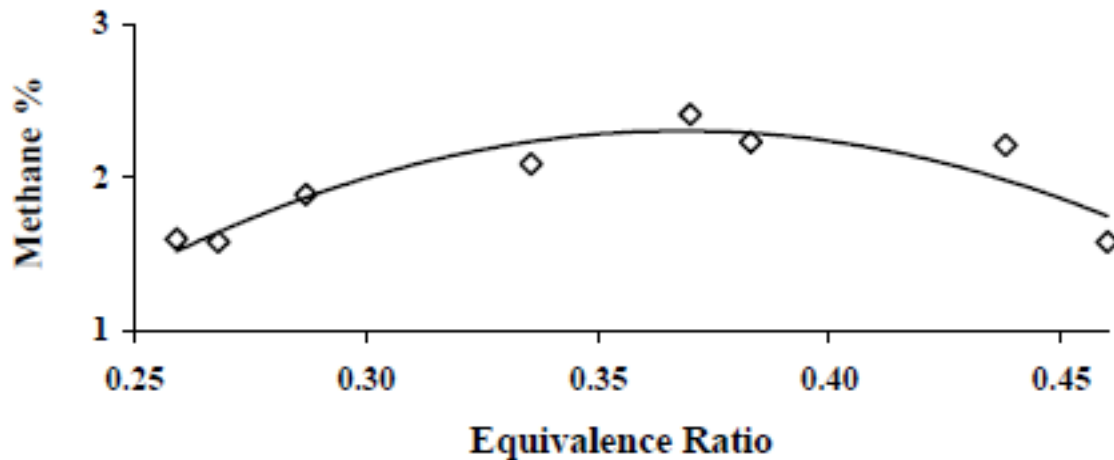
Nota. A medida que hay mayor aire disponible que oxida todo el carbono sólido en monóxido de carbono, el oxígeno presente en el aire empieza a oxidar el monóxido hasta llegar a un equilibrio químico que involucra el consumo total del oxígeno presente. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

El dióxido de carbono es un compuesto que al estar completamente oxidado pierde sus capacidad de poder calorífico, lo que disminuye la calidad del gas de síntesis, por lo que debe procurarse bajas relaciones de equivalencia para evitar combustiones completas que promuevan la formación de este compuesto, en la figura se observa que el punto mínimo en el valor de 0.35 y a partir de este punto vuelve a incrementar por lo mencionado previamente sobre la combustión completa, por otra parte se estima que en valores bajos la concentración de dióxido de carbono es mayor debido al pequeño porcentaje que este sea contenido en el aire y de que por la poca cantidad de agente gasificante no se promueven reacciones de reducción del dióxido de carbono a través del gasificador. Cabe destacar que el dióxido de carbono también puede formarse debido

al craqueo térmico del alquitrán generado por la sección de pirólisis en su lento trayecto a través del lecho del reactor.

Figura 15.

Porcentaje de metano en función de la relación de equivalencia



Nota. La composición del metano disminuye después de valores de relación de equivalencia de 0.4 debido a que a mayor combustión que se da en el reactor su temperatura crecerá en igual proporción y teniendo en cuenta que a temperaturas por encima de 800°C el equilibrio químico de la formación de metano disminuye del mismo modo que su concentración. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

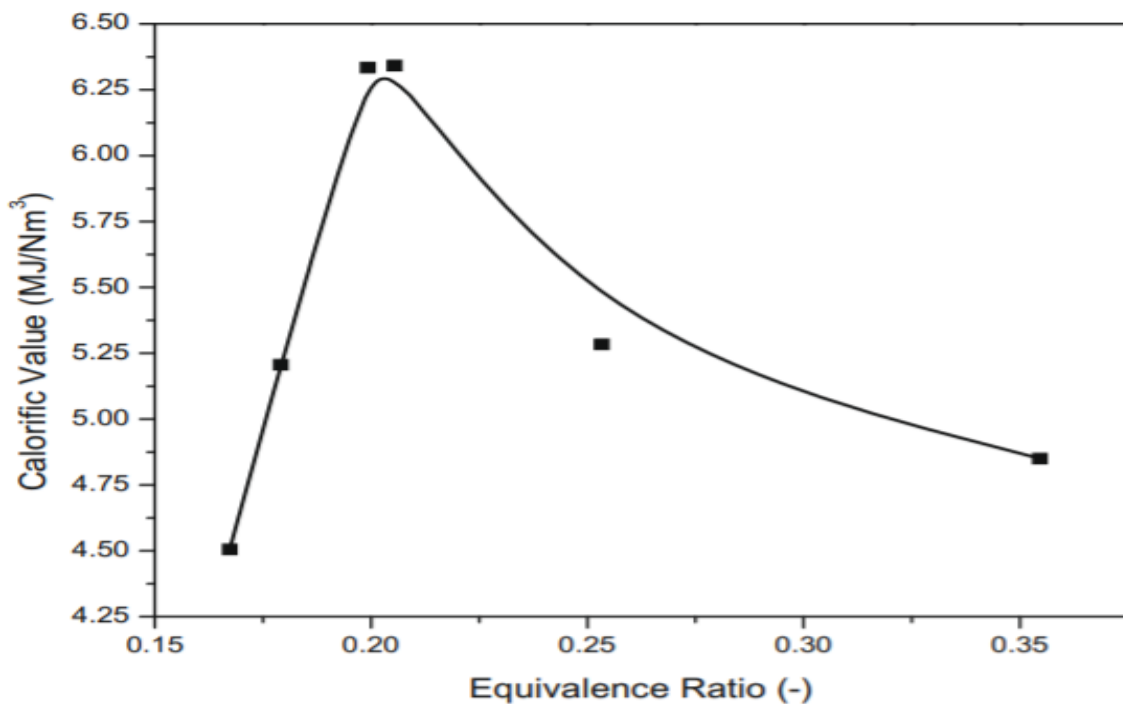
La formación de hidrocarburos es mínima y se limita al metano a una baja concentración, sin embargo este compuesto contiene un poder calorífico considerable, favoreciendo la calidad del gas de síntesis, por lo que hay que tener en cuenta que la formación de metano se da principalmente en la sección heterogénea del gasificador donde las componentes elementales de la biomasa producto de la pirólisis empiezan a reaccionar en este caso se da lugar a que el carbón elemental interactúe con el hidrógeno presente formando este hidrocarburo gaseoso, que según la figura es máximo a valores entre 0.35 y 0.4.

En esencia, con lo anterior se determina la variación en la concentración de los compuestos con respecto a la relación de equivalencia, por lo que según su composición la calidad del gas de síntesis se refleja en el poder calorífico por lo que en la Figura 15.

obtenida por [31] y reflejando una tendencia similar con el autor [33] compara diversos autores con respecto al valor mínimo de poder calorífico en sus experimentos relacionando el poder calorífico con la relación de equivalencia. Dando lugar a la conclusión de que a menor relación de equivalencia el poder calorífico del gas será mayor, por contra parte esto también implica una mayor formación de residuos de alquitrán, por lo que es óptimo un valor entre 0.2 y 0.4 como sugiere la teoría.

Figura 16.

Grafica del poder calorífico en función de la relación de equivalencia

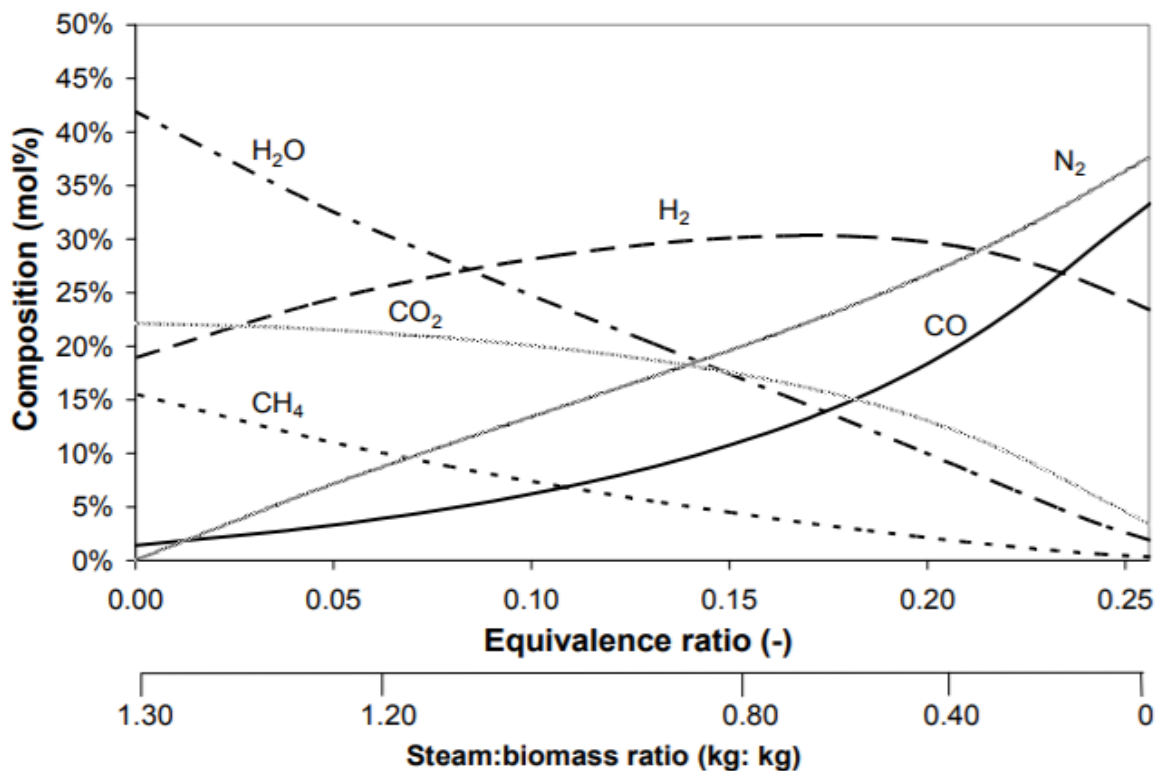


Nota. Se observa que el punto máximo de incremento del poder calorífico está alrededor de 0.2 en la relación de equivalencia, debido a la formación de los diversos compuestos de metano, monóxido de carbono e hidrógeno incrementando drásticamente el poder calorífico, después de este punto se dan las reacciones de combustión completa disminuyendo el contenido de monóxido de carbono para formar dióxido de carbono, compuesto que no aporta al poder calorífico, también se encuentran reacciones de formación de agua que captura el hidrógeno. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

Las figuras previas con respecto a composición química y valor calorífico del producto son tomadas en cuenta como aproximación de los resultados esperados en la simulación, que si bien no tendrán valores cercanos, si tendrán una distribución de datos similar como puede verse en la Figura 16 [34]; aunque también los datos de las Figuras 9 a la 15 corresponden a procesos de gasificación usando residuos de madera que son de la misma naturaleza que los tallos de café.

Figura 17.

Composición del gas de síntesis con respecto a la relación de equivalencia y relación aire/biomasa.



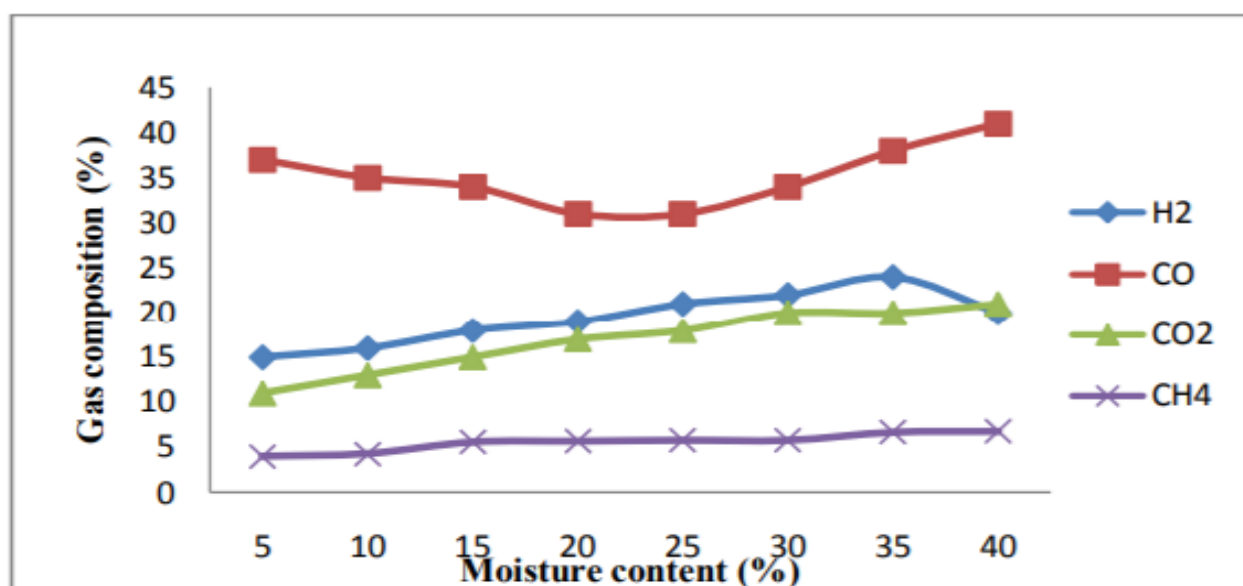
Nota. Se observa la variación de la composición gas de síntesis teniendo en cuenta la relación de equivalencia lo que permite una visualización más adecuada de cada componente lo que facilita la toma de decisiones en función a la cantidad de flujo de agente gasificante a usar para mejorar la calidad y disminuir la formación de residuos. Tomado de: Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, "Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier", Biomass Bioenergy, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002.

2.5.2. Contenido de humedad

El contenido de humedad es dependiente de cada alimento biomásico a ser gasificado y es un factor determinante dado que involucra el consumo energético para secar el material [35], siendo el consumo energético proporcional a la humedad del material, además también puede incurrir en el cambio en la composición del gas de síntesis como se observa en la Figura 17 [36].

Figura 18.

Composición del gas de síntesis en función del contenido de humedad



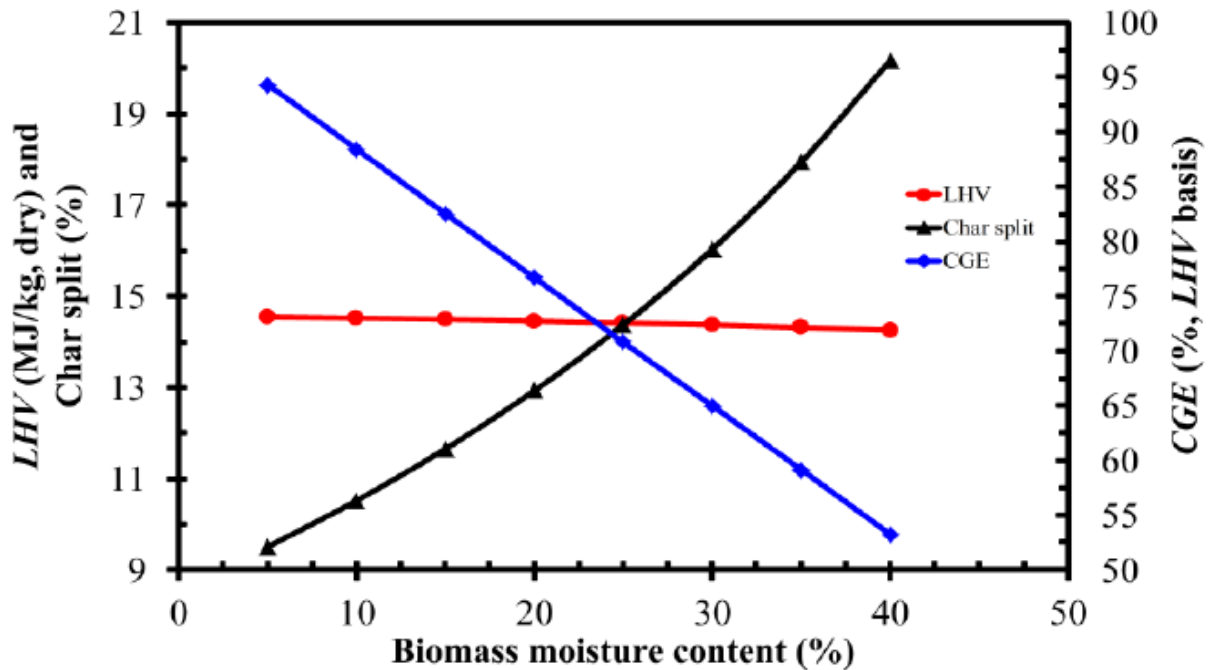
Nota. Obsérvese como todos los componentes menos el hidrógeno incrementa proporcionalmente al aumento del contenido de humedad, cabe resaltar que esta figura no tiene en cuenta un compuesto clave en la mezcla gaseosa, que es el nitrógeno, proveniente del aire como agente gasificante y puede llegar a tener un porcentaje en la composición por encima del 40%. Tomado de: H. Beohar, B. Gupta, D. V. Sethi, D. M. Pandey, y H. Parmar, "Effect of Air Velocity, Fuel Rate and Moisture Content on the Performance of Updraft Biomass Gasifier using Fluent Tool", 2012. <https://www.semanticscholar.org/paper/Effect-of-Air-Velocity-%2C-Fuel-Rate-and-Moisture-on-Beohar-Gupta/db1ea8f9428730e0c6c193a27ac21f07c6c19909> (consultado nov. 09, 2021).

Pese a que en la figura compuestos que aportan poder calorífico a la mezcla gaseosa como el metano y el monóxido de carbono, el aumento del contenido de humedad continua implicando disminución de la calidad del gas de síntesis, esto debido a la formación de dióxido de carbono el cual es un compuesto que no aporta al poder

calorífico del producto, por otro lado para valores de humedad por encima del 35% el hidrógeno se reduce por la formación de agua en las reacciones de combustión totales y siendo este el principal compuesto que aporta al poder calorífico del proceso no es conveniente permitir la reducción de hidrógeno, por último en la Figura 18 [12]. Se justifica porque los valores de humedad deben ser bajos para el proceso de gasificación y su principal motivo es la formación de residuos.

Figura 19.

Efecto de la biomasa sobre el poder calorífico del gas de síntesis, eficiencia de gas frío y fracción de alquitrán.



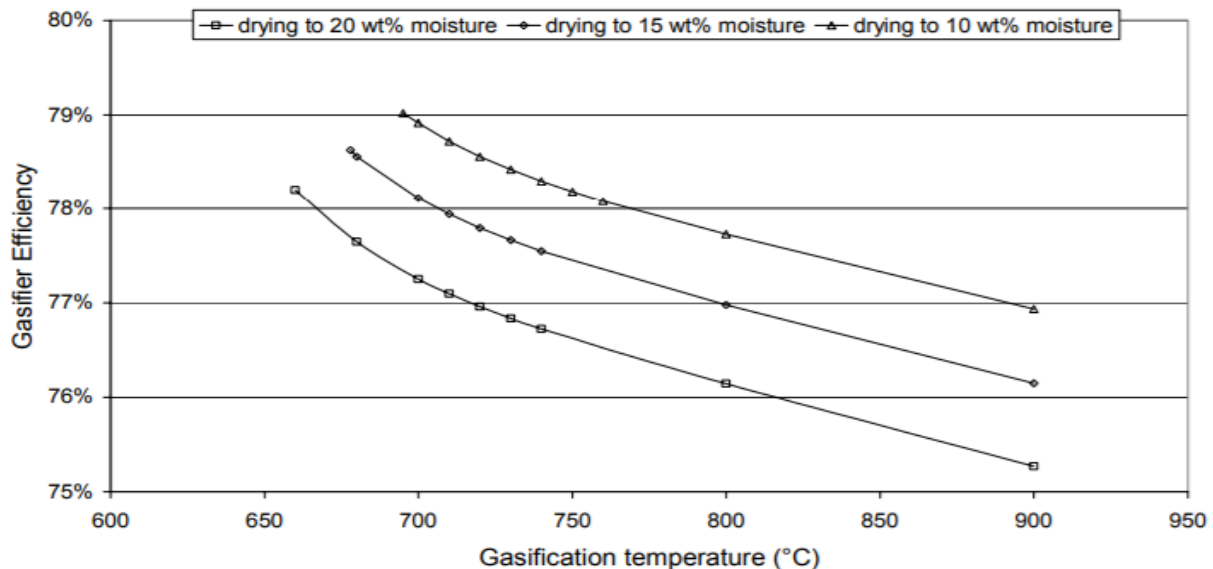
Nota. Obsérvese que el poder calorífico varía mínimamente a medida que incrementa la humedad, los factores importantes es la fracción de alquitrán y la eficiencia de gas frío, que son mínimo y máximo respectivamente a humedades bajas. Tomado de : W. Doherty, A. Reynolds, y D. Kennedy, "Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed", en Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments, Formatex Research Centre, 2013. [En línea]. Disponible en: <https://arrow.tudublin.ie/engmeckb/2>.

La Figura 18. valida las razones mencionadas previamente empezando por la disminución del poder calorífico con respecto a la composición, por otra parte está la formación de alquitrán debido a que gran parte de la energía se dirige al secado del

alimento, por lo que habrá deficiencia energética en el craqueo térmico del alquitrán formado y por último la eficiencia de gas frío, antes de hablar de este parámetro que es uno de los más importantes para la evaluación del proceso de gasificación de biomasa, se explica que la eficiencia de gas frío (CGE por sus siglas en inglés) es un parámetro indicativo de la capacidad del sistema de aprovechar el contenido energético de la biomasa para transformarse en energía disponible en el gas de síntesis, este parámetro está definido como el porcentaje del contenido energético de la biomasa en relación con el contenido energético del gas de síntesis [37]. La deficiencia energética involucra deficiencia en el gasificador [34], esto puede evidenciarse en la siguiente figura.

Figura 20.

Eficiencia del gasificador con respecto al contenido de humedad



Nota. Se evidencia como a mayores contenidos de humedad la temperatura disminuye y requiere de un consumo adicional de energía para cumplir con los requerimientos de temperatura de operación. Tomado de: M. J. Prins, "Thermodynamic analysis of biomass gasification and torrefaction", Phd Thesis 1 (Research TU/e / Graduation TU/e), Technische Universiteit Eindhoven, Eindhoven, 2005. doi: 10.6100/IR583729.

2.5.3. Velocidad del aire en el reactor

La velocidad a la que fluye el agente gasificante a través del lecho para entrar en contacto con el material biomásico es un parámetro importante dado que este gas

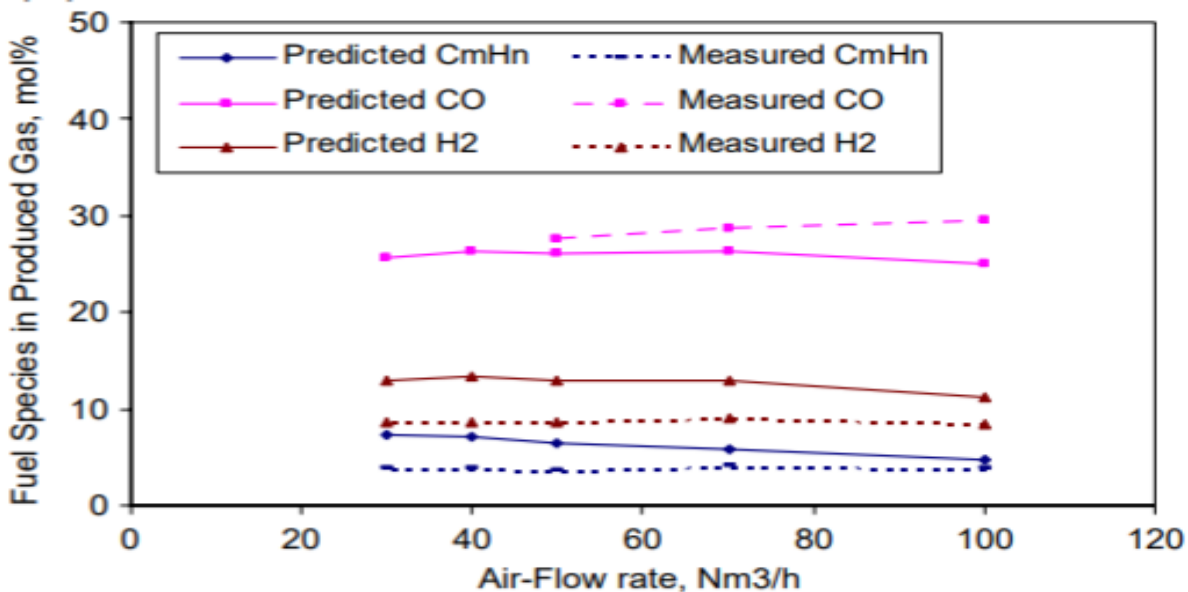
permite las reacciones de oxidación que se den en el gasificador y la velocidad de estas partículas indica que tanto interactúan con el alimento que es sometido a un proceso de secado y pirólisis, por tanto este parámetro tendrá influencia en la composición final del gas de síntesis.

La variación de la composición de gas producto con respecto a la velocidad del agente gasificante a través del lecho fue estudiada por [36] [38] del cual también se analiza la variación del poder calorífico, hay que resaltar que ambos estudios son basados en el uso de aire como agente gasificante y usando madera como combustible, tal como se desarrolla en este trabajo.

Las variaciones mencionadas antes se observan en las siguientes figuras, cabe resaltar que la velocidad del agente gasificante hace referente al flujo másico de este medido en g/s, también a partir de [39] se puede observar la variación de la composición del producto en función del caudal de aire en el proceso medido en Nm³/h.

Figura 21.

Variación de la composición del gas de síntesis por el caudal de aire.

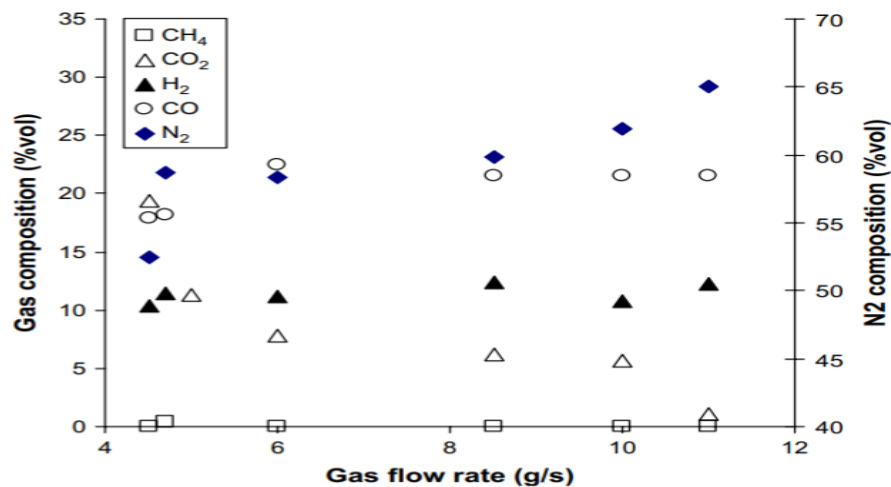


Nota. El caudal del agente gasificante se evalúa teniendo en cuenta los parámetros de diseño del reactor, debido a que un exceso en el caudal puede ocasionar un aumento en la presión lo cual tiene riesgos de seguridad. Tomado de: W. Yang, A. Ponzio, C. Lucas, y W. Blasiak, "Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air", Fuel Process. Technol. - FUEL PROCESS TECHNOL, vol. 87, pp. 235–245, feb. 2006, doi: 10.1016/j.fuproc.2005.08.004.

La figura denota los compuestos de interés para el gas el gas de síntesis que son el hidrógeno y el monóxido de carbono, también tiene en cuenta la formación de hidrocarburos, que pese a estar definidos por una fórmula general, usualmente consiste en metano y fracciones mínimas de etano, no obstante hay que tener en cuenta que pese a que la concentración de estos compuestos disminuye en consecuencia del aumento en el flujo de aire esto puede ser debido a la captura de este en los residuos de alquitrán, sin embargo el principal fenómeno que causa la disminución de los hidrocarburos es su craqueo térmico que se beneficia por las reacciones de oxidación que lo consumen y aumentan la temperatura. Por otra parte, se observa que el incremento en el caudal del aire disminuye la formación de los compuestos de interés a causa de que el contacto entre el agente gasificante y la biomasa es mínimo debido a las velocidades del gas reduciendo la interacción entre los compuestos para formar reacciones, aunque bien se observa esta disminución es mínima, por lo que se infiere con lo anterior presente que a altos caudales de gas mejora la calidad del gas de síntesis.

Figura 22.

Variación de la composición del gas de síntesis por el flujo de aire.

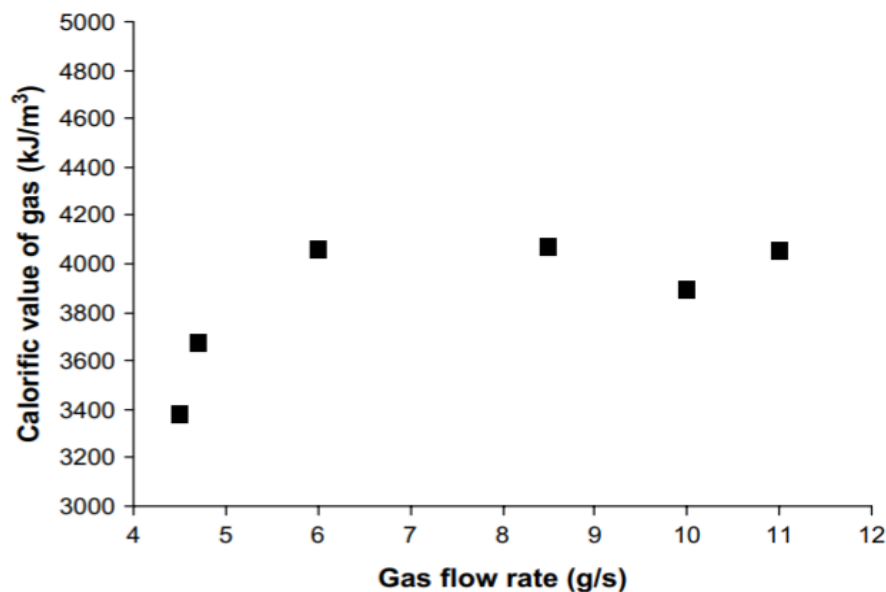


Nota. Las gráficas correspondientes a la composición del gas en función de la velocidad del aire o agente gasificante, se emplean para una optimización de la conversión en el reactor y consumo energético para movilizar el gas a esas velocidades. Tomado de: A. Sharma, "Experimental study on 75 KWth downdraft (biomass) gasifier system", *Renew. Energy*, vol. 34, pp. 1726–1733, jul. 2009.

En esta figura se observa el cambio no solo de los compuestos de interés de monóxido de carbono e hidrógeno como en la figura anterior, si no también compuestos que presentan una concentración significativa principalmente el nitrógeno que abarca un porcentaje mayor al 50%, esto es a causa del aire como agente gasificante y debido a su composición donde aproximadamente el 79% de su composición es nitrógeno el cual incrementa su concentración a medida que se aumenta el flujo másico del agente gasificante, situación lógica ya que permite una constante acumulación de este gas inerte en el reactor, esto está relacionado con la reducción en la concentración de dióxido de carbono que es debida a que las partículas de biomasa y monóxido de carbono no tiene el suficiente contacto con el agente gasificante para continuar oxidándose hacia el dióxido de carbono, y en lugar de este se acumula el nitrógeno que se mencionaba previamente. Por último, se observa una concentración constante de hidrógeno y monóxido de carbono a un flujo de 6 g/s o superior.

Figura 23.

Cambio del poder calorífico del gas de síntesis por el flujo de aire.



Nota. El crecimiento del poder calorífico incrementa hasta volverse constante. Tomado de: [38] A. Sharma, "Experimental study on 75 KWth downdraft (biomass) gasifier system", *Renew. Energy*, vol. 34, pp. 1726–1733, jul. 2009.

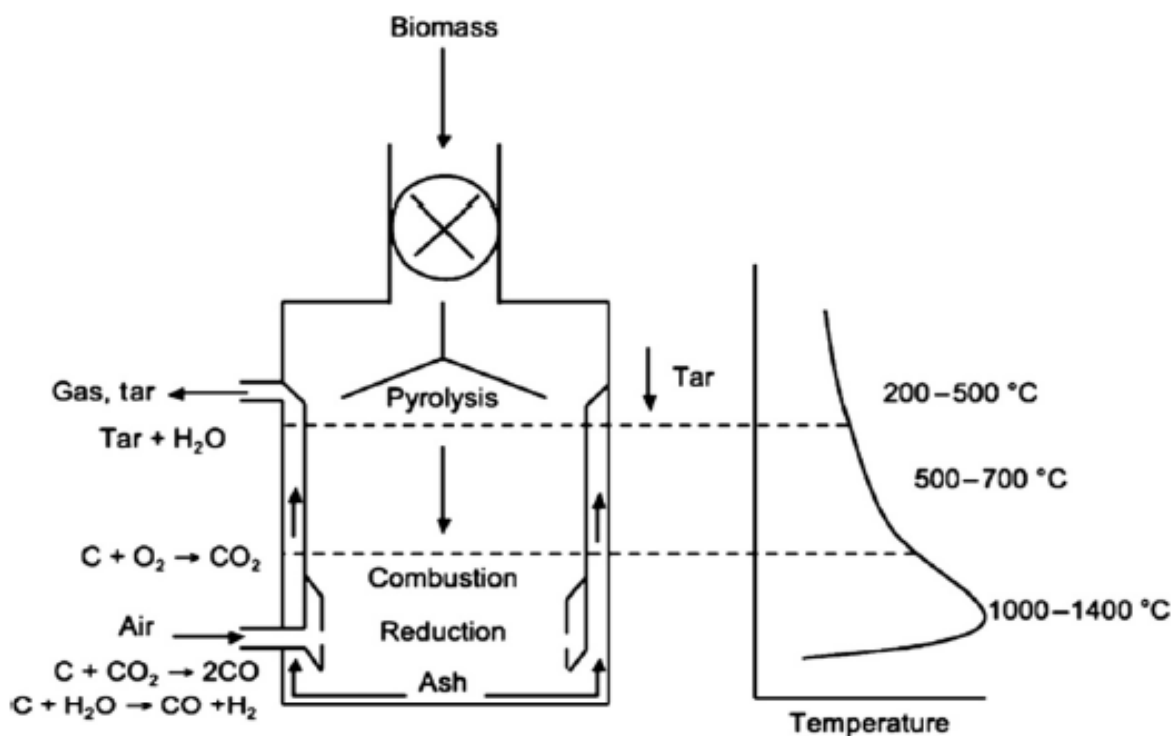
Las Figuras 20 y 21 que muestran la variación de la composición con respecto al flujo de agente gasificante dan las bases que justifican esta figura, debido a que en ambas figuras a mayores flujos la concentración de compuestos indeseables como el dióxido de carbono e hidrocarburos disminuye, lo que permite que el gas de síntesis este compuesto mayoritariamente por nitrógeno, monóxido de carbono e hidrógeno incrementando su poder calorífico y previniendo una completa combustión de los compuestos en la mezcla gaseosa, además de que permite aumentar el craqueo térmico del alquitrán formado de la pirólisis, aunque pese a tener un alto poder calorífico con el aumento del flujo del agente gasificante hay que tenerse en cuenta el consumo energético asociado a movilizar el agente gasificante a esas velocidades a través del gasificador, además que este aumento permanece constante en flujos mayores a 6 g/s, y por último es pertinente tener en cuenta que a altas velocidades el agente gasificante puede arrastrar partículas del lecho del gasificador.

2.5.4. Temperatura de gasificación

El esquema de un gasificador de corriente descendente es uno de los que pueden incurrir en gastos energéticos extra según el contenido de humedad, esta energía finalmente se traduce en calor que degrada el material biomásico para llevar a cabo las diversas conversiones termoquímicas, como se ha explicado antes estos gasificadores cuentan con 4 etapas: secado, pirólisis, oxidación y reducción, por lo que cada sección maneja un rango de temperatura diferente, esto se muestra en la Figura 23 [7] a continuación.

Figura 24.

Perfil de temperatura de un gasificador de corriente descendente



Nota. El incremento de temperatura en la sección de gasificación se debe a la liberación de energía por las reacciones exotérmicas. Tomado de: S. Hameed, N. Ramzan, Z. Rahman, M. Zafar, y S. Riaz, "Kinetic modeling of reduction zone in biomass gasification", *Energy Convers. Manag.*, vol. 78, pp. 367–373, feb. 2014.

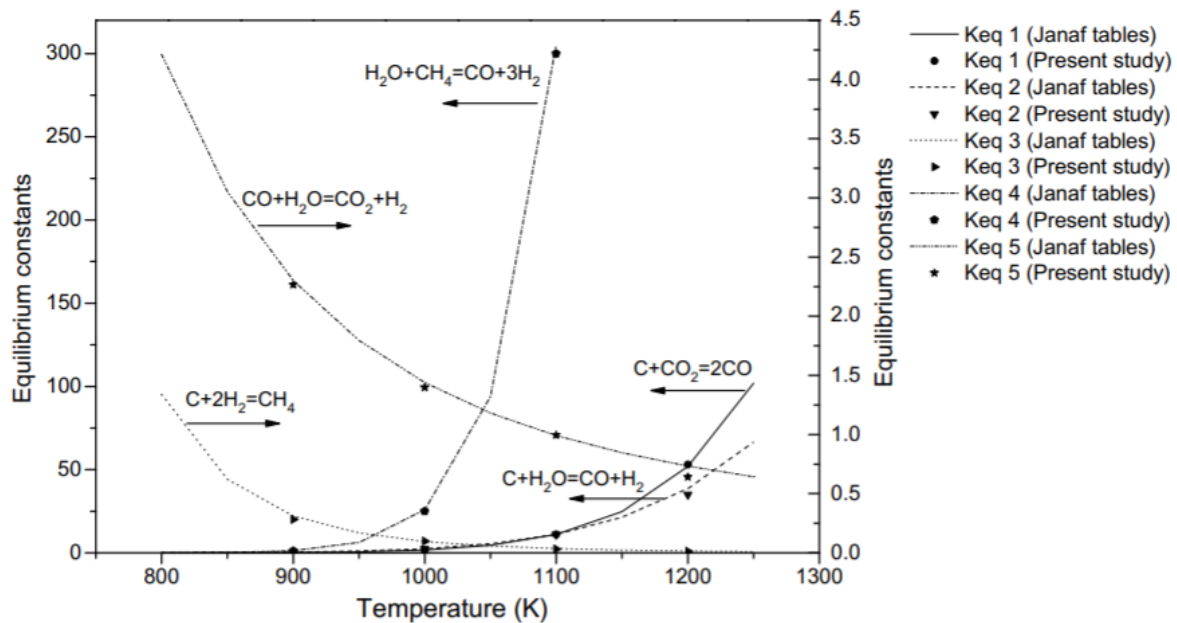
La temperatura aumenta progresivamente con las etapas del gasificador, la etapa de secado, que además de secar el material implica una descomposición previa entre los 200 a 500°C, en la etapa de pirólisis o desvolatilización, la degradación térmica se lleva a cabo mientras la temperatura del gasificador incrementa desde los 500°C hasta los 700°C, para luego ingresar el agente gasificante y continuar en la etapa de oxidación y reducción operando a temperaturas de 1000 a 1400°C.

Las temperaturas de salida de la sección de desvolatilización o pirólisis favorecen a la cinética de las reacciones de oxidación que a su vez liberan energía gradualmente al ser la mayoría exotérmicas, lo que promoverá el equilibrio y la velocidad de las reacciones en la etapa de reducción, las reacciones se llevarán a cabo en consecuencia al tiempo de residencia del gasificador, por esto la temperatura juega un papel crucial en

la composición y calidad del gas de síntesis [40]. Esto puede evidenciarse en la Figura 24. en la que se señalan como el equilibrio químico de las reacciones presentes en el reactor son afectadas por la temperatura y comparadas con las tablas termodinámicas JANAF [35].

Figura 25.

Efecto del equilibrio químico con respecto a la temperatura de gasificación



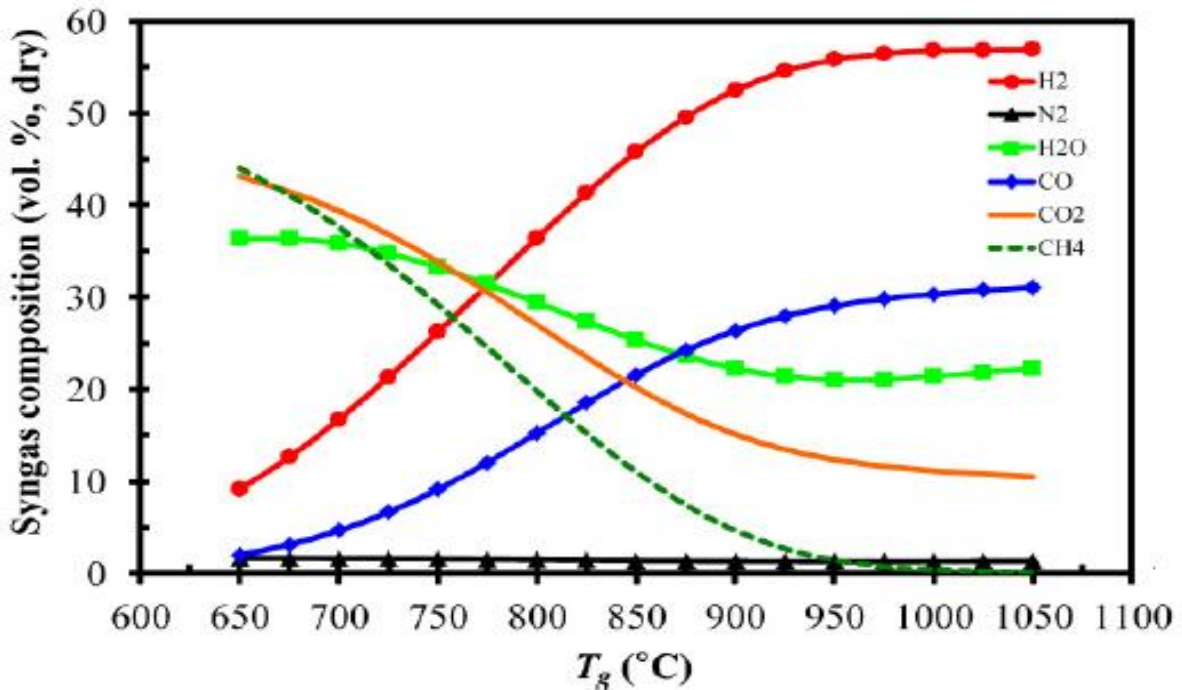
Nota. Se observa cómo a medida que la temperatura incrementa, las reacciones de metanación y oxidación del monóxido de carbono disminuyen sus constantes de equilibrio, no obstante, pese a esto las demás reacciones que generan como productos monóxido de carbono e hidrógeno incrementan su constante de equilibrio favoreciendo la formación de los compuestos previamente mencionados. Tomado de: N. Gao y A. Li, "Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier", *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, pp. 3483–3490, dic. 2008.

Teniendo en cuenta el cambio en los equilibrios químicos de las reacciones principales de la gasificación se entiende que la temperatura es un parámetro fundamental en la composición del gas de síntesis, aunque es en este parámetro donde la materia prima a usar varía los resultados. Para la composición química se puede observar estas variaciones en la Figura 25. También se toma en cuenta la fracción de

alquitrán, su poder calorífico y la eficiencia del gas frío, pero esta se observa en la Figura 26 [12].

Figura 26.

Composición química del gas de síntesis con respecto a la temperatura

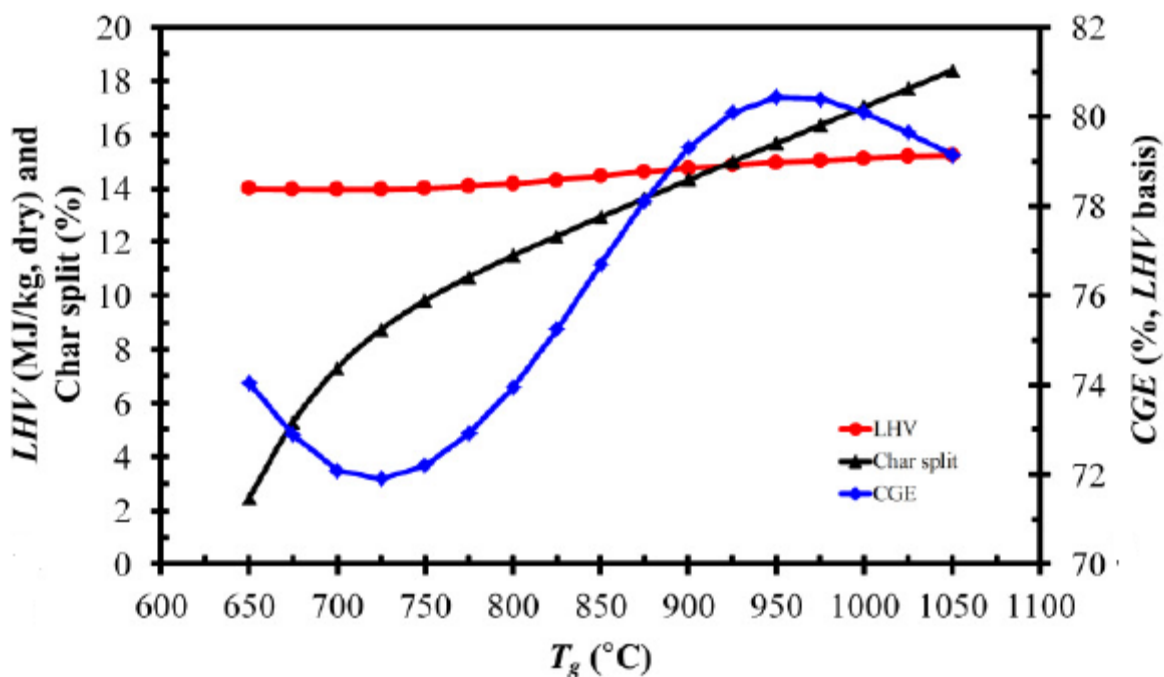


Nota. Las altas temperaturas favorecen la formación de hidrógeno y monóxido de carbono. Tomado de: W. Doherty, A. Reynolds, y D. Kennedy, "Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed", en Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments, Formatex Research Centre, 2013. [En línea]. Disponible en: <https://arrow.tudublin.ie/engmeckb/2>.

Se observan las concentraciones de los compuestos sin tomar en cuenta el nitrógeno debido a que este suele ocupar la mayor parte del gas y las composiciones de los demás compuestos no se visualizan correctamente. Con esto se evidencia como el aumento de la temperatura favorece a la formación de monóxido de carbono e hidrógeno debido a que el equilibrio de las reacciones de reducción favorece estos productos de interés, esto y la disminución de compuestos de agua, dióxido de carbono y metano mejoran la calidad del gas de síntesis mejorando su poder calorífico.

Figura 27.

Efecto de la temperatura sobre el poder calorífico, eficiencia del gas frío y la fracción de alquitrán.



Nota. Las temperaturas altas incrementan el poder calorífico y la eficiencia de gas frío, no obstante, aumenta la formación de residuos. Tomado de: W. Doherty, A. Reynolds, y D. Kennedy, "Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed", en *Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments*, Formatex Research Centre, 2013. [En línea]. Disponible en: <https://arrow.tudublin.ie/engmeckb/2>.

Los parámetros presentes en la figura incrementan en distinta proporción con la temperatura, sin embargo, el incremento del poder calorífico es mínimo y además valores altos de temperaturas favorecen la producción de residuos representados por la fracción de alquitrán, lo cual es un parámetro que se busca minimizar ya que implica un consumo energético en la sección de purificación posterior para limpiar y eliminar de impurezas el gas de síntesis. Por ende el factor determinante que implica la operación de altas temperaturas en el gasificador es la eficiencia de gas frío, que en pocas palabras implica el aprovechamiento energético de la biomasa con respecto a la transformación de un gas con energía disponible, esto es a causa de que el incremento de las reacciones de la sección de oxidación liberen energía suficiente que facilite el requerimiento de

temperatura del el rango de 1000 a 1200°C donde se favorece las reacciones de reducción produciendo hidrógeno y monóxido de carbono.

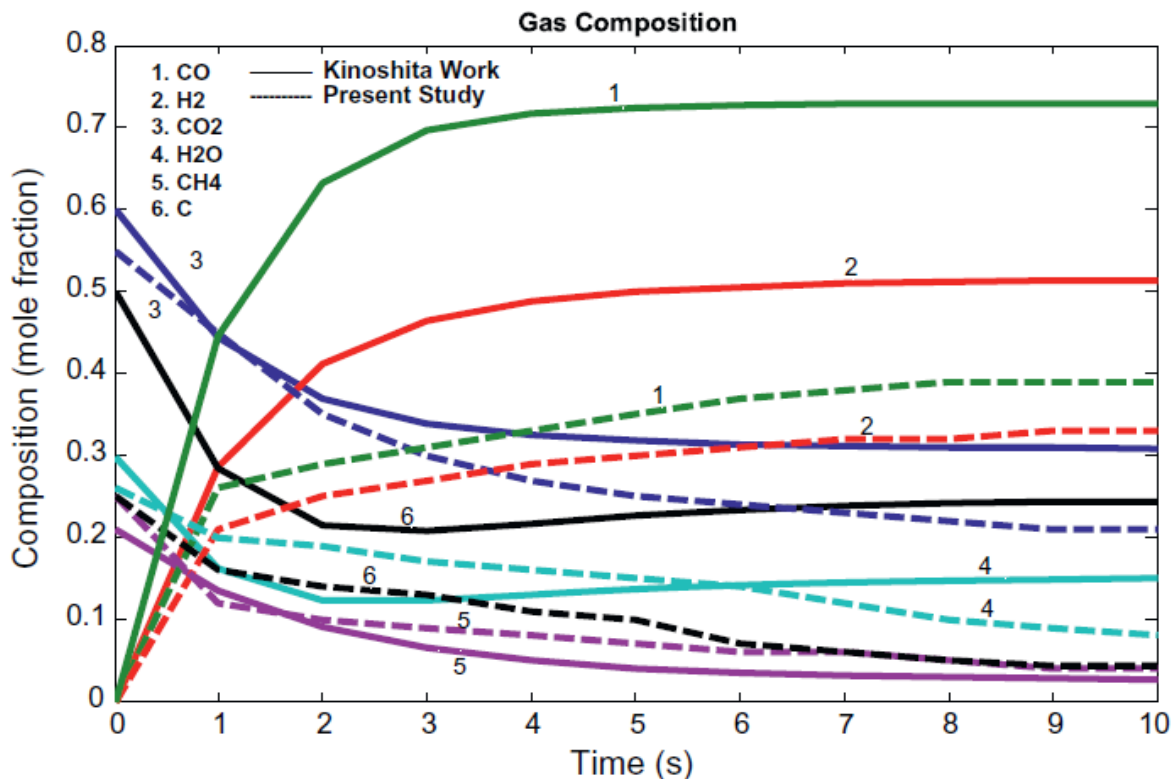
Con lo anterior se comprende el perfil de temperatura ideal para llevar a cabo un proceso de gasificación, teniendo en cuenta que la biomasa utilizada no posee un alto contenido de humedad, los requerimientos de temperatura para su secado y pirólisis no involucra un consumo adicional de energía para rangos de temperatura de 200-400°C y 400-7000°C respectivamente según las etapas mencionadas y que para la sección de gasificación el rango de temperatura óptimo varía entre los 1000 y 1200°C.

2.5.5. Tiempo de residencia

Este parámetro consiste en el tiempo en que el alimento biomásico atravesará el lecho del gasificador y ocurrirá todas sus reacciones termoquímicas, este parámetro influye en la calidad del gas de síntesis y su composición [41] pues si bien el tiempo es corto, la conversión del carbón disminuirá al no poder interactuar el tiempo suficiente con el agente gasificante u otros compuestos gaseosos productos de las diversas reacciones, por otra parte si el aumento del tiempo de residencia implica un consumo energético asociado a mantener las altas temperaturas del gasificador por un periodo prolongado de tiempo, sin embargo esto también permite una disminución en la concentración de alquitrán debido a que a causa del tiempo extendido puede continuar su proceso de craqueo térmico en el que se descomponerse, siempre y cuando se encuentran en las temperaturas adecuadas para la gasificación 1000°C a 1200°C, momento donde se promueven las reacciones de formación de monóxido de carbono e hidrógeno mientras que la formación de dióxido de carbono y metano disminuye, esto se evidencia en la Figura 27 [7] a continuación.

Figura 28.

Composición química del gas de síntesis con respecto al tiempo de residencia



Nota. La figura muestra el cambio de la composición mediante el transcurso del tiempo, cabe resaltar que esta gráfica es con respecto a una operación isotérmica de 1000°C, por lo que se ubica en las condiciones óptimas de temperatura para la formación de monóxido de carbono e hidrógeno, por lo que su crecimiento se vuelve constante rápidamente después de 6 segundos, las velocidades de formación y consumo poseen una gran magnitud, en otras palabras después de este tiempo el sistema se encuentra en equilibrio químico. Tomado de: S. Hameed, N. Ramzan, Z. Rahman, M. Zafar, y S. Riaz, “Kinetic modeling of reduction zone in biomass gasification”, Energy Convers. Manag., vol. 78, pp. 367–373, feb. 2014.

2.6. Post Tratamiento y purificación

Una vez obtenido el gas de síntesis producto de la gasificación, este requiere una purificación debido a los residuos que arrastra consigo correspondientes a las cenizas de la biomasa, partículas de alquitrán o impurezas de la biomasa.

Para el proceso se tiene en cuenta el autor [42] que ha desarrollado un sistema de purificación alrededor de la gasificación de los tallos de café, por lo cual plantea el sistema se condensa en la siguiente tabla.

Tabla 9.*Parámetros de los equipos de purificación del gas*

Equipo	Parámetros de diseño	Valor
Ciclón separador	<ul style="list-style-type: none"> • Flujo volumétrico del gas • Eficiencia de la remoción 	<ul style="list-style-type: none"> • 260 m³/h • Separación de partículas 85-95% (d > 10 μm) • Separación de alquitrán 60%
Lavador de gases	<ul style="list-style-type: none"> • Flujo volumétrico del gas • Relación líquido/gas • Eficiencia de la remoción 	<ul style="list-style-type: none"> • 95.7 m³/h • 1 m³ por 1000 m³ de gas • Separación de partículas 99% (d > 0.5 μm) • Separación de alquitrán 50-90%
Filtro de fábrica	<ul style="list-style-type: none"> • Temperatura de operación • Eficiencia de la remoción 	<ul style="list-style-type: none"> • 40°C • Separación de partículas 99% (d > 0.2 μm) • Separación de alquitrán 70%

Nota. El proceso busca una purificación del gas priorizando la calidad de este en la generación de energía y preservación de los equipos. Tomado de: S. Garcia-Freites, A. Welfle, A. Lea-Langton, P. Gilbert, y P. Thornley, "The potential of coffee stems gasification to provide bioenergy for coffee farms: a case study in the Colombian coffee sector", *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 10, núm. 4, pp. 1137–1152, dic. 2020, doi: 10.1007/s13399-019-00480-8..

El ciclón separador es un equipo elemental en el esquema de un proceso de gasificación, debido a la gran cantidad de sólidos que son arrastrados, principalmente partículas de alquitrán y cenizas que no logran depositarse en el fondo del gasificador y son arrastrados con el flujo de gas de síntesis, también puede ocurrir con el desprendimiento de partículas del lecho, el lavador de gases es necesario para la capturar las gotas alquitrán o aceite de pirolisis que está disperso en el gas y además a bajas concentraciones, por lo que este equipo es necesario para que el agua arrastre y solubilice los residuos renuentes en el gas, por último el filtro de fábrica elimina las

partículas más pequeñas o polvos finos que estén presentes en el gas, para dar paso así a la generación de energía.

A lo largo de los últimos años se ha desarrollado e investigado procesos de purificación catalíticos [43] [44], sin embargo estas investigaciones no se deciden aplicar a este proyecto debido a que están enfocadas en otros usos del gas de síntesis, como la producción de hidrógeno y biocombustibles, además que esta tecnología en el esquema de una biorrefinería implicaría dificultades en su construcción, precio y operación, por lo que se opta por tecnologías más simples y fáciles de implementar como las anteriormente explicadas.

A partir de todos los parámetros, criterios de diseño y tecnologías previamente seleccionadas y argumentadas, se definieron los rangos operacionales para el sistema de gasificación de tallos de café usando aire como agente gasificante en un gasificador de lecho fijo en corriente descendente, teniendo en cuenta el pretratamiento de la materia prima y la purificación del gas producto.

Con esta información además de explicar su operación teniendo en cuenta la gasificación como un proceso constituyente de una biorrefinería que usa residuos agroindustriales de la industria cafetera nacional, sino también da una base para determinar si algunos de los procesos de gasificación comerciales pueda ser incluido directamente, estas tecnologías de gasificación pueden compararse en [45] y así seleccionar un esquema que se asemeje a las condiciones establecidas en este capítulo.

En base a los análisis de los parámetros y variables a tener en cuenta para realizar un esquema de gasificación, se puede desarrollar el proceso mediante herramientas de simulación, hecho que se consuma en el siguiente capítulo.

3. SIMULACIÓN DEL PROCESO DE GASIFICACIÓN

El desarrollo de la simulación permite determinar y observar cómo las variables y parámetros seleccionados interactúan entre sí a través del pretratamiento, el gasificador y su sección de purificación, lo que permite establecer un consumo energético y evaluación de las características del gas de síntesis y su uso potencial en la generación de energía por su paso a través de turbinas, en otras palabras la simulación permite una aproximación a la realidad sobre la gasificación empleando tallos de café. La simulación se realiza en el software de simulación Aspen Plus V10 usando subrutinas en ciertas etapas del desarrollo de la simulación.

3.1. Suposiciones en el modelo de simulación

El desarrollo de la simulación del proceso de gasificación y su purificación, además de su etapa producción energética se desarrolla teniendo en cuenta las siguientes suposiciones y condiciones.

