

UNIVERSIDAD DE CUENCA



Facultad de Ciencias Químicas

Carrera de Ingeniería Química

**DISEÑO Y DESARROLLO DE REACTOR LECHO FIJO CATALÍTICO PARA
GASIFICACIÓN DE BIOMASA DE BANANO EN LA PRODUCCIÓN DE
HIDRÓGENO.**

Trabajo de titulación previo a la
obtención del Título de Ingeniero
Químico

AUTOR:

DIEGO MAURICIO TACURI SARMIENTO

C.I.: 0105254874

diegotacuri96@gmail.com

DIRECTORA:

ING. TERESA SILVANA ZALAMEA PIEDRA MGS

C.I.: 0101325801

CUENCA-ECUADOR

6 de mayo de 2021



RESUMEN

El Hidrógeno y su producción en la actualidad es un tema importante de investigación, puesto que es considerado un vector energético limpio que puede ser usado en máquinas térmicas o como combustible sin emisión de gases de efecto invernadero lo que contribuiría a la protección del medio ambiente. Existen varios métodos que actualmente se investigan para la producción de hidrogeno, entre estos sobresalen la gasificación de la biomasa. De manera general este último se lleva a cabo en dos etapas: hidrólisis de la biomasa para producir compuestos solubles en agua y la etapa de reacción de gasificación de estos compuestos. El uso de catalizadores en la gasificación de biomasa favorece la formación de hidrogeno, así como reduce la formación de alquitrán, lo que se traduce en una mayor conversión de la biomasa. Una de las biomásas más abundantes en nuestro país es el residuo proveniente de las plantaciones de banano, cuyo potencial energético para producir hidrogeno aún no ha sido evaluado. Por lo antes mencionado, el objetivo de este trabajo fue diseñar un reactor catalítico de lecho fijo para realizar la gasificación de biomasa de banano. Para el diseño del reactor, la longitud y diámetro fueron estimadas considerando condiciones de fluidización y una relación altura/diámetro 3/1. Luego del diseño y construcción del reactor, la reacción de gasificación catalizada y no catalizada se llevó a cabo a condiciones de temperatura de 640 °C, presión atmosférica, masa de residuo de banano (correspondiente al pseudotallo) de 11.75 g, diámetro de partícula de 1.84 mm promedio, y vapor de agua recalentado como agente gasificante. El catalizador que se utilizó en el lecho fijo fue Ni/Al₂O₃, el cual fue sintetizado por coprecipitación de Ni(NO₃)₂·6H₂O y Al(NO₃)₃·9H₂O. La biomasa de banano se cargó en el reactor entre dos rejillas # 80 Tyler, con el fin de para soportar y evitar su arrastre. De manera similar, en la reacción catalizada, el catalizador fue ubicado entre 2 rejillas de # 200 Tyler, sobre el lecho de biomasa. A la mezcla gaseosa resultante de la reacción (vapor recalentado y gas de síntesis) se condensó el exceso de agua, y el gas de síntesis fue separado por separador bifásico. Finalmente, el gas de síntesis atravesó un filtro de silica gel y se recolectó en una funda Tedlar de 1L para su análisis por cromatografía de gases. Los resultados del diseño establecieron una longitud del reactor de 9 cm y 3 cm de diámetro. En la reacción no catalizada, los componentes que se obtuvieron en mayor porcentaje fueron: dióxido de carbono > hidrógeno > etileno. Por el contrario, en la reacción catalizada se obtuvo: hidrogeno > etileno > dióxido de carbono. El contenido de hidrógeno paso de 25.8% molar a 51.8% molar al utilizar catalizador; mientras que el dióxido de carbono redujo su contenido molar en un 50%. Adicionalmente, un balance de masa y energía estableció una conversión de 0.295 en base al vapor de agua, y un coeficiente global de transferencia de calor de 4.13 W/m² K. Los resultados de este estudio muestran la buena selectividad del catalizador



Universidad de Cuenca

usado hacia la formación de hidrogeno y reducción de dióxido de carbono.

PALABRAS CLAVE: Reactor. Diseño. Gasificación. Catalítica. Biomasa. Banano.



ABSTRACT

Hydrogen and its production are currently an important research topic, since it is considered a clean energy vector that can be used in thermal machines or as a fuel without greenhouse gas emissions, which would contribute to the protection of the environment. There are several methods that are currently being investigated for the hydrogen production, among these the biomass gasification stands out. In general, this latter is carried out in two stages: hydrolysis of the biomass to produce water-soluble compounds and the reaction stage of gasification of these compounds. The use of catalysts in the gasification of biomass favors the formation of hydrogen, as well as reduces the formation of tar, which translates into a higher conversion of the biomass. One of the most abundant biomass in our country is the residue from banana plantations, whose energy potential to produce hydrogen has not yet been evaluated. Due to the aforementioned, the objective of this work was to design a bed catalytic reactor to carry out the banana gasification. For the design of the reactor, the length and diameter were estimated considering fluidization conditions and a ratio height/diameter of 3/1. After the design and construction of the reactor, the catalyzed and uncatalyzed gasification reaction was carried out at conditions of temperature of 640 °C, atmospheric pressure, mass of banana residue of 11.75 g, particle diameter of 1.84 mm biomass, and superheated water vapor as a gasifying agent. The catalyst used in the fixed bed was Ni/Al₂O₃, which was synthesized by coprecipitation of Ni(NO₃)₂·6H₂O and Al(NO₃)₃·9H₂O. The banana biomass was loaded into the reactor between two # 80 Tyler grids, in order to support and prevent carryover. Similarly, in the catalyzed reaction, the catalyst was placed between 2 grids of #200 Tyler, on the biomass bed. The gaseous mixture resulting from the reaction (superheated steam and synthesis gas) was condensed with excess water, and the synthesis gas was separated by a two-phase separator. Finally, the synthesis gas passed through a silica gel filter and was collected in a 1L Tedlar sleeve for analysis by gas chromatography. The design results established a reactor length of 9 cm and 3 cm in diameter. In the uncatalyzed reaction, the components obtained in the highest percentage were carbon dioxide > hydrogen > ethylene. On the contrary, in the catalyzed reaction, it was obtained: hydrogen > ethylene > carbon dioxide. The hydrogen content went from 25.8 %mol to 51.8 %mol when using a catalyst; while carbon dioxide reduced its molar content by 50%. Additionally, a mass and energy balance established a conversion of 0.295 based on water vapor, and a global heat transfer coefficient of 4.13 W/m²K. The results of this study show the good selectivity of the used catalyst towards the formation of hydrogen and reduction of carbon dioxide.

KEYWORDS: Reactor, design, gasification, catalytic, biomass, banana.



Nomenclatura

Ar	Número a dimensional de Arquímedes
D	Diámetro del lecho (m)
d_p	Diámetro de una partícula (m)
g	Aceleración de la gravedad: 9.81 (m/s ²)
H	Altura de la columna del lecho (m)
H ₀	Altura del lecho de partículas en estado fijo (m)
m	Masa del lecho de partículas (kg)
Re _{Cr}	Número a dimensional de Reynolds critico
Re _{Fl}	Número a dimensional de Reynolds en la fluidización
V ₀	Velocidad inicial del fluido (m/s)
V _{Cr}	Velocidad crítica (m/s)
ϵ	Porosidad de partículas del lecho fijo
ϵ_{if}	Porosidad de partículas del lecho fluidizado ()
μ_g	Viscosidad dinámica del gas fluidizante (kg/s·m)
ρ_p	Densidad absoluta de una partícula (kg/m ³)
ρ_m	Densidad del gasificante (kg/m ³)
ρ	Densidad aparente del lecho de partículas (kg/m ³)
δ	diámetro medio del reactor
T _f	Temperatura pelicular
T _s	Temperatura media de masas.



ÍNDICE

RESUMEN	2
ABSTRACT	4
NOMENCLATURA	5
ÍNDICE	6
LISTA DE TABLAS	8
LISTA DE FIGURAS	9
INDICE DE TABLAS ANEXO	10
INDICE DE ILUSTRACIONES ANEXO	10
DEDICATORIA	13
AGRADECIMIENTOS	14
CAPITULO 1. INTRODUCCION	16
OBJETIVOS	18
OBJETIVO GENERAL	18
OBJETIVOS ESPECIFICOS	18
CAPITULO 2: MARCO TEORICO	19
2.1 Combustibles fósiles y combustibles renovables	19
2.2 Biomasa	19
2.2.1 Composición de la biomasa	20
2.2.1.1 Análisis próximo	20
2.2.1.2 Análisis último o elemental	21
2.2.1.3 Poder calorífico de la biomasa	21
2.2.2 Biomasa en Ecuador	21
2.2.2.1 Residuos de banano en Ecuador	22
2.2.3 Conversión energética de biomasa	23
2.3 Gasificación	24
2.3.1 Fluidos gasificantes	25
2.3.1.1 Oxígeno	26
2.3.1.2 Aire	26
2.3.1.3 Vapor de Agua	27
2.3.1.4 Agua súper crítica	27
2.3.2 Reactores usados en la gasificación	28
2.3.2.1 Gasificadores de lecho móvil	29
2.3.2.1.1 Reactores de lecho móvil con flujo ascendente	30
2.3.2.1.2 Reactores de lecho móvil de flujo descendente	31
2.3.2.1.3 Reactores de lecho móvil con flujo cruzado	32
2.3.2.2 Gasificadores de lecho fluidizado	33



2.3.2.3	Gasificadores de flujo arrastrado	35
2.3.3	Uso de catalizadores en la gasificación de biomasa	35
CAPITULO 3: DISEÑO Y EXPERIMENTACION		38
3.1	Biomasa	38
3.1.1	Preparación de la biomasa	38
3.2	Diseño y construcción del reactor de gasificación	38
3.3	Reacción de gasificación	41
3.4	Balance de masa del reactor	43
3.5	Balance de energía del reactor	44
3.6	Determinación de la velocidad de reacción $-r_A$	53
CAPITULO 4: RESULTADOS Y DISCUSION		55
4.1	Diseño del reactor de gasificación	55
4.2	Reacción de gasificación	57
4.3	de masa y energía del reactor	60
5.	Conclusiones	65
	Anexos.	66
	Referencias	95



LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Composición de la biomasa de banano.....	20
Tabla 2. Tipos de alquitranes.....	25
Tabla 3. Datos de los catalizadores adicionados al reactor.....	40
Tabla 4. Datos del aire a la temperatura T_f	48
Tabla 5. Características del aire a temperatura T_f	50
Tabla 6. Propiedades del vapor dentro del reactor a temperatura T_f	51
Tabla 7. Constantes para el cálculo de Nu_x	52
Tabla 8. Características para el lecho de biomasa de banano.....	55
Tabla 9. Parámetros en la condición de fluidización.....	55
Tabla 10. Dimensionamiento del reactor de gasificación.....	56
Tabla 11. Composición molar del gas de síntesis obtenido sin catalizador.....	57
Tabla 12. Composición molar del gas de síntesis obtenido con catalizador.....	58
Tabla 13. Propiedades del gas de síntesis obtenido.....	60
Tabla 14. Balance de masa.....	61
Tabla 15. Datos experimentales tomados para el cálculo de h_e , h_i , y U	61
Tabla 16. Parámetros en la zona de recalentamiento.....	62
Tabla 17. Coeficiente de convección externo en el reactor.....	63
Tabla 18. Coeficiente de interno en externo en el reactor.....	63
Tabla 19. Coeficiente de transferencia de calor del reactor de gasificación.....	64



LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Residuos de banano, raquis (A), pseudotallos (B), y hojas (C)	22
Figura 2. Diagrama de fases del agua.	28
Figura 3. Modelo de gasificadores de cama fija flujo ascendente y descendente.....	30
Figura 4. Esquema de reactor de flujo ascendente	31
Figura 5. Esquema de reactor de flujo descendente	32
Figura 6. Esquema de reactor de lecho fluidizado.	33
Figura 7. Comportamiento de lecho según la velocidad de fluido gasificante.....	34
Figura 8. Esquema del Sistema Usado Para la Gasificación (A), y montaje en el laboratorio (B).....	42
Figura 9. Representación de la transferencia de calor dentro del horno.....	46
Figura 10. Algoritmo para el cálculo de hc_{tubo}	47
Figura 11. Algoritmo para el cálculo de h_e	49
Figura 12. Algoritmo para el cálculo de h_e	51
Figura 13. Porcentaje molar del gas de síntesis obtenido con y sin catalizador.	59
Figura 14. Comportamiento de la temperatura en diferentes puntos del proceso a diferentes intervalos de tiempo.	62



INDICE DE TABLAS ANEXO

Tabla anexo 1. Temperaturas medidas en termocupla platino- rodio	82
Tabla anexo 2. Temperaturas medidas en la tubería de recalentamiento.	83
Tabla anexo 3. Temperaturas promedio de las mediciones en la superficie del reactor.	84
Tabla anexo 4. Temperaturas promedio de las mediciones en la salida del reactor....	85

INDICE DE ILUSTRACIONES ANEXO

Ilustración anexo 1. Caja de control del horno.	80
Ilustración anexo 2. Sistema de gasificación armado.....	80
Ilustración anexo 3. Proceso de funcionamiento para puesta en marcha del sistema. .	81
Ilustración anexo 4. Curva de calibración de temperatura del horno y la temperatura de la termocupla	82
Ilustración anexo 5.. Curva de calibración de la temperatura del tubo de recalentamiento del vapor.....	83
Ilustración anexo 6. Curva de calibración de la temperatura promedio del reactor.....	84
Ilustración anexo 7. Curva de calibración de la tubería de salida	85
Ilustración anexo 8. Resultado de análisis de primera prueba sin catalizador	86
Ilustración anexo 9. Resultado de análisis de segunda prueba sin catalizador	87
Ilustración anexo 10. Análisis de gas de síntesis con catalizador 1.5% Ni	88
Ilustración anexo 11. Análisis de gas de síntesis con catalizador 2.5% Ni	89
Ilustración anexo 12. Análisis de gas de síntesis con catalizador de 5% de Ni	90
Ilustración anexo 13. Análisis de gas de síntesis con catalizador 1.5% de Ni duplicado	91
Ilustración anexo 14. Análisis de gas de síntesis con catalizador 2.5 % de Ni duplicado	92
Ilustración anexo 15. Análisis de gas de síntesis con catalizador de 5% de Ni duplicado	93
Ilustración anexo 16. Ficha técnica CANNAHABITAT	94



Cláusula de licencia y autorización para publicación en el Repositorio Institucional

Diego Mauricio Tacuri Sarmiento en calidad de autor/a y titular de los derechos morales y patrimoniales del trabajo de titulación "DISEÑO Y DESARROLLO DE REACTOR LECHO FIJO CATALÍTICO PARA GASIFICACIÓN DE BIOMASA DE BANANO EN LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO", de conformidad con el Art. 114 del CÓDIGO ORGÁNICO DE LA ECONOMÍA SOCIAL DE LOS CONOCIMIENTOS, CREATIVIDAD E INNOVACIÓN reconozco a favor de la Universidad de Cuenca una licencia gratuita, intransferible y no exclusiva para el uso no comercial de la obra, con fines estrictamente académicos.

Asimismo, autorizo a la Universidad de Cuenca para que realice la publicación de este trabajo de titulación en el repositorio institucional, de conformidad a lo dispuesto en el Art. 144 de la Ley Orgánica de Educación Superior.

Cuenca, 06 de mayo de 2021

Diego Mauricio Tacuri Sarmiento

C.I: 0105254874



Cláusula de Propiedad Intelectual

Diego Mauricio Tacuri Sarmiento, autor/a del trabajo de titulación "DISEÑO Y DESARROLLO DE REACTOR LECHO FIJO CATALÍTICO PARA GASIFICACIÓN DE BIOMASA DE BANANO EN LA PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO", certifico que todas las ideas, opiniones y contenidos expuestos en la presente investigación son de exclusiva responsabilidad de su autor/a.

Cuenca, 06 de mayo de 2021

Diego Mauricio Tacuri Sarmiento

C.I.: 0105254874



DEDICATORIA

A mi hija, la cual al llegar al mundo cambio mi perspectiva de la sociedad y de las personas, siendo la fortaleza para levantarme cada día.

A mis padres los cuales me inculcaron valores e influenciaron en mí, el querer mejorar el lugar que nos alberga, para tener mejores generaciones que nos precedan.

Diego Tacuri.



AGRADECIMIENTOS

Mi gratitud con todo el personal del laboratorio de ingeniería de la reacción y tecnologías del medio ambiente de la Universidad de Cuenca por apoyarme en este proyecto de investigación y ofrecer su más sincera colaboración y prestación de servicios.

A todos los docentes quienes nos han acompañado en este camino, en especial a la Mgt. Silvana Zalamea, directora de este proyecto por su apoyo y motivación, y que, al aportar sus conocimientos, ayudo al fortalecimiento científico de este proyecto.

Al Ing. José Serrano por su ayuda, amistad y sobre todo por brindar la confianza necesaria en el laboratorio, siendo indispensable para la realización del proyecto.

Al Ing. Christian Andrade por su entrega, y su ayuda para la realización del proyecto.



Universidad de Cuenca



CAPITULO 1. INTRODUCCION

El crecimiento poblacional crea un paradigma en la sociedad, no solamente económico y demográfico; cubrir las necesidades básicas diarias de los miembros de una sociedad que está en constante crecimiento, requiere una gran cantidad de energía, aumentando significativamente la demanda de recursos energéticos y un uso masivo de los mismos (Mora, 2018).

Esto llama la atención a la comunidad científica y la incentiva a buscar nuevas tecnologías y recursos para satisfacer las demandas energéticas. El objetivo es utilizar energía limpias y renovables para reemplazar los hidrocarburos que están conduciendo a un calentamiento global, y un déficit de recursos naturales, afectando negativamente a la poblacional mundial, especialmente a los países en desarrollo (Martinez et al., 2017).

Varios grupos de científicos e ingenieros ecuatorianos se han unido en búsqueda de nuevas alternativas biotecnológicas, debido a la gran cantidad de recursos naturales que pueden ser usados como materia prima para la obtención de biocombustibles. Por ejemplo, en el sector bananero, se genera grandes residuos de esta biomasa, ya que tan solo las provincias de Los Ríos y El Oro en el año 2012 produjeron 660.868 y 544.435 de toneladas/año, residuos con un gran potencial para la generación de hidrógeno (Palacios et al., 2016). Al tener en cuenta la disponibilidad de esta biomasa en el país (Palacios et al., 2016), el presente estudio plantea la transformación de biomasa de banano para la obtención de Hidrógeno mediante la gasificación catalítica.

Para llevar a cabo la reacción de gasificación se debe tener en cuenta el diseño de un reactor donde se efectuará la reacción química para la obtención del biogás. Así mismo se debe determinar si el régimen de funcionamiento es de tipo batch o continuo (Muñoz & Posada, 2011). Los reactores del primer tipo generan una reacción con alta conversión de reactivos, pero son inviables en el manejo de las grandes cantidades de biomasa que se deberían procesar; los reactores continuos brindan un manejo adecuado de la biomasa, sin embargo, se debe diseñar de manera que se aumente la conversión para obtener gas de síntesis (Bhavanam et al., 2011). Entre las principales desventajas de los reactores continuos se encuentran: la contaminación de la tubería por compuestos intermedios del proceso, baja eficiencia energética, elevado porcentaje de CO y CO₂ en el gas de síntesis y bajo poder calorífico (Regalado, 2003).

Una alternativa para optimizar el rendimiento de una reacción es diseñar y construir un reactor que se adapte a las condiciones y características específicas de la reacción en



cada una de las etapas (Bhavanam et al., 2011; Triana & Mondragón, 2019). Es primordial aplicar las mejores condiciones de reacción y diseño, para eliminar o reducir los problemas en el equipo tales como: incrustación en la tubería contaminación del catalizador y bajo rendimiento energético. Esto repercutirá en mejorar la selectividad hacia el hidrógeno y así el poder calorífico del gas de salida (Vargas & Augusto, 2010).

Para el diseño, una condición importante es el estado en el que se encuentra la biomasa dispuesta en el reactor. La biomasa de banano, tiene la ventaja al ser sólida de ser manejable sin requerir la realización de pretratamientos, sin embargo, se presenta la desventaja de producir alquitranes que deterioran al equipo y generan baja eficiencia. Esto último, se soluciona con la disposición de un lecho fijo que evita un exceso de estos subproductos (Aguiar et al., 2013). Por otro lado, para el diseño del reactor también debe considerarse el tipo y características del fluido gasificante; estos pueden ser de aire, oxígeno, vapor de agua, agua en condiciones súper críticas (Muñoz Maldonado, 2012). Según Yakaboylu et al. (2015); esto repercute a que el material de construcción del equipo deba ser resistente a la oxidación y que sea lo suficientemente resistente para las presiones y temperaturas que se manejarán; además, se debe buscar un fluido gasificante que favorezca la producción de hidrógeno y aumente el poder calorífico del gas de síntesis.



OBJETIVOS

OBJETIVO GENERAL

Diseñar y desarrollar un reactor catalítico para la obtención de Hidrógeno mediante la gasificación de biomasa sólida procedente de la planta de banano.

OBJETIVOS ESPECIFICOS

- Determinar la cantidad de Hidrógeno producido mediante la reacción de gasificación de la biomasa de banano en estado sólido.
- Determinar la cantidad de Hidrógeno producido mediante la reacción de gasificación de la biomasa de banano en estado sólido con el uso de catalizador Ni
- Determinar otros compuestos gaseosos formados en la reacción de gasificación mediante la determinación en el equipo micro GC
- Determinar el poder calorífico del gas de salida de la reacción de gasificación catalizada y no catalizada.
- Determinar el coeficiente global de transferencia de calor del reactor diseñado.



CAPITULO 2: MARCO TEORICO

2.1 Combustibles fósiles y combustibles renovables

Con el incremento de la población humana, la demanda de energía se convertirá en problema significativo en los próximos años. En el siglo pasado, los combustibles fósiles se convirtieron en la principal fuente para producir energía. Actualmente entre el 80 y el 90% de las necesidades mundiales de combustibles líquidos se satisfacen con fuentes no renovables (Kirubakaran et al., 2009). Los combustibles fósiles han sido fundamentales en el desarrollo de nuestra sociedad moderna; sin embargo, el uso de combustibles fósiles plantea serios problemas ambientales como el calentamiento global, la lluvia ácida y la contaminación del aire.

A medida que nos enfrentamos a estos severos problemas, la investigación y el desarrollo se han centrado en la búsqueda de fuentes de energía alternativas a los combustibles fósiles. Estas nuevas fuentes de energía deben de tener un impacto ambiental, económico y social positivo; lo cual se puede lograr a través de la diversidad energética con recursos como la solar, la hidro, biomasa, viento, geotermia y otros recursos renovables.

Particularmente, la biomasa tiene el potencial de suministrar cantidades mucho mayores de energía útil con menos impactos ambientales que los combustibles fósiles (Puig-Arnavat et al., 2010). Se ha reportado, que la tercera entre las fuentes de energía primaria después del carbón y el petróleo es la biomasa. Su amplia disponibilidad, potencial neutral en relación con el calentamiento global, y renovable por naturaleza convierte a la biomasa en una de las fuentes de energía más importantes en un futuro próximo, especialmente para los países en desarrollo (Werther et al., 2000). Al ser Ecuador un país agroindustrial, la biomasa es una fuente propicia que puede ser utilizada para generar energía y ayudar a satisfacer la demanda energética mundial.

2.2 Biomasa

Se entiende por biomasa a los materiales orgánicos presentes en la naturaleza y producto del crecimiento de actividades ya sean tipo agrícola, industrial, artesanal, etc. De manera general, la biomasa se puede dividir en dos grandes grupos: biomasa virgen y biomasa de residuos. La biomasa virgen viene directamente de las plantas o animales, tales como pasto, hojas de maíz, tallos de banano, desechos de jardín, entre otros. Por otro lado, la biomasa de residuos proviene de diferentes productos derivados de la biomasa virgen, como por ejemplo desechos de productos elaborados con madera (Bau & Gabriela, 2018).



2.2.1 Composición de la biomasa

Los principales componentes de la biomasa son la celulosa, hemicelulosa, lignina, y compuestos orgánicos, independientemente del tipo de biomasa y su origen (Manals-Cutiño et al., 2018). Por ejemplo, para las diferentes partes de la biomasa de banano, el % de cada componente en cada parte se muestra en la Tabla 1.

Tabla 1. Composición de la biomasa de banano.

