

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MICRO REACTOR PARA GASIFICACIÓN
DE LOS DESECHOS DE LA POSCOSECHA DE CACAO EN SAN VICENTE DE
CHUCURÍ

JUAN DAVID CABALLERO DUARTE
FRANCISCO JAVIER ESPINOSA LOBO

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOMECAÑICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA
2020

DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MICRO REACTOR PARA GASIFICACIÓN
DE LOS DESECHOS DE LA POSCOSECHA DE CACAO EN SAN VICENTE DE
CHUCURÍ

JUAN DAVID CABALLERO DUARTE
FRANCISCO JAVIER ESPINOSA LOBO

Trabajo de Grado para optar por el título de Ingeniería Mecánica

DIRECTOR
YESID J. RUEDA ORDÓÑEZ
Ph.D. en Ingeniería Química

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE FISICOMECAÑICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA MECÁNICA
BUCARAMANGA

2020

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	16
1. OBJETIVOS	19
1.1 OBJETIVO GENERAL	19
1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	19
2. MARCO TEÓRICO.....	20
2.1 BIOMASA.....	20
2.2 COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA.....	20
2.3 PROCESOS DE CONVERSIÓN TÉRMICA DE LA BIOMASA	21
2.4 USO DE BIOMASA EN APLICACIONES DE COCCIÓN	22
2.5 GASIFICACIÓN DE BIOMASA SÓLIDA PARA COCINAR.....	25
2.6 ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO	26
3. CARACTERIZACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS	27
3.1 CARACTERIZACIÓN FÍSICA DEL LECHO	27
3.1.1 Densidad real y aparente del lecho.....	27
3.1.2 Porosidad del lecho.....	28
3.1.3 Esfericidad de las partículas	28
3.1.4 Pérdida de presión	29
3.2 CARACTERIZACIÓN QUÍMICA.....	31
3.2.1 Análisis próximo	31
3.2.1.1 Humedad Inicial	32
3.2.1.2 Humedad de equilibrio (w).....	33
3.2.1.3 Preparación de las muestras.....	34
3.2.1.4 Contenido de material volátil VM	35
3.2.1.5 Contenido de cenizas A	35

3.2.1.6 Contenido de carbono fijo <i>CF</i>	36
3.2.2 Análisis Último.....	37
3.2.3 Poder Calorífico	39
3.3 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS RESULTADOS	40
4. ANÁLISIS CINÉTICO DE LA DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA	42
4.1 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	42
4.2 ANÁLISIS DE LA DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA	44
4.2.1 Resultados de la descomposición térmica en atmosfera inerte	44
4.2.1.1 Liberación de volátiles.....	46
4.2.2 Resultados de la descomposición térmica en atmosfera oxidativa	46
4.2.2.1 Liberación de volátiles.....	48
4.2.2.2 Combustión del carbono fijo.....	48
4.3 MODELO CINÉTICO DE REACCIONES GLOBALES	48
4.3.1 Reacciones globales en atmósfera inerte	52
4.3.1.1 Determinación de la energía de activación	53
4.3.1.2 Determinación del modelo de reacción	55
4.3.1.3 Determinación del factor pre-exponencial	56
4.3.1.4 Validación del método.....	57
4.3.2 Reacciones globales en atmósfera oxidativa	58
5. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS	60
5.1 ORGANIZACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS.....	60
5.2 DESPLIEGUE DE LA FUNCIÓN CALIDAD	61
5.3 ALTERNATIVAS PARA TIPO DE MICRO-REACTOR DE GASIFICACIÓN.....	62
5.3.1 Gasificadores tipo downdraft.....	62
5.3.2 Gasificadores tipo updraft	62

5.3.3 Gasificador tipo crossdraft.....	62
5.3.4 Gasificadores de lecho fluidizado.....	62
5.3.5 Gasificador de encendido desde arriba y tiro natural ascendente.....	64
5.4 PONDERACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE DISEÑO	65
5.5 DESCRIPCIÓN DE LA ALTERNATIVA GANADORA.	66
5.5.1 Consideraciones de la alternativa ganadora	67
6. DISEÑO CONCEPTUAL	68
6.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL TLUD.....	68
6.2 SUBCONJUNTOS	70
6.2.1 Subconjunto entrada de aire primario	70
6.2.2 Subconjunto reactor	71
6.2.3 Subconjunto aire secundario.....	72
6.3 GEOMETRÍA DEL REACTOR	73
6.4 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE AIRE DE GASIFICACIÓN.....	74
6.5 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE AIRE DE COMBUSTIÓN DEL GAS... ..	76
7. DISEÑO DE DETALLE.....	81
7.1 DIMENSIONAMIENTO NUMÉRICO	81
7.1.1 Diámetro del reactor.....	81
7.1.2 Altura del reactor.....	82
7.1.3 Suministro de flujos de aire de gasificación y combustión	82
7.1.4 Espesor de lámina del reactor.....	83
7.1.5 Viabilidad del flujo de aire natural	85
7.2 PARÁMETROS DE DISEÑO	87
7.2.1 Parámetros del lecho de combustible	87
7.2.2 Parámetros de entrega del aire secundario	87

8.	CARACTERIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN.....	89
8.1	SELECCIÓN PRELIMINAR DE LOS VENTILADORES.....	89
8.2	REGULACIÓN DE VELOCIDAD DE LOS VENTILADORES	90
8.3	IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL DE LOS FLUJOS VOLUMÉTRICOS DE AIRE.....	91
8.4	CONFIGURACIÓN DEL DISEÑO DE LAS PRUEBAS	92
8.5	BALANCE ENERGÉTICO.....	92
8.6	DESARROLLO DE LA PARAMETRIZACIÓN	94
8.7	RESULTADOS DE LA PARAMETRIZACIÓN	95
9.	CONCLUSIONES	99
10.	RECOMENDACIONES	101
	BIBLIOGRAFÍA	102

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Ventajas y desventajas de la gasificación en aplicaciones de cocción....	25
Tabla 2. Porcentaje de reducción de masa en el secado natural	33
Tabla 3. Variación en el porcentaje de reducción de masa en el secado forzado durante 2 horas, 12 horas y 14 horas.....	34
Tabla 4. Contenido de humedad de la CMC finalizado el secado natural	34
Tabla 5. Contenido de material volátil	35
Tabla 6. Contenido de cenizas	36
Tabla 7. Análisis próximo	37
Tabla 8. Análisis último	38
Tabla 9. Poder calorífico de la CMC.....	40
Tabla 10. Poder calorífico de residuos agro-industriales registrados en la literatura	40
Tabla 11. Análisis próximo de la CMC registrado en la literatura	41
Tabla 12. Plan experimental para pruebas de termogravimetría de CMC.....	42
Tabla 13. Modelos de reacción	51
Tabla 14. Criterios para selección del método de determinación del valor de energía de activación	55
Tabla 15. Parámetros cinéticos de la cáscara de mazorca de cacao en atmósfera inerte para una reacción global	58
Tabla 16. Establecimiento de requerimientos.....	60
Tabla 17. Despliegue de la función calidad.....	61
Tabla 18. Ponderación porcentual de las estrategias de la función calidad	61