- El equilibrio termodinámico es basado en la minimización de la energía libre de gibbs con el fin de predecir la composición del gas de síntesis y los rendimientos de cada compuesto [46] [42].
- El sistema opera en estado estacionario y los reactivos alcanzan el equilibrio químico [12] [46].
- La presión de operación del sistema es de 1 bar.
- La pirólisis o etapa de desvolatilización se produce de manera instantánea en sus compuestos elementales (Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Oxígeno y Azufre) según su análisis elemental, además no se consideran las reacciones de pirólisis y craqueo de sus productos debido a la gran cantidad de productos posibles y productos intermedios que puedan intervenir en el sistema [24] [10].
- Los residuos formados consisten en las cenizas y el carbón de la gasificación sin reaccionar [46], también puede incluir azufre si está presente en los análisis elementales de la materia prima.

- Las partículas de biomasa se consideran con un tamaño constante en todo el proceso de gasificación después de su paso por un equipo de triturado.
- La biomasa y las cenizas se consideran como componentes inertes que no participaran en las reacciones químicas [42].
- El tiempo de residencia en el reactor de gasificación es lo suficientemente prolongado para alcanzar el estado de equilibrio químico.

3.2. Condiciones iniciales para la simulación

La simulación se desarrolla teniendo en cuenta diversas condiciones iniciales, como lo es su caracterización química debido a su análisis proximal y elemental, las temperaturas del aire de ingreso al sistema, la humedad de la biomasa y la cantidad de biomasa a usar, esto se aglomera en la Tabla 10 y Tabla 11 a continuación:

Tabla 10.

Condiciones de la simulación

Parámetro	Valor	Unidad
Flujo de alimento	27.2	kg/h
Temperatura de alimento	20	°C
Humedad	8.7	%
Temperatura de agente gasificante	245	°C
Flujo de agente gasificante	50.3	kg/h
Temperatura del gas de salida	682.42	°C

Nota. Se determinan estos valores en concordancia con otros autores que desarrollaron estudios del proceso los cuales se tendrán en cuenta en la sección de validación del modelo, las temperaturas son con respecto a la esperada en diversas zonas cafeteras de Colombia, como son los departamentos de Quindío, Valle del Cauca y Huila.

Tabla 11.*Análisis proximal y elemental*

Contenido de humedad (% wt.)	8.7
Análisis proximal (% wt. base seca)	
Material Volátil	82.15
Carbón fijo	16.78
Cenizas	1.07
Análisis elemental (% wt. base seca)	
Carbón	48.35
Hidrógeno	5.93
Oxígeno	44.21
Nitrógeno	1.51
LHV (MJ/kg)	18

Nota. A partir de esta composición se desarrollan las etapas del proceso de gasificación lo cual influye en los resultados del modelo planteado, tanto en la energía producida, como en la composición y calidad del gas de síntesis. Tomado de: S. Garcia-Freites, A. Welfle, A. Lea-Langton, P. Gilbert, y P. Thornley, “The potential of coffee stems gasification to provide bioenergy for coffee farms: a case study in the Colombian coffee sector”, *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 10, núm. 4, pp. 1137–1152, dic. 2020, doi: 10.1007/s13399-019-00480-8.

3.3 Método de propiedades físicas

Las propiedades para todas las propiedades físicas de los componentes convencionales son estimadas mediante las ecuaciones de Peng-Robinson debido a que su uso corresponde a mezclas no polares o ligeramente polares, como es el caso de los hidrocarburos, óxidos de carbono y gases simples [47]. Por otro lado para la estimación de los componentes no convencionales que están definidos por la biomasa y la ceniza, estructurados en la simulación como “biomass” y “ash” respectivamente, su entalpía y

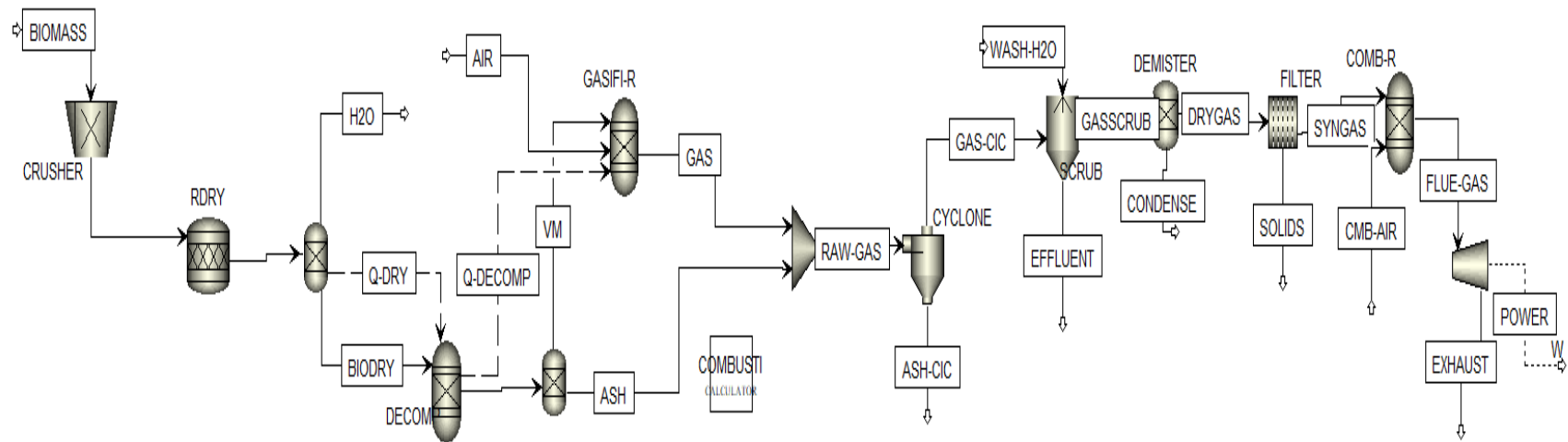
densidad se estiman mediante los modelos HCOALGEN y DCOALGEN, modelos enfocados en materiales con diversos contenido de carbón que definen estas propiedades a partir del análisis proximal y elemental, estos métodos se han empleado en otros estudios como [48].

3.4 Desarrollo del modelo de simulación

El desarrollo del proceso de gasificación mediante el ambiente de simulación Aspen plus V10, se separa en las siguientes secciones: Secado, desvolatilización o pirolisis, gasificación, purificación del gas de síntesis y producción de energía.

Figura 29.

Esquema de simulación desarrollado



Nota. Esquema de la simulación elaborada en Aspen Plus.

3.4.1 Sección de secado

La biomasa pasa por un triturador (CRUSHER) que da lugar a un tamaño uniforme de las partículas de biomasa de 2 cm, luego ingresa a la sección de secado involucra un reactor estequiométrico (RDRY) donde descompone la biomasa en el porcentaje de humedad en el caso del proyecto es de 8.7%, posteriormente el agua es separado mediante el equipo SEP, en el cual todo el contenido de agua se separa y la biomasa seca (BIODRY) ingresa al reactor de pirolisis o descomposición.

Para la reacción estequiométrica se tiene en cuenta de la siguiente manera

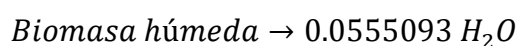
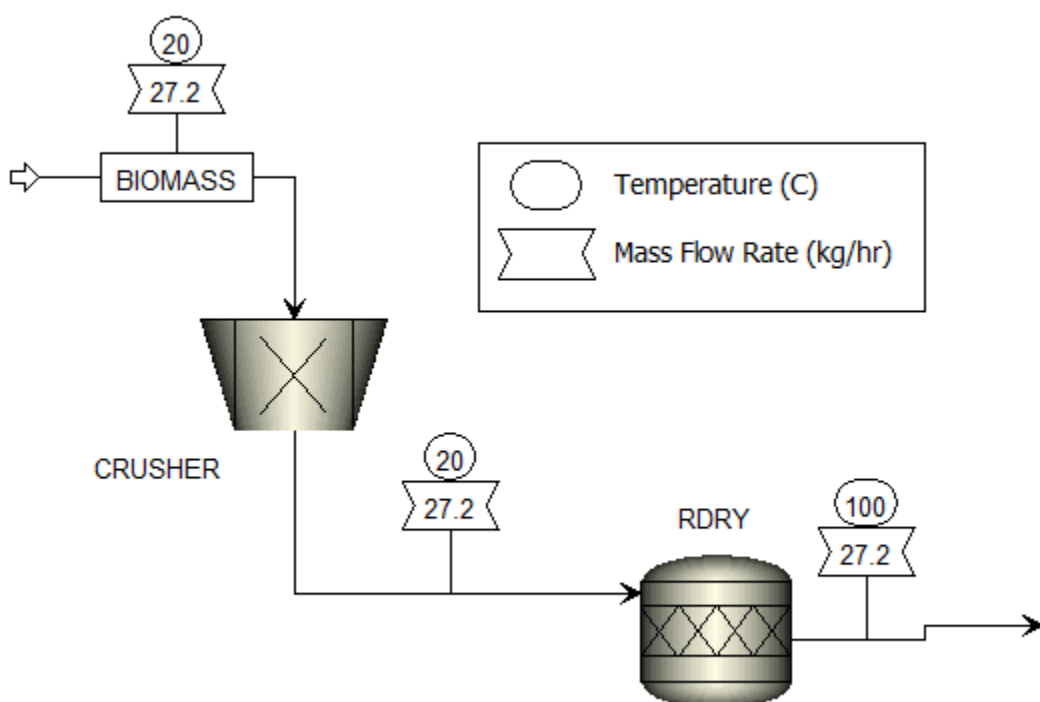


Figura 30.

Sección de secado en el modelo de simulación



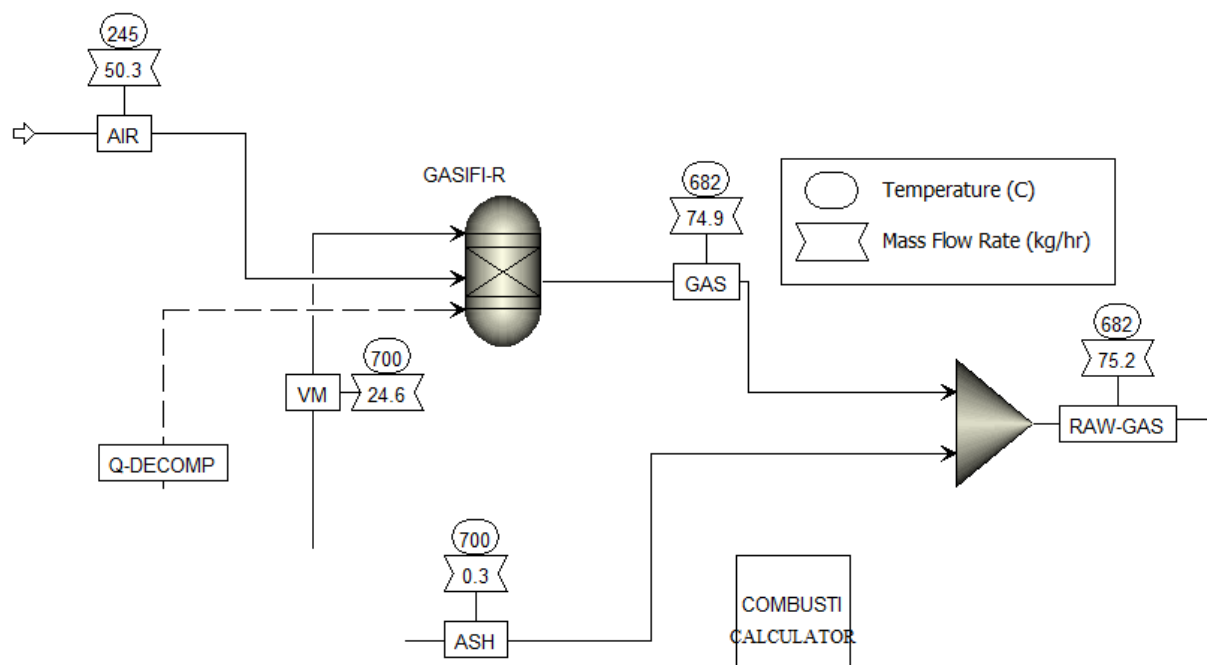
Nota. La sección de secado se compone de un reactor estequiométrico y se incluye un triturador para fijar el tamaño de partícula en 2 cm.

3.4.3 Sección de gasificación

La sección de gasificación se desarrolla mediante un reactor de gibbs que determina los productos mediante la minimización de la energía libre de gibbs (GASIFI-R) [49], los principales productos a partir del material volátil proveniente de la pirólisis y el aire son gases de H_2 , CO , CO_2 , CH_4 y H_2O , la temperatura estará en función del calor cedido por la zona de pirólisis. Las cenizas se mezclan nuevamente con el gas producido para esquematizar el proceso de purificación en la siguiente sección.

Figura 32.

Sección de gasificación en el modelo de simulación



Nota. La sección de gasificación se compone de un reactor de Gibbs donde ingresa el agente gasificante que es el aire y luego entra a un mezclador para una corriente con residuos acorde a la realidad.

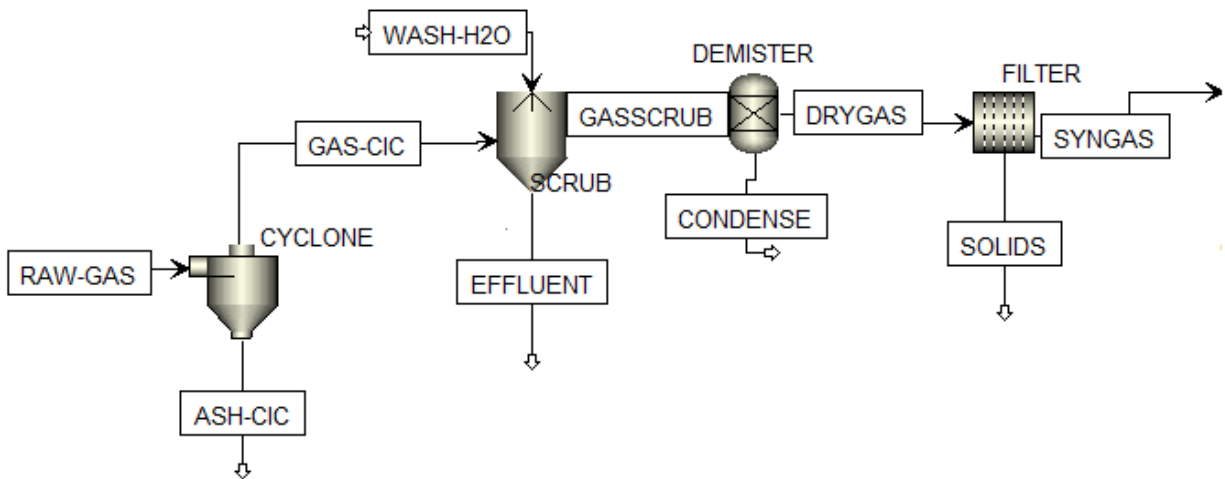
3.4.4 Sección de purificación

La sección de purificación se realiza con base a los principales parámetros de la Tabla 9. usando los equipos de ciclón, lavador de gases y filtro de bolsa para la

eliminación de los residuos sólidos de alquitrán y las cenizas, dando como resultado un gas de síntesis libre de impurezas y residuos. Cabe resaltar que el tamaño de partícula como bien se explicó en las suposiciones permanece constante a lo largo de los equipos y por lo tanto la separación de los residuos está fundamentada en las eficiencias de separación de los equipos tomados por [42].

Figura 33.

Sección de purificación en el modelo de simulación.



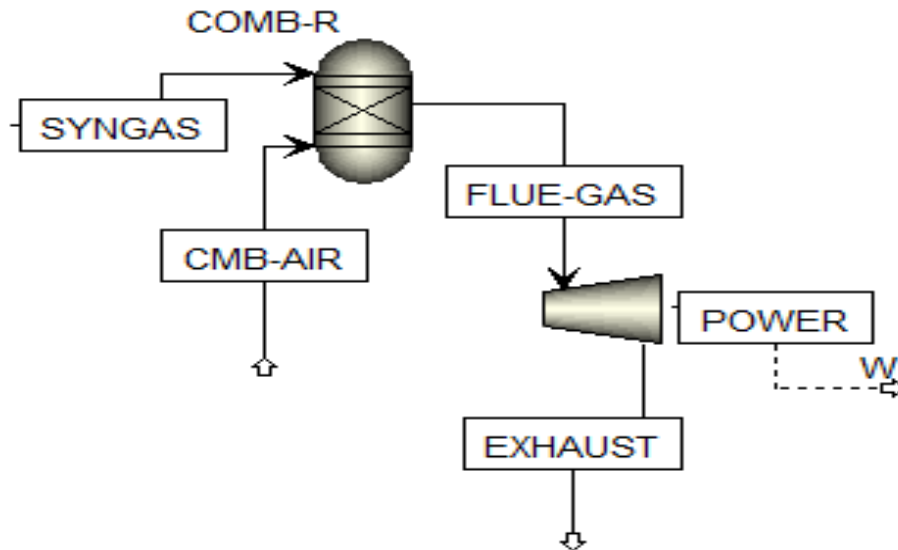
Nota. La sección de purificación se compone de un ciclón, lavador de gases y un filtro.

3.4.5 Sección de producción de energía

El gas de síntesis ingresa a un reactor de gibbs (COMB-R) donde el gas de síntesis sufre un proceso de combustión donde el gas resultante sale a altas temperaturas y puede ser empleado para calderas o motores de combustión interna, también el gas resultante puede ser usado en ciclos de producción de energía como el ciclo Otto en motores de combustión interna.

Figura 34.

Sección de producción de energía en el modelo de simulación.



Nota. La generación de energía se basa en la combustión del gas de síntesis.

Estos gases a alta temperatura pueden emplearse en procesos de transferencia de calor, como para el calentamiento de aire en procesos de secado de granos de café, para la formación de vapor de agua en una caldera o para aprovechamiento energético en otros procesos de un esquema de biorrefinería.

3.5 Balances de masa y energía

En esta sección se presentan los balances de materia y energía extraídos del modelo de simulación realizado, también se observa las fracciones máxicas de los compuestos sólidos y de vapor, la información se condensa en las Tablas 12 y 13, presentadas a continuación.

Tabla 12.

Balances de masa y energía del modelo de simulación

Nombre corriente	Unidades	Material								
		AIR	ASH	ASH-CIC	BIODRY	BIOMASS	CMB-AIR	CONDENSE	DRYGAS	EFFLUENT
Desde			B6	CYCLONE	B3			DEMISTER	DEMISTER	SCRUB
Hasta		GASIFI-R	B7		DECOMP	CRUSHER	COMB-R			FILTER
Clase de corriente		MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD
Corriente total										
Temperatura	C	245.000	700.000	682.420	100.000	20.000	120.000	61.004	61.004	61.004
Presión	bar	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Fracción masica de vapor		1.000	0.000	0.040	0.000	0.000	1.000	0.000	1.000	0.000
Fracción masica de liquido		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000	1.000
Fracción masica de solidos		0.000	1.000	0.960	1.000	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Entalpia masica	cal/gm	53.840	-36.189	1.616	-1484.690	-1522.790	23.045	-3775.940	-653.166	-3774.660
Densidad	gm/cc	0.001	3.487	0.007	1.277	1.277	0.001	0.959	0.001	0.956
Flujo entalpico	cal/sec	752.269	-2.643	0.125	-10241.700	-11505.500	768.167	-40706.200	-13560.900	-170020.000
Flujo masico	kg/hr	50.300	0.263	0.278	24.834	27.200	120.000	38.810	74.742	162.153
BIOMASS	kg/hr	0.000	0.000	0.000	24.834	27.200	0.000	0.000	0.000	0.000
ASH	kg/hr	0.000	0.263	0.210	0.000	0.000	0.000	0.000	0.008	0.045
H2	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.158	0.000
N2	kg/hr	39.737	0.000	0.006	0.000	0.000	94.800	0.000	40.102	0.000
O2	kg/hr	10.563	0.000	0.000	0.000	0.000	25.200	0.000	0.000	0.000
CO	kg/hr	0.000	0.000	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000	19.945	0.000
CO2	kg/hr	0.000	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	11.232	0.001
CH4	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.253	0.000
C2H6	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C	kg/hr	0.000	0.000	0.056	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.012
H2O	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	38.810	2.043	162.095

Nota. Se presenta los flujos másicos y entalpícos de las corrientes en el modelo de simulación, también sus principales condiciones de operación.

Tabla 13.

Continuación de los balances de masa y energía del modelo de simulación

Nombre corriente	Unidades	Material									
		FLUE-GAS	GAS	GAS-CIC	GASSCRUB	H2O	RAW-GAS	SOLIDS	SYNGAS	VM	WASH-H2O
Desde		COMB-R	GASIFI-R	CYCLONE	SCRUB	B3	B7	FILTER	FILTER	B6	
Hasta		B1	B7	SCRUB	DEMISTER		CYCLONE		COMB-R	GASIFI-R	SCRUB
Clase de corriente		MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD	MIXNCPD
Corriente total											
Temperatura	C	1536.210	682.370	682.420	61.004	100.000	682.420	61.004	61.004	700.000	20.000
Presión	bar	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Fracción masica de vapor		1.000	0.999	0.999	0.748	0.000	0.996	0.001	1.000	0.517	0.000
Fracción masica de liquido		0.000	0.000	0.000	0.252	1.000	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000
Fracción masica de solidos		0.000	0.001	0.001	0.000	0.000	0.004	0.999	0.000	0.484	0.000
Entalpia masica	cal/gm	-236.490	-456.153	-456.379	-1667.860	-3733.440	-454.684	-145.322	-653.234	340.849	-3820.270
Densidad	gm/cc	0.000	0.000	0.000	0.001	0.918	0.000	0.540	0.001	0.000	0.999
Flujo entalpico	cal/sec	-12792.300	-9486.810	-9489.580	-52607.900	-2454.150	-9489.450	-0.400	-13560.500	2326.360	-213139.000
Flujo masico	kg/hr	194.732	74.871	74.856	113.552	2.366	75.134	0.010	74.732	24.571	200.850
BIOMASS	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
ASH	kg/hr	0.000	0.000	0.053	0.008	0.000	0.263	0.008	0.000	0.000	0.000
H2	kg/hr	0.001	1.159	1.158	1.158	0.000	1.159	0.000	1.158	1.457	0.000
N2	kg/hr	134.902	40.108	40.102	40.102	0.000	40.108	0.000	40.102	0.371	0.000
O2	kg/hr	3.636	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	10.863	0.000
CO	kg/hr	0.047	19.948	19.945	19.945	0.000	19.948	0.000	19.945	0.000	0.000
CO2	kg/hr	43.189	11.234	11.232	11.232	0.000	11.234	0.000	11.232	0.000	0.000
CH4	kg/hr	0.000	0.253	0.253	0.253	0.000	0.253	0.000	0.253	0.000	0.000
C2H6	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S	kg/hr	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C	kg/hr	0.000	0.071	0.014	0.002	0.000	0.071	0.002	0.000	11.880	0.000
H2O	kg/hr	12.958	2.098	2.098	40.852	2.366	2.098	0.000	2.043	0.000	200.850

Nota. Se presenta los flujos másicos y entalpícos de las corrientes en el modelo de simulación, también sus principales condiciones de operación.

3.6 Criterios energéticos

Para evaluar el proceso de gasificación con respecto a la calidad del gas de síntesis producido y la eficiencia energética al producir este, se tienen en cuenta los parámetros de poder calorífico bajo por sus siglas en inglés (LHV) y la eficiencia de gas frío EGF, respectivamente.

3.6.1 Poder calorífico inferior

Este parámetro refiere a la energía liberada de un material durante una combustión y suponiendo que el vapor de agua generado durante el proceso no se condensa [50], este se calcula mediante la siguiente expresión [49].

$$LHV = 0.108 * X_{H_2} + 0.126 * X_{CO} + 0.358 * X_{CH_4} \quad [MJ/m^3] \quad (7)$$

3.6.2 Eficiencia de gas frío

Según [42] este parámetro define el potencial de producción de energía con respecto al ingreso de energía por medio de la biomasa, este parámetro se calcula por.

$$EGF = \frac{m_{syngas} * LHV_{syngas}}{m_{biomasa} * LHV_{biomasa}} \quad (8)$$

3.7 Validación del modelo con datos experimentales

El modelo simulado se evalúa con respecto a los valores experimentales de los autores [17] y [22], además de esto también se compara con el autor [42] que realizó un modelo de simulación acorde a los artículos experimentales previos, por lo que se analiza la aproximación del modelo de simulación de este trabajo junto al anterior con respecto a valores experimentales y determinar factores que influyen en las desviaciones. Por lo que se realizaron 4 comparaciones en total divididas en 2 grupos correspondientes según

la información experimental, siendo el grupo 1 la validación con respecto a [17] y el grupo 2 para [22].

La información de los valores obtenidos por cada autor se agrupa en las tablas 14 y 15. Así mismo las condiciones experimentales de la biomasa se disponen en las tablas 16 y 17, también se ilustra estos valores en las Figuras 34 y 35.

Tabla 14.

Validación del grupo 1 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.

Especies del gas	Información de simulación de este trabajo (%mol)	Información de simulación de [42] (%mol)	Información experimental de [17] (%mol)	Diferencia con datos experimentales Trabajo - [42]
Hidrógeno	19.08	22.3	19.53	0.45 - 2.77
Monóxido de carbono	16.81	18.8	16.32	0.49 - 2.48
Dióxido de carbono	11.68	13.8	13.77	2.09 - 0.03
Metano	0.91	1.2	3.42	2.51 - 2.22
Nitrógeno	45.41	43.4	46.49	1.08 - 3.09
LHV	4.19 MJ/kg	4.7 MJ/kg	4 MJ/kg	0.19 - 0.7
Rendimiento del gas	2.43 kg gas / kg biomasa	2.52 kg gas / kg biomasa	2.84 kg gas / kg biomasa	0.41 - 0.32

Nota. Comparación de este trabajo y [42] con respecto a los valores experimentales de [17], lo que permite observar las diferencias de ambos modelos de simulación con respecto a la realidad.

Tabla 15.

Validación del grupo 2 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.

Especies del gas	Información de simulación de este trabajo (%mol)	Información de simulación de [42] (%mol)	Información experimental de [22] (%mol)	Diferencia con datos experimentales Trabajo - [42]
Hidrógeno	19.85	20.4	19.9	0.05 - 0.5
Monóxido de carbono	19.59	19.8	19	0.59 - 0.8
Dióxido de carbono	10.65	11.5	10	0.65 - 1.5
Metano	0.79	0.65	3	2.21 - 2.35
Nitrógeno	43.7	41	N/A	-
LHV	5.06 MJ/m ³	4.9 MJ/m ³	5.6 MJ/m ³	0.54 - 0.7
Rendimiento del gas	2.26 kg gas / kg biomasa	2.54 kg gas / kg biomasa	2.12 kg gas / kg biomasa	0.14 - 0.42

Nota. Comparación de este trabajo y [42] con respecto a los valores experimentales de [22], lo que permite observar las diferencias de ambos modelos de simulación con respecto a la realidad.

Las composiciones de hidrógeno y monóxido de carbono que son los compuestos más relevantes con respecto a la calidad del gas de síntesis son las que más se aproximan a la realidad, en comparación con la otra simulación, esto puede ser debido al método termodinámico usado que en este caso es Peng-Robinson, también puede ser atribuido a que el modelo del autor involucra un precalentamiento del aire mediante el gas de síntesis sin purificar proveniente del gasificador, lo que varía la temperatura del aire al ingreso del sistema lo a su vez incrementa la formación de hidrógeno y óxidos de carbono, del mismo modo la temperatura del reactor de gasificación, lo que conlleva a composiciones por encima de lo esperado, por el mismo motivo dado que en este trabajo no se tiene en cuenta el precalentamiento del aire durante la simulación, lo cual permite obtener valores con una diferencia menor a 0.7 unidades porcentuales.

Con respecto a la composición de metano y nitrógeno en ambos grupos de comparación la concentración de estos principalmente el metano suele ser mucho más bajo que lo que indica los valores experimentales, esto es debido a que el modelo de simulación está basado en el equilibrio químico, la formación de metano dada por la reacción de metanación decrece para temperaturas por encima de los 800°C [51].

Otro fenómeno a tener en cuenta con respecto a la diferencia de concentraciones de metano con respecto a los valores experimentales es que el modelo de simulación solo involucra el aire como un gas constituido exclusivamente por nitrógeno y oxígeno, sin embargo el aire contiene otra variedad de compuestos en menor cantidad como argón, diversos gases nobles, vapor de agua, ozono y también metano [52], que aunque su concentración en el aire sea baja influye significativamente en la composición del gas de síntesis y su poder calorífico, esto puede verse en el poder calorífico inferior (LHV) de la Tabla 15, donde la concentración metano en los datos experimentales difiere entre 2.21 y 2.35 unidades porcentuales con respecto a los datos de simulación del autor y de este proyecto, ocasionan una diferencia de 0.54 y 0.7 MJ/kg respectivamente, no obstante en la Tabla 14 no se observa este fenómeno sino más bien en sentido inverso, ya que las magnitudes del poder calorífico inferior son superiores con respecto a los datos experimentales, aunque la diferencia es menor con respecto a este proyecto con una diferencia de 0.19 unidades porcentuales, esta diferencia puede deberse a la presencia de aire con una concentración considerable de vapor de agua, que a diferencia del metano que aumenta el poder calorífico este lo disminuye.

El rendimiento del gas es influenciado por las razones previas, no obstante se resalta que el rendimiento de este trabajo es inferior que a la simulación comparada y los valores experimentales, esto se debe a que en comparación a la simulación de [42] involucran una integración energética que permite precalentar el aire favoreciendo la la energía libre de gibbs la formación de compuestos gaseosos a partir del carbón sólido proveniente de la sección de pirolisis, por otro lado los datos experimentales permiten un tiempo de residencia suficiente para crackear todos los productos sólidos de la pirolisis y bien si en el modelo se supone un tiempo de residencia suficiente para alcanzar el equilibrio químico este modelo no está favorecido termodinámicamente por la temperatura de ingreso del aire como si lo está la simulación en comparación.

Tabla 16.*Condiciones de operación y parámetros para validación del modelo del grupo 1.*

Contenido de humedad (% wt.)	10
Análisis proximal (% wt. base seca)	
Material Volátil	82.15
Carbón fijo	16.78
Cenizas	1.07
Análisis elemental (% wt. base seca)	
Carbón	48.35
Hidrógeno	5.93
Oxígeno	44.21
Nitrógeno	1.51
Temperatura de alimentación del aire y biomasa	20°C
Flujo de alimentación de biomasa	27.2 kg/h

Nota. Condiciones a las cuales se obtuvieron los valores experimentales y fueron llevadas a cabo los modelos de simulación del proceso de gasificación del grupo que evalúa los datos experimentales de C. A. García, Á. Peña, R. Betancourt, y C. A. Cardona, “Energetic and environmental assessment of thermochemical and biochemical ways for producing energy from agricultural solid residues: Coffee Cut-Stems case”, J. Environ. Manage., vol. 216, pp. 160–168, jun. 2018, doi: 10.1016/j.jenvman.2017.04.029..

Tabla 17.

Condiciones de operación y parámetros para validación del modelo del grupo 2.

Contenido de humedad (% wt.)	12.5
Análisis proximal (% wt. base seca)	
Material Volátil	73.63
Carbón fijo	12.9
Cenizas	2.03
Azufre	0.06
Análisis elemental (% wt. base seca)	
Carbón	43
Hidrógeno	4.7
Oxígeno	36.3
Nitrógeno	0.9
Azufre	0.07
Temperatura de alimentación del aire y biomasa	20°C
Flujo de alimentación de biomasa	10 kg/h

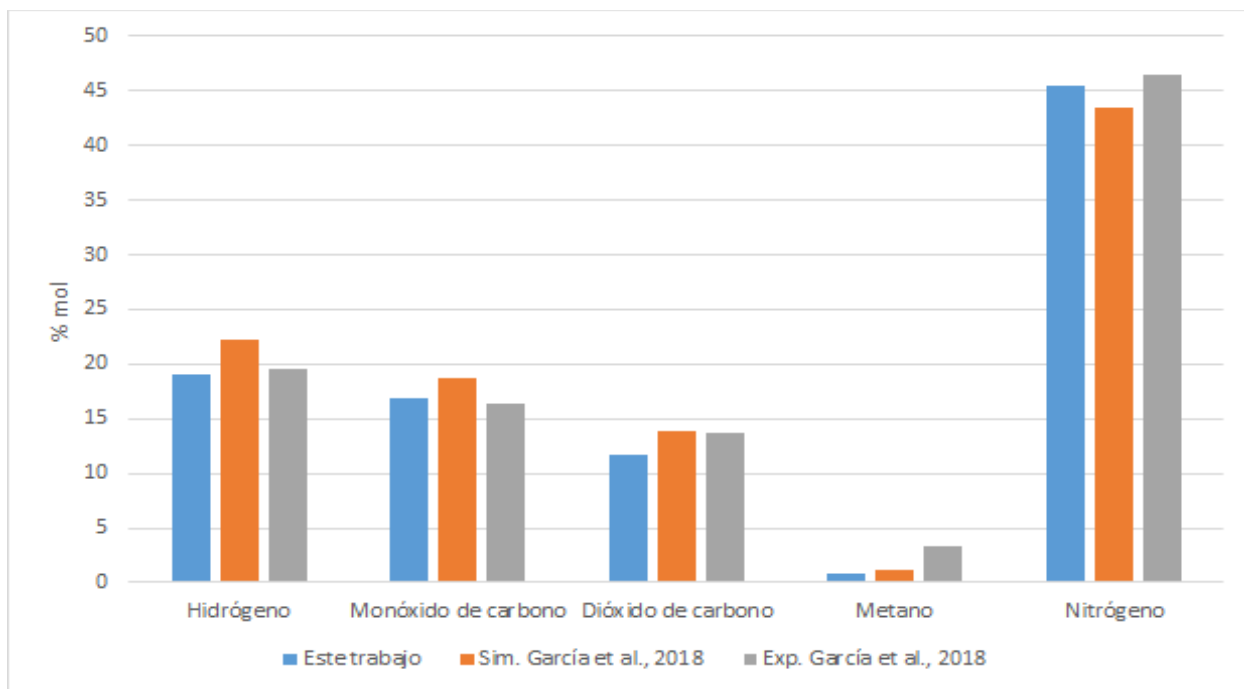
Nota. Condiciones a las cuales se obtuvieron los valores experimentales y fueron llevadas a cabo los modelos de simulación del proceso de gasificación del grupo que evalúa los datos experimentales de C. E. Oliveros T., J. R. Sanz U., y N. Rodríguez V., “Evaluación de un gasificador de flujo descendente utilizando astillas de madera de café”, Evaluation of a downstream gasifier using coffee wood chips, dic. 2017, Consultado: nov. 04, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://biblioteca.cenicafe.org/handle/10778/1084>.

Los resultados de la simulación muestran una buena concordancia con el conjunto de datos experimentales para las fracciones molares de las especies de gas H_2 , CO , CO_2 y N_2 , también con el rendimiento de la producción de gas y el poder calorífico inferior (LHV) del gas.

Esta concordancia con respecto a la composición se visualiza mejor en las siguientes figuras.

Figura 35.

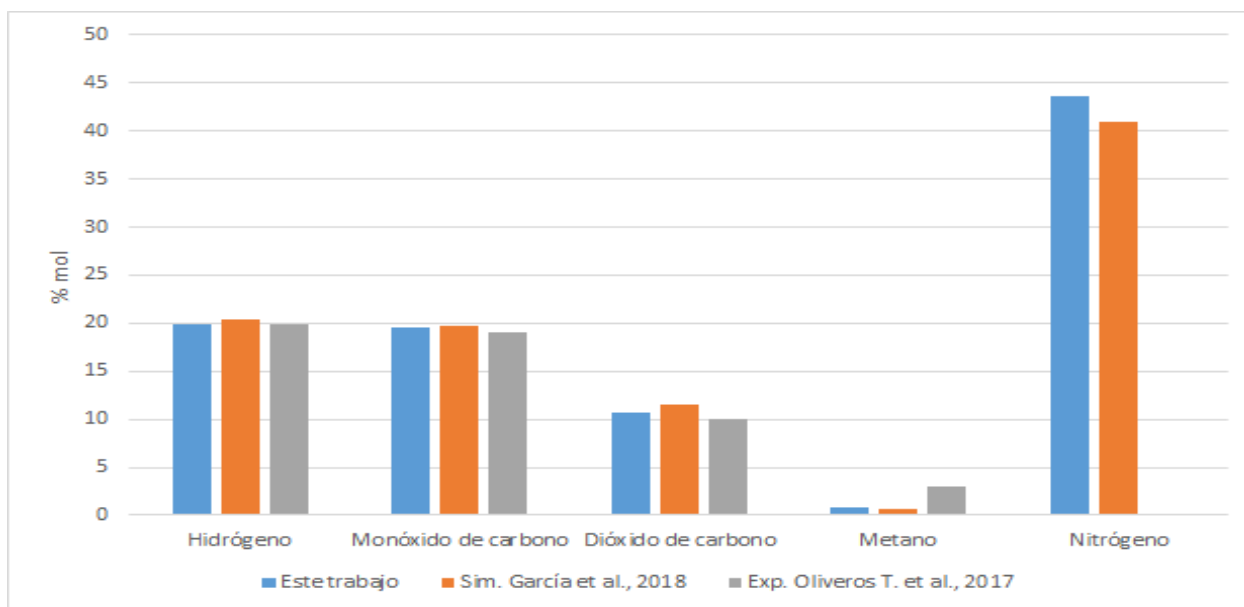
Validación del grupo 1 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.



Nota. Comparación de la composición del gas de síntesis obtenido en este trabajo con respecto a otros autores.

Figura 36.

Validación del grupo 2 de la simulación de Aspen plus con respecto a valores experimentales.

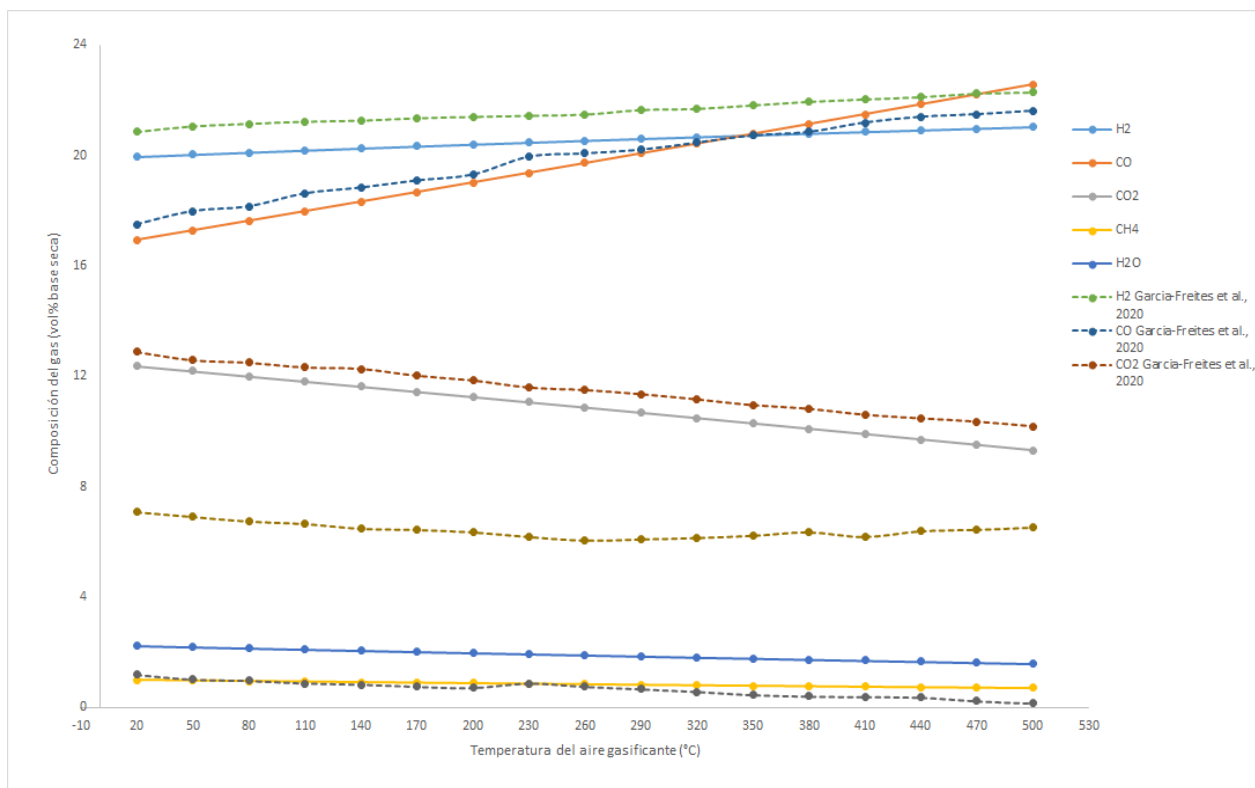


Nota. Comparación de la composición del gas de síntesis obtenido en este trabajo con respecto a otros autores.

Por último, se compara con el autor [42] los perfiles de composición del gas de síntesis variando el parámetro de la temperatura del aire, esto con el fin de determinar la concordancia de los datos obtenidos en este trabajo con respecto a otro que involucre de manera similar un modelo de simulación, por lo que se obtuvieron los siguientes datos en la figura 36.

Figura 37.

Validación del modelo de simulación de Aspen plus con respecto al perfil de composiciones variando la temperatura del aire.



Nota. Se compara el perfil de composiciones de este trabajo con respecto a otro modelo de simulación del autor Garcia-Freites et al., 2020.

La principal diferencia entre ambos modelos es la concentración de agua, que se debe principalmente a la humedad que contiene la biomasa en cada modelo, siendo para el autor de un 10% mientras que en este trabajo tiene un valor del 8.7%, por otra parte también puede ser a que el autor realizó su modelo con respecto a otro paquete termodinámico de propiedades, ya se un modelo ideal o a diferencia de este trabajo que utiliza las ecuaciones de Peng-Robinson, el autor pudo usar estas ecuaciones junto con

una ecuación de estado para la fase gaseosa que describa mejor las interacciones en la fase gaseosa, esto también influye en el comportamiento de la concentración de hidrógeno y monóxido de carbono, que si bien ambos casos mantienen una tendencia de incremento similar, se observa que en el modelo comparado tiene composiciones más altas en principio, no obstante la tasa de incremento de estas composiciones disminuye conforme se incrementa la temperatura, no como el caso de este trabajo, donde el crecimiento tiene un tendencia lineal con respecto a la temperatura del aire, esto se explica a que en el modelo de simulación del autor a comparación involucra un equipo de precalentamiento del aire, permitiendo un favorecimiento termodinámico por la temperatura del aire, lo que justifica porque las composiciones del autor son más altas y su tasa de incremento disminuya posteriormente, ya que el diferencial de temperatura en el equipo de precalentamiento será menor por lo que el favorecimiento termodinámico no será tan significativo.

3.8 Análisis de sensibilidad

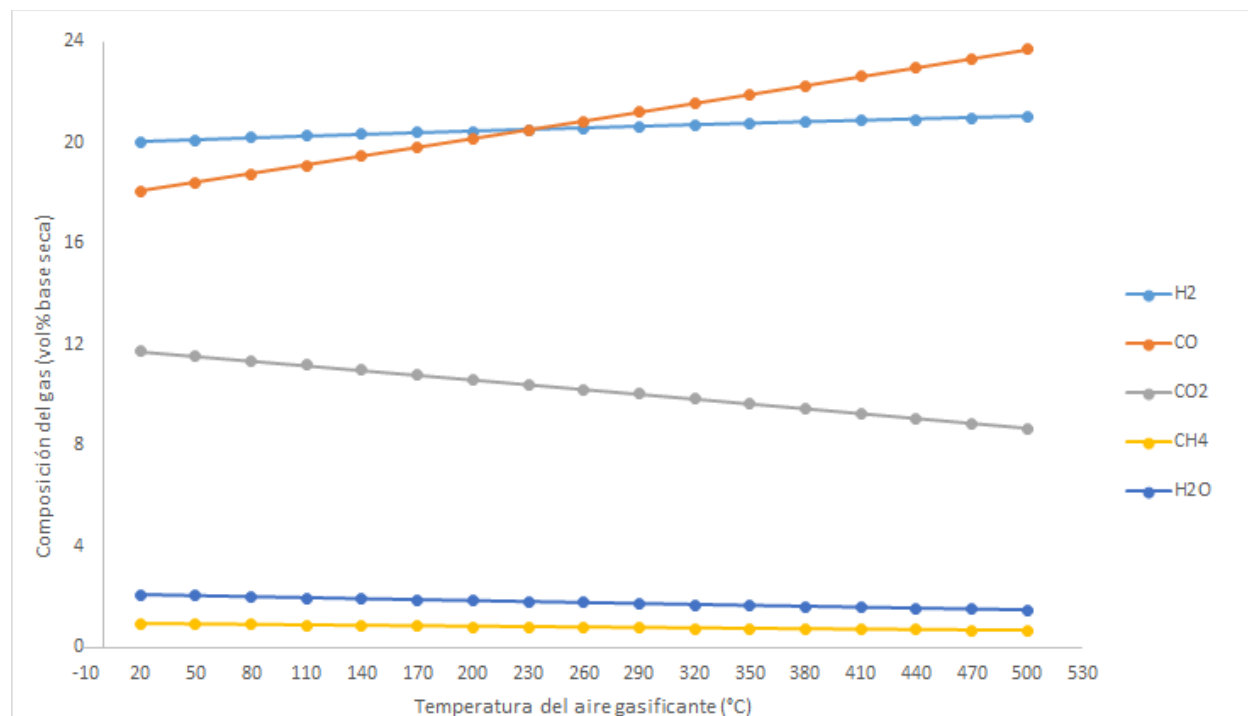
A continuación, se presentan los análisis de sensibilidad realizados teniendo en cuenta los principales parámetros que afectan los criterios energéticos y composición del gas de síntesis, los cuales servirán para determinar las condiciones de operación adecuadas con respecto a la calidad del gas producido, la eficiencia energética y la disminución de la formación de residuos.

3.8.1 Composición - Temperatura del aire gasificante

En la siguiente figura se observa el perfil de composición del gas de síntesis teniendo en cuenta la temperatura del aire gasificante.

Figura 38.

Variación de la composición del gas de síntesis con respecto a la temperatura del aire gasificante



Nota. Obsérvese que los compuestos de hidrógeno y monóxido de carbono se favorecen de las altas temperaturas, en cambio el dióxido de carbono y metano a estas temperaturas no están favorecidas por el equilibrio termodinámico ni químico, dado que el modelo se basa en la minimización de la energía libre de gibbs.

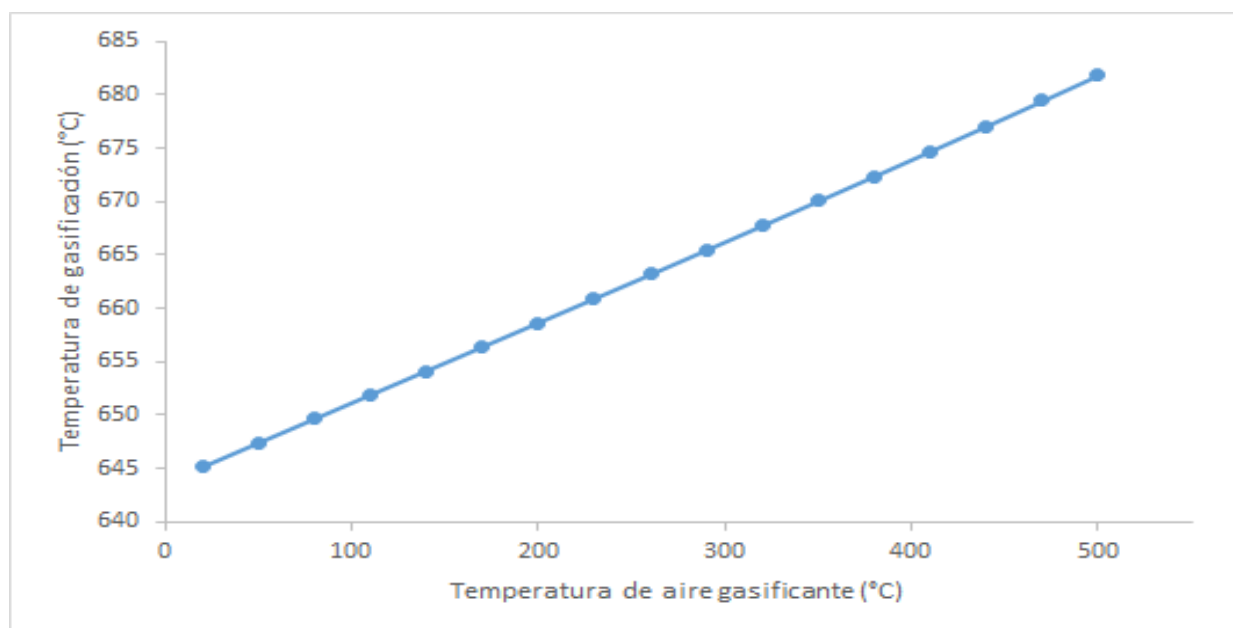
La temperatura es crucial para la formación de los compuestos de interés hidrógeno y monóxido de carbono, dados que estos son favorecidos por el equilibrio químico a medida que se incrementa la temperatura, por lo que al disminuir el diferencial de temperatura del agente gasificante con respecto al reactor, la transferencia de calor al exterior y las variaciones del equilibrio térmico son menores lo que permite el incremento gradual de la temperatura, que a su vez favorece al craqueo del alquitrán proveniente de la pirolisis formando productos gaseosos y disminuyendo la formación de residuos.

3.8.2 Temperatura de gasificación - Temperatura de aire gasificante

En esta sección se observa la influencia de la temperatura del aire gasificante con respecto a la temperatura del reactor de gasificación, este parámetro es importante debido a que la temperatura influye en el equilibrio químico y termodinámico.

Figura 39.

Efecto de la temperatura de la sección de gasificación con respecto a la temperatura de aire gasificante



Nota. La transferencia de calor del reactor de gasificación y sus variaciones al equilibrio térmico disminuye conforme se reduce la diferencia de temperatura proveniente del aire, permitiendo un incremento en la temperatura del sistema.

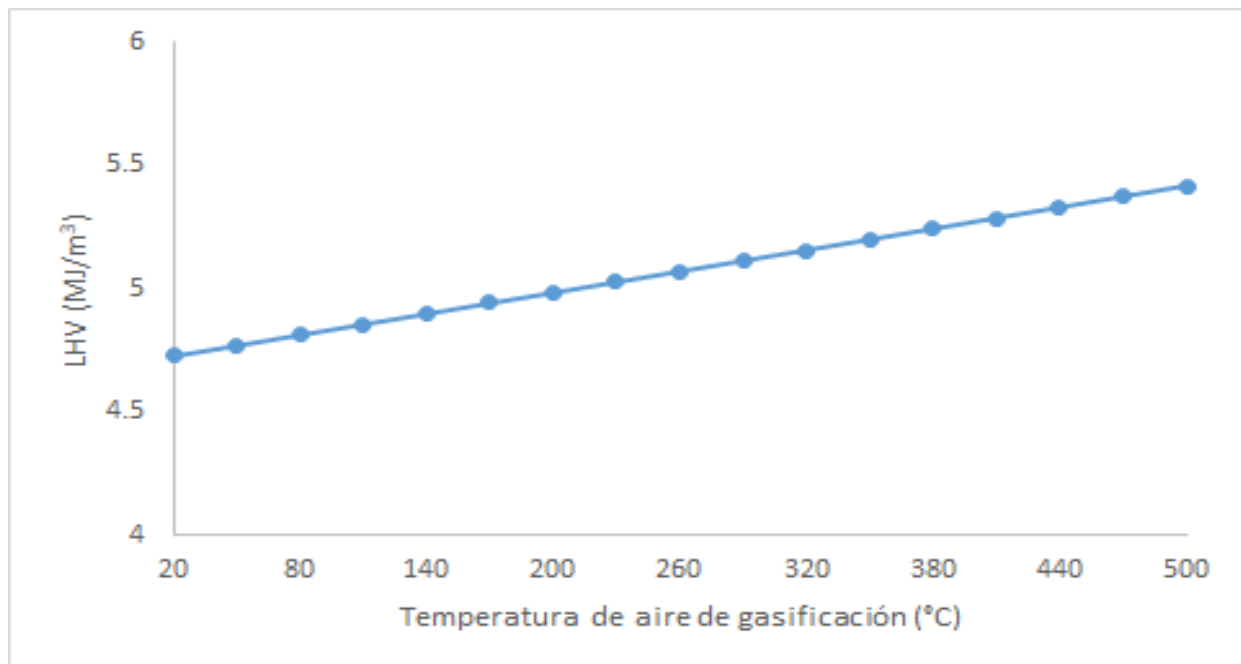
Cabe resaltar que compuestos como el metano y el dióxido de carbono disminuye su concentración respectivamente con el aumento de la temperatura, por lo que se desea una mayor temperatura en la sección de gasificación.

3.8.3 Criterios energéticos - Temperatura de aire gasificante

Se observa en las figuras 39 y 40 la variación del poder calorífico y la eficiencia de gas frío con respecto a la temperatura del aire gasificante.

Figura 40.

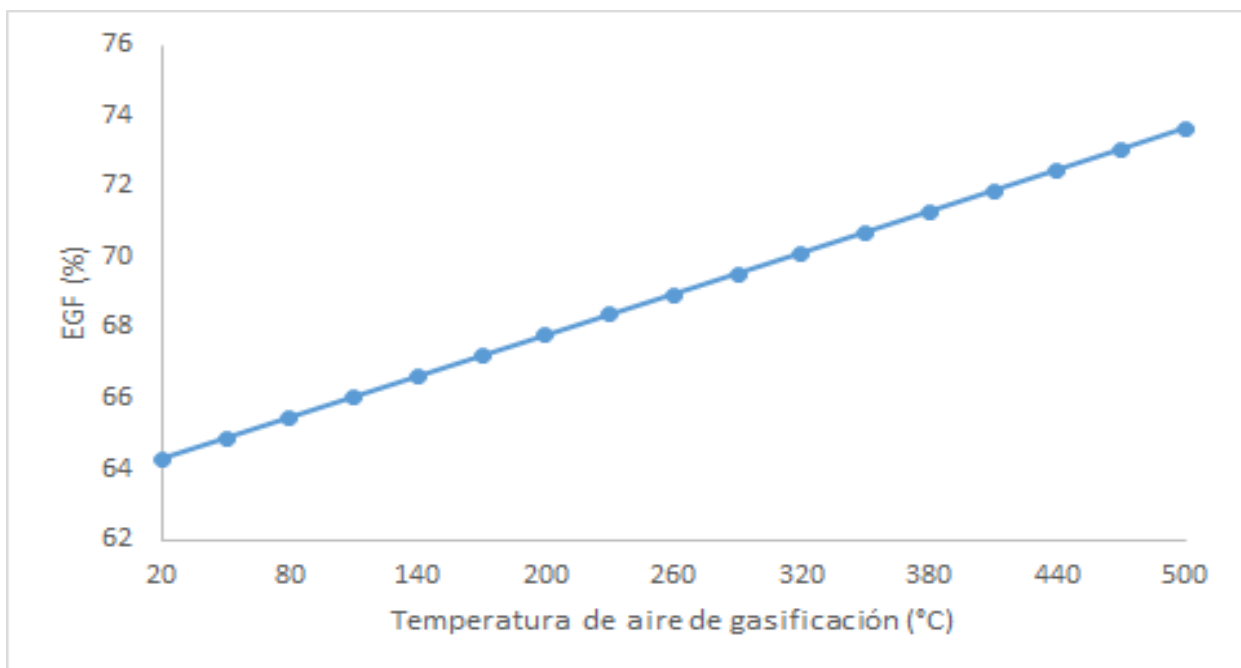
Poder calorífico en función de la temperatura de aire gasificante



Nota. Crecimiento lineal del poder calorífico del gas en función de la temperatura del aire de gasificación.

Figura 41.

Eficiencia de gas frío con respecto a la temperatura de aire gasificante



Nota. Se observa un crecimiento lineal en la eficiencia del gas frío, debido a que este parámetro es proporcional al poder calorífico.

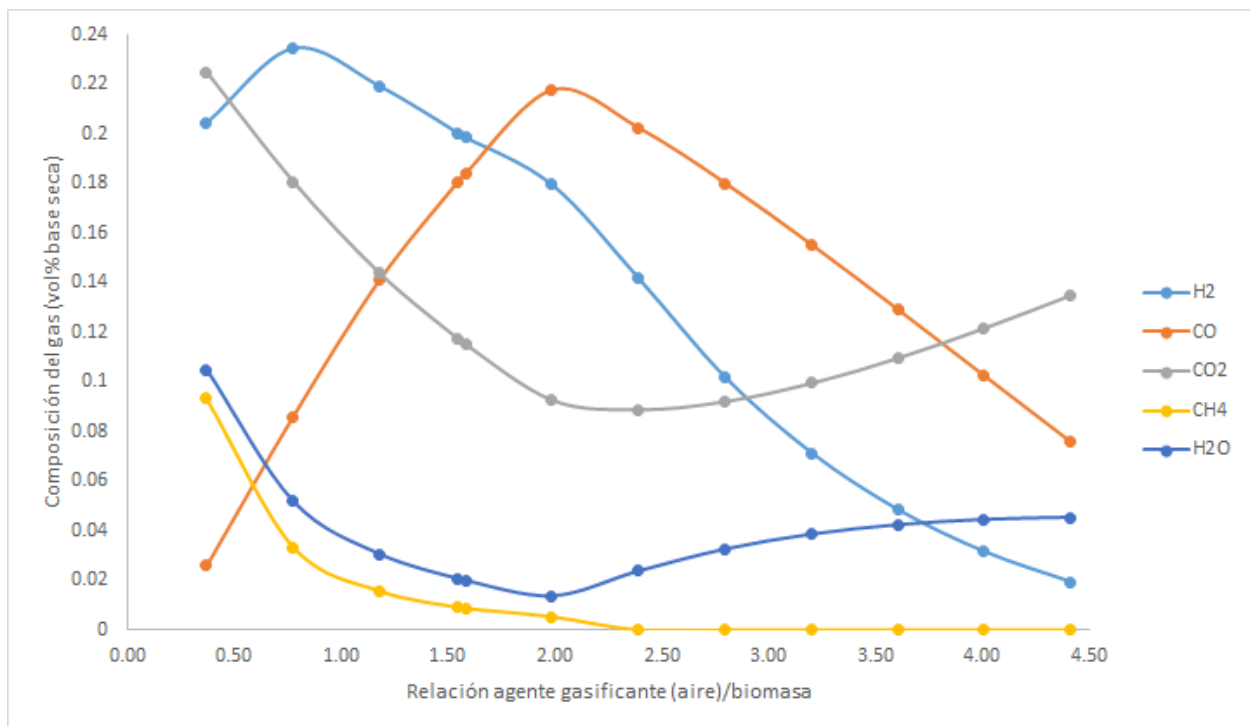
A partir del incremento en la formación de hidrógeno y monóxido de carbono, los cuales aportan en su mayoría al poder calorífico del gas, éste incrementará en proporción a estos compuestos, del mismo modo la eficiencia de gas frío. Sin embargo, se debe tener en cuenta el consumo energético que involucra ingresar aire a las temperaturas estudiadas.

3.8.4 Composición del gas de síntesis - Relación aire/biomasa

Se presenta la influencia en la cantidad de aire empleada para el proceso de gasificación, mediante la relación aire/biomasa sobre el perfil de composiciones.

Figura 42.

Composición del gas de síntesis en función de la relación aire/biomasa



Nota. La variación de la composición del gas puede ser influenciada por variaciones en la composición del aire en el lugar de operación.

Se realiza este estudio de sensibilidad con respecto a la relación entre aire y biomasa, debido a que en la práctica son parámetros simples a ser calculados y claros

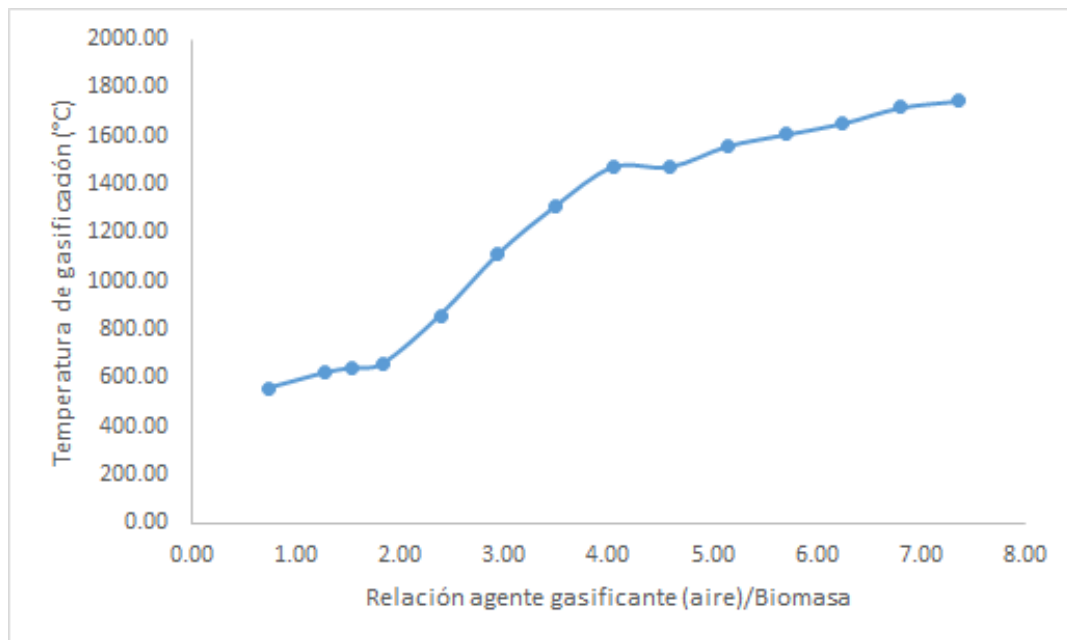
de entender, por otro lado la concentración de hidrógeno decae en función al aumento de la relación aire/biomasa y el monóxido de carbono llega a su concentración máxima en valores de 2 a 2.5, de manera contraria ocurre con el dióxido de carbono que se encuentra en su punto mínimo, lo que implica que la combustión del monóxido se da a partir de ese punto máximo, razón que explica su disminución en el gas.

3.8.5 Temperatura de gasificación - relación aire/biomasa

La cantidad de oxígeno presente en el aire favorece las reacciones exotérmicas de oxidación por lo que se este análisis sensitivo permite determinar en qué medida varía la temperatura de gasificación con el flujo de oxígeno.

Figura 43.

Efecto de la temperatura en la sección de gasificación con respecto a la la relación aire/biomasa



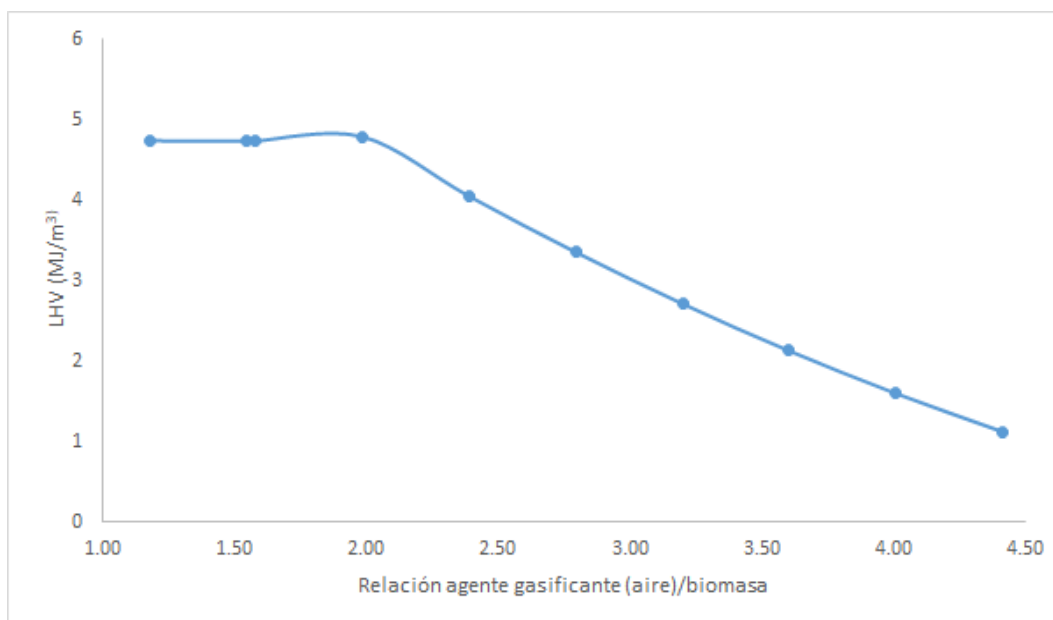
Nota. El incremento de la temperatura se debe al aumento de la concentración de oxígeno favoreciendo las reacciones de oxidación que liberan energía, como resultado se da un incremento en la temperatura.

3.8.6 Criterios energéticos - relación aire/biomasa

De igual modo que la cantidad de aire influye en la composición y temperatura de gasificación, estos parámetros tendrán repercusiones con respecto a los criterios energéticos que determinan la calidad del gas y eficiencia del proceso.

Figura 44.

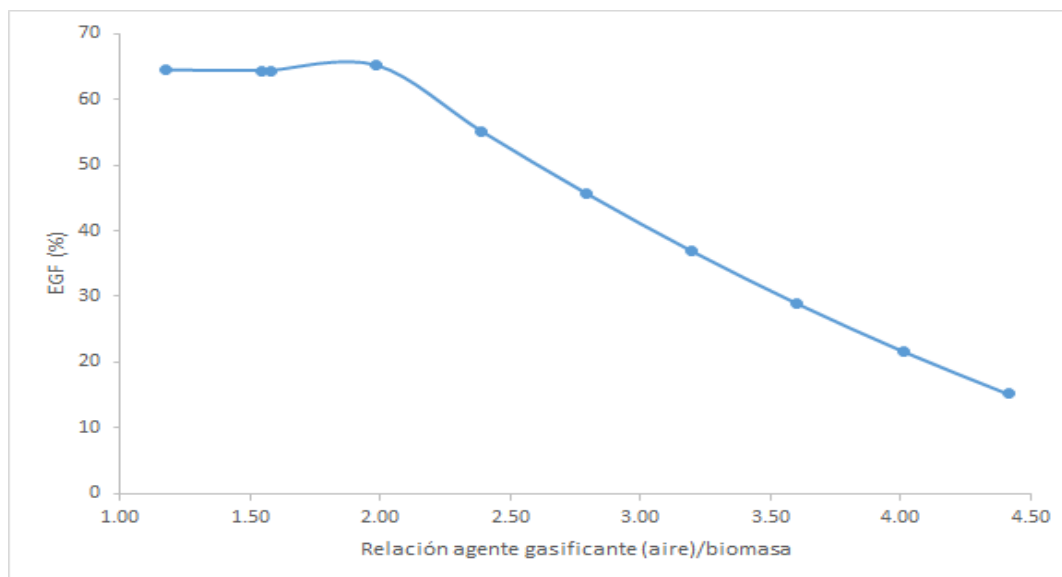
Poder calorífico en función de la relación aire/biomasa



Nota. Se observa el máximo poder calorífico en un valor de 2 para la relación de aire/biomasa.

Figura 45.

Eficiencia de gas frío con respecto a la relación aire/biomasa



Nota. El aumento del oxígeno proveniente del aire promueve reacciones de combustión completa.

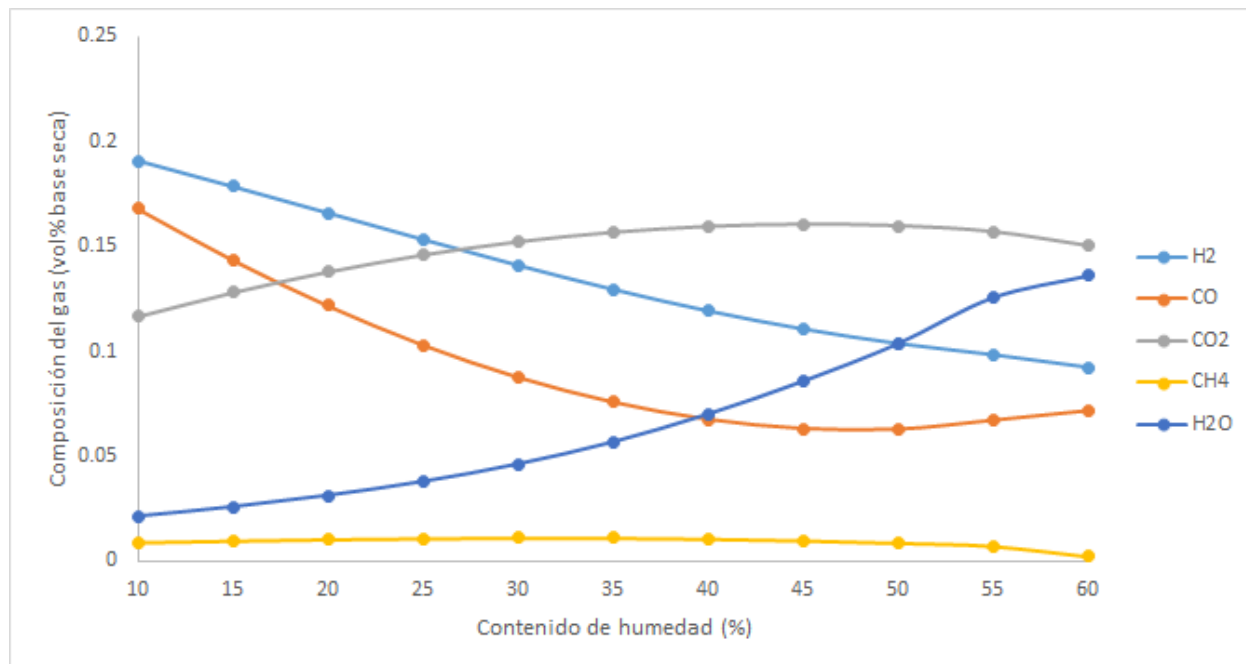
Al promoverse reacciones de combustión completa, el aumento de vapor de agua y dióxido de carbono disminuyen considerablemente la calidad gas de síntesis, por lo cual es recomendable que para la gasificación de tallos de café se opere con una relación de aire/biomasa menor a 2.5.

3.8.7 Composición del gas de síntesis - contenido de humedad

El contenido de humedad es un parámetro dependiente del tipo de biomasa utilizada y en las condiciones ambientales que se encuentre, por lo que se analiza el porcentaje de humedad con respecto a la composición del gas de síntesis.

Figura 46.

Composición del gas de síntesis con respecto al contenido de humedad de la biomasa



Nota. Altos contenidos de humedad implican un consumo energético asociado en la sección de secado y desvolatilización.

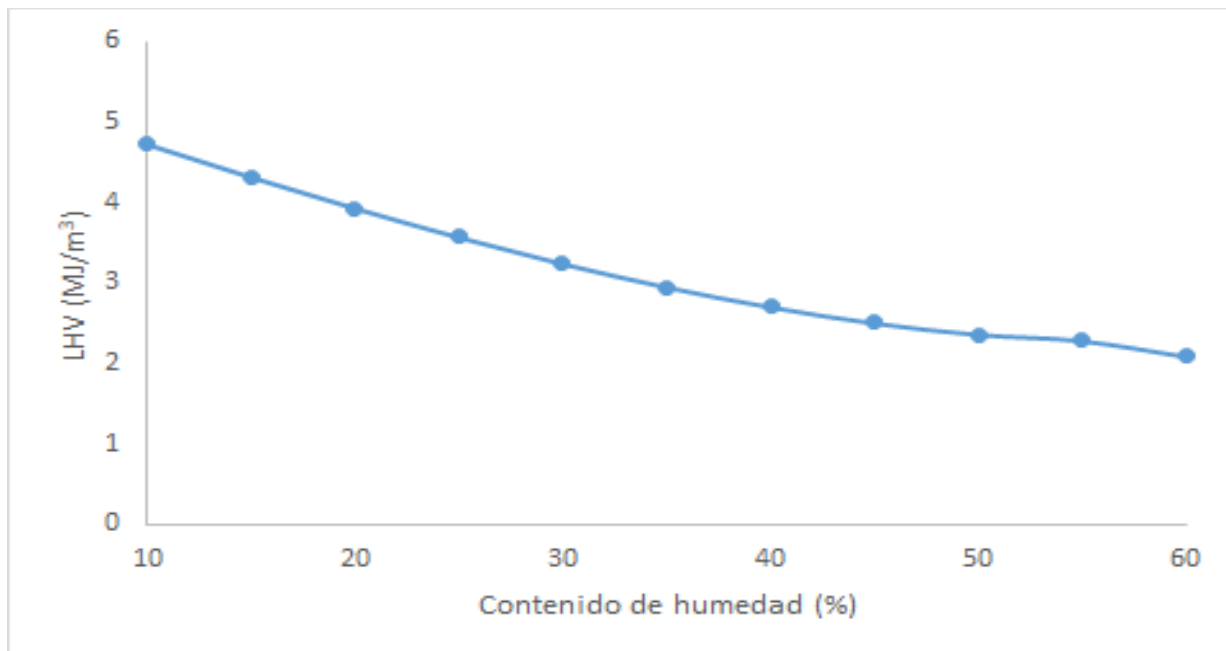
La disminución de hidrógeno y monóxido de carbono no son deseables debido a que tienen implicaciones negativas en la calidad del gas de síntesis, además que afecta otros parámetros como la temperatura de gasificación y el consumo energético de la sección de secado.

3.8.8 Criterios energéticos - Contenido de humedad

Se espera en esta sección demostrar porque materias primas con un alto contenido de humedad requieren un pretratamiento para secarlo, ya que como se observa en las figuras 46 y 47.

Figura 47.

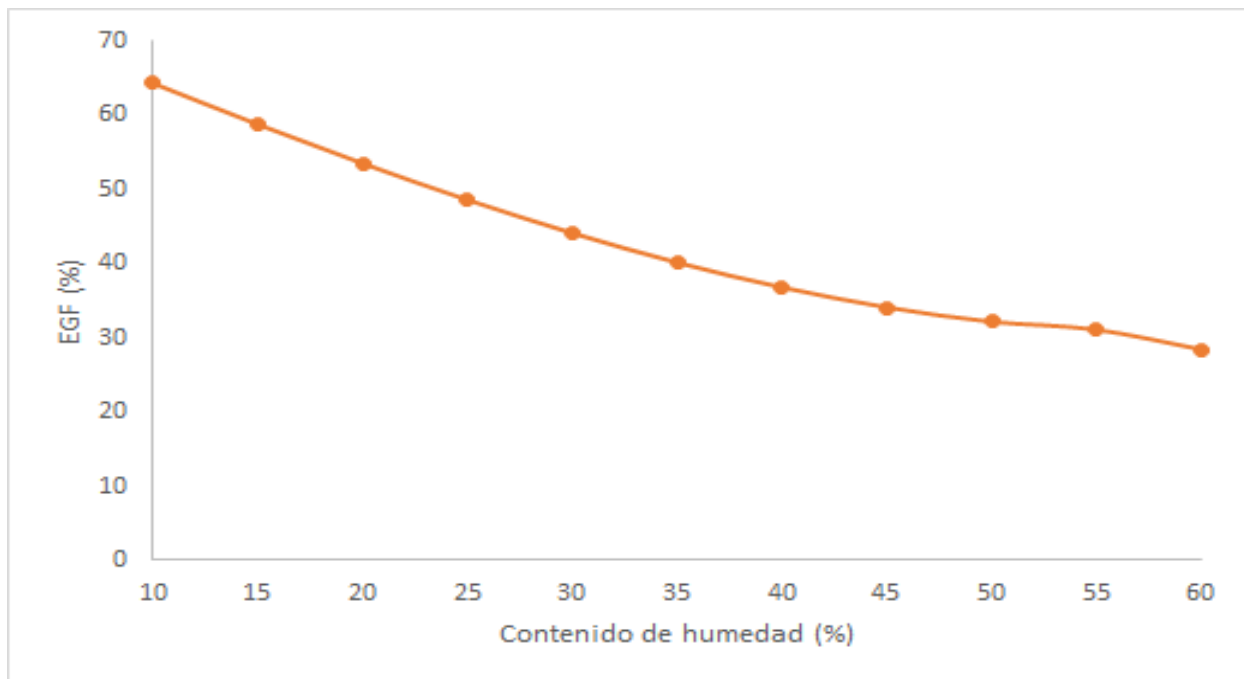
Poder calorífico del gas de síntesis con respecto al contenido de humedad de la biomasa.



Nota. El consumo energético asociado a la descomposición del agua disminuye considerablemente el poder calorífico.

Figura 48.

Eficiencia de gas frío con respecto al contenido de humedad de la biomasa



Nota. La eficiencia del gas frío es inversamente proporcional al contenido de humedad.

Con respecto al contenido de humedad en el sistema se determina un efecto negativo en la producción de gas de síntesis, por ende, entre más bajo sea este, el potencial para la generación de energía es aceptable, de no ser así se deben buscar alternativas que permitan reducir la humedad sin incurrir en altos costos energéticos.

3.9 Influencia de las variables en la calidad del gas de síntesis

Con respecto a los resultados obtenidos se analiza teniendo en cuenta que la composición de hidrógeno y monóxido carbono en el gas de síntesis indican la calidad de este, por lo que observando los resultados se determina que los parámetros más influyentes para una composición elevada de hidrógeno y monóxido de carbono el contenido de humedad de la biomasa junto con la relación aire/biomasa.

La humedad de la biomasa gracias a la cantidad de agua que contiene favorece la oxidación total formando dióxido de carbono junto con más agua, además la eliminación de esta humedad requiere un coste energético asociado que disminuye el poder calorífico y su eficiencia energética de gas frío, una situación similar se presenta con la relación aire/biomasa ya que el exceso de oxígeno tiene como consecuencia la oxidación del hidrógeno y el monóxido de carbono formado hasta el momento en agua y dióxido de carbono, por lo que es vital un control preciso sobre este parámetro ya que las condiciones ambientales del lugar pueden variar la composición del aire empleado, o inclusive sea necesario un equipo de pretratamiento para el ingreso del aire para prevenir estas variaciones, enfocado a la humedad relativa del aire.

3.10 Condiciones óptimas de operación

A continuación, se presentan la tabla 16, donde se agrupan las condiciones óptimas bajo los criterios energéticos y disminución de residuos.

Tabla 18.

Condiciones de operación y resultados

Condiciones de operación	
Temperatura de aire gasificante (°C)	230 - 260
Relación kg aire/kg biomasa	1.5 - 2
Contenido de humedad (%)	<10
Resultados	
H ₂ (% mol)	18.5
CO (% mol)	22.9
CO ₂ (% mol)	8.21
CH ₄ (% mol)	0.5
N ₂ (% mol)	46.1
LHV (MJ/kg)	5.06
EGF (%)	76.14
Rendimiento del gas kg gas/kg biomasa	2.75

Nota. Resultados de la composición y poder calorífico del gas de síntesis a partir de tallos de café, obtenidos mediante el modelo de simulación y análisis de sensibilidad realizados.

3.11 Aporte de la investigación

El desarrollo de la simulación ofrece información sobre el comportamiento del proceso de gasificación de tallos de café que es acorde a la realidad sobre la composición del gas de síntesis y el potencial energético del producto, además que se permite especificar a diversas condiciones de humedad o de composición del aire e inclusive temperatura, inclusive variar los análisis elementales y de proximidad de la biomasa, ya que la composición de los tallos de café puede cambiar según la especie usada en el cultivo y las condiciones de su cultivo, por otra parte se observa como varía la composición del gas de síntesis en diversos análisis de sensibilidad, junto a que se plantea el sistema de purificación, por otra parte, permite el cálculo del poder calorífico del producto y se pueden hacer procesos de integración energética usando los gases de combustión del gas de síntesis o el gas de síntesis sucio, para enfriarse y dirigirse a los procesos de purificación.

La simulación permite dimensionar la eficiencia del proceso de gasificación y la alteración de esta en diversas variables, además de presentar resultados cercanos a la realidad bajo las suposiciones establecidas.

4.CONCLUSIONES

Se identificaron las diversas etapas y aspectos tecnológicos del proceso de gasificación teniendo en cuenta el contexto de una biorrefinería, para lo cual se tuvo en cuenta el pretratamiento de los tallos de café para reducir su humedad a valores por debajo del 10%, se entiende que el proceso de gasificación consta de 4 etapas: sección de secado, pirólisis, oxidación y reducción, su tratamiento posterior involucra una separación de los residuos de ceniza y alquitrán mediante un ciclón, lavador de gases y un filtro de bolsa.

Se seleccionaron los parámetros relevantes y críticos del diseño planteado en el esquema tecnológico de gasificación, como es el desarrollo del proceso en un gasificador de lecho fijo en corriente descendente, una relación de flujo de aire/flujo de biomasa en un rango de 1.5 a 2 una temperatura del aire gasificante entre 230 a 260°C, con un contenido de humedad que ingrese al sistema de gasificación menor al 10%, y se comprende la importancia de los parámetros de la temperatura de gasificación, la composición de la biomasa, el tiempo de residencia y la velocidad de flujo del agente gasificante como parámetros a controlar para un proceso de gasificación óptimo.

Se desarrolló el proceso de gasificación mediante su simulación en Aspen Plus.V10 implementando criterios energéticos como el poder calorífico inferior (LHV) con un valor de 5.06 MJ/kg a partir de las condiciones óptimas y una eficiencia de gas frío del 76.14 %, a partir de diversos estudios de sensibilidad, lo que condujo a una concentración de hidrógeno y monóxido de carbono de 18.5% y 22.9% respectivamente.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] P. Basu, "Chapter 5 - Gasification Theory and Modeling of Gasifiers", en *Biomass Gasification and Pyrolysis*, P. Basu, Ed. Boston: Academic Press, 2010, pp. 117–165. doi: 10.1016/B978-0-12-374988-8.00005-2.
- [2] V. Aristizábal-Marulanda, C. A. Cardona Alzate, y M. Martín, "An integral methodological approach for biorefineries design: Study case of Colombian coffee cut-stems", *Comput. Chem. Eng.*, vol. 126, pp. 35–53, jul. 2019, doi: 10.1016/j.compchemeng.2019.03.038.
- [3] N. Rodríguez Valencia y D. A. Zambrano Franco, "LOS SUBPRODUCTOS DEL CAFÉ: FUENTE DE ENERGÍA RENOVABLE", *Cenicafé*, mar. 2010.
- [4] "Producción de café de Colombia cerró el 2019 en 14,8 millones de sacos", *Federación Nacional de Cafeteros*. <https://federaciondecafeteros.org/wp/listado-noticias/produccion-de-cafe-de-colombia-cerro-el-2019-en-148-millones-de-sacos/> (consultado nov. 16, 2021).
- [5] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía y Besel, *Biomasa*. Madrid: IDAE, 2007.
- [6] C. Higman, "Chapter 11 - Gasification", en *Combustion Engineering Issues for Solid Fuel Systems*, B. G. Miller y D. A. Tillman, Eds. Burlington: Academic Press, 2008, pp. 423–468. doi: 10.1016/B978-0-12-373611-6.00011-2.
- [7] S. Hameed, N. Ramzan, Z. Rahman, M. Zafar, y S. Riaz, "Kinetic modeling of reduction zone in biomass gasification", *Energy Convers. Manag.*, vol. 78, pp. 367–373, feb. 2014, doi: 10.1016/j.enconman.2013.10.049.
- [8] C. Torres, L. Urvina, y H. de Lasa, "A chemical equilibrium model for biomass gasification. Application to Costa Rican coffee pulp transformation unit", *Biomass Bioenergy*, vol. 123, pp. 89–103, abr. 2019, doi: 10.1016/j.biombioe.2019.01.025.
- [9] M. M. Parascanu, F. Sandoval-Salas, G. Soreanu, J. L. Valverde, y L. Sanchez-Silva, "Valorization of Mexican biomasses through pyrolysis, combustion and gasification processes", *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 71, pp. 509–522, may 2017, doi: 10.1016/j.rser.2016.12.079.
- [10] M. Puig-Arnavat, J. C. Bruno, y A. Coronas, "Review and analysis of biomass

- gasification models”, *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 14, núm. 9, pp. 2841–2851, dic. 2010, doi: 10.1016/j.rser.2010.07.030.
- [11] P. Sheth y G. University, “Kinetic Modeling of the Pyrolysis of Biomass”, sep. 2006.
- [12] W. Doherty, A. Reynolds, y D. Kennedy, “Aspen Plus Simulation of Biomass Gasification in a Steam Blown Dual Fluidised Bed”, en *Materials and processes for energy: communicating current research and technological developments*, Formatex Research Centre, 2013. [En línea]. Disponible en: <https://arrow.tudublin.ie/engmeckbk/2>
- [13] C. Higman y M. van der Burgt, “5.1 Moving-Bed Processes”, en *Gasification (2nd Edition)*, Elsevier. [En línea]. Disponible en: <https://app.knovel.com/hotlink/pdf/id:kt0069SXXU/gasification-2nd-edition/moving-bed-processes>
- [14] V. Aristizábal-Marulanda, Y. Chacón-Perez, y C. A. Cardona Alzate, “Chapter 3 - The biorefinery concept for the industrial valorization of coffee processing by-products”, en *Handbook of Coffee Processing By-Products*, C. M. Galanakis, Ed. Academic Press, 2017, pp. 63–92. doi: 10.1016/B978-0-12-811290-8.00003-7.
- [15] G. Roa M. *et al.*, *Beneficio ecológico del café*. 1999. Consultado: dic. 06, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://biblioteca.cenicafe.org/handle/10778/882>
- [16] C. A. García, J. Moncada, V. Aristizábal, y C. A. Cardona, “Techno-economic and energetic assessment of hydrogen production through gasification in the Colombian context: Coffee Cut-Stems case”, *Int. J. Hydrog. Energy*, vol. 42, núm. 9, pp. 5849–5864, mar. 2017, doi: 10.1016/j.ijhydene.2017.01.073.
- [17] C. A. García, Á. Peña, R. Betancourt, y C. A. Cardona, “Energetic and environmental assessment of thermochemical and biochemical ways for producing energy from agricultural solid residues: Coffee Cut-Stems case”, *J. Environ. Manage.*, vol. 216, pp. 160–168, jun. 2018, doi: 10.1016/j.jenvman.2017.04.029.
- [18] D. G. Martínez T. y J. R. Álvarez H., “Aprovechamiento de la energía calórica de estufas campesinas para el secado del café en fincas”, may 2006, Consultado: nov. 02, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://biblioteca.cenicafe.org/handle/10778/201>
- [19] D. L. Giltrap, R. McKibbin, y G. R. G. Barnes, “A steady state model of gas-char

- reactions in a downdraft biomass gasifier”, *Sol. Energy*, vol. 74, núm. 1, pp. 85–91, ene. 2003, doi: 10.1016/S0038-092X(03)00091-4.
- [20] P. Basu, *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*. Boca Raton: CRC Press, 2006. doi: 10.1201/9781420005158.
- [21] J. Gil, J. Corella, M. P. Aznar, y M. A. Caballero, “Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution”, *Biomass Bioenergy*, vol. 17, núm. 5, pp. 389–403, nov. 1999, doi: 10.1016/S0961-9534(99)00055-0.
- [22] C. E. Oliveros T., J. R. Sanz U., y N. Rodriguez V., “Evaluación de un gasificador de flujo descendente utilizando astillas de madera de café”, *Evaluation of a downstream gasifier using coffee wood chips*, dic. 2017, Consultado: nov. 04, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://biblioteca.cenicafe.org/handle/10778/1084>
- [23] C. L. Mendoza Martinez *et al.*, “Characterization of residual biomasses from the coffee production chain and assessment the potential for energy purposes”, *Biomass Bioenergy*, vol. 120, pp. 68–76, ene. 2019, doi: 10.1016/j.biombioe.2018.11.003.
- [24] J. E. Rubiano, C. Oliveros, F. R. Posso, y J. C. Acevedo, “Simulation of tar reduction alternatives in the coffee stems gasification process”, *J. Phys. Conf. Ser.*, vol. 1126, p. 012011, nov. 2018, doi: 10.1088/1742-6596/1126/1/012011.
- [25] S. K. Sansaniwal, K. Pal, M. A. Rosen, y S. K. Tyagi, “Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review”, *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 72, pp. 363–384, may 2017, doi: 10.1016/j.rser.2017.01.038.
- [26] H. Beohar, B. Gupta, V. Sethi, y M. Pandey, “Parametric Study of Fixed Bed Biomass Gasifier: A review”, *Int. J. Therm. Technol. Vol2 No1 March 2012*, vol. 2, pp. 134–140, mar. 2012.
- [27] G. Gautam, S. Adhikari, S. Thangalazhy-Gopakumar, C. Brodbeck, S. Bhavnani, y S. Taylor, “TAR ANALYSIS IN SYNGAS DERIVED FROM PELLETIZED BIOMASS IN A COMMERCIAL STRATIFIED DOWNDRAFT GASIFIER”, *BioResources*, vol. 6, núm. 4, Art. núm. 4, sep. 2011.
- [28] M. Siedlecki, W. Jong, y A. Verkooijen, “Fluidized Bed Gasification as a Mature

And Reliable Technology for the Production of Bio-Syngas and Applied in the Production of Liquid Transportation Fuels—A Review”, 2011, doi: 10.3390/EN4030389.

- [29] W. Wang y G. Olofsson, “Reduction of Ammonia and Tar in Pressurized Biomass Gasification”, *Chemical Engineering 2*, Lund University, 221 00 Lund (SE), sep. 2002. Consultado: nov. 08, 2021. [En línea]. Disponible en: <https://www.osti.gov/biblio/836332-reduction-ammonia-tar-pressurized-biomass-gasification>
- [30] A. A. Susastriawan, H. Saptoadi, y Purnomo, “Comparison of the gasification performance in the downdraft fixed-bed gasifier fed by different feedstocks: Rice husk, sawdust, and their mixture”, *Sustain. Energy Technol. Assess.*, vol. 34, pp. 27–34, ago. 2019, doi: 10.1016/j.seta.2019.04.008.
- [31] P. N. Sheth y B. V. Babu, “Experimental studies on producer gas generation from wood waste in a downdraft biomass gasifier”, *Bioresour. Technol.*, vol. 100, núm. 12, pp. 3127–3133, jun. 2009, doi: 10.1016/j.biortech.2009.01.024.
- [32] Z. A. Zainal, A. Rifau, G. Quadir, y K. N. Seetharamu, “Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier”, *Biomass Bioenergy*, vol. 23, pp. 283–289, oct. 2002, doi: 10.1016/S0961-9534(02)00059-4.
- [33] I. Narváez, A. Orío, M. P. Aznar, y J. Corella, “Biomass Gasification with Air in an Atmospheric Bubbling Fluidized Bed. Effect of Six Operational Variables on the Quality of the Produced Raw Gas”, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 35, núm. 7, pp. 2110–2120, ene. 1996, doi: 10.1021/ie9507540.
- [34] M. J. Prins, “Thermodynamic analysis of biomass gasification and torrefaction”, Phd Thesis 1 (Research TU/e / Graduation TU/e), Technische Universiteit Eindhoven, Eindhoven, 2005. doi: 10.6100/IR583729.
- [35] N. Gao y A. Li, “Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier”, *Energy Convers. Manag.*, vol. 49, pp. 3483–3490, dic. 2008, doi: 10.1016/j.enconman.2008.08.002.
- [36] H. Beohar, B. Gupta, D. V. Sethi, D. M. Pandey, y H. Parmar, “Effect of Air Velocity , Fuel Rate and Moisture Content on the Performance of Updraft Biomass Gasifier using Fluent Tool”, 2012. <https://www.semanticscholar.org/paper/Effect-of->

Air-Velocity-%2C-Fuel-Rate-and-Moisture-on-Beohar-

Gupta/db1ea8f9428730e0c6c193a27ac21f07c6c19909 (consultado nov. 09, 2021).

- [37] “Evaluación de la incidencia de pellets y astillas de madera en el desempeño de un gasificador tipo ‘downdraft’ | Revista Forestal Mesoamericana Kurú”, sep. 2018, Consultado: nov. 09, 2021. [En línea]. Disponible en:
<https://revistas.tec.ac.cr/index.php/kuru/article/view/3847>
- [38] A. Sharma, “Experimental study on 75 KWth downdraft (biomass) gasifier system”, *Renew. Energy*, vol. 34, pp. 1726–1733, jul. 2009, doi: 10.1016/j.renene.2008.12.030.
- [39] W. Yang, A. Ponzio, C. Lucas, y W. Blasiak, “Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air”, *Fuel Process. Technol. - FUEL PROCESS TECHNOL*, vol. 87, pp. 235–245, feb. 2006, doi: 10.1016/j.fuproc.2005.08.004.
- [40] A. Haryanto, S. D. Fernando, L. O. Pordesimo, y S. Adhikari, “Upgrading of syngas derived from biomass gasification: A thermodynamic analysis”, *Biomass Bioenergy*, vol. 33, núm. 5, pp. 882–889, may 2009, doi: 10.1016/j.biombioe.2009.01.010.
- [41] Y. Ueki, T. Torigoe, H. Ono, R. Yoshiie, J. H. Kihedu, y I. Naruse, “Gasification characteristics of woody biomass in the packed bed reactor”, *Proc. Combust. Inst.*, vol. 33, núm. 2, pp. 1795–1800, ene. 2011, doi: 10.1016/j.proci.2010.07.080.
- [42] S. Garcia-Freites, A. Welfle, A. Lea-Langton, P. Gilbert, y P. Thornley, “The potential of coffee stems gasification to provide bioenergy for coffee farms: a case study in the Colombian coffee sector”, *Biomass Convers. Biorefinery*, vol. 10, núm. 4, pp. 1137–1152, dic. 2020, doi: 10.1007/s13399-019-00480-8.
- [43] Y. Richardson, J. Blin, y A. Julbe, “A short overview on purification and conditioning of syngas produced by biomass gasification: Catalytic strategies, process intensification and new concepts”, *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 38, núm. 6, pp. 765–781, dic. 2012, doi: 10.1016/j.pecs.2011.12.001.
- [44] A. M. Steele, S. Poulston, K. Magrini-Bair, y W. Jablonski, “Catalytic syngas purification from model biomass gasification streams”, *Catal. Today*, vol. 214, pp. 74–81, oct. 2013, doi: 10.1016/j.cattod.2013.02.007.

- [45] P. Sharma, B. Gupta, M. Pandey, K. Singh Bisen, y P. Baredar, “Downdraft biomass gasification: A review on concepts, designs analysis, modelling and recent advances”, *Mater. Today Proc.*, vol. 46, pp. 5333–5341, ene. 2021, doi: 10.1016/j.matpr.2020.08.789.
- [46] M. B. Nikoo y N. Mahinpey, “Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using ASPEN PLUS”, *Biomass Bioenergy*, vol. 32, núm. 12, pp. 1245–1254, dic. 2008, doi: 10.1016/j.biombioe.2008.02.020.
- [47] ASPEN TECHNOLOGY, INC, *Aspen Plus. User Guide.*, 2a ed., vol. 10. Cambridge, MA, 2010.
- [48] N. Ramzan, A. Ashraf, S. Naveed, y A. Malik, “Simulation of hybrid biomass gasification using Aspen plus: A comparative performance analysis for food, municipal solid and poultry waste”, *Biomass Bioenergy*, vol. 35, núm. 9, pp. 3962–3969, oct. 2011, doi: 10.1016/j.biombioe.2011.06.005.
- [49] Q. Zhang, Y. Wu, L. Dor, W. Yang, y W. Blasiak, “A thermodynamic analysis of solid waste gasification in the Plasma Gasification Melting process”, *Appl. Energy*, vol. 112, pp. 405–413, dic. 2013, doi: 10.1016/j.apenergy.2013.03.054.
- [50] “Poder Calorífico”. https://ingemecanica.com/tutoriales/poder_calorifico.html (consultado nov. 16, 2021).
- [51] P. Sittisun, N. Tippayawong, y S. Pang, “Biomass gasification in a fixed bed downdraft reactor with oxygen enriched air: a modified equilibrium modeling study”, *Energy Procedia*, vol. 160, pp. 317–323, feb. 2019, doi: 10.1016/j.egypro.2019.02.163.
- [52] Ambientum, “Composición de la atmósfera - Enciclopedia Medioambiental”, *Ambientum Portal del Medioambiente*. <https://www.ambientum.com/> (consultado nov. 16, 2021).