Muestra	% de Extraíbles	% de Lignina	% de Holocelulosa	% de Celulosa	% de Hemicelulosa
Raquis	11.09	10.38	75.23	41.52	33.71
Hojas	10.24	19.84	66.64	36.98	29.66
Pseudopecíolo	8.88	15.98	72.14	39.30	32.84
Pseudotallo Central	15.10	12.08	69.10	38.41	30.69
Pseudotallo Externo	8.12	14.31	74.01	40.05	33.96

Fuente: (Palacios, M., et, 2016)

Recurriendo a la composición elemental de la biomasa, esta se encuentra constituida principalmente por átomos de carbono, hidrógeno, y oxígeno. Este tipo de materiales pueden ser caracterizado por dos tipos de análisis: el análisis próximo y el análisis último o elemental (Manals-Cutiño et al., 2016).

2.2.1.1 Análisis próximo

El análisis próximo proporciona la composición de la biomasa en términos de componentes brutos como humedad, materia volátil, cenizas, y carbono fijo. El contenido de humedad de la biomasa es la relación de la masa de agua contenida por kilogramo de materia seca (García, 2011). La humedad se puede determinar mediante la norma DIN 51718, usando un horno de secado a 106 ± 2 °C. Para la mayoría de los procesos de conversión energética es imprescindible que la biomasa tenga un contenido de humedad inferior al 30 %, puesto que se requiere mayor cantidad de energía para vaporizar el agua de la biomasa con alto contenido de humedad (Ramírez & Suárez, 2018). Por otro lado, la materia volátil forma parte de la energía disponible de la biomasa, la cual puede ser liberada y aprovechada en procesos de conversión biomasa-energía (García, 2011). En contraste, la ceniza de la biomasa se puede determinar mediante la norma DIN 51719, la cual es la misma técnica utilizada en carbón mineral, coque, lignitos y carbón vegetal (García, 2011). Finalmente, el carbono fijo es la masa remanente



después de liberar los volátiles, excluyendo el contenido de cenizas y humedad. El contenido de materia volátil y carbono fijo sirve para medir con qué facilidad la biomasa puede ser empleada en los procesos de conversión termoquímica (Ramírez & Suárez, 2018).

2.2.1.2 Análisis último o elemental

Por otro el análisis último es un ensayo que determina las cantidades de carbono (C), Hidrógeno (H), nitrógeno (N), azufre (S) y oxígeno (O) presentes en una muestra de biomasa. Es una técnica usada para evaluar la pureza y la composición química de los compuestos. El análisis se puede realizar utilizando un analizador elemental. Durante el análisis, se coloca en el instrumento una pequeña cantidad (aproximadamente 2-3 mg) de una muestra de biomasa. Luego, la muestra se expone a un exceso de oxígeno y se somete a una reacción de combustión. Los productos de la combustión (tales como CO_2 , H_2O , NO , NO_2 , etc.) se recogen y luego se miden utilizando la técnica de cromatografía de gases. Al obtener la composición de los productos de combustión y utilizar una ecuación de balance de masa, se puede obtener la composición de la muestra o análisis final (CHONS) (Cavalaglio et al., 2020). Al ser el análisis elemental una técnica destructiva de la muestra, este análisis puede ser utilizado para estimar el poder calorífico de la biomasa.

2.2.1.3 Poder calorífico de la biomasa

El poder calorífico de un material es la energía liberada por unidad de masa, cuando la biomasa es sometida a una reacción química de oxidación (combustión). En otras palabras, no es más que la cantidad de energía liberada en la reacción química total entre un combustible y el comburente (Vega-Nieva. et, al, 2015). El poder calorífico puede ser expresado de dos formas, poder calorífico superior y poder calorífico inferior.

El poder calorífico superior representa el máximo potencial obtenible de la materia y hace referencia a la energía total liberada por un combustible o biomasa en presencia de aire, tomando en cuenta el calor latente del vapor de agua producido por la humedad de la materia (Chejne et al., 2006). Por el contrario, el poder calorífico inferior representa la energía aprovechable de un material y hace referencia a la energía liberada por la biomasa en presencia de aire, sin tomar en cuenta el calor latente del vapor de agua producido por la humedad de la materia (Chejne et al., 2006).

2.2.2 Biomasa en Ecuador

Al ser Ecuador un país agroindustrial, anualmente genera gran cantidad de residuos agrícolas derivadas del cultivo de diferentes especies vegetales. De acuerdo con

Gavilanes-Teran (2016) y Riera et al. (2019), la mayor cantidad de residuos agrícolas en Ecuador provienen de las empresas dedicadas al cultivo de caña de azúcar, banano y plátano, palma aceitera, maíz seco, y arroz. Estos residuos agrícolas son producidos anualmente en millones de toneladas, y representan una fuente de biomasa abundante, de fácil acceso, y barata. La mayor parte de estos residuos es quemada en los campos de cultivo sin ningún aprovechamiento energético (Kalia et al., 2011). Los principales residuos de cultivos, como el bagazo de caña, la cascarilla de arroz, el rastrojo de maíz, se han estudiado en gran medida como materia prima para la generación de energía, pero se sabe poco sobre la conversión energética de los residuos de banano (Guerrero et al., 2016).

2.2.2.1 Residuos de banano en Ecuador

Ecuador es el mayor exportador de banano a nivel de Sudamérica, y contribuye con el 29% de las exportaciones mundiales (INEC, 2010). El área de cultivo de Ecuador es 224.137 hectáreas, distribuido principalmente en las provincias de los Ríos, Guayas y El Oro. Después de la cosecha, el cultivo de banano deja cuatro tipos de residuos agrícolas, a saber, raquis, pseudotallo, hojas y plátanos desechados (Figura 1). De manera general, cada tonelada de banano recolectado genera una cantidad significativa de biomasa residual, compuesta por 3 toneladas de pseudotallo, 150 kg de raquis y 480 kg de hojas en materia fresca (Fernandes et al., 2013). En tal sentido, anualmente la producción media de residuos de banano en Ecuador alcanza hasta 38 toneladas/hectárea (MAGAP, 2013).

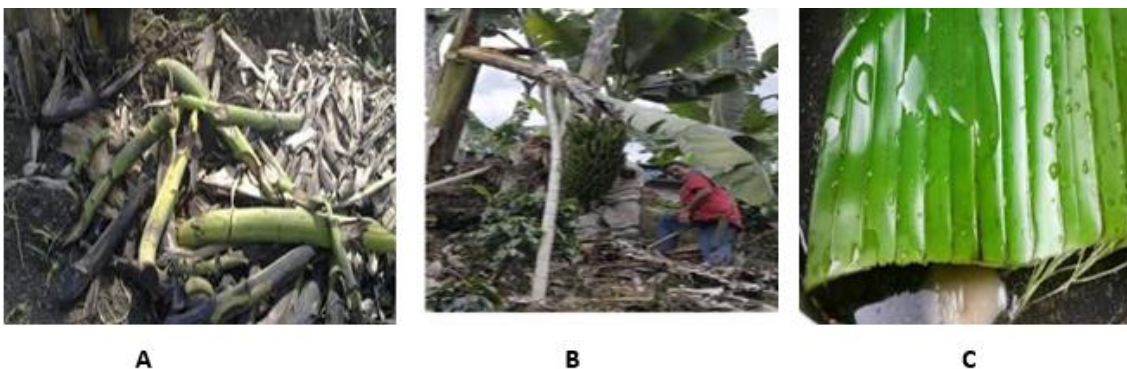


Figura 1. Residuos de banano, raquis (A), pseudotallos (B), y hojas (C)

Fuente: (García Batista et al., 2020)

A pesar de la enorme producción de residuos de banano en Ecuador, en la actualidad esta biomasa no está siendo aprovechada en su totalidad. Hasta el momento existen pocos estudios que evalúan el potencial de esta biomasa para usos energéticos. Carvajal-Barriga et al. (2013) investigaron sobre la producción de etanol de segunda



generación a partir de residuos agrícolas de banano, estableciendo que el Ecuador tiene un alto potencial para la producción de etanol lignocelulósico. De manera similar, Guerrero et al. (2016) evaluaron el potencial de la biomasa residual de banano producida en la provincia de El Oro, Ecuador, para aplicaciones de bioenergía utilizando Sistemas de Información Geográfica. Sus resultados mostraron que es posible obtener hasta 19 millones de litros de bioetanol al año asumiendo un rendimiento medio de 101,2 L/ tonelada de materia fresca. Todos estos estudios exponen el potencial que tiene la biomasa de banano para aplicaciones energéticas en Ecuador.

2.2.3 Conversión energética de biomasa

La biomasa puede generar energía mediante procesos biológicos o termoquímicos (Yoshioka et al., 2005). La conversión biológica implica la biometanización de biomasa; el tradicional biogás es un ejemplo de la conversión energética de biomasa por el proceso biológico. Sin embargo, esta conversión todavía enfrenta desafíos relacionados con la baja economía y eficiencia (Lin & Tanaka, 2006). Por otro lado, dentro de los procesos termoquímicos, la combustión, la pirólisis y la gasificación son los tres principales métodos de conversión de biomasa a energía.

La combustión reduce la biomasa a cenizas con exceso de aire. La biomasa se quema tradicionalmente para suministrar calor y energía en la industria de procesos. La eficiencia neta para la generación de electricidad a partir de la combustión de biomasa suele ser muy baja, oscilando entre el 20% y el 40% (Caputo et al., 2005). La biomasa cocida en combustores existentes generalmente se limita al 5-10% de la materia prima total debido a las preocupaciones sobre la obstrucción de los sistemas de alimentación de carbón existentes (Yoshioka et al., 2005).

La pirólisis es la desvolatilización de materia volátil en medio inerte (ausencia de oxígeno) para producir líquidos pirolíticos (bioaceite), carbón sólido y combustible gaseoso. Este proceso térmico se lleva alrededor de los 300 °C hasta unos 500°C. (Huber et al., 2006). El producto líquido también se puede convertir en combustibles refinados. El carbón sólido puede usarse como combustible. El combustible gaseoso tiene un alto contenido de hidrocarburos con alto poder calorífico. Dado que la densidad aparente y los valores caloríficos del líquido pirolítico y el carbón sólido son muy altos, tienen una densidad de energía alta en comparación con la masa original (Kirubakaran et al., 2009). Los usos limitados y la dificultad en el procesamiento posterior del bioaceite han restringido la amplia aplicación de la tecnología de pirólisis de biomasa. Por otro lado, la gasificación es un tipo de pirólisis con medios reactivos, en los que la biomasa sufre procesos de secado, desvolatilización y gasificación.



2.3 Gasificación

La gasificación es una oxidación térmica parcial, que convierte la biomasa en una alta proporción de productos gaseosos (CO_2 , agua, monóxido de carbono, Hidrógeno e hidrocarburos gaseosos), pequeñas cantidades de carbón (producto sólido), cenizas y compuestos condensables (alquitranes y aceites). La gasificación se diferencia de la pirólisis por usar un medio reactivo, conocido como agente gasificante, el cual permite la oxidación parcial de la biomasa.

Al calentar la biomasa, esta sufre un proceso de secado hasta los $120\text{ }^\circ\text{C}$, luego se desvolatiliza la materia volátil hasta los $350\text{ }^\circ\text{C}$, y finalmente existe un proceso de gasificación por encima de $350\text{ }^\circ\text{C}$. Por lo tanto, es habitual clasificar todo el proceso de gasificación en tres etapas básicas secado, desvolatilización y gasificación. En el secado el agua presente en la biomasa pasa al estado de vapor y se elimina de la biomasa; aunque parte de esta reacciona con la biomasa que la precede en la etapa de secado (Arteaga et al., 2015). En la desvolatilización, el fluido gasificante genera una oxidación parcial de la biomasa, separando la parte volátil de la biomasa que ha reaccionado (Arteaga et al., 2015). Finalmente, en la gasificación los productos provenientes de la desvolatilización reaccionan con el agente gasificante y genera una mezcla de gases producto (Arteaga et al., 2015).

Los productos gaseosos obtenidos durante el proceso de gasificación son conocidos conjuntamente como gas de síntesis. De entre todos los gases obtenidos, el hidrógeno es de especial interés debido a su gran poder calorífico, y bajo impacto ambiental. El hidrógeno es considerado el combustible ecológico del futuro, siendo capaz de reemplazar a los combustibles fósiles responsables del cambio climático y el calentamiento global (Hossain & Charpentier, 2015). La gasificación puede proporcionar un proceso eficiente para la producción de hidrógeno que puede actuar simultáneamente como un sistema de eliminación de desechos cuando se lleva a cabo en las condiciones adecuadas. Por lo tanto, optimizar el proceso de gasificación de biomasa hacia la producción selectiva de hidrógeno es el reto que los investigadores han estado intentado superar en esta última década.

Por lo regular, los parámetros que más influyen en la reacción de gasificación son las características de la biomasa y el agente gasificante. La granulometría de la biomasa afecta la velocidad de la reacción, a menor tamaño de partícula la eficiencia de la gasificación mejora (Mendoza et al., 2012). De manera similar, los componentes inorgánicos de la biomasa tales como el sodio, calcio, potasio, magnesio y fósforo, puede actuar como catalizadores de la reacción; sin embargo, su contenido debe ser



examinado con cuidado debido a que al reaccionar con la sílice de las cenizas producen un líquido pegajoso que puede llegar a taponar las conexiones del reactor (Yakaboylu et al., 2015). Por otro parte, el agente o fluido gasificante afecta significativamente el contenido de Hidrógeno en el gas de síntesis.

Un subproducto no deseado en la gasificación son los alquitranes. Los alquitranes son componentes orgánicos de alto peso molecular que se generan por varios factores entre los cuales está la presencia de oxígeno, composición de la biomasa, el tipo de reactor, entre otros. Dependiendo de todos estos factores, se puede generar tres tipos de alquitranes (Tabla 2). Dentro de los compuestos orgánicos indeseables se encuentran los componentes halogenados, dioxinas y furanos. Finalmente, los metales que se volatilizan en el reactor producen contaminación al medio y taponamiento en las tuberías del reactor. Todos estos subproductos son compuestos indeseados en la reacción de gasificación ya que disminuyen el contenido de hidrógeno y generan problemas en la operación del reactor en donde se lleva a cabo la gasificación (Yang & Chen, 2015).

Tabla 2. Tipos de alquitranes

Categoría	Temperatura de formación	Constituyentes
Primarios	400 a 600 °C	Mezcla de oxigenados Éteres fenólicos
Secundarios	600 a 800 °C	Éteres heterocíclicos Alquilo fenólicos
Terciarios	800 a 1000 °C	Aromáticos polis nucleicos Hidrocarburos

Fuente: (García, L., 2011)

2.3.1 Fluidos gasificantes

El fluido gasificante es el medio donde la reacción de gasificación ocurre. Su contenido en la reacción debe ser cuidadosamente controlado, puesto que un exceso provocara una oxidación completa de la biomasa. Estos agentes poseen gran influencia en la generación de gas de síntesis de mejor calidad, además en la termodinámica del propio reactor ya que estos pueden consumir calor en la reacción o generar calor en la reacción dependiendo de cuál este sea; por lo general se establece que el tipo de fluido utilizado



determina el poder calorífico del gas producido (Martín Sánchez, 2014). Existen varios fluidos gasificantes que pueden ser utilizados, los cuales se describen a continuación.

2.3.1.1 Oxígeno

Según Núñez et al. (2013), el uso de oxígeno supone un uso de un fluido que genera una oxidación completa de la biomasa, generando en mayor medida dióxido de carbono, monóxido de carbono y agua, aunque dando consigo grandes cantidades de energía. Resulta ineficiente al momento de generar gas de síntesis con alto contenido en H_2 . Comúnmente se lo utiliza en mezclas con vapor de agua, ya que de esta forma se mejora el poder calorífico del gas de síntesis obtenido. El uso de oxígeno para la reacción de gasificación no es recomendable debido a que favorece a la formación de alquitranes, compuestos orgánicos indeseables, y la volatilización de los metales. Este tipo de inconvenientes se solucionan trabajando generalmente con una cantidad limitada de oxígeno y con temperaturas moderadas que se alejen de la temperatura de combustión. Según Osés (2010) se elimina estos problemas utilizando temperaturas en torno a los $800^{\circ}C$ y con mayores tiempos de residencia.

2.3.1.2 Aire

Este tipo de fluido gasificante es el más estudiado y empleado por industrias que usan la tecnología de gasificación, debido a su facilidad de uso y bajo precio. De acuerdo con Osés (2010) al utilizar aire como agente gasificante se genera un gas de síntesis que tiene un poder calorífico equivalente a la sexta parte del poder calorífico inferior del gas natural. Este tipo de fluido gasificante posee la ventaja de que es manejado fácilmente con un ventilador o un compresor que inyecta la corriente de aire. La gran desventaja es que este fluido genera un gas combustible de bajo poder calorífico, esto debido principalmente a la dilución del gas por el nitrógeno contenido en el aire (Escala & James, 2019)

Al igual que el oxígeno, se debe controlar minuciosamente la cantidad de aire con el fin de evitar una oxidación completa de la biomasa. El cálculo de aire estequiométrico se realiza analizando la composición elemental de la biomasa y suponiendo la oxidación parcial de la biomasa. Según Aguilar et al. (2013), en su estudio establecieron que la relación entre los caudales de residuos sólidos de naranja y aire alimentados define la relación estequiométrica (RE), parámetro básico en la gasificación con aire. Como consecuencia de usar una mayor relación estequiométrica de aire, la cantidad de alquitranes formados disminuye, esto debido a que se favorece la oxidación de la biomasa. Sin embargo, esto paralelamente lleva a una disminución considerable del poder calorífico del gas de síntesis producido. Esto obliga a incrementar las



temperaturas de reacción con lo que se favorece las reacciones de reformado con vapor (generación de H_2 y CO) y las reacciones de craqueo de vapor (formación de H_2 e hidrocarburos ligeros) (Lesme-Jaén et al., 2013).

2.3.1.3 Vapor de Agua

El agua en estado de vapor resulta ser una agente gasificante eficiente para la reacción de gasificación, esto debido a que ayuda al calentamiento de la reacción y de esta manera reduce la energía requerida para el proceso, que normalmente es proporcionado por combustión de una fracción de la biomasa (Bhavanam et al., 2011). Además, el vapor de agua mejora las transferencias de calor y procesos de reacción característicos de la biomasa como la hidrólisis de sus componentes y formación de gases como el Hidrógeno. De esta manera, al utilizar vapor de agua es posible obtener un gas de síntesis con mayor contenido de H_2 y consecuentemente con un mejor potencial calorífico (Bhavanam et al., 2011).

Se ha observado que al usar vapor de agua se obtiene un mayor contenido de H_2 en el gas de síntesis, esto ya que el vapor de agua favorece muchas reacciones de generación de Hidrógeno. Así dentro del proceso de gasificación, el vapor de agua reacciona con el carbono de la biomasa generando Hidrógeno y monóxido de carbono; luego se genera una segunda reacción del monóxido con el vapor de agua generando más hidrógeno y dióxido de carbono; por último, se tiene una reacción extra, si el tiempo de residencia es el suficiente, esta es la reacción de monóxido de carbono y agua para producir metano (Pérez et al., 2010). Incluso, al aumentar el tiempo de residencia se mejora la reacción debido a la reducción de la selectividad hacia compuestos como el monóxido de carbono y compuestos combustibles como el metano, ya que estos compuestos al combinarse con el agua, producen Hidrógeno y dióxido de carbono; y al ser exotérmicas dichas reacciones favorece la reacción de gasificación (Yakaboylu et al., 2015).

2.3.1.4 Agua súper crítica

En los últimos años, el agua por encima de su estado crítico, ha sido utilizada satisfactoriamente como agente gasificante. El punto crítico del agua pura es $374\text{ }^\circ\text{C}$ y 22.1 MPa (Yakaboylu et al., 2015). En la Figura 2 se muestra las fases del agua y se expresa las condiciones en las que el agua se considera como una fase supercrítica.

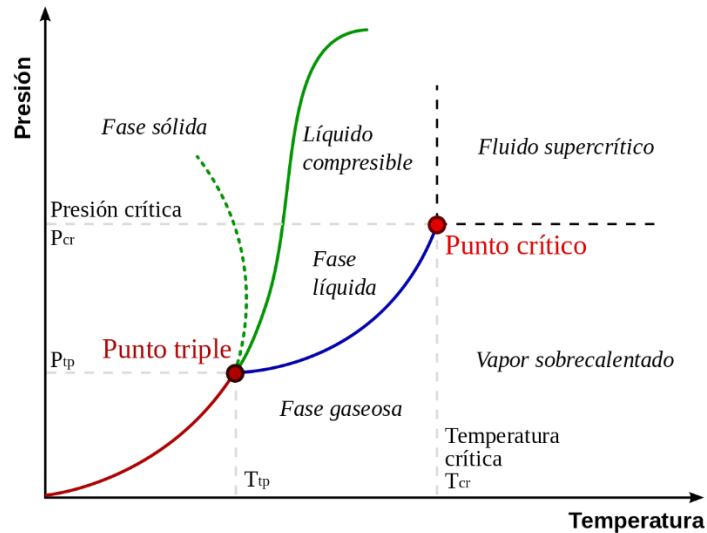


Figura 2. Diagrama de fases del agua.

Fuente: (Yakaboylu et al., 2015)

El comportamiento del agua en condiciones supercríticas le proporciona una viscosidad aproximada a un agua en fase de vapor, mientras que su densidad tiende a aumentar y comportarse como una fase líquida. Otro factor importante es la constante dieléctrica del agua que al encontrarse en este estado supercrítico tiende a descender de tal manera que el agua puede interactuar de mejor manera con componentes no polares, lo que ayuda a tener una mejor reacción con los componentes orgánicos de la biomasa (Yakaboylu et al., 2015). De esta manera se logra producir una gasificación libre de alquitranes en la reacción y consecuentemente se obtiene mayor cantidad de gas de síntesis, debido a que los componentes orgánicos precursores del alquitrán también alcanzan a reaccionar (Jarana et al., 2008).

Una desventaja es debido a las características de las altas presiones del agua súper crítica, esta posee menor tiempo de residencia en el reactor, lo que produce que las sales inorgánicas presentes en la biomasa vayan taponando las cañerías (Jarana et al., 2008). Este conflicto se logra solventar de al trabajar a una temperatura de 700 °C, y con el alto calor de la salida del gas de síntesis precalentar la biomasa y el agua que ingresan al reactor. Adicionalmente, el uso de reactores especiales en donde el agua supercrítica ingresa por la parte baja y la biomasa por la parte superior en forma de un flujo ascendente, esto modo de operación produce que las sales se precipitan y se depositen en la parte baja del reactor por donde pueden ser retiradas y evitar los taponamientos (Yakaboylu et al., 2015).

2.3.2 Reactores usados en la gasificación



Existen una serie de reactores que pueden ser utilizados para llevar a cabo la gasificación de la biomasa. El diseño de un reactor de gasificación depende generalmente de las condiciones que este debe soportar, es decir las condiciones a las cuales se va a desarrollar la reacción. En cuanto al material de construcción, si el reactor es metálico llega a presentar oxidación en largos periodos de uso debido a compuestos oxidantes propios de reacción con aire. Esto se puede evitar con el uso de un revestimiento interno cerámico formado por alúmina, caolín, feldespato y talco o con un uso de gasificante de agua (Bermúdez et al., 2020). El uso de gasificante de agua es de gran utilidad debido a que se reduce la oxidación de las paredes internas del reactor y con esto se evita el uso de un recubrimiento cerámico que genera una reducción de las eficiencias del reactor al empeorar la transferencia de calor (Bhavanam et al., 2011). En las últimas décadas se han desarrollado y evaluado varios diseños de reactores de gasificación de biomasa y, en general, se pueden clasificar en tres categorías principales: gasificadores de lecho móvil, gasificadores de lecho fluidizado, y gasificadores de flujo arrastrado.

2.3.2.1 Gasificadores de lecho móvil

Los gasificadores de lecho móvil se caracterizan por un lecho en el que la biomasa se mueve lentamente hacia abajo bajo la acción de la gravedad a medida que se gasifica. Con este tipo de gasificador, el consumo de oxígeno es bajo, pero los productos de pirólisis están presentes en el gas de síntesis y, además, las temperaturas de salida son generalmente bajas (400–600 °C). Otro defecto de este tipo de gasificador es la considerable cantidad de metano en el gas de síntesis (Cormos, 2017). La ventaja de este tipo de reactores es que son relativamente simples de operar y generalmente experimentan una erosión mínima del cuerpo del reactor.

Dependiendo de si el agente gasificante se mueva a contracorriente o concurrente con el flujo de la biomasa, se puede tener un reactor de flujo ascendente o un reactor de flujo descendente, como se observa en la figura 3. En los gasificadores de corriente ascendente y los gasificadores de tiro descendente, la composición del gas por volumen suele estar en los siguientes rangos: CO (20 - 30%), H₂ (5 - 15%), CH₄ (1-3%), y CO₂ (5 - 15%) (Laza et al., 2011). Tal como se observa en la figura 3, tanto en los reactores el flujo tanto del flujo ascendente como descendente, el ingreso del agente gasificante es siempre por un costado del reactor, aunque varían en la altura de ingreso (Laza et al., 2011).