Tabla 19. Ponderación de las alternativas de diseño respecto a las estrategias. .	66
Tabla 20. Resultados de la ponderación de las alternativas de diseño respecto a las estrategias.....	66
Tabla 21. Lista de elementos principales del TLUD	69
Tabla 22. Lista de elementos principales del subconjunto de entrada de aire primario	70
Tabla 23. Lista de elementos principales del subconjunto reactor	71
Tabla 24. Lista de elementos principales del subconjunto aire secundario	72
Tabla 25. Determinación del diámetro del reactor en función de la potencia de suministro	81
Tabla 26. Determinación de la altura del reactor en función de la potencia de suministro	82
Tabla 27. Determinación de los caudales primario y secundario en función de la relación de equivalencia	82
Tabla 28. Parámetros de diseño para cálculo del espesor de lámina.	83
Tabla 29. Calibres comerciales de láminas acero HR.....	84
Tabla 30. Relaciones AS/AP utilizadas en las pruebas de parametrización	92

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Proceso de gasificación	22
Figura 2. Pérdida de presión vs Caudal de aire primario	31
Figura 3. Valor de masa diario de la CMC	32
Figura 4. Porcentaje de reducción de masa diario de la CMC	32
Figura 5. Perfiles de calentamiento para pruebas de termogravimetría.....	42
Figura 6. TGA normalizado para atmósfera inerte	45
Figura 7. DTG normalizado para atmósfera inerte.....	45
Figura 8. TGA normalizada para atmósfera oxidativa	47
Figura 9. DTG normalizado para atmósfera oxidativa.....	47
Figura 10. Derivada del nivel de conversión con respecto a la temperatura en función del nivel de conversión para atmósfera inerte	53
Figura 11. Método de Friedman para determinación de energía de activación en atmósfera inerte	54
Figura 12. Energía de activación como función del nivel de conversión para atmósfera inerte	54
Figura 13. Gráficos maestros teóricos y experimentales para atmósfera inerte	55
Figura 14. Linealización de la ecuación de la tasa de conversión como función del recíproco de la temperatura para atmósfera inerte.....	56
Figura 15. Curvas de nivel de conversión en función de temperatura para atmósfera inerte	57
Figura 16. Energía de activación como función del nivel de conversión para las etapas de pirólisis oxidativa y combustión	59

Figura 17. Potencia de suministro en función de la relación de aire secundario respecto a primario.....	87
Figura 18. Emisiones de material particulado en función de la relación de aire secundario respecto a primario.	88
Figura 19. Curvas de funcionamiento para selección de ventiladores	89
Figura 20. Eficiencia total bajo diferentes condiciones de operación	95

LISTA DE ILUSTRACIONES

Ilustración 1. Estufas de cocción tradicionales	23
Ilustración 2. Estufas de cocción de fuego escudado.....	24
Ilustración 3. Esquema típico de una estufa de cocción de biomasa de fuego escudado y tiro natural	24
Ilustración 4. Determinación de la densidad real y aparente del lecho.....	27
Ilustración 5. Esfericidad de partícula del lecho	29
Ilustración 6. Tipos de equipos de gasificación.	63
Ilustración 7. Zonas de un micro-gasificador TLUD.....	64
Ilustración 8. Frente pirolítico migratorio.	65
Ilustración 9. Diseño modular de un micro-gasificador TLUD.....	68
Ilustración 10. Modelo CAD del equipo TLUD.	69
Ilustración 11. Subconjunto de entrada de aire primario en CAD.....	70
Ilustración 12. Subconjunto reactor en CAD.....	71
Ilustración 13. Subconjunto de entrada de aire primario en CAD.....	72
Ilustración 14. Modelamiento del reactor para el cálculo de espesor de lámina....	83
Ilustración 15. Pruebas de tiro natural con altura de lecho de 8 cm.	85
Ilustración 16. Pruebas de tiro natural con altura de lecho de 12,5 cm.	86
Ilustración 17. Montaje para regulación de velocidad de giro de los ventiladores .	90
Ilustración 18. Anemómetro portátil Uni-T UT363.	91
Ilustración 19. Medición de flujo de aire secundario.....	91
Ilustración 20. Protocolo WBT.	94
Ilustración 21. Termómetro de aguja.....	94

Ilustración 22. Operación del equipo con exceso de aire primario.	96
Ilustración 23. Operación el equipo sin aire primario en exceso.	96
Ilustración 24. Operación del equipo con baja relación AS/AP.....	97
Ilustración 25. Configuración de operación final.....	98

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. Caracterización física: Esfericidad y diámetro de partícula

ANEXO B. Procedimiento para la preparación de la biomasa

ANEXO C. Determinación del contenido de humedad.

ANEXO D. Determinación del contenido de cenizas

ANEXO E. Determinación del contenido de material volátil

ANEXO F. Determinación del poder calorífico

ANEXO G. Planos de manufactura

RESUMEN

TITULO: DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE UN MICRO REACTOR PARA GASIFICACIÓN DE LOS DESECHOS DE LA POSCOSECHA DE CACAO EN SAN VICENTE DE CHUCURÍ.*

AUTORES: JUAN DAVID CABALLERO DUARTE**
FRANCISCO JAVIER ESPINOSA LOBO**

PALABRAS CLAVE: Cacao, Biomasa, Gasificación, Modelamiento Matemático.

DESCRIPCIÓN:

En los últimos años se ha incrementado el interés por la utilización de desechos orgánicos generados en labores agrícolas como fuentes alternativas de energía a los combustibles fósiles, sin embargo, el análisis sobre el comportamiento de la descomposición térmica del cacao no ha sido profundamente estudiado a pesar de que, en el municipio de San Vicente de Chucurí, en el departamento de Santander se produce un alto volumen de cacao. En el presente trabajo de grado se diseñó y construyó un prototipo de micro reactor de gasificación de flujo forzado para el procesamiento de los residuos de la poscosecha de cacao proveniente de San Vicente de Chucurí para la cocción de alimentos. La selección de este tipo de micro reactor de gasificación sobresale sobre las demás debido a su facilidad de uso y bajo requerimiento de energía eléctrica.

Se busca que el equipo pueda ser operado por campesinos cacaoteros siendo este preferido sobre los medios convencionales de cocción de alimentos utilizados en zonas rurales del municipio como las estufas de leña.

Como requerimiento de diseño preliminar se caracterizó física, química y térmicamente la cáscara de cacao proveniente de San Vicente de Chucurí. De igual manera se realizó un modelamiento matemático basado en la ecuación de Arrhenius como predicción del comportamiento del proceso de descomposición térmica de la biomasa en el equipo.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingeniería Fisicomecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. PhD Yesid Javier Rueda Ordoñez

ABSTRACT

TITLE: DESIGN AND CONSTRUCTION OF A GASIFICATION MICRO- REACTOR FOR COCOA POD HUSK ORIGINATING FROM SAN VICENTE DE CHUCURÍ. *

AUTHORS: JUAN DAVID CABALLERO DUARTE**
FRANCISCO JAVIER ESPINOSA LOBO**

KEYWORDS: Cocoa, Biomass, Gasification, Mathematical Modeling.

DESCRIPTION:

Over the last few years, the curiosity of different alternatives to the fossil fuels has increased exponentially. One of these alternatives is the utilization of organic waste produced during the agricultural processes; however, the analysis on how the thermal decomposition of the cocoa pod husk has not been properly studied, even though in San Vicente de Chucurí, a county in the department of Santander, where cocoa is highly produced. This is the reason why; this undergraduate thesis designed and built a forced draft micro gasification reactor prototype that works from the residue of the post-harvest of the cocoa from San Vicente de Chucurí to work as a stove to cook food. Choosing this type of micro gasification reactor comes from its ease of use and low electricity consumption.

The reactor is meant to be operated by the cocoa farmers to replace the preferred cooking method of using firewood stoves.

The cocoa pod husk from San Vicente de Chucurí has been characterized physically, chemically and thermally as a preliminary design requirement. Furthermore, a mathematical model based on the Arrhenius equation has been developed as a prediction of the thermal decomposition behavior of the biomass in the prototype.

* Bachelor Thesis

** Facultad de Ingeniería Fisicomecánicas. Escuela de Ingeniería Mecánica. PhD Yesid Javier Rueda Ordoñez

INTRODUCCIÓN

En las últimas décadas, a nivel internacional se ha incrementado la necesidad de sustituir el carbón, el petróleo y sus derivados por energías alternativas, tales como la energía mareomotriz, solar, eólica y la utilización de biomasa, bien sea como combustible o para obtener gas de síntesis a partir de ella, debido a los efectos adversos sobre el medio ambiente que conlleva el uso de combustibles tradicionales. Análogamente, la demanda energética a nivel mundial ha aumentado respecto al año 2000 un 37,13% y se proyecta que para 2040 aumente un 30% más.¹ En el año 2016, el suministro mundial de energía a partir de biocombustibles y desechos de biomasa respecto al suministro total representó el 9,8% frente al 31,91% de combustibles fósiles y el 27,12% de carbón. En el caso de Colombia la biomasa representa el 13,59% del suministro total, mientras que en países como Brasil e India se eleva al 34,36% y 22,21% respectivamente.²

A su vez, de manera generalizada, las áreas rurales de Colombia presentan altos porcentajes de pobreza multidimensional, alcanzando un 39,9% respecto al 13,8% de las cabeceras urbanas.³ Estos son municipios, corregimientos, localidades y caseríos caracterizados por su baja densidad poblacional y la ausencia del servicio de energía eléctrica a través del Sistema Interconectado Nacional (SIN) y constituyen el 51% de todo el territorio nacional.⁴ San Vicente de Chucuri es un

¹INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea]. World Energy Outlook Executive Summary 2017, Paris. OECD/IEA 2017. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2017>

²INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea]. IEA: Total Primary Energy Supply (TPES) by source* 1990-2016. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: <https://www.iea.org/data-and-statistics>

³DEPARTAMENTO ADMINISTRATIVO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. [en línea] Boletín Técnico de Pobreza Multidimensional en Colombia 2018. Bogotá D.C., 2019. p.5. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: https://www.dane.gov.co/files/investigaciones/condiciones_vida/pobreza/2018/bt_pobreza_multidimensional_18.pdf

⁴SUPERINTENDENCIA DE SERVICIOS PÚBLICOS DOMICILIARIOS. [en línea]. Diagnóstico de la prestación del servicio de energía eléctrica 2018. Bogotá, D.C, 2018. p.5. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: <https://www.superservicios.gov.co/publicaciones/energia-y-gas/zonas-no-interconectadas-zni-diagnostico-de-la-prestacion-del-servicio-0>

municipio con deficiente cobertura del servicio de gas natural doméstico, ubicándose en el 40% del departamento de Santander carente de este beneficio debido a sus características geográficas y de dificultad de transporte del combustible.⁵ Se suma además la baja capacidad de pago por parte de la población que no permite cubrir los altos costos que conlleva el acceso al servicio. Estos factores inciden en que las necesidades básicas insatisfechas (NBI) alcancen el 31,87% en las zonas rurales del municipio.⁶

Se evidencian así las precarias condiciones de vida en las que se encuentran las poblaciones rurales del país, sin acceso a servicios públicos para desarrollar actividades domésticas vitales, como lo es la cocción de alimentos, a pesar de que cuentan con un potencial energético muy alto debido a sus actividades agrícolas. El departamento de Santander es el principal productor de cacao en Colombia con un crecimiento en la producción a nivel departamental del 57,44% respecto al año 2010. En el año 2018 se produjeron 56.867 toneladas a lo largo del territorio nacional, de las cuales Santander represento el 41,45% de la producción total y San Vicente de Chucuri es su principal municipio productor, basando el 60% del total de la producción agrícola municipal en el cultivo de este producto.⁷ Durante su proceso de cultivo solo se aprovecha económicamente la pulpa de cacao y después de su extracción se obtienen residuos que pueden resultar sin utilidad alguna para el agricultor.

⁵ ASOCIACIÓN COLOMBIANA DE GAS NATURAL. [en línea] Indicadores 2019. [Consultado 10 de junio de 2019]. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <http://www.naturgas.com.co/documentos/2019/Indicadores2019.pdf>

⁶ DEPARTAMENTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. [en línea] Censo nacional de población y vivienda 2018. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <https://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/demografia-y-poblacion/censo-nacional-de-poblacion-y-vivenda-2018>

⁷ FEDERACIÓN NACIONAL DE CACAOTEROS. Economía Nacional. [en línea]. [Consultado: 6 de mayo de 2020] Disponible en: <https://www.fedecacao.com.co/porta1/index.php/es/2015-02-12-17-20-59/nacionales>

La cáscara de mazorca de cacao (CMC) representa alrededor del 52 a 70% del peso húmedo del fruto⁸ y supone un problema para los cultivadores, en caso de ser usadas como abono sin compostaje puede generar enfermedades en la plantación y su uso como alimento para animales ha sido limitado debido a los altos contenidos de alcaloides presentes.⁹

Este proyecto busca proporcionar al agricultor una forma de obtener por sí mismo gas combustible que pueda ser utilizado para sus labores domésticas, principalmente para la preparación de alimentos, utilizando los desechos generados durante el proceso de cultivo de cacao en su propio terreno. Para este fin, se propone el diseño de un gasificador que convierta los desechos sólidos del cacao en gas combustible al atravesar por un proceso de descomposición de biomasa lignocelulósica en la que se involucran procesos de secado, combustión, pirolisis y finalmente gasificación de la biomasa.

⁸ SYAMSIRO Mochamad, et al. A preliminary study on use of cocoa pod husk as a renewable source of energy in Indonesia. [en línea] En: Energy for Sustainable development. 2012. vol. 16, no. 1, p. 74-77. [Consultado: 10 de junio de 2019]. <https://doi.org/10.1016/j.esd.2011.10.005>

⁹ BAENA, Luz Marina y GARCÍA CARDONA, Natalia Andrea. Obtención y caracterización de fibra dietaria a partir de cascarilla de las semillas tostadas de Theobroma cacao L. de una industria chocolatera colombiana. Trabajo de grado Químico Industrial. Pereira: Universidad Tecnológica de Pereira. Facultad de Tecnologías. Escuela de Química. 2012. p.19.

1. OBJETIVOS

1.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar y construir un micro reactor de gasificación que utilice como materia prima la cascara de mazorca de cacao (CMC) procedente de la región de San Vicente de Chucurí para la producción de calor, y así contribuir al desarrollo regional conforme a la misión de la Escuela de Ingeniería Mecánica y la Universidad Industrial de Santander.

1.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Diseñar y construir un micro reactor de gasificación que cumpla los siguientes requisitos:
 - Reactor tipo lecho fijo por lotes.
 - Potencia de suministro de 2 kW con autonomía de uso de 30 minutos.
 - Determinar las características físicas, químicas y térmicas de la biomasa, tales como:
 - Análisis próximo: Cantidad de humedad, cenizas, material volátil, y carbono fijo según las normas ASTM E871-82, ASTM E1755-01 y ASTM E872-82.
 - Análisis elemental: Cantidad de Carbono, Hidrógeno, Nitrógeno, Oxígeno medido en un analizador CHN.
 - Poder calorífico: Medido en un calorímetro.
- Realizar un modelamiento matemático basado en la Ecuación de Arrhenius que permita predecir el comportamiento de la descomposición térmica de la cáscara de mazorca de cacao durante el proceso de gasificación.
- Determinar el rendimiento del reactor mediante el protocolo WBT para estufas de biomasa.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 BIOMASA

La biomasa es entendida como todo producto obtenido por fotosíntesis y por ende renovable susceptible a aprovecharse energéticamente. La biomasa sólida constituida por material procedente del sector agrícola y forestal ha sido identificada como una potencial alternativa de abastecimiento a la creciente demanda energética debido a su accesibilidad y adaptabilidad en aplicaciones que actualmente dominan los combustibles tradicionales. Adicionalmente la aparición de una segunda fuente de ingresos o de un medio para suplir necesidades insatisfechas reaprovechando y dando valor a estos residuos incentiva el desarrollo rural y disminuye la dependencia externa de suministro de combustibles tradicionales. Los principales ejemplos de uso en la industria se encuentran en los sectores de generación de energía eléctrica y aplicaciones térmicas.

2.2 COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA

La biomasa se caracteriza por tener un bajo contenido de carbono y un elevado contenido de oxígeno y compuestos volátiles. La materia seca vegetal o lignocelulósica, está compuesta estructuralmente por tres polímeros: la celulosa, la lignina y la hemicelulosa y componentes secundarios de bajo peso molecular hidrosolubles o extraíbles en solventes orgánicos y material mineral que en análisis químicos se estiman como cenizas. Del total de compuestos que forman los materiales lignocelulósicos aproximadamente el 50% es celulosa y un 20% lignina.¹⁰

Cada uno de estos componentes estructurales tiene su respectivo rango de descomposición térmica haciendo contribuciones variables al proceso. La celulosa

¹⁰ BARROSO CASILLAS, Miguel. Pretratamiento de biomasa celulósica para la obtención de etanol en el marco de una biorrefinería. Trabajo Fin de Grado Ingeniero de Montes. Madrid: *Universidad politécnica de Madrid*. Departamento de Ciencias Básicas Aplicadas a la Ingeniería Forestal. Escuela Técnica Superior de Ingeniería de Montes, Forestal y del Medio natural 2010, p. 86.

se descompone en un rango de temperatura de entre 250 y 300°C y presenta una formación baja de carbón y alta de vapor condensable. La descomposición térmica de la hemicelulosa sucede a valores de temperatura inferiores típicamente por encima de los 180°C y produce menos carbón y alquitrán en comparación favoreciendo la producción de gas. La lignina debido a su contenido aromático se degrada lentamente y puede comenzar a 280°C alcanzando una tasa máxima de 350 a 450°C.¹¹

2.3 PROCESOS DE CONVERSIÓN TÉRMICA DE LA BIOMASA

En su aprovechamiento energético se hace uso de procesos físicos, bioquímicos y termoquímicos en donde la naturaleza del proceso de conversión adecuado dependerá fundamentalmente de su composición y del grado de humedad de la biomasa a considerar. La biomasa lignocelulósica es utilizada entre otras cosas en aplicaciones térmicas a través de procesos termoquímicos. La descomposición térmica son una serie de cambios físicos y químicos que ocurren cuando una sustancia se ve obligada a experimentar un cambio térmico bajo un perfil de temperaturas específico.¹² Durante este proceso pueden ocurrir pirólisis, combustión y gasificación según las condiciones de temperatura y atmosferas a las que esté expuesta la sustancia.

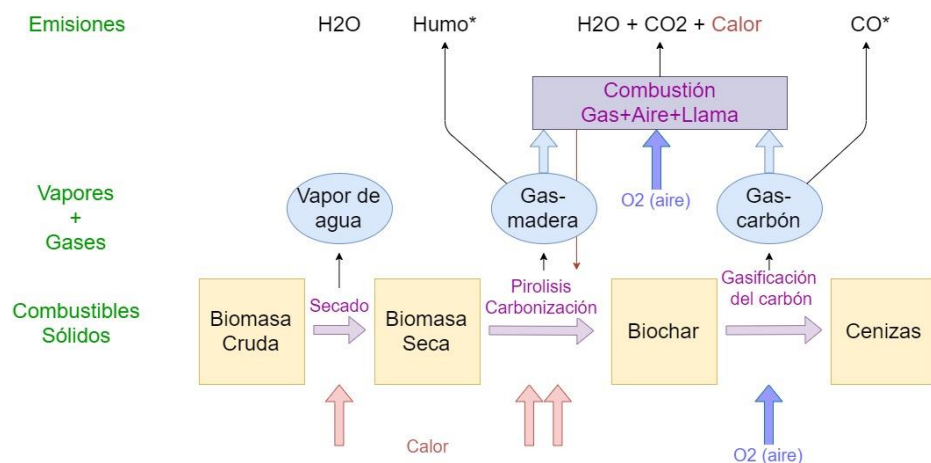
La gasificación es un proceso de conversión termoquímica de sólidos a temperaturas superiores a 700°C en productos gaseosos combustibles por la acción de un agente de reacción en defecto. Un proceso de gasificación implica subprocesos de secado, pirolisis y combustión parcial de gases y carbonizado. Una vez eliminada la humedad contenida en la biomasa en el proceso de secado a una temperatura inferior a 150°C comienza la pirolisis que consiste en la descomposición térmica de la biomasa en ausencia de oxígeno a una temperatura

¹¹ BASU, Prabir. Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory. 1st Edition Academic press, 2010. eBook ISBN 9780123749888

¹² MOLTÓ BERENGUER, Julia, et al. Pyrolysis and combustión of electronic waste. [en línea] En: Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2009. vol.84, no.1, p. 68-78. [Consultado: 21 de mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2008.10.023>

relativamente baja de entre 300 a 650°C en la que se obtienen productos líquidos, gases condensables, gas-madera y carbonizado. La presencia suficiente de oxígeno permite la conversión termoquímica del carbonizado obtenido en la etapa de pirolisis en cenizas y la liberación de gas-carbón. En el proceso de gasificación, es necesario un suministro de calor que garantice que las reacciones endotérmicas de gasificación, así como los procesos de secado y pirolisis se completen, por esto el proceso de combustión exotérmico ocurre paralelamente y durante todo el proceso. Tanto el gas-madera como el gas-carbón pueden ser tratados y almacenados o llevados a una zona donde en conjunto con un agente oxidante se produzca la combustión del gas.

Figura 1. Proceso de gasificación



Adaptado de: CHRISTA, Roth. Micro-Gasification: Cooking with gas from biomass. GIZ HERA Poverty-oriented Basic Energy Service, 2011.

2.4 USO DE BIOMASA EN APLICACIONES DE COCCIÓN

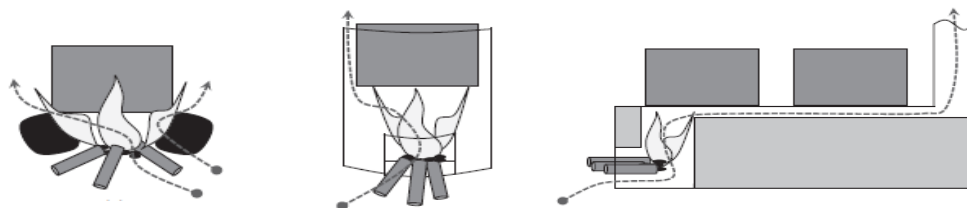
En la actualidad más de 2,7 billones de personas dependen de la quema tradicional de combustible de biomasa en pequeñas estufas para satisfacer sus necesidades domésticas básicas.¹³ De esta práctica, altas concentraciones de contaminantes, tales como material particulado son emitidos debido a la combustión incompleta en

¹³ INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea] Energy poverty: how to make modern energy access universal. World Energy Outlook, Paris. 2010. p.22. [Consultado: 6 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://webstore.iea.org/weo-2010-special-report-how-to-make-modern-energy-access-universal>

estufas de cocción tradicionales. La inhalación de estas partículas ultrafinas o PM2.5, las cuales se depositan en la región alveolar de los pulmones, provoca a corto plazo inflamación y estrés oxidativo y a largo plazo enfermedades pulmonares obstructivas crónicas dando como resultado un estimado de 4,3 millones de muertes prematuras cada año.¹⁴ Según estadísticas del Departamento Nacional de Planeación (DNP) del año 2015, en Colombia se asocian 2286 muertes y 1,2 millones de enfermedades a la contaminación de aire interior con costos por mortalidad prematura y atención de enfermedades que superan los \$3 billones de pesos.¹⁵

Un menor nivel de emisiones y mejor aprovechamiento del combustible puede ser conseguido de acuerdo al tratamiento de la cámara de combustión. Dicho tratamiento puede ser clasificado como de fuego abierto donde el flujo de aire no es controlado, de fuego escudado que cuentan con un recubrimiento de metal o arcilla, entradas para direccionar y controlar los flujos de aire y un canal estrecho para forzar a los gases de combustión a pasar cerca de la superficie lateral del recipiente, y de fuego cerrado con chimenea en donde en una superficie de cocción de alta temperatura se fuerza el paso de los gases de combustión que escapan de la cámara de combustión y luego salen a la chimenea dirigidos al exterior.

Ilustración 1. Estufas de cocción tradicionales



Fuente: McCARTY, Nordica A. y BRYDEN Kenneth.M. Modeling of household biomass cookstoves: A review.. En: Energy for Sustainable Development. 2015. vol. 26. p.1-13.

¹⁴ WORLD HEALTH ORGANIZATION. Guidelines for indoor air quality: household fuel combustion. World Health Organization. Switzerland. 2014. ISBN 978 92 4 154887 8

¹⁵ DEPARTAMENTO NACIONAL DE PLANEACIÓN. [en línea] Los costos en la salud asociados a la degradación ambiental en Colombia ascienden a \$20,7 billones. Grupo de Comunicaciones y Relaciones Públicas. 2017. [Consultado: 21 de mayo de 2020] Disponible en:

[https://www.dnp.gov.co/Paginas/Los-costos-en-la-salud-asociados-a-la-degradaci%C3%B3n-ambiental-en-Colombia-ascienden-a-\\$20,7-billones-.aspx](https://www.dnp.gov.co/Paginas/Los-costos-en-la-salud-asociados-a-la-degradaci%C3%B3n-ambiental-en-Colombia-ascienden-a-$20,7-billones-.aspx)

El diseño de fuego escudado es la aproximación más común de estufa mejorada, y se destacan diseños tales como el Rocket, VITA y Jikos.

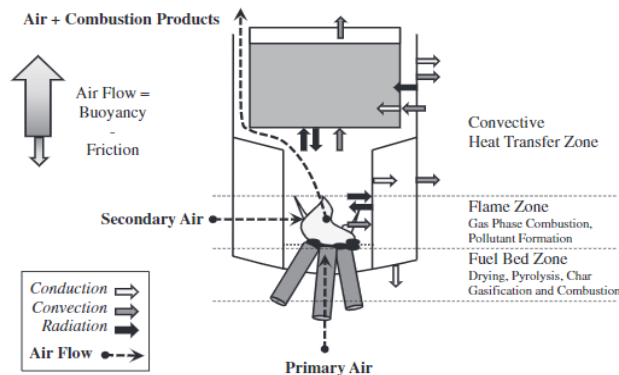
Ilustración 2. Estufas de cocción de fuego escudado



Fuente: CHRISTA, Roth. Micro-Gasification: Cooking with gas from biomass. GIZ HERA Poverty-oriented Basic Energy Service, 2011. 2011

Los elementos comunes presentes en estos equipos son el sistema de manejo de aire, la cámara de combustión, la región de transferencia de calor, el recipiente, la estructura de soporte y el aislamiento térmico. La cámara de combustión alberga las fases sólida y gaseosa de la combustión, alimentadas de oxígeno por los flujos primario y secundario de aire, y trasfiere calor por radiación desde la llama y el lecho de carbón hacia el recipiente y por convección desde los gases de combustión calientes hacia el recipiente, y este a su vez por conducción al agua o alimentos en cocción.

Ilustración 3. Esquema típico de una estufa de cocción de biomasa de fuego escudado y tiro natural



Fuente: McCARTY N.A., BRYDEN K.M. A generalized heat-transfer model for shielded-fire household cookstoves. Energy for Sustainable Development 33. 2016

2.5 GASIFICACIÓN DE BIOMASA SÓLIDA PARA COCINAR

En un fuego convencional, el calor es controlado regulando el suministro de combustible mientras se provee el suficiente aire requerido para la combustión. Por el contrario, una estufa de gasificación controla y optimiza ambos procesos para lograr una eficiente y limpia utilización del combustible: regulando el calor que llega a la biomasa sólida para optimizar los procesos de secado y pirolisis y controlando el suministro de aire para optimizar los subsecuentes procesos de combustión del gas y gasificación del carbonizado.

Tabla 1. Ventajas y desventajas de la gasificación en aplicaciones de cocción

Ventajas	Desventajas
Combustión más limpia de la biomasa sólida (reducción considerable de hollín, carbón negro y polución de aire en interiores y exteriores).	Los microgasificadores necesitan de combustible particulado. Estos equipos son solo útiles si el combustible posee el tamaño apropiado. Combustible que no se adecue a estas cualidades necesita de otro tipo de estufas mejoradas para su utilización.
Usa una amplia variedad de residuos de biomasa de pequeño tamaño (no necesidad de madera o carbón).	La mayoría de los microgasificadores son cargados de combustible por lotes y no pueden ser recargados durante la operación. Debido a esto, los tiempos de cocción están predeterminados por el tamaño del contenedor del combustible.
Relativamente fácil encendido que permite el inicio de la cocción en minutos, mucho más rápido que encender carbón.	Si la llama que quema al gas se extingue, el gas igualmente continuara produciéndose y este escapara como un humo blanco espeso de la estufa.

Además, de este proceso se obtiene carbón vegetal, que puede usarse en una estufa de carbón, procesarse posteriormente en briquetas de carbón o usarse para mejorar la productividad del suelo como carbón vegetal.

2.6 ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO

Para el análisis de la descomposición térmica se lleva a cabo una serie de pruebas de termogravimetría, las cuales proveen información acerca de la composición de la muestra, los procesos involucrados en la descomposición térmica e información acerca de los parámetros que regulan la cinética de las reacciones. En este análisis se estudia la variación de la masa de una sustancia que está experimentando cambios de temperatura (calentamiento o enfriamiento), ya sea en función de la temperatura o del tiempo transcurrido en el proceso.¹⁶ Una termogravimetría puede realizarse tanto a temperatura constante (termogravimetría isotérmica) como a velocidades de calentamiento (β) (termogravimetría no isotérmica).¹⁷

¹⁶ WHITE, Jhon E., CATALLO, William J., y LEGENDRE, Benjamin L. Biomass pyrolysis kinetics: A comparative critical review with relevant agricultural residue case studies. [en línea] En: Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2011. vol. 91, no.1, p.1–33. [Consultado: 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2011.01.004>

¹⁷ VYAZOVKIN, Sergey, et al. ICTAC Kinetics Committee recommendations for performing kinetic computations on thermal analysis data. [en línea] En: Thermochemica Acta. 2011. vol. 520, no.1–2, p.1–19. [Consultado: 21 de Mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.tca.2011.03.034>

3. CARACTERIZACIÓN DE LAS MATERIAS PRIMAS

3.1 CARACTERIZACIÓN FÍSICA DEL LECHO

Un lecho de material particulado ofrece resistencia al flujo de un fluido a través de él y propiedades como el tamaño y la forma definen la caída de presión en el mismo. Los resultados de esta sección inciden en el pretratamiento al que debe ser sometida la CMC para su utilización en procesos de gasificación y brindan información sobre la viabilidad del flujo natural en equipos cuya demanda y autonomía sean exigentes.

3.1.1 Densidad real y aparente del lecho: Las propiedades determinadas experimentalmente corresponden a un lecho cuya condición sería la que típicamente los usuarios del equipo estarían dispuestos a pretratar el material. Esto es un triturado simple a un tamaño de partícula como el descrito en el Anexo A.

Ilustración 4. Determinación de la densidad real y aparente del lecho



(a) Condiciones de operación (b) Lecho triturado

La densidad aparente es el cociente entre la masa del lecho y el volumen aparente del mismo, incluyendo los espacios entre partículas.

$$\rho_{\text{apar}} = \frac{m_t - m_r}{V_{\text{apar}}} \quad (4.1)$$
$$\rho_{\text{apar}} = \frac{169,7059 - 143,0459 \text{ [g]}}{200 \text{ [ml]}} = 133,3 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$$

Donde:

m_t : Masa total [g]

m_r : Masa del recipiente [g]

V_{apar} : Volumen aparente [ml]

La densidad real es el cociente entre la masa del lecho y su volumen real. Para su determinación se trituró una cierta cantidad en un molino de cuchillas y se determinó su volumen.

$$\rho_{real} = \frac{m_t - m_r}{V_{apar}} \quad (4.2)$$
$$\rho_{real} = \frac{58,7385 - 48,8343 \text{ [g]}}{20 \text{ [ml]}} = 495,21 \text{ [kg m}^{-3}\text{]}$$

3.1.2 Porosidad del lecho: La porosidad corresponde al volumen real de material particulado respecto al volumen total del lecho.

$$\varepsilon = \frac{V_{lecho} - V_{particulas}}{V_{lecho}} = \frac{V_{lecho} - \frac{m_p}{\rho_{real}}}{V_{lecho}} \quad (4.3)$$
$$\varepsilon = \frac{0,0002 \text{ [m}^3\text{]} - \frac{0,0231322 \text{ [kg]}}{495,21 \text{ [kg m}^3\text{]}}}{0,0002 \text{ [m}^3\text{]}} = 0,764$$

3.1.3 Esfericidad de las partículas: Es la propiedad de forma más simple para la caracterización de una partícula y se define como:

$$\varphi = \frac{A_{s,esfera}}{A_s} = 0,46 \quad ; \quad D_p = 0,01608 \text{ [m]}$$

Donde:

φ : Esfericidad.

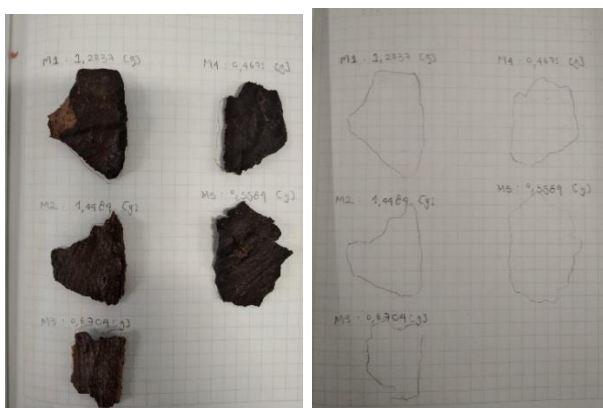
$A_{s,esfera}$: Área superficial de una esfera que ocupa igual volumen que la partícula.

A_s : Área superficial de la partícula.

D_p : Diámetro de una esfera que cupa el mismo volumen que la partícula.

Se seleccionaron 5 muestras de partículas aleatorias y se determinó su valor de esfericidad como el promedio de las muestras. Para más detalles ver Anexo A.

Ilustración 5. Esfericidad de partícula del lecho



3.1.4 Pérdida de presión: Cuando un fluido circula a través de un lecho poroso de partículas sólidas, atraviesa canales a medida que pierde energía en forma de pérdida de presión. La pérdida por fricción para flujo a través de lechos rellenos puede expresarse por la ecuación de Ergún, desarrollada para el flujo en la región viscosa a partir de la ecuación de Kozeny-Carman y para la región turbulenta a partir de la ecuación de Burke-Plummer.¹⁸

Esta expresión tiene en cuenta las siguientes consideraciones:

- Partículas dispuestas al azar.
- Efectos de rugosidad despreciables.
- Homogeneidad en tamaño y forma de las partículas.

¹⁸ TELIS ROMERO Javier y SOBRAL DO AMARAL, Paulo José. Caída de presión en lecho fijo de cubos de papa, remolacha y zanahoria considerando encogimiento. [en línea] En: Ciênc. Tecnol. Aliment. 2003. vol. 23, p.110-115. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1590/S0101-20612003000400021>

- Efectos de pared despreciables.
- Los canales reales por donde circula el fluido a través del lecho pueden ser sustituidos por un conjunto de conductos idénticos paralelos.
- El radio hidráulico medio tiene en cuenta las variaciones de la sección transversal.
- El rozamiento total por unidad de área de la pared es igual a la suma de las fuerzas viscosas e inerciales.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - \varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu V}{(\varphi D_p)^2} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho_{\text{fluido}} V^2}{\varphi D_p} \quad (4.4)$$

$$\left[\begin{array}{c} \text{Pérdida de carga} \\ \text{por viscosidad} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Pérdida de carga} \\ \text{por energía cinética} \end{array} \right]$$

Donde:

ΔP : Caída de presión a través del lecho [Pa].

L: Altura del lecho [m].

ε : Porosidad del lecho.

μ : Viscosidad del fluido [$\text{kg m}^{-1}\text{s}^{-1}$].

φ : Esfericidad de las partículas.

D_p : Diámetro de las partículas [m].

V: Velocidad del fluido [m s^{-1}]

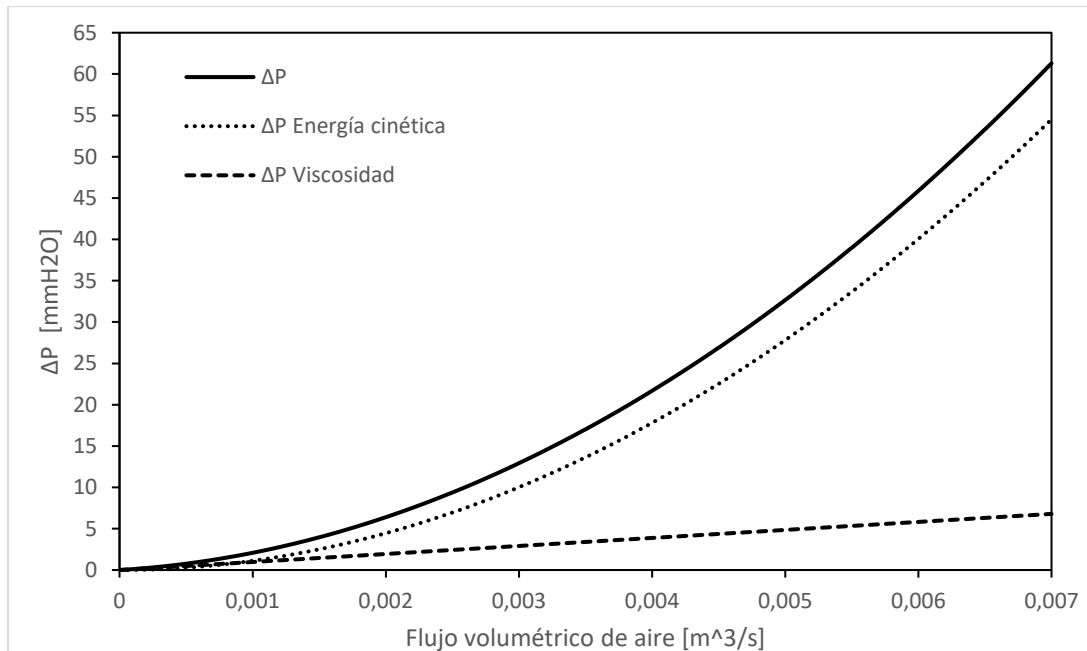
ρ_{fluido} : Densidad del fluido [kg m^{-3}]

Como se observa en la Ecuación 4.4, la pérdida de presión en un lecho empacado es función de la velocidad del flujo, y esta es calculada como el cociente entre el flujo volumétrico que entra al reactor y su sección transversal.

La ecuación de Ergún se complica cuando se considera el encogimiento y la pérdida de forma, a lo largo del proceso de secado, pero nos brinda información inicial para la selección del ventilador de suministro de aire de gasificación.

A continuación, se presenta la curva de Pérdida de presión vs. Caudal de suministro de aire para gasificación a condiciones estándar de temperatura y presión en el reactor.

Figura 2. Pérdida de presión vs Caudal de aire primario



3.2 CARACTERIZACIÓN QUÍMICA

La determinación de la composición química de la CMC permite establecer el modelo para el dimensionamiento del equipo de gasificación y evaluar el potencial de la cáscara de mazorca de cacao como combustible.

3.2.1 Análisis próximo: El análisis próximo es un procedimiento que permite determinar la cantidad de humedad, contenido de ceniza, material volátil y carbono fijo que contiene la biomasa. Los procedimientos comúnmente utilizados para determinar cada una de las propiedades anteriormente mencionadas están establecidos por normas de la Sociedad Americana para Pruebas y Materiales u otros institutos de estandarización. Si bien estas no pueden ser seguidas a cabalidad debido a limitaciones de equipo, brindan una guía para la realización de estos ensayos.

3.2.1.1 Humedad Inicial: La biomasa es sometida a un proceso de secado natural a la intemperie en condiciones de sol y lluvia emulando la condición de uso real, por un periodo de 15 días en donde se realizan mediciones diarias de peso a 6 muestras seleccionadas para controlar la reducción de masa.

Figura 3. Valor de masa diario de la CMC

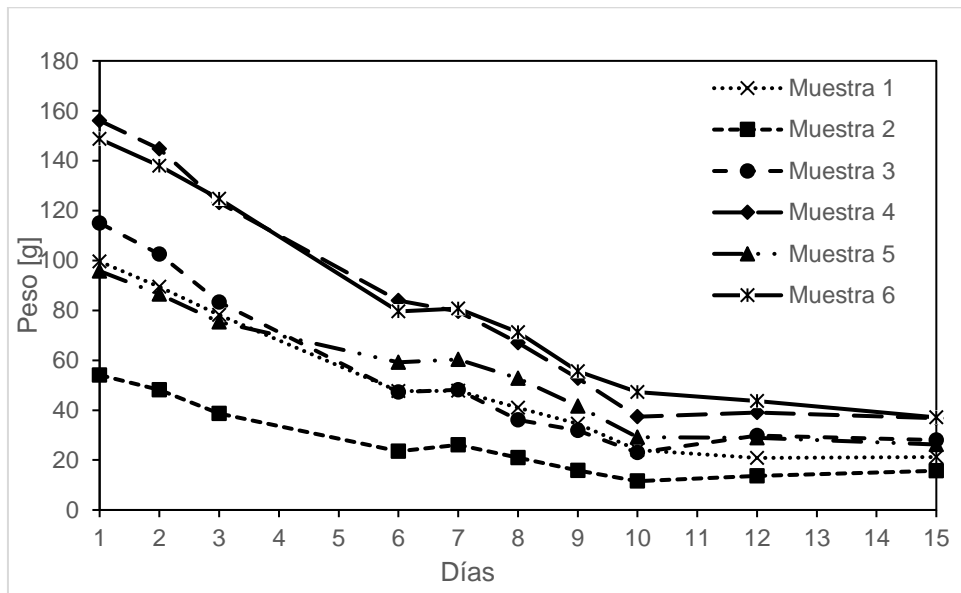
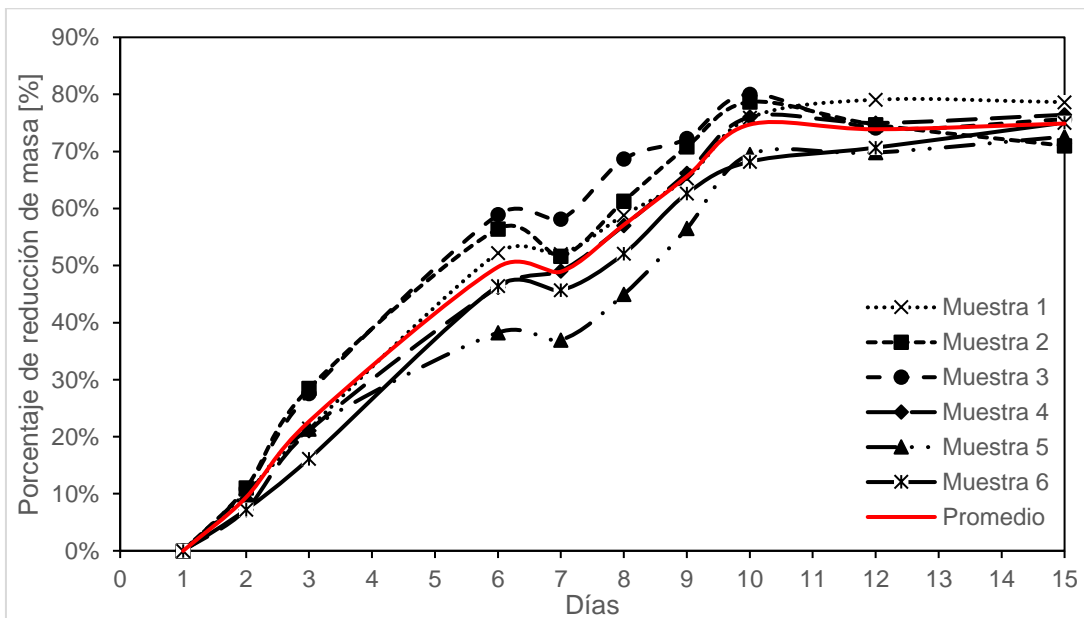


Figura 4. Porcentaje de reducción de masa diario de la CMC



Perturbaciones en el porcentaje de reducción de masa, como la presente en el día 7, son explicadas debido a las condiciones adversas de lluvia. De la Figura 4 se observa que el porcentaje de reducción de masa se estabiliza a partir del día 12 desde el cual la reducción de masa respecto al día anterior no supera el 5%

Tabla 2. Porcentaje de reducción de masa en el secado natural

Porcentaje de reducción de masa [%]						
Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	PROMEDIO
78,63	70,99	75,63	76,42	72,59	75,04	74,88

Se concluye que después de 15 días de secado a la intemperie en condiciones de sol y lluvia el porcentaje de reducción de masa es de aproximadamente el 75%. Esta es la condición en la que se suministra la biomasa al equipo de micro gasificación y de la que es necesario conocer su humedad de equilibrio.

3.2.1.2 Humedad de equilibrio (w): La humedad de equilibrio corresponde al estado en el cuál la humedad de la muestra higroscópica logra un equilibrio con el aire en condiciones ambientales. Su determinación se realiza para ajustar la masa de manera que los resultados de la caracterización puedan ser informados en base seca.

Para su determinación se lleva a cabo un secado forzado con el fin de determinar el contenido total de sólidos presentes en una muestra de biomasa. El procedimiento usa como referencia la norma ASTM E1756-08¹⁹.

¹⁹ ASTM. Standard Test Method for Determination of Total Solids in Biomass. E1756-08. [en línea] ASTM International, West Conshohocken, PA, 2015. [Consultado: 25 de Mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1756-08r20>

Tabla 3. Variación en el porcentaje de reducción de masa en el secado forzado durante 2 horas, 12 horas y 14 horas

Variación en el porcentaje de reducción de masa después de secado forzado a 2 horas, 12 horas y 14 horas [%]							
Muestra	mi [g]	2 h		12 h		14 h	
		mf [g]	%Var	mf [g]	%Var	mf [g]	%Var
1	23,6858	21,4404	9,48	20,7085	3,09	20,6351	0,3
2	24,1859	21,7673	10	20,5555	5,01	20,4492	0,44
3	23,8999	22,0572	7,71	21,0916	4,04	21,0033	0,37

El porcentaje de reducción de masa de la muestra después de ser sometida a un secado por 14 horas respecto a uno por 12 horas es inferior al 0,5%, por lo que se acepta como el valor de humedad de equilibrio de la CMC después de ser sometida a secado natural a la intemperie durante 15 días.

Tabla 4. Contenido de humedad de la CMC finalizado el secado natural

Porcentaje de humedad [%]			
Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	PROMEDIO
12,88	15,45	12,12	13,48

3.2.1.3 Preparación de las muestras: Para proceder con la caracterización química y termogravimétrica de la CMC es necesaria la preparación de las muestras acorde a la práctica estándar para la preparación de biomasa para análisis compositivo descrita en la norma ASTM E1757-01²⁰ que consiste en el triturado y tamizado con malla 60 de la biomasa para asegurar un tamaño de grano menor a 250 micras. Para este fin se dispuso de un molino de cuchillas y una tamizadora

²⁰ ASTM. Standard Practice for Preparation of Biomass for Compositional Analysis. E1757-01. [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2001. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1757-01>

industrial perteneciente a los laboratorios de la Escuela de Ingeniería Química de la Universidad Industrial de Santander.

3.2.1.4 Contenido de material volátil (VM): Los compuestos orgánicos volátiles, principalmente H_2O , H_2 , CO_2 , CO , CH_4 son liberados en forma de gases durante el calentamiento de combustibles sólidos y concentran gran parte del poder calorífico. En su determinación se utiliza como referencia la norma ASTM E872-82²¹ en donde el material volátil se determina estableciendo la pérdida de masa producto del calentamiento de la biomasa a $950 \pm 25^\circ C$.

Tabla 5. Contenido de material volátil

Porcentaje de reducción de masa a 950°C durante 7 minutos			
Muestra	Masa muestra [g]	Masa del carbonizado [g]	Porcentaje de material volátil [%] base húmeda
1	1,0295	0,3117	69,7232
2	1,0781	0,3242	69,9286
3	1,0613	0,3133	70,4796
PROMEDIO			70,0438

3.2.1.5 Contenido de cenizas (A): Compuestas por sustancias inorgánicas no combustibles como sales minerales son los residuos inertes que quedan después de la combustión de las fracciones volátiles y del carbono fijo. En su determinación se utiliza como referencia la norma ASTM E1755-01²² la cual define como ceniza al residuo inorgánico del calentamiento de la biomasa a $575 \pm 25^\circ C$.

²¹ ASTM. Standard Test Method for Volatile Matter in the Analysis of Particulate Wood Fuels, E872-82(2019). [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2019. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e0872-82r19>

²² ASTM. Standard Test Method for Ash in Biomass. E1755-01(2015). [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2015. [Consultado: 25 de mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1755-01r20>

Tabla 6. Contenido de cenizas

Porcentaje de reducción de masa a 575°C durante 3 horas				
Muestra	Masa muestra [g]	Masa de cenizas [g]	Porcentaje de ceniza [%] base húmeda	Porcentaje de ceniza [%] base seca
1	1,0295	0,0466	4,5265	5,2317
2	1,0781	0,0369	3,4227	3,9559
3	1,0613	0,0437	4,1176	4,7591
PROMEDIO			4,0222	4,6489

El contenido de cenizas incide en gran medida en la factibilidad técnica de valorización energética de la biomasa a través de procesos termoquímicos debido a que los minerales presentes en las cenizas acrecientan fenómenos de corrosión, desechos y fouling en las paredes internas y bordes del reactor causando una reducción en la eficiencia del proceso.²³

Martínez et al. manifiestan que en base absoluta y sin considerar la presencia de residuos de combustible el compuesto dominante en las cenizas es K_2O lo que hace la pirolisis un tratamiento termoquímico no viable, este compuesto alcalino reduce la temperatura de fusión lo cual puede generar serios problemas de fouling. Además, la composición de sus cenizas sugiere la aparición de fenómenos de sinterizado y aglomeración cuando se usa la CMC como combustible en combustión.²⁴

3.2.1.6 Contenido de carbono fijo (CF): Corresponde al residuo carbonoso, exceptuando la ceniza, que permanece una vez extraída la materia volátil. Este es

²³ JENKINS Bryan M., et al. Combustion properties of biomass. [en línea] En: Fuel Process. Technology, 1998. vol.54, no.1-3, p.17-46. [Consultado: 21 de mayo de 2020]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(97\)00059-3](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(97)00059-3)

²⁴ MARTINEZ ANGEL, Juan D., VILLAMIZAR GALLARDO, R. Amanda y ORTÍZ RODRIGUEZ, O. Orlando. Characterization and evaluation of cocoa (Theobroma Cacao L.) pod husk as a renewable energy source. [en línea] En: Agrocienza 2015, vol. 49, no. 3, p. 329-345. Disponible: http://www.scielo.org.mx/scielo.php?pid=S1405-31952015000300008&script=sci_arttext

determinado mediante la diferencia entre la masa inicial de la muestra y el contenido de humedad, volátiles y cenizas.

$$FC = 100 - (w - VM - A) \quad (4.5)$$

$$FC = 100 - (13,48 - 70,0438 - 4,0222) = 12,454 \text{ [\%]}$$

En la Tabla 7 se presentan los resultados del análisis próximo para la cáscara de mazorca de cacao en base seca.

Tabla 7. Análisