

EVALUACIÓN ENERGÉTICA DE GASIFICACIÓN DE SACHA INCHI

Evaluación de producción energética a partir de la gasificación de residuos de semillas de sachá inchi

Andrés Fabián Solano Pérez

Disertación para la Postulación al Grado de Maestría en Ingeniería Mecánica

Director
Yesid Javier Rueda Ordoñez
PhD en Ingeniería Química

Universidad Industrial de Santander
Facultad de Ingenierías Físico – Mecánicas
Escuela de Ingeniería Mecánica
Maestría en Ingeniería Mecánica
Bucaramanga
2022

Dedicatoria

A mi mamá, Nuris, por ser siempre mi guía, mi motivación y mi consejera de vida, a mi papá, Favio, por guiarme en mi camino como profesional y brindarme una excelente calidad de vida, y a mis hermanos, Favio y Carem, por su apoyo incondicional y ser una motivación extra para mí.

A mi sobrina hermosa, Victoria, porque su sonrisa es mi sonrisa, sin importar el momento o las circunstancias, y su llegada al mundo ha sido de lo más lindo que he vivido hasta ahora.

A todos aquellos familiares que han estado siempre pendientes de mis estudios y me brindan su apoyo y cariño.

A todos mis amigos que siguieron de cerca este camino y me brindaron su apoyo y motivación.

Agradecimientos

Al profesor Yesid Rueda de la escuela de ingeniería mecánica de la UIS, por el tiempo y la dedicación que me brindó a mí y a este trabajo de investigación, aportando siempre su conocimiento para guiar de la mejor manera el proyecto.

A mis padres, hermanos, familiares y amigos, por brindarme su apoyo y motivación para sacar adelante estos estudios, y dentro de sus experiencias, sugerirme a tomar las mejores decisiones.

Tabla de contenidos

	Pag.
Introducción	12
a) Formulación del problema	13
b) Objetivos	16
1. Estado del arte, marco teórico y marco legal	17
1.1. Estado del arte	17
1.2. Marco teórico	22
1.3. Marco legal	25
2. Producción energética por sistemas con gasificación integrada	25
2.1. Modelamiento termo-químico del proceso de gasificación	28
2.2. Análisis exergoeconómico de una planta de producción de energía con gasificación integrada	34
2.3. Comparación exergética entre gasificación y combustión directa de biomasa	37
3. Caracterización de la biomasa (Sacha Inchi)	42
4. Modelamiento termoquímico de equilibrio de un gasificador de lecho fijo para la gasificación de biomasa	45
Abstract	45
4.1. Metodología	46
4.1.1. Caracterización de la biomasa	46
4.1.2. Modelado termoquímico	47
4.1.3. Validación del modelo	49
4.1.4. Evaluación del syngas	50
4.2. Resultados y discusión del modelamiento	51
4.2.1. Características físico-químicas de las biomosas	51
4.2.2. Resultados experimentales de la gasificación	54
4.2.3. Resultados del modelamiento en Aspen plus	56
4.2.4. Composición del syngas y PCI como función de RE	61
4.2.5. Validación del modelo frente a datos experimentales de la literatura	68
4.2.6. Evaluación del modelamiento frente a resultados experimentales a escala de laboratorio	74
5. Análisis exergoeconómico de un sistema de producción de energía eléctrica a través de la gasificación de residuos de Sacha inchi	82
Abstract	82
5.1. Descripción del Sistema	83
5.2. Metodología	90
5.2.1. Caracterización de biomasa	90

5.2.2.	Simulación del sistema	91
5.2.3.	Requerimientos de potencia	92
5.2.4.	Análisis exergético	93
5.2.5.	Análisis exergoeconómico	95
5.3.	Resultados	99
5.3.1.	Caracterización de los residuos de SI	99
5.3.2.	Evaluación del syngas	100
5.3.3.	Dimensionamiento de los equipos	102
5.3.4.	Análisis exergético	103
5.3.5.	Análisis exergoeconómico	107
6.	Comparación exergética y de emisiones de dos tecnologías de plantas térmicas a partir de combustión de biomasa	112
	Abstract	112
6.1.	Descripción de los sistemas	113
6.1.1.	Sistema con gasificación integrada	119
6.1.2.	Sistema de combustión directa	122
6.2.	Metodología	124
6.2.1.	Caracterización de biomasa	124
6.2.2.	Modelamiento de gasificación	124
6.2.3.	Modelamiento de combustión	124
6.2.4.	Análisis exergético	125
6.2.5.	Análisis de emisiones	128
6.3.	Resultados	128
6.3.1.	Caracterización de las cáscaras de SI	128
6.3.2.	Evaluación del syngas	129
6.3.3.	Análisis exergético	129
6.3.4.	Sistema con gasificación integrada	131
6.3.5.	Sistema de combustión directa	133
6.3.6.	Comparación de emisiones y consumo de materia prima	134
7.	Conclusiones	138
	Referencias	141

Lista de figuras

	Pag.
Figura 1.	19
Diagrama de producción energética a nivel mundial al año 2018 para cada tecnología.	19
Figura 2.	21
Panorama de posibilidades de aplicación del syngas producido del proceso de gasificación.	21
Figura 3.	24
Esquema del proceso de gasificación de biomasa en gasificador downdraft.	24
Figura 4.	43
Identificación de la cáscara y cascarilla del Sacha inchi	43
Figura 5.	58
Diagrama de flujo del proceso desarrollado con Aspen Plus ® para la modelización de la gasificación de la biomasa	58
Figura 6.	63
Composición del gas de producción en función de la RE para la simulación de gasificación de seis biomosas tomadas de la literatura: a) mazorca de maíz, b) cáscara de arroz, c) tallos de algodón, d) cáscara de nuez, e) bagazo de caña de azúcar y f) tallos de café.....	63
Figura 7.	64
Poder calorífico inferior (PCI) del syngas en función de (a) la RE a 750 °C, y (b) la temperatura a RE=0,25 para seis biomosas tomadas de la literatura; a) mazorca de maíz (CC), a) cáscara de arroz (RH), c) tallo de algodón (CT), d) cáscara de nuez (WH), e) bagazo de caña de azúcar (SB), y f) tallo de café (CS).	64
Figura 8.	67
Composición syngas en función de la temperatura para la simulación de la gasificación de seis biomosas tomadas de la literatura: a) mazorca de maíz, a) cáscara de arroz, c) tallo de algodón, d) cáscara de nuez, e) bagazo de caña de azúcar y f) tallo de café	67
Figura 9.	70
Comparación entre el modelo y los datos experimentales de la composición de varias especies químicas producidas durante la gasificación y el PCI del gas de producción para seis biomosas de la literatura: mazorca de maíz, cáscara de arroz, tallo de algodón, cáscara de nuez, bagazo de caña de azúcar y tallo de café	70
Figura 10.	72
a) Carbon conversion efficiency (CCE), b) cold gas efficiency (CGE), and c) H ₂ /CO ratio of the producer gas produced from the gasification as a function of RE for six biomasses taken from literature: a) corn cob (CC), a) rice husk (RH), c) cotton stalk (CT), d) walnut hull (WH), e) sugarcane bagasse (SB), and f) coffee stalk (CS).	72
Figura 11.	76
Resultados de la modelización de la composición del gas de producción en función de RE para (a) cáscara de arroz (RH2), (b) paja de arroz (RS), (c) mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H) y (d) LVH en función de RE	76

Figura 12.	78
Comparación entre el modelo y los datos experimentales a escala de laboratorio para varias condiciones de RE, temperatura y relación de mezcla BS-H.	78
Figura 13.	79
Resultados del modelamiento de la composición del gas de producción en función de la temperatura para (a) cáscara de arroz (RH2), (b) paja de arroz (RS), (c) mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H) y (d) LVH en función de la temperatura	79
Figura 14.	80
a) Eficiencia de gas frío (CGE) y b) Relación H ₂ /CO en función de la RE para el gas productor producido a partir de la gasificación de residuos de arroz: cáscara de arroz (RH2), paja de arroz (RS) y la mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H).....	80
Figura 15.	84
Esquema general del sistema de producción de energía a través de la gasificación de residuos de SI.	84
Figura 16.	85
Esquema del sistema de producción energética a partir de la gasificación de residuos de SI generado en Aspen plus.	85
Figura 17.	102
Composición del syngas en función de a) RE a temperatura constante de 750°C y b) temperatura a RE constante de 0,2, con los valores de PCI en función de c) RE (T=750 °C) y d) temperatura (RE=0,2).	102
Figura 18.	107
Diagrama de flujos de exergía del sistema.	107
Figura 19.	114
Esquema general de los sistemas de producción de energía eléctrica con a) gasificación integrada y b) combustión directa.....	114
Figura 20.	116
Diagramas de bloques de los sistemas de producción energética en Aspen plus con a) gasificación integrada y b) combustión directa.	116

Lista de tablas

	Pag.
Tabla 1.	44
Resultados del análisis próximo de la cáscara y cascarilla del Sacha inchi.....	44
Tabla 2.	49
Reacciones predominantes en el modelo de equilibrio de la gasificación de la biomasa.....	49
Tabla 3.	53
Características fisicoquímicas de las muestras de biomasa utilizadas para las pruebas experimentales (cáscara de arroz, paja de arroz y su mezcla) y seis tipos de biombras tomadas de la literatura para completar el análisis.	53
Tabla 4.	54
Rendimiento de la masa del producto obtenido en las pruebas experimentales de gasificación utilizando paja de arroz en mezcla con cáscara de arroz	54
Tabla 5.	57
Composición y alto valor calorífico (HHV) del gas de síntesis producido en diferentes condiciones de funcionamiento durante las pruebas experimentales utilizando paja de arroz en mezcla con cáscara de arroz.....	57
Tabla 6.	58
Bloques del diagrama de flujo del proceso desarrollado mediante el uso de Aspen Plus ® para la modelización de la gasificación de la biomasa	58
Tabla 7.	73
Eficiencia de gas frío (CGE) del gas de producción en condiciones óptimas como resultado de la gasificación de cada biomasa tomada de la literatura.....	73
Tabla 8.	87
Tabla 9.	90
Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.....	90
Tabla 10.	92
Especificaciones de las máquinas que consumen energía en el sistema.	92
Tabla 11.	96
Ecuaciones de costos de algunos equipos del sistema.	96
Tabla 12.	99
Ecuaciones de balance de costos y ecuaciones auxiliares para cada componente.....	99
Tabla 13.	100
Resultados de análisis próximo y último de los residuos de SI.	100
Tabla 14.	103
Especificaciones de los equipos que conforman el sistema de generación.	103
Tabla 15.	104
Flujo de exergía del sistema.....	104
Tabla 16.	105
Eficiencias exergéticas de los componentes del sistema.	105
Tabla 17.	108
Costos capitales y de O&M del sistema.	108
Tabla 18.	109

Resultados exergoeconómicos del sistema	109
Tabla 19.	116
Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.....	116
Tabla 20.	117
Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.....	117
Tabla 21.	121
Reacciones involucradas en la gasificación de biomasa.....	121
Tabla 22.	123
Reacciones involucradas en la combustión directa de biomasa.....	123
Tabla 22.	128
Descripción de las exergías de productos y combustibles para la determinación de la eficiencia exergética de cada equipo para ambos sistemas.	128
Tabla 24.	129
Flujo de exergía del sistema con gasificación integrada.....	129
Tabla 25.	130
Flujo de exergía del sistema de combustión directa.	130
Tabla 26.	131
Eficiencias exergéticas de los componentes del sistema con gasificación integrada.	131
Tabla 27.	135
Emisiones generadas y consumo de combustible para cada sistema.....	135
Tabla 28.	136
Evaluación de los niveles de emisiones de contaminantes del aire frente a los máximos admitidos por el Decreto 02 de 1982.....	136

Resumen

TÍTULO: EVALUACIÓN DE PRODUCCIÓN ENERGÉTICA A PARTIR DE LA GASIFICACIÓN DE RESIDUOS DE SEMILLAS DE SACHA INCHI ¹.

AUTORES: SOLANO PEREZ, Andrés Fabián ².

Palabras clave: Termogravimetría, Pirólisis, Combustión, Gasificación, Modelado Cinético, Rendimiento Másico.

La gasificación de biomasa representa nuevas oportunidades para producir energía eléctrica, beneficiando especialmente a sectores no conectados a la red y el cuidado del medio ambiente. Se ha simulado un modelo de equilibrio termoquímico del proceso de gasificación utilizando Aspen Plus ® para un gasificador de lecho fijo que trabaja con biomasa y utiliza aire como agente gasificador. El modelo busca predecir la composición del gas productor producido a partir de la gasificación de biomasa, identificar su potencial energético y caracterizar la eficiencia del proceso en términos de eficiencia de conversión de carbono (CCE) y eficiencia de gas frío (CGE). Para validar el modelo, se analizaron experimentalmente muestras de cáscara de arroz, paja de arroz y su mezcla en un gasificador a escala de laboratorio. Para completar la validación del modelo, también se utilizan en este estudio datos experimentales de seis biomásas diferentes, ampliamente disponibles en la literatura: mazorca de maíz (CC), cáscara de arroz (RH), tallos de algodón (CT), cáscara de nuez (WS), bagazo de caña de azúcar (SB) y tallos de café (CS). La comparación entre el modelo y los datos experimentales muestra una gran aproximación. En esta investigación se presenta un análisis exergético y exergoeconómico para un sistema de producción de energía eléctrica de 35 kW de capacidad a través de la gasificación de residuos de Sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.) producidos en el departamento de Santander, Colombia. La simulación del sistema se desarrolló en Aspen plus, donde el flujo másico, energético, y exergético se registra para cada línea de transporte de gas y sólidos, a partir de las condiciones del gasificador, cámaras de combustión del motor de gas, intercambiadores de calor, entre otros, así como la composición del combustible sólido. Los resultados de la simulación de la gasificación muestran que una razón de equivalencia igual a 0,25 es el valor óptimo para la generación de syngas con poder calorífico inferior de 6,126 MJ/kg, eficiencia de conversión de carbono del 100% y eficiencia de gas frío de 73,5%. Se efectuó una comparación exergética entre dos tecnologías las cuales producen energía eléctrica alimentadas por residuos del Sacha inchi biomasa combustible, una de ellas por medio de gasificación, y la otra con la combustión directa de la biomasa. Los resultados muestran que las eficiencias exergéticas son notablemente mayores para el sistema con gasificación integrada, principalmente porque la naturaleza del proceso de combustión directa es más irreversible que la gasificación. Asimismo, queda evidenciado que el consumo de combustible y aire es mucho mayor

¹ Trabajo de Investigación, Tesis de Maestría.

² Facultad de Ingenierías Físicomecánicas, Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: RUEDA-ORDÓÑEZ, Yesid Javier, Ph.D. en Ingeniería Química.

dentro del sistema de combustión directa, y por lo tanto es productor de más gases de combustión que contaminan el medio ambiente.

Abstract

TITLE: EVALUATION OF ENERGY PRODUCTION FROM THE GASIFICATION OF SACHA INCHI SEED RESIDUES ¹.

AUTHORS: SOLANO PÉREZ, Andrés Fabián ².

Keywords: Thermogravimetry, Pyrolysis, Combustion, Gasification, Kinetic Modeling, Mass Yield.

Biomass gasification represents new opportunities to produce electricity, especially benefiting off-grid sectors and environmental care. A thermochemical equilibrium model of the gasification process has been simulated using Aspen Plus® for a fixed-bed gasifier working with biomass and using air as the gasifying agent. The model aims to predict the composition of the producer gas produced from biomass gasification, identify its energy potential and characterize the efficiency of the process in terms of carbon conversion efficiency (CCE) and cold gas efficiency (CGE). To validate the model, samples of rice husk, rice straw and their mixture were experimentally analyzed in a laboratory-scale gasifier. To complete the model validation, experimental data from six different biomasses, widely available in the literature, are also used in this study: corn cob (CC), rice husk (RH), cotton stalks (CT), walnut shell (WS), sugar cane bagasse (SB) and coffee stalks (CS). Comparison between the model and experimental data shows a close approximation. This research presents an exergy and exergoeconomic analysis for an electric energy production system of 35 kW capacity through the gasification of Sachi inchi (*Plukenetia volubilis* L.) residues produced in the department of Santander, Colombia. The simulation of the system was developed in Aspen plus, where the mass, energy, and exergy flow is recorded for each gas and solid transport line, based on the conditions of the gasifier, gas engine combustion chambers, heat exchangers, among others, as well as the composition of the solid fuel. The gasification simulation results show that an equivalence ratio equal to 0.25 is the optimum value for syngas generation with lower calorific value of 6,126 MJ/kg, carbon conversion efficiency of 100% and cold gas efficiency of 73.5%. An exergetic comparison was made between two technologies which produce electricity from Sachi inchi biomass fuel residues, one by gasification and the other by direct combustion of the biomass. The results show that the energy efficiencies are notably higher for the system with integrated gasification, mainly because the nature of the direct combustion process is more irreversible than gasification. It is also evident that fuel and air consumption is much higher in the direct combustion system, and therefore produces more environmentally polluting combustion gases.

¹ Research Work, Master Thesis.

² Facultad de Ingenierías Físicomecánicas, Escuela de Ingeniería Mecánica. Director: RUEDA-ORDÓÑEZ, Yesid Javier, Ph.D. in Chemical Engineering.

Introducción

Los procesos de transformación de semillas de sachá inchi a derivados como aceites, harinas y otros, requieren solamente del cotiledón, y las cáscaras son desechadas como residuos agrícolas. Al igual que otros residuos como las cáscaras del café, cacao y arroz, la cáscara del sachá inchi presenta un potencial energético en forma de biomasa, y puede ser empleada en procesos de transformación termoquímicos.

Esta investigación va dirigida al sector rural del departamento de Santander, puesto que es una de las regiones del País en donde más ha crecido el cultivo del fruto, y en donde se fabrican y comercian derivados del mismo, principalmente el aceite extra virgen de sachá inchi. Por lo tanto, en esta propuesta se quiere evaluar la viabilidad técnica y económica de producir energía a través de la gasificación de las cáscaras de semillas del sachá inchi. La energía producida podría enviarse a los elementos de consumo que son empleados para los procesos de transformación a derivados del Sachá inchi, tal que el ciclo productivo se convierta en energéticamente autosostenible y genere más utilidades a las partes involucradas.

La implementación de este método de producción energética dará uso a residuos agrícolas que normalmente serían quemados directamente, reduciendo niveles de emisiones de gases de efecto invernadero y gases tóxicos. Asimismo, se aportaría a que los productos derivados sean más competitivos en el mercado, incentivando a más agricultores a cultivar el sachá inchi, y mejorando la economía del sector.

a) Formulación del problema

El Sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.) es una planta de origen amazónico, y durante los años recientes ha sido un foco de investigación debido a sus excelentes propiedades para la salud humana (Rawdkuen et al., 2016; S. Wang et al., 2018). Su crecimiento se ve ampliamente favorecido en zonas cálidas y secas, y ya que en el departamento de Santander se ha demostrado un crecimiento óptimo, estos cultivos están aumentando cada vez más. Para el año 2014, los productos clasificados como “otros agroindustriales” por el DANE, donde se incluyen ajonjolí, canola, estropajo, fique, higuierilla, olivo, soya, sachá inchi, pataba, palma iraca, palma amarga, manaca, y morera, representaron el 24,4% del área total dedicada a cultivos en el sector rural de Colombia, y en donde el departamento de Santander representa el 9,6% de dicha área. En Santander, Antioquia, Nariño, Cauca y Huila está representado el 51% del total de “otros agroindustriales” (Departamento Administrativo Nacional de Estadística, 2016).

Las semillas cosechadas son puestas a disposición para ser transformadas en productos como aceites y harinas a través de diferentes procesos físicos. Sin embargo, estos procesos desechan en su totalidad las cáscaras de las semillas, algunas de las cuales pueden ser utilizadas como nutrientes para suelos de cultivo, aunque estas no representan la totalidad de los desechos generados. Por esto, el principal destino de los residuos es ser transformados a través de quemadas controladas.

Esta investigación propone un aprovechamiento de los residuos en mención a través de un proceso de gasificación, donde a partir de los mismos pueda generarse gas combustible en óptimas condiciones para ser usado en sistemas de producción energética. La transformación de las semillas del sachá inchi, principalmente en aceite extra virgen, es una actividad muy reciente dentro del departamento de Santander, y por esta misma razón, aún son pocos los involucrados en la venta de estos productos derivados. Por esto, se busca incentivar el cultivo de esta planta, de tal manera que represente oportunidades de ingresos económicos a los agricultores locales y se resalte el trabajo del campo del departamento. El incremento de la cosecha de semillas de sachá inchi incrementará también los respectivos desechos, y siendo que en muchos lugares del sector rural no se dispone de energía eléctrica, esta propuesta busca evaluar la producción energética a través de la combustión del gas sintético producido de los residuos en mención, tal que pueda ser empleada para alimentar el proceso de producción de derivados del Sachá Inchi.

Teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente, y enfocando el estudio con materia prima cosechada en el departamento de Santander, surge la pregunta: ¿Es viable técnica y económicamente la producción de energía eléctrica a partir de la gasificación de residuos de semillas de Sachá inchi para ser usada dentro del ciclo productivo de derivados de esta planta?

Se propone abordar el problema de investigación a través de un análisis de sostenibilidad, en donde los impactos económicos, ambientales y sociales sean detallados dentro del contexto presentado. Para esto, el proceso de gasificación será estudiado teórica y experimentalmente, tal que pueda establecerse el potencial energético de la materia

prima, así como la maquinaria mínima necesaria para conformar el diseño de conversión energética. Con el diseño terminado, será posible establecer un costo energético, que será comparado con los costos energéticos de otros métodos posibles a emplear. Conociendo la composición del *syngas* producido, y la tecnología empleada para quemarlo, se estimarán agentes contaminantes y se plantearán estrategias para reducirlos.

Esta propuesta permitirá dar una evaluación del proceso en mención, tal como ya se ha hecho en varias investigaciones precedentes que se encuentran en el estado del arte (ver anexo a.1.), y teniendo en cuenta los resultados de gasificación de residuos de sachá inchi registrados en diferentes investigaciones del estado del arte, se espera que el proceso sea viable técnica y económicamente.

b) Objetivos

Objetivo general

Evaluar la viabilidad técnico-económica del aprovechamiento de residuos de semillas de sachá inchi (*Plukenetia Volubilis*) como sustrato carbonoso en un proceso de gasificación para producción energética.

Objetivos específicos

Evaluar la viabilidad técnica del proceso de gasificación de cáscaras de sachá inchi a través de una comparación frente a su uso como combustible en un proceso de combustión directa.

Caracterizar el gas sintético producido bajo diferentes condiciones de proceso desarrollando un modelo termodinámico cero-dimensional de la gasificación de residuos del sachá inchi.

Comparar técnicamente la gasificación de semillas de sachá inchi frente a otros combustibles, caracterizando el proceso y detallando sus ventajas y desventajas.

Evaluar el potencial energético y la sostenibilidad del proceso cuantificando costos y beneficios asociados con la implementación de una planta de energía alimentada con residuos del sachá inchi, en el circuito productivo del sachá inchi.

1. Estado del arte, marco teórico y marco legal

1.1. Estado del arte

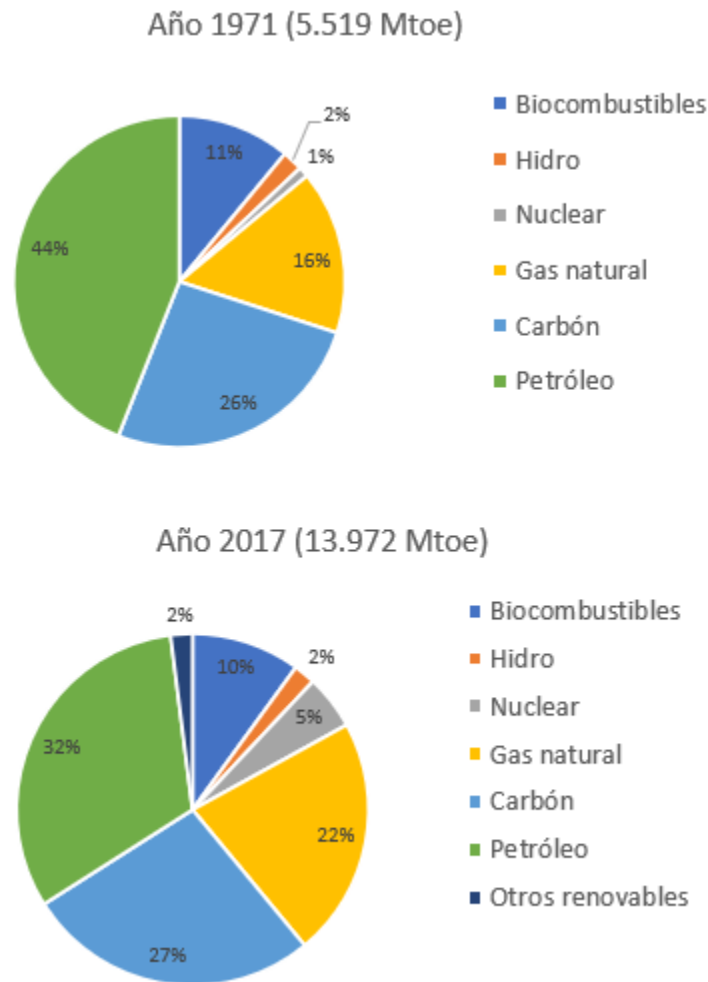
La gasificación representa uno de los procesos más importantes para la producción de energía y calor a nivel mundial, pues comprende en gran medida el uso de carbón, que al año 2017 se ubicó como el combustible más empleado en términos de producción energética a nivel mundial (Cano et al., 2020). No obstante, se encuentra en un continuo proceso de desarrollo e implementación el aprovechamiento de biomasa y residuos sólidos urbanos. La gasificación es además una fuente de producción de combustibles y productos químicos base. Este proceso convierte un material sólido carbonoso en gas combustible, también conocido como syngas. Este gas se compone principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono, aunque pueden presentarse otras especies como vapor de agua, dióxido de carbono, metano, nitrógeno y otros hidrocarburos, dependiendo del método de gasificación empleado.

La gasificación pretende convertir el carbono sólido en derivados gaseosos, siendo el carbón la materia prima empleada en la gran mayoría de plantas, debido a que representa la mejor sostenibilidad y costo energético de los proyectos (J. W. Lee et al., 2018; Lynch, 2005; National Energy Technology Laboratory, n.d.; Öztürk et al., 2012). La composición, fácil acceso y costo asequible del carbón, lo hacen la materia prima con mayor viabilidad económica en comparación a otras como el coque, biomasa, o residuos sólidos municipales.

No obstante, estos últimos recursos representan una alternativa altamente competitiva, pues pueden considerarse como renovables o inagotables en muchas ocasiones, a diferencia del carbón, el cual es un recurso agotable. Por esta razón, múltiples investigaciones se han desarrollado en búsqueda de eliminar la independencia energética de los combustibles fósiles, que además de ser limitados, son altamente contaminantes, y en algunos casos tóxicos (H. Chen et al., 2020; Du et al., 2020; Kopas et al., 2020). Buscando dar un mejor entendimiento de lo anterior, y presentar los avances y desarrollos relacionados a la gasificación de biomasa, se llevó a cabo la presente revisión, abarcando conceptos técnicos, económicos, sociales y ambientales, tal que permitan al lector conocer nuevas líneas de investigación y de emprendimiento.

Figura 1.

Diagrama de producción energética a nivel mundial al año 2018 para cada tecnología.



Para el año 2017, la producción energética por parte de biocombustibles representó un 10% del total de producción global, siendo el mismo porcentaje para el año 2018 (Figura 1.) (Enerdata, n.d.; International-Energy-Agency, 2019). Aunque desde la década de los 70 no haya existido un incremento relevante en el porcentaje de producción por biomasa, sí es notable el incremento en potencia instalada, como puede notarse en la Figura 1. Este incremento se explica principalmente por el rápido desarrollo de las tecnologías de

transformación de la biomasa a energía eléctrica, liderada por los procesos de gasificación y de co-combustión. Sin embargo, aún es económicamente más viable la producción de energía a partir de combustibles fósiles, por tanto, se presenta el estancamiento del incremento porcentual de la producción energética por biocombustibles (International-Energy-Agency, 2019). En términos generales, un 2,1% de incremento en la producción energética mundial se logró en el 2018 con respecto al año anterior, en donde Estados Unidos y China fueron los países con mayor incremento, representando un 54% del incremento total. Un incremento del 2% de la producción por petróleo se presentó por el aumento de lutita en Estados Unidos. También se presentó un incremento del 5,2% de la producción por gas, impulsado principalmente por los dos países líderes: Estados Unidos y Rusia. Liderado por China, la producción por carbón incrementó un 1,7% con respecto al año anterior (Enerdata, n.d.).

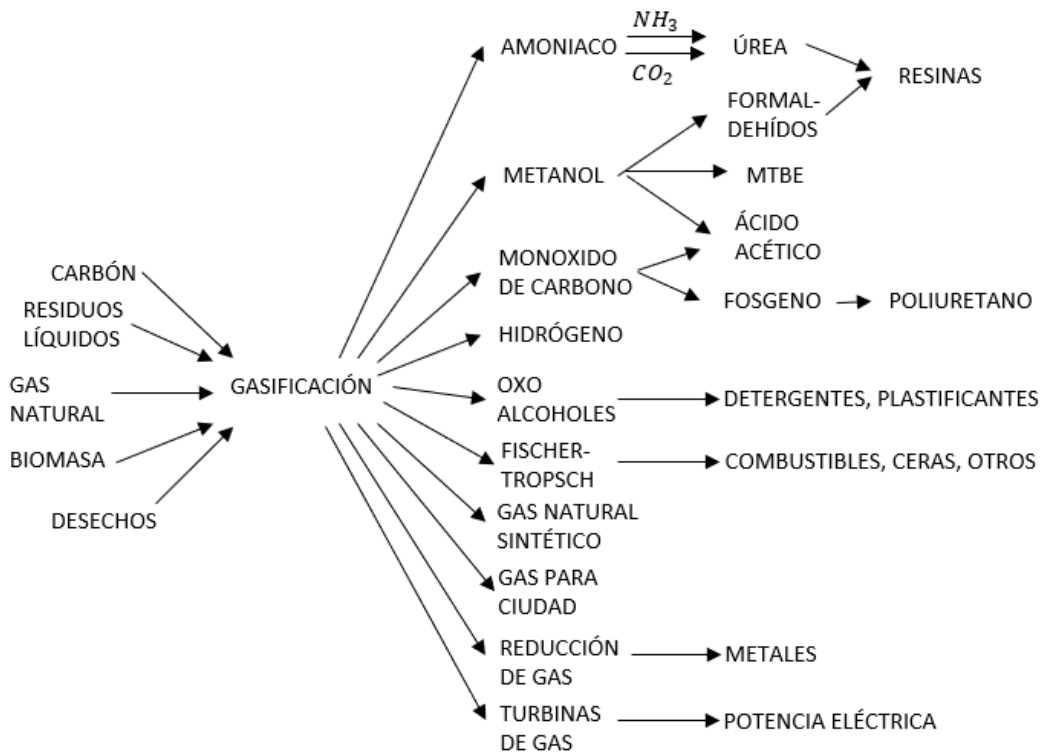
Aunque el mayor aprovechamiento de la biomasa en transformaciones termoquímicas es en plantas de potencia y calor (CHP), también existe una gran vertiente de estudio relacionada a la conversión de la biomasa en combustibles y productos químicos base. Para entender mejor los productos que pueden derivarse del syngas producido del proceso de gasificación, obsérvese la Figura 2 (Higman & van der Burgt, 2008). Nótese la importante cantidad de posibles líneas de investigación y aplicación de la gasificación, en donde tanto el sector urbano, rural e industrial se pueden ver beneficiados, con proyectos de pequeña y gran escala. Sobre cada una de estas vertientes se han desarrollado análisis de sostenibilidad, y los resultados más importantes se presentan en este documento,

haciendo un principal enfoque sobre la línea con mayor desarrollo y la más prometedora de cara al futuro: la producción de energía eléctrica.

Una descripción más detallada del estado del arte de la gasificación de biomasa se presenta en el artículo de revisión “Review: La gasificación como una alternativa energética, y sostenibilidad de biomasa como combustible”, del mismo autor del presente documento, en coautoría con el respectivo director del proyecto, y se encuentra en el anexo a.1.

Figura 2.

Panorama de posibilidades de aplicación del syngas producido del proceso de gasificación.



1.2. Marco teórico

El sachá inchi se desarrolla en un amplio rango de condiciones de temperatura, humedad y altitud, en suelos franco-arenosos en donde es fundamental que el cultivo mantenga un adecuado drenaje (Ramírez Galíndez et al., 2019). Antes de la cosecha, se recomienda seguir un correspondiente lineamiento de cuidado, tal que, al recolectar las semillas, estas estén en óptimas condiciones. Posterior a un proceso de secado donde las semillas reducen ampliamente su contenido de humedad y están a disposición para ser transformadas (LaFincadeHoy, 2017).

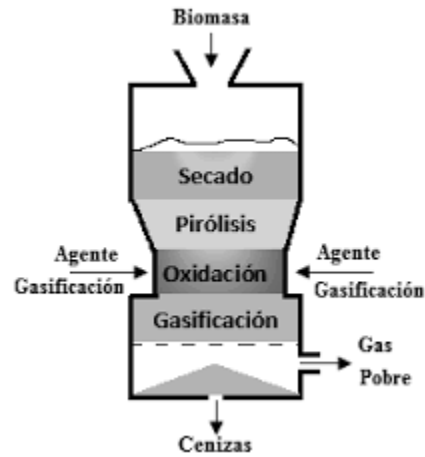
Las semillas recolectadas deben ser descascaradas, separando las almendras a ser transformadas, de las cáscaras, estas últimas asumidas como residuos agrícolas. Debido a las aún interesantes propiedades de estos residuos, así como las de diferentes bagazos, es que son utilizados como biomasa para diferentes procesos. Uno de los principales procesos de reutilización es la combustión directa, de la cual puede extraerse energía en forma de electricidad o en forma de calor, según los objetivos. Este proceso consiste en la quema del material herbáceo (residuos) ante la presencia de un agente oxidante (normalmente aire), de tal manera que se transformen en gases, cenizas y alquitranes a una elevada temperatura. En la actualidad, esta práctica es llevada a cabo a varias escalas: a pequeña escala, es común que la combustión tenga fines calóricos en chimeneas, mientras que, a mediana y gran escala, la combustión es empleada para generar calor en calderas y posterior generación eléctrica, o para procesos industriales donde hornos de gran tamaño son fuente de elevadas temperaturas (Glassman et al., 2015). La práctica más utilizada a la fecha, correspondiente a la combustión directa, es la co-combustión, siendo un proceso en donde el reactor del

proceso es alimentado con más de un combustible. El proceso normalmente consiste en plantas alimentadas con carbón o coque, las cuales evalúan tanto técnica como económicamente viable la co-combustión con biomasa, de tal manera que intercambian una notable mejora económica del proceso, debido a la reducción de costos de materia prima, por un leve decremento en la eficiencia del proceso (B. G. Miller & Tillman, 2008).

Otro proceso de transformación de biomasa es la gasificación, de la cual es posible generar gas sintético sometiendo la materia prima a determinadas condiciones de temperatura, presión y tiempo de reacción con un agente gasificador, el cual puede ser oxígeno puro, aire, vapor de agua, entre otros (Higman & van der Burgt, 2008). Este proceso puede entenderse como una sucesión de 4 etapas, tal como se muestra en la Figura 3 (Arteaga-pérez & Casas-ledón, 2015). La primera de estas etapas consiste en el secado de la biomasa, lográndose normalmente a través de un intercambio calórico con sustratos a mayor temperatura debido al proceso de combustión. Como segunda etapa, la biomasa se descompone en un proceso que requiere de calor y normalmente ausencia de oxígeno, separándose el material volátil del material sólido (*char*). Posteriormente, en un proceso de combustión, normalmente con déficit de agente oxidante, tanto el material sólido como el volátil reaccionan con el agente oxidante liberando gases de combustión a altas temperaturas. Por último, los componentes de este gas de escape reaccionan entre sí hasta encontrar una condición de equilibrio, y el producto es denominado gas sintético o gas pobre.

Figura 3.

Esquema del proceso de gasificación de biomasa en gasificador downdraft.



Por otra parte, la pirólisis y torrefacción de biomasa son dos procesos de transformación que permiten generar combustibles; el primero, en forma de aceites, y el segundo, en forma de material carbonoso. Estos dos procesos, junto con la gasificación, son muy similares, y los principales criterios de caracterización son la temperatura, presión, y tiempo del proceso (Basu, 2018).

Todos los procesos de aprovechamiento de biomasa en mención tienen un enfoque energético, y escoger uno u otro depende netamente de los objetivos de cada proyecto, y las necesidades que se busquen satisfacer. Por supuesto que cada proceso tiene sus respectivas ventajas y desventajas, y es labor del investigador analizarlas para lograr presentar proyectos viables. Esta investigación se centra en la gasificación de biomasa, por tanto, el enfoque teórico estará dirigido en esta dirección.

En los procesos de producción energética a partir de gasificación de biomasa, se destacan principalmente tres opciones para cumplir con tal objetivo:

A pequeña escala, es común el uso de motores de combustión interna alimentados con el gas sintético de la gasificación, los cuales son conectados mecánicamente a un generador eléctrico.

A mediana escala, resulta eficiente la instalación de un ciclo Brayton, dentro del cual una turbina a gas se active con los gases de escape de la combustión del gas sintético. A gran escala, se ha calificado el ciclo combinado con gasificación integrada (IGCC) como el más viable técnica y económicamente.

1.3. Marco legal

La presente investigación cumple con lo reglamentado en el Decreto 02 de 1982, referente al nivel de emisiones atmosféricas.

2. Producción energética por sistemas con gasificación integrada

El objetivo de la gasificación es convertir combustible sólido en un producto gaseoso que pueda ser útil para diferentes aplicaciones, las cuales son primordialmente la producción de potencia y calor (CHP), la producción de químicos, y la producción de combustibles. Las aplicaciones relacionadas con la transformación a químicos y combustibles demandan un alto grado de limpieza del syngas, mientras que en la producción de potencia existe por lo general una mayor tolerancia en este aspecto.

Los procesos de generación energética con gasificación se fundamentan en la combustión del syngas, a partir de la cual pueden diseñarse varias configuraciones de plantas. Las principales configuraciones empleadas son: Motor de combustión, ciclo de vapor, ciclo de gas, y ciclo combinado con gasificación integrada (IGCC). En la práctica, es muy común el uso de unidades separadoras de aire (ASU), tal que el proceso de gasificación es optimizado ingresando el O₂ como agente gasificador, y el N₂ es reingresado previo al ingreso del syngas al combustor de la turbina de gas, tal que temperaturas excesivas son evitadas, y por tanto, las notables emisiones de NO_x también (Higman & van der Burgt, 2008).

Un motor de combustión conectado a un generador eléctrico es uno de los principales medios de producción a pequeña escala, haciendo integración con el proceso de gasificación. En esta configuración, el syngas hace combustión dentro de la(s) cámara(s) de combustión del motor, ya sea a través de una chispa en un motor a gasolina, o por autoignición en un motor diesel. Según la composición del syngas, se establece si es necesario o no llevar a cabo procesos de limpieza previos a la combustión (Bhaduri et al., 2017, 2018), así como también es de gran importancia la determinación de la composición de los gases de escape, tal que se eviten las emisiones considerables de gases de efecto invernadero, contaminantes o tóxicos. En (Ward et al., 2020) se presenta un análisis tecno-económico de la producción energética con un módulo de gasificación de carbón para un motor de combustión, tal que genere energía para la University of Alaska Fairbanks. Un análisis del rendimiento de un motor diesel alimentado con syngas producido de la gasificación de biomasa con aire-vapor fue desarrollado en (Ram et al., 2020)(Martínez et

al., 2020), donde se obtuvo una eficiencia de potencia del 21,6%, mientras que un estudio similar, con gasificación de secoya, presentado en (C. Y. Li et al., 2019), registró una eficiencia del 19%. Una construcción de una planta de energía de gasificación de residuos sólidos municipales en Korea, permite procesar 8 ton/día de residuos y generar 235 kW de potencia mediante la combustión de syngas en un motor de combustión interna (S. W. Park et al., 2020). Un análisis de las emisiones de la combustión de syngas en un motor de combustión de ignición con chispa se presenta en (Nadaleti & Przybyla, 2020), para diferentes concentraciones de H₂.

La relación aire combustible interfiere ampliamente sobre la producción de HCs NO_x, mientras que el contenido de CO en el syngas es el principal influyente sobre la concentración de CO en los gases de escape. Para este tipo de motores, se presentan en (Costa et al., 2019) y (L. Wei et al., 2020) estrategias de operación óptimas para la combustión de syngas, en el primero proveniente de la gasificación de biomasa en un sistema de cogeneración, y en el segundo de residuos hortícolas, analizando la eficiencia del proceso y los niveles de emisiones en función de los tiempos de ignición, relación aire-combustible, y las temperaturas de entrada. En términos generales, el análisis de la producción energética por medio de motores de combustión debe enfocarse en el rendimiento del proceso y los niveles de emisión (Indrawan et al., 2017; Ji et al., 2013). En consecuencia, el modelado de la combustión del syngas en motores de combustión interna es ampliamente útil para predecir la potencia generada, las diferentes eficiencias del proceso, y la composición de los gases de escape, en función de las condiciones de entrada a la cámara de combustión. Varias investigaciones han puesto su atención en esto, algunas

desarrolladas con modelos matemáticos, y otras con simulaciones CFD (Rakopoulos & Michos, 2008; Rinaldini et al., 2019; Stylianidis et al., 2017; Xu et al., 2018; F. Zhang et al., 2012).

2.1. Modelamiento termo-químico del proceso de gasificación

Actualmente, la gasificación de la biomasa representa un importante tema de investigación ya que el planeta se encuentra en una transición energética hacia el uso de fuentes renovables que contribuyan a la preservación de la naturaleza y a satisfacer la demanda energética de la población (International-Energy-Agency, 2019). El proceso de gasificación produce un gas combustible que puede denominarse syngas o gas productor dependiendo de su composición: el primero corresponde a un gas compuesto principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono, mientras que al segundo se le agregan otras especies como dióxido de carbono y nitrógeno, esto se logra a través de transformaciones termoquímicas del carbón, coque, biomasa u otro material carbonoso (Cao et al., 2020; Thomson et al., 2020).

Este syngas se caracteriza por su alto contenido en hidrógeno (H_2) y monóxido de carbono (CO), por lo que se utiliza principalmente en procesos de combustión, producción de combustibles y otros compuestos químicos (Higman & van der Burgt, 2008). La gasificación de la biomasa representa, por tanto, una opción de producción de gas combustible que permite gestionar los residuos agrícolas y el uso de combustibles sólidos

que tienen un menor impacto en el medio ambiente, así como apoyar el sistema energético de una población.

El proceso de gasificación implica una serie de reacciones termoquímicas, clasificadas en cuatro etapas diferentes: secado, pirólisis, combustión y reducción. Así, es habitual asumir estas etapas como un proceso consecutivo para algunos reactores de gasificación lenta. Por el contrario, en los reactores de gasificación rápida es habitual considerar que todas las etapas ocurren simultáneamente (De et al., 2018).

Durante las reacciones de secado, el combustible a gasificar eleva su temperatura por encima del punto de ebullición del agua, evaporando el contenido de humedad. A partir del aumento de temperatura, el combustible seco reacciona en ausencia de oxígeno, entrando en un proceso de pirólisis, descomponiéndose en sólidos carbonosos (*biochar*) y gas compuesto principalmente por CO, CO₂, H₂, CH₄, vapores y alquitranes. A continuación, tanto el sólido carbonoso como el material gaseoso reaccionan con el contenido de oxígeno presente en el gasificante que entra en el gasificador, llevando a cabo un proceso de combustión. Finalmente, una vez que el biocarbón y algunos gases se han oxidado, se producen reacciones de reducción. El CO₂ y el H₂ reaccionan principalmente con el biocarbón restante a alta temperatura para producir el gas de síntesis.

Los gasificadores de lecho fijo se caracterizan por una gasificación lenta, y es posible identificar cada etapa del proceso. Son gasificadores notablemente más sencillos que los gasificadores rápidos, lo que los hace especialmente útiles en aplicaciones a pequeña escala (Gomez et al., 2021; Mazhkoo et al., 2021; Safarian et al., 2020; Wiyono

et al., 2020), impactando significativamente en los procesos de gasificación de la biomasa (Gomez et al., 2021; Wiyono et al., 2020).

El gas de síntesis tiene diferentes usos, como la generación de energía o calor a través de la combustión directa, la fabricación de otros compuestos combustibles, como el gas natural sintético, los alcoholes, el amoníaco, el metanol y el monóxido de carbono, entre otros (Radenahmad et al., 2020; Stoll et al., 2020; Z. Yao et al., 2018). Cualquiera de las aplicaciones mencionadas requiere un nivel adecuado de limpieza o pureza del syngas, que contempla la eliminación de contaminantes, agua u otros compuestos no deseados dentro del proceso. El uso de separadores ciclónicos y scrubbers ha demostrado su eficacia en la eliminación de alquitranes y residuos sólidos (Aqib et al., 2021; Risberg et al., 2014), así como el uso de catalizadores, que también benefician la eliminación de material inorgánico, prometiendo ser el mejor recurso para el futuro (Z. Chen et al., 2021; Jie Zhang et al., 2021).

La biomasa es toda la materia orgánica proveniente de seres vivos o que vivieron hasta el pasado reciente, y entre sus usos comunes se incluye la aplicación como materia prima para la producción de combustibles. La biomasa puede ser de origen vegetal o animal, la fotosíntesis forma la biomasa botánica, y las especies biológicas crecen alimentándose de especies botánicas o de otras especies biológicas. En este documento, nos referimos sólo a la biomasa de tipo vegetal, también llamada biomasa lignocelulósica, y según su origen, la clasificación de la biomasa es leñosa, herbácea, frutal, o mezclas (Basu, 2018). En este documento sólo se hace referencia a las biomásas lignocelulósicas, las cuales, en comparación con los combustibles fósiles convencionales como el carbón, se

caracterizan por tener un mayor contenido de oxígeno, y en muchos casos por tener altos niveles de humedad y estructuras fibrosas.

La realización de proyectos de gasificación de biomasa requiere un buen trabajo de ingeniería, ya que el escenario varía en función de los objetivos, las necesidades, los recursos y el tipo de biomasa estudiada. Por lo tanto, para facilitar la instalación y puesta en marcha del proyecto, buscando que se asemeje a la realidad, el diseño inicial debe ser completo. Además, la probabilidad de inconvenientes e imprevistos es menor a través de este paso de actuación. La modelización de la gasificación es un apoyo teórico para el diseño también, estimando así la composición y el potencial energético del syngas (Bagus Setyawan et al., 2021; Gao et al., 2021; Han et al., 2017; Lan et al., 2018; Mazhkoo et al., 2021).

Principalmente, la modelización de la gasificación se lleva a cabo mediante métodos numéricos y métodos de análisis termoquímicos. Estos modelos pueden ser de dimensión cero, unidimensional o multidimensional. El desarrollo de los modelos utiliza herramientas de simulación de procesos, y la dinámica de fluidos computacional (CFD) está sustancialmente presente.

Los gasificadores rápidos se analizan habitualmente con métodos numéricos, ya que requieren un mayor detalle de las reacciones que ocurren simultáneamente. Algunas reacciones no alcanzan estados de equilibrio y requieren un estudio en función del tiempo de residencia de las especies dentro del gasificador (Cai et al., 2021; Rokhman, 2014; Shiliang Yang et al., 2020). Con el desarrollo computacional actual, es común encontrar

estos modelos fuertemente apoyados con CFD y herramientas de desarrollo de métodos numéricos (Hwang et al., 2021; Z. Li et al., 2019; Pandey et al., 2020).

Los métodos de dimensión cero y unidimensionales han sido ampliamente desarrollados para modelar gasificadores lentos ya que sus condiciones permiten establecer varias suposiciones que reducen la complejidad del proceso. Estos métodos suelen ser de equilibrio y destacan los modelos estequiométricos y no estequiométricos. En los modelos estequiométricos, la gasificación se analiza como una única reacción y se desarrolla un análisis energético basado en balances estequiométricos (Akyurek et al., 2019; J. Li et al., 2021; Mendiburu et al., 2014). En los modelos no estequiométricos, se desarrolla un análisis energético basado en la energía libre de Gibbs (Das et al., 2018; Gambarotta et al., 2018; Puig-Gamero et al., 2018).

La modelización cero y unidimensional de la gasificación también se ha beneficiado del uso de herramientas computacionales. Por parte de los modelos no estequiométricos, es frecuente el uso de software de simulación de procesos, que proporciona grandes bases de datos de especies convencionales y no convencionales. El software Aspen Plus ® ha facilitado el desarrollo de modelos. Las reacciones de gasificación, varios procesos físicos y químicos, y la especificación del combustible pueden llevarse a cabo en Aspen plus, permitiendo detallar las especies no convencionales (Arun et al., 2020; Dhanavath et al., 2018; Gagliano et al., 2017; Ismail et al., 2017; Peters et al., 2017).

Como una contribución novedosa a la literatura existente, este artículo presenta algunas cualidades del gas productor obtenido de la gasificación de diferentes biomásas

que son residuos de productos agrícolas de alto impacto a nivel mundial y que podrían representar un potencial para la generación de energía y calor, bajo diferentes condiciones de RE y temperatura de gasificación. Estas cualidades son la composición y el PCI del gas productor, a partir de las cuales se ha evaluado su potencial energético, la eficiencia del proceso y una primera visión del impacto ambiental que supondría la combustión de este gas combustible. De esta manera, el lector tendrá una visión general de los potenciales combustibles y, a partir de los resultados de la composición del gas productor a diferentes temperaturas de RE y de gasificación, podrá establecer un primer diseño de un sistema con gasificación integrada.

Esta investigación propone la simulación mediante el uso de Aspen Plus ® de un modelo de equilibrio termoquímico para la gasificación de biomasa en un gasificador de lecho fijo utilizando aire como agente gasificante y su validación con el fin de determinar la composición, el valor calorífico inferior (PCI), la eficiencia de conversión del carbono (CCE), la eficiencia del gas frío (CGE) y el potencial energético del gas productor producido con cada materia prima. Además, esta modelización simula las condiciones de una planta de gasificación a pequeña escala y determina la relación de equivalencia ideal para cada muestra de biomasa analizada.

2.2. Análisis exergoeconómico de una planta de producción de energía con gasificación integrada

El aprovechamiento de la biomasa para producir energía eléctrica se ha logrado por medio de diferentes tecnologías, y con el desarrollo de un estudio de redes bibliométricas resaltan notablemente, entre otras, aquellas que involucran procesos de gasificación (Díaz González & Pacheco Sandoval, 2020; Situmorang et al., 2019, 2020).

La gasificación es el proceso mediante el cual un combustible sólido es convertido en un combustible gaseoso denominado syngas por medio de transformaciones termoquímicas, tal que pueda ser usado en procesos de combustión directa, o como base para la producción de químicos u otros combustibles. Dentro de los procesos de combustión del syngas con fines de producción de energía eléctrica, son empleados motores de combustión, turbinas de vapor y turbinas de gas, según las condiciones presentes en cada entorno y el tamaño de la planta de producción. Además, cada uno de los respectivos procesos precisa de un syngas en óptimas condiciones, es decir, libre de contaminantes tales como carbón residual, sulfuros o hidrocarburos pesados, tal que preserve en la mayor medida posible la vida de los componentes del sistema. Estos tratamientos de limpieza pueden llevarse a cabo por medio del uso de diferentes tecnologías como separadores ciclónicos, depuradores, o catalizadores.

Hasta la fecha, la producción energética a través de la gasificación ha mostrado grandes beneficios ambientales frente a la combustión directa de los combustibles carbonáceos, puesto que siendo la composición del syngas principalmente H₂ y CO, su

combustión genera notablemente menos hollín e hidrocarburos pesados. Sin embargo, aún es objeto de desarrollo e investigación lograr que las tecnologías de gasificación integrada de biomasa sean más competitivas económicamente frente a otros métodos convencionales como la combustión de combustibles fósiles, termoeléctricas o sistemas con gasificación integrada de carbón (Foster, 1994; Phillips, 2007; Schlissel, 2012; The U.S. Department of Energy and Tampa Electric Company, 2000). Por esta misma razón, son aún pocas las plantas con gasificación integrada instaladas en el mundo, las cuales usan principalmente gasificadores tipo entrained flow y carbón como combustible, dejando en claro que la biomasa no resulta ser un combustible viable económicamente a grandes escalas de producción energética (AlNouss et al., 2020; García et al., 2017; Mohamed et al., 2020). En pequeñas escalas de producción energética el panorama es diferente, ya que al ser más bajas las inversiones económicas, principalmente por las tecnologías empleadas y un menor consumo de combustible, los sistemas con gasificación de biomasa integrada suelen calificar como viables técnica y económicamente, especialmente en sectores no conectados a la red y en donde los costos de transporte del combustible sean mínimos o sean in situ.

A nivel mundial, han sido muchas las materias primas evaluadas como biomasa para gasificación en función de su composición química y su facilidad de producción y transporte, haciendo que en cada territorio sobresalgan algunas biomásas por encima de otras (B. G. Miller & Tillman, 2008; S. F. Miller & Miller, 2007; Rossi, 1984; Tillman et al., 2002). Asimismo, existen materias primas que no han sido lo suficientemente caracterizadas aun, y es conveniente que sean evaluadas también, como es el caso de los residuos de semillas de Sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.). El sachá inchi (SI) es una

planta que crece normalmente en zonas amazónicas, así como también en ambientes cálidos, y es común hallarlo en países suramericanos como Perú, Brasil y Colombia. El fruto de SI se ha caracterizado por contar con grandes beneficios nutricionales para el hombre, principalmente por sus efectos anticancerígenos, por lo que es común que sean transformados en aceites y harinas (Rawdkuen et al., 2016; S. Wang et al., 2018). Tomado el departamento de Santander (Colombia) como el sector objetivo de esta investigación, se ha notado que los cultivos del SI están aumentando en pro del mercado de derivados del fruto de SI. Sin embargo, el tratamiento de los residuos agrícolas, que en este caso son las cáscaras de las semillas del SI (SIS), es nulo y estas son desechadas. Los SIS pueden ser empleados como biomasa en procesos de gasificación, como ya se ha demostrado en (Lakkhana et al., 2017) y por tanto, podrían representar un combustible de muy bajo costo y óptimas propiedades energéticas.

Dentro de los procesos de caracterización y evaluación de sistemas de producción energética, sobresalen notablemente hoy los análisis exergéticos y exergoeconómicos, permitiendo una base comparativa entre sistemas y tomar decisiones sobre los mismos. Algunos desarrollos de estos análisis para sistemas con gasificación de biomasa integrada pueden encontrarse en (Akrami et al., 2020; Moharamian et al., 2018; J. Wang & Mao, 2015; Wu et al., 2020).

Como contribución novedosa a la literatura existente, este artículo presenta el potencial energético de un combustible muy poco estudiado a la fecha (cáscaras de Sacha inchi), dentro de un sistema donde es gasificado en un reactor tipo downdraft con el objetivo de conformar un sistema de producción de derivados de Sacha inchi

energéticamente auto-sustentable. En esta investigación, a través del análisis exergético se cuantificó la magnitud de la destrucción de exergía de cada componente y a partir de ello se determinó qué componentes podrían necesitar mejoras termodinámicas, sugiriendo opciones para mejorar su rentabilidad. Este trabajo se centró en la generación de energía eléctrica a partir de la gasificación de residuos de semillas de Sacha inchi, de tal forma que sea útil para el desarrollo de procesos de producción de derivados del fruto de Sacha inchi. El sistema tiene una capacidad de 35 kW y tiene como principal objetivo ser instalado en zonas rurales donde se cultive el Sacha inchi.

2.3. Comparación exergética entre gasificación y combustión directa de biomasa

La biomasa es una fuente energética que con el paso de los años tiene cada vez más protagonismo sobre la producción energética del mundo, tal que para el año 2019 representó el 9% de la producción energética mundial (Enerdata, n.d.). El aprovechamiento de la biomasa para producir energía eléctrica se ha logrado por medio de diferentes tecnologías, y con el desarrollo de un estudio de redes bibliométricas se encontró que resaltan notablemente, entre otras, aquellas que involucran procesos termoquímicos como la combustión directa y la gasificación (Díaz González & Pacheco Sandoval, 2020; Situmorang et al., 2019, 2020).

La combustión directa de biomasa consiste básicamente en quemarla para generar gases de combustión que cuentan con un importante valor energético fundamentado en su energía interna y energía de flujo, que posteriormente es transformada en energía mecánica

mediante algún dispositivo como una turbina, y por último convertida en energía eléctrica a través de un generador. El estudio de plantas de combustión directa de biomasa presenta un gran desarrollo tecnológico y nuevas alternativas de producción (Freiberg et al., 2018; Roni et al., 2017; Sivabalan et al., 2021), y satisfacen las necesidades tanto en generación a pequeñas escalas (Padinger et al., 2019; Żołądek et al., 2021), como en generación a grandes escalas (Cardoso et al., 2019; S. H. Lee et al., 2019).

Por otra parte, la gasificación es el proceso mediante el cual un combustible sólido es convertido en un combustible gaseoso denominado syngas por medio de transformaciones termoquímicas, tal que pueda ser usado en procesos de combustión directa (Datta et al., 2010; C. Y. Li et al., 2018; Ward et al., 2020), o como base para la producción de químicos u otros combustibles (Butera, Gadsbøll, et al., 2020; Butera, Højgaard Jensen, et al., 2020; Koytsoumpa et al., 2020; Shiyang Yang et al., 2018). Dentro de los procesos de combustión del syngas con fines de producción de energía eléctrica, son empleados motores de combustión, turbinas de vapor y turbinas de gas, según las condiciones presentes en cada entorno y el tamaño de la planta de producción. Además, cada uno de los respectivos procesos precisa de un syngas en óptimas condiciones, es decir, libre de contaminantes tales como carbón residual, sulfuros o hidrocarburos pesados, tal que preserve en la mayor medida posible la vida de los componentes del sistema. Estos tratamientos de limpieza pueden llevarse a cabo por medio del uso de diferentes tecnologías como separadores ciclónicos, depuradores, o catalizadores (Al-Rahbi & Williams, 2017; Buentello-Montoya et al., 2019; Unyaphan et al., 2017).

Las plantas de combustión directa de biomasa representan un medio para la producción de energía eléctrica y térmica, así como también un medio para dar tratamiento a residuos agrícolas (Dong et al., 2009; Pantaleo et al., 2017), pudiendo funcionar en cogeneración con otros combustibles (Hansen et al., 2020; Kalina et al., 2019), y pueden funcionar dentro del principio de un ciclo Brayton, Rankine o combinado, donde la mayor variante es el dispositivo de quemado del combustible, pues según la escala de producción, la inversión económica y otras condiciones, los reactores pueden variar entre tipo stoker, pulverizado, ciclónicos o de lecho fluidizado (B. G. Miller & Tillman, 2008). Dentro de estos sistemas, el problema de mayor impacto suele ser la producción de cenizas, las cuales además de representar un contaminante particulado, generan slagging y fouling en los equipos y ductos del sistema, para lo cual se han desarrollado diferentes métodos de control de cenizas sólidas como filtros de mangas y precipitación electrostática (B. G. Miller & Tillman, 2008) y de slagging y fouling como el control de temperaturas del sistema, uso de aditivos o pretratamientos hidrotérmicos (Cassamagnaghi et al., n.d.; Song et al., 2019; M. Yang et al., 2019; X. Yao et al., 2017).

Hasta la fecha, la producción energética a través de la gasificación ha mostrado grandes beneficios ambientales frente a la combustión directa de los combustibles carbonáceos, puesto que siendo la composición del syngas principalmente H_2 y CO, su combustión genera notablemente menos hollín e hidrocarburos pesados. Sin embargo, aún es objeto de desarrollo e investigación lograr que las tecnologías de gasificación integrada de biomasa sean más competitivas económicamente frente a otros métodos convencionales como la combustión de combustibles fósiles, termoeléctricas o sistemas con gasificación

integrada de carbón (Foster, 1994; Phillips, 2007; Schlissel, 2012; The U.S. Department of Energy and Tampa Electric Company, 2000). Por esta misma razón, son aún pocas las plantas con gasificación integrada instaladas en el mundo, las cuales usan principalmente gasificadores tipo entrained flow y carbón como combustible, dejando en claro que la biomasa no resulta ser un combustible viable económicamente a grandes escalas de producción energética (AlNouss et al., 2020; García et al., 2017; Mohamed et al., 2020). En pequeñas escalas de producción energética el panorama es diferente, ya que al ser más bajas las inversiones económicas, principalmente por las tecnologías empleadas y un menor consumo de combustible, los sistemas con gasificación de biomasa integrada suelen calificar como viables técnica y económicamente, especialmente en sectores no conectados a la red y en donde los costos de transporte del combustible sean mínimos o sean in situ.

A nivel mundial, son muchas las biomásas que han sido estudiadas dentro de procesos de gasificación y combustión directa en función de su composición química y su facilidad de producción y transporte, haciendo que en cada territorio sobresalgan algunas biomásas por encima de otras (S. F. Miller & Miller, 2007; Rossi, 1984; Tillman et al., 2002). Asimismo, existen biomásas que no han sido lo suficientemente caracterizadas aun y es conveniente que sean evaluadas también, como es el caso de los residuos de semillas de Sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.), puesto que podrían representar un combustible competitivo técnica y económicamente frente a otras biomásas y frente a otros combustibles convencionales. El sachá inchi (SI) es una planta que crece normalmente en zonas amazónicas, así como también en ambientes cálidos, y es común hallarlo en países suramericanos como Perú, Brasil y Colombia. El fruto de SI se ha caracterizado por contar

con grandes beneficios nutricionales para el hombre, principalmente por sus efectos anticancerígenos, y por tanto es común que sean transformados en aceites y harinas (Rawdkuen et al., 2016; S. Wang et al., 2018). Tomado el departamento de Santander (Colombia) como el sector objetivo de esta investigación, se ha notado que los cultivos del SI están aumentando en pro del mercado de derivados del fruto de SI. Sin embargo, el tratamiento de los residuos agrícolas, que en este caso son las cáscaras de las semillas del SI (SIS), es nulo y estas son desechadas. Los SIS pueden ser empleados como biomasa en procesos de gasificación, como ya se ha demostrado en (Lakkhana et al., 2017) y por tanto, podrían representar un combustible de muy bajo costo y óptimas propiedades energéticas.

Para evaluar los procesos de caracterización y evaluación de sistemas de producción energética, son ampliamente realizados análisis exergéticos y exergoeconómicos, permitiendo una base comparativa entre sistemas y tomar decisiones sobre los mismos. Algunos desarrollos de estos análisis para sistemas con gasificación de biomasa integrada pueden encontrarse en (Akrami et al., 2020; Moharamian et al., 2018; J. Wang & Mao, 2015; Wu et al., 2020), y para sistemas de combustión directa en (Shi et al., 2020; Topal et al., 2017; Yan et al., 2019).

Como contribución novedosa a la literatura existente, este artículo presenta el potencial energético de un combustible muy poco estudiado a la fecha (cáscaras de Sacha inchi), dentro de dos sistemas donde es transformado mediante procesos termoquímicos con el objetivo de generar energía eléctrica a micro-escala. Así pues, el propósito de esta investigación es comparar mediante un análisis exergético el rendimiento de dos sistemas de producción de energía eléctrica a micro-escala por medio de dos plantas térmicas de

biomasa, una con gasificación integrada y otra con combustión directa del combustible, estudiando las cáscaras de Sacha inchi como un combustible potencial. Las emisiones al medio ambiente son comparadas también.

3. Caracterización de la biomasa (Sacha Inchi)

La biomasa trabajada en esta investigación provino de los residuos de las cáscaras de las semillas del Sacha inchi, las cuales fueron adquiridas de cultivos de esta planta en zona rural del departamento de Santander. Sobre la biomasa se efectuó un análisis próximo con el cual se determinó su composición en términos de humedad, material volátil, carbono fijo y cenizas. Dicho proceso se llevó a cabo con el horno mufla y demás elementos necesarios para ejecutar esta caracterización bajo la normativa ASTM E870-82 (ASTM, 2011b), dentro del Laboratorio de Combustión de la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga.

La determinación de la humedad se realizó bajo el procedimiento sugerido por la norma ASTM E871-82 (E871-82, 2014), el contenido de cenizas por la norma ASTM D1102-84 (ASTM, 2008), y el material volátil y carbono fijo por la norma ASTM E872-82 (ASTM, 2011a). Para cada uno de los procedimientos se realizaron las respectivas mediciones sobre 4 muestras, registrando al final como resultado del análisis el respectivo promedio de los datos. Asimismo, con el análisis próximo se caracterizó en forma

independiente la cáscara (C1) y cascarilla (C2) de las semillas del Sacha inchi (Figura 4), pues en términos de su contenido de humedad, material volátil, carbono fijo y cenizas, es posible estimar un aproximado de su potencial energético en sistemas de transformación termoquímica.

Los resultados del análisis próximo se muestran en la Tabla 1, de la cual logra apreciarse que el contenido de cenizas aumentó considerablemente de C1 a C2, así como también existe un mayor contenido de humedad, lo cual conlleva a que el contenido de material volátil en C2 sea casi un 10% menos que C1. El material volátil es, dentro de muchos casos aplicativos con transformación termo química, el contenido con mayor potencial energético, y por tanto esta reducción sería indeseada.

Figura 4.

Identificación de la cáscara y cascarilla del Sacha inchi

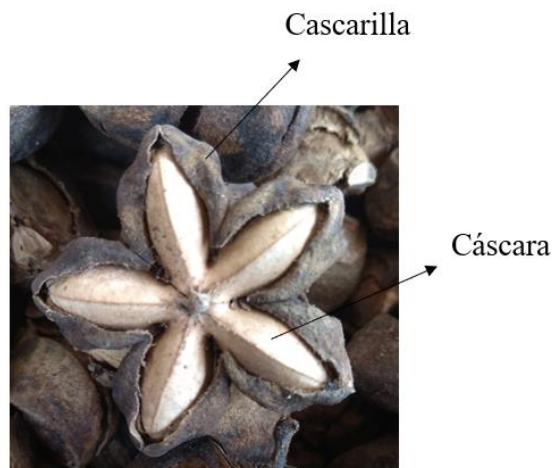


Tabla 1.*Resultados del análisis próximo de la cáscara y cascarilla del Sacha inchi.*

		Esta investigación		Referencia externa 1 [Lakkhana]	Referencia externa 2 [Soongprasit]
		C1	C2		
Humedad (% masa)		8.46	12.30	4.695	6.19
Análisis próximo (% masa)*	Material volátil	80.56	71.14	72.33	76.30
	Cenizas	3.58	12.79	12.28	8.58
	Carbono fijo**	15.86	16.07	14.46	15.12

* Base seca

* Calculado por diferencia

En la Tabla 1 se presentan también los resultados del análisis próximo efectuado por dos investigaciones externas, sobre las cuales la biomasa es especificada como cáscara de Sacha inchi, por lo que no fue posible determinar con exactitud si hacía referencia a la cáscara o cascarilla, según la nomenclatura presentada en este documento, o bajo qué proporción (%) entre C1 y C2, sin embargo, estos datos han servido de gran utilidad para efectuar un primer comparativo de los resultados, pues nótese que los porcentajes de cada objeto de estudio permanecen en su mayoría dentro del rango formado por los resultados registrados de forma experimental en esta investigación. Asimismo, a pesar de que los datos extraídos del estado del arte corresponden a biomásas generadas en diferentes países a Colombia, siguen contando con una gran similitud a los registrados experimentalmente en esta investigación.

4. Modelamiento termoquímico de equilibrio de un gasificador de lecho fijo para la gasificación de biomasa

Abstract

Se ha simulado un modelo de equilibrio termoquímico del proceso de gasificación utilizando Aspen Plus ® para un gasificador de lecho fijo que trabaja con biomasa y utiliza aire como agente gasificador. El modelo busca predecir la composición del gas productor producido a partir de la gasificación de biomasa, identificar su potencial energético y caracterizar la eficiencia del proceso en términos de eficiencia de conversión de carbono (CCE) y eficiencia de gas frío (CGE). Para validar el modelo, se analizaron experimentalmente muestras de cáscara de arroz, paja de arroz y su mezcla en un gasificador a escala de laboratorio. Para completar la validación del modelo, también se utilizan en este estudio datos experimentales de seis biomásas diferentes, ampliamente disponibles en la literatura: mazorca de maíz (CC), cáscara de arroz (RH), tallos de algodón (CT), cáscara de nuez (WS), bagazo de caña de azúcar (SB) y tallos de café (CS). La comparación entre el modelo y los datos experimentales muestra una gran aproximación. De esta manera, se valida que es oportuno predecir la producción y composición del gas productor bajo diferentes condiciones de temperatura, presión y relación de equivalencia (RE). Teniendo en cuenta la conversión de carbón vegetal en gas y el potencial energético del gas productor, el rango ideal de RE para estas biomásas se situó entre 0,25-0,35, ya que

se consigue una buena producción de gas productor en relación con el contenido de biomasa manteniendo un importante valor calorífico inferior (PCI): 5-7 MJ / kg. Finalmente, las eficiencias de gas en frío fueron del 74,96%, 89,74%, 92,15%, 83,46%, 95,34% y 78,86% para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente.

4.1. Metodología

Esta investigación tuvo como objetivo modelar el proceso de gasificación de diferentes biomazas, determinando la composición del syngas, su poder calorífico inferior (PCI), eficiencia de conversión de carbono (CCE), eficiencia de gas frío (CGE), y la relación H₂/CO bajo diferentes razones de equivalencia (RE) y temperaturas de operación. Para la validación del modelo, se compararon los valores calculados por el modelo para la composición del syngas y su PCI a diferentes condiciones de operación con los obtenidos en la gasificación de cáscara de arroz, paja de arroz y su mezcla. Asimismo, para reforzar la validación, también se comparó con los resultados de la literatura para otras seis biomazas lignocelulósicas.

4.1.1. Caracterización de la biomasa

Las biomazas estudiadas fueron la cascarilla de arroz, la paja de arroz y su mezcla al 50% de la masa. Las biomazas provienen de cultivos de arroz ubicados en el departamento de Casanare, Colombia (5° 19'38.1" N 72° 24'26.1" W). La humedad de estas

fue reducida naturalmente durante dos meses en el origen y luego transportadas por tierra a la Facultad de Ingeniería Mecánica de la Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Santander, Colombia (7 ° 08'24.91 "N 73 ° 07'15.01" W).

Posteriormente, las biomásas se molieron en un molino de cuchillas (Thomas Scientific, modelo 4 Wiley mill, USA) y se tamizaron utilizando tamices No. 60 y 100 en una máquina de tamizado vibratorio (CE Tyler, RX 24, USA), separadas para obtener las partículas en diámetros de 0,250 mm para el análisis proximal y 0,150 mm para el análisis final.

Se aplicaron las normas ASTM E872-82 y E1755-01 para realizar el análisis proximal, y la norma ASTM E1756-08 para determinar la humedad de equilibrio de la muestra de biomasa. Para el análisis final y el valor calorífico superior (HHV), se utilizó un analizador elemental (Sundy, SDCHN435, China) y un calorímetro de bomba de oxígeno (Parr, 6200, USA). Además, para la comparación del valor calorífico superior HHV con los datos de la literatura, se utilizó la correlación de Starche y Lant (Channiwala & Parikh, 2002; Vargas-Moreno et al., 2012) en la ecuación (1), que se basa en el análisis final de las biomásas. Además, se llevó a cabo la sustracción de la energía de vaporización de su respectivo contenido de humedad para expresar como PCI el valor calorífico inferior.

$$HHV \left[\frac{MJ}{kg} \right] = 0.3406(\%C) + 1.4324(\%H) - 0.1532(\%O) + 0.1047(\%S) \quad (1)$$

4.1.2. Modelado termoquímico

El modelado de equilibrio de la gasificación se basó en la minimización de la energía libre de Gibbs total del proceso y en los balances químicos de algunas de las reacciones implicadas. A partir de esto, se decidió utilizar el software Aspen Plus ® (10ª versión) para el modelamiento.

La gasificación de la materia prima se modeló secuencialmente de forma unidimensional, es decir, se analizó cada etapa del proceso por separado: secado, pirólisis, combustión y reducción. En la primera, la biomasa se seca y se separa en sus componentes elementales. El material volátil y el carbono fijo (incluido el contenido de cenizas) del biocarbón se identifican por separado, posteriormente se queman con el aire entrante y, por último, se llevan a cabo las reacciones de reducción. Por último, el gas de síntesis se enfría y se limpia para que esté en condiciones óptimas dentro de su campo de aplicación.

Para cada una de las biomásas, se llevó a cabo un proceso iterativo con la entrada de aire sobre el gasificador para identificar el rango ideal de la relación de equivalencia (RE) fueron identificados. Las RE se determinaron a partir de la Ecuación (2), donde AC_r representa la relación aire-combustible real del proceso y AC_s la relación aire-combustible estequiométrica. El rango ideal es el que genera las mayores cantidades de H₂ y CH₄ en la composición del syngas ya que son las especies que más influyen en el aumento del poder calorífico, y que a su vez consigue convertir el material sólido carbonoso en gas.

$$ER = \frac{AC_r}{AC_s} \quad (2)$$

La Tabla 2 presenta las reacciones predominantes en el modelo de gasificación, expresadas como R1-R5, especificando el tipo de reacción y la correspondiente variación

de entalpía de reacción. El término Q presente en R1 indica la suma de los calores sensibles y latentes necesarios para vaporizar la humedad presente en la biomasa.

Tabla 2.

Reacciones predominantes en el modelo de equilibrio de la gasificación de la biomasa

	Nombre	Reacción	Entalpía (kJ/kmol)
R1	Secado	$(H_2O)_L + Q \rightarrow (H_2O)_V$	$Q \sim 2260 \text{ kJ/kg}$
R2	Reacción Water-gas	$C + H_2O \rightarrow H_2 + CO$	-131.38
R3	Reacción Boudouard	$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	-172.58
R4	Shift conversion	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	-41.98
R5	Metanización	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	74.90

Luego, a partir de la composición de la biomasa y la temperatura de operación, con las ecuaciones (3) y (4) se determinaron las energías libres de Gibbs en un entorno de equilibrio para simular las reacciones de pirólisis y reducción. En estas ecuaciones, ΔG , ΔH y ΔS representan las variaciones de energía de Gibbs, entalpía y entropía, respectivamente, K, la constante de equilibrio de cada reacción, R, la constante universal de los gases, y T, la temperatura de cada proceso.

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (3)$$

$$K = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT}\right) \quad (4)$$

4.1.3. Validación del modelo

Para validar el modelo, se realizó una comparación entre los resultados proporcionados por la modelización y los resultados obtenidos en la gasificación de cáscara

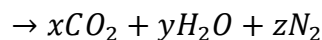
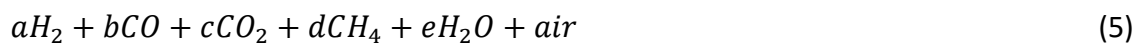
de arroz, paja de arroz y su mezcla. Asimismo, los datos experimentales presentados en el estado del arte para trabajos similares se compararon principalmente con los datos experimentales del proceso de gasificación de las biomásas analizadas.

Consideraciones del modelamiento

- Cada bloque del proceso está perfectamente aislado térmicamente del entorno;
- En cada bloque se producen mezclas perfectas y temperaturas uniformes;
- El tiempo de residencia de las especies es suficiente para alcanzar el equilibrio termodinámico en los bloques de tipo *RGibbs*;
- Los gases se consideran ideales debido a las altas temperaturas y las bajas presiones;
- El flujo de combustible es el mismo para cada biomasa;
- Las cenizas no son reactivas.

4.1.4. Evaluación del syngas

La reacción de combustión del gas de síntesis se evaluó a partir de la ley de Hess, siguiendo la Ecuación (5). A continuación, se determinó el valor calorífico bajo (PCI) del gas de síntesis en MJ/Nm³ mediante la ecuación (6).



$$LHV = X_{H_2}PCI_{H_2} + X_{CO}PCI_{CO} + X_{CH_4}PCI_{CH_4} \quad (6)$$

X_n representa la fracción de volumen de cada componente del syngas (n), y PCI de H₂, CO, y CH₄ son 11.2 MJ/Nm³, 13.1 MJ/Nm³ y 37.1 MJ/Nm³, respectivamente.

Además, para especificar y analizar el contenido del syngas generado por el modelado del proceso de gasificación, se evaluó en términos de la eficiencia de conversión del carbono (CCE) y la eficiencia del gas frío (CGE) con las ecuaciones (7) y (8), respectivamente. Con la CCE, fue posible evaluar el contenido de residuos carbonosos presentes en el syngas en comparación con el contenido de material carbonoso presente en la biomasa entrante. Con el CGE, se comparó la cantidad de energía presente en el gas de síntesis con la cantidad de energía presente en la biomasa entrante.

$$CCE (\%) = \left(1 - \frac{C \text{ en el syngas}}{C \text{ en la biomasa}}\right) * 100 \quad (7)$$

$$CGE (\%) = \frac{\dot{m}_{sin} * LHV_{pg}}{\dot{m}_{bio} * LHV_{bio}} * 100 \quad (8)$$

4.2. Resultados y discusión del modelamiento

4.2.1. Características físico-químicas de las biomazas

La Tabla 3 presenta las características físico-químicas de la cáscara de arroz, la paja de arroz y su mezcla al 50/50 en masa. Además, la Tabla 3 presenta estos análisis para seis biomazas tomadas de la literatura (Garcia-Freites et al., 2020; Keche et al., 2015; Mazhkoo et al., 2021; Pal, 2019; Pellegrini & de Oliveira, 2007; Trninić et al., 2020; Yoon et al.,

2012) con el fin de comparar con los datos experimentales obtenidos en este estudio y como datos de entrada para el modelo desarrollado.

Tabla 3.

Características fisicoquímicas de las muestras de biomasa utilizadas para las pruebas experimentales (cáscara de arroz, paja de arroz y su mezcla) y seis tipos de biomásas tomadas de la literatura para completar el análisis.

Biomass	Análisis próximo (% masa)				Análisis último* (% masa)					PCI (MJ/kg)	Ref.
	M	VM	FC	Ash	C	H	O	N	S		
Cáscaras de arroz (RH)*	8.88	65.64	12.46	21.90	34.62	4.58	38.02	0.87	-	14.36	-
Paja de arroz (RS)*	9.78	68.47	13.80	17.73	40.79	5.30	34.90	1.29	-	15.17	-
Mezcla RH/RS a 50% de masa*	8.73	67.07	13.37	19.56	38.46	5.06	35.89	1.04	-	16.02	-
Mazorca de maíz*	5.00	80.30	18.10	1.60	45.80	5.88	45.42	1.20	0.10	19.50	(Trninić et al., 2020)
Cáscara de arroz 2	9.20	65.10	16.40	9.30	46.60	6.20	37.40	0.70	0.10	17.28	(Yoon et al., 2012)
Tallos de algodón	11.00	64.60	20.20	4.20	41.68	5.11	38.01	0.00	-	15.50	(Pal, 2019)
Cascos de nuez	6.56	74.92	15.49	3.43	46.90	5.96	43.19	0.06	0.46	18.07	(Mazhkoo et al., 2021)
Bagazo de caña de azúcar	12.50	71.73	14.04	2.49	46.20	5.60	40.30	0.20	-	15.35	(Keche et al., 2015; Pellegrini & de Oliveira, 2007)
Tallos de café	8.70	75.58	15.44	0.98	48.21	5.61	44.83	0.37	-	18.25	(Garcia-Freites et al., 2020)

*Base seca

M=humedad, VM=material volátil, FC=carbono fijo

4.2.2. Resultados experimentales de la gasificación

La Tabla 4 muestra los rendimientos de alquitrán, biocarbón y gas de síntesis (syngas) obtenidos en las pruebas de gasificación utilizando paja de arroz en mezcla con cascarilla de arroz. El objetivo principal era evaluar el efecto de la adición de paja a la cáscara como mezcla, mediante la aplicación de un diseño experimental compuesto-central que incluye cinco puntos: niveles alto y bajo (20,27% y 79,73%), puntos extremos (0 - 100%) y el punto central (50%). Para ello se utilizó el programa informático Statgraphics®, cuyos detalles sobre este diseño figuran en el manual de usuario. Además, en el diseño de experimentos (DoE), se añadieron dos niveles más de mezcla, 20,27% en masa y 79,73% en masa de contenido de paja de arroz, para analizar las posibles tendencias debidas al porcentaje en masa en los productos generados (Bayona, 2020).

Tabla 4.

Rendimiento de la masa del producto obtenido en las pruebas experimentales de gasificación utilizando paja de arroz en mezcla con cáscara de arroz

Temp. (°C)	Paja de arroz (% masa)	RE	Producción de alquitranes (% masa)	Producción de carbono residual (% masa)	Producción de syngas (% masa)	Total (% masa)
740.54	20.27	0.220	27.42	14.65	56.49	98.56
740.54	20.27	0.279	27.18	9.97	56.98	94.13
740.54	79.73	0.220	26.45	9.37	57.52	93.34
740.54	79.73	0.279	29.47	7.95	62.58	100.00
859.46	20.27	0.220	27.40	12.37	60.23	100.00
859.46	20.27	0.279	19.09	12.34	68.57	100.00
859.46	79.73	0.220	29.10	8.79	62.11	100.00
859.46	79.73	0.279	19.65	4.96	66.16	90.77
900.00	50.00	0.250	27.24	8.55	64.21	100.00
700.00	50.00	0.250	24.44	10.29	57.12	91.85
800.00	100.00	0.250	23.59	8.12	62.07	93.78
800.00	0.00	0.250	34.21	12.18	53.61	100.00
800.00	50.00	0.300	22.42	8.75	64.29	95.46
800.00	50.00	0.200	26.23	12.90	58.20	97.33
800.00	50.00	0.250	26.47	9.47	61.06	97.00

800.00	50.00	0.250	20.32	8.14	58.59	87.05
800.00	50.00	0.250	18.19	7.44	58.14	83.77
800.00	50.00	0.250	22.96	13.58	63.46	100.00
800.00	50.00	0.250	21.88	11.48	60.43	93.79

La mayor producción de syngas fue del 68,57% en masa utilizando una temperatura de 859,46 °C, 20,27% en masa de paja de arroz y una RE de 0,279. Sin embargo, a 50/50 % en masa de la mezcla y 800 °C se obtuvo un rendimiento de syngas de 64,29 % en masa y 63,46 % en masa utilizando RE de 0,3 y 0,25, respectivamente. Por otro lado, a 900 °C y RE de 0,25 se obtuvo un rendimiento de gas de síntesis de 64,21% en masa utilizando un 50% en masa de la mezcla. Así, todas estas combinaciones experimentales produjeron los mayores rendimientos de syngas.

La Tabla 5 presenta la composición del syngas producido y medido por micro GC/TCD. La mayor producción de H₂ fue del 28,25 % en masa, conseguida a 859,46 °C utilizando un 20,27 % en masa de paja de arroz y una RE de 0,279. Es necesario destacar que los experimentos realizados a 859,46 °C produjeron los mayores rendimientos de H₂ y CO y se registró una baja influencia del contenido en masa de paja de arroz en estos resultados.

Las pruebas experimentales con un 50 % en masa de paja de arroz produjeron el mayor rendimiento de H₂ y CO a 800 °C y RE de 0,2. Sin embargo, el gas de síntesis alcanzó el mayor rendimiento de CO a 900 °C y 50 % en masa de paja de arroz. Por último, a partir de estos resultados, se recomienda utilizar una mezcla al 50/50% en masa de paja de arroz/cáscara de arroz para mejorar el rendimiento del gas de síntesis y su calidad, y las mejores condiciones de gasificación son las temperaturas entre 800 °C y 870 °C, con una RE entre 0,20 y 0,25.

4.2.3. Resultados del modelamiento en Aspen plus

El diagrama de flujo del proceso desarrollado con Aspen Plus ® se muestra en la Figura 5. Las líneas continuas representan el flujo de masa y las líneas discontinuas el flujo de calor. Los bloques de proceso utilizados se especifican en la Tabla 6.

Tabla 5.

Composición y poder calorífico superior (PCS) del gas de síntesis producido en diferentes condiciones de funcionamiento durante las pruebas experimentales utilizando paja de arroz en mezcla con cáscara de arroz

Temp. (°C)	Paja de arroz %masa	RE	PCS [MJ/kg]		H ₂	Composición (% vol)		
			N ₂ base libre	N ₂ Incluido		CH ₄	CO	CO ₂
740.54	20.27	0.220	7.34	3.02	6.05	4.40	8.78	18.55
740.54	20.27	0.279	5.00	1.72	5.57	1.22	6.94	16.69
740.54	79.73	0.220	7.12	2.73	9.87	2.39	7.41	17.19
740.54	79.73	0.279	6.44	2.35	8.11	1.84	7.72	16.42
859.46	20.27	0.220	10.96	5.04	16.02	2.66	17.32	12.65
859.46	20.27	0.279	14.28	8.69	28.25	4.63	19.45	13.75
859.46	79.73	0.220	10.95	5.20	17.25	2.65	17.07	13.37
859.46	79.73	0.279	7.79	3.10	8.36	0.77	17.23	12.32
900.00	50.00	0.250	10.03	4.27	11.29	1.46	20.87	10.08
700.00	50.00	0.250	5.73	2.03	6.66	1.99	6.14	17.23
800.00	100.00	0.250	6.73	2.61	8.65	3.19	5.46	18.91
800.00	0.00	0.250	7.12	2.66	8.75	1.61	10.33	15.04
800.00	50.00	0.300	6.53	2.45	7.06	2.93	6.61	17.75
800.00	50.00	0.200	9.51	4.14	14.45	3.25	10.81	16.18
800.00*	50.00*	0.250*	6.86	2.76	7.84	2.49	9.59	16.89

*Valor promedio.

Figura 5.

Diagrama de flujo del proceso desarrollado con Aspen Plus ® para la modelización de la gasificación de la biomasa

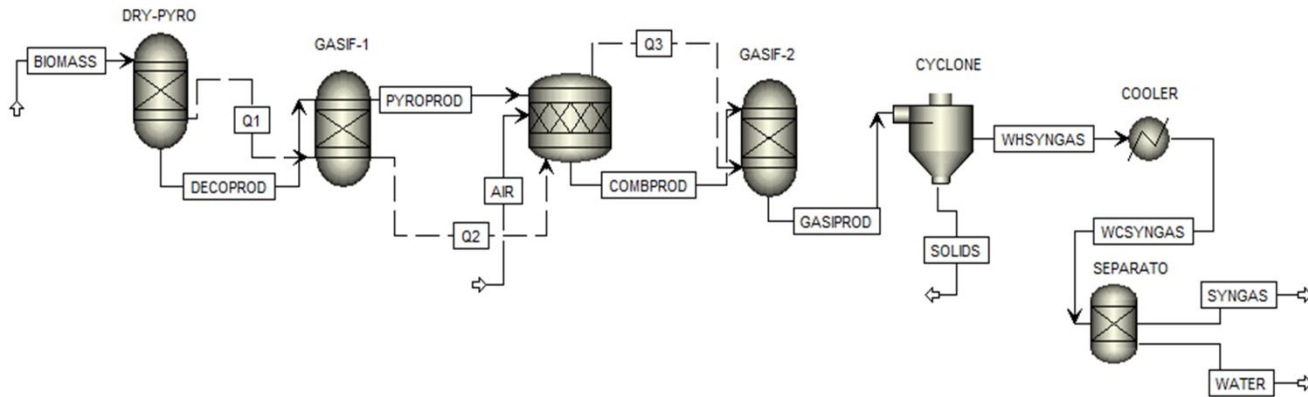


Tabla 6.

Bloques del diagrama de flujo del proceso desarrollado mediante el uso de Aspen Plus ® para la modelización de la gasificación de la biomasa

Nombre del bloque	Tipo	Descripción
DRY-PYRO	RYield	Descompone la biomasa no convencional en especies elementales (C,H,N,O,S) y agua con equilibrios estequiométricos definidos.
GASIF-1	RGibbs	Simula las reacciones entre las especies elementales y el agua mediante la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico.
COMB	RStoic	Simular reacciones de combustión con una estequiometría de reacción definida.
GASIF-2	RGibbs	Simula las reacciones entre los gases de combustión y el biocarbón mediante la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico.
CYCLONE	SSplit	Separa los sólidos de los gases calientes.
COOLER	Heater	Enfriar los gases calientes a temperatura ambiente.
SEPARATO	Sep	Separa el contenido de humedad de los gases fríos

Este modelamiento permitió simular el proceso a diferentes temperaturas para cada una de las etapas. Asimismo, se registró la composición del syngas a la salida del proceso de gasificación para diferentes caudales de aire entrante. El modelo termodinámico seleccionado fue el PENG-ROB, que utiliza la ecuación de estado cúbica estándar de Peng-Robinson para todas las propiedades termodinámicas excepto el volumen molar líquido, y el método API para el volumen molar líquido de los pseudocomponentes y el modelo Rackett para los componentes reales. Este modelo se utiliza para mezclas no polares o ligeramente polares. Algunos ejemplos son los hidrocarburos y los gases ligeros, como el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y el hidrógeno, y ha demostrado ser conveniente en los procesos termoquímicos con biomasa como materia prima (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020; Tang & Kitagawa, 2005).

La clase de flujo utilizada fue MICINCPD, debido a la presencia de una mezcla de gases y sólidos convencionales y no convencionales. Este tipo de flujo permitió introducir en el proceso la distribución del tamaño de las partículas, lo que simuló el uso de pellets de 2 cm de diámetro. Las cenizas se trataron como un sólido no convencional. El modelo de Gibbs ha demostrado que puede utilizarse normalmente para predecir los procesos de gasificación en lecho fijo debido a la lenta cinética asociada que normalmente opera en condiciones cercanas al equilibrio (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020). El reactor de Gibbs se utilizó principalmente para predecir la composición de equilibrio del gas productor producido por el reactor de lecho fijo. Dado que el módulo RGibbs del reactor de equilibrio sólo acepta los componentes convencionales, el combustible se descompuso en el bloque *RYield* para convertir los elementos no

convencionales de la materia prima en convencionales, como se verá en el siguiente párrafo. El reactor *Stoic* permitió simular las reacciones oxidativas de las especies convencionales mediante balances estequiométricos.

El diagrama de flujo del proceso de la Figura 5 se entiende como sigue: La biomasa húmeda 'WETSI' entra en el reactor 'DRY-PYRO' donde se evapora su contenido de humedad, y se produce la etapa de descomposición del proceso de pirólisis, convirtiendo la biomasa seca en especies elementales C, H, O, N y S, y en cenizas. El "WETSI" se define como un sólido no convencional del que se conocen los resultados del análisis proximal y final, por lo que en los métodos de especificación de propiedades se utilizaron los modelos HCOALGEN y DCOALIGT para la entalpía y la densidad, respectivamente. Los productos de los procesos de secado y descomposición fluyen hacia 'DECOPROD' y reaccionan entre sí en el reactor 'GASIF-1', produciendo biocarbón H₂, CO, CO₂, CH₄ y H₂O ('PYROPROD '). El "PYROPROD" entra en el reactor "COMB" junto con el aire denominado "AIR", y se producen las reacciones de combustión. Los productos de la combustión 'COMBPROD' reaccionan entre sí en el reactor 'GASIF-2', cumpliendo con la última etapa de la gasificación, donde se producen principalmente las reacciones de reducción endotérmica.

Los productos de la gasificación "GASIPROD" pasan por un separador ciclónico donde el biocarbón en "SÓLIDOS" se separa de los gases calientes WHSYNGAS. El biocarbón extraído en los "SÓLIDOS" se compone de carbono y cenizas sin reaccionar. Los gases calientes se enfrían en el intercambiador de calor 'COOLER' hasta la temperatura

ambiente, y en estas condiciones ('WCSYNGAS'), se llevan al separador 'SEPARATO' donde se extrae por separado el contenido de agua 'WATER' y el gas productor 'SYNGAS'.

4.2.4. Composición del syngas y PCI como función de RE

Inicialmente, el modelo mencionado fue evaluado utilizando seis biomásas tomadas de la literatura: mazorca de maíz (CC), cascarilla de arroz (RH), tallo de algodón (CT), cáscara de nuez (WS), bagazo de caña de azúcar (SB) y tallo de café (CS). La Figura 6 muestra la composición del gas productor en diferentes condiciones de RE para la gasificación de todas las biomásas y la Figura 7(a) presenta el comportamiento del PCI para cada una de ellas en función de la RE a 750 °C.

La composición del gas de producción obtenido a partir de estas biomásas parece tener la misma tendencia en función de la RE. El gas productor producido presenta un aumento del contenido de monóxido de carbono (CO) y una disminución de los contenidos de hidrógeno (H₂), dióxido de carbono (CO₂) y metano (CH₄) con el aumento de la RE. Para la gasificación de la biomasa con una RE=0,15, se produce el mayor potencial energético del gas de producción con valores PCI de 6,439, 7,051, 6,491, 6,534, 6,409 y 6,204 MJ/kg, para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente. Esto se explica por la presencia de la mayor fracción de masa de hidrógeno y el menor contenido de nitrógeno, ya que la entrada de aire es menor.

Los PCI más bajos se registraron con un RE = 0,35, con valores de 4,274, 5,174, 4,826, 4,927, 4,796 y 4,689 MJ/kg para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente. La reducción del PCI del gas de producción a medida que aumenta la RE se debe principalmente al aumento del contenido de N₂ como resultado de una mayor entrada de

aire. Obsérvese que a partir de la biomasa tomada de la literatura, los PCI calculados se encuentran en un rango cercano, donde el RH muestra el mayor potencial.

Figura 6.

Composición del gas de producción en función de la RE para la simulación de gasificación de seis biomásas tomadas de la literatura: a) mazorca de maíz, b) cáscara de arroz, c) tallos de algodón, d) cáscara de nuez, e) bagazo de caña de azúcar y f) tallos de café

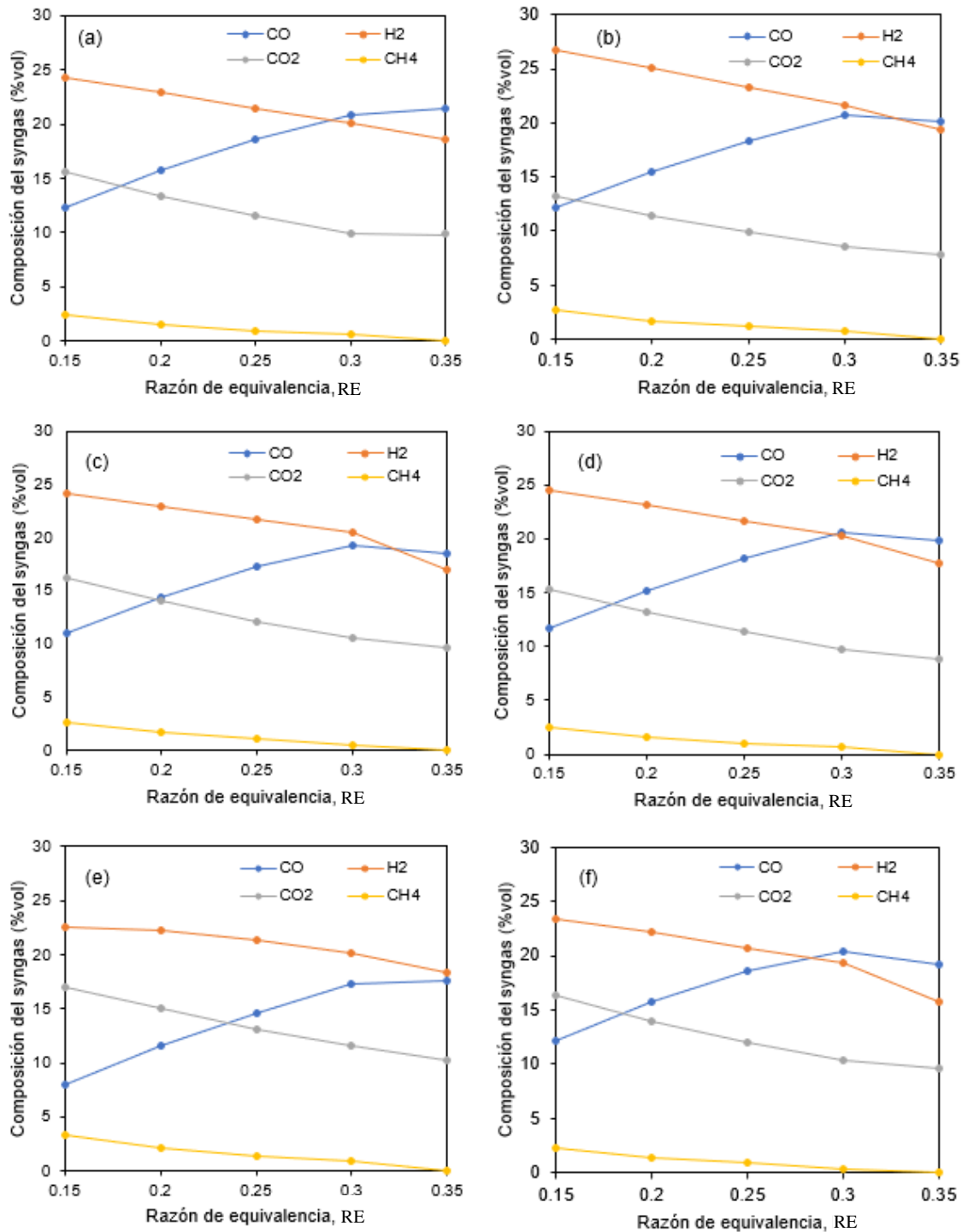
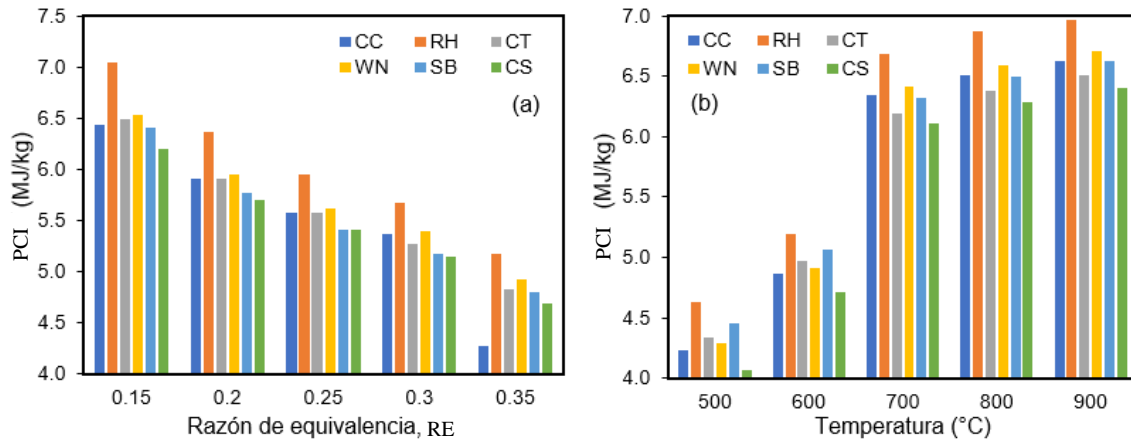


Figura 7.

Poder calorífico inferior (PCI) del syngas en función de (a) la RE a 750 °C, y (b) la temperatura a RE=0,25 para seis biomazas tomadas de la literatura; a) mazorca de maíz (CC), a) cáscara de arroz (RH), c) tallo de algodón (CT), d) cáscara de nuez (WH), e) bagazo de caña de azúcar (SB), y f) tallo de café (CS).



La Figura 7(b) y la Figura 8 presentan el PCI y la composición del syngas producido con cada biomasa tomada de la literatura bajo diferentes temperaturas de operación, respectivamente. Se observa que, para temperaturas inferiores a 700 °C, el contenido de H₂ y CO se reduce drásticamente con la disminución de la temperatura, mientras que los niveles de CH₄ y CO₂ aumentan. Los bajos niveles de H₂ y CO a bajas temperaturas (cerca de 500 °C) se deben a la falta de energía para llevar a cabo las reacciones de transformación del biocarbón en gas. Esto se observó porque el modelo genera residuos carbonosos incluso en estas condiciones al final del proceso, y por tanto, las reacciones de Boudouard (R3) y agua-gas (R2) para producir H₂ y CO se ven afectadas. A partir de 700 °C, se identificó una transformación completa del biocarbón en gas, por lo que la composición tiende a mostrar ligeras variaciones en función del aumento de la temperatura, donde el contenido de CO aumenta mientras que el de H₂, CO₂ y CH₄ disminuye.

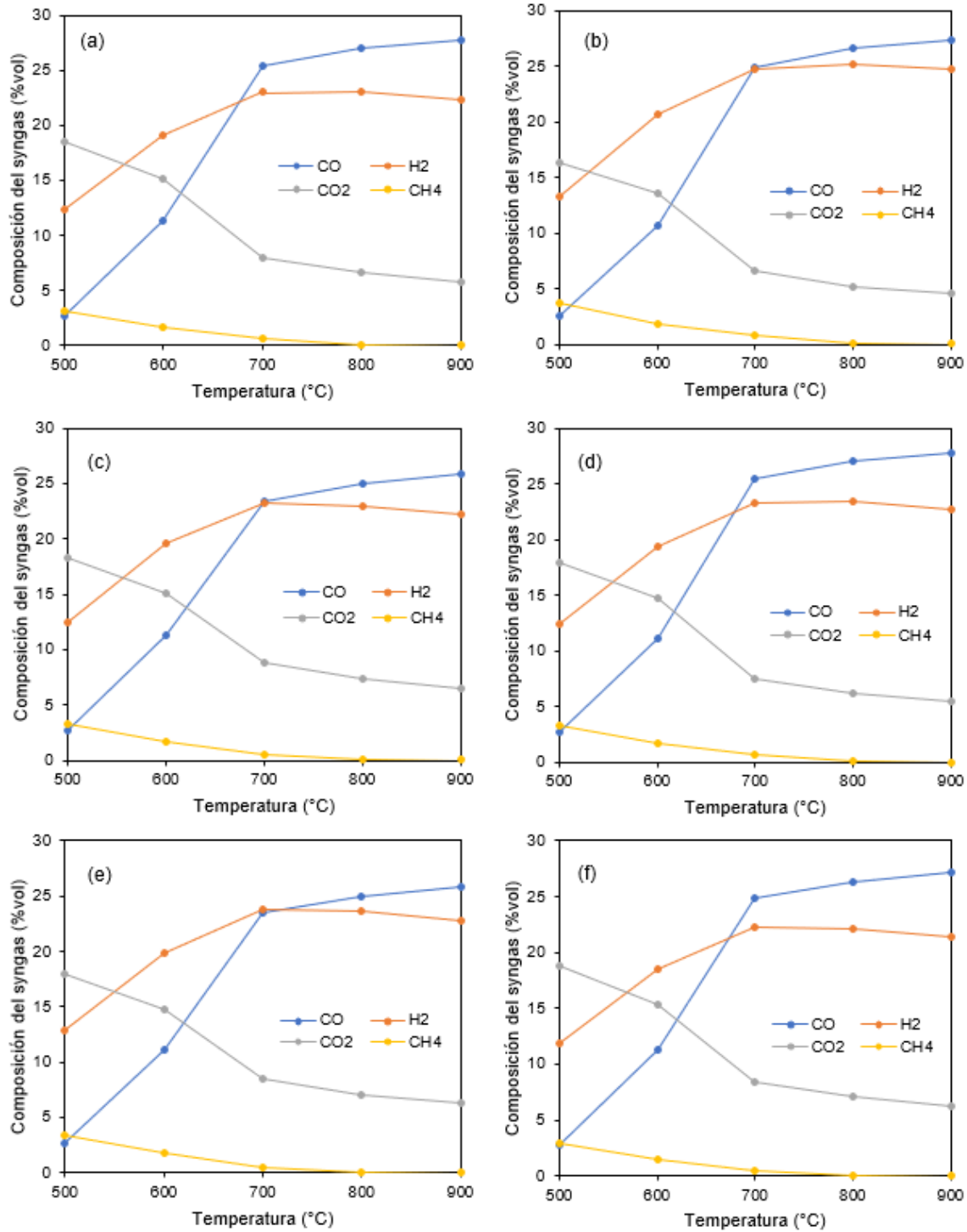
Como se ha mencionado anteriormente, el PCI del gas de producción está influenciado de la siguiente manera: Los contenidos de H₂ y CH₄ en mayor proporción provocan un mayor PCI, así como el contenido de CO₂ en mayor proporción reduce el PCI. Esto se refleja en la Figura 7(b), donde la composición del gas productor muestra un aumento del PCI con el aumento de la temperatura, ya que dicho aumento beneficia la producción de H₂ y reduce significativamente la producción de CO₂. Aunque la producción masiva de CH₄ se reduce notablemente con el aumento de la temperatura, su proporción respectiva comparada con otras especies del syngas es baja (% CH₄ en el syngas: 0,0028 mass% - 3,6940 mass%; % H₂ en el gas productor: 11,9100 mass% - 24,6900 mass%) generando un bajo impacto en la reducción del PCI. Las tendencias de las especies que componen el gas productor en función de la temperatura presentadas coinciden con los resultados de otras investigaciones (Bassyouni et al., 2014; Dhanavath et al., 2018; Han et al., 2017).

El menor PCI de las biomásas se obtuvo a una temperatura de 500 °C, con valores de 4,231, 4,628, 4,342, 4,290, 4,452 y 4,064 MJ/kg para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente. El mayor PCI de las biomásas se presentó a 900 °C, con valores de 6,623, 6,97, 6,510, 6,714, 6,622 y 6,398 MJ/kg para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente. A partir de estos resultados, en los que la temperatura muestra un efecto positivo sobre el PCI, se sugieren métodos que permiten elevar la temperatura del proceso, como el uso de combustibles con alto poder calorífico, la co-gasificación (J. Wei et al., 2021), el reciclaje de biocarbón no convertido (Liu et al., 2021; Jianbo Zhang et al., 2020), el aumento de la

entrada de aire, el precalentamiento del aire de entrada, el uso de gasificadores altamente aislados, entre otros.

Figura 8.

Composición syngas en función de la temperatura para la simulación de la gasificación de seis biomazas tomadas de la literatura: a) mazorca de maíz, a) cáscara de arroz, c) tallo de algodón, d) cáscara de nuez, e) bagazo de caña de azúcar y f) tallo de café.



4.2.5. Validación del modelo frente a datos experimentales de la literatura

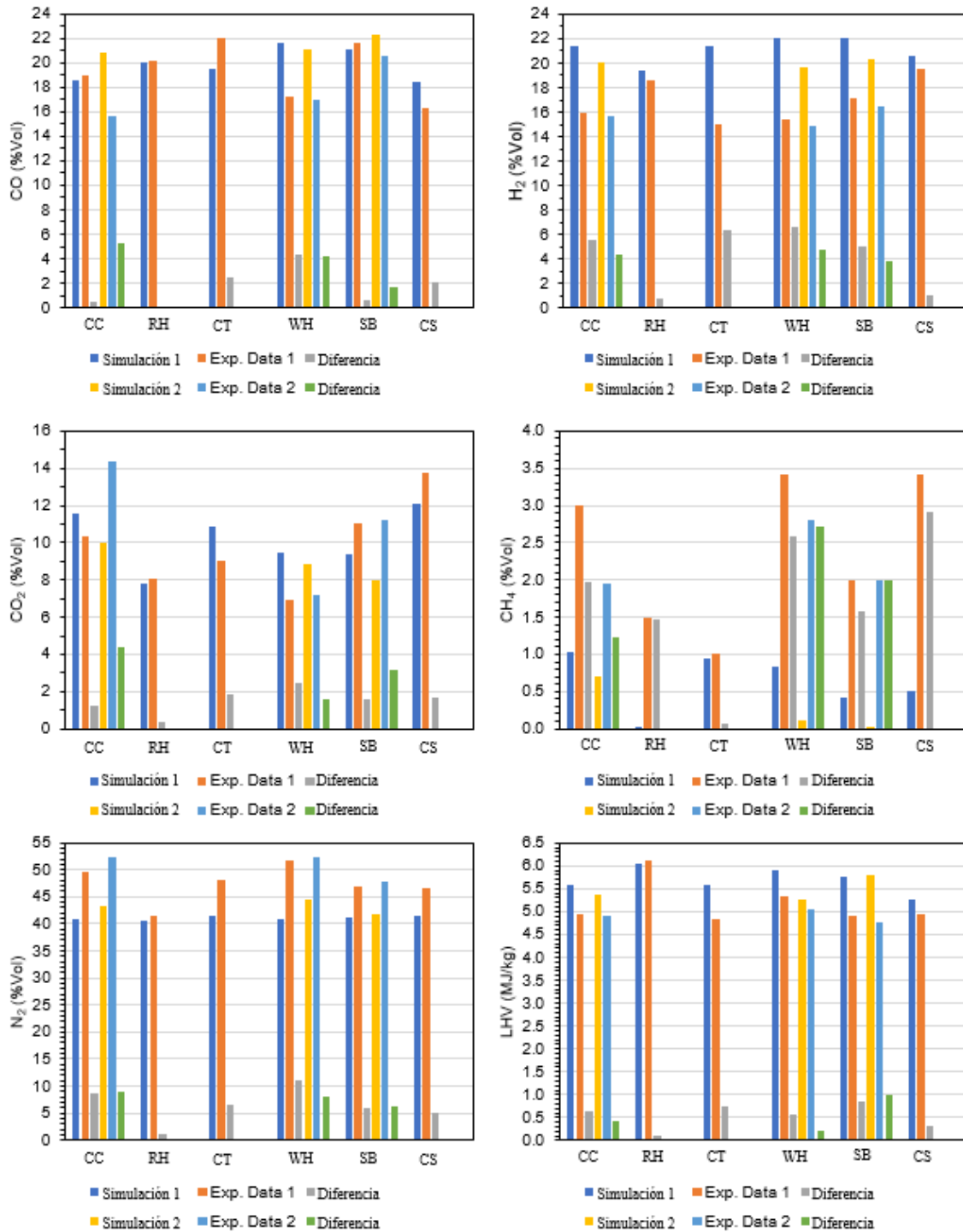
La Figura 9 presenta una comparación entre la composición volumétrica para varios gases producidos durante la gasificación y determinados por el modelo propuesto en este estudio y los datos experimentales reportados en la literatura. Para las seis biomásas estudiadas, se puede reflejar un nivel de adaptación satisfactorio, donde las diferencias entre los porcentajes de composición y PCI se mantienen entre 0 y 4 unidades, y sólo en algunos tramos se superan las diez unidades, especialmente en el registro del contenido de N₂. Por tanto, se puede inferir que el modelo consigue predecir con gran precisión la composición del gas productor extraído de la gasificación de diferentes biomásas, pudiendo determinar el potencial energético correspondiente para diferentes RE y, en términos generales, simular el proceso de gasificación bajo diferentes condiciones de operación.

La eficiencia de conversión de carbono (CCE) en función de la RE se determinó para cada una de las ejecuciones de las simulaciones de gasificación de seis biomásas tomadas de la literatura: mazorca de maíz (CC), cáscara de arroz (RH), tallo de algodón (CT), cáscara de nuez (WH), bagazo de caña de azúcar (SB) y tallo de café (CS), como se muestra en la Figura 10. Se aprecia que para la gasificación de CC, CT y CS, es necesario un RE de aproximadamente 0,30 para convertir completamente el material carbonoso sólido en gas, mientras que para un RE = 0,15, hasta 38,06% en masa, 37,74% en masa y 34,25% en masa del material carbonoso puede permanecer sin convertir para CC, CT y CS, respectivamente. Dentro de la gasificación de RH, WN y SB, las condiciones mínimas de RE para convertir todo el carbono son superiores a 0,3, de lo contrario, al final del proceso,

el material sólido puede representar hasta el 38,24% en masa, el 40,65% en masa y el 43,79% en masa del material carbonoso entrante para una $RE = 0,15$ para RH, WN y SB, respectivamente.

Figura 9.

Comparación entre el modelo y los datos experimentales de la composición de varias especies químicas producidas durante la gasificación y el PCI del gas de producción para seis biomazas de la literatura: mazorca de maíz, cáscara de arroz, tallo de algodón, cáscara de nuez, bagazo de caña de azúcar y tallo de café



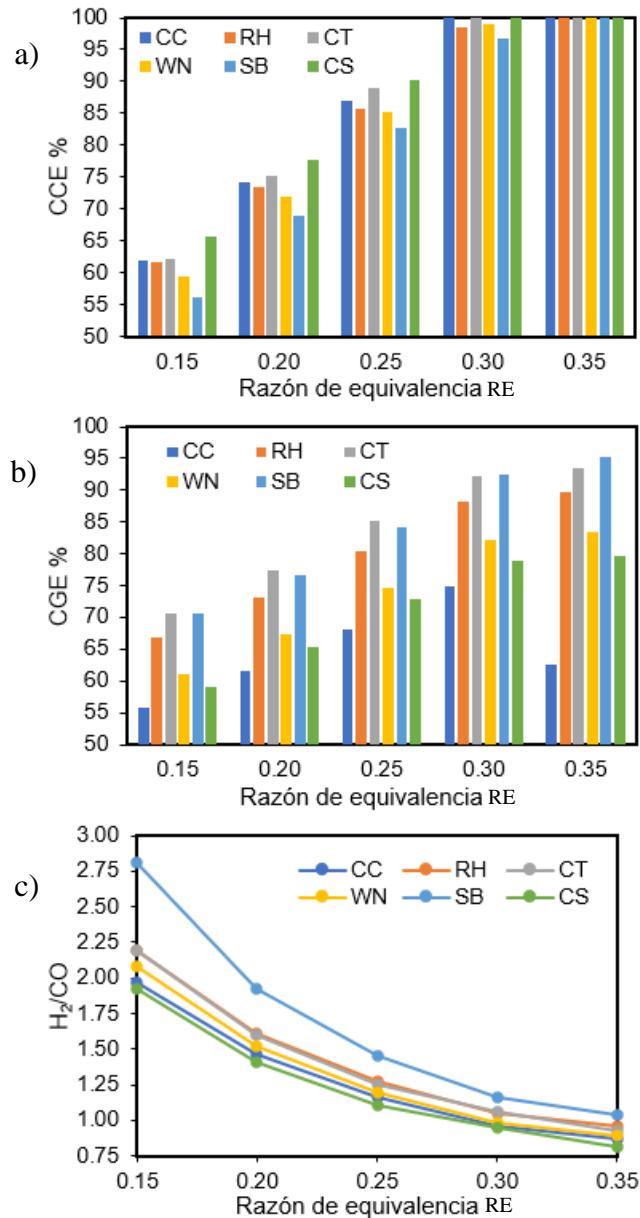
Los resultados de la modelización de la gasificación muestran que cuanto menor sea la entrada de aire como agente gasificante, mayor será el PCI del gas productor, ya que la entrada de O₂ será cada vez más reducida y limitará la formación de CO y CO₂, dando lugar a una mayor concentración de H₂, que tiene un mayor poder calorífico. Sin embargo, como se muestra en la Figura 10, una RE baja hace que el material carbonoso entrante no se convierta en gas en su totalidad, y por lo tanto la relación entre el gas productor y la biomasa es menor. Esta condición de baja RE también puede causar problemas con el tratamiento de los sólidos en el gasificador y hacer que se requieran diferentes ajustes, haciendo que el proceso sea económicamente más caro. Por lo tanto, en varias publicaciones relacionadas con la gasificación de biomasa (Arun et al., 2020; Cardona et al., 2021; Garcia-Freites et al., 2020; Mansur et al., 2020; Yoon et al., 2012), se asume como óptimo un rango de RE entre 0,25 y 0,35.

La eficiencia del gas frío (CGE) en función de la RE se representó en la Figura 10 para cada biomasa tomada de la literatura. Aquí se observa una tendencia a aumentar el CGE cuanto mayor es la RE ya que por el principio de conservación de la masa, el aumento de la entrada de aire implica una mayor salida de gas productor, y que como se muestra en la Figura 7, el PCI aumenta cuanto mayor es la RE. Para cada valor de RE considerado, la gasificación de RH, CT y SB presentó los mayores porcentajes de CGE.

Para las condiciones en las que el proceso de gasificación de cada una de las biombras presenta el 100 % de CCE, se identificó el CGE, y los resultados se muestran en la Tabla 7. Estos valores de CGE indican que la gasificación de SB presenta el mayor CGE con un

Figura 10.

a) Carbon conversion efficiency (CCE), b) cold gas efficiency (CGE), and c) H_2/CO ratio of the producer gas produced from the gasification as a function of RE for six biomasses taken from literature: a) corn cob (CC), a) rice husk (RH), c) cotton stalk (CT), d) walnut hull (WH), e) sugarcane bagasse (SB), and f) coffee stalk (CS).



valor de 95,34 %, mientras que la gasificación de mazorca de maíz presenta el menor CGE con un valor de 74,96 %, lo cual está directamente relacionado con el poder calorífico de cada biomasa.

Tabla 7.

Eficiencia de gas frío (CGE) del gas de producción en condiciones óptimas como resultado de la gasificación de cada biomasa tomada de la literatura

Biomasa	RE	CGE (%)
Mazorca de maíz	0.30	74.96
Cáscara de arroz	0.35	89.74
Tallo de arroz	0.30	92.15
Cascos de nuez	0.35	83.46
Bagazo de la caña	0.35	95.34
Tallos de café	0.30	78.86

Nótese que para las condiciones de RE expresadas como óptimas, no sólo se extrae un gas productor con un PCI aceptable para los procesos de combustión, sino que además representa una producción que puede duplicar o triplicar el contenido de biomasa. Así, si se compara la biomasa sólida con el gas productor obtenido como combustible, este último tendrá un PCI menor, pero representará una mayor disponibilidad de combustible, una mayor facilidad y velocidad de combustión, y será notablemente más práctico de transportar, sin olvidar que el contenido energético de ambos, como ya se ha mostrado en la Tabla 7, puede tener variaciones pequeñas o insignificantes. Además, la combustión del combustible sólido por sí misma, puede llevar a la producción de mayores HAP (hidrocarburos aromáticos) de la materia volátil de la combustión incompleta, y estos HAP son los mayores precursores de la producción de hollín en los procesos de combustión, que son una gran deficiencia en los dispositivos de combustión.

La relación H₂/CO es un índice que permite generar una idea del PCI del gas de producción a diferentes valores de RE, además del potencial de emisiones que puede aportar la combustión de este gas. Así, el gas de producción rico en H₂ en proporción al contenido de CO representará un PCI mayor que el gas de producción con un alto contenido

de CO, como se muestra en las Figuras 6 y 7. Del mismo modo, un alto contenido de H₂ permite la combustión del gas de producción (que se supone completa) y produce mayores niveles de agua al oxidarse, mientras que una alta concentración de CO reaccionando con el oxígeno representará una mayor producción de CO₂, siendo un gas de especial cuidado para la preservación del medio ambiente. La Figura 10 muestra cómo para las seis biomásas tomadas de la literatura, existe una disminución de la relación H₂/CO a medida que aumenta el RE, lo que también se refleja en la disminución del PCI presentado en la Figura 7. La interpretación del comportamiento de la relación H₂/CO ayuda en el diseño de los sistemas de gasificación de biomasa ya que, como se ha mencionado en este artículo anteriormente, se pueden identificar las condiciones ideales de RE para los objetivos del proceso e incluso pueden existir valores con CCE inferiores al 100 %.

4.2.6. Evaluación del modelamiento frente a resultados experimentales a escala de laboratorio

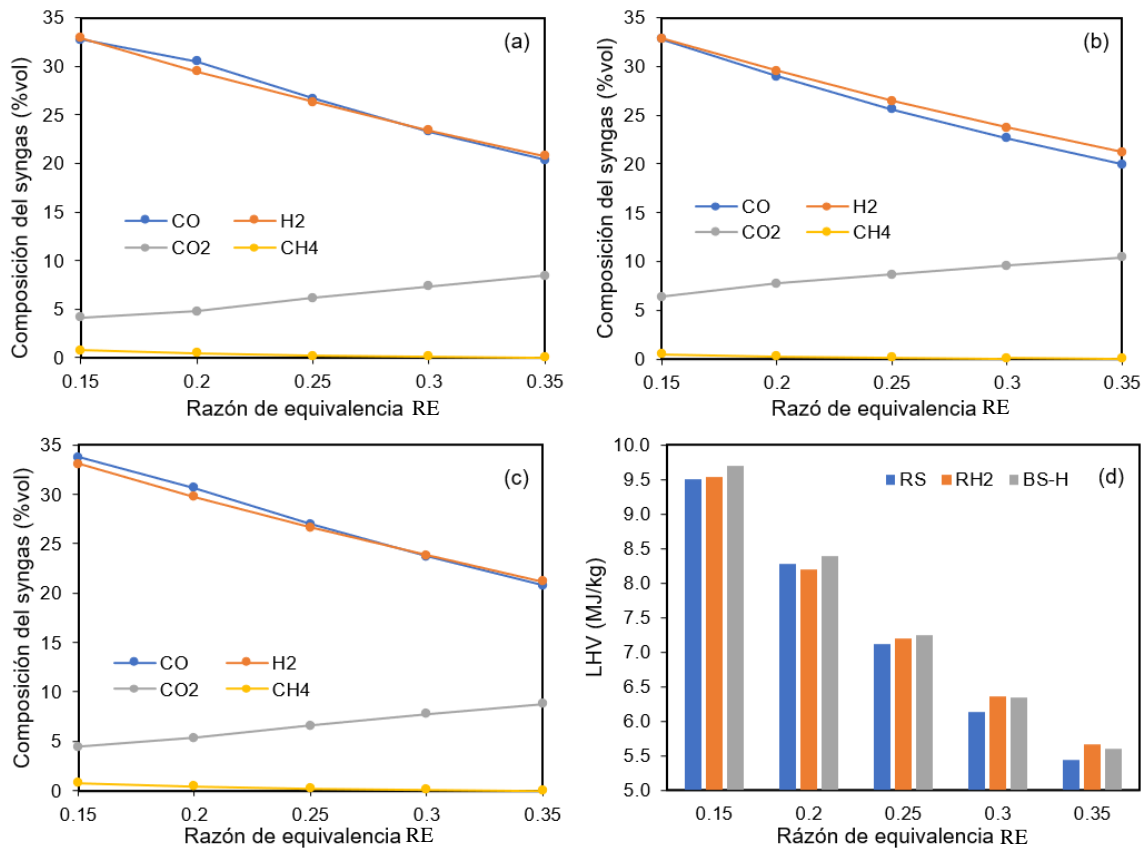
Composición del syngas y PCI en función de RE. La Figura 11 presenta la relación entre la composición y el PCI del syngas en función de la RE obtenida aplicando el mencionado modelo de gasificación sobre los datos experimentales de las muestras de residuos de arroz: cáscaras de arroz (RH₂), paja de arroz (RS) y la mezcla de ellos (BS-H). Para un rango de RE entre 0,15 y 0,35, se observó que a mayor RE, el gas productor aumenta su contenido de CO₂ y disminuye su contenido de CO, H₂ y CH₄, lo que presenta diferencias con el comportamiento de las biomásas presentadas en la Figura 6. En comparación con estas

últimas, el contenido de H₂ y CO es mayor, lo que se representa en valores más altos de PCI. Obsérvese en la Figura 11 que a menor RE, mayor PCI del syngas, alcanzando valores de 9,513, 9,539 y 9,697 MJ/kg para RS, RH₂ y BS-H, respectivamente, con RE = 0,15. La tendencia a disminuir el H₂, el CO y el CH₄ y a aumentar el CO₂ para RE=0,35 provoca valores de PCI significativamente más bajos: 5,443, 5,667 y 5,604 MJ/kg para RS, RH₂ y BS-H, respectivamente.

Se observó que el uso de la mezcla BS-H como combustible aumenta el PCI del gas de producción en comparación con el uso por separado de RS y RH₂ como combustibles en un rango de RE entre 0,15-0,25.

Figura 11.

Resultados de la modelización de la composición del gas de producción en función de RE para (a) cáscara de arroz (RH2), (b) paja de arroz (RS), (c) mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H) y (d) LVH en función de RE



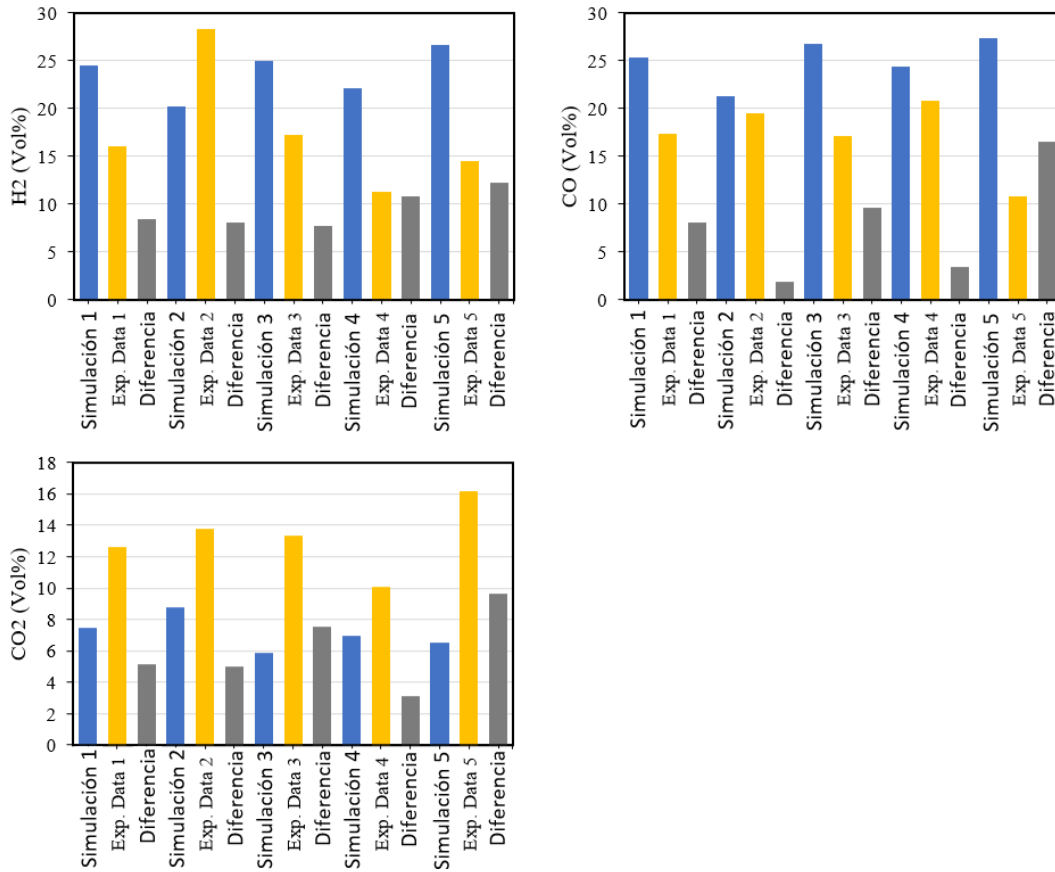
En comparación con la biomasa presentada en la Tabla 3, RS y RH2 tienen un menor contenido de oxígeno, por lo que las reacciones de combustión producirán un menor contenido de CO₂, reduciendo, a su vez, la progresión de la reacción de Boudouard (R3) para producir CO. Sin embargo, el alto contenido de humedad de los residuos de arroz beneficia en gran medida la producción de H₂ y CO a través de las reacciones de secado (R1) y de gas-agua (R2), lo que ocurrió de forma similar con RH y SB en la Figura 6. También la obtención de hidrógeno a partir de la biomasa puede estar ligada a la

composición estructural, principalmente de la celulosa, ya que sus cadenas poliméricas lineales se unen entre sí por enlaces de hidrógeno e interacciones de Van der Waals (Santos et al., 2017).

Se modeló la gasificación de la cáscara de arroz, la paja de arroz y su correspondiente mezcla, y se contrastaron los resultados de la composición del syngas calculado por el modelo de gasificación, como se muestra en la Figura 12, con los datos registrados en las pruebas experimentales realizadas en este procedimiento propuesto en este artículo, como se muestra en la Figura 12. En esta figura se muestra esta comparación para el contenido de H₂, CO y CO₂, omitiendo la gráfica que corresponde al contenido de CH₄ para facilitar la lectura de los datos, ya que los respectivos resultados registrados a partir de la modelización fueron del orden $10^{-2} - 10^{-3}$, mientras que los resultados registrados experimentalmente fueron del orden 10^0 .

Figura 12.

Comparación entre el modelo y los datos experimentales a escala de laboratorio para varias condiciones de RE, temperatura y relación de mezcla BS-H.



La composición del gas productor en función de la temperatura para la gasificación de RS, RH2 y BS-H se muestra en la Figura 13. El contenido de H2 y CO se incrementa con el aumento de la temperatura, mientras que el CH4 y el CO2 tienen una respuesta inversa, tendiendo a existir estabilidad en los componentes del gas productor después de 700 °C, como ya se observó en la Figura 8.

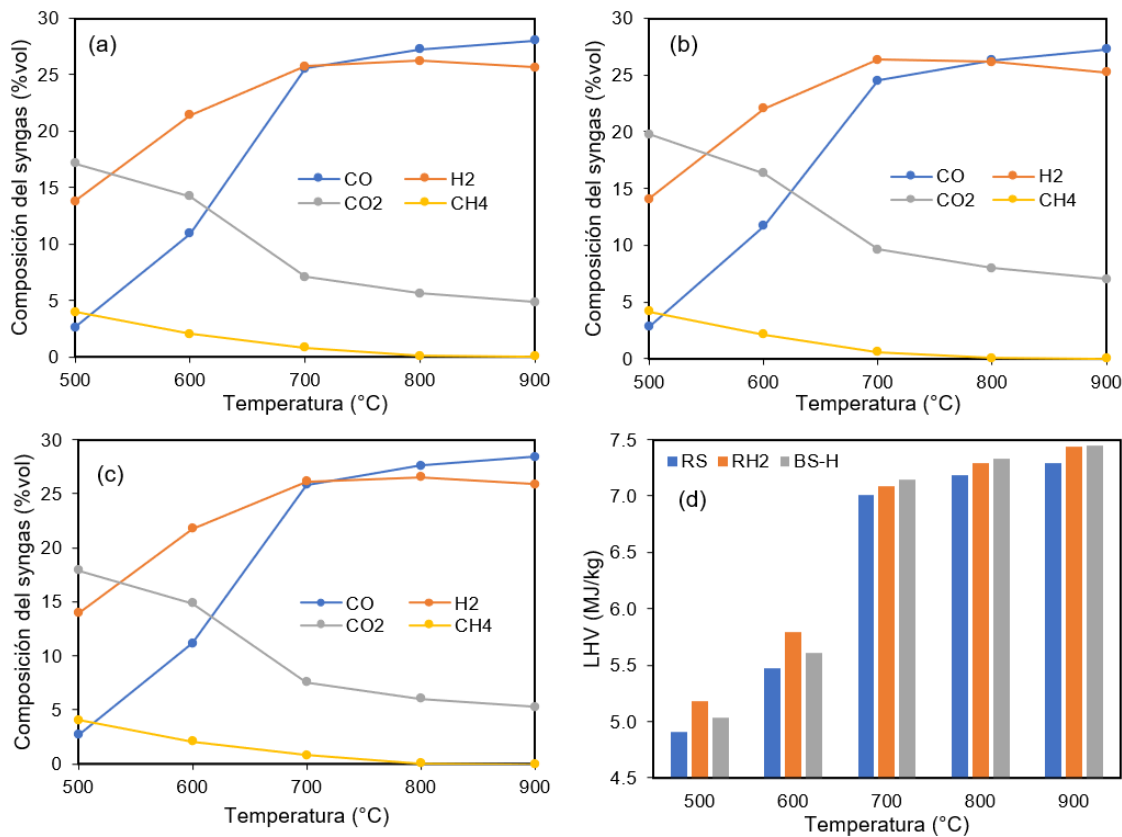
La Figura 13 muestra que el PCI del gas de producción aumenta a medida que aumenta la temperatura de gasificación también, donde los valores más altos se registraron

a 900 °C: 7,296, 7,435 y 7,446 MJ/kg para RS, RH2 y BS-H, respectivamente, para una RE=0,25.

Se observó que para temperaturas superiores a 700 °C, el PCI del gas de producción se ve beneficiado por el uso de BS-H como combustible en comparación con el uso por separado de RS y RH2.

Figura 13.

Resultados del modelamiento de la composición del gas de producción en función de la temperatura para (a) cáscara de arroz (RH2), (b) paja de arroz (RS), (c) mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H) y (d) LVH en función de la temperatura

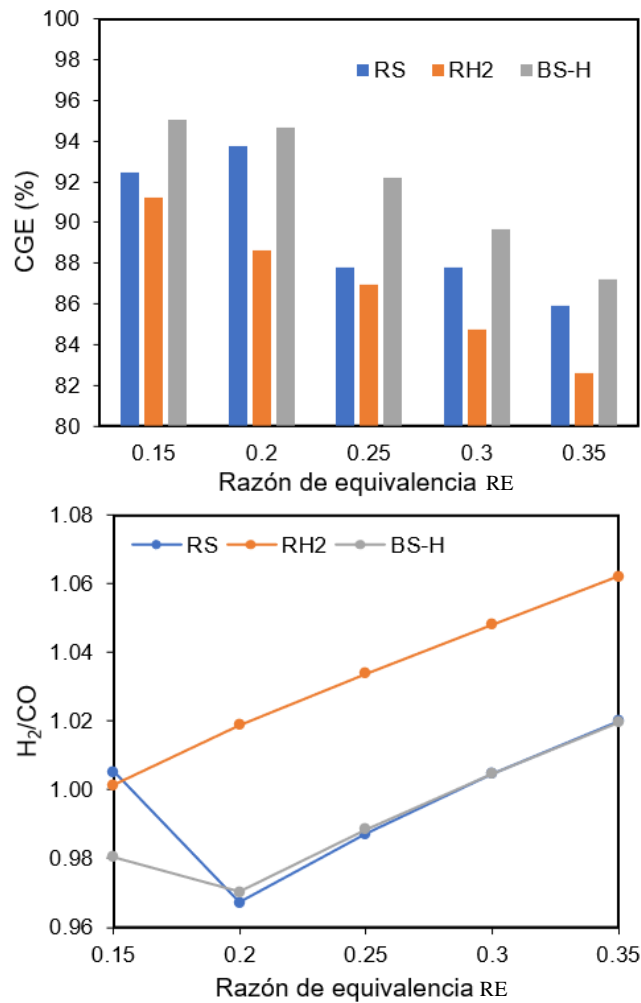


El contenido relativamente bajo de carbono presente en los residuos de arroz permitió que la modelización de su gasificación mostrara valores de CCE notablemente

altos: para una RE = 0,15, se obtuvieron CCE del 94,79 % y del 97,07 % para RS y BS- H, respectivamente. A partir de RE = 0,2, registraron CCE del 100 %, mientras que RH2 presentó una eficiencia de conversión del 100 % de su contenido de carbono a partir de RE = 0,15.

Figura 14.

a) Eficiencia de gas frío (CGE) y b) Relación H₂/CO en función de la RE para el gas productor producido a partir de la gasificación de residuos de arroz: cáscara de arroz (RH2), paja de arroz (RS) y la mezcla de paja de arroz/cáscara de arroz (BS-H).



En la Figura 14 se muestra el EGC de los residuos de arroz (cáscara de arroz (RH2), paja de arroz (RS) y su mezcla (BS-H) en función de la RE. Nótese que hay una tendencia a la disminución del CGE con el aumento de la RE, siendo el comportamiento opuesto al mostrado en la Figura 10. Esto se explica por la notable disminución del PCI del gas productor producido a partir de la gasificación de RS, RH2 y BS-H al aumentar el valor de RE, además de que los flujos máxicos del gas productor son menores en comparación con las biomásas mostradas en la Tabla 3, ya que su contenido de cenizas es notablemente mayor. Para todos los valores de RE simulados, el combustible BS-H permitió registrar los valores más altos de CGE: entre el 87,2% para $RE = 0,35$ y el 95,03% para $RE = 0,15$.

La proporción H₂/CO del syngas se calculó para diferentes valores de RE, y los resultados se muestran en la Figura 14. Esta proporción tiende a ser mayor con el aumento de la RE, y para cada uno de los combustibles procedentes de residuos de arroz se registraron valores muy similares, que se aproximan al valor de 1,0.

De esta manera, se valida que es oportuno predecir la producción y composición del gas productor bajo diferentes condiciones de temperatura, presión y relación de equivalencia (RE). Teniendo en cuenta la conversión de carbón vegetal en gas y el potencial energético del syngas, el rango ideal de RE para estas biomásas se situó entre 0,25-0,35, ya que se consigue una buena producción de gas productor en relación con el contenido de biomasa manteniendo un importante valor calorífico inferior (PCI): 5-7 MJ / kg. Finalmente, las eficiencias de gas en frío fueron del 74,96%, 89,74%, 92,15%, 83,46%, 95,34% y 78,86% para CC, RH, CT, WS, SB y CS, respectivamente.

5. Análisis exergoeconómico de un sistema de producción de energía eléctrica a través de la gasificación de residuos de Sacha inchi

Abstract

La gasificación de biomasa representa nuevas oportunidades para producir energía eléctrica, beneficiando especialmente a sectores no conectados a la red y el cuidado del medio ambiente. En esta investigación se presenta un análisis exergético y exergoeconómico para un sistema de producción de energía eléctrica de 35 kW de capacidad a través de la gasificación de residuos de Sacha inchi (*Plukenetia volubilis L.*) producidos en el departamento de Santander, Colombia. La simulación del sistema se desarrolló en Aspen plus, donde el flujo másico, energético, y exergético se registra para cada línea de transporte de gas y sólidos, a partir de las condiciones del gasificador, cámaras de combustión del motor de gas, intercambiadores de calor, entre otros, así como la composición del combustible sólido. Los resultados de la simulación de la gasificación muestran que una razón de equivalencia igual a 0,25 es el valor óptimo para la generación de syngas con poder calorífico inferior de 6,126 MJ/kg, eficiencia de conversión de carbono del 100% y eficiencia de gas frío de 73,5%. Los resultados del análisis exergético califican al moto-generator y a los intercambiadores de calor como los equipos de menor eficiencia exergética con valores entre 0,214-27,85%, mientras que el gasificador, air blower y cyclone registraron valores entre 82,85-96,13%. Por último, los resultados del análisis exergoeconómico muestran un coste energético de 10,25 USD/GJ, el cual

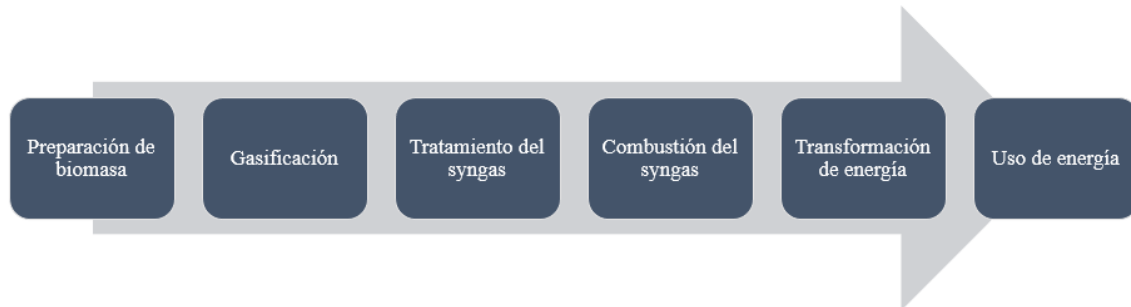
representa entre 2 y 4 veces menos el coste de energía eléctrica brindada por la red en Colombia.

5.1. Descripción del Sistema

El esquema general del sistema de producción de energía a través de la gasificación de residuos de SI se muestra en la Figura 15. La preparación de la biomasa hace referencia a la reducción de contenido de humedad, molienda y pelletizado de los residuos, los cuales ingresan al gasificador tipo downdraft para ser transformados en syngas. El syngas es limpiado de impurezas y componentes indeseados como alquitranes y agua, y de esta manera puede ser quemado dentro de un motor de combustión interna. Una vez la energía química de los residuos de SI es transformada en energía mecánica, esta última es convertida a energía eléctrica por medio de un generador y posteriormente aprovechada por la maquinaria involucrada en procesos de producción de derivados del fruto del SI. El arranque y funcionamiento del motor previo a alcanzar las condiciones estables del sistema se logra por medio de la conexión de una línea alterna de syngas previamente almacenado con el uso de un compresor.

Figura 15.

Esquema general del sistema de producción de energía a través de la gasificación de residuos de SI.



Asumiendo que la biomasa llega a la planta en forma de cáscaras de SI con bajo contenido de humedad, la preparación del combustible constó de un proceso de peletización. El sistema de producción energética a partir de la gasificación de residuos del SI se muestra en la Figura 16, y los bloques empleados se especifican en la Tabla 8. El ciclo contiene los siguientes procesos: gasificación de biomasa, tratamiento del syngas y combustión del syngas. El esquema y la simulación del sistema se realizaron en el software Aspen plus (10ma versión). El modelo termodinámico seleccionado fue *PENG-ROB*, que utiliza la ecuación cúbica de estado de Peng-Robinson estándar para todas las propiedades termodinámicas excepto el volumen molar líquido y el método API para el volumen molar líquido de pseudocomponentes y el modelo de Rackett para componentes reales. Este modelo se utiliza para mezclas no polares o ligeramente polares. Algunos ejemplos son los hidrocarburos y los gases ligeros, como el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y el hidrógeno, y ha demostrado ser conveniente en procesos termoquímicos con biomasa como materia prima (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020; Tang & Kitagawa, 2005). La clase de flujo empleada fue *MICINCPSD*, debido a la presencia de mezcla de gases y sólidos convencionales y no-convencionales, además de que permite

especificar el tamaño de la biomasa como una distribución normal. Las cenizas fueron tratadas como sólido no-convencional. El ingreso de biomasa húmeda fue especificado como '*WETBIO*' y fue definido como un sólido no-convencional del cual se conocen los resultados de los análisis próximo y último. Por tanto, en los métodos de especificación de propiedades se emplearon los modelos *HCOALGEN* y *DCOALIGT* para la entalpía y densidad, respectivamente.

El modelo de Gibbs ha demostrado que normalmente se puede utilizar para predecir los procesos de gasificación en lecho fijo debido a la lenta cinética asociada que normalmente opera en condiciones cercanas al equilibrio (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020; Tang & Kitagawa, 2005). El reactor de Gibbs se utilizó principalmente para predecir la composición de equilibrio del gas productor producido en el reactor de lecho fijo. Dado que el módulo del reactor de equilibrio RGibbs acepta solo los componentes convencionales, el combustible se descompuso en el reactor yield para convertir los elementos no convencionales de la materia prima en elementos convencionales, como se verá en el siguiente párrafo. Los reactores yield (RYield) modelan un reactor especificando los rendimientos de reacción de cada componente, este rendimiento se define como el mol o masa de cada componente por masa total de entrada al bloque. Los componentes inertes se pueden definir de la misma forma y no son incluidos en los cálculos de rendimiento (Aspen technology, 2000). Los reactores RYield resultan útiles cuando se desconoce la cinética química de las reacciones o se disponga de datos de distribución de rendimiento o correlaciones (Aspen technology, 2000). El reactor estequiométrico permitió simular las reacciones oxidativas de especies convencionales

mediante balances estequiométricos, teniendo en cuenta que estos reactores (*RStoic*) son recomendados a usar cuando la estequiometría de la reacción es conocida pero la información sobre cinética no está disponible o no es importante, como en el presente trabajo al ser un modelo en equilibrio. Los reactores *RYield*, *RStoic* y *RGibbs* pueden tener cualquier cantidad de corrientes de alimentación de material, que se mezclan internamente. Los calores de reacción no son necesarios para ningún modelo de reactor. Aspen Plus calcula los calores de reacción utilizando calores de formación (Aspen technology, 2000).

Tabla 8.

Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.

Nombre del bloque	Tipo	Descripción
DRY-PYRO	RYield	Descompone la biomasa no-convencional en especies elementales (<i>C, H, O, N</i> y <i>S</i>) y agua
GASIF1	RGibbs	Simula las reacciones entre las especies elementales y agua a través de la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico
COMB	RStoic	Simula las reacciones de combustión con la estequiometría de las reacciones definida
GASIF2	RGibbs	Simula las reacciones entre los gases de combustión y el char a través de la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico
COMP	Compr	Envía aire al gasificador por medio de un aumento de presión
CYCLONE	SSplit	Separa los sólidos de los gases calientes
HE1	HeatX	Enfría el syngas a temperatura ambiente y remueve la humedad junto a SEP
HE2	HeatX	Aumenta la temperatura del syngas previo a su ingreso al motor
HE3	HeatX	Reduce la temperatura de los gases de escape para ser liberados al entorno
SEP	Sep	Separa el contenido de humedad del syngas junto a HE1
PUMP	Pump	Bombea el agua de refrigeración que es usada en HE1 y HE3
COMBCHA	RStoic	Simula las reacciones de combustión presentes en el motor a gas

En primera instancia, en el sistema se lleva a cabo la gasificación de la biomasa 'WETBIO', para lo cual se modelaron las diferentes etapas dentro de un gasificador downdraft por separado, estas son: secado, pirólisis, combustión y reducción. Como primero, la biomasa es separada en sus componentes elementales (C, H, O, N y S), agua y cenizas en el bloque '*DRY-PYRO*', el cual consiste en un reactor tipo RYield donde el rendimiento de las reacciones es especificado, teniendo en cuenta que aún son ignoradas las entalpías de reacción de secado y pirólisis, puesto que el principal objetivo de este RYield es convertir la biomasa a especies elementales para permitir la simulación de las reacciones en los bloques RGibbs. Después, el material volátil y el char son identificados por separado dentro del bloque '*GASIF1*', siendo un reactor tipo RGibbs el cual simula las reacciones de secado y pirólisis por medio de la minimización de la energía libre de Gibbs al no contar en detalle con la estequiometría y rendimiento de estas reacciones. Posteriormente, hacen combustión con el aire '*COMAIR*' que es ingresado con el blower '*COMP*', esto dentro del bloque '*COMB*', el cual consiste en un reactor tipo RStoic. Por último, las reacciones de reducción se llevan a cabo en el bloque '*GASIF2*', siendo un reactor tipo RGibbs. Terminado el proceso de gasificación, se obtiene syngas en la línea '*RSYNG*', la cual corresponde al syngas aún con contaminantes y contenido de vapor. Por tanto, las impurezas como cenizas, alquitranes y residuos carbonosos son retirados por la línea '*ASH*' por medio de un separador ciclónico (*CYCLONE*), obteniéndose un syngas libre de sólidos en la línea '*AFSYNG*'. Para eliminar la humedad presente en '*AFSYNG*' se emplea un intercambiador de calor, representado por los bloques *HeatX* '*HE1*' y el separador '*SEP*', que baja la temperatura del syngas hasta temperatura ambiente ($\sim 30\text{ }^{\circ}\text{C}$),

con lo cual el vapor es condensado y retirado del syngas por la línea 'WATER'. El intercambio de calor se hace con agua ingresada por la línea 'PWATER1' por medio de una bomba centrífuga representada por el bloque 'PUMP'.

Una vez el syngas es tratado, fluye por la línea 'CSYNGAS' hacia las cámaras de combustión de un motor a gas de combustión interna, las cuales se representan por el bloque 'COMBCHA', y modelado como un reactor tipo RStoic. Los bloques 'HEATER' y 'VALVE' presentes a la salida de las cámaras de combustión hacen referencia a los elementos internos del motor que logran que sus gases de escape salgan a menor temperatura y presión con respecto a las inmediaciones de las cámaras de combustión. Como puede observarse, los gases de escape son aprovechados para incrementar la energía del syngas entrante al motor por medio de un incremento de temperatura logrado con el intercambiador de calor representado con el bloque 'HE2'. Por último, los gases salientes del bloque 'HE2' ('LPEXGAS2') son enfriados por medio del agua presente en la línea 'PWATER2', y liberados al entorno.

Las reacciones presentes en el proceso de gasificación lenta se presentan en la Tabla 9. Las salidas del diseño elaborado en Aspen plus son la potencia del motor de combustión interna y sus respectivos gases de escape. Para obtener la salida de energía eléctrica del sistema se ha propuesto el uso de un generador eléctrico conectado a la salida del motor en cuestión.

Tabla 9.

Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus

N°	Nombre	Reacción	Zona-tipo	Entalpía de reacción [kJ/mol]
R1	Secado	$(H_2O)_L + Q \rightarrow (H_2O)_V$	Secado	$Q \sim 40.71$
R2	Pirólisis	Biomasa seca \rightarrow volátiles* + carbón residual	Pirólisis	NA**
R3	H_2 oxidación	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$	Combustión	-483.64
R4	CO oxidación	$2CO + O_2 \rightarrow 2CO_2$	Combustión	-565.98
R5	Oxidación parcial de carbón residual	$2C + O_2 \rightarrow 2CO$	Combustión	-221.06
R6	Oxidación de metano	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	Combustión	-802.31
R7	Oxidación de alquitranes	$C_6H_6^{***} + 4.5O_2 \rightarrow 6CO + 3H_2O$	Combustión	-1471.57
R8	Agua-gas reacción	$C + H_2O \rightarrow H_2 + CO$	Gasificación	131.38
R9	Boudouard reacción	$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	Gasificación	172.58
R10	Shift conversión	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	Gasificación	41.98
R11	Metanización	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	Gasificación	-74.90
R12	Reformado vapor-metano	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	Gasificación	206.14
R13	NH_3 formación	$0.5N_2 + 1.5H_2 \rightarrow NH_3$	NA	-46.19
R14	H_2S formación	$H_2 + S \rightarrow H_2S$	NA	-20.50

*Volátiles: H_2 , CO_2 , CO , CH_4 , H_2O y alquitranes

**NA=no disponible

*** C_6H_6 indica hidrocarburos pesados, tales como alquitranes.

5.2. Metodología

5.2.1. Caracterización de biomasa

Las propiedades físico-químicas de las cáscaras de SI se registraron a partir de los resultados de los análisis próximo y último expuestos en (Soongprasit et al., 2019), donde la materia prima se recolectó de una planta de extracción de aceites en la provincia de Kamphaeng Phet, Tailandia. Las muestras fueron secadas al sol, se trituraron y se

tamizaron en 125 μm , 125-425 μm y 425-850 μm . El análisis último y próximo se realizó con un analizador elemental (LECO; TrueSpec CHN / CHNS) y un analizador termogravimétrico (METTLER TOLEDO; TGA / STA 851 °; TGA).

5.2.2. Simulación del sistema

La construcción y simulación del sistema de producción de energía se realizó en Aspen plus (10ma versión). Las cáscaras de SI como combustible fueron asumidas como pellets de 2cm de diámetro, sobre los cuales se simuló el proceso de gasificación por medio del modelamiento termoquímico de equilibrio descrito en (Han et al., 2017). Este modelo se fundamenta en los balances de la energía libre de Gibbs, la cual fue calculada por medio de la Eq. (1), y al ser un modelo de equilibrio, las constantes de equilibrio de las reacciones pudieron ser determinadas usando la Eq. (2). Donde ΔG , ΔH y ΔS representan las variaciones de la energía de Gibbs, entalpía y entropía, respectivamente, K la constante de equilibrio de cada reacción, R la constante universal de los gases y T la temperatura de cada proceso.

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (1)$$

$$K = \exp\left(-\frac{\Delta G}{RT}\right) \quad (2)$$

Las asunciones y consideraciones del sistema fueron:

- Cada bloque del proceso está perfectamente aislado térmicamente con el entorno;

- En cada bloque se presentan mezclados perfectos y uniformidad en las temperaturas;
- El tiempo de residencia de las especies es el suficiente para alcanzar el equilibrio termodinámico en los bloques tipo RGibbs;
- Los gases son considerados como ideales, debido a las altas temperaturas y bajas presiones;
- La razón de equivalencia para la gasificación fue de 0,25;
- Las cenizas se asumieron como no reactivas.

5.2.3. Requerimientos de potencia

Los requerimientos de potencia del sistema fueron detallados por medio de los datos del consumo energético de los elementos encargados de transformar las semillas de SI en sus respectivos derivados, es decir, se deseó alimentar los procesos de transformación del SI por medio de la energía producida de la gasificación de los residuos del SI. Dentro de este entorno, se resalta la necesidad de energizar máquinas de descascarado, molienda, pelletizado, y prensado, las cuales se especifican en la Tabla 10. Las especificaciones y el consumo de cada máquina del sistema son el resultado de un previo análisis de mercado a nivel internacional.

Tabla 10.

Especificaciones de las máquinas que consumen energía en el sistema.

Máquina	Especificación	Consumo
Descascaradora	Capacidad de 1000-1500 kg/h	5 kW
Pelletizado	Capacidad de 110-150 kg/h	8 kW

Molienda	Capacidad de 20-150 kg/h	3 kW
Prensado	Capacidad de 30-40 Ton	3 kW
Tostadora	Capacidad de 8-10 kg/h	5 kW
Compresor	Flujo de gas aprox. Hasta 50 m ³ /h	0,1-0,4 kW
Bomba	Hasta aprox. 100 lpm y 25 m de altura	0,746 kW

5.2.4. Análisis exergético

El análisis de exergías del sistema se fundamentó en la Eq. (3), donde E_i representa la exergía del flujo i , y E_{ph} y E_{ch} las exergías física y química del mismo flujo, respectivamente.

$$E_i = E_{ph,i} + E_{ch,i} \quad (3)$$

La exergía física se determinó por medio de la Eq. (4), mientras que la exergía química por medio de tablas de exergías químicas estándar (Bejan et al., 1996), y la Eq. (5).

$$E_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (4)$$

$$E_{ch} = \sum_i n_i * (e_i^{ch} + RT_0 \ln y_i) \quad (5)$$

Donde h y s son los valores de entalpía y entropía para las condiciones de cada línea del sistema, respectivamente, y h_0 y s_0 lo son a condiciones estándar, T_0 la

temperatura del entorno, n_i el número de moles de cada especie i e_i^{ch} es la exergía química de cada especie i , y_i la fracción molar de cada especie i , y R la constante universal de los gases.

El balance de exergías se llevó a cabo por medio de la asunción de un sistema abierto, tal que cumpla la expresión de la Eq. (6). Donde dE_{cv}/dt representa la tasa de cambio del cambio de exergía, T_0 y P_0 la temperatura y presión del entorno, T_j y \dot{Q}_j la temperatura de los alrededores y transferencia de calor hacia los alrededores, respectivamente, \dot{W}_{cv} la potencia entrante o saliente del sistema, dV_{cv}/dt la tasa de cambio de volumen con respecto al tiempo, \dot{m} el flujo másico, \dot{e}_i y \dot{e}_e las exergías de flujo entrantes y salientes, y \dot{E}_D la exergía destruida.

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \left(\dot{W}_{cv} - P_0 \frac{dV_{cv}}{dt}\right) + \sum_i \dot{m}_i \dot{e}_i - \sum_e \dot{m}_e \dot{e}_e - \dot{E}_D \quad (6)$$

La eficiencia exergética es un criterio que permite dar una evaluación del rendimiento termodinámico de un sistema, en esta investigación se determinó para cada componente a partir de la Eq. (7), donde ε representa la eficiencia exergética del elemento o sistema, \dot{E}_p la tasa de exergía de los productos con respecto al tiempo, \dot{E}_f la tasa de exergía del combustible con respecto al tiempo y \dot{E}_L la tasa de exergía perdida con respecto al tiempo. El término 'producto' se relaciona con el propósito de usar un sistema o componente, y el término 'combustible' con el recurso que debe gastarse para generar el producto.

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_P}{\dot{E}_F} = 1 - \frac{\dot{E}_D + \dot{E}_L}{\dot{E}_F} \quad (7)$$

5.2.5. Análisis exergoeconómico

Un análisis exergoeconómico se desarrolló para cuantificar los costos de los productos del sistema y los costos de exergía destruida, así como también para determinar los factores exergoeconómicos de cada proceso. El costo de los productos del sistema se llevó a cabo por medio de la Eq. (8).

$$\sum_e (c_e \dot{E}_e)_k + c_{w,k} \dot{W}_k = c_{q,k} \dot{E}_{q,k} + \sum_i (c_i \dot{E}_i)_k + \dot{Z}_k \quad (8)$$

Donde c_e , c_i , c_q y c_w representan los costos exergéticos referentes a los flujos de salida y entrada, calor y trabajo, respectivamente. Estos, fueron identificados para cada k-ésimo componente del sistema. El término \dot{Z}_k representa el costo por unidad de tiempo atribuido al capital de inversión \dot{Z}_k^{CI} y al de operación y mantenimiento (O&M) $\dot{Z}_k^{O\&M}$ para cada k-ésimo componente (Eq (9)).

$$\dot{Z}_k = \dot{Z}_k^{CI} + \dot{Z}_k^{O\&M} \quad (9)$$

La determinación de costes de capital $\dot{Z}_{k,CI}$ estuvo enfocada sobre la ejecución del sistema en terrenos colombianos y se llevó a cabo a través de un análisis de costos, donde el costo de adquisición de los equipos fue estimado del valor de venta presente en el

mercado internacional a excepción de los intercambiadores de calor, para los cuales se emplearon ecuaciones estimativas de costos, tal como se muestra en la Tabla 11. Esta metodología se empleó principalmente por ser un sistema de generación de pequeña escala (<1 MW), lo que facilitó el acceso a este tipo de información debido a la alta oferta de equipos y accesorios involucrados.

Por otra parte, los costos de O&M $\dot{Z}_{k,O\&M}$ se calcularon teniendo en cuenta el personal operativo necesario dentro de las plantas de producción de derivados del SI y el mantenimiento preventivo que requieren las respectivas máquinas, agregando valores estimativos para reparaciones e imprevistos.

Tabla 11.

Ecuaciones de costos de algunos equipos del sistema.

Equipo	Ecuación de costo	Año de referencia	Referencia
Gasificador	Estudio comercial	2021	-
Compresor	Estudio comercial	2012	-
Bomba	Estudio comercial	2012	-
Separador ciclónico	Estudio comercial	2021	-
Intercambiador (HE1)	$130 * \left(\frac{A_{HE1}}{0,093}\right)$	2005	(Soltani et al., 2013)
Intercambiador (HE2)	$3 * \left[130 * \left(\frac{A_{HE2}}{0,093}\right)\right]$	2005	(Y. D. Lee et al., 2014; Soltani et al., 2013)
Intercambiador (HE3)	$130 * \left(\frac{A_{HE3}}{0,093}\right)$	2005	(Soltani et al., 2013)
Moto-generator	Estudio comercial	2021	-

Las asunciones y parámetros para el estudio económico fueron:

- Los costos de adquisición y transporte del combustible son asumidos como 0 USD.

- El costo del aire entrante al compresor y al motor de combustión se asumieron como 0 USD.
- El costo del agua de enfriamiento se asumió como 0 USD al sugerirse un ciclo cerrado.
- Tasa de inflación anual igual al promedio de esta tasa en los últimos 10 años en Colombia: 3,7% (C. Y. Li et al., 2018).
- Tasa anual de aumento nominal de todos los servicios y bienes, excepto el combustible, del 2,0%.
- Tasa anual de aumento del combustible del 2,0%.
- Tasa de intereses del 18% efectivo anual.
- Tiempo de construcción-instalación de 1 mes.
- Vida útil del sistema de 20 años.
- La vida útil de los equipos se asumió entre 15 y 20 años.
- El personal operativo de la planta consta de 1 persona.
- La planta opera durante 10 horas al día.
- Costo laboral promedio de 7700 USD/año/persona.
- Los costos de operación se distribuyeron por igual sobre cada equipo del sistema.

El costo del combustible sólido se determinó a partir de los costos involucrados en el proceso de transformación de las cáscaras de SI a pellets, pues se asumió una instalación del sistema in situ y por lo tanto un costo nulo referente al transporte de materia prima y, representando las cáscaras de SI un residuo de los procesos de producción de derivados del SI, se le atribuye un valor adquisitivo de 0 USD.

Los costos relacionados a la exergía destruida se calcularon con la Eq. (10), siendo $\dot{E}_{D,k}$ la exergía destruida en cada k-ésimo componente. Con este proceso es posible determinar la cantidad de combustible de más que debe administrarse para obtener el producto en cada componente.

$$\dot{C}_{D,k} = c_{F,k} \dot{E}_{D,k} \quad (10)$$

La proporción existente entre el promedio de costos por unidad de exergía del combustible y el producto de cada componente se determinó con la 'diferencia relativa de costos' (r_k), calculada a partir de la Eq. (11).

$$r_k = \frac{1-\varepsilon_k}{\varepsilon_k} + \frac{\dot{Z}_{k,CI} + \dot{Z}_{k,O\&M}}{c_{f,k} \dot{E}_{P,k}} \quad (11)$$

El factor exergoeconómico (f_k), se calculó para cada componente por medio de la Eq. (12). Este factor sirve para evaluar los respectivos rendimientos en términos de la distribución de sus costos, en aquellos que se atribuyen a aspectos exergéticos y no exergéticos (O&M).

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + c_{f,k}(\dot{E}_{D,k} + \dot{E}_{L,k})} \quad (12)$$

Tabla 12.*Ecuaciones de balance de costos y ecuaciones auxiliares para cada componente*

Componente	Ecuación de balance de costos	Ecuación auxiliar
Pelletizadora	$c_{rbio}\dot{E}_{rbio} + c_w\dot{W}_{pell} + \dot{Z}_{pell} = c_{wbio}\dot{E}_{wbio}$	$c_{rbio} = 0$
Air blower	$\dot{C}_{air} + c_w\dot{W}_{blow} + \dot{Z}_{blow} = c_{cair}\dot{E}_{cair}$	$\dot{C}_{air} = 0$
Gasificador	$c_{wbio}\dot{E}_{wbio} + c_{cair}\dot{E}_{cair} + \dot{Z}_{gasif} =$ $c_{rsyn}\dot{E}_{rsyn}$	NA
Bomba	$\dot{C}_{wi} + c_w\dot{W}_P + \dot{Z}_P = c_{pw1}\dot{E}_{pw1}$	$\dot{C}_{wi} = 0$
Cyclone	$c_{rsyn}\dot{E}_{rsyn} + \dot{Z}_{cyc} = c_{afsyn}\dot{E}_{afsyn}$	NA
Intercambiador HE1	$c_{afsyn}\dot{E}_{afsyn} + c_{pw1}\dot{E}_{pw1} + \dot{Z}_{HE1} =$ $c_{csyn}\dot{E}_{csyn} + c_{pw2}\dot{E}_{pw2}$	$c_{afsyn} = c_{csyn}$
Intercambiador HE2	$c_{csyn}\dot{E}_{csyn} + c_{LPEG1}\dot{E}_{LPEG1} + \dot{Z}_{HE2} =$ $c_{hsyn}\dot{E}_{hsyn} + c_{LPEG2}\dot{E}_{LPEG2}$	$c_{LPEG1} = c_{LPEG2}$
Intercambiador HE3	$c_{pw2}\dot{E}_{pw2} + c_{LPEG2}\dot{E}_{LPEG2} + \dot{Z}_{HE3} =$ $c_{wo}\dot{E}_{wo} + c_{CEXG}\dot{E}_{CEXG}$	$c_{LPEG2} = c_{CEXG}$
Moto-generador	$c_{hsyn}\dot{E}_{hsyn} + c_{cair2}\dot{E}_{cair2} + \dot{Z}_{MG} =$ $c_{LPEG1}\dot{E}_{LPEG1} + c_w\dot{W}_{MG}$	$c_{cair2} = 0$ $c_{LPEG1} = c_{CEXG}$

5.3. Resultados

5.3.1. Caracterización de los residuos de SI

En la Tabla 13 se detalla el análisis composicional de las cáscaras de SI descrito por los resultados de los análisis próximo y último. Estos resultados muestran que las cáscaras de SI cuenta con características adecuadas para su uso como combustible debido a su alto contenido de material volátil y carbono fijo (70,44% y 14,3, respectivamente), con un elevado poder calorífico de 18,55 MJ/kg. Estos valores se encuentran dentro del promedio de las biomásas herbáceas de alto impacto a nivel mundial como las cáscaras de

arroz, la mazorca de maíz y el bagazo de la caña, entre otras (S. F. Miller & Miller, 2007; S. J. Park et al., 2021; Raheem et al., 2019; Ram et al., 2020; Tillman et al., 2002).

Tabla 13.

Resultados de análisis próximo y último de los residuos de SI.

Análisis próximo	
% Humedad	6,25
% Material volátil	70,44
% Carbono fijo	14,3
% Cenizas	9,01
Análisis último*	
%C	41,08
%H	5,40
%N	1,62
%S	0,33
%O	42,56
PCI (MJ/kg)	18,55

*Base seca

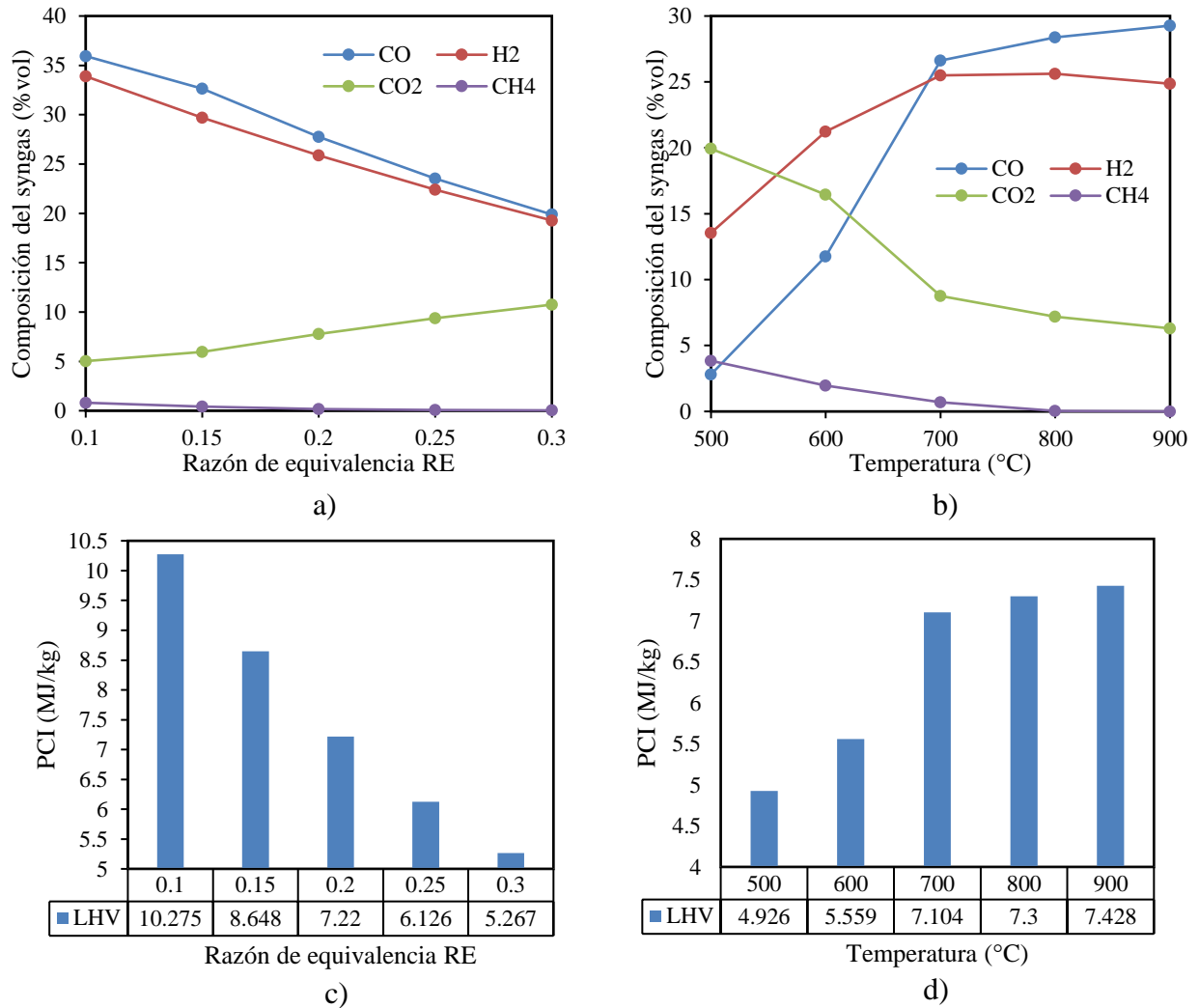
5.3.2. Evaluación del syngas

En la Figura 17 se muestra la variación de la composición y el comportamiento del PCI del syngas en función de la razón de equivalencia (RE) y en función de la temperatura de gasificación de residuos de SI. Se halló que para temperaturas de gasificación cercanas a 700 °C o superiores, la CCE fue del 100% a partir de RE=0,15. Sabiendo que el aumento de la temperatura de gasificación depende principalmente del calor desprendido de las reacciones de combustión, y por tanto de la cantidad de oxígeno que ingresa al gasificador, se estableció que el RE ideal del sistema es de 0,25, puesto que beneficia el aumento de la temperatura a valores superiores de 700 °C y, como se muestra en la Figura 17, el syngas

alcanza un PCI superior a los 6,0 MJ/kg. Valores de RE notablemente superiores a 0,25 disminuirán el contenido de H_2 , CH_4 , y CO , e incrementarán el contenido de CO_2 , reduciendo el PCI aunque se aumente la temperatura de gasificación. Por otra parte, valores de RE notablemente inferiores a 0,25 serían ideales si se pudiera mantener la temperatura de gasificación en al menos 700 °C, pero no siendo el caso, el bajo ingreso de oxígeno al gasificador generará bajas temperaturas de gasificación y por lo tanto CCE menores al 100% y una menor tasa de producción del syngas. Para la condición de RE=0,25 se obtuvo un potencial energético de 152 kW y un CGE del 73,5%.

Figura 17.

Composición del syngas en función de a) RE a temperatura constante de 750°C y b) temperatura a RE constante de 0,2, con los valores de PCI en función de c) RE (T=750 °C) y d) temperatura (RE=0,2).



5.3.3. Dimensionamiento de los equipos

El requerimiento de potencia del sistema obtenido de la suma del consumo de los equipos presentados en la Tabla 10 representa un aproximado de 25 kW. Se sugirió emplear un factor de seguridad de 1,25, con el cual puedan cubrirse las posibles variaciones de

consumo de estos equipos y las pérdidas de potencia por accesorios o cableados del sistema. Esto reflejó un requerimiento de 31,25 kW entregados por el sistema de generación, los cuales pueden entregarse mediante las especificaciones de los equipos que conforman el sistema que se muestran en la Tabla 14.

Tabla 14.

Especificaciones de los equipos que conforman el sistema de generación.

Equipo	Especificaciones
Gasificador	Capacidad igual o superior a 40 kg _{biomasa} /h RE=0,25 Temperatura de gasificación de 750 °C Producción de syngas de aprox. 90 kg/h
Compresor	Flujo de gas de hasta 50 m ³ /h aprox. Potencia de 0,1-0,4 kW Eficiencia isoentrópica del 85%
Cyclone	Dimensiones: 20 cm de diámetro, 30 cm de longitud cilíndrica y 50 cm de longitud cónica
Intercambiador HE1	Intercambiador tipo carcasa y tubo $A_{HE1} = 0,2058 m^2$
Intercambiador HE2	Intercambiador tipo carcasa y tubo $A_{HE2} = 0,01107 m^2$
Intercambiador HE3	Intercambiador tipo carcasa y tubo $A_{HE3} = 0,1528 m^2$
Bomba-tanque	Caudal de al menos 100 lpm Potencia de 0,746 kW Eficiencia isoentrópica del 90%
Moto-generador	Capacidad de al menos 35 kW Eficiencia térmica del 30% aprox. Eficiencia del generador de 90%

5.3.4. Análisis exerético

En la Tabla 15 se presentan las exergías para cada flujo y en la Tabla 16 las eficiencias exeréticas de los componentes del sistema, donde puede notarse que los intercambiadores de calor y las cámaras de combustión del motor a gas son los elementos

con menor eficiencia exergética, presentando valores por debajo del 30%, dejando ver el alto nivel de irreversibilidad de los procesos que allí ocurren. Se aprecia que las eficiencias exergéticas de la bomba centrífuga y el compresor son mucho más elevadas.

Tabla 15.

Flujo de exergía del sistema.

Línea	Descripción	Exergía (kJ/kg)	Tasa de Exergía (kW)
WBIO	Biomasa pelletizada entrante al gasificador	18550	206,11
ENVAIR	Aire del entorno	0,0068	9,91E-5
COMAIR	Aire saliente del compresor	11,71	0,171
RSYNG	Syngas saliente del gasificador	6637,95	170,76
AFSYNG	Syngas libre de contaminantes sólidos	6637,92	164,15
ASH	Contaminantes sólidos (cenizas, alquitranes y char)	-	-
WATERIN	Almacenamiento de agua usada para enfriar el syngas y los gases de escape	0,029	0,0476
PWATER1	Flujo de agua saliente de la bomba	0,315	0,521
PWATER2	Flujo de agua después del intercambiador HE1	0,298	0,494
WCSYNGAS	Syngas frío y húmedo	6128,05	151,54
CSYNGAS	Syngas frío y seco	5584,02	130,79
HSYNGAS	Syngas caliente	5609,93	131,40
LPEXGAS1	Gases de escape antes del intercambiador de calor HE2	216,81	16,22
COMAIR2	Aire del entorno que entra al motor	0,0068	0,00035
LPEXGAS2	Gases de escape después del intercambiador de calor HE2	187,53	14,03
CEXGAS	Gases de escape liberados al ambiente	16,92	1,266
WATEROUT	Salida de agua del intercambiador HE3	0,67	1,110

Tabla 16.*Eficiencias exergéticas de los componentes del sistema.*

Equipo	Eficiencia exergética (%)
Gasificador	82,85
Blower	85,50
Bomba	65,65
Cyclone	96,13
Intercambiador HE1	0,214
Intercambiador HE1	27,85
Intercambiador HE1	4,83
Moto-generator	12,34

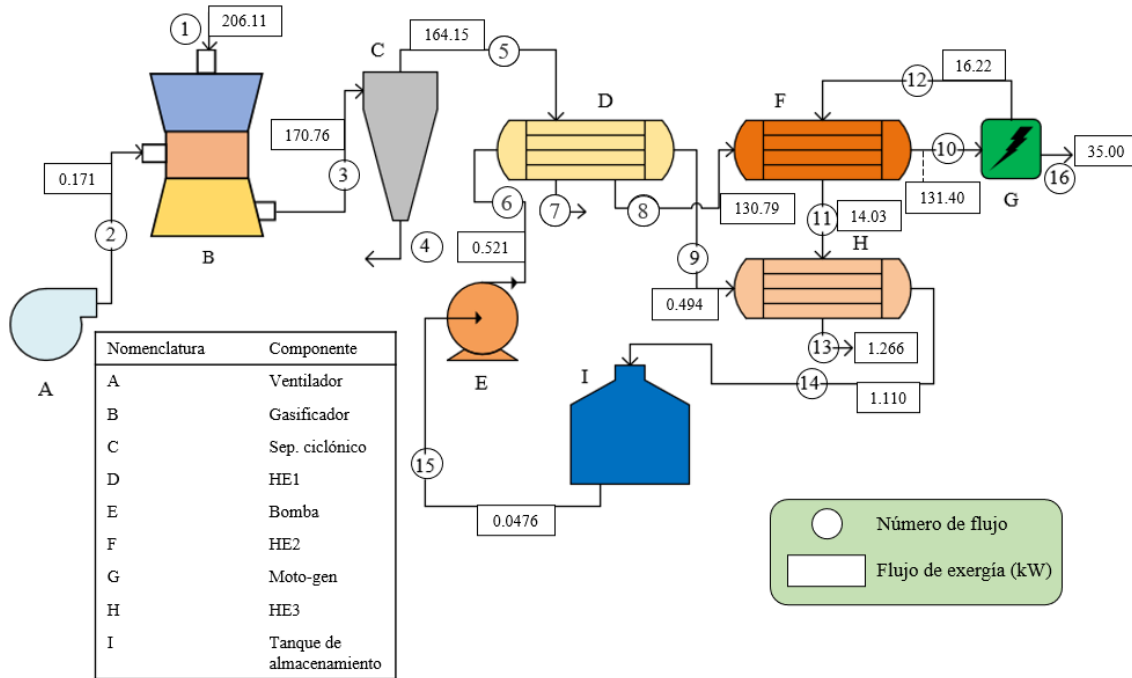
Posterior a la gasificación del combustible sólido, 35,521 kW de exergía es destruida por las reacciones termoquímicas del proceso, produciéndose syngas con 170,76 kW de exergía disponible, de la cual se pierden 6,61 kW de exergía física al salir del separador ciclónico, 12,61 kW de exergía física por transferencia de calor al enfriarse en HE1 y 20,75 kW de exergía química al retirarse el contenido de humedad. El precalentamiento del syngas con los gases de escape permite ganar 0,61 kW de exergía física, ingresando entonces a las cámaras de combustión del motor con un potencial de 131,40 kW de exergía, de la cual 35 kW son extraídos como potencia eléctrica.

El separador ciclónico presentó la mayor eficiencia exergética con un 96,13% debido a que el paso del syngas por este equipo solo conllevó una leve caída de presión y porque se retiró material contaminante el cual aportaba exergía de flujo. El air blower contó con una eficiencia exergética del 85,50%, lo cual refleja las pérdidas principalmente por fricción que ocurren en el equipo. Aunque el gasificador es un equipo donde se llevan a cabo un gran número de reacciones químicas, y por tanto la irreversibilidad del proceso que allí ocurre es notable, la eficiencia exergética que se registró fue del 82,85%, y puede explicarse gracias al potencial energético del syngas en términos de su respectivo PCI, es

decir, aunque exista una notable exergía física destruida, no existe una notable exergía química destruida, y en este caso en particular el syngas cuenta con una exergía química que es mucho mayor que su exergía física. La bomba presentó una eficiencia exergética de 65,65%, debido principalmente por el aumento de presión del agua, y al igual que el air blower por la fricción presente dentro del equipo, reflejándose en cambios de temperatura del agua. El moto-generador evidenció una clara cantidad de exergía destruida en su eficiencia exergética del 12,34%, puesto que es un equipo donde ocurren reacciones de combustión, y se destruye gran parte de la exergía química del syngas entrante, además de que existen muchas pérdidas internas durante la conversión de energía química a energía mecánica. Los intercambiadores de calor presentaron las eficiencias exergéticas más bajas del sistema: 0,214%, 4,83% y 27,85% para HE1, HE2 y HE3, respectivamente, lo cual se explica principalmente en la notable diferencia de la magnitud de flujos másicos entre los fluidos a intercambiar calor, y en el caso de los intercambiadores HE1 y HE2, los cuales presentan eficiencias exergéticas por debajo del 5% intervino notablemente la gran diferencia de temperaturas entre los dos fluidos entrantes.

Figura 18.

Diagrama de flujos de exergía del sistema.



5.3.5. Análisis exergoeconómico

En la Tabla 17 se muestran los costes de capital y de O&M para cada componente expresados en USD/s. De esta tabla se aprecia que la mayor inversión económica dentro del sistema está a cargo del equipo de generación, compuesto por el motor de combustión y el generador eléctrico. En términos de mayor inversión económica siguen el equipo de gasificación y peletización, respectivamente, mientras que los demás equipos del sistema se caracterizan por presentar costos por unidad de tiempo notablemente más bajos, lo cual se explica para algunos por sus relativos bajos costos capitales, y para otros por sus relativos bajos costos capitales y de O&M.

Tabla 17.*Costos capitales y de O&M del sistema.*

Equipo	Costes de capital valor presente (USD)	Costes de O&M valor presente (USD)	Ż (USD/h)
Pelletizadora	1250	11500	0,2462
Gasificador	1800	11688	0,2605
Compresor	40	30	0,001352
Bomba-sumidero	400	241	0,01238
Cyclone	140	46	0,003592
Intercambiador HE1	515	52	0,01095
Intercambiador HE2	83	8	0,001757
Intercambiador HE3	382	38	0,008111
Moto-generador	13280	23573	0,7117

Los resultados exergoeconómicos del sistema se muestran en la Tabla 18, donde se aprecian los costos por giga-jule de exergía de las entradas y salidas de cada equipo, así como los correspondientes costos por unidad de tiempo de la exergía destruida y de inversión. Nótese que para el cyclone se registró un costo por exergía destruida de 0,03139 USD/h, siendo casi 9 veces más que los respectivos costos de inversión del equipo, aún siendo que este cuenta con una gran eficiencia exergética (96,13%). De igual manera sucede con los intercambiadores de calor HE1 y HE3, los cuales presentan elevados costos por exergía destruida en comparación a sus costos de inversión (entre 16 y 30 veces más), en gran medida porque se trata de equipos con eficiencias exergéticas notablemente bajas: 0,214% y 4,83%, respectivamente.

Tabla 18.*Resultados exergoeconómicos del sistema.*

Equipo	c_F (USD/GJ)	c_P (USD/GJ)	\dot{C}_D (USD/h)	\dot{Z}_k (USD/h)	$\dot{C}_D + \dot{Z}_k$ (USD/h)	f_k (%)	r_k (%)
Gasificador	0,7408	1,319	0,09473	0,2605	0,3552	78,778	77,91
Blower	10,25	14,19	0,00107	0,001352	0,0024	10,974	38,39
Bomba	10,25	21,28	0,01006	0,01238	0,0224	10,719	111,11
Cyclone	1,319	1,378	0,03139	0,003592	0,0350	7,983	4,49
Intercambiador HE1	1,441	1,830	0,1729	0,01095	0,1839	4,210	54446,76
Intercambiador HE2	1,380	1,399	0,007849	0,001757	0,0096	13,957	317,04
Intercambiador HE3	5,488	34,5	0,2400	0,008111	0,2481	0,612	2037,03
Moto-generator	1,399	7,447	0,4038	0,7117	1,1155	55,749	986,25

Los datos referentes al factor exergoeconómico de cada componente (Tabla 9) fueron calculados bajo la asunción de un intercambio de calor nulo con los alrededores, es decir, sin pérdidas de exergía. El factor exergoeconómico resultó útil como criterio de evaluación de los componentes dentro del sistema, brindando una posible primera recomendación para el ahorro en costos, ya sea por la reducción del tamaño de algún equipo o por su eficiencia exergética. Para los intercambiadores de calor, Bejan et al. (Bejan et al., 1996) sugiere que el f_k debe permanecer abajo de 55%, lo cual se cumple para los tres intercambiadores del sistema. En términos generales, los bajos valores de f_k de los intercambiadores de calor se debe a que cuentan con eficiencias exergéticas muy bajas, lo que eleva las exergías destruidas y por tanto el denominador de la Eq. (12). Los f_k del air blower y de la bomba fueron de 10,974% y 10,719%, respectivamente, y aunque pueden calificarse como valores por debajo de lo recomendado, buscar mejorar el f_k conllevaría una inversión innecesaria ya sea con equipos de más tecnología o reduciendo el consumo energético de los mismos, lo cual afectaría directamente la selección de estos equipos en pro de cumplir con las demandas de los respectivos flujos dentro del sistema. El valor del

f_k obtenido del gasificador fue de 78,778%, y deja claro que es un equipo que representa un costo aceptable sobre el sistema, caracterizado por un bajo costo del combustible (residuos del SI), y por mantener una muy aceptable eficiencia exergética la cual interviene directamente sobre los objetivos de producción de energía. Asimismo, el f_k del equipo de generación se registró en un valor de 55,749%, lo que deja ver que es un equipo con alta exergía destruida pero que no es un valor lo suficientemente bajo como para representar la necesidad de invertir en un equipo con mayor eficiencia exergética, el cual representaría mayores costos de inversión.

Por medio de la resolución de las ecuaciones presentadas en la Tabla 12 se obtuvo un costo de producción energética c_w de 10,25 USD/GJ o 0,0369 USD/kWh. Este valor representa una alta competitividad frente al costo energético en zonas rurales de Colombia las cuales están al alcance de la red, puesto que oscila entre valores de 25-42 USD/GJ o 0,09 y 0,15 USD/kWh. La planta de producción de energía fue prevista a funcionar durante 10 horas-día, por tanto el costo de producción corresponde a 12,92 USD/día.

Además de los beneficios económicos del sistema, a este se le atribuye un significativo beneficio ambiental ya que las emisiones generadas de la combustión del syngas cuentan con una concentración menor de dióxido de carbono en comparación a otros combustibles como la gasolina y el diesel, y a la misma biomasa en combustión directa. La emisión de dióxido de carbono de la combustión del syngas es comparable a la del gas propano, teniendo en cuenta la proporción H-C (aprox. 1,3). El relativamente bajo PCI del syngas frente a estos combustibles convencionales en mención (principalmente por el alto contenido de N_2), generará también temperaturas más bajas dentro de las cámaras

de combustión y por tanto en los gases de escape, beneficiando la reducción de emisiones de NO_x . Asimismo, el contenido de azufre presente en el SI como biomasa es notablemente bajo, y la simulación de la gasificación mostró resultados cercanos a $1,3 \times 10^{-10} \text{ kg/ NM}^3$.

6. Comparación exergética y de emisiones de dos tecnologías de plantas térmicas a partir de combustión de biomasa

Abstract

Los sistemas de gasificación de biomasa son cada vez más empleados a nivel mundial para múltiples aplicaciones, entre estas la producción de energía eléctrica a micro y pequeña escala, en donde motores de combustión interna a gas o a gasolina (adaptados) son alimentados por el syngas producido de la gasificación de combustibles lignocelulósicos. En esta investigación se efectuó una comparación exergética entre dos tecnologías las cuales producen energía eléctrica alimentadas por residuos del Sacha inchi biomasa combustible, una de ellas por medio de gasificación, y la otra con la combustión directa de la biomasa. El análisis exergético se realizó bajo la asunción de un mismo requisito de potencia para ambas tecnologías (35 kW), y en donde los costos de los equipos tuvieran la tendencia a ser bajos para ambas tecnologías. Los flujos de exergía en cada línea del sistema se determinaron a partir de las condiciones de temperatura y presión, así como los tipos de procesos que se desarrollan en él. Los resultados muestran que las eficiencias exergéticas son notablemente mayores para el sistema con gasificación integrada, principalmente porque la naturaleza del proceso de combustión directa es más irreversible que la gasificación. Asimismo, queda evidenciado que el consumo de combustible y aire es mucho mayor dentro del sistema de combustión directa, y por lo tanto es productor de más gases de combustión que contaminan el medio ambiente.

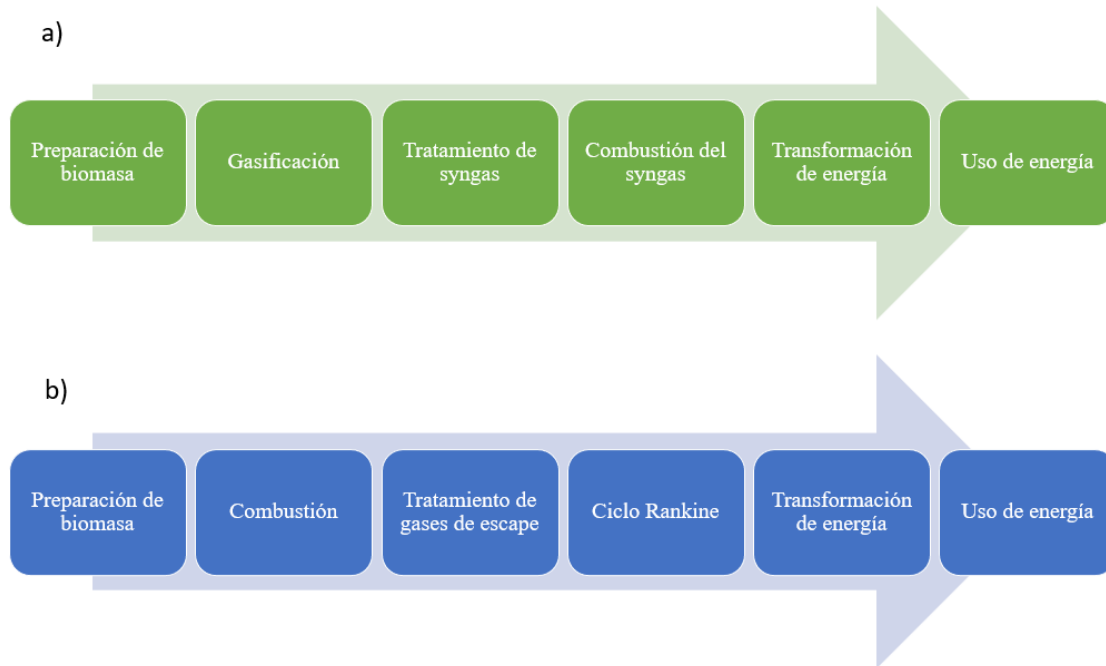
6.1. Descripción de los sistemas

El esquema general del sistema de producción de energía a través de la gasificación de residuos de SI y el esquema general del sistema de combustión directa se muestran en la Figura 19. Para los dos sistemas, la preparación de la biomasa hace referencia a su respectiva reducción de humedad, molienda y densificación (peletizado). Para el sistema de producción de energía con gasificación integrada, el combustible ingresa al gasificador tipo downdraft para ser transformado en syngas. El syngas es limpiado de impurezas y componentes indeseados como alquitranes y agua, y de esta manera puede ser quemado dentro de un motor de combustión interna. Una vez la energía química de los residuos de SI es transformada en energía mecánica, esta última es convertida a energía eléctrica por medio de un generador y estará disponible para su consumo. El arranque y funcionamiento del motor previo a alcanzar las condiciones estables del sistema se logra por medio de la conexión de una línea alterna de syngas previamente almacenado con el uso de un compresor.

Dentro del sistema de producción de energía con combustión directa el combustible es quemado dentro de una caldera donde la energía térmica liberada por la combustión es transferida por radiación y convección a la línea de agua de alimentación de la caldera. El agua de alimentación es vaporizada y fluye hacia una turbina de vapor la cual transforma la energía termodinámica del vapor de agua en energía mecánica. Por último, un generador eléctrico transforma la energía mecánica en energía eléctrica disponible para su consumo.

Figura 19.

Esquema general de los sistemas de producción de energía eléctrica con a) gasificación integrada y b) combustión directa.



Asumiendo que la biomasa llega a la planta en forma de cáscaras de SI con bajo contenido de humedad, la preparación del combustible constó de un proceso de molienda y densificación (peletizado) ~~pelletización~~. El esquema y la simulación de los sistemas se realizaron en el software Aspen plus (10ma versión). El sistema de producción energética con gasificación integrada y el sistema con combustión directa se muestran en la Figura 20, y los bloques empleados se especifican en las Tablas 19 y 20. El ciclo con gasificación integrada contiene los siguientes procesos: gasificación de biomasa, tratamiento del syngas y combustión del syngas, y el ciclo de combustión directa: combustión de biomasa, tratamiento de gases de combustión, generación de vapor y trabajo de turbina. El modelo termodinámico seleccionado fue PENG-ROB, que utiliza la ecuación cúbica de estado de

Peng-Robinson estándar para todas las propiedades termodinámicas excepto el volumen molar líquido y el método API para el volumen molar líquido de pseudocomponentes y el modelo de Rackett para componentes reales. Este modelo se utiliza para mezclas no polares o ligeramente polares. Algunos ejemplos son los hidrocarburos y los gases ligeros, como el dióxido de carbono, el sulfuro de hidrógeno y el hidrógeno, y ha demostrado ser conveniente en procesos termoquímicos con biomasa como materia prima (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020; Tang & Kitagawa, 2005).

La clase de flujo empleada fue MICINCPD, debido a la presencia de mezcla de gases y sólidos convencionales y no-convencionales, además de que permite especificar el tamaño de la biomasa como una distribución normal. El uso de una distribución normal permite la obtención de resultados más cercanos a la realidad, teniendo en cuenta que los pellets de biomasa no tendrán todos el mismo tamaño, y por lo tanto estas desviaciones son consideradas en el modelo. Los sólidos convencionales son materiales puros. Estos sólidos pueden estar presentes en mezclas en equilibrio de fase y/o químico, los sólidos no convencionales son materiales caracterizados en términos de factores empíricos llamados atributos de los componentes. Los atributos de los componentes representan la composición de los componentes por uno o más constituyentes. Las cenizas fueron tratadas como sólido no-convencional. El ingreso de biomasa húmeda fue especificado como 'WETBIO' y fue definido como un sólido no-convencional del cual se conocen los resultados de los análisis próximo y último. Se denominó de esta manera teniendo en cuenta que el modelamiento de la gasificación comprende una etapa de secado, y 'WETBIO' es la línea previa a este proceso. Por tanto, en los métodos de especificación de propiedades

se emplearon los modelos HCOALGEN y DCOALIGT para la entalpía y densidad, respectivamente.

Figura 20.

Diagramas de bloques de los sistemas de producción energética en Aspen plus con a) gasificación integrada y b) combustión directa.

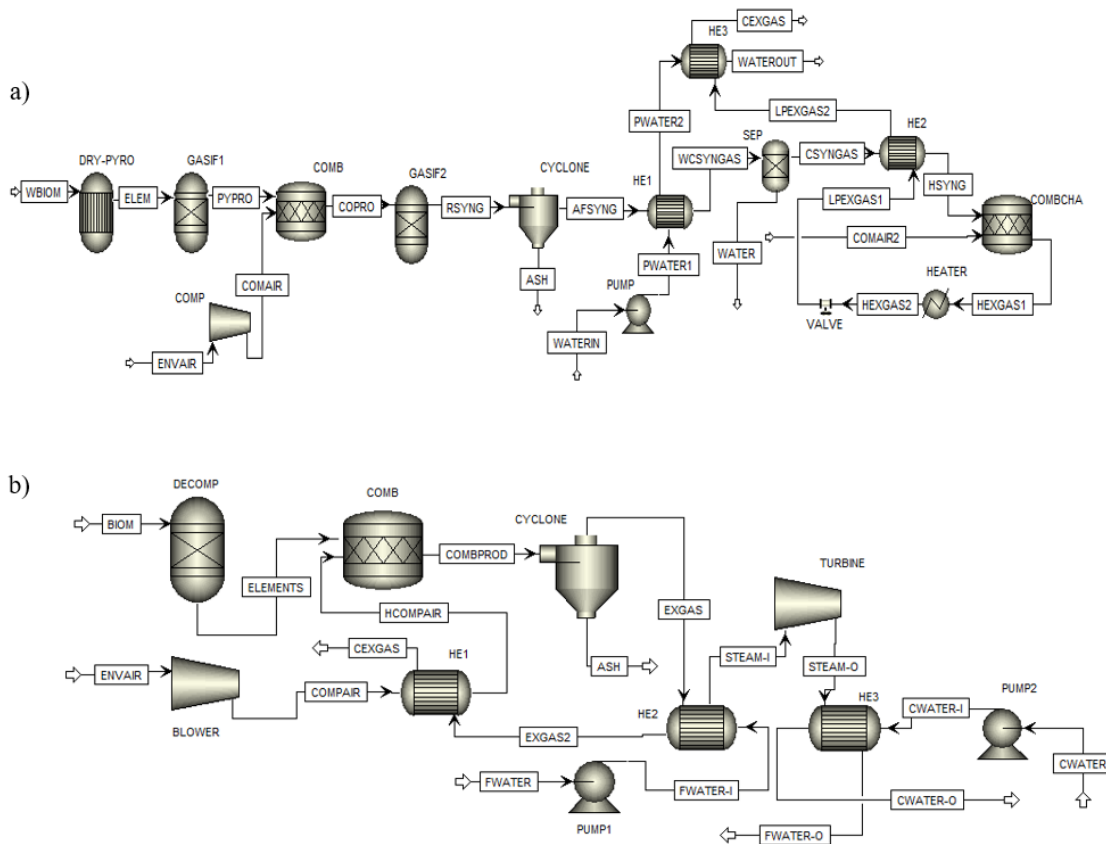


Tabla 19.

Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.

Nombre del bloque	Tipo	Descripción
DRY-PYRO	RYield	Descompone la biomasa no-convencional en especies elementales (C, H, O, N y S) y agua

GASIF1	RGibbs	Simula las reacciones entre las especies elementales y agua a través de la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico
COMB	RStoic	Simula las reacciones de combustión con la estequiometría de las reacciones definida
GASIF2	RGibbs	Simula las reacciones entre los gases de combustión y el char a través de la minimización de la energía libre de Gibbs y la restricción del equilibrio químico
COMP	Compr	Envía aire al gasificador por medio de un aumento de presión
CYCLONE	SSplit	Separa los sólidos de los gases calientes
HE1	HeatX	Enfría el syngas a temperatura ambiente y remueve la humedad junto a SEP
HE2	HeatX	Aumenta la temperatura del syngas previo a su ingreso al motor
HE3	HeatX	Reduce la temperatura de los gases de escape para ser liberados al entorno
SEP	Sep	Separa el contenido de humedad del syngas junto a HE1
PUMP	Pump	Bombea el agua de refrigeración que es usada en HE1 y HE3
COMBCHA	RStoic	Simula las reacciones de combustión presentes en el motor a gas

Tabla 20.

Listado de bloques presentes en el diagrama de flujo de Aspen Plus.

Nombre del bloque	Tipo	Descripción
DECOMP	RYield	Descompone la biomasa no-convencional en especies elementales (<i>C, H, O, N</i> y <i>S</i>) y agua
COMB	RStoic	Simula las reacciones de combustión con la estequiometría de las reacciones definida
BLOWER	Compr	Envía aire a la caldera por medio de un aumento de presión
HE1	HeatX	Calienta el aire de entrada a la caldera y enfría los gases de combustión que son entregados al ambiente
CYCLONE	SSplit	Separa los sólidos de los gases calientes
HE2	HeatX	Calienta el agua de alimentación y genera el vapor que entra a la turbina
HE3	HeatX	Enfría y condensa el vapor saliente de la turbina
PUMP1	Pump	Bombea el agua de alimentación hacia HE2
TURBINE	Compr	Convierte la energía termodinámica del vapor en energía mecánica
PUMP2	Pump	Bombea el agua de enfriamiento hacia HE3

El modelo de Gibbs ha demostrado que normalmente se puede utilizar para predecir los procesos de gasificación en lecho fijo debido a la lenta cinética asociada que normalmente opera en condiciones cercanas al equilibrio (Adamu et al., 2017; Huang & Jin, 2019; Mutlu & Zeng, 2020; Tang & Kitagawa, 2005). El reactor de Gibbs se utilizó principalmente para predecir la composición de equilibrio del syngas producido en el reactor de lecho fijo. Dado que el módulo del reactor de equilibrio *RGibbs* acepta solo los componentes convencionales, el combustible se descompuso en el reactor *yield* para convertir los elementos no convencionales de la materia prima en elementos convencionales, como se verá en el siguiente párrafo. Los reactores *yield* (*RYield*) modelan un reactor especificando los rendimientos de reacción de cada componente, este rendimiento se define como el mol o masa de cada componente por masa total de entrada al bloque. Los componentes inertes se pueden definir de la misma forma y no son incluidos en los cálculos de rendimiento (Aspen technology, 2000).

Los reactores *RYield* resultan útiles cuando se desconoce la cinética química de las reacciones o se disponga de datos de distribución de rendimiento o correlaciones (Aspen technology, 2000). El reactor estequiométrico permitió simular las reacciones oxidativas de especies convencionales mediante balances estequiométricos, teniendo en cuenta que estos reactores (*RStoic*) son recomendados a usar cuando la estequiometría de la reacción es conocida pero la información sobre cinética no está disponible o no es importante, como en el presente trabajo al ser un modelo en equilibrio. Los reactores *RYield*, *RStoic* y *RGibbs* pueden tener cualquier cantidad de corrientes de alimentación de material, que se

mezclan internamente. Los calores de reacción no son necesarios para ningún modelo de reactor. Aspen Plus calcula los calores de reacción utilizando calores de formación (Aspen technology, 2000).

6.1.1. Sistema con gasificación integrada

El diagrama de la Figura 20(a) se entiende de la siguiente manera: en primera instancia, en el sistema se lleva a cabo la gasificación de la biomasa 'WETBIO', para lo cual se modelaron las diferentes etapas dentro de un gasificador downdraft por separado, estas son: secado, pirólisis, combustión y reducción. Como primero, la biomasa es separada en sus componentes elementales (C, H, O, N y S), agua y cenizas en el bloque 'DRY-PYRO', el cual consiste en un reactor tipo RYield donde el rendimiento de las reacciones es especificado, teniendo en cuenta que aún son ignoradas las entalpías de reacción de secado y pirólisis, puesto que el principal objetivo de este RYield es convertir la biomasa a especies elementales para permitir la simulación de las reacciones en los bloques RGibbs. Después, el material volátil y el char son identificados por separado dentro del bloque 'GASIF1', siendo un reactor tipo RGibbs el cual simula las reacciones de secado y pirólisis por medio de la minimización de la energía libre de Gibbs al no contar en detalle con la estequiometría y rendimiento de estas reacciones. Posteriormente, hacen combustión con el aire 'COMAIR' que es ingresado con el *blower* 'COMP', esto dentro del bloque 'COMB', el cual consiste en un reactor tipo RStoic. Por último, las reacciones de reducción se llevan

a cabo en el bloque 'GASIF2', siendo un reactor tipo RGibbs. Terminado el proceso de gasificación, se obtiene syngas en la línea 'RSYNG', la cual corresponde al syngas aún con contaminantes y contenido de vapor. Por tanto, las impurezas como cenizas, alquitranes y residuos carbonosos son retirados por la línea 'ASH' por medio de un separador ciclónico (CYCLONE), obteniéndose un syngas libre de sólidos en la línea 'AFSYNG'. Para eliminar la humedad presente en 'AFSYNG' se emplea un intercambiador de calor, representado por los bloques HeatX 'HE1' y el separador 'SEP', que baja la temperatura del syngas hasta temperatura ambiente ($\sim 30\text{ }^{\circ}\text{C}$), con lo cual el vapor es condensado y retirado del syngas por la línea 'WATER'. El intercambio de calor se hace con agua ingresada por la línea 'PWATER1' por medio de una bomba centrífuga representada por el bloque 'PUMP'.

Una vez el syngas es tratado, fluye por la línea 'CSYNGAS' hacia las cámaras de combustión de un motor a gas de combustión interna, las cuales se representan por el bloque 'COMBCHA', y modelado como un reactor tipo RStoic. Los bloques 'HEATER' y 'VALVE' presentes a la salida de las cámaras de combustión hacen referencia a los elementos internos del motor que logran que sus gases de escape salgan a menor temperatura y presión con respecto a las inmediaciones de las cámaras de combustión. Como puede observarse, los gases de escape son aprovechados para incrementar la energía del syngas entrante al motor por medio de un incremento de temperatura logrado con el intercambiador de calor representado con el bloque 'HE2'. Por último, los gases salientes del bloque 'HE2' ('LPEXGAS2') son enfriados por medio del agua presente en la línea 'PWATER2', y liberados al entorno.

Las reacciones presentes en el proceso de gasificación lenta se presentan en la Tabla 21. La pirólisis ha sido expresada de forma simplificada como la conversión de biomasa seca en material volátil y biocarbón siendo que el número de reacciones en esta etapa es alto, y puede entenderse como un proceso endotérmico, por lo tanto se sugiere leer el documento (Ismail et al., 2017) donde se expresan a detalle. La ausencia de estas reacciones a detalle en este documento no afectará su comprensión. Las salidas del diseño elaborado en Aspen plus son la potencia del motor de combustión interna y sus respectivos gases de escape. Para obtener la salida de energía eléctrica del sistema se ha propuesto el uso de un generador eléctrico conectado a la salida del motor en cuestión.

Tabla 21.*Reacciones involucradas en la gasificación de biomasa.*

N°	Nombre	Reacción	Zona-tipo	Entalpía de reacción [kJ/mol]
R1	Secado	$(H_2O)_L + Q \rightarrow (H_2O)_V$	Secado	$Q \sim 40.71$
R2	Pirólisis	Biomasa seca \rightarrow volátiles* + biocarbón	Pirólisis	NA**
R3	H ₂ oxidación	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$	Combustión	-483.64
R4	CO oxidación	$2CO + O_2 \rightarrow 2CO_2$	Combustión	-565.98
R5	Oxidación parcial de bio-carbón	$2C + O_2 \rightarrow 2CO$	Combustión	-221.06
R6	Oxidación de metano	$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$	Combustión	-802.31
R7	Oxidación de alquitrans	$C_6H_6^{***} + 4.5O_2 \rightarrow 6CO + 3H_2O$	Combustión	-1471.57
R8	Agua-gas reacción	$C + H_2O \rightarrow H_2 + CO$	Gasificación	131.38
R9	Boudouard reacción	$CO_2 + C \rightarrow 2CO$	Gasificación	172.58
R10	Shift conversión	$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	Gasificación	41.98
R11	Metanización	$C + 2H_2 \rightarrow CH_4$	Gasificación	-74.90
R12	Reformado vapor-metano	$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	Gasificación	206.14
R13	NH ₃ formación	$0.5N_2 + 1.5H_2 \rightarrow NH_3$	NA	-46.19
R14	H ₂ S formación	$H_2 + S \rightarrow H_2S$	NA	-20.50

*Volátiles: H₂, CO₂, CO, CH₄, H₂O y alquitrans

**NA=no aplica

***C₆H₆ indica hidrocarburos pesados, tales como alquitrans

6.1.2. Sistema de combustión directa

El diagrama de la Figura 20(b) se entiende de la siguiente manera: la biomasa que entra como combustible al sistema ('BIOM') es primero descompuesta en los elementos *C, H, O, N* y *S* en un reactor tipo RYield, por las razones ya expuestas anteriormente, para así ingresar por la línea 'ELEMENTS' a la caldera del ciclo Rankine 'COMB, la cual simula las reacciones de combustión a través de un reactor tipo RStoic, donde además del combustible, ingresa aire pre-calentado 'HCOMPAIR' proveniente del intercambiador de calor tipo carcasa y tubo 'HE1', donde la línea de gases de combustión 'EXGAS2' es la encargada de entregar el calor necesario para el incremento de temperatura del aire. La alimentación de aire es lograda por medio del bloque 'BLOWER', el cual incrementa la presión del aire del entorno 'ENVAIR' y lo entrega como 'COMPAIR' al intercambiador 'HE1'. Los gases de combustión salientes de 'COMB' entran a un separador ciclónico ('CYCLONE') donde los residuos sólidos ('ASH') son separados de los gases de combustión ('EXGAS'). La línea de gases de combustión 'EXGAS' entrega calor al agua de alimentación del ciclo 'FWATER-I' en el intercambiador de calor de carcasa y tubo 'HE2', del cual salen los gases de combustión a menor temperatura por la línea 'EXGAS2' y el agua de alimentación como vapor sobrecalentado por la línea 'STEAM-I'. Al intercambiador 'HE2' llega el agua de alimentación por medio de la bomba 'PUMP1' la cual incrementa la presión de la línea 'FWATER', correspondiente al almacenamiento respectivo. El vapor generado en 'HE2' ingresa a la turbina de vapor 'TURBINE' y sale de la misma como 'STEAM-O' como vapor sobrecalentado a menor temperatura, por

tanto, ingresa al intercambiador de calor de carcasa y tubo 'HE3' el cual funciona como condensador, logrando el cambio de fase de 'STEAM-O' al intercambiar calor con la línea de agua de condensador 'CWATER-I', la cual proviene de la bomba 'PUMP2' que a su vez se encarga de incrementar la presión del agua de condensador almacenada en 'CWATER'. De 'HE3' sale agua líquida de alimentación por la línea 'FWATER-O' y agua de condensador a mayor temperatura 'CWATER-O'. Una vez los gases de combustión calientan el agua de alimentación y posteriormente el aire entrante a la caldera, son liberados al entorno por la línea 'CEXGAS'.

Las reacciones presentes en el proceso de combustión se presentan en la Tabla 22. La salida de este sistema diseñado en Aspen plus consiste en la potencia mecánica de la turbina de vapor y los gases de combustión generados en la caldera (bloque 'COMB'). Para obtener la salida de energía eléctrica del sistema se ha propuesto el uso de un generador eléctrico conectado a la salida de la turbina.

Tabla 22.

Reacciones involucradas en la combustión directa de biomasa.

N°	Nombre	Reacción	Tipo	Entalpía de reacción [kJ/mol]
R1	Secado	$(H_2O)_L + Q \rightarrow (H_2O)_V$	Secado	$Q \sim 40.71$
R2	H oxidación	$2H_2 + O_2 \rightarrow 2H_2O$	Combustión	-483.64
R3	C oxidación	$C + O_2 \rightarrow CO_2$	Combustión	-393.52
R5	S oxidación	$S + O_2 \rightarrow SO_2$	Combustión	-296.81
R4	NO formación	$N + 0.5O_2 \rightarrow NO$	NA	91.29
R6	NO ₂ formación	$2NO + O_2 \rightarrow 2NO_2$	NA	33.2

6.2. Metodología

Los sistemas de producción de energía eléctrica se diseñaron a partir de procesos de transformación termoquímica de la biomasa como combustible, donde tanto el sistema con gasificación integrada como el sistema de combustión directa están orientados a la generación a micro-escala para una misma potencia de 35 kW.

6.2.1. Caracterización de biomasa

Las propiedades físico-químicas de las cáscaras de SI se registraron a partir de los resultados de los análisis próximo y último expuestos en (Soongprasit et al., 2019), donde la materia prima se recolectó de una planta de extracción de aceites en la provincia de Kamphaeng Phet, Tailandia. Las muestras fueron secadas al sol, se trituraron y se tamizaron en 125 μm , 125-425 μm y 425-850 μm . El análisis último y próximo se realizó con un analizador elemental (LECO; TrueSpec CHN / CHNS) y un analizador termogravimétrico (METTLER TOLEDO; TGA / STA 851 °; TGA).

6.2.2. Modelamiento de gasificación

La construcción y simulación del sistema de producción de energía se realizó en Aspen plus (10ma versión) tal y como se detalló en la sección 5.2.2.

6.2.3. Modelamiento de combustión

Como se mencionó anteriormente, la preparación previa del combustible fue idéntica para ambos procesos de producción energética. La combustión de la biomasa se modeló de forma estequiométrica en estado de equilibrio, teniendo en cuenta la información expuesta en la Tabla 22. Las asunciones y consideraciones de este sistema fueron:

- Cada bloque del proceso está perfectamente aislado térmicamente con el entorno;
- En cada bloque la temperatura se considera uniforme y los flujos entrantes logran un mezclado perfecto.

El tiempo de residencia de las especies es el suficiente para alcanzar el equilibrio termodinámico en el bloque tipo RStoic;

- Los gases son considerados como ideales, debido a las altas temperaturas y bajas presiones;
- La razón de equivalencia para la combustión fue de 1.5;
- Las cenizas se asumieron como no reactivas.

6.2.4. Análisis exergético

El análisis de exergías del sistema se fundamentó en la Eq. (3), donde E_i representa la exergía del flujo i , y E_{ph} y E_{ch} las exergías física y química del mismo flujo, respectivamente.

$$E_i = E_{ph,i} + E_{ch,i} \quad (3)$$

La exergía física se determinó por medio de la Eq. (4), mientras que la exergía química por medio de tablas de exergías químicas estándar (Bejan et al., 1996), y la Eq. (5).

$$E_{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (4)$$

$$E_{ch} = \sum_i n_i * (e_i^{ch} + RT_0 \ln y_i) \quad (5)$$

Donde h y s son los valores de entalpía y entropía para las condiciones de cada línea del sistema, respectivamente, y h_0 y s_0 lo son a condiciones estándar, T_0 la temperatura del entorno, n_i el número de moles de cada especie i e_i^{ch} es la exergía química de cada especie i , y_i la fracción molar de cada especie i , y R la constante universal de los gases.

El balance de exergías se llevó a cabo por medio de la asunción de un sistema abierto, tal que cumpla la expresión de la Eq. (6). Donde dE_{cv}/dt representa la tasa de cambio del cambio de exergía, T_0 y P_0 la temperatura y presión del entorno, T_j y \dot{Q}_j la temperatura de los alrededores y transferencia de calor hacia los alrededores, respectivamente, \dot{W}_{cv} la potencia entrante o saliente del sistema, dV_{cv}/dt la tasa de cambio de volumen con respecto al tiempo, \dot{m} el flujo másico, \dot{e}_i y \dot{e}_e las exergías de flujo entrantes y salientes, y \dot{E}_D la exergía destruida.

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \sum_j \left(1 - \frac{T_0}{T_j}\right) \dot{Q}_j - \left(\dot{W}_{cv} - P_0 \frac{dV_{cv}}{dt}\right) + \sum_i \dot{m}_i \dot{e}_i - \sum_e \dot{m}_e \dot{e}_e - \dot{E}_D \quad (6)$$

La eficiencia exergética es un criterio que permite realizar una evaluación del rendimiento termodinámico de un sistema. En esta investigación se determinó para cada componente a partir de la Eq. (7), donde ε representa la eficiencia exergética del elemento o sistema, \dot{E}_P la tasa de exergía de los productos con respecto al tiempo, \dot{E}_F la tasa de exergía del combustible con respecto al tiempo y \dot{E}_L la tasa de exergía perdida con respecto al tiempo. El término 'producto' se relaciona con el propósito de usar un sistema o componente, y el término 'combustible' con el recurso que debe gastarse para generar el producto.

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_P}{\dot{E}_F} = 1 - \frac{\dot{E}_D + \dot{E}_L}{\dot{E}_F} \quad (7)$$

En la Tabla 5 se describen los flujos exergéticos de entrada y salida (productos y combustibles) para cada uno de los equipos que conforman ambos sistemas de producción energética. El término \dot{W}_e hace referencia al consumo o generación de potencia eléctrica y \dot{W}_m al consumo o generación de potencia mecánica del correspondiente equipo.

Tabla 23.

Descripción de las exergías de productos y combustibles para la determinación de la eficiencia exergética de cada equipo para ambos sistemas.

Sistema con gasificación integrada			Sistema de combustión directa		
Equipo	$\sum E_P$	$\sum E_F$	Equipo	$\sum E_P$	$\sum E_F$
Gasificador	\dot{E}_{RSYNG}	$\dot{E}_{WBIOM} + \dot{E}_{COMAIR}$	Caldera	$\dot{E}_{STEAM-I} + \dot{E}_{EXGAS2}$	$\dot{E}_{BIOM} + \dot{E}_{HCOMPAIR} + \dot{E}_{FWATER-I}$
Blower	\dot{E}_{COMAIR}	$\dot{E}_{ENVAIR} + \dot{W}_{e,COMP}$	Blower	$\dot{E}_{COMPAIR}$	$\dot{E}_{ENVAIR} + \dot{W}_{e,BLOWER}$
Bomba	$\dot{E}_{PWATER1}$	$\dot{E}_{WATERIN} + \dot{W}_{e,PUMP}$	Intercambiad or HE1	$\dot{E}_{HCOMPAIR} - \dot{E}_{COMPAIR}$	$\dot{E}_{EXGAS2} - \dot{E}_{CEXGAS}$
Cyclone	$\dot{E}_{AFSYNG} + \dot{E}_{ASH}$	\dot{E}_{RSYNG}	Bomba 1	$\dot{E}_{FWATER-I}$	$\dot{E}_{FWATER} + \dot{W}_{e,PUMP1}$
Intercambiad or HE1	$\dot{E}_{PWATER2} - \dot{E}_{PWATER1}$	$\dot{E}_{AFSYNG} - \dot{E}_{WCSYNGAS}$	Turbina de vapor	$\dot{E}_{STEAM-O} + \dot{W}_{m,TURBINE}$	$\dot{E}_{STEAM-I}$
Intercambiad or HE2	$\dot{E}_{HSYNG} - \dot{E}_{CSYNGAS}$	$\dot{E}_{LPEXGAS1} - \dot{E}_{LPEXGAS2}$	Intercambiad or HE3	$\dot{E}_{STEAM-O} - \dot{E}_{FWATER-O}$	$\dot{E}_{CWATER-O} - \dot{E}_{CWATER-I}$
Intercambiad or HE3	$\dot{E}_{WATEROUT} - \dot{E}_{PWATER2}$	$\dot{E}_{LPEXGAS2} - \dot{E}_{CEXGAS}$	Bomba 2	$\dot{E}_{CWATER-I}$	$\dot{E}_{CWATER} + \dot{W}_{e,PUMP2}$
Moto- generador	$\dot{E}_{LPEXGAS1} + \dot{W}_{e,MG}$	$\dot{E}_{HSYNG} + \dot{E}_{ENVAIR2}$			

6.2.5. Análisis de emisiones

El nivel de emisiones generado por cada uno de los dos sistemas fue comparado mediante la determinación del contenido de CO_2 , CO y NO_x presente en los gases de escape generados de los procesos de combustión de cada sistema.

6.3. Resultados

6.3.1. Caracterización de las cáscaras de SI

Los valores del análisis próximo y el análisis último para el Sacha inchi asumido como combustible son los mismos que se expusieron en la Tabla 13 de la sección 5.3.1.

6.3.2. Evaluación del syngas

En la Figura 17 se muestra la variación de la composición y el comportamiento del PCI del syngas en función de la razón de equivalencia (RE) y en función de la temperatura de gasificación de residuos de SI.

6.3.3. Análisis exerético

En las Tablas 24 y 25 se presentan las exergías y tasas de exergía para cada línea de flujo que conforman el sistema con gasificación integrada y de combustión directa, respectivamente.

Tabla 24.

Flujo de exergía del sistema con gasificación integrada.

Línea	Descripción	Exergía (kJ/kg)	Tasa de Exergía (kW)
WBIO	Biomasa pelletizada entrante al gasificador	18550	206.11
ENVAIR	Aire del entorno	0.0068	9.91E-5
COMAIR	Aire saliente del compresor	11.71	0.171
RSYNG	Syngas saliente del gasificador	6637.95	170.76
AFSYNG	Syngas libre de contaminantes sólidos	6637.92	164.15
ASH	Contaminantes sólidos (cenizas, alquitranes y char)	-	-
WATERIN	Almacenamiento de agua usada para enfriar el syngas y los gases de escape	0.029	0.0476

PWATER1	Flujo de agua saliente de la bomba	0.315	0.521
PWATER2	Flujo de agua después del intercambiador HE1	0.298	0.494
WCSYNGAS	Syngas frío y húmedo	6128.05	151.54
CSYNGAS	Syngas frío y seco	5584.02	130.79
HSYNGAS	Syngas caliente	5609.93	131.40
LPEXGAS1	Gases de escape antes del intercambiador de calor HE2	216.81	16.22
COMAIR2	Aire del entorno que entra al motor	0.0068	0.00035
LPEXGAS2	Gases de escape después del intercambiador de calor HE2	187.53	14.03
CEXGAS	Gases de escape liberados al ambiente	16.92	1.266
WATEROUT	Salida de agua del intercambiador HE3	0.67	1.110

Tabla 25.*Flujo de exergía del sistema de combustión directa.*

Línea	Descripción	Exergía (kJ/kg)	Tasa de Exergía (kW)
BIOM	Biomasa pelletizada entrante a la caldera	18550	566.81
ELEMENTS	Biomasa descompuesta en elementos (C, H, O, N, y S)	18550	566.81
ENVAIR	Aire del entorno	0	0
COMPAIR	Aire entregado por el blower	3.0878	0.7428
HCOMPAIR	Aire precalentado en HE1 entrante a la caldera	5.2835	1.2710
COMBPROD	Productos de la combustión	861.23	232.08
ASH	Cenizas y material sólido separado de los gases de combustión	0	0
EXGAS	Gases de combustión	864.21	232.07
FWATER	Agua almacenada para la alimentación del ciclo	0	0
FWATER-I	Agua de alimentación entregada por la bomba 1	0.3511	0.0409
EXGAS2	Gases de combustión enfriados por el agua de alimentación en HE2	16.208	4.3524
CEXGAS	Gases de combustión entregados al entorno después de enfriados con el aire de la caldera en HE1	11.043	2.9653
STEAM-I	Vapor generado del calentamiento del agua de alimentación en HE2 que entra a la turbina	843.65	98.236
STEAM-O	Vapor saliente de la turbina	518.65	60.392
FWATER-O	Resultado de la condensación en HE3 del vapor saliente de la turbina	2.889	0.3364

CWATER	Agua almacenada para la condensación del vapor saliente de la turbina	0	0
CWATER-I	Agua de condensación entregada por la bomba 2	0.1160	0.1929
CWATER-O	Agua de condensación a la salida de HE3	12.057	20.056

En la Tabla 26 se muestran las eficiencias exergéticas de los componentes de cada sistema de producción energética, donde puede notarse que los intercambiadores de calor y las cámaras de combustión son los elementos con menor eficiencia exergética para ambos sistemas, dejando ver el alto nivel de irreversibilidad de los procesos que allí ocurren. Se aprecia que las eficiencias exergéticas de las bombas centrífugas y los blower de aire son mucho más elevadas

Tabla 26.

Eficiencias exergéticas de los componentes del sistema con gasificación integrada.

Sistema con gasificación integrada		Sistema de combustión directa	
Equipo	Eficiencia exergética (%)	Equipo	Eficiencia exergética (%)
Gasificador	82.85	Caldera	17.93
Blower	85.50	Blower	72.09
Bomba	65.65	Intercambiador HE1	38.08
Cyclone	96.13	Bomba 1	99.34
Intercambiador HE1	0.214	Turbina de vapor	97.11
Intercambiador HE2	27.85	Intercambiador HE3	33.08
Intercambiador HE3	4.83	Bomba 2	99.28
Moto-generator	12.34		

6.3.4. Sistema con gasificación integrada

Posterior a la gasificación del combustible sólido, 35.521 kW de exergía es destruida por las reacciones termoquímicas del proceso, produciéndose syngas con 170.76

kW de exergía disponible, de la cual se pierden 6.61 kW de exergía física al salir del separador ciclónico, 12.61 kW de exergía física por transferencia de calor al enfriarse en HE1 y 20.75 kW de exergía química al retirarse el contenido de humedad. El precalentamiento del syngas con los gases de escape permite ganar 0,61 kW de exergía física, ingresando entonces a las cámaras de combustión del motor con un potencial de 131.40 kW de exergía, de la cual 35 kW son extraídos como potencia eléctrica.

El separador ciclónico presentó la mayor eficiencia exergética con un 96.13% debido a que el paso del syngas por este equipo solo conllevó una leve caída de presión y porque se retiró material contaminante el cual aportaba exergía de flujo. El air blower contó con una eficiencia exergética del 85.50%, lo cual refleja las pérdidas principalmente por fricción que ocurren en el equipo. Aunque el gasificador es un equipo donde se llevan a cabo un gran número de reacciones químicas, y por tanto la irreversibilidad del proceso que allí ocurre es notable, la eficiencia exergética que se registró fue del 82,85%. Esto, puede explicarse gracias al potencial energético del syngas en términos de su respectivo PCI, es decir, aunque exista una notable exergía física destruida, no existe una notable exergía química destruida, y en este caso en particular, el syngas cuenta con una exergía química que es mucho mayor que su exergía física.

La bomba presentó una eficiencia exergética de 65,65%, debido principalmente por el aumento de presión del agua, y al igual que el air blower por la fricción presente dentro del equipo, reflejándose en cambios de temperatura del agua. El moto-generator evidenció una clara cantidad de exergía destruida en su eficiencia exergética del 12,34%, puesto que es un equipo donde ocurren reacciones de combustión, y se destruye gran parte de la

exergía química del syngas entrante, además de que existen muchas pérdidas internas durante la conversión de energía química a energía mecánica.

Los intercambiadores de calor presentaron las eficiencias exergéticas más bajas del sistema: 0,214%, 4,83% y 27,85% para HE1, HE2 y HE3, respectivamente, lo cual se explica principalmente en la notable diferencia de la magnitud de flujos másicos entre los fluidos a intercambiar calor, y en el caso de los intercambiadores HE1 y HE2, los cuales presentan eficiencias exergéticas por debajo del 5% intervino notablemente la gran diferencia de temperaturas entre los dos fluidos entrantes.

6.3.5. Sistema de combustión directa

El combustible que entra a la caldera cuenta con 566.81 kW de exergía química, de los cuales 335.54 kW son destruidos por las reacciones termoquímicas de la combustión, y solo 0.01 kW de exergía física se pierden por el paso del separador ciclónico. El intercambio de calor presente en HE2 entre los gases de combustión y el agua de alimentación permite que a la última se le incremente su exergía física de 0.0409 kW a 98.236 kW, de los cuales son aprovechados 35 kW como potencia mecánica en la turbina de vapor. Los gases de combustión salientes de HE2 aún cuentan con 4.35 kW de exergía física con lo cual transfieren calor al aire entrante a la caldera, incrementando su exergía física de 0.7428 kW a 1.271 kW.

El separador ciclónico es el elemento donde menos pérdidas exergéticas presenta el sistema, pues su respectiva eficiencia puede asumirse como 100 %. Las dos bombas

centrífugas y la turbina de vapor también presentan eficiencias exergéticas elevadas y mayores a 97 %, puesto que existe poco nivel de irreversibilidades y las pérdidas exergéticas por transferencia de calor hacia el entorno son pocas, aunque las eficiencias isoentrópicas se hayan asumido del 90 %. El air blower contó con una eficiencia exergética del 72.09 %, lo cual refleja las pérdidas principalmente por fricción que ocurren en el equipo. Nótese que la caldera es el equipo con menor eficiencia exergética con un valor de 17.93 %, pues como se explicó anteriormente en el sistema con gasificación integrada, aquí ocurren varias reacciones termoquímicas las cuales son de naturaleza irreversible y que dan como resultado gases sin un valor de exergía química significativo.

Por último, los intercambiadores de calor HE1 y HE3 presentaron eficiencias exergéticas de 38.08 % y 33.08 %, respectivamente, valores que pueden calificarse como bajos en comparación a otros equipos del sistema, lo cual se explica principalmente por la diferencia de flujos másicos y de cambios de temperatura entre las líneas de entrada y de salida.

6.3.6. Comparación de emisiones y consumo de materia prima

La simulación de los procesos presentes en cada uno de los sistemas de producción permitió estimar y comparar el consumo de combustible de cada uno, así como también las emisiones de CO_2 y NO_x , entre otros. Estos valores se muestran en la Tabla 27.

Tabla 27.*Emisiones generadas y consumo de combustible para cada sistema*

	Sist. con gasificación integrada	Sist. de combustión directa
Consumo de combustible (kg/h)	35.00	105.00
Consumo de aire (kg/h)	52.61	866.00
Emisiones de CO_2 (kg/h)	56.15	155.25
Emisiones de CO (kg/h)	0.00	0.00
Emisiones de SO_2 (kg/h)	0.2234	0.6810
Emisiones de NO_x * (kg/h)	0.00386	0.00

*Suma de emisiones de NO y NO_2

Nótese que los resultados evidencian un mayor consumo de combustible y de aire, y, por lo tanto, mayores niveles de emisiones al medio ambiente para el sistema de combustión directa, lo cual refleja que este proceso es notablemente más ineficiente dentro de un sistema de transformación energética en comparación con un sistema con gasificación integrada. Esta ineficiencia radica en que el aprovechamiento energético en un proceso de combustión directa se desarrolla por la energía térmica de los gases de escape de la combustión, la cual se transmite a un generador por medio de una turbina, en este caso asumida como una turbina de vapor. Dentro de un proceso de gasificación el aprovechamiento energético no solo se desarrolla con la energía térmica del syngas, sino que además su composición genera un potencial energético como combustible gaseoso y, por tanto, el proceso es más eficiente dentro de un sistema de generación de energía eléctrica.

Estos resultados eran los esperados, teniendo en cuenta los resultados previos del análisis exergético de ambos sistemas, desde donde quedó reflejada la ineficiencia exergética del sistema de combustión directa debido a la alta irreversibilidad del proceso.

Como se mencionó previamente en este documento, dichas emisiones deben cumplir con lo estipulado en el Decreto 02 de 1982, Por el cual se reglamentan parcialmente el Título I de la Ley 09 de 1979 y el Decreto Ley 2811 de 1974, en cuanto a emisiones atmosféricas en Colombia. Según el Artículo 31, donde se especifican las Normas de Calidad del Aire, deben considerarse los máximos admisibles para la emisión de material particulado, dióxido de azufre (SO₂), monóxido de carbono (CO), oxidantes fotoquímicos expresados como ozono (O₃) y óxidos de nitrógeno (NO_x). El comparativo de los niveles de emisión simulados y los admitidos por el Decreto 02 de 1982 se presentan en la Tabla 28.

Tabla 28.

Evaluación de los niveles de emisiones de contaminantes del aire frente a los máximos admitidos por el Decreto 02 de 1982

	Sist. Con gasificación integrada	Sist. De combustión directa	Niveles admitidos
Emisiones de CO (mg/m ³)	0.00	0.00	100
Emisiones de SO ₂ (mg/m ³)	1.0-2.0	0.0-1.0	50
Emisiones de NO _x * (mg/m ³)	0.0-1.0	0.00	100

*Suma de emisiones de NO y NO₂

Como se aprecia en la Tabla 28, los niveles de emisión de contaminantes, en miligramos por metro cúbico (mg/m³), son valores que están considerablemente debajo de los máximos permitidos para cada uno de los contaminantes expresados en el Decreto 02 de 1982. Por esta razón, es posible calificar a ambos procesos (gasificación y combustión directa) como aceptables dentro de los lineamientos legales y por tanto

amigables con el medio ambiente, siendo desde un principio uno de los principales objetivos al utilizar biomasa como combustible.

7. Conclusiones

Los resultados del modelo mostraron una gran aproximación a los resultados experimentales, validándolo como oportuno para predecir la producción y composición del gas productor bajo diferentes condiciones de temperatura, presión y RE. Se observó que los valores bajos de RE producen un mayor PCI pero altos porcentajes de carbono residual en el proceso, y por tanto un menor CCE. El 100% de CCE se alcanzó para valores de RE cercanos a 0,3 o superiores. La temperatura de gasificación influye directamente en el PCI del gas de producción. Las temperaturas bajas reflejan un menor PCI, mientras que el aumento de la temperatura refleja también un aumento del PCI. Para las RE que provocan CCE inferiores al 100%, las temperaturas de gasificación superiores a 600 °C son insostenibles, ya que las reacciones de oxidación serán incompletas y, por lo tanto, al ser exotérmicas, aportarán menos energía a las reacciones de gasificación. Con esta consideración se llegó a la conclusión de que el rango ideal de RE para la biomasa está entre 0,25-0,35 ya que se consigue una buena producción de gas productor con respecto al contenido de biomasa, y este rango permite obtener temperaturas de gasificación cercanas a los 700 °C o superiores, y como se demostró, estas temperaturas benefician enormemente el PCI del gas productor.

El análisis de la gasificación de biomasa con mayor contenido de cenizas y humedad y menor contenido de oxígeno se pudo realizar mediante la modelización de la gasificación de residuos de arroz y su correspondiente validación con los resultados experimentales obtenidos. Estos combustibles de biomasa dieron lugar a un gas productor con mayor PCI y CCE, manteniendo un CGE entre el 82 % y el 95 %, donde se reflejó que,

en términos generales, es una mejor opción gasificar BS-H en lugar de RS y RH2 individualmente, a las condiciones estudiadas.

Asimismo, este modelo predictivo permite realizar un primer análisis del proceso de gasificación previo a la fase de diseño de un sistema de aprovechamiento de biomasa, donde se detalla el potencial energético junto con la producción de algunos contaminantes en el proceso.

Los resultados de la simulación de la gasificación de residuos de SI mostraron que un RE igual a 0,25 es el óptimo para la generación de syngas, registrando un PCI de 6,126 MJ/kg, CCE del 100% y CGE de 73,5%. Los resultados del análisis exergético calificaron al moto-generador y a los intercambiadores de calor como los equipos de menor eficiencia exergética con valores entre 0,214-27,85%, mientras que el gasificador, air blower y cyclone registraron valores entre 82,85-96,13%. Por último, los resultados del análisis exergoeconómico mostraron un coste energético de 10,25 USD/GJ, el cual representa entre 2 y 4 veces menos el coste de energía eléctrica brindada por la red en Colombia. Aunque se reflejaron altos costos por exergía destruida en los intercambiadores HE1 y HE3, así como en el moto-generador, en proporción a sus respectivos costos de inversión, los resultados de f_k fueron satisfactorios para todos los equipos en términos de que no reflejan sobrecostos ni escatima sobre la inversión de los equipos.

Emplear un sistema de producción de energía eléctrica con gasificación integrada de biomasa mostró notablemente mejores resultados técnicos, económicos y ambientales en comparación con un sistema con combustión directa de biomasa. Dentro de este proceso comparativo se establecieron dos sistemas de producción de energía para una misma

demanda de potencia, donde se estudió el uso de los residuos de semillas del Sacha inchi como combustible. El desarrollo de un análisis exergético para ambos sistemas reflejó que las eficiencias exergéticas del sistema de combustión directa son notablemente menores a las del sistema con gasificación integrada, lo cual es justificado con las altas irreversibilidades que ocurren en el quemado del combustible. Asimismo, la adaptación de un ciclo Rankine al sistema con combustión directa representa una mayor inversión económica debido al tamaño y tecnología de los equipos necesarios, así como un consumo de combustible de casi 3 veces más, y un consumo de aire de casi 16 veces más al sistema con gasificación integrada.

Con esta investigación quedó demostrado que la producción energética por medio de la gasificación de semillas del Sacha inchi representa una tecnología más eficiente, económica y amigable con el medio ambiente en comparación con sistemas de combustión directa, además de que esta biomasa se evaluó como competitiva en términos de potencial energético frente al carbón y a otras biomásas que fueron aquí analizadas, con lo cual se espera que en un futuro cercano la instalación del sistema planteado sea posible y permita generar mayores oportunidades y comodidades al sector rural colombiano, considerando que en una primera instancia este ha sido el sector objetivo.

Referencias

- Adamu, S., Binous, H., Razzak, S. A., & Hossain, M. M. (2017). Enhancement of glucose gasification by Ni/La₂O₃-Al₂O₃ towards the thermodynamic extremum at supercritical water conditions. *Renewable Energy*, *111*, 399–409. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2017.04.020>
- Akrami, E., Ameri, M., & Rocco, M. V. (2020). Developing an Innovative biomass-based Power Plant for low-carbon Power production: Exergy and Exergoeconomic analyses. *Thermal Science and Engineering Progress*, *19*(April), 100662. <https://doi.org/10.1016/j.tsep.2020.100662>
- Akyurek, Z., Akyuz, A., Naz, M. Y., Sulaiman, S. A., Lütüoğlu, B. C., & Gungor, A. (2019). Numerical Simulation of Stoichiometric Thermodynamic Equilibrium Model of a Downdraft Biomass Air Gasifier. *Solid Fuel Chemistry*, *53*(6), 426–435. <https://doi.org/10.3103/S0361521919070012>
- Al-Rahbi, A. S., & Williams, P. T. (2017). Hydrogen-rich syngas production and tar removal from biomass gasification using sacrificial tyre pyrolysis char. *Applied Energy*, *190*, 501–509. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.12.099>
- AlNouss, A., Parthasarathy, P., Shahbaz, M., Al-Ansari, T., Mackey, H., & McKay, G. (2020). Techno-economic and sensitivity analysis of coconut coir pith-biomass gasification using ASPEN PLUS. *Applied Energy*, *261*(January), 114350. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.114350>
- Aqib, M., Umeki, K., Risberg, M., & Wingren, A. (2021). Numerical simulation of a biomass cyclone gasifier : Effects of operating conditions on gasifier performance. *Fuel Processing Technology*, *218*(February), 106861. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2021.106861>
- Arteaga-pérez, L. E., & Casas-ledón, Y. (2015). Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación. *Afinidad*, *72*(570), 138–145.
- Arun, K., Venkata Ramanan, M., & Mohanasutan, S. (2020). Comparative studies and analysis on gasification of coconut shells and corn cobs in a perforated fixed bed downdraft reactor by admitting air through equally spaced conduits. *Biomass Conversion and Biorefinery*. <https://doi.org/10.1007/s13399-020-00872-1>
- Aspen technology, I. (2000). *Aspen Plus User Guide*.

- ASTM. (2008). Standard Test Method for. *Manual on Hydrocarbon Analysis, 6th Edition, 84*(Reapproved), 545-545–3. <https://doi.org/10.1520/mnl10913m>
- ASTM. (2011a). Standard Test Method for Volatile Matter in the Analysis of Particulate Wood Fuels E872 - 82. *ASTM International, 82*(Reapproved 2006), 14–16. <https://doi.org/10.1520/E0872-82R19.2>
- ASTM. (2011b). Standard Test Methods for Analysis of Wood Fuels E870 - 82. *ASTM International, 82*(Reapproved 2006), 1–2. <https://doi.org/10.1520/E0870-82R19.2>
- Bagus Setyawan, M. I., Dafiqurrohman, H., Akbar, M. H., & Surjosatyo, A. (2021). Characterizing a two-stage downdraft biomass gasifier using a representative particle model. *Renewable Energy, 173*. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.03.060>
- Bassyouni, M., Ul Hasan, S. W., Abdel-Aziz, M. H., Abdel-Hamid, S. M. S., Naveed, S., Hussain, A., & Ani, F. N. (2014). Date palm waste gasification in downdraft gasifier and simulation using ASPEN HYSYS. *Energy Conversion and Management, 88*, 693–699. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.08.061>
- Basu, P. (2018). *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction - Practical Design and Theory* (3rd ed.). Elsevier. <https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpBGPTPDT1/viewerType:toc/>
- Bayona, R. A. S. (2020). *Assessment of Thermal Decomposition of Rice Husk and its Blend with Rice Straw*. Universidad Industrial de Santander.
- Bejan, A., Tsatsaronis, G., & Moran, M. (1996). *Thermal Design and Optimization*.
- Bhaduri, S., Jeanmart, H., & Contino, F. (2017). Tar Tolerant HCCI Engine Fuelled with Biomass Syngas: Combustion Control Through EGR. *Energy Procedia, 105*, 1764–1770. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.507>
- Bhaduri, S., Jeanmart, H., & Contino, F. (2018). EGR control on operation of a tar tolerant HCCI engine with simulated syngas from biomass. *Applied Energy, 227*(August 2017), 159–167. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.08.233>
- Buentello-Montoya, D., Zhang, X., Marques, S., & Geron, M. (2019). Investigation of competitive tar reforming using activated char as catalyst. *Energy Procedia, 158*, 828–835. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2019.01.216>
- Butera, G., Gadsbøll, R. Ø., Ravenni, G., Ahrenfeldt, J., Henriksen, U. B., & Clausen, L. R. (2020). Thermodynamic analysis of methanol synthesis combining straw

gasification and electrolysis via the low temperature circulating fluid bed gasifier and a char bed gas cleaning unit. *Energy*, 199, 117405.
<https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117405>

Butera, G., Højgaard Jensen, S., Østergaard Gadsbøll, R., Ahrenfeldt, J., & Røngaard Clausen, L. (2020). Flexible biomass conversion to methanol integrating solid oxide cells and TwoStage gasifier. *Fuel*, 271(March), 117654.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117654>

Cai, J., Zheng, W., Luo, M., & Tang, X. (2021). Gasification of biomass waste in the moving-grate gasifier with the addition of all air into the oxidizing stage: Experimental and numerical investigation. *Process Safety and Environmental Protection*, 147, 985–992. <https://doi.org/10.1016/j.psep.2021.01.022>

Cano, A., Arévalo, P., & Jurado, F. (2020). Energy analysis and techno-economic assessment of a hybrid PV/HKT/BAT system using biomass gasifier: Cuenca-Ecuador case study. *Energy*, 202. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117727>

Cao, L., Yu, I. K. M., Xiong, X., Tsang, D. C. W., Zhang, S., Clark, J. H., Hu, C., Ng, Y. H., Shang, J., & Ok, Y. S. (2020). Biorenewable hydrogen production through biomass gasification: A review and future prospects. *Environmental Research*, 186(February), 109547. <https://doi.org/10.1016/j.envres.2020.109547>

Cardona, S., Orozco, L. M., Gómez, C. L., Solís, W. A., Velásquez, J. A., & Rios, L. A. (2021). Valorization of banana residues via gasification coupled with electricity generation. *Sustainable Energy Technologies and Assessments*, 44(June 2020). <https://doi.org/10.1016/j.seta.2021.101072>

Cardoso, J., Silva, V., & Eusébio, D. (2019). Techno-economic analysis of a biomass gasification power plant dealing with forestry residues blends for electricity production in Portugal. *Journal of Cleaner Production*, 212(2019), 741–753.
<https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.12.054>

Cassamagnaghi, G., Amore, G. D., Marras, R., & Moreschi, R. (n.d.). *Innovative Process Experience for Simultaneous Acid Gases Removal and Slagging / Fouling Reduction in Waste-to-Energy Boilers*. 603–621.

Channiwala, S. A., & Parikh, P. P. (2002). A unified correlation for estimating HHV of solid, liquid and gaseous fuels. *Fuel*, 81(8), 1051–1063.
[https://doi.org/10.1016/S0016-2361\(01\)00131-4](https://doi.org/10.1016/S0016-2361(01)00131-4)

Chen, H., Li, L., Lei, Y., Wu, S., Yan, D., & Dong, Z. (2020). Public health effect and its

- economics loss of PM2.5 pollution from coal consumption in China. *Science of the Total Environment*, 732. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2020.138973>
- Chen, Z., Wang, D., Yang, H., Zhang, Y., Li, Y., Li, C., Yu, J., & Gao, S. (2021). Novel application of red mud as disposal catalyst for pyrolysis and gasification of coal. *Carbon Resources Conversion*, 4(October 2020), 10–18. <https://doi.org/10.1016/j.crcon.2021.01.001>
- Costa, M., Rocco, V., Caputo, C., Cirillo, D., Di Blasio, G., La Villetta, M., Martoriello, G., & Tuccillo, R. (2019). Model based optimization of the control strategy of a gasifier coupled with a spark ignition engine in a biomass powered cogeneration system. *Applied Thermal Engineering*, 160(August 2018), 114083. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2019.114083>
- Das, S., Kumar Sarkar, P., & Mahapatra, S. (2018). Thermodynamic optimization of coal-biomass co-gasification process by using non-stoichiometric equilibrium modeling. *Materials Today: Proceedings*, 5(11), 23089–23098. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2018.11.039>
- Datta, A., Ganguly, R., & Sarkar, L. (2010). Energy and exergy analyses of an externally fired gas turbine (EFGT) cycle integrated with biomass gasifier for distributed power generation. *Energy*, 35(1), 341–350. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2009.09.031>
- De, S., Kumar, A., Moholkar Bhaskar, A. V. S., & Editors, T. (2018). *Coal and Biomass Gasification Energy, Environment, and Sustainability Recent Advances and Future Challenges*. <http://www.springer.com/series/15901>
- Departamento Administrativo Nacional de Estadística. (2016). 3er Censo Nacional Agropecuario: Hay campo para todos. Tomo 2. Resultados. In *Ministerio de agricultura* (Vol. 2).
- Dhanavath, K. N., Shah, K., Bhargava, S. K., Bankupalli, S., & Parthasarathy, R. (2018). Oxygen-steam gasification of karanja press seed cake: Fixed bed experiments, ASPEN Plus process model development and benchmarking with saw dust, rice husk and sunflower husk. *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 6(2), 3061–3069. <https://doi.org/10.1016/j.jece.2018.04.046>
- Díaz González, C. A., & Pacheco Sandoval, L. (2020). Sustainability aspects of biomass gasification systems for small power generation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 134(October 2019). <https://doi.org/10.1016/j.rser.2020.110180>

- Dong, L., Liu, H., & Riffat, S. (2009). Development of small-scale and micro-scale biomass-fuelled CHP systems - A literature review. *Applied Thermal Engineering*, 29(11–12), 2119–2126. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2008.12.004>
- Du, X., Jin, X., Zucker, N., Kennedy, R., & Urpelainen, J. (2020). Transboundary air pollution from coal-fired power generation. *Journal of Environmental Management*, 270(November 2019), 110862. <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2020.110862>
- E871-82, A. (2014). Standard Test Method for Moisture Analysis of Particulate Wood Fuels 1. *Annual Book of ASTM Standards*, 82(Reapproved 2013), 2. <https://doi.org/10.1520/E0871-82R19.2>
- Enerdata. (n.d.). *Producción primaria de energía mundial-Producción energética-Enerdata*. Retrieved July 5, 2020, from <https://datos.enerdata.net/energia-total/produccion-energetica-mundial.html>
- Foster, M. D. (1994). Wabash River Coal Gasification Repowering Project. *Proceedings of the American Power Conference*, 56(pt 2), 1697–1701.
- Freiberg, A., Scharfe, J., Murta, V. C., & Seidler, A. (2018). The use of biomass for electricity generation: A scoping review of health effects on humans in residential and occupational settings. *International Journal of Environmental Research and Public Health*, 15(2). <https://doi.org/10.3390/ijerph15020354>
- Gagliano, A., Nocera, F., Bruno, M., & Cardillo, G. (2017). Development of an Equilibrium-based Model of Gasification of Biomass by Aspen Plus. *Energy Procedia*, 111, 1010–1019. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.264>
- Gambarotta, A., Morini, M., & Zubani, A. (2018). A non-stoichiometric equilibrium model for the simulation of the biomass gasification process. *Applied Energy*, 227(August 2017), 119–127. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.07.135>
- Gao, N., Chen, C., Magdziarz, A., Zhang, L., & Quan, C. (2021). Modeling and simulation of pine sawdust gasification considering gas mixture reflux. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 155(March), 105094. <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2021.105094>
- Garcia-Freites, S., Welfle, A., Lea-Langton, A., Gilbert, P., & Thornley, P. (2020). The potential of coffee stems gasification to provide bioenergy for coffee farms: a case study in the Colombian coffee sector. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 10(4), 1137–1152. <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00480-8>
- García, C. A., Moncada, J., Aristizábal, V., & Cardona, C. A. (2017). Techno-economic

and energetic assessment of hydrogen production through gasification in the Colombian context: Coffee Cut-Stems case. *International Journal of Hydrogen Energy*, 42(9), 5849–5864. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2017.01.073>

Glassman, I., Yetter, R. A., & Glumac, N. G. (2015). *Combustion* (5th ed.). Elsevier. https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpCE000031/viewerType:toc//root_slug:combustion-5th-edition/url_slug:combustion-5th-edition?b-q=combustionglassman&sort_on=default&b-subscription=true&b-group-by=true&b-sort-on=default&b-content-type=all_references&

Gomez, R. D., Palacio, M., Arango, J. F., Avila, A. E., & Mendoza, J. M. (2021). Evaluation of the energy generation potential by an experimental characterization of residual biomass blends from Córdoba, Colombia in a downdraft gasifier. *Waste Management*, 120, 522–529. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.10.014>

Han, J., Liang, Y., Hu, J., Qin, L., Street, J., Lu, Y., & Yu, F. (2017). Modeling downdraft biomass gasification process by restricting chemical reaction equilibrium with Aspen Plus. *Energy Conversion and Management*, 153(August), 641–648. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.10.030>

Hansen, L., Magiri-Skouloudi, D., Konstantinos Braimakis Dr-Ing Sotirios Karellas, D.-I., Sebastian Fendt, D.-I., de Riese, T., Braimakis, K., Clemens, L., Bergins, C., Fendt, S., Karellas, S., & Spliethoff Kurzfassung, H. (2020). *The Bioefficiency Project Part 2: A Blueprint Design for the Next Generation of Biomass-Fired Cogeneration Plants*. 7, 62–69. <https://cordis.europa.eu/project/>

Higman, C., & van der Burgt, M. (2008). *Gasification (2nd Edition)* (Elsevier (ed.)). https://app.knovel.com/web/toc.v/cid:kpGE00001G/viewerType:toc//root_slug:gasification-2nd-edition/url_slug:gasification-2nd-edition?b-q=gasificationhigman&sort_on=default&b-subscription=true&b-group-by=true&b-sort-on=default&b-content-type=all_referen

Huang, F., & Jin, S. (2019). Investigation of biomass (pine wood) gasification: Experiments and Aspen Plus simulation. *Energy Science and Engineering*, 7(4), 1178–1187. <https://doi.org/10.1002/ese3.338>

Hwang, I. S., Sohn, J., Lee, U. Do, & Hwang, J. (2021). CFD-DEM simulation of air-blown gasification of biomass in a bubbling fluidized bed gasifier: Effects of equivalence ratio and fluidization number. *Energy*, 219. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119533>

Indrawan, N., Thapa, S., Bhoi, P. R., Huhnke, R. L., & Kumar, A. (2017). Engine power

generation and emission performance of syngas generated from low-density biomass. *Energy Conversion and Management*, 148, 593–603.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2017.05.066>

International-Energy-Agency. (2019). World Energy Balances 2019. In *World Energy Balances Overview*. https://iea.blob.core.windows.net/assets/8bd626f1-a403-4b14-964f-f8d0f61e0677/World_Energy_Balances_2019_Overview.pdf

Ismail, H. Y., Abbas, A., Azizi, F., & Zeaiter, J. (2017). Pyrolysis of waste tires: A modeling and parameter estimation study using Aspen Plus®. *Waste Management*, 60, 482–493. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2016.10.024>

Ji, C., Dai, X., Wang, S., Liang, C., Ju, B., & Liu, X. (2013). Experimental study on combustion and emissions performance of a hybrid syngas-gasoline engine. *International Journal of Hydrogen Energy*, 38(25), 11169–11173.
<https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2013.02.101>

Kalina, J., Świerzewski, M., & Strzałka, R. (2019). Operational experiences of municipal heating plants with biomass-fired ORC cogeneration units. *Energy Conversion and Management*, 181(September 2018), 544–561.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.12.045>

Keche, A. J., Gaddale, A. P. R., & Tated, R. G. (2015). Simulation of biomass gasification in downdraft gasifier for different biomass fuels using ASPEN PLUS. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 17(2), 465–473.
<https://doi.org/10.1007/s10098-014-0804-x>

Kopas, J., York, E., Jin, X., Harish, S. P., Kennedy, R., Shen, S. V., & Urpelainen, J. (2020). Environmental Justice in India: Incidence of Air Pollution from Coal-Fired Power Plants. *Ecological Economics*, 176(March), 106711.
<https://doi.org/10.1016/j.ecolecon.2020.106711>

Koytsoumpa, E. I., Karellas, S., & Kakaras, E. (2020). Modelling of methanol production via combined gasification and power to fuel. *Renewable Energy*, 158, 598–611.
<https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.05.169>

LaFincadeHoy. (2017). *Cuidados del cultivo de sachá inchi*.
<https://www.youtube.com/watch?v=lxAdxaW5rA>

Lakkhana, C., Atong, D., & Sricharoenchaikul, V. (2017). Fuel Gas Generation from Gasification of Sacha Inchi Shell using a Drop Tube Reactor. *Energy Procedia*, 138, 870–876. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.10.109>

- Lan, W., Chen, G., Zhu, X., Wang, X., Liu, C., & Xu, B. (2018). Biomass gasification-gas turbine combustion for power generation system model based on ASPEN PLUS. *Science of the Total Environment*, 628–629, 1278–1286. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2018.02.159>
- Lee, J. W., Lee, S. J., Jamal, Y., & Yun, Y. (2018). Partial slagging coal gasifier operational performance and product characteristics for energy sustainability in an integrated gasification combined cycle system. *Journal of the Energy Institute*, 91(5), 769–778. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2017.05.004>
- Lee, S. H., Lee, T. H., Jeong, S. M., & Lee, J. M. (2019). Economic analysis of a 600 mwe ultra supercritical circulating fluidized bed power plant based on coal tax and biomass co-combustion plans. *Renewable Energy*, 138, 121–127. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.01.074>
- Lee, Y. D., Ahn, K. Y., Morosuk, T., & Tsatsaronis, G. (2014). Exergetic and exergoeconomic evaluation of a solid-oxide fuel-cell-based combined heat and power generation system. *Energy Conversion and Management*, 85, 154–164. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2014.05.066>
- Li, C. Y., Deethayat, T., Wu, J. Y., Kiatsiriroat, T., & Wang, R. Z. (2018). Simulation and evaluation of a biomass gasification-based combined cooling, heating, and power system integrated with an organic Rankine cycle. *Energy*, 158, 238–255. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.05.206>
- Li, C. Y., Shen, Y., Wu, J. Y., Dai, Y. J., & Wang, C. H. (2019). Experimental and modeling investigation of an integrated biomass gasifier–engine–generator system for power generation and waste heat recovery. *Energy Conversion and Management*, 199(August), 1–15. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112023>
- Li, J., Xu, K., Yao, X., & Chen, S. (2021). Prediction and optimization of syngas production from steam gasification: Numerical study of operating conditions and biomass composition. *Energy Conversion and Management*, 236(March), 114077. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114077>
- Li, Z., Xu, H., Yang, W., Zhou, A., & Xu, M. (2019). CFD simulation of a fluidized bed reactor for biomass chemical looping gasification with continuous feedstock. *Energy Conversion and Management*, 201(September), 112143. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2019.112143>
- Liu, R., Tsiava, R., Xu, S., & Chen, D. (2021). Experimental study of char gasification characteristics with high temperature flue gas. *Journal of the Energy Institute*,

97(November 2020), 187–193. <https://doi.org/10.1016/j.joei.2021.04.015>

Lynch, T. A. (2005). *Igcc Project Development and Finance Seminar*.

Mansur, F. Z., Faizal, C. K. M., Samad, N. A. F. A., At Naw, S. M., & Sulaiman, S. A. (2020). Gasification performance of sawdust, pelletized sawdust and sub-bituminous coal in a downdraft gasifier. *SN Applied Sciences*, 2(9), 1–10. <https://doi.org/10.1007/s42452-020-03358-x>

Martínez, L. V., Rubiano, J. E., Figueredo, M., & Gómez, M. F. (2020). Experimental study on the performance of gasification of corncobs in a downdraft fixed bed gasifier at various conditions. *Renewable Energy*, 148, 1216–1226. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.034>

Mazhkoo, S., Dadfar, H., HajiHashemi, M. S., & Pourali, O. (2021). A comprehensive experimental and modeling investigation of walnut shell gasification process in a pilot-scale downdraft gasifier integrated with an internal combustion engine. *Energy Conversion and Management*, 231, 113836. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.113836>

Mendiburu, A. Z., Carvalho, J. A., & Coronado, C. J. R. (2014). Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: Stoichiometric models. *Energy*, 66, 189–201. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.11.022>

Miller, B. G., & Tillman, D. A. (2008). *Combustion Engineering Issues for Solid Fuel Systems*. Elsevier. <https://app.knovel.com/hotlink/toc/id:kpCEISFS02/combustion-engineering/combustion-engineering>

Miller, S. F., & Miller, B. G. (2007). The occurrence of inorganic elements in various biofuels and its effect on ash chemistry and behavior and use in combustion products. *Fuel Processing Technology*, 88(11–12), 1155–1164. <https://doi.org/10.1016/j.fuproc.2007.06.030>

Mohamed, U., Zhao, Y., Huang, Y., Cui, Y., Shi, L., Li, C., Pourkashanian, M., Wei, G., Yi, Q., & Nimmo, W. (2020). Sustainability evaluation of biomass direct gasification using chemical looping technology for power generation with and w/o CO₂ capture. *Energy*, 205, 117904. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.117904>

Moharamian, A., Soltani, S., Rosen, M. A., & Mahmoudi, S. M. S. (2018). Advanced exergy and advanced exergoeconomic analyses of biomass and natural gas fired combined cycles with hydrogen production. *Applied Thermal Engineering*, 134(September 2017), 1–11. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2018.01.103>

- Mutlu, Ö. Ç., & Zeng, T. (2020). Challenges and Opportunities of Modeling Biomass Gasification in Aspen Plus: A Review. *Chemical Engineering and Technology*, 43(9), 1674–1689. <https://doi.org/10.1002/ceat.202000068>
- Nadaleti, W. C., & Przybyla, G. (2020). NO_x, CO and HC emissions and thermodynamic-energetic efficiency of an SI gas engine powered by gases simulated from biomass gasification under different H₂ content. *International Journal of Hydrogen Energy*, x. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.05.193>
- National Energy Technology Laboratory. (n.d.). *IGCC Project Examples*. Retrieved July 4, 2020, from <https://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/project-examples#duke>
- Öztürk, M., Özek, N., & Yüksel, Y. E. (2012). Gasification of various types of tertiary coals: A sustainability approach. *Energy Conversion and Management*, 56, 157–165. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2011.11.008>
- Padinger, R., Aigenbauer, S., Schmidl, C., & Bentzen, J. D. (2019). Best practise report on decentralized biomass fired CHP plants and status of biomass fired small-and micro scale CHP technologies. *IEA Bioenergy*, 32(2019), 1–83.
- Pal, R. K. (2019). Gasification of cotton stalk in a downdraft gasifier. *Energy Sources, Part A: Recovery, Utilization and Environmental Effects*, 0(0), 1–13. <https://doi.org/10.1080/15567036.2019.1654564>
- Pandey, B., Prajapati, Y. K., & Sheth, P. N. (2020). CFD analysis of biomass gasification using downdraft gasifier. *Materials Today: Proceedings*, 44, 4107–4111. <https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.10.451>
- Pantaleo, A. M., Camporeale, S. M., Miliozzi, A., Russo, V., Shah, N., & Markides, C. N. (2017). Novel hybrid CSP-biomass CHP for flexible generation: Thermo-economic analysis and profitability assessment. *Applied Energy*, 204, 994–1006. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.05.019>
- Park, S. J., Son, S. H., Kook, J. W., Ra, H. W., Yoon, S. J., Mun, T. Y., Moon, J. H., Yoon, S. M., Kim, J. H., Kim, Y. K., Lee, J. G., Lee, D. Y., & Seo, M. W. (2021). Gasification operational characteristics of 20-tons-Per-Day rice husk fluidized-bed reactor. *Renewable Energy*, 169, 788–798. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2021.01.045>
- Park, S. W., Seo, Y. C., Lee, S. Y., Yang, W. S., Oh, J. H., & Gu, J. H. (2020). Development of 8 ton/day gasification process to generate electricity using a gas

- engine for solid refuse fuel. *Waste Management*, *113*, 186–196.
<https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.06.004>
- Pellegrini, L. F., & de Oliveira, S. (2007). Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. *Energy*, *32*(4), 314–327. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2006.07.028>
- Peters, J. F., Banks, S. W., Bridgwater, A. V., & Dufour, J. (2017). A kinetic reaction model for biomass pyrolysis processes in Aspen Plus. *Applied Energy*, *188*, 595–603. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2016.12.030>
- Phillips, J. (2007). Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Design Considerations for High Availability. In *EPRI Technical Update Report* (Vol. 3, Issue 3).
- Puig-Gamero, M., Argudo-Santamaria, J., Valverde, J. L., Sánchez, P., & Sanchez-Silva, L. (2018). Three integrated process simulation using aspen plus®: Pine gasification, syngas cleaning and methanol synthesis. *Energy Conversion and Management*, *177*(June), 416–427. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.09.088>
- Radenahmad, N., Azad, A. T., Saghir, M., Taweekun, J., Bakar, M. S. A., Reza, M. S., & Azad, A. K. (2020). A review on biomass derived syngas for SOFC based combined heat and power application. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *119*(November 2019), 109560. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109560>
- Raheem, A., Zhao, M., Dastyar, W., Channa, A. Q., Ji, G., & Zhang, Y. (2019). Parametric gasification process of sugarcane bagasse for syngas production. *International Journal of Hydrogen Energy*, *44*(31), 16234–16247. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.04.127>
- Rakopoulos, C. D., & Michos, C. N. (2008). Development and validation of a multi-zone combustion model for performance and nitric oxide formation in syngas fueled spark ignition engine. *Energy Conversion and Management*, *49*(10), 2924–2938. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2008.02.011>
- Ram, N. K., Singh, N. R., Raman, P., Kumar, A., & Kaushal, P. (2020). Experimental study on performance analysis of an internal combustion engine operated on hydrogen-enriched producer gas from the air–steam gasification. *Energy*, *205*, 118029. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.118029>
- Ramírez Galíndez, K. A., Alvarino Abril, J. D., & Betancur Cárdenas, H. D. (2019). Diseño De Un Plan Para La Producción Agrícola De Sasha Inchi En El Municipio De Moniquira. *Doctoral Dissertation, Universidad Piloto de Colombia*, 293.

<http://repository.unipiloto.edu.co/bitstream/handle/20.500.12277/4775/00005065.pdf?sequence=1&isAllowed=y>

- Rawdkuen, S., Murdayanti, D., Ketnawa, S., & Phongthai, S. (2016). Chemical properties and nutritional factors of pressed-cake from tea and sacha inchi seeds. *Food Bioscience*, *15*, 64–71. <https://doi.org/10.1016/j.fbio.2016.05.004>
- Rinaldini, C. A., Allesina, G., Pedrazzi, S., Mattarelli, E., & Tartarini, P. (2019). Modeling and optimization of industrial internal combustion engines running on Diesel/syngas blends. *Energy Conversion and Management*, *182*(October 2018), 89–94. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2018.12.070>
- Risberg, M., Öhrman, O. G. W., Gebart, B. R., Nilsson, P. T., Gudmundsson, A., & Sanati, M. (2014). Influence from fuel type on the performance of an air-blown cyclone gasifier. *Fuel*, *116*, 751–759. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2013.08.008>
- Rokhman, B. B. (2014). Modeling and Numerical Investigation of the Process of Vapor-Oxygen Gasification of Solid Fuels in a Vertical Flow Reactor Under Pressure. *Journal of Engineering Physics and Thermophysics*, *87*(5), 1103–1115. <https://doi.org/10.1007/s10891-014-1112-3>
- Roni, M. S., Chowdhury, S., Mamun, S., Marufuzzaman, M., Lein, W., & Johnson, S. (2017). Biomass co-firing technology with policies, challenges, and opportunities: A global review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, *78*(January), 1089–1101. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.05.023>
- Rossi, A. (1984). Fuel Characteristics of Wood and Nonwood Biomass Fuels. In *Electronic Structure and Properties* (Vol. 5). ACADEMIC PRESS, INC. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-535905-4.50008-4>
- Safarian, S., Saryazdi, S. M. E., Unnthorsson, R., & Richter, C. (2020). Dataset of biomass characteristics and net output power from downdraft biomass gasifier integrated power production unit. *Data in Brief*, *33*, 106390. <https://doi.org/10.1016/j.dib.2020.106390>
- Santos, F., Machado, G., Faria, D., Lima, J., Marçal, N., Dutra, E., & Souza, G. (2017). Productive potential and quality of rice husk and straw for biorefineries. *Biomass Conversion and Biorefinery*, *7*(1), 117–126. <https://doi.org/10.1007/s13399-016-0214-x>
- Schlissel, D. (2012). *The Kemper IGCC Project : Cost and Schedule Risks*. 617.
- Shi, Y., Liu, Q., Shao, Y., & Zhong, W. (2020). Energy and exergy analysis of oxy-fuel

combustion based on circulating fluidized bed power plant firing coal, lignite and biomass. *Fuel*, 269(November 2019), 117424.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117424>

Situmorang, Y. A., Zhao, Z., Yoshida, A., Abudula, A., & Guan, G. (2020). Small-scale biomass gasification systems for power generation (<200 kW class): A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 117(January 2019), 109486.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.109486>

Situmorang, Y. A., Zhao, Z., Yoshida, A., Kasai, Y., Abudula, A., & Guan, G. (2019). Potential power generation on a small-scale separated-type biomass gasification system. *Energy*, 179, 19–29. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.04.163>

Sivabalan, K., Hassan, S., Ya, H., & Pasupuleti, J. (2021). A review on the characteristic of biomass and classification of bioenergy through direct combustion and gasification as an alternative power supply. *Journal of Physics: Conference Series*, 1831(1). <https://doi.org/10.1088/1742-6596/1831/1/012033>

Soltani, S., Mahmoudi, S. M. S., Yari, M., Morosuk, T., Rosen, M. A., & Zare, V. (2013). A comparative exergoeconomic analysis of two biomass and co-firing combined power plants. *Energy Conversion and Management*, 76, 83–91.
<https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.07.030>

Song, X., Lin, Z., Bie, R., & Wang, W. (2019). Effects of additives blended in corn straw to control agglomeration and slagging in combustion. *BioResources*, 14(4), 8963–8972. <https://doi.org/10.15376/biores.14.4.8963-8972>

Soongpravit, C., Aht-Ong, D., Sricharoenchaikul, V., & Atong, D. (2019). Catalytic Deoxygenation Pyrolysis of Sacha Inchi Shell over SBA-15 Catalyst: An Analytical PY-GC/MS. *IOP Conference Series: Earth and Environmental Science*, 219(1).
<https://doi.org/10.1088/1755-1315/219/1/012016>

Stoll, I. K., Boukis, N., & Sauer, J. (2020). Syngas Fermentation to Alcohols: Reactor Technology and Application Perspective. *Chemie-Ingenieur-Technik*, 92(1–2), 125–136. <https://doi.org/10.1002/cite.201900118>

Stylianidis, N., Azimov, U., Maheri, A., Tomita, E., & Kawahara, N. (2017). Chemical kinetics and CFD analysis of supercharged micro-pilot ignited dual-fuel engine combustion of syngas. *Fuel*, 203, 591–606.
<https://doi.org/10.1016/j.fuel.2017.04.125>

Tang, H., & Kitagawa, K. (2005). Supercritical water gasification of biomass:

- Thermodynamic analysis with direct Gibbs free energy minimization. *Chemical Engineering Journal*, 106(3), 261–267. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2004.12.021>
- The U.S. Department of Energy and Tampa Electric Company. (2000). *The Tampa Electric Integrated Gasification Combined-Cycle Project - An Update*. 19(7), 28.
- Thomson, R., Kwong, P., Ahmad, E., & Nigam, K. D. P. (2020). Clean syngas from small commercial biomass gasifiers; a review of gasifier development, recent advances and performance evaluation. *International Journal of Hydrogen Energy*, 45(41), 21087–21111. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2020.05.160>
- Tillman, D. A., Miller, B. G., & Johnson, D. V. (2002). Nitrogen Evolution from Biomass Fuels and Selected Coals. *Proc. 19th Annual International Pittsburgh Coal Conference*.
- Topal, H., Taner, T., Naqvi, S. A. H., Altınsoy, Y., Amirabedin, E., & Ozkaymak, M. (2017). Exergy analysis of a circulating fluidized bed power plant co-firing with olive pits: A case study of power plant in Turkey. *Energy*, 140, 40–46. <https://doi.org/10.1016/j.energy.2017.08.042>
- Trninić, M., Stojiljković, D., Manić, N., Skreiberg, Ø., Wang, L., & Jovović, A. (2020). A mathematical model of biomass downdraft gasification with an integrated pyrolysis model. *Fuel*, 265(June 2019), 116867. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2019.116867>
- Unyaphan, S., Tarnpradab, T., Takahashi, F., & Yoshikawa, K. (2017). An Investigation of Low Cost and Effective Tar Removal Techniques by Venturi Scrubber Producing Syngas Microbubbles and Absorbent Regeneration for Biomass Gasification. *Energy Procedia*, 105, 406–412. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.03.333>
- Vargas-Moreno, J. M., Callejón-Ferre, A. J., Pérez-Alonso, J., & Velázquez-Martí, B. (2012). A review of the mathematical models for predicting the heating value of biomass materials. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 16(5), 3065–3083. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.02.054>
- Wang, J., & Mao, T. (2015). Cost allocation and sensitivity analysis of multi-products from biomass gasification combined cooling heating and power system based on the exergoeconomic methodology. *Energy Conversion and Management*, 105, 230–239. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2015.07.081>
- Wang, S., Zhu, F., & Kakuda, Y. (2018). Sacha inchi (*Plukenetia volubilis* L.): Nutritional composition, biological activity, and uses. *Food Chemistry*, 265(April),

316–328. <https://doi.org/10.1016/j.foodchem.2018.05.055>

- Ward, C., Goldstein, H., Maurer, R., Thimsen, D., Sheets, B. J., Hobbs, R., Isgrigg, F., Steiger, R., Revay Madden, D., Porcu, A., & Pettinau, A. (2020). Making coal relevant for small scale applications: Modular gasification for syngas/engine CHP applications in challenging environments. *Fuel*, 267(May 2019), 117303. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.117303>
- Wei, J., Wang, M., Wang, F., Song, X., Yu, G., Liu, Y., Vuthaluru, H., Xu, J., Xu, Y., Zhang, H., & Zhang, S. (2021). A review on reactivity characteristics and synergy behavior of biomass and coal Co-gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, 46(33), 17116–17132. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2021.02.162>
- Wei, L., Li, X., Yang, W., Dai, Y., & Wang, C. H. (2020). Optimization of operation strategies of a syngas-fueled engine in a distributed gasifier-generator system driven by horticulture waste. *Energy Conversion and Management*, 208(November 2019), 112580. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.112580>
- Wiyono, A., Gandidi, I. M., Berman, E. T., Mutaufiq, & Pambudi, N. A. (2020). Design, development and testing of integrated downdraft gasifier and multi IGCS system of MSW for remote areas. *Case Studies in Thermal Engineering*, 20(October 2019), 1–11. <https://doi.org/10.1016/j.csite.2020.100612>
- Wu, Z., Zhu, P., Yao, J., Zhang, S., Ren, J., Yang, F., & Zhang, Z. (2020). Combined biomass gasification, SOFC, IC engine, and waste heat recovery system for power and heat generation: Energy, exergy, exergoeconomic, environmental (4E) evaluations. *Applied Energy*, 279(August), 115794. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2020.115794>
- Xu, Z., Jia, M., Li, Y., Chang, Y., Xu, G., Xu, L., & Lu, X. (2018). Computational optimization of fuel supply, syngas composition, and intake conditions for a syngas/diesel RCCI engine. *Fuel*, 234(July), 120–134. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2018.07.003>
- Yan, L., Cao, Y., & He, B. (2019). Energy, exergy and economic analyses of a novel biomass fueled power plant with carbon capture and sequestration. *Science of the Total Environment*, 690, 812–820. <https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2019.07.015>
- Yang, M., Xie, Q., Wang, X., Dong, H., Zhang, H., & Li, C. (2019). Lowering ash slagging and fouling tendency of high-alkali coal by hydrothermal pretreatment. *International Journal of Mining Science and Technology*, 29(3), 521–525. <https://doi.org/10.1016/j.ijmst.2018.05.007>

- Yang, Shiliang, Wang, S., & Wang, H. (2020). Numerical study of biomass gasification in a 0.3 MWth full-loop circulating fluidized bed gasifier. *Energy Conversion and Management*, 223(October), 113439. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.113439>
- Yang, Shiyong, Li, B., Zheng, J., & Kankala, R. K. (2018). Biomass-to-Methanol by dual-stage entrained flow gasification: Design and techno-economic analysis based on system modeling. *Journal of Cleaner Production*, 205, 364–374. <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2018.09.043>
- Yao, X., Xu, K., Yan, F., & Liang, Y. (2017). The influence of ashing temperature on ash fouling and slagging characteristics during combustion of biomass fuels. *BioResources*, 12(1), 1593–1610. <https://doi.org/10.15376/biores.12.1.1593-1610>
- Yao, Z., You, S., Ge, T., & Wang, C. H. (2018). Biomass gasification for syngas and biochar co-production: Energy application and economic evaluation. *Applied Energy*, 209(October 2017), 43–55. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.10.077>
- Yoon, S. J., Son, Y. Il, Kim, Y. K., & Lee, J. G. (2012). Gasification and power generation characteristics of rice husk and rice husk pellet using a downdraft fixed-bed gasifier. *Renewable Energy*, 42, 163–167. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2011.08.028>
- Zhang, F., Yu, R., & Bai, X. S. (2012). Detailed numerical simulation of syngas combustion under partially premixed combustion engine conditions. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37(22), 17285–17293. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2012.08.076>
- Zhang, Jianbo, Jiang, P., Gao, F., Ren, Z., Li, R., Chen, H., Ma, X., & Hao, Q. (2020). Fuel gas production and char upgrading by catalytic CO₂ gasification of pine sawdust char. *Fuel*, 280(April), 118686. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2020.118686>
- Zhang, Jie, Tang, J., Liu, L., & Wang, J. (2021). The evolution of catalytically active calcium catalyst during steam gasification of lignite char. *Carbon*, 172, 162–173. <https://doi.org/10.1016/j.carbon.2020.09.089>
- Żołądek, M., Figaj, R., & Sornek, K. (2021). Energy analysis of a micro-scale biomass cogeneration system. *Energy Conversion and Management*, 236. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2021.114079>