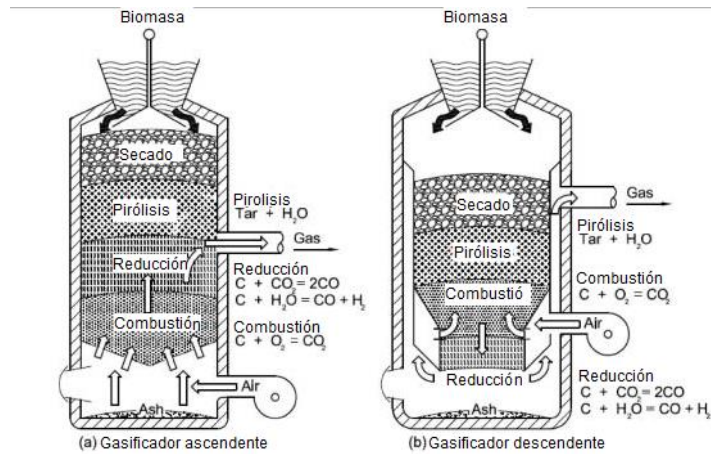


Figura 3. Modelo de gasificadores de cama fija flujo ascendente y descendente.

Fuente: (Laza et al., 2011)

2.3.2.1.1 Reactores de lecho móvil con flujo ascendente

En un gasificador de lecho fijo de corriente ascendente (Figura 4), los flujos de combustible y gases son contracorriente entre sí. El agente reactivo se inyecta en el fondo del reactor y asciende hacia arriba mientras que el combustible se introduce por arriba y desciende hacia abajo a través de zonas de temperaturas progresivamente crecientes (secado, pirólisis, gasificación y oxidación). El calor de las zonas de gasificación y oxidación se eleva hacia arriba para proporcionar energía para las zonas de pirólisis y secado. Los gases, el alquitrán y otros compuestos volátiles se dispersan en la parte superior del reactor mientras que las cenizas se eliminan en la parte inferior. El gas de síntesis normalmente contiene altos niveles de alquitrán, que debe eliminarse o convertirse en gas de síntesis para su uso en aplicaciones distintas del calentamiento directo.

Este tipo de reactores usa generalmente la biomasa no solo como material para convertir en energía, sino que además la biomasa puede tener un efecto favorable generando un efecto filtrante para el alquitrán producido, de ahí que se logre obtener gas de síntesis con bajo contenido de alquitrán usando este tipo de reactor (Laza et al., 2011). Además de esto la eficiencia de estos gasificadores es más alta que los de flujo descendente, ya que la interacción de flujo gasificante con las partículas de biomasa en caída proporciona un mayor tiempo de residencia del agente gasificante, favoreciendo así las reacciones de formación de H_2 (Laza et al., 2011).

Este tipo de reactores presenta una alta eficiencia energética ya que una parte del calor se retiene en la biomasa renovada (Arteaga et al., 2015), de igual forma la temperatura de la salida del gas de síntesis es menor que la del reactor de flujo descendente, y sobre

todo existe una correcta distribución de calor hacia la biomasa y el fluido gasificante para aportar calor antes de la reacción. Considerando estos parámetros este tipo de gasificador es el que presenta mejores eficiencias al momento de la reacción (Huber et al., 2006).

A) Reactor de flujo ascendente

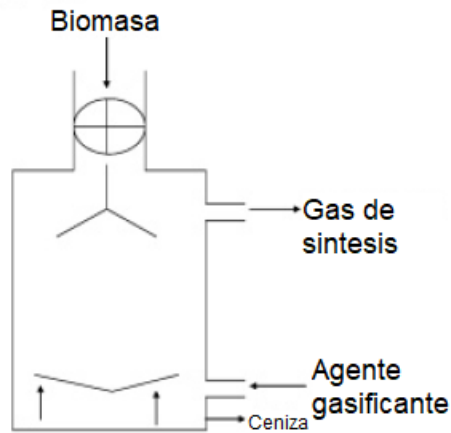


Figura 4. Esquema de reactor de flujo ascendente

Fuente: (Huber et al., 2006)

2.3.2.1.2 Reactores de lecho móvil de flujo descendente

A diferencia del reactor de flujo ascendente, en los gasificadores de lecho móvil con corriente descendente, la biomasa se introduce por la parte superior y el agente gasificante se introduce a través de un conjunto de boquillas por la parte lateral del reactor (Figura 5). Esto produce que las ubicaciones de las zonas están invertidas y, como tales, se permite que los productos de pirólisis pasen a través de la zona de oxidación a alta temperatura donde se descomponen aún más. La humedad evaporada de la biomasa sirve como agente gasificante. El gas de síntesis sale del gasificador por la parte inferior y contiene sustancialmente menos alquitrán que un gasificador de flujo ascendente. Esto es ventajoso, ya que reduce la necesidad de limpieza del gas de síntesis formado y, por lo tanto, es más adecuado para una variedad más amplia de aplicaciones.

En un reactor de flujo descendente se tiene un factor conocido como velocidad superficial que es la relación de tasa de producción de gas de síntesis en condiciones normales y el área de sección transversal más estrecha del gasificador; en donde se establece que esta relación interviene en la calidad de gas producido y en la cantidad de alquitranes producidos. Se tiene por general que a menor cantidad de alquitranes mejor poder calorífico posee el gas de síntesis (Huber et al., 2006). Este tipo de

reactores se utilizan cuando el flujo de gas de síntesis se necesita muy limpio de partículas y alquitranes. La gran desventaja de este gasificador es que presenta una baja eficiencia energética debido a que el gas de síntesis sale a temperaturas elevadas, y de esta forma el calor se desperdicia. Sin embargo, a menudo el calor de esos gases se transfiere al agente gasificante, dando una eficiencia de unidad térmica a la par con gasificadores de corriente ascendente (Laza et al., 2011).

B) Reactor de flujo descendente

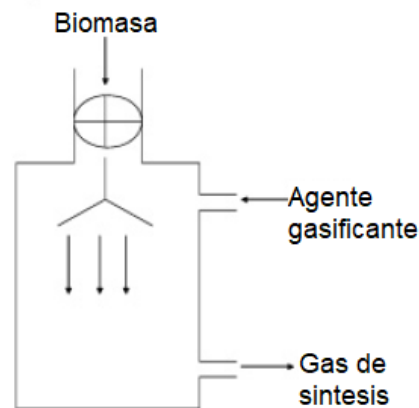


Figura 5. Esquema de reactor de flujo descendente

Fuente: (Huber et al., 2006)

Adicional a los reactores de lecho fijo con flujo ascendente y descendente, existe otro tipo de reactor de lecho fijo que exhiben características operativas muy similares a la del gasificador de corriente descendente; sin embargo, difiere en el modo de alimentación del agente gasificante. Este tipo de reactor se conoce como reactor de lecho móvil con flujo cruzado.

2.3.2.1.3 Reactores de lecho móvil con flujo cruzado

La biomasa es alimentada desde la parte superior del reactor, mientras que el agente gasificante es introducido por el costado del gasificador cerca del fondo, y el gas de síntesis se extrae del lado opuesto, por el parte superior cercano a la alimentación. Las zonas de oxidación y secado se concentran alrededor de los lados de la unidad (Laza et al., 2011).

En este tipo de reactores la ceniza es removida por la parte baja del reactor, y la temperatura de salida del gas de síntesis es aproximadamente 800 a 900 °C. Como resultado, se tiene una baja eficiencia energética con un gas de síntesis con alto contenido de alquitrán (Laza et al., 2011). Esta baja eficiencia energética se debe al contacto que presenta el agente gasificante con la ceniza de caída del reactor debido a

que constantemente esta retira energía del sistema. Aunque vale rescatar que la salida del gas de síntesis cerca de la alimentación aporta un efecto beneficioso, ya que la biomasa se precalienta en la entrada del reactor (Arteaga et al., 2015).

2.3.2.2 Gasificadores de lecho fluidizado

Los gasificadores de lecho fluidizado tienen a la biomasa mantenida en estado fluidizado en las partículas sólidas de biomasa está suspendido por un flujo ascendente del agente gasificante y productos gaseosos (Figura 6). Como tales, ofrecen una mezcla extremadamente buena entre la biomasa y el agente gasificante, lo que promueve la transferencia de calor y masa (Cormos, 2017).

La eficiencia en un gasificador de lecho fluidizado es mayor que en uno de lecho móvil, debido a que la temperatura dentro del lecho fluidizado es uniforme, reduciendo la producción de puntos muy calientes (Janna et al., 2006). La operación de lechos fluidizados está restringida a temperaturas por debajo del punto de ablandamiento de la ceniza (900–1050 °C), ya que la operación por encima de esta temperatura haría que la ceniza se aglomera, interfiriendo con la fluidización del lecho (Arteaga et al., 2015).

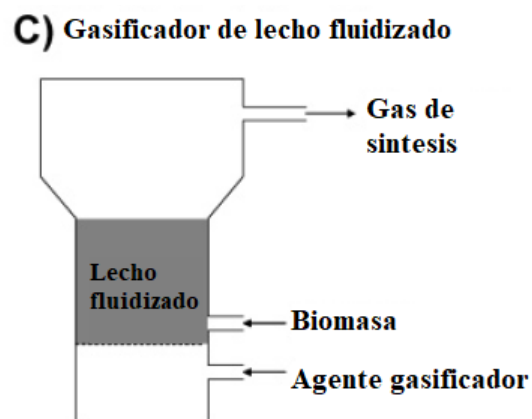


Figura 6. Esquema de reactor de lecho fluidizado.

Fuente: (Huber et al., 2006)

Dependiendo de la velocidad de flujo del agente gasificante en la fluidización, se puede encontrar seis tipos de comportamientos de la biomasa en el proceso de gasificación. Según Janna et al. (2006) estos son: lecho fijo, mínima fluidización, fluidización homogénea, lecho burbujeante, slugging, y transporte neumático. Todos estos comportamientos se ilustran en la Figura 7.

- Lecho fijo: este comportamiento se da cuando las velocidades del fluido gasificante no sobrepasan la velocidad crítica o de fluidización del lecho de biomasa.

- **Mínima fluidización:** este comportamiento se presenta cuando la velocidad de fluidización apenas sobrepasa la velocidad crítica del lecho. En ese instante, el lecho se comienza a levantar y no presenta una gran variación en el equipo pues no genera arrastre de partículas.
- **Fluidización homogénea:** Existe un aumento de velocidad respecto al lecho fijo, haciendo que las partículas se muevan y algunas de ellas comiencen a vibrar en dirección ascendente. Este es el comportamiento que mayor eficiencia genera al momento de la gasificación debido a las altas interacciones de la biomasa con el fluido gasificante. La complicación que genera es el aumento en el costo de del equipo pues se debe tener cuidado con el arrastre de biomasa lo que causaría taponamientos en las conexiones.
- **Lecho burbujeante:** al seguir aumentando la velocidad del fluido gasificante el lecho de biomasa expandido comienza a generar espacios de aire en forma de burbujas que causa problemas en el comportamiento hidrodinámico y una reducción de la eficiencia de la reacción.
- **Slugging:** este es el comportamiento de burbujeo llevado a una velocidad superior, en donde se genera no varias burbujas sino una burbuja grande entre el lecho. Esto causa una baja eficiencia en la producción de gas de síntesis debido a una baja interacción del agente gasificante con la biomasa.
- **Transporte neumático o arrastre:** este es el peor comportamiento del lecho ya que prácticamente la biomasa ingresa y sale sin reaccionar debido a la alta velocidad del fluido gasificante. Esto sumado al arrastre de las partículas de biomasa, lo que conlleva serios problemas de taponamiento en las conexiones.

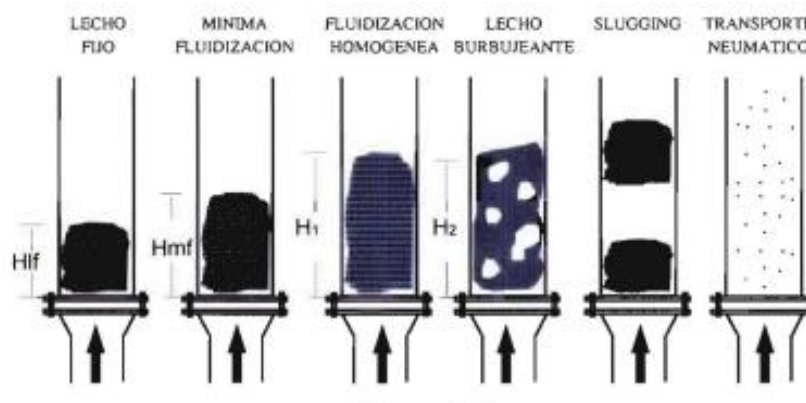


Figura 7. Comportamiento de lecho según la velocidad de fluido gasificante

Fuente: (Janna et al., 2006)



Según estos comportamientos del lecho de biomasa se debe considerar como un modelo idóneo el trabajo a una velocidad mínima de fluidización para evitar costos elevados de construcción y mantenimiento del gasificador con lecho fluidizado.

2.3.2.3 Gasificadores de flujo arrastrado

Los gasificadores de flujo arrastrado se caracterizan por partículas de biomasa dispersas, las cuales transportadas por una ráfaga de reactivos y productos en flujo paralelo. El tiempo de residencia es de solo unos segundos y la alimentación debe molerse a un tamaño de 100 μm o menos para asegurar que se produzca la combustión completa de las partículas. La alta temperatura de funcionamiento (1250–1600 °C) garantiza una alta conversión de combustible y un contenido de metano muy bajo en el gas de síntesis (Cormos, 2017).

A pesar de las mejoras sustanciales que se han hecho en el diseño de gasificadores problemas como la baja eficiencia energética, el alto contenido de alquitranes, metano, dióxido de carbono y cenizas, la baja selectividad hacia la formación de hidrógeno, entre otros siguen siendo un obstáculo hacia la aplicación de biomasa en la generación de electricidad. Una de las alternativas que ha sido muy estudiada en los últimos años para superar estos obstáculos ha sido el uso de catalizadores.

2.3.3 Uso de catalizadores en la gasificación de biomasa

Los catalizadores se utilizan comúnmente en la industria química y del petróleo para aumentar las velocidades de reacción, lo que a veces hace posibles ciertos productos previamente inalcanzables. El uso de catalizadores apropiados en la gasificación de la biomasa no solo reduce la temperatura de reacción, sino que también mejora las velocidades de gasificación. Además, los catalizadores también reducen la formación de alquitrán, así como favorecer o suprimir la formación de ciertos componentes en el gas de síntesis. En el proceso de gasificación, el metano se produce en pequeñas cantidades, sin embargo, el uso de catalizadores puede suprimir la formación de metano (Speight, 2015). Los criterios para seleccionar un catalizador en la gasificación de biomasa son (Sutton et al., 2001):

- a) Los catalizadores deben ser eficaces en la eliminación de alquitranes.
- b) Si el producto deseado es gas de síntesis, los catalizadores deben ser capaces de reformar metano.
- c) Los catalizadores deben proporcionar una relación de gas de síntesis adecuada para el proceso previsto.



- d) Los catalizadores deben ser resistentes a la desactivación como resultado del ensuciamiento y sinterización del carbono.
- e) Los catalizadores deben regenerarse fácilmente.
- f) Los catalizadores deben tener alta resistencia al impacto.
- g) Los catalizadores deben ser económicos.

Tomando en cuenta estos criterios, en los últimos años múltiples catalizadores han sido sintetizados y aplicados en la gasificación de la biomasa. De manera general, todos estos catalizadores se pueden dividir en tres grupos: metal térreo, metal alcalino y base de níquel.

Catalizadores de metales térreos: La dolomita ($\text{CaCO}_3 \cdot \text{MgCO}_3$) es muy eficaz para la eliminación de alquitrán, es económica y está ampliamente disponible, lo que evita la necesidad de regeneración del catalizador. Puede utilizarse como catalizador primario mezclándolo con la biomasa o como catalizador secundario en un reformador aguas abajo, que también se denomina lecho de protección. La dolomita calcinada es significativamente más eficaz que la dolomita cruda. Sin embargo, ninguno es muy útil para la conversión de metano. La velocidad de la reacción de reformado es mayor con dióxido de carbono que con vapor (Basu, 2010).

Catalizadores de metales alcalinos. El carbonato de potasio y el carbonato de sodio son importantes en la gasificación de biomasa como catalizadores primarios. A diferencia de la dolomita, estos pueden reducir el metano a Hidrógeno mediante una reacción de reformado. Muchos tipos de biomasa tienen potasio inherente en sus cenizas, por lo que pueden beneficiarse de la acción catalítica del potasio con una producción reducida de alquitrán. Sin embargo, el potasio es conocido por aglomerarse en lechos fluidizados, lo que contrarresta su beneficio catalítico (Guerrero et al., 2016).

Catalizadores a base de Ni. El níquel es muy eficaz como catalizador de reformado para la reducción del alquitrán, así como para el ajuste de la relación CO/H_2 mediante la conversión de metano. Sin embargo, la desactivación del catalizador con depósitos de carbón es un problema. El níquel es relativamente económico y está disponible comercialmente, aunque no es tan barato como la dolomita.

Cuando se usa catalizadores en la gasificación de biomasa, este es colocado como un lecho aparte al lecho de biomasa. De ahí a que a los reactores de gasificación catalítica se les conozca como reactores de doble capa. Es decir, este tipo de reactores hace referencia al uso de una etapa catalítica aparte de la etapa normal de gasificación. Así pues, primero se da la formación del gas de síntesis, luego este gas interactúa con el catalizador mejorando tanto en poder calorífico, así como la temperatura y cantidad



producida de gases deseados. Claramente, este tipo de mejoras dependen mucho del tipo de catalizador y del soporte del catalizador. Por ejemplo, Ramli et al. (2015) utilizaron un catalizador de hierro soportado en oxido de cerio (Fe/CeO_2) para la producción de Hidrógeno a partir de la gasificación de palma, en donde observaron que el catalizador 2,5% en peso produjo el rendimiento máximo de H_2 en 70% cuando se usó aire como agente gasificante. Sin embargo, el rendimiento de H_2 aumentó a 73% cuando se usó vapor de agua. Concluyeron su estudio estableciendo que la actividad catalítica favorable en las reacciones de gasificación puede estar correlacionada con la interacción del soporte metálico entre las especies de hierro y la solución sólida de CeO_2 cúbica.

También es importante mencionar que la eficiencia de la etapa catalítica depende en gran medida de las características de la primera etapa de reacción, esto ya que, si en la etapa de gasificación se produce un alto cantidad de cenizas o alquitranes, estos subproductos pueden desactivar el catalizador ya sea por envenenamiento o por taponamiento del área superficial (Ramli et al., 2015). En estos casos, el uso del catalizador no mostrara mejoras significativas en el gas de síntesis producido.

El presente estudio tiene como objetivo evaluar el potencial que tiene los residuos de banana para la producción de gas de síntesis en un reactor de gasificación de flujo ascendente usando vapor de agua como agente gasificante. Adicionalmente se comparó la cantidad de hidrógeno producido al llevar a cabo la reacción con y sin catalizador de níquel.



CAPITULO 3: DISEÑO Y EXPERIMENTACION

3.1 Biomasa

En este estudio, la biomasa residual de banano se empleó para llevar a cabo la gasificación. La elección de esta biomasa está fundamentada en su alta disponibilidad y alta tasa de producción en Ecuador.

3.1.1 Preparación de la biomasa

Los residuos de las plantaciones de banano se obtuvieron de la Hacienda bananera “La Clementina”, ubicada en Babahoyo, provincia de Los Ríos. Dentro del procedimiento de muestreo, se recolectaron las hojas, pseudotallo y raquis, sin embargo, en este estudio únicamente se utilizó el pseudotallo para los ensayos de gasificación; esto debido a que el peso del pseudotallo es el mayoritario en la planta de banano

El tratamiento de la biomasa consistió en un secado, molienda y tamizado. El secado se llevó a cabo en una estufa a 100 °C por 12 horas. A continuación, a la biomasa seca se le redujo su tamaño empleando un molino de cuchillas. Finalmente, la biomasa fue tamizada para posteriormente seleccionar la biomasa retenida entre el tamiz serie Taylor #10 y pasante del tamiz #12, que corresponde a tamaño de partícula entre 1.68 a 2 mm. Para fines de cálculo en el diseño del reactor, el diámetro promedio de la partícula de biomasa de banano se obtuvo usando la Eq. (1).

$$D_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{D_i}} \quad (1)$$

Donde X_i es la fracción retenida en los tamices, y D_i es el diámetro de poro del tamiz.

3.2 Diseño y construcción del reactor de gasificación

La gasificación de la biomasa de banano se llevó a cabo en un reactor de lecho fijo con flujo ascendente usando vapor de agua como agente gasificante. El diseño de reactor se planteó inicialmente con una variable de restricción, a saber, la altura del lecho de biomasa (h_0). Se definió una altura de lecho de 5.6 cm, la cual fue adaptada a las condiciones existentes en las instalaciones del laboratorio donde se instaló el reactor. A continuación, se estimó el diámetro del reactor, así como la altura máxima del equipo considerando las condiciones de operación. Adicionalmente, dado que el reactor será utilizado para una reacción de gasificación catalizada y no catalizada, el diseño se realizó de manera individual, para luego optar por las mejores condiciones para su construcción y funcionamiento.

3.2.1 Diseño considerando reacción no catalizada



Inicialmente el diámetro del reactor (D) se estimó planteando una relación h_0/D de 2. Con esta consideración se obtuvo un diámetro de reactor de 3 cm. Seguidamente la cantidad de biomasa de banano (m) necesaria para alcanzar la altura de lecho establecida se estimó con la Eq. (2).

$$m = h_0(1 - \epsilon_0)\rho_p * A \quad (2)$$

Donde ϵ_0 es la porosidad del lecho de biomasa, ρ_p es la densidad de la partícula de biomasa de banano (kg/m^3), y A es el área transversal del reactor (m^2). La porosidad de lecho fue considerada como 0.4, a la cual el lecho empacado sirve como filtro para retener a los alquitranes de la reacción. La densidad de la biomasa se obtuvo de la ficha técnica de la biomasa de cáñamo CANNABRIC (ANEXO 13) dando una densidad de 400 a 500 kg/m^3 . La altura del gasificador se calculó considerando la altura máxima que alcanzaría un lecho fluidizado de biomasa. Por lo tanto, inicialmente se calculó la velocidad de fluidización y la velocidad de trabajo.

Cálculo de la velocidad mínima de fluidización y la velocidad de trabajo

El cálculo de estas velocidades depende mucho de las características del equipo tales como el diámetro y la longitud del reactor. De igual forma, las propiedades del agente gasificante (viscosidad y densidad), así como las características de la biomasa y el lecho (granulometría, porosidad y altura del lecho) se deben tomar en cuenta al estimar estas velocidades. La velocidad mínima de fluidización o velocidad crítica se calculó usando la Eq. (3).

$$v_{cr} = \frac{Re_{cr}\mu}{D_p\rho_m} \quad (3)$$

Donde D_p es el diámetro promedio de la partícula de biomasa (m), ρ_m (kg/m^3) y μ (Pa.s) son la densidad y viscosidad dinámica del agente gasificante (agua) a la temperatura de reacción. Estas propiedades se obtuvieron de la calculadora TLV especialista en vapor para una temperatura de reacción promedio de 640 °C, y fueron 2.32 kg/m^3 y 3.52x10⁻⁵ Pa.s, respectivamente. Por último, Re_{cr} es el número de Reynolds crítico, el cual se obtuvo aplicando la Eq. (4).

$$Re_{cr} = \frac{Ar}{\frac{150 * (1 - \epsilon_0)}{\epsilon_0^3} + \sqrt{\frac{1,75}{\epsilon_0^3} * \sqrt{Ar}}} \quad (4)$$

Donde Ar es el número de Arquímedes estimado con la Eq. (5).

$$Ar = \frac{D_p^3 \rho_m g (\rho_p - \rho_m)}{\mu^2} \quad (5)$$



En la Eq. (5) g es la aceleración de gravedad. Otro factor importante es conocer la altura que alcanzará el lecho al fluidizar, por lo que se establece una velocidad de trabajo en lecho fluidizado inferior a la velocidad crítica estimada. Dicha velocidad de trabajo se obtuvo de la Eq. (6), donde K_w representa un factor de relación entre ambas velocidades, y para este estudio se tomó como referencia un valor de 0.0034. Todo el procedimiento seguido para el cálculo de estos parámetros se detalla en el ANEXO 1.

$$K_w = \frac{\text{velocidad de trabajo}}{\text{velocidad crítica}} \quad (6)$$

3.2.2 Diseño considerando reacción catalizada

Al utilizar un catalizador en la reacción de gasificación se requiere un espacio adicional dentro del reactor. En este caso el reactor estará conformado por dos lechos: el lecho de biomasa donde se llevará a cabo a gasificación, y el lecho catalítico donde los productos de la gasificación interactúan con el catalizador. De manera general en los reactores de flujo ascendente, el lecho catalítico va en la parte superior del lecho de biomasa, por lo que la longitud del reactor en dependerá principalmente de las condiciones del lecho catalítico.

En el lecho catalítico, se utilizó un catalizador de níquel soportado en óxido de aluminio ($\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$). El catalizador se sintetizó por el método de coprecipitación de Níquel y aluminio. El porcentaje de Ni fue 2.5 % peso/peso, sus propiedades se detallan en la Tabla 3. Esto debido a que fue el catalizador que tuvo mejor acción en el aumento de hidrógeno y reducción de monóxido de carbono y metano, en pruebas preliminares.

Tabla 3. Datos de los catalizadores adicionados al reactor.

% de Ni en catalizador	Densidad de la partícula (g/cc)	Porosidad	Masa total (g)
2.5%	2.855	0.196	3.92

Fuente: Autor.

Al igual que el lecho de biomasa, la altura del lecho catalítico fue restringida a un valor de 10.11 mm para adaptar a las dimensiones de los equipos disponibles. Con esta consideración se estimó la masa del catalizador utilizando la Eq. (2) y las propiedades del catalizador de la Tabla 3. La masa usada fue de 3.92 g para los tres catalizadores. De manera similar, siguiendo la metodología descrita para el lecho de biomasa (Sección 3.2.1), para el lecho catalítico se calculó: la velocidad crítica de fluidización, la velocidad de trabajo, el número de Reynolds crítico, y el número de Arquímedes, aplicando las Eqs. (2)-(6).



Luego de calcular el número de Reynolds crítico, se calculó el número de Reynolds fluidizado (Re_{LF}) y la porosidad en lecho fluidizado (ϵ_{LF}) usando las Eqs. (7) y (8).

$$Re_{LF} = k_w * Re_{cr} \quad (7)$$

$$\epsilon_{LF} = \left(\frac{18Re_{LF} + 0,36Re_{LF}^2}{Ar} \right)^{0,21} \quad (8)$$

Finalmente, la altura de lecho fluidizado (h_{LF}) y la altura total del reactor gasificador (H_{eq}) se estimó aplicando las Eqs. (9) y (10).

$$h_{LF} = \frac{h_o(1 - \epsilon_o)}{(1 - \epsilon_{LF})} \quad (9)$$

$$H_{eq} = h_{LF} + 3h_{LF} \quad (10)$$

Con todos estos parámetros calculados tanto para el lecho de biomasa como para el lecho catalítico se corroboró el dimensionamiento tomando en cuenta las siguientes recomendaciones de diseño.

- $\frac{H}{D}$ esta relacion debe estar entre el rango de (2 – 5)=
- $h_{del\ lecho\ fijo} \leq 0,5h_{LF}$;
- $h_{min} = 80D_{orificio\ de\ parrilla}$

Todo el procedimiento seguido para el cálculo de los parámetros mencionados se detalla en el ANEXO 2.

3.3 Reacción de gasificación

Con las dimensiones obtenidas en la sección 3.2, se construyó el reactor usando Acero 340. El reactor fue conectado por tuberías de Acero 340 de diámetro 1/4". Adicional al reactor, se utilizó equipos auxiliares como una caldera, horno eléctrico, intercambiador de calor, y separador bifásico. El montaje del todo el sistema se detalla en la Figura 8.

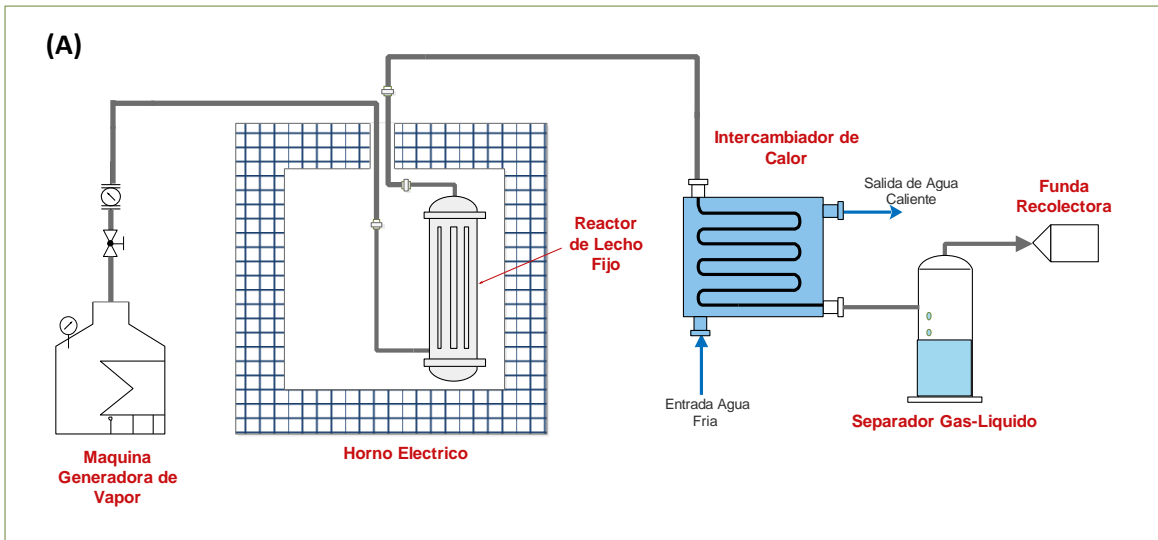


Figura 8. Esquema del Sistema Usado Para la Gasificación (A), y montaje en el laboratorio (B).

Fuente: propia

Antes de llevar a cabo la reacción de gasificación se realizó la evaluación del mínimo flujo de vapor que se puede obtener en la caldera. Se logró establecer un caudal de 26 mL/min, el cual fue controlado con las válvulas de ingreso al reactor con una presión promedio de 7.5 psi. En el caldero, se controlaron parámetros como nivel de agua, y el rango seguro de presión. De igual forma en el horno eléctrico se controló los tiempos de calentamiento y los pasos para la programación del controlador de temperatura del horno para obtener 640 °C (Temperatura de reacción). Configurando el controlador de temperatura del horno se estableció una velocidad de calentamiento de 0.43 °C /s; con esta velocidad, se alcanzó la temperatura de reacción a los 60 min. Finalmente, en todo el sistema de tuberías, se verificó las fugas haciendo circular únicamente vapor de agua, las cuales fueron corregidas adecuadamente.



Para la reacción no catalizada, la biomasa de banano se colocó sobre una parrilla de malla 200. Una vez cargada la biomasa, el reactor se acomodó en el horno eléctrico. Se inició la etapa de calentamiento hasta que el horno alcance la temperatura de 300 °C. En ese instante el vapor de agua ingresó al reactor y reaccionó con la biomasa. La temperatura del horno se incrementó hasta 640 °C, y se mantuvo constante durante todo el tiempo de la reacción (90 min). Debido a que el gas de síntesis generado salió del reactor con vapor de agua y a una temperatura superior a los 300 °C, dicho gas de síntesis fue dirigido hacia un intercambiador de calor para condensar el exceso de agua y algunos posibles alquitranes formados en la reacción. Al final de este proceso se obtuvo una mezcla gas-liquido la cual fue separada usando un Kitasato. Luego de la condensación, se adicionó un sistema compuesto por un filtro de humedad de silica gel con un indicador de saturación para evitar el paso de cualquier partícula de agua arrastrada por el gas de síntesis en el recipiente Kitasato hacia las fundas de muestreo. El gas de síntesis se recolectó en fundas TEDLAR de 1L para su análisis en base seca por cromatografía de gases en un equipo micro GC.

Para la reacción catalizada se utilizó el catalizador Ni/Al₂O₃, el cual fue colocado en un espacio diseñado a manera de un lecho fijo, con rejillas malla 200 Tyler y lana de cuarzo para impedir el arrastre de las partículas por el agente gasificante. Además, se usó soportes de acero en forma de parrilla como agregado para soportar dichas mallas y el catalizador. El lecho catalítico fue colocado en la parte superior del lecho de biomasa. El catalizador usado posee 2.5% de Ni y 97.5% de Al, con una relación 3:1 de biomasa: catalizador (Ramli et al., 2015). El tamaño de partícula del catalizador se determinó por tamizaje, usando las partículas retenidas por la malla 200 y pasante de la malla 100 de la serie de tamices Tyler.

3.4 Balance de masa del reactor

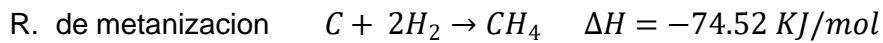
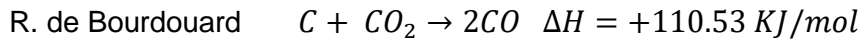
La reacción de gasificación genera una mezcla de gases compuesta principalmente por monóxido de carbono, dióxido de carbono, Hidrógeno y metano. Su composición depende del tipo de biomasa y agente gasificante, así como de las condiciones de operación en las que se lleva a cabo el proceso. Se puede representar a la biomasa como carbono (C), cuando esta entre contacto con el vapor de agua, la reacción se simplifica a:



El monóxido de carbono formado puede seguir reaccionando con el vapor de agua para formar dióxido de carbono e Hidrógeno.



Adicionalmente, la biomasa fresca puede reaccionar con los productos ya formados. En particular puede ocurrir las denominadas reacción Bourdoudard y reacción de metanización.



Una vez que la biomasa se ha consumido en su totalidad en la reacción, se obtiene como subproducto ceniza de biomasa. En resumen, la reacción de gasificación convierte la biomasa en gas de síntesis y ceniza. Tomando en consideración lo mencionado, se puede realizar un balance de masa para la biomasa de banano, como se muestra en la Eq. (11).

$$\text{Biomasa de banano} = \text{ceniza} + \text{gas de síntesis} \quad (11)$$

Conociendo la cantidad de biomasa usada al inicio de la reacción, y pesando la cantidad de ceniza que se obtiene al final de gasificación, con la Eq. (11) se puede estimar la cantidad de gas de síntesis obtenido. Adicionalmente, se puede calcular la conversión obtenida con respecto al agua, Eq. (12).

$$X_A = \frac{N_{A0} - N_{AF}}{N_{A0}} \quad (12)$$

Donde N_{A0} es el número de moles de agua iniciales, y N_{AF} es el número de moles de agua finales. Estos valores fueron estimados examinando el volumen de agua inicial usado en la experimentación y el volumen de agua recuperado luego de la reacción. El procedimiento seguido para el cálculo de estos parámetros se detalla en el ANEXO 3.

3.5 Balance de energía del reactor

Se partió de la ecuación general de balance de energía, descrito en la Eq. (13).

$$\text{acumula} = (\text{genera} - \text{desaparece}) \pm \text{transmite} \quad (13)$$

Cuando se alcanza el estado estacionario, la acumulación=0. Por lo tanto

$$0 = (\text{genera} - \text{desaparece}) \pm \text{transmite} \quad (14)$$

La gasificación con vapor de agua, es una reacción endotérmica que requiere altas temperaturas. Este calor es suministrado por las niquelinas de un horno. Por lo tanto, la energía transmitida por el horno al reactor es igual a:

$$\text{Transmite} = U * A_{TC} * (T_{mf} - T)$$



El calor de reacción es un tipo de calor consumido puesto que la reacción es endotérmica. Este calor es la energía necesaria que se debe aportar a la biomasa para descomponerla y es igual a:

$$\text{Desaparece: } ((-\Delta Hr) * (-r_A) * V)$$

Reemplazando la energía que desaparece y transmite en la Eq. (14), se tiene:

$$-(U * A_{TC} * (T_{mf} - T)) = ((-\Delta Hr) * (-r_A) * V) \quad (15)$$

En la Eq. (15) U es el coeficiente global de transferencia de calor, A_{TC} es el área de transmisión de calor, T_{mf} es la temperatura media de fluido gasificante, T es la temperatura del reactor, ΔHr es la entalpía de reacción ($\Delta Hr > 0$ para reacciones exotérmicas, y $\Delta Hr < 0$ para reacciones endotérmicas), y r_A es la tasa o velocidad de reacción de gasificación. Despejando T de la Eq. (15).

$$T = \frac{((-\Delta Hr) * (-r_A) * V)}{U * A_{TC}} + T_{mf} \quad (16)$$

La Eq. (16) se utilizó para estimar la temperatura del reactor y la reacción. Dicha temperatura está en función de la temperatura a la cual ingresa el vapor recalentado al equipo T_{mf} , de las condiciones del horno-equipos de reacción $U * A_{TC}$, y de las características de la reacción $((-\Delta Hr) * (-r_A) * V)$.

La Eq. (16) presenta variables que se desconocen, por lo cual se realizó pruebas preliminares en el reactor para determinar el coeficiente global de transferencia, la temperatura del agente gasificante, y la velocidad de reacción.

3.5.1 Calculo del coeficiente global de transferencia de calor

Para la determinación del coeficiente global de transferencia de calor se utilizó la Eq. (17).

$$\frac{1}{U * A_i} = \frac{1}{h_i * A_i} + \frac{e_p}{k_p * A_{ml}} + \frac{1}{h_e * A_e} \quad (17)$$

Donde A_i y A_e son el área interna y externa del reactor (m^2), h_i y h_e son el coeficiente de convección interna y externa ($W/m^2.K$), k_p es la conductividad térmica del material de las paredes del reactor ($W/m.K$), e_p es el espesor de la pared del reactor (m), y A_{ml} es el área media logarítmica del reactor (m^2). Todos estos parámetros están ilustrados en la Figura 9.

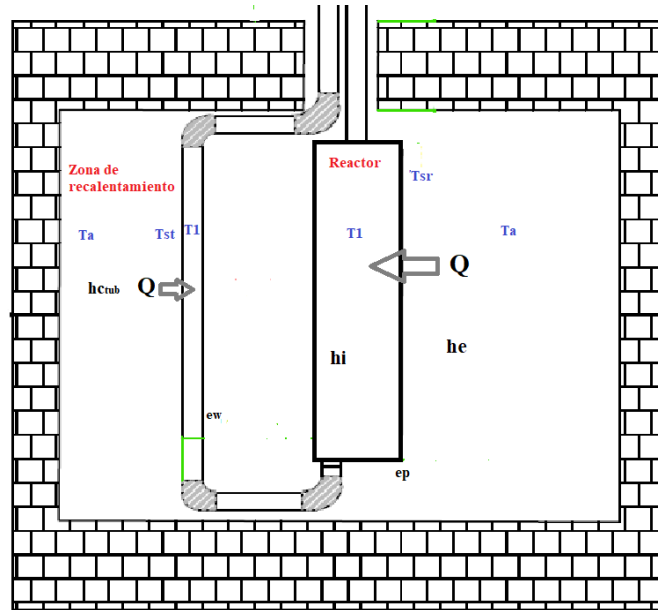


Figura 9. Representación de la transferencia de calor dentro del horno.

Fuente: propia

Antes del cálculo del coeficiente de convección externo e interno, inicialmente se calculó la temperatura del vapor de agua (T_1) en la zona de recalentamiento (Figura 9). Se parte de la cantidad de calor total (Q_T) transmitido por el aire del horno hacia la tubería de vapor de agua, la cual es igual al calor transmitido por convección y conducción (Eq. (18)). Adicionalmente, el calor conducido por convección (Q_{conv}) se da entre la temperatura del aire dentro del horno (T_a) y la temperatura superficial de la tubería (T_{st}), tal como se representa en la Eq. (18).

$$Q_T = \frac{T_a - T_1}{R_{conv} + R_{cond}} \quad Q_{conv} = \frac{T_a - T_{st}}{R_{conv}} \quad (18)$$

Donde R_{conv} y R_{cond} son las resistencias a la transferencia de calor por convección y conducción, las cuales pueden ser calculadas con la Eq. (19).

$$R_{conv} = \frac{1}{h_{c_{tubo}} * A_t} \quad R_{cond} = \frac{ew}{A_{ml} * k} \quad (19)$$

Donde $h_{c_{tubo}}$ es el coeficiente de transferencia de calor por convección, A_t es el área superficial externa del tubo, ew es el espesor de la pared de la tubería, A_{ml} es el área media logarítmica de la tubería, y k es la conductividad térmica del material de la tubería. Los valores de T_{st} y T_a se obtuvieron experimentalmente utilizando pirómetros XTECH a los tiempos de 30, 60 y 90 minutos. El material tanto de las paredes de la tubería y del reactor fue acero 304. Si se considera que $Q_T = Q_{conv}$, la Eq. (18) se simplifica a la Eq. (20).



$$\frac{T_a - T_{st}}{\frac{1}{hc_{tubo} * A}} = \frac{T_a - T_1}{\frac{1}{hc_{tubo} * A} + \frac{ew}{A_{ml} * k}} \quad (20)$$

De la Eq. (20), se puede despejar la temperatura del vapor de agua en la zona de recalentamiento (T1). Sin embargo, primero es necesario calcular hc_{tubo} , para lo cual se siguió el procedimiento representando en la Figura 10, y usando las Eqs. (21)-(25).

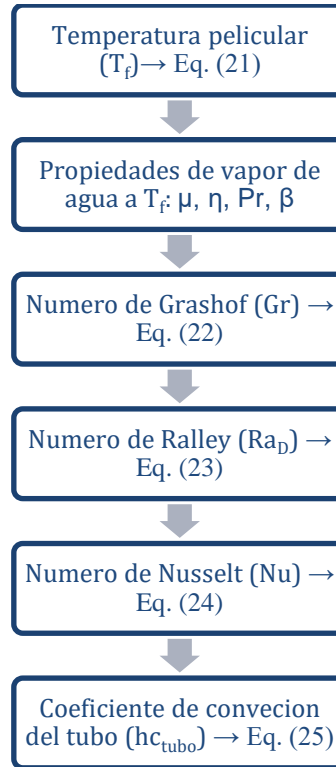


Figura 10. Algoritmo para el cálculo de hc_{tubo}

Fuente: propia

$$T_f = \frac{T_{st} + T_a}{2} \quad (21)$$

$$Gr = \frac{g * \beta * (T_a - T_{st}) * Lc^3}{\eta^2} \quad (22)$$

$$Ra_D = Gr * Pr \quad (23)$$

$$Nu = \left(0.6 + \frac{0.387 * Ra_D^{\frac{1}{6}}}{\left(1 + \left(\frac{0.559}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right)^{\frac{8}{27}}} \right)^2 \quad (24)$$

$$hc_{tubo} = \frac{Nu * k}{Lc} \quad (25)$$



Donde g es la aceleración de la gravedad, β es el coeficiente de expansión volumétrica ($\beta=1/T_f$), L_c es la longitud característica de la tubería, η es la viscosidad cinemática del aire, y Pr es el número de Prant. Estos dos últimos parámetros se obtuvieron de las tablas de propiedades de aire tomadas a la temperatura pelicular (Tabla 4). La tubería de acero tiene un diámetro de $\frac{1}{4}$ " , fabricada con acero 304, cédula 40 y una longitud de 18.5 cm. Por sus dimensiones se lo considero como un cilindro horizontal. El número de Nusselt (Eq. (24)) se calculó usando la ecuación de Churchill y Chu (1995) usada en convección natural sobre superficies. El procedimiento de calculo para estimar hc_{tubo} se detalla en el ANEXO 4a.

Tabla 4. Datos del aire a la temperatura T_f .

Viscosidad cinemática (m²/s)	1.10285*10 ⁻⁴
Conductividad térmica (W/m*K)	0.064999
Prant	0.70828
B (1/K)	1.04543*10 ⁻³

Fuente: Autor.

Una vez estimado la temperatura del vapor de agua en la zona de recalentamiento se procedió a calcular los coeficientes de convección en el reactor. Es necesario mencionar que T_1 también representa la temperatura a la cual ingresa el vapor recalentado al reactor. Esta temperatura es necesaria para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor por convección forzada en el interior del reactor.

Cálculo de h_e del reactor

Se siguió un procedimiento similar al usado para estimar hc_{tubo} con ligeras modificaciones, tales como en la Eq. (21), en lugar de T_{st} se reemplazó por la temperatura de la superficie externa de la pared el reactor (T_{SR}). El valor de T_{SR} se obtuvo experimentalmente con un pirómetro XTECH a los tiempos de 30, 60 y 90 minutos. El procedimiento se resume en la Figura 11.

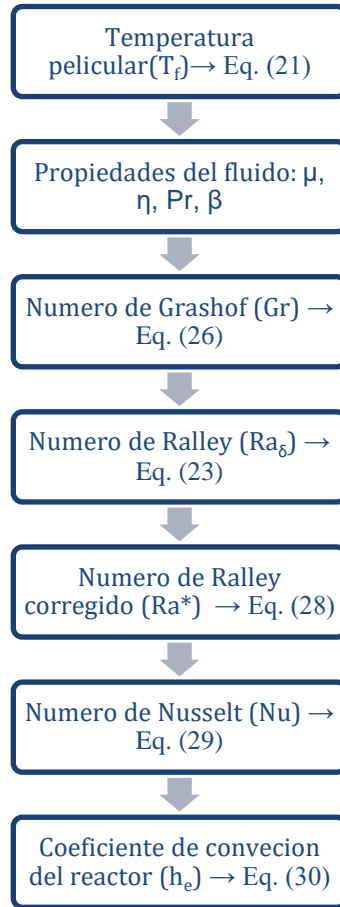


Figura 11. Algoritmo para el cálculo de h_e .

Fuente: propia

$$Gr = \frac{g * \beta * (T_a - T_{SR}) * \delta^3}{\eta^2} \quad (26)$$

$$\delta = \frac{d_{ext} - d_{int}}{2} \quad (27)$$

$$Ra^* = \frac{\left[\ln \left(\frac{d_{ext}}{d_{int}} \right) \right]^4}{\delta^3 * \left[d_{ext}^{-\frac{3}{5}} + d_{int}^{-\frac{3}{5}} \right]^5} * Ra_{\delta} \quad (28)$$

$$Nu = 0.386 * \left[\frac{Ra^* * Pr}{0.861 + Pr} \right]^{\frac{1}{4}} \quad (29)$$

$$h_e = \frac{Nu * k}{\delta} \quad (30)$$

Donde δ es el diámetro medio característico del reactor, el cual se obtuvo usando el diámetro externo (d_{ext}) e interno del reactor (d_{int}). La ecuación utilizada para el cálculo del número de Nusselt y el número de Ralley del diámetro medio (Ra_{δ}) se obtuvo de las



correlaciones empíricas de transferencia de calor propuesto por Coronel et al. (2016). Las propiedades del aire a la temperatura pelicular: viscosidad cinemática (η), conductividad térmica (k), número adimensional de Prant (Pr), y el coeficiente de expansión volumétrica (β), se detallan en la Tabla 5. El procedimiento para calcular h_e en el reactor se detalla en el ANEXO 4b.

Tabla 5. Características del aire a temperatura T_f .

Viscosidad cinemática (m²/s)	9.914*10 ⁻⁵
Conductividad térmica (W/m*K)	0.06200
Prant	0.7049
B (1/K)	1.11715*10 ⁻³

Fuente: Autor.

Una vez calculado h_e , se puede estimar matemáticamente la temperatura interna de la reacción (T_{iR}). El calor total (Q_T) transmitido por el aire del horno hacia el reactor es igual al calor transmitido por convección y conducción (Eq. (31)). El calor conducido por convección (Q_{conv}) se da entre la temperatura del aire dentro del horno (T_a) y la temperatura superficial externa del reactor (T_{SR}).

$$Q_T = \frac{T_a - T_{iR}}{R_{conv} + R_{cond}} \quad Q_{conv} = \frac{T_a - T_{SR}}{R_{conv}} \quad (31)$$

Donde R_{conv} y R_{cond} son las resistencias a la transferencia de calor por convección y conducción, las cuales pueden ser calculadas con la Eq. (32).

$$R_{conv} = \frac{1}{h_e * A_e} \quad R_{cond} = \frac{e_p}{A_{ml} * k_p} \quad (32)$$

Donde A_{ml} es el área media logarítmica del reactor, y k_p es la conductividad térmica del material del reactor. Los valores de T_{SR} y T_a se obtuvieron experimentalmente utilizando pirómetros XTECH a los tiempos de 30, 60 y 90 minutos. Si se considera que $Q_T = Q_{conv}$, se simplifica a la Eq. (33).

$$\frac{T_a - T_{SR}}{\frac{1}{h_e * A_e}} = \frac{T_a - T_{iR}}{\frac{1}{h_e * A_e} + \frac{e_p}{A_{ml} * k_p}} \quad (33)$$

Haciendo uso de la Eq. (33) se estimó matemáticamente la temperatura interna de la reacción (Ver ANEXO 4b).

Cálculo de h_i del reactor



La transferencia de calor de las paredes del reactor a la biomasa y vapor de agua dentro del reactor se da por convección forzada, debido al paso de vapor recalentado dentro del equipo. Para el cálculo del coeficiente de convección interno del reactor, inicialmente se calculó la temperatura pelicular (T_f).

$$T_f = \frac{T_{iR} + T_b}{2} \quad (34)$$

Donde T_b es la temperatura media de masas, la cual se obtuvo como una media entre la temperatura de entrada de vapor de agua (T_1) y temperatura de salida de la mezcla gas de síntesis-vapor de agua (T_{sal}), Eq. (35).

$$T_b = \frac{T_1 + T_{sal}}{2} \quad (35)$$

La temperatura de salida de la mezcla gas de síntesis-vapor de agua se midió con un pirómetro a los tiempos 30, 60 y 90 min de reacción. Con la temperatura pelicular, se determinó las propiedades del vapor de agua (Tabla 6).

Tabla 6. Propiedades del vapor dentro del reactor a temperatura T_f .

Viscosidad cinemática (m^2/s)	$1.1953 \cdot 10^{-4}$
Conductividad térmica ($W/m \cdot K$)	0.07545

Fuente: Autor

El resto de procedimiento se detalla en la Figura 12.

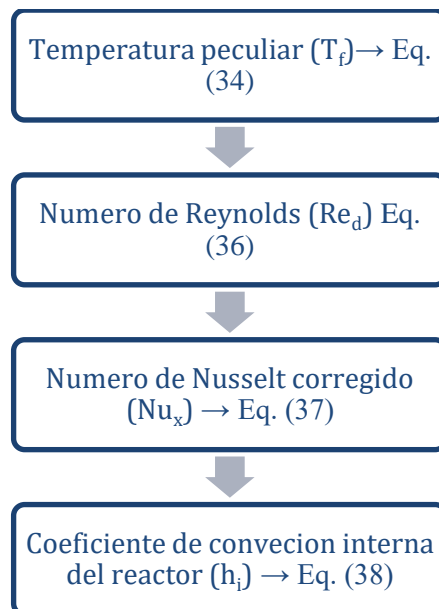


Figura 12. Algoritmo para el cálculo de h_e .

Fuente: propia



$$Re_d = \frac{4 * Q}{\pi * d_{int} * \eta} \tag{36}$$

$$Nu_x = Nud_{\infty} + \frac{K1 * \frac{d}{x} * Re_d * Pr}{1 + K2 * (\frac{d}{x} * Re_d * Pr)^n} \tag{37}$$

$$h_i = \frac{Nu_x * k}{Lc} \tag{38}$$

Donde Re_d es el número de Reynolds en el diámetro característico, Q es flujo volumétrico del vapor de agua, η es la viscosidad cinemática del vapor de agua, Nud_{∞} es el número de Nusselt a una distancia infinita del reactor, y K_1 , K_2 , y n son constantes que dependen del régimen del flujo. Para Q/A uniforme y flujo desarrollado, estos valores se detallan en la Tabla 7.

Tabla 7. Constantes para el cálculo de Nu_x .

Nud_{∞}	4.36
K_1	0.036
K_2	0.0011
n	1
Pr	0.7

Fuente: Autor

La relación de Q/A fue de $6.12 \cdot 10^{-4}$, considerándose uniforme, ya que tanto el caudal ($Q=4.33 \cdot 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$) como el área ($A= 7.06 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$) son valores bajos cercanos a 0. El flujo desarrollado se consideró debido a que el caudal es bajo y se supone que la velocidad de entrada y paso por el reactor fueron las mismas a lo largo del equipo. La conductividad térmica de la mezcla de biomasa-vapor de agua se considera como el promedio de esos 2 materiales, siendo para el vapor de $0.059 \frac{W}{m \cdot K}$, y la biomasa de $0.048 \frac{W}{m \cdot K}$. Esta última fue tomada de la ficha técnica de CANNAHABITAT para biomasa de cáñamo. El procedimiento a detalle para el cálculo de h_i en el reactor se detalla en el ANEXO 4c.

Cálculo de aporte de calor por conducción (A)

Este término corresponde a la transferencia de calor en la pared de acero del reactor de la Eq. (17).

$$A = \frac{e_p}{k_p * A_{ml}}$$



Donde A_{ml} es el área media logarítmica del reactor, la cual fue determinada con la Eq. (39) (Ver procedimiento en ANEXO 4d).

$$A_{ml} = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}} \quad (39)$$

3.6 Determinación de la velocidad de reacción $-r_A$

La velocidad de la reacción de gasificación de biomasa se estable como semejante a una de gasificación de residuos de arce, ya que los porcentajes de celulosa, hemicelulosa y lignina del arce son similares a la planta de banano en seco (Hawley, M. et al., 1983). Hawley et al. (1983) estimaron la velocidad de reacción en un proceso no catalítico, con las condiciones de operación de temperatura entre 550 a 685 °C, presión parcial del agua entre 46 y 100 kPa, y diámetro de partícula de biomasa entre 1 a 2 mm. Con estas condiciones, obtuvieron una velocidad de reacción de 2 a 7.3 s⁻¹. Para el presente estudio, las condiciones son muy similares: temperatura de reacción de 640°C, presión parcial del agua en el reactor de 89.6 kPa, y diámetro de partícula de 1.84 mm. En tal sentido, el valor de velocidad de reacción seleccionado fue de 7.3 s⁻¹ debido a que las condiciones del reactor se encuentran en los límites superiores de temperatura y presión.

Una vez definido este valor, se estimó la temperatura del reactor (T) de la Eq. (16).

$$T = \frac{((-ΔHr) * (-r_A) * V)}{U * A_{TC}} + T_{mf} \quad (16)$$

Se tuvo que referir a los datos de pruebas para estimar el coeficiente $(-ΔHr)$. En donde T_{mf} es la temperatura media del vapor de agua, la cual es igual a T1 de la Eq. (20). Los valores de T_{mf} y U se tomaron al tiempo de 90 min de reacción, que es cuando la reacción se encontró en un estado avanzado y cercano a un estado estacionario (Ver procedimiento de cálculo en ANEXO 4e).

3.7 Poder calorífico del gas de síntesis

Finalmente, el poder calorífico superior (PCS) y poder calorífico inferior (PCI) del gas de síntesis producido con reacción catalizada y no catalizada fue calculado usando las ecuaciones de Chapman & Hall (1996).



$$\begin{aligned} PCS = & (mH_2 \times 33900 \frac{Kcal}{Kg}) + (mCH_4 \times 13249 \frac{Kcal}{Kg}) + (mCO \times 2412 \frac{Kcal}{Kg}) \\ & + (mC_2H_4 \times 12009 \frac{Kcal}{Kg}) + (mC_2H_6 \times 12384 \frac{Kcal}{Kg}) \\ & + (mC_2H_2 \times 11929 \frac{Kcal}{Kg}) + (mn - C_3H_8 \times 12018 \frac{Kcal}{Kg}) \end{aligned} \quad (40)$$

$$\begin{aligned} PCI = & (mH_2 \times 28642 \frac{Kcal}{Kg}) + (mCH_4 \times 11940 \frac{Kcal}{Kg}) + (mCO \times 2412 \frac{Kcal}{Kg}) \\ & + (mC_2H_4 \times 11260 \frac{Kcal}{Kg}) + (mC_2H_6 \times 11336 \frac{Kcal}{Kg}) \\ & + (mC_2H_2 \times 11527 \frac{Kcal}{Kg}) + (mn - C_3H_8 \times 11065 \frac{Kcal}{Kg}) \end{aligned} \quad (41)$$

Donde mH_2 son los kilogramos de Hidrógeno obtenido en el gas de síntesis, mCH_4 son kg de metano, mCO son kg de monóxido de carbono, mC_2H_4 son kg de etileno, mC_2H_6 son kg de etano, mC_2H_2 son kg de acetileno, $mn - C_3H_8$ son kg de n-propano. Para el procedimiento de cálculo ver ANEXO 5.



CAPITULO 4: RESULTADOS Y DISCUSION

4.1 Diseño del reactor de gasificación

El diseño del reactor se llevó a cabo bajo una serie de consideraciones necesarias en el diseño y dimensionamiento de equipos industriales. Se dimensionó por separado el lecho de biomasa y lecho catalítico. Las propiedades de cada lecho usadas en el diseño del reactor se muestran en la Tabla 8.

Tabla 8. Características para el lecho de biomasa de banano.

Parámetro		Valor
Lecho de Biomasa	Altura de lecho de biomasa (cm)	5.6
	Cantidad de biomasa (g)	11.75
	Diámetro promedio de las partículas de biomasa (mm)	1.84
	Porosidad	0.4
Lecho catalítico	Altura de lecho catalítico (mm)	10.11
	Masa del catalizador (g)	3.92
	Diámetro promedio de las partículas del catalizador (μm)	74

Fuente: Autor.

Para el dimensionamiento del reactor se calculó varios parámetros para la condición de lecho fluidizado (número de Arquímedes, Reynolds crítico, Velocidad mínima de fluidización, velocidad trabajo, Reynolds fluidizado, y altura de lecho fluidizado). Estos parámetros para el lecho de biomasa y para el lecho catalítico se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. Parámetros en la condición de fluidización.

Parámetro	Lecho de biomasa	Lecho catalítico
Numero de Arquímedes	56953.93	20.81
Reynolds critico	21.46	9.48×10^{-4}
Velocidad mínima de fluidización (m/s)	0.18	1.94×10^{-4}



Velocidad de trabajo (m/s)	6.13×10^{-4}	2.55×10^{-3}
Reynolds fluidizado	--	0.125
Porosidad lecho fluidizado	--	0.63
Altura del lecho fluidizado (m)	--	0.022

Fuente: Autor.

La velocidad mínima de fluidización para el lecho de biomasa fue mucho mayor que la obtenida para el lecho catalítico; esto resulta lógico puesto que la masa de residuos de banano es superior a la cantidad de catalizador usado (relación 3:1). Además, se observa que cuando el lecho del catalizador fluidiza, las partículas del catalizador alcanzan una altura de 2,2 cm. Es necesario mencionar que el número de Reynolds fluidizado, la porosidad, y la altura del lecho fluidizado no se calcularon para el lecho de biomasa, debido a que la condición de fluidización en este lecho no ocurre, ya que el lecho catalítico está en la parte superior del lecho de biomasa, impidiendo que las partículas de banano fluidicen.

Con estos cálculos, la altura mínima del equipo es igual a la suma de la altura del lecho de biomasa más la altura del lecho fluidizado del catalizador. Esta altura mínima fue de 0.078 m, y con sobredimensionamiento la altura total del equipo fue de 0.09 m. En resumen, las dimensiones del reactor se muestran en la Tabla 10.

Tabla 10. Dimensionamiento del reactor de gasificación.

Parámetro	Valor
Altura total (m)	0.09
Diámetro (m)	0.03
Relación H/D	3

Fuente: Autor.

Con las dimensiones estimadas se cumplió todas las recomendaciones establecidas para el diseño de equipos. Esto garantiza la buena operación del gasificador, además de que permite que la reacción de gasificación ocurra con una selectividad hacia la formación de Hidrógeno.



4.2 Reacción de gasificación

La biomasa residual de las plantaciones de banano fue utilizada como materia prima para la generación de gas de síntesis. La gasificación de residuos de banano se llevó a cabo en una reacción no catalizada y catalizada (2.5% de Ni), la composición obtenida para cada caso se muestra en la Tabla 11 y 12, respectivamente. El hidrógeno, dióxido de carbono y etileno se encuentran entre los principales productos para ambos casos. En adición, pequeñas cantidades de productos gaseosos con átomos de carbono entre 2 y 4 (C₂-C₄) fueron también detectadas.

Tabla 11. Composición molar del gas de síntesis obtenido sin catalizador

Componente	% molar	Número de moles (mol)	Peso molecular (g/mol)	Masa de componente (g)
Hidrógeno	25.791	25.791	2	51.582
Metano	2.208	2.208	16	35.328
Monóxido de carbono	3.866	3.866	28	108.248
Dióxido de carbono	47.146	47.146	44	2074.424
Etileno	20.317	20.317	28	568.876
Etano	0.136	0.136	30	4.080
Acetileno	0.395	0.395	26	10.27
n- propano	0.139	0.139	44	6.116
Base de calculo		100		2858.924

Fuente: Autor.

La Figura 13 muestra una gráfica de barras comparativa del porcentaje molar de cada componente presente en el gas de síntesis obtenido con y sin catalizador.



Tabla 12. Composición molar del gas de síntesis obtenido con catalizador.

Componente	% molar	Número de moles (mol)	Peso molecular (g/mol)	Masa de componente (g)
Hidrógeno	51.782	51.782	2	103.564
Metano	0.435	0.435	16	6.96
Monóxido de carbono	0.000	0.000	28	0
Dióxido de carbono	22.536	22.536	44	991.584
Etileno	25.098	25.098	28	702.744
Etano	0.031	0.031	30	0.93
Acetileno	0.060	0.060	26	1.56
n- propano	0.058	0.058	44	2.552
Base de calculo		100		2393.31

Fuente: Autor.

Tal como se observa en las Tablas 11 y 12, y la Figura 13, la composición del gas de síntesis cambia significativamente al utilizar el catalizador. Sin catalizador los componentes que se encuentran en mayor porcentaje son el dióxido de carbono > hidrógeno > etileno. Por el contrario, cuando se cataliza la reacción con Ni/Al₂O₃, los gases con mayor contenido son hidrogeno > etileno > dióxido de carbono. El contenido de Hidrógeno se duplicó al utilizar el catalizador; mientras que el dióxido de carbono redujo su contenido molar en un 50%. El porcentaje de hidrógeno obtenido en la reacción sin catalizador es muy similar al reportado por Lu et al. (2019) en la gasificación de paja con agua super crítica. Mientras que con el catalizador, la cantidad de H₂ reportado en este estudio es superior al reportado por Peng et al. (2017) en la gasificación catalítica de residuos de madera con una mezcla aire-vapor. Peng et al. (2017) investigaron la actividad catalítica de dos tipos diferentes de catalizadores metálicos (Ni/CeO₂) con varias cargas de catalizador (20, 30 y 40%); el porcentaje molar máximo de Hidrógeno que obtuvieron fue de 42.52% con 40% del catalizador de Ni. En este estudio se corrobora la buena selectividad que tiene el catalizador de Ni hacia la formación de H₂. Con la adición del catalizador, únicamente el hidrógeno y el etileno

incrementaron su contenido molar en 100% y 25 %, respectivamente; mientras que todos los otros elementos disminuyeron su porcentaje molar.

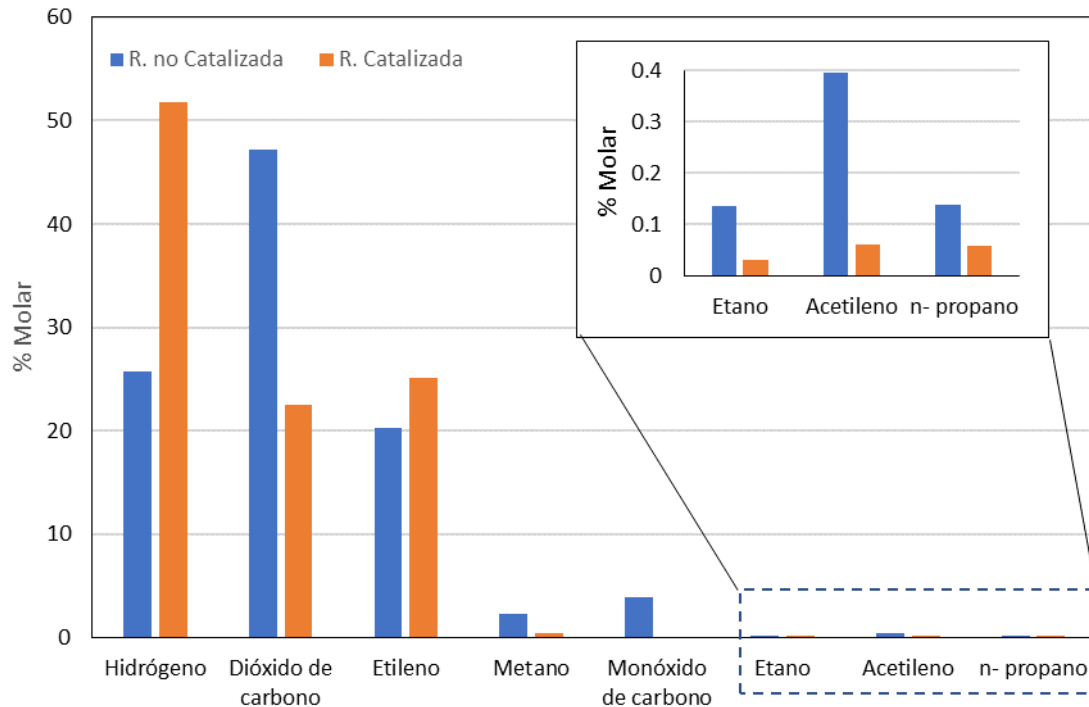
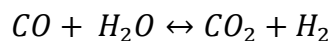


Figura 13. Porcentaje molar del gas de síntesis obtenido con y sin catalizador.

Fuente: propia

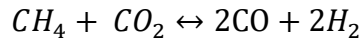
También se puede observar que el contenido de monóxido de carbono se eliminó del gas de síntesis con la adición del catalizador. La reducción fue de 3.87% a 0% en porcentaje molar. Este comportamiento ha sido reportado en otros estudios, y se debe a que el catalizador de Ni tiene efecto catalítico sobre la reacción de cambio de gas-agua (Li et al., 2018), es decir:



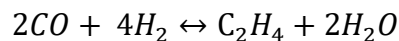
La reacción anterior también es la responsable del incremento en el contenido de hidrógeno. Sin embargo, dicha reacción también incrementa el contenido de dióxido de carbono, lo cual ha sido reportado por varios estudios. Según la literatura consultada, la reacción de cambio de gas-agua provoca un ligero incremento en el contenido de dióxido de carbono en gasificaciones catalizadas con Ni (Li et al., 2018; Lu et al., 2019; Peng et al., 2017). Sin embargo, en este estudio se observó el efecto contrario. El porcentaje molar de CO₂ se redujo a la mitad, una posible explicación a este resultado



puede venir de la reacción de reformado en seco de metano, como se detalla a continuación.



El dióxido de carbono reacciona con el metano formado para generar monóxido de carbono e Hidrógeno. Wu and Willians (2011) demostraron que esta reacción predomina cuando se usa vapor agua como agente gasificante y catalizadores a base de Ni, lo cual explicaría la reducción de CO₂. De igual forma, la reacción de formación de etileno puede ser significativa a temperaturas superiores a 600 °C (Li et al., 2018; Peng et al., 2017).



En este estudio, tanto la reacción de cambio gas-agua, la reacción de reformado en seco de metano, y la reacción de formación de etileno puede ser predominantes y explican la reducción de dióxido de carbono e incremento de hidrógeno y etileno en el gas de síntesis (de Lasa et al., 2011). Además, el diseño del equipo y catalizador mejoró la relación hidrógeno/monóxido de carbono hasta un valor de 6.67.

El poder calorífico superior e inferior del gas de síntesis obtenido fue estimado de manera indirecta, los resultados se muestran en la Tabla 13. Se observa que tanto el PCS y PCI del gas de síntesis obtenido con el catalizador fueron superiores al obtenido sin catalizador, esto debido al incremento en el contenido de H₂ y reducción de CO₂. Los resultados de PCS y PCI también fueron comparados con el gas licuado de petróleo comercial (GLP) en Ecuador. Los resultados muestran que el GLP tiene un poder calorífico 2.33 veces superior al gas de síntesis obtenido en este estudio. El bajo poder calorífico del gas de síntesis se debe a la presencia de gases no comburentes, especialmente el CO₂, el cual estuvo en aproximadamente 25%.

Tabla 13. Propiedades del gas de síntesis obtenido.

Parámetro	R. catalizada	R. No catalizada	GLP
PCS (kcal/kg)	5057.04	3342.5	11800
PCI (kcal/kg)	4604	3077.43	10830

Fuente: Autor.

4.3 Balance de masa y energía del reactor

Un balance de masa se desarrolló con el fin de establecer la cantidad de gas de síntesis obtenido. La Tabla 14 resume los resultados. Se observa que de 11.75 g de biomasa de banano se obtuvo 7.815 g de gas de síntesis, es decir la capacidad de producción es de



0.67 g de gas de síntesis por cada 1 g de biomasa. Finalmente, la conversión obtenida respecto al número de moles iniciales y finales del vapor de agua fue de 0.295. La conversión fue baja ya que el agua es el reactivo en exceso.

Tabla 14. Balance de masa.

Parámetro	Valor
Masa de biomasa inicial (g)	11.75
Masa de cenizas (g)	3.9347
Masa de gas de síntesis (g)	7.8153
Conversión obtenida X_A	0.295

Fuente: Autor.

Para el balance de energía, varios datos experimentales fueron tomados durante el proceso de gasificación. En específico, se midió a diferentes tiempos la temperatura del aire dentro del horno, la temperatura superficial del tubo en la zona de recalentamiento, la temperatura superficial del reactor, y la temperatura de los gases de síntesis a la salida del reactor. Estos puntos experimentales se detallan en la Tabla 15 y la Figura 14.

Tabla 15. Datos experimentales tomados para el cálculo de h_e , h_i , y U .

Tiempo (min)	T. del aire en el horno (T_a) °C	T. superficial del reactor (T_{sR}) °C	T. superficial del tubo (T_{st}) °C	T. a la salida del reactor (T_{sal}) °C
30	640	621.98	659.9	368.75
60	640	636.13	663.15	382.9
90	640	639.41	667.62	386.2

Fuente: Autor.

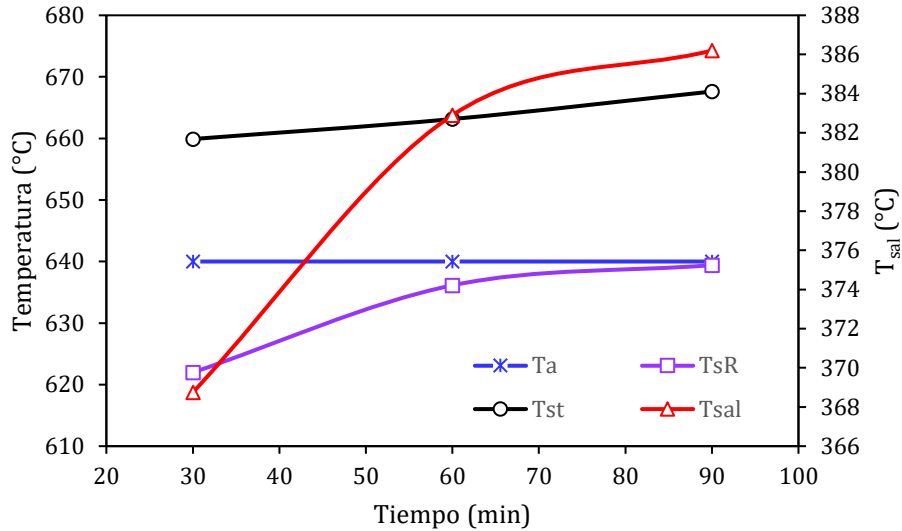


Figura 14. Comportamiento de la temperatura en diferentes puntos del proceso a diferentes intervalos de tiempo.

Fuente: propia

Se evidencio un comportamiento de las temperaturas hacia un equilibrio. Las temperaturas en la superficie del tubo y reactor incrementan gradualmente a medida que el tiempo transcurre. Se observa que a los 90 minutos la temperatura superficial del reactor se iguala a la temperatura del aire dentro del horno, llegando al equilibrio térmico. En cuanto a la temperatura del gas de síntesis a la salida del reactor, esta incrementó sustancialmente a los primeros 60 minutos de reacción, para luego tender hacia el equilibrio en los 90 minutos.

En la zona de recalentamiento se calculó el coeficiente de transferencia de calor por convección y la temperatura del vapor de agua en esa zona (T1), como se muestra en la Tabla 16. El valor de hc_{tubo} estuvo entre el rango de 7.4-7.2 W/m²K. La resistencia a la convección en la zona de calor incremento con el tiempo, esto podría deberse al vapor agua que se encuentra a una menor temperatura que el aire dentro del horno.

Tabla 16. Parámetros en la zona de recalentamiento

Tiempo (min)	hc_{tubo} (W/m ² K)	R_{conv} (K/W)	R_{cond} (K/W)	T1 (°C)
30	7.477	16.798	0.01586	659.85
60	7.385	17.006	0.01586	663.11
90	7.249	17.323	0.01586	667.58

Fuente: Autor.



La T1 promedio fue de 663.24, este valor representa la temperatura a la cual ingresa el vapor recalentado al reactor. También representa la temperatura del agente gasificante en el interior del reactor, y fue usada para estimar los coeficientes de convección externo e interno en el reactor, los cuales se muestran en las Tablas 17 y 18.

Tabla 17. Coeficiente de convección externo en el reactor.

Time (min)	h_e (W/m ² K)	R_{conv} (K/W)	R_{cond} (K/W)	T_{iR} (°C)
30	2.928	25.32	1.22	617.89
60	2.784	26.63	1.22	632.89
90	2.747	26.99	1.22	636.36

Fuente: Autor.

Al igual que sucedió con el $h_{c_{tubo}}$, el h_e disminuye a medida que el tiempo transcurre. Por el contrario, h_i incrementa con el tiempo. Cuando la fuente de calor es externa, los coeficientes de convección externos tienden a disminuir, ya que el fluido interno capta el calor externo (Incropera & DeWit, 2009). Además, se observó que medida que pasa el tiempo, la diferencia de temperatura entre el aire dentro del horno y la superficie del reactor decrece; es decir la fuerza que impulsa la transferencia de calor disminuye con el tiempo hasta alcanzar el equilibrio térmico (Incropera & DeWit, 2009). Por otro lado, h_i aumenta debido a que la biomasa capta el calor transferido, disminuyendo la diferencia de temperatura entre las paredes del reactor y la biomasa (Incropera & DeWit, 2009).

Tabla 18. Coeficiente de interno en externo en el reactor

Time (min)	Re_d	Nu_x	h_i (W/m ² K)
30	0.1537	4.3620	9.749
60	0.1493	4.3620	9.861
90	0.1479	4.3619	9.897

Fuente: Autor.

La Figura 15 muestra el comportamiento que presentan h_e y h_i con el tiempo. Se puede ver a que después de los 60 minutos de operación, sus valores tienden hacia el equilibrio siendo su variación cada vez menor. Adicionalmente, se estimó la temperatura interna del reactor (T_{iR}); se observó que, a los 90 minutos, esta temperatura es muy cercana a la del horno, lo que indicó que el proceso está llegando al equilibrio.

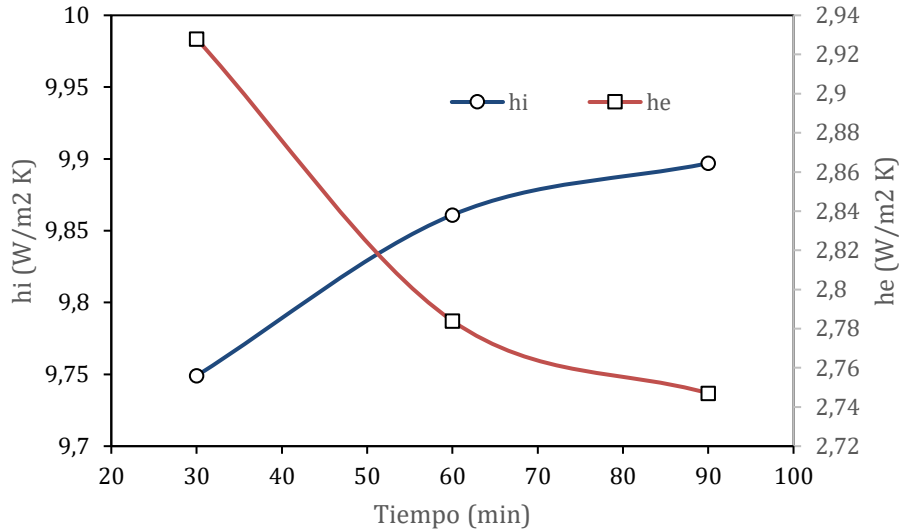


Figura 15.- Comportamiento de los coeficientes de convección externo e interno.

Fuente: propia

El coeficiente global de transferencia de calor del reactor de gasificación fue calculado en el transcurso de la reacción y se muestra en la Tabla 19. El valor promedio de U fue de 4.134 W/m² K. En la literatura consultada se reporta que los gasificadores de flujo ascendente poseen U superiores a 10 W/m² K (Kirubakaran et al., 2009). La principal razón para un valor inferior de U se debe a la convección externa del reactor diseñado. En la mayoría de reactores de gasificación, la transferencia de calor desde la fuente al reactor se da únicamente por conducción. Al incrementar una resistencia más al paso de calor (en este caso la resistencia de convección externa), el coeficiente global de transferencia de calor disminuye (Kirubakaran et al., 2009).

Tabla 19. Coeficiente de transferencia de calor del reactor de gasificación.

Time (min)	h _e (W/m ² K)	h _i (W/m ² K)	$\frac{e_p}{k_p * A_{ml}}$ (K/W)	U (W/m ² K)
30	2.928	9.749	0.1219	4.208
60	2.784	9.861		4.108
90	2.747	9.897		4.082
Promedio				4.134

Fuente: Autor.



5. Conclusiones

El gas de síntesis generado en la reacción sin catalizador a 640 °C tiene una composición de 25.791% molar de Hidrógeno. Este se incrementó al 51.782%, al usar un catalizador 2.5% de Ni. La presencia del catalizador de Ni hizo que en la reacción mejore la selectividad hacia la formación de H₂ y reducción de CO₂. Con el catalizador las reacciones de cambio gas-agua, reformado en seco de metano, y formación de etileno predominaron. Además, el catalizador redujo completamente el contenido de monóxido de carbono en el gas de síntesis. Aparte del H₂, se obtuvo otros gases comburentes como el metano, etileno, etano, acetileno, y n-propano, con una fracción molar de 23.19% y 25.68%, en reacción no catalizada y catalizada, respectivamente.

El diseño del equipo mejoró la relación Hidrógeno/monóxido de carbono hasta un valor de 6.67, esto debido al diseño del lecho fijo, la etapa de recalentamiento de vapor, las relaciones altura/ diámetro seleccionadas en las secciones de biomasa y la de catalizador. El diseño de la parte catalítica resultó efectivo para su uso como cama fija; en consecuencia, evitó el arrastre de partículas de biomasa pese a trabajar con un alto caudal de vapor, logrando con esto mayor cantidad de Hidrógeno.

El poder calorífico superior y un poder calorífico inferior del gas de síntesis obtenido con catalizador fue superior en 50 % al obtenido sin catalizador. Sin embargo, fue inferior en 2.33 veces al GLP comercial. Finalmente, el balance de masa y energía del reactor estableció que se produce 0.67 g de gas de síntesis por cada 1 g de biomasa, con una conversión del agua de 0.295. El coeficiente global de transferencia de calor para el reactor diseñado fue de 4.134 W/m² K.



Anexos.

ANEXO 1: Cálculos del diseño considerando reacción no catalizada.

$$m = h_0(1 - \epsilon_o)\rho_p * A$$

Con porosidad 0.4

$$m = 5.6 \text{ cm}(1 - 0.4) * 0.5 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{9\pi}{4} \text{ cm}^2$$

$$m = 11.87 \text{ g}$$

$$m = \left(5.6 \text{ cm}(1 - 0.4) * 0.5 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{9\pi}{4} \text{ cm}^2 \right) - \left(5.6 \text{ cm}(1 - 0.4) * 0.5 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{9\pi}{400} \text{ cm}^2 \right)$$

$$m = 11.75 \text{ g}$$

Cálculo del diámetro de las partículas

$$\text{diametro promedio de particula} = \frac{1.68 + 2}{2} = 1.84 \text{ mm}$$

Cálculo de número de Arquímedes

$$A_r = \frac{D_p^3 \rho_m g (\rho_p - \rho_m)}{\mu^2}$$

$$\text{densidad del vapor recalentado} = \frac{1}{0.431184 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}}$$

$$\text{densidad del vapor recalentado} = 2.3192 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\text{viscosidad del vapor} = 3.51659 * 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

$$A_r = \frac{(0.00184)^3 (\text{m}^3) * \left(2.3192 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) * 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \left(500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} - 2.3192 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right)}{(3.51659 * 10^{-5} \text{ Pa.s})^2}$$

$$A_r = 56953.92608$$

Cálculo de Reynolds crítico

En este cálculo la porosidad se debe considerar para lecho fijo

$$Re_{cr} = \frac{56953.92608}{\frac{150 * (1 - 0.4)}{0.4^3} + \sqrt{\frac{1.75}{0.4^3} * \sqrt{56953.92608}}}$$

$$Re_{cr} = 21.4581$$



Cálculo de velocidad mínima de fluidización o crítica

$$v_{cr} = \frac{21.4581 * 3.5192 * 10^{-5} Pa \cdot s}{1.84 * 10^{-3} m * 2.3192 \frac{kg}{m^3}}$$

$$v_{cr} = 0.177 \frac{m}{s}$$

Velocidad de trabajo

$$velocidad\ de\ trabajo = \frac{\left(26 \frac{ml}{min} * \frac{1\ min}{60s} * \frac{1cm^3}{1ml}\right)}{\frac{9\pi}{4} cm^2}$$

$$velocidad\ de\ trabajo = 0.0613 \frac{cm}{s} * \frac{1m}{100cm}$$

$$velocidad\ de\ trabajo = 6.13 * 10^{-4} \frac{m}{s}$$



ANEXO 2: Cálculos del diseño considerando reacción catalizada.

Cálculo de la densidad ponderada de la partícula de soporte

$$\rho_p = 0.015 * \rho_{Ni} + 0.985 * \rho_{Al}$$

$$\rho_p = 0.015 * (8.9) + 0.985 * (2.7)$$

$$\rho_p = 2.793$$

$$0.4 = \frac{2.793 \frac{g}{cm^3} - \rho_a}{2.793 \frac{g}{cm^3}}$$

$$\rho_a = 1.67 \frac{g}{cm^3}$$

Volumen del equipo para el catalizador

$$V = \pi \frac{0.0147^2}{4} * 0.01011m$$

$$V = 1.7158 * 10^{-6} m^3$$

Cálculo de la cantidad de catalizador a adicionar

$$\text{masa de catalizador} = \frac{11.75g}{3}$$

$$\text{masa de catalizador} = 3.92g$$

$$m = 0.01011m(1 - 0.4)2793 * 0.000169m^2$$

$$m = 2.87g$$

Cálculo de número de Arquímedes

$$A_r = \frac{D_p^3 \rho_m g (\rho_p - \rho_m)}{\mu^2}$$

$$\text{densidad del vapor recalentado} = \frac{1}{0.431184 \frac{m^3}{kg}}$$

$$\text{densidad del vapor recalentado} = 2.3192 \frac{kg}{m^3}$$

$$\text{viscosidad del vapor} = 3.51659 * 10^{-5} Pa \cdot s$$



$$A_r = \frac{(7.4 * 10^{-5})^3 (m^3) * (2.3192 \frac{kg}{m^3}) * 9.81 \frac{m}{s^2} (2793 \frac{kg}{m^3} - 2.3192 \frac{kg}{m^3})}{(3.51659 * 10^{-5} Pa.s)^2}$$

$$A_r = 20.805$$

Cálculo de Reynolds crítico

$$Re_{cr} = \frac{20.805}{\frac{150 * (1 - 0.178)}{0.178^3} + \sqrt{\frac{1.75}{0.178^3}} * \sqrt{20.805}}$$

$$Re_{cr} = 9.4814 * 10^{-4}$$

Cálculo de velocidad mínima de fluidización o crítica

$$v_{cr} = \frac{9.4814 * 10^{-4} * 3.51659 * 10^{-5} Pa.s}{7.4 * 10^{-5} m * 2.3192 \frac{kg}{m^3}}$$

Cálculo de velocidad de trabajo

$$velocidad\ de\ trabajo = \frac{(26 \frac{ml}{min} * \frac{1\ min}{60s} * \frac{1cm^3}{1ml})}{1.697cm^2}$$

$$velocidad\ de\ trabajo = 0.255 \frac{cm}{s} * \frac{1m}{100cm}$$

$$velocidad\ de\ trabajo = 2.55 * 10^{-3} \frac{m}{s}$$

$$Kw = \frac{0.0255}{1.942 * 10^{-4}}$$

$$Kw = 131.3$$

Cálculo de Reynolds fluidizado

$$Re_{LF} = 131.3 * 9.4814 * 10^{-4}$$

$$Re_{LF} = 0.1245$$

Cálculo de la porosidad en lecho fluidizado

$$\epsilon_{LF} = \left(\frac{18(0.1245) + 0.36 * 0.1245^2}{20.805} \right)^{0.21}$$



$$\epsilon_{LF} = 0.6266$$

Cálculo de altura de lecho fluidizado

$$h_{LF} = \frac{0.01011(1 - 0.178)}{(1 - 0.6266)}$$

$$h_{LF} = 0.02225 \text{ m}$$

$$H = 0.01011 \text{ m}$$

$$D = 0.0147 \text{ m}$$

$$\frac{H}{D} = 0.687$$

$$h_{min} = 7.4 * 10^{-5} \times 80 = 5.92 * 10^{-3}$$

$$0,5h_{LF} = 0.011125$$

$$5.92 * 10^{-3} < 0.011125$$

Cálculo de altura segura del equipo

$$H_{eq} = h_{LF} + 3h_{LF}$$

$$H_{eq} = 0.02225 + 0.06675$$

$$H_{eq} = 0.089 \text{ m}$$



ANEXO 4: Cálculos del Balance de energía del reactor.

Determinación del coeficiente global de transferencia de calor

$$\frac{1}{U * A_i} = \frac{1}{h_i * A_i} + \frac{e_p}{k_p * A_{ml}} + \frac{1}{h_e * A_e}$$

$$Ae = p * a$$

$$Ae = 0.239389m * 0.05634m = 0.013487m^2$$

a) Cálculo de h_{conv} en el tubo

$$Tf = \frac{Ts + Ta}{2}$$

$$Tf = \frac{659.9^{\circ}C + 706.88^{\circ}C}{2} = 683.39^{\circ}C$$

Cálculo de Grashof

$$Gr = \frac{g * \beta * (Ta - Ts) * Lc^3}{\eta^2}$$

$$Gr = \frac{9.81 \frac{m}{s^2} * 1.04543 * 10^{-3} \frac{1}{K} * (980.03 - 933.05)K * 0.0137^3 m^3}{(1.10285 * 10^{-4})^2 \frac{m^4}{s^2}}$$

$$Gr = 101.86$$

$$Ra = Gr * Pr$$

$$Ra = 864.06 * 0.70828$$

$$Ra = 72.1457$$

Cálculo de Nusselt por ecuación empírica de Churchill y Chu

$$Nu = \left(0.6 + \frac{0.387 * Ra_D^{\frac{1}{6}}}{\left(1 + \left(\frac{0.559}{Pr}\right)^{\frac{9}{16}}\right)^{\frac{8}{27}}}\right)^2$$

$$Nu = \left(0.6 + \frac{0.387 * (607.085)^{\frac{1}{6}}}{\left(1 + \left(\frac{0.559}{0.702593}\right)^{\frac{9}{16}}\right)^{\frac{8}{27}}}\right)^2$$

$$Nu = 1.5760$$



Finalmente se calcula h_{tubo}

$$h_{\text{conv en el tubo}} = \frac{Nu * k}{Lc}$$

$$Lc = \text{diametro de tubo}$$

$$h_{\text{conv en el tubo}} = \frac{1.5760 * 0.064999 \frac{W}{m * K}}{0.0137 m}$$

$$h_{\text{conv en el tubo}} = 7.4772 \frac{W}{K}$$

Cálculo de temperatura de salida del tubo de recalentamiento

$$Q_T = \frac{Ta - T1}{R_{\text{conv}} + R_{\text{cond}}}$$

$$Q_{\text{conv}} = \frac{Ta - Ts}{R_{\text{conv}}}$$

$$Q_T = Q_{\text{conv}}$$

Cálculo de las resistencias térmicas

$$R_{\text{conv}} = \frac{1}{h_{\text{conv del tubo}} * A}$$

$$R_{\text{conv}} = \frac{1}{7.4772 \frac{W}{m^2 * K} * 7.9624 * 10^{-3} m^2}$$

$$R_{\text{conv}} = 16.7962 \frac{K}{W}$$

$$R_{\text{cond}} = \frac{ew}{A_{ml} * k}$$

$$R_{\text{cond}} = \frac{2.24 * 10^{-3} m}{6.568 * 10^{-3} m^2 * 21.5 \frac{W}{m * K}}$$

$$R_{\text{cond}} = 0.01586 \frac{K}{W}$$

$$\frac{Ta - Ts}{R_{\text{conv}}} = \frac{Ta - T1}{R_{\text{conv}} + R_{\text{cond}}}$$

Resolviendo

$$\frac{706.88 - 659.9}{16.7962} = \frac{706.88 - T1}{16.7962 + 0.01586}$$



$$706.88 - T1 = 47.02$$

$$T1 = 659.85^{\circ}\text{C}$$

$$T1 = Tmf$$

b) Cálculo de h_e del reactor

$$Tf = \frac{Ts + Ta}{2}$$

$$Tf = \frac{621.98^{\circ}\text{C} + 706.88^{\circ}\text{C}}{2}$$

$$Tf = 664.43^{\circ}\text{C}$$

Cálculo de Grashof

$$Gr = \frac{g * \beta * (Ta - Ts) * \delta^3}{\eta^2}$$

$$\delta = \frac{d_{ext} - d_{int}}{2}$$

$$\delta = \frac{0.0762 - 0.03}{2}$$

$$\delta = 0.0231\text{m}$$

$$Gr = \frac{9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 1.11715 * 10^{-3} \frac{1}{\text{K}} * (980.03 - 895.13)\text{K} * 0.0231^3 \text{m}^3}{(9.914 * 10^{-5})^2 \frac{\text{m}^4}{\text{s}^2}}$$

$$Gr = 1166.88$$

$$Ra_{\delta} = Gr * Pr$$

$$Ra_{\delta} = 1166.88 * 0.7049$$

$$Ra_{\delta} = 822.53$$

$$Ra^* = \frac{\left[\ln \left(\frac{d_{ext}}{d_{int}} \right) \right]^4}{\delta^3 * \left[d_{ext}^{-\frac{3}{5}} + d_{int}^{-\frac{3}{5}} \right]^5} * Ra_{\delta}$$

$$Ra^* = \frac{\left[\ln \left(\frac{0.0762}{0.03} \right) \right]^4}{0.0231^3 * \left[0.0762^{-\frac{3}{5}} + 0.03^{-\frac{3}{5}} \right]^5} * 1166.88$$

$$Ra^* = 141.88$$



Cálculo de Nusselt por ecuación empírica (Coronel et al., 2016)

$$Nu = 0.386 * \left[\frac{Ra^* * Pr}{0.861 + Pr} \right]^{\frac{1}{4}}$$

$$Nu = 0.386 * \left[\frac{141.88 * 0.7049}{0.861 + 0.7049} \right]^{\frac{1}{4}}$$

$$Nu = 1.0912$$

$$h_e = \frac{Nu * k}{Lc}$$

$$Lc = \delta$$

$$h_e = \frac{1.0912 * 0.06200 \frac{W}{m * K}}{0.0231m}$$

$$h_e = 2.9287 \frac{W}{K}$$

Cálculo de temperatura interna del reactor T_i

$$Q_T = \frac{Ta - T_i}{R_{conv} + R_{cond}}$$

$$Q_{conv} = \frac{Ta - T_s}{R_{conv}}$$

$$Q_T = Q_{conv}$$

Cálculo de las resistencias térmicas

$$R_{conv} = \frac{1}{h_e * A}$$

$$R_{conv} = \frac{1}{2.9287 \frac{W}{m^2 * K} * 0.013487m^2}$$

$$R_{conv} = 25.3168 \frac{K}{W}$$

$$R_{cond} = \frac{ew}{A_{ml} * k}$$

$$R_{cond} = \frac{0.023m}{8.77099 * 10^{-3}m^2 * 21.5 \frac{W}{m * K}}$$

$$R_{cond} = 1.2196 \frac{K}{W}$$



$$\frac{T_a - T_s}{R_{conv}} = \frac{T_a - T_i}{R_{conv} + R_{cond}}$$

Resolviendo

$$\frac{706.88 - 621.98}{25.3168} = \frac{706.88 - T_i}{25.3168 + 1.2196}$$

$$706.88 - T_i = 88.99$$

$$T_i = 617.89^\circ\text{C}$$

c) Cálculo de h_i

Cálculo de T_b

$$T_b = \frac{T_1 + T_{sal}}{2}$$

$$T_b = \frac{659.85 + 368.75}{2} = 514.3^\circ\text{C}$$

Cálculo de T_f

$$T_f = \frac{T_{iR} + T_b}{2}$$

$$T_f = \frac{617.89 + 514.3}{2} = 566.1^\circ\text{C}$$

$$Re = \frac{4 * Q}{\pi * d_{int} * \eta}$$

$$Re = \frac{4 * 4.33 * 10^{-7} \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{\pi * 0.03 \text{ m} * 1.1953 * 10^{-4} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}}$$

$$Re = 0.1537$$

$$Nu_x = Nud_\infty + \frac{K1 * \frac{d}{x} * Re_d * Pr}{1 + K2 * (\frac{d}{x} * Re_d * Pr)^n}$$

Para Q/A uniforme y flujo desarrollado

- $Nud_\infty = 4.36$
- $K1 = 0.036$
- $K2 = 0.0011$
- $n = 1$
- $Pr = 0.7$

Para Q/A uniforme y distribución de velocidades parabólica



- $Nud_{\infty} = 4.36$
- $K1 = 0.036$
- $K2 = 0.0011$
- $n = 1$
- $Pr = 0.7$

$$Nu_x = 4.36 + \frac{0.036 * \frac{0.03}{0.05634} * 0.1537 * 0.7}{1 + 0.0011 * (\frac{0.03}{0.05634} * 0.1537 * 0.7)^1}$$

$$Nu_x = 4.362$$

$$h_i = \frac{Nu_x * k}{Lc}$$

$$Lc = d_{int}$$

$$k = \frac{0.058668 + 0.048}{2} = 0.053334$$

$$k = \frac{0.058668 + 0.07545}{2} = 0.06705$$

$$h_i = \frac{4.3620 * 0.06705 \frac{W}{m * K}}{0.03m} = 9.74907 \frac{w}{m^2 * K}$$

d) Cálculo de $\frac{e_p}{k_p * A_{ml}}$

Cálculo de A_{ml}

$$A_{ml} = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}}$$

$$A_2 = d_{ext} * \pi * a$$

$$A_2 = 0.0762m * \pi * 0.05634m$$

$$A_2 = 0.013487m^2$$

$$A_1 = d_{int} * \pi * a$$

$$A_1 = 0.03m * \pi * 0.05634m$$

$$A_1 = 0.005309m^2$$

$$A_{ml} = \frac{0.013487m^2 - 0.005309m^2}{\ln \frac{0.013487m^2}{0.005309m^2}}$$

$$A_{ml} = 8.7716 * 10^{-3}m^2$$



$$\frac{e_p}{k_p * A_{ml}} = \frac{0.023 \text{ m}}{21.5 \frac{W}{m * K} * 0.0087716 m^2}$$

$$\frac{e_p}{k_p * A_{ml}} = 0.1219 \frac{K}{W} \text{ ó } \frac{^{\circ}C}{W}$$

Finalmente, se calculó del coeficiente global de transferencia de calor

$$\frac{1}{U * A_i} = \frac{1}{h_i * A_i} + \frac{e_p}{k_p * A_{ml}} + \frac{1}{h_e * A_e}$$

$$\begin{aligned} \frac{1}{U * 0.005309 \text{ m}^2} &= \frac{1}{9.83575 \frac{W}{m^2 * K} * 0.005309 m^2} + 0.1219 \frac{K}{W} \\ &+ \frac{1}{2.81966 \frac{W}{m^2 * K} * 0.013487 m^2} \\ \frac{1}{U * 0.005309 \text{ m}^2} &= 45.5682 \frac{K}{W} \\ U &= 4.1335 \frac{W}{m^2 * K} \end{aligned}$$

e) Cálculo de la ecuación de gobierno de la reacción en el equipo diseñado.

$$T = \frac{((- \Delta Hr) * (-r_A) * V)}{U * A_{TC}} + T_{mf}$$

$$T = \frac{((- \Delta Hr) * 7.3 * 3.98 * 10^{-5})}{4.1335 * 8.7716 * 10^{-3}} + T_{mf}$$

$$T = ((- \Delta Hr) * 8.013 * 10^{-3}) + T_{mf}$$

$$((- \Delta Hr) * 8.013 * 10^{-3}) = T - T_{mf}$$

$$(- \Delta Hr) = \frac{T - T_{mf}}{8.013 * 10^{-3}}$$

$$(- \Delta Hr) = \frac{636.36 - 667.58}{8.013 * 10^{-3}}$$

$$(- \Delta Hr) = -3896.17$$

$$T = (-3896.17 * 8.013 * 10^{-3}) + T_{mf}$$

$$T = T_{mf} - 31.22 \text{ } ^{\circ}C$$



ANEXO 5: Cálculo de poderes caloríficos

Cálculo de poderes caloríficos sin catalizador

$$\begin{aligned}
 PCS &= (0.051582Kg \times 33900 \frac{Kcal}{Kg} + 0.03528Kg \times 13249 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.108248Kg \times 2412 \frac{Kcal}{Kg} + 0.568876Kg \times 12009 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.004080Kg \times 12384 \frac{Kcal}{Kg} + 0.01027Kg \times 11929 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.006116Kg \times 12018 \frac{Kcal}{Kg}) \\
 PCS &= 3342.5 \frac{Kcal}{Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 PCI &= (0.051582Kg \times 28642 \frac{Kcal}{Kg} + 0.03528Kg \times 11940 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.108248Kg \times 2412 \frac{Kcal}{Kg} + 0.568876Kg \times 11260 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.004080Kg \times 11336 \frac{Kcal}{Kg} + 0.01027Kg \times 11527 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.006116Kg \times 11065 \frac{Kcal}{Kg}) \\
 PCI &= 3077.43 \frac{Kcal}{Kg}
 \end{aligned}$$

Cálculo de poderes caloríficos con catalizador

$$\begin{aligned}
 PCS &= (0.103564Kg \times 33900 \frac{Kcal}{Kg} + 0.00696Kg \times 13249 \frac{Kcal}{Kg} + 0Kg \times 2412 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.702744Kg \times 12009 \frac{Kcal}{Kg} + 0.00093Kg \times 12384 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.00156Kg \times 11929 \frac{Kcal}{Kg} + 0.002552Kg \times 12018 \frac{Kcal}{Kg}) \\
 PCS &= \frac{12103 Kcal}{2,39331 kg} = 5057.04 \frac{Kcal}{Kg}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 PCI &= (0.103564Kg \times 28642 \frac{Kcal}{Kg} + 0.00696Kg \times 11940 \frac{Kcal}{Kg} + 0Kg \times 2412 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.702744Kg \times 11260 \frac{Kcal}{Kg} + 0.00093Kg \times 11336 \frac{Kcal}{Kg} \\
 &+ 0.00156Kg \times 11527 \frac{Kcal}{Kg} + 0.002552Kg \times 11065 \frac{Kcal}{Kg}) \\
 PCI &= \frac{11019.03 Kcal}{2,39331 kg} = 4604.09 \frac{Kcal}{Kg}
 \end{aligned}$$



ANEXO 6: Evidencia fotográfica.



ilustración anexo 1. Caja de control del horno.

Fuente: Autor.



ilustración anexo 2. Sistema de gasificación armado

Fuente: Autor



ANEXO 7: Funcionamiento del sistema.

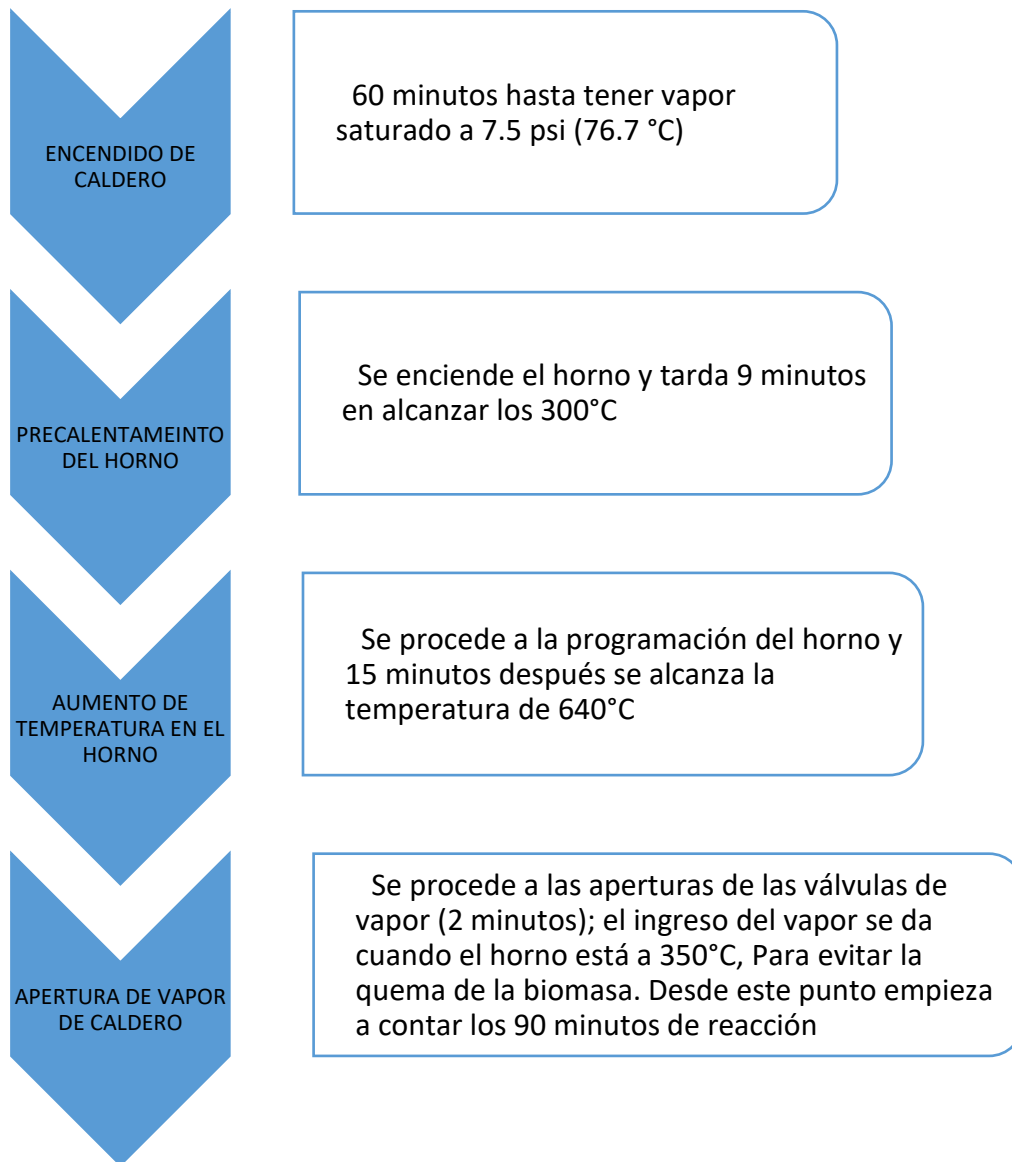


ilustración anexo 3. Proceso de funcionamiento para puesta en marcha del sistema



ANEXO 8: Tabla y grafico de temperaturas del horno.

Tabla anexo 1. Temperaturas medidas en termocupla platino- rodio

Temperatura del horno	Temperatura de la termocupla
100	260
150	284
200	330
250	346.3
300	399.4
350	437.4
400	459.4
450	471
500	534.6
550	593.9
600	645.3
650	722.2

Fuente: Autor

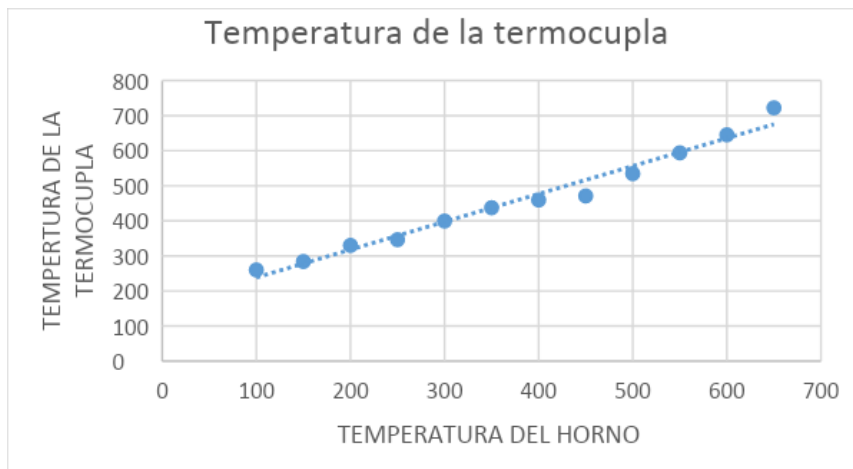


ilustración anexo 4. Curva de calibración de temperatura del horno y la temperatura de la termocupla



ANEXO 9: Tabla y grafico de temperaturas medidas en la tubería de recalentamiento.

Tabla anexo 2. Temperaturas medidas en la tubería de recalentamiento.

Temperatura del horno	Temperatura del recalentamiento
100	316
150	358
200	398.4
250	428
300	436.8
350	469.8
400	474
450	482.8
500	581.9
550	576.8
600	635.9
650	724.8

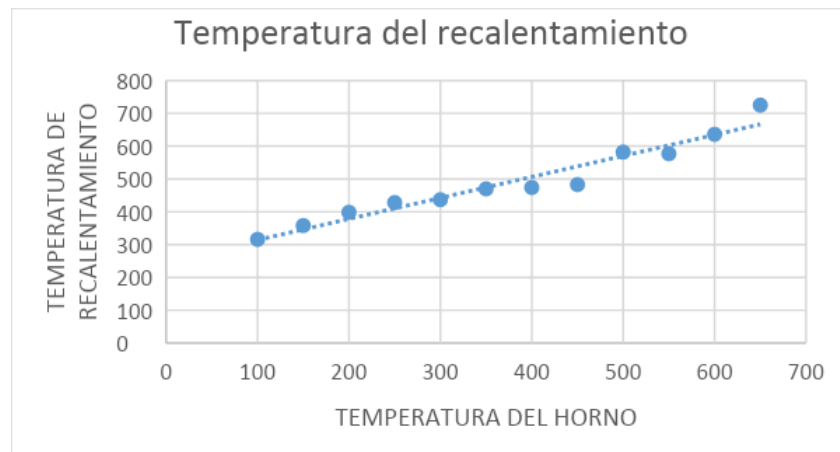


ilustración anexo 5.. Curva de calibración de la temperatura del tubo de recalentamiento del vapor



ANEXO 10: Tabla y grafico de temperaturas medidas en la superficie del reactor.

Tabla anexo 3. Temperaturas promedio de las mediciones en la superficie del reactor.

Temperatura del horno	Temperatura promedio del reactor
100	246
150	278
200	293.2
250	328.7
300	352.2
350	373.8
400	401.2
450	429.3
500	465.4
550	517.4
600	600.9
650	657.4

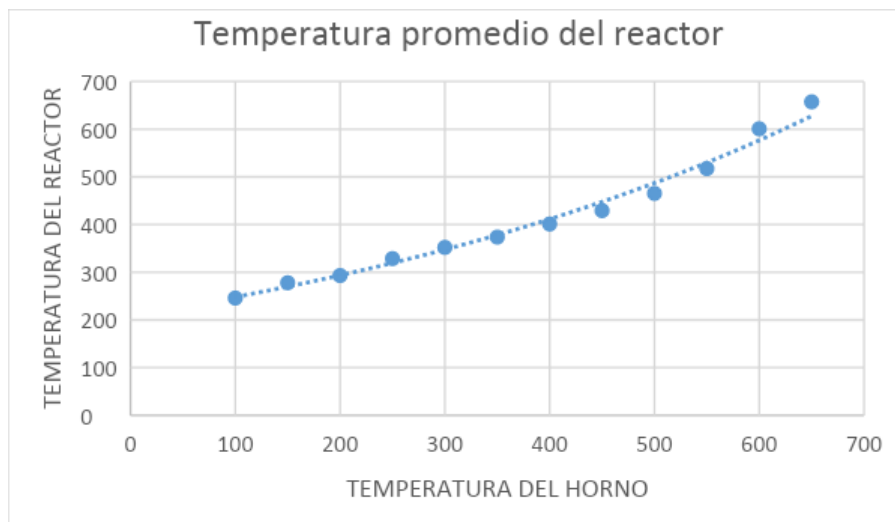


ilustración anexo 6. Curva de calibración de la temperatura promedio del reactor



ANEXO 11: Temperaturas promedio de las mediciones en la salida del reactor.

Tabla anexo 4. Temperaturas promedio de las mediciones en la salida del reactor.

Temperatura del horno	Temperatura de salida de gases
100	25
150	25
200	30
250	35
300	40
350	43
400	100
450	200
500	250
550	280
600	295
650	375

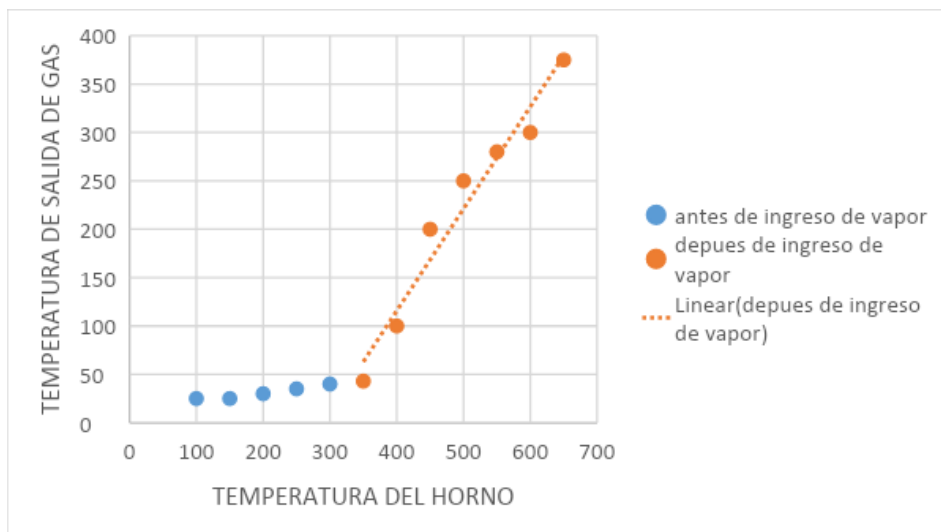


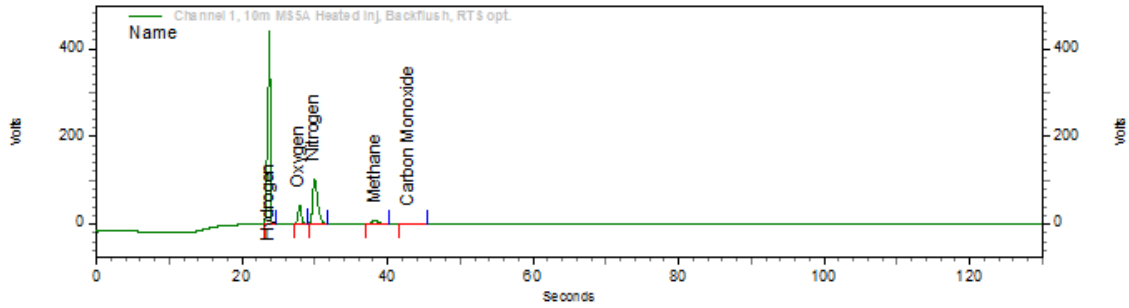
ilustración anexo 7. Curva de calibración de la tubería de salida



ANEXO 12: RESULTADOS CROMATOGRAFÍA.

External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS TESTS\DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\ENSAYO 1-DIE GO008.rst\ENSAYO 1-DIE GO008-Rep1.dat
 User: SYSTEM (SYSTEM)
 Acquired: 8/27/2020 5:25:11 PM (GMT -05:00)
 Printed: 8/27/2020 5:34:03 PM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 MSA Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
	Helium			0.000 BDL
	Neon			0.000 BDL
1	Hydrogen	23.780	17183353	8.676
2	Oxygen	27.930	2309700	6.833
3	Nitrogen	29.960	8215690	18.675
4	Methane	38.260	907366	2.051
5	Carbon Monoxide	42.830	188915	1.181

Totals			28805024	37.417
--------	--	--	----------	--------

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.350	31109954	52.929
2	Ethylene	21.590	5399017	9.081
3	Ethane	22.950	37620	0.062
4	Acetylene	23.870	395364	0.794
5	n-Propane	39.690	66949	0.087

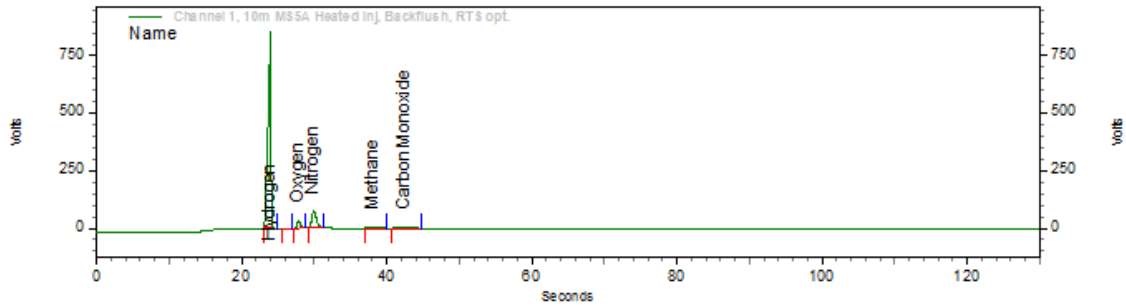
Totals			37008904	62.954
--------	--	--	----------	--------

ilustración anexo 8. Resultado de análisis de primera prueba sin catalizador



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS TESIS DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\ENSAYO 2-DIE G O009.rsl\ENSAYO 2-DIE G O009-Rep1.dat
 User: SY STEM (SY STEM)
 Acquired: 8/27/2020 6:00:15 PM (GMT -05:00)
 Printed: 8/27/2020 6:12:18 PM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 MSSA Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
	Helium			0.000 BDL
	Neon			0.000 BDL
1	Hydrogen	24.000	39666034	20.028
3	Oxygen	27.870	1675203	4.956
4	Nitrogen	29.930	5450231	12.389
5	Methane	38.010	758538	1.715
6	Carbon Monoxide	42.470	480129	3.002

Totals			48030135	42.090
--------	--	--	----------	--------

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.350	21519300	36.612
2	Ethylene	21.460	9380582	15.778
3	Ethane	22.920	64142	0.106
4	Acetylene	23.840	152806	0.307
6	n-Propane	39.700	83116	0.108

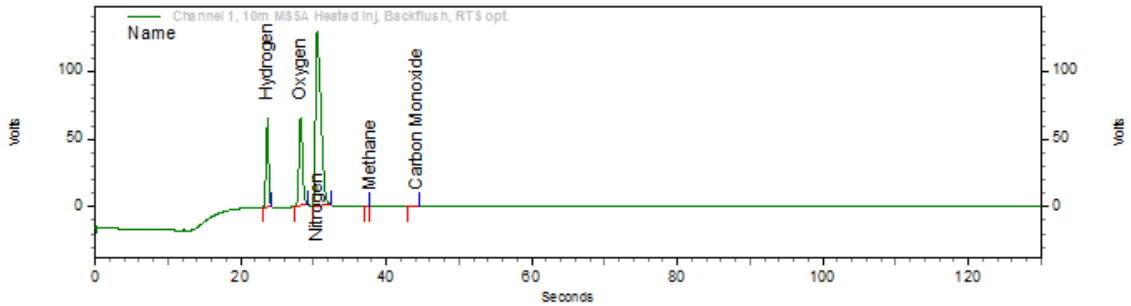
Totals			31199946	52.911
--------	--	--	----------	--------

ilustración anexo 9. Resultado de análisis de segunda prueba sin catalizador



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS\TE SIS DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\Diego 1.5NFinal\rslt\Diego 1.5NFinal-Rep1.dat
 User: SY STEM (SY STEM)
 Acquired: 10/23/2020 11:08:07 AM (GMT -05:00)
 Printed: 10/23/2020 12:51:13 PM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 M55A Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
	Helium			0.000 BDL
	Neon			0.000 BDL
1	Hydrogen	23.680	2497198	1.261
2	Oxygen	28.260	3612062	10.686
3	Nitrogen	30.520	10976795	24.951
5	Methane	37.770	0	0.000
6	Carbon Monoxide	44.230	992	0.006
Totals			17087047	36.905

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.
 Results

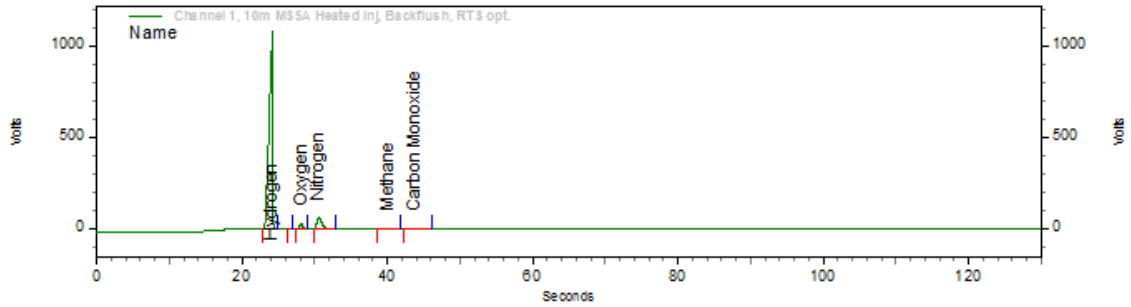
Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.320	39768247	67.660
2	Ethylene	21.790	199235	0.335
3	Ethane	22.940	1835	0.003
4	Acetylene	23.860	3306	0.007
5	n-Propane	40.230	0	0.000
Totals			39972623	68.005

ilustración anexo 10. Análisis de gas de síntesis con catalizador 1.5% Ni



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGASTE SIS\DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\Diego 2,5NC.rslt\Diego 2,5NC.dat
 User: SY STEM (SY STEM)
 Acquired: 10/23/2020 11:40:53 AM (GMT -05:00)
 Printed: 10/23/2020 12:53:46 PM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 MSSA Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
	Helium			0.000 BDL
	Neon			0.000 BDL
1	Hydrogen	24.200	62826308	31.723
3	Oxygen	28.170	1538743	4.552
4	Nitrogen	30.570	4705688	10.696
5	Methane	40.190	220834	0.499
6	Carbon Monoxide	43.910	222744	1.393

Totals			69514317	48.864
--------	--	--	----------	--------

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.
 Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.360	15653569	26.632
2	Ethylene	21.490	8076472	13.584
3	Ethane	22.910	48244	0.080
4	Acetylene	23.830	60828	0.122
6	n-Propane	39.730	63267	0.082

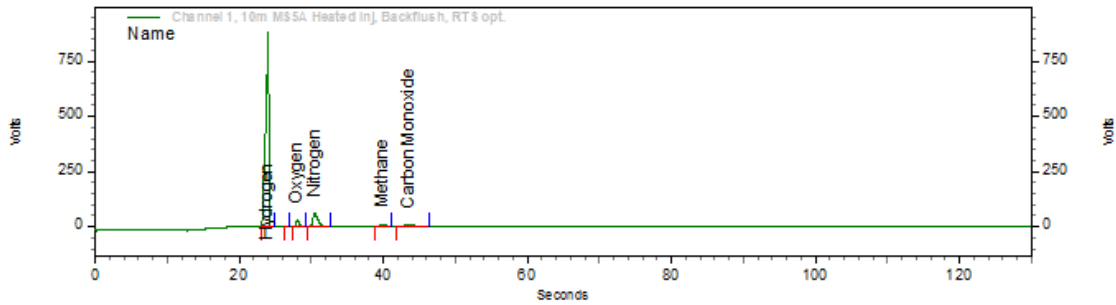
Totals			23902380	40.501
--------	--	--	----------	--------

ilustración anexo 11. Análisis de gas de síntesis con catalizador 2.5% Ni



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS TESTS\DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\Diego 5NB.rsl\Diego 5NB-Rep1.dat
 User: SYSTEM (SYSTEM)
 Acquired: 10/23/2020 11:57:47 AM (GMT -05:00)
 Printed: 10/23/2020 12:05:01 PM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 MSA Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.

Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
	Helium			0.000 BDL
	Neon			0.000 BDL
1	Hydrogen	24.050	42518533	21.469
3	Oxygen	28.100	1451093	4.293
4	Nitrogen	30.500	4597949	10.452
5	Methane	39.910	847075	1.915
6	Carbon Monoxide	43.660	1257118	7.861

Totals			50671768	45.989
--------	--	--	----------	--------

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.

Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.350	19497931	33.173
2	Ethylene	21.400	11220164	18.872
3	Ethane	22.890	145527	0.241
4	Acetylene	23.800	263811	0.530
6	n-Propane	39.660	96103	0.125

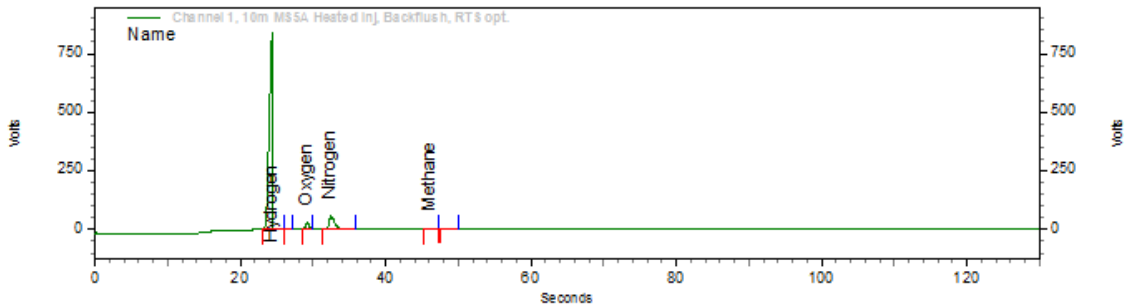
Totals			31223536	52.940
--------	--	--	----------	--------

ilustración anexo 12. Análisis de gas de síntesis con catalizador de 5% de Ni



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS\TE SIS\DTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\Diego Duplicado 1.5NB.rslt\Diego Duplicado 1.5NB-Rep1.dat
 User: SYSTEM (SYSTEM)
 Acquired: 10/29/2020 7:59:57 AM (GMT -05:00)
 Printed: 10/29/2020 9:36:13 AM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
 MS5A Heated Inj,
 Backflush, RTS opt.

Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Hydrogen	24.370	42083721	21.249
3	Oxygen	29.210	1622409	4.800
4	Nitrogen	32.500	5311235	12.073
5	Methane	46.090	365144	0.825
	Carbon Monoxide			0.000 BDL

Totals			49382509	38.947
--------	--	--	----------	--------

Channel 2, 10m
 PPU Heated Inj,
 Backflush, U.M.

Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.350	20079947	34.163
2	Ethylene	21.430	11030182	18.552
3	Ethane	22.920	62463	0.103
4	Acetylene	23.840	135419	0.272
5	n-Propane	39.840	89640	0.116

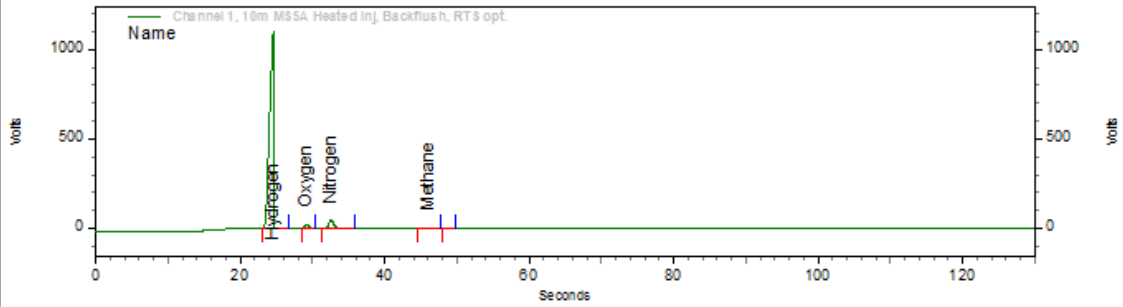
Totals			31397651	53.207
--------	--	--	----------	--------

ilustración anexo 13. Análisis de gas de síntesis con catalizador 1.5% de Ni duplicado



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGASTE SISDTF.met
 Data: D:\Capacitacion\Result\Diego Duplicado 2,5NA.rsl\Diego Duplicado 2,5NA-Repl.dat
 User: SY STEM (SY STEM)
 Acquired: 10/29/2020 8:14:39 AM (GMT -05:00)
 Printed: 10/29/2020 9:38:32 AM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
MSA Heated Inj,
Backflush, RTS opt.

Results

Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Hydrogen	24.590	70742257	35.720
2	Oxygen	29.210	1303682	3.857
3	Nitrogen	32.530	3959351	9.000
4	Methane	46.120	132758	0.300
	Carbon Monoxide			0.000 BDL
Totals			76138048	48.877

Channel 2, 10m
PPU Heated Inj,
Backflush, U.M.

Results

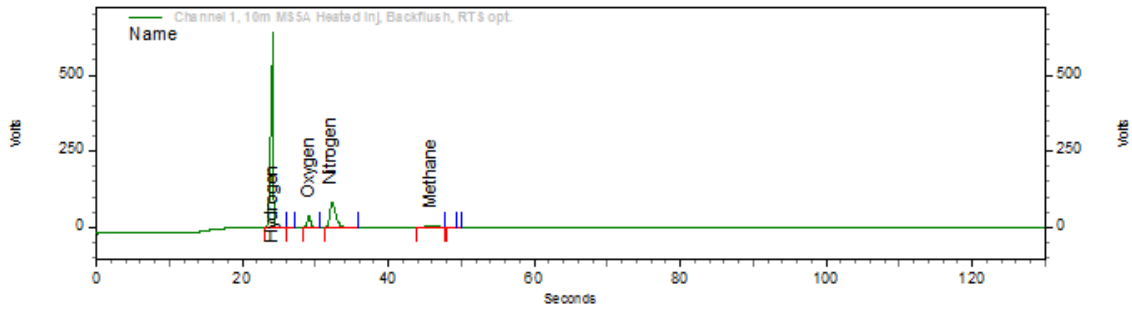
Pk #	Name	Retention Time	Area	Concentration
1	Carbon Dioxide	19.360	9137034	15.545
2	Ethylene	21.440	10293489	17.313
3	Ethane	22.910	12863	0.021
4	Acetylene	23.850	20425	0.041
5	n-Propane	39.800	30783	0.040
Totals			19494594	32.961

ilustración anexo 14. Análisis de gas de síntesis con catalizador 2.5 % de Ni duplicado



External Standard Report

Method Name: C:\Users\Admin\Desktop\ORIGINAL METHODS\BIOGAS\TE SIS\DTF.met
Data: D:\Capacitacion\Result\Diego Duplicado 5NA.rsl\Diego Duplicado 5NA-Repl.dat
User: SY STEM (SY STEM)
Acquired: 10/29/2020 8:37:43 AM (GMT -05:00)
Printed: 10/29/2020 9:41:14 AM (GMT -05:00)



Channel 1, 10m
MSSA Heated Inj,
Backflush, RTS opt.
Results

Table with 5 columns: Pk #, Name, Retention Time, Area, Concentration. Rows include Hydrogen, Oxygen, Nitrogen, Methane, and Carbon Monoxide.

Totals table with 5 columns: Pk #, Name, Retention Time, Area, Concentration. Row for Totals with Area 37483660 and Concentration 38.292.

Channel 2, 10m
PPU Heated Inj,
Backflush, U.M.
Results

Table with 5 columns: Pk #, Name, Retention Time, Area, Concentration. Rows include Carbon Dioxide, Ethylene, Ethane, Acetylene, and n-Propane.

Totals table with 5 columns: Pk #, Name, Retention Time, Area, Concentration. Row for Totals with Area 34729585 and Concentration 58.928.

ilustración anexo 15. Análisis de gas de síntesis con catalizador de 5% de Ni duplicado



ANEXO 13: FICHA TÉCNICA CANNAHABITAT[®]

<u>Algunos morteros aligerados de cáñamo y cal hidráulica natural, diseñados y ensayados por CANNABRIC:</u>	
MORTERO ESTRUCTURAL de cañamiza, cal NHL5 y arena (revocos, soleras, tapiales, cubiertas, bóvedas, cúpulas):	Masa una vez seco: 1000 kg/ m³* Resistencia a la compresión 28 días: 12 kg/ cm²* Resistencia a la flexión 28 días: 6 kg/ cm²* Conductividad térmica: 0,18 W/ m·k
MORTERO LIGERO (relleno en cámaras de cubierta y pared) de cañamiza y cal NHL5 -NHL2 (relleno en cubiertas, en muros con cámara). Se puede aligerar aún más con cal NHL3,5, cal NHL3,5 blanca o cal aérea.	Masa una vez seco: 400-500 kg/ m³* Conductividad térmica: 0,10-0,13 W/ m·k

ilustración anexo 16. Ficha técnica CANNAHABITAT



Referencias

- Aguiar Trujillo, L., Marqués, F., Ramos Robaina, B., Arauzo, J., Gonzalo Callejo, A., & Sánchez, J. (2013). *Gasificación con aire en lecho fluidizado de los residuos sólidos del proceso industrial de la naranja*. Ingeniería Mecánica. http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1815-59442013000100005
- Arteaga-Pérez, L. E., & Casas-Ledón, Yannay; Cabrera-Hernández, Jagni; Rodríguez, L. (2014). *Gasificación de biomasa para la producción sostenible de energía. Revisión de las tecnologías y barreras para su aplicación*. Afinidad Lxxii. <https://dialnet.unirioja.es/servlet/articulo?codigo=5284275>
- Augusto, F. (2010). *Producción Y Caracterización De Biodiesel De Palma Y De Aceite Reciclado Mediante Un Proceso Batch Y Un Proceso Continuo Con Un Reactor Helicoidal* (Vol. 1) [Universitat Rovira i Virgili]. <https://www.tdx.cat/handle/10803/8588#page=1>
- Barreira Moreno, V. M. (2007). *Estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado* [Universidad Carlos III de Madrid]. https://e-archivo.uc3m.es/bitstream/handle/10016/1161/pfc_lecho_fluidizado.pdf?sequence=1
- Basu, P. (2010). Gasification Theory and Modeling of Gasifiers. In *Biomass Gasification Design Handbook* (pp. 117–165). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/b978-0-12-374988-8.00005-2>
- Bermúdez, R., Rodríguez, S., Martínez, M., & Brown, A. (2003). Ventajas del empleo de reactores UASB en el tratamiento de residuales líquidos para la obtención de biogás. In *Tecnología Química: Vol. XXIII* (Issue 2).
- Bhavanam, A., & Sastry, R. C. (2011). Biomass Gasification Processes in Down draft Fixed Bed Reactors: A Review. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, 425–433. <https://doi.org/10.7763/ijcea.2011.v2.146>
- Caputo, A. C., Palumbo, M., Pelagagge, P. M., & Scacchia, F. (2005). Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. *Biomass and Bioenergy*, 28(1), 35–51. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2004.04.009>
- Cavalaglio, G., Cotana, F., Nicolini, A., Coccia, V., Petrozzi, A., Formica, A., & Bertini, A. (2020). Characterization of various biomass feedstock suitable for small-scale energy plants as preliminary activity of biocheaper project. *Sustainability*, 12(16), 6678. <https://doi.org/10.3390/su12166678>
- Chejne, F. (2006). *Biomasa y carbón, Una alternativa energética para Colombia*. 52. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/50150>
- Chungata, L. A. (2017). *Estudio Del Área Superficial Específica En La Caracterización De Los Catalizadores a Utilizarse En La Gasificación Catalítica Para La Producción De Hidrógeno*. <http://dspace.ucuenca.edu.ec/bitstream/123456789/28674/1/Trabajo de Titulación.pdf>
- Cormos, C.-C. (2017). IGCC With Carbon Capture and Storage. In *Encyclopedia of Sustainable Technologies* (pp. 327–338). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10139-3>
- Cormos, C. C. (2017). IGCC With Carbon Capture and Storage. In *Encyclopedia of Sustainable Technologies* (pp. 327–338). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-409548-9.10139-3>



- De Lasa, H., Salaices, E., Mazumder, J., & Lucky, R. (2011). Catalytic steam gasification of biomass: Catalysts, thermodynamics and kinetics. *Chemical Reviews*, 111(9), 5404–5433. <https://doi.org/10.1021/cr200024w>
- Domingo, A. (2015). Apuntes de Transmision del Calor. In *Arquitectura, Instalaciones E T S*. <http://oa.upm.es/6935/1/amd-apuntes-transmision-calor.pdf>
- Escala, M., & James, A. (2019). Computational fluid dynamics simulation of coal gasification in a circulating fluidized bed reactor. *Proceedings - 2019 7th International Engineering, Sciences and Technology Conference, IESTEC 2019*, 225–230. <https://doi.org/10.1109/IESTEC46403.2019.00-71>
- Fernandes, E. R. K., Marangoni, C., Souza, O., & Sellin, N. (2013). Thermochemical characterization of banana leaves as a potential energy source. *Energy Conversion and Management*, 75, 603–608. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2013.08.008>
- Forero, C., Castellanos, J., & Sierra, F. (2013). Control de una planta prototipo de gasificación de biomasa mediante redes neuronales. *Ingeniería Mecánica. Tecnología y Desarrollo*, 4(5), 161–168. http://www.scielo.org.mx/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S1665-73812013000200003
- García Batista, R. M., Quevedo Guerrero, J. N., & Socorro Castro, A. R. (2020). *Prácticas para el aprovechamiento de residuos sólidos en plantaciones bananeras y resultados de su implementación*. *Revista Universidad y Sociedad*. http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2218-36202020000100280
- García, L. E. (2011). *Obtención de gas combustible a partir de la gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo*. Universidad Nacional de Colombia. <https://repositorio.unal.edu.co/handle/unal/7686>
- Gavilanes-Terán, I., Jara-Samaniego, J., Idrovo-Novillo, J., Bustamante, M. A., Moral, R., & Paredes, C. (2016). Windrow composting as horticultural waste management strategy – {A} case study in {Ecuador}. *Waste Management*, 48, 127–134. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2015.11.026>
- Gomelsky, R. (2012). *Fossil fuels power plants - Available technologies and thermal plants' prospective potential in Latin America*. <http://www.iadb.org>
- González-Velandia, K.-D., Daza-Rey, D., Caballero-Amado, P.-A., & Martínez-González, C. (2016). Evaluación de las propiedades físicas y químicas de residuos sólidos orgánicos a emplearse en la elaboración de papel. *Luna Azul*, 43, 499–517. <https://doi.org/10.17151/luaz.2016.43.21>
- Guerrero, A. B., Aguado, P. L., Sánchez, J., & Curt, M. D. (2016). GIS-Based Assessment of Banana Residual Biomass Potential for Ethanol Production and Power Generation: A Case Study. *Waste and Biomass Valorization*, 7(2), 405–415. <https://doi.org/10.1007/s12649-015-9455-3>
- Hernández, L. H. (2018). Energías limpias, poder local y procomún colaborativo. *Ciencia Política*, 13(25), 127–145. <https://doi.org/10.15446/cp.v12n25.69338>
- Hossain, M. Z., & Charpentier, P. A. (2015). Hydrogen production by gasification of biomass and opportunity fuels. In *Compendium of Hydrogen Energy* (pp. 137–175). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/b978-1-78242-361-4.00006-6>
- Huber, G. W., Iborra, S., & Corma, A. (2006). Synthesis of transportation fuels from biomass: Chemistry, catalysts, and engineering. In *Chemical Reviews* (Vol. 106, Issue 9, pp. 4044–4098). American Chemical Society .



<https://doi.org/10.1021/cr068360d>

- Incropera, F. P., & DeWitt, D. P. (1999). Fundamentos de transferencia de calor. In *Fundamentals of Heat and Mass Transfer* (four). PRENTICE HALL.
- INEC (2010). Análisis del Sistema Agroalimentario del Banano en el Ecuador. *Instituto Nacional de Estadística y Censos*.
<http://www.ecuadorencifras.com/sistagroalim/pdf/Banano.pdf>.
- Jarana, M., Sanches, J., Portela, J., Nebot, E., & Martinez, E. M. (2008). Generación de Hidrogeno a partir de Biomasa mediante gasificación en agua supercrítica. *Ingeniería Química*, 20. https://www.researchgate.net/profile/Enrique-Martinez-De-La-Ossa/publication/273698921_Generacion_de_hidrogeno_a_partir_de_biomasa_mediante_gasificacion_en_agua_supercritica/links/553e6de20cf210c0bdaaa4c1/Generacion-de-hidrogeno-a-partir-de-biomasa-median
- Kirubakaran, V., Sivaramakrishnan, V., Nalini, R., Sekar, T., Premalatha, M., & Subramanian, P. (2009). A review on gasification of biomass. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 13(1), 179–186.
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2007.07.001>
- Lara Triana, M. A., & Méndez Mondragón, E. F. (2019). *Evaluación de la producción de hidrógeno en un bioreactor a escala banco empleando bacterias de la especie Clostridium butyricum a partir de cáscara de banano (Musa cavendish)*. Fundación Universidad de América.
<https://repository.uamerica.edu.co/handle/20.500.11839/7609>
- Leon, L., & Garcia, L. (2018). *Análisis Energético De Un Sistema De Gasificación De Biomasa Para La Producción De Gas De Síntesis* (Vol. 1, Issue 2).
<http://repository.uamerica.edu.co/bitstream/20.500.11839/6943/1/6132139-2018-1-IQ.pdf>
- Lesme-Jaen, R. (2016). *Gasificación de biomasa para la generación de electricidad con motores de combustión interna. Eficiencia del proceso*. Tecnología Química.
http://scielo.sld.cu/scielo.php?script=sci_abstract&pid=S2224-61852016000200002&lng=es&nrm=iso
- Li, W., Ren, J., Zhao, X. Y., & Takarada, T. (2018). H₂ and Syngas Production from Catalytic Cracking of Pig Manure and Compost Pyrolysis Vapor over Ni-Based Catalysts. *Polish Journal of Chemical Technology*, 20(3), 8–14.
<https://doi.org/10.2478/pjct-2018-0032>
- Lima, D. S., Calgaro, C. O., & Perez-Lopez, O. W. (2019). Hydrogen production by glycerol steam reforming over Ni based catalysts prepared by different methods. *Biomass and Bioenergy*, 130, 105358.
<https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2019.105358>
- Lin, Y., & Tanaka, S. (2006). Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 69(6), 627–642.
<https://doi.org/10.1007/s00253-005-0229-x>
- Lu, Y., Jin, H., & Zhang, R. (2019). Evaluation of stability and catalytic activity of Ni catalysts for hydrogen production by biomass gasification in supercritical water. *Carbon Resources Conversion*, 2(1), 95–101.
<https://doi.org/10.1016/j.crcon.2019.03.001>
- MAGAP (2013). Sistema de Información Nacional de Agricultura, Ganadería, Acuicultura y Pesca. *Ministerio de Agricultura y Ganadería*.



- <http://sinagap.agricultura.gob.ec/banano-2>.
- Maldonado, H. (2017). *Simulación de pirólisis de estípita de palma africana Deli x AVROS empleando SuperPro Designer* [Universidad del Valle de Guatemala]. <https://doi.org/10.13140/RG.2.2.12248.60166>
- Manals-Cutiño, E., Salas-Tort, D., & Penedo-Medina, M. (2018). *Caracterización de la biomasa vegetal cascarilla de café*. Caracterización de La Biomasa Vegetal Cascarilla de Café. <https://doi.org/10.1590/2224-6185.2019.1.%x>
- Martín Sánchez, N. (2014). *Obtención de hidrógeno mediante gasificación de sólidos carbonosos con vapor y agua supercrítica*. <http://hdl.handle.net/10366/124568>
- Matovic, M. D. (2013). Biomass Now - Sustainable Growth and Use. In *Biomass Now - Sustainable Growth and Use*. InTech. <https://doi.org/10.5772/2583>
- Méndez, I. Q. A. R. (2003). *Control Lineal de Composición en Reactores Continuos con Estructuras Básicas de Control* [Universidad Autónoma Metropolitana]. https://www.researchgate.net/publication/272353763_Control_Lineal_de_Composicion_en_Reactores_Continuos_con_Estructuras_Basicas_de_Control?channel=doi&linkId=54e287e30cf2edaea092f7d9&showFulltext=true
- Mendoza, J. M., Bula, A. J., Gómez, R. D., & Corredor, L. A. (2012). Análisis exergético de la gasificación de biomasa. *Información Tecnológica*, 23(5), 85–96. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642012000500009>
- Muñoz, J., & Posada, A. (2011). Simulación de la producción de hidrógeno y metanol a partir de la gasificación de cascarilla de arroz con vapor. In *DYNA (Colombia)* (Vol. 78, Issue 165). Universidad Nacional de Colombia. <https://www.redalyc.org/articulo.oa?id=49622372012>
- Muñoz, Y. A. (2012). *Optimización de recursos energéticos en zonas aisladas mediante estrategias de suministro y consumo* [Universitat Politècnica de València]. <https://doi.org/10.4995/Thesis/10251/16010>
- Oses, P. (2010). Gasificación de Biomasa. In *Bioenergy International* (pp. 8–9). <https://issuu.com/avebiom/docs/bie6>
- Palacios, M. G. (2016). *Caracterización química de la biomasa procedente de las hojas, pseudotallo, raquis y pseudopecíolo de la planta de banano y su relación con el poder calorífico*. Repositorio Institucional Universidad de Cuenca. <http://dspace.ucuenca.edu.ec/handle/123456789/26232>
- Pavas Martínez, F. A., Gonzalez Vivas, O. A., & Sanchez Rosas, Y. S. (2017a). *Cuantificación del ahorro de energía eléctrica en clientes residenciales mediante acciones de gestión de demanda* (Vol. 16, Issue 2) [Universidad Industrial de Santander]. <https://doi.org/10.18273/revuin.v16n2-2017020>
- Pavas Martínez, F. A., Gonzalez Vivas, O. A., & Sanchez Rosas, Y. S. (2017b). Cuantificación del ahorro de energía eléctrica en clientes residenciales mediante acciones de gestión de demanda. *Revista UIS Ingenierías*, 16(2), 217–226. <https://doi.org/10.18273/revuin.v16n2-2017020>
- Peng, W. X., Wang, L. S., Mirzaee, M., Ahmadi, H., Esfahani, M. J., & Fremaux, S. (2017). Hydrogen and syngas production by catalytic biomass gasification. *Energy Conversion and Management*, 135, 270–273. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.056>
- Pérez, J., Borge, D., & Agudelo, J. (2010). Proceso de gasificación de biomasa: una revisión de estudios teórico-experimentales Biomass gasification process:



- theoretical and experimental studies a review. In *Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia* N.º (Vol. 52). Marzo.
- Puig-Arnavat, M., Bruno, J. C., & Coronas, A. (2010). Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9), 2841–2851. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.07.030>
- Ramli, A., Mohamad, M. F., Yusup, S., & Hin, T. Y. Y. (2016). Hydrogen production from gasification of palm kernel shell in the presence of Fe/CeO₂ catalysts | Penghasilan hidrogen daripada pengegasan isirung kelapa sawit dengan kehadiran mangkin Fe/CeO₂. In *Malaysian Journal of Analytical Sciences* (Vol. 20, Issue 2).
- Riera, M. A., Maldonado, S., & Palma, R. (2019). Residuos Agroindustriales Generados En Ecuador Para La Elaboración De Bioplásticos. *Revista Ingeniería Industrial*, 17(3), 227–246. <https://doi.org/10.22320/s07179103/2018.13>
- Speight, J. G. (2015). Coal gasification processes for synthetic liquid fuel production. In *Gasification for Synthetic Fuel Production: Fundamentals, Processes and Applications* (pp. 201–220). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-85709-802-3.00009-6>
- Subiabre Barrientos, G. C. F. (2016). *Diseño e implementación de un reactor de medio poroso inerte de flujo recíproco con suministro separado de aire y combustible* [Universidad Técnica Federico Santa María]. <http://hdl.handle.net/11673/13770>
- Sutton, D., Kelleher, B., & Ross, J. R. H. (2001). Review of literature on catalysts for biomass gasification. *Fuel Processing Technology*, 73(3), 155–173. [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(01\)00208-9](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(01)00208-9)
- Vega-Nieva, D. J., Lorenzo, M. F., Torres, L. O., & Corral-Rivas, J. J. (2015). Caracterización bioenergética de los residuos de cosecha de las principales especies forestales del Noroeste de España. *Información Tecnológica*, 26(4), 3–12. <https://doi.org/10.4067/S0718-07642015000400002>
- Werther, J., Saenger, M., Hartge, E.-U., Ogada, T., & Siagi, Z. (2000). Combustion of agricultural residues. *Progress in Energy and Combustion Science*, 26(1), 1–27. [https://doi.org/10.1016/S0360-1285\(99\)00005-2](https://doi.org/10.1016/S0360-1285(99)00005-2)
- Wu, C., & Williams, P. T. (2011). Nickel-based catalysts for tar reduction in biomass gasification. *Biofuels*, 2(4), 451–464. <https://doi.org/10.4155/bfs.11.113>
- Yakaboylu, O., Harinck, J., Smit, K., & de Jong, W. (2015). Supercritical Water Gasification of Biomass: A Literature and Technology Overview. *Energies*, 8(2), 859–894. <https://doi.org/10.3390/en8020859>
- Yang, H., & Chen, H. (2015). Biomass gasification for synthetic liquid fuel production. In *Gasification for Synthetic Fuel Production: Fundamentals, Processes and Applications* (pp. 241–275). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-85709-802-3.00011-4>
- Yoshioka, T., Hirata, S., Matsumura, Y., & Sakanishi, K. (2005). Woody biomass resources and conversion in Japan: The current situation and projections to 2010 and 2050. *Biomass and Bioenergy*, 29(5), 336–346. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2004.06.016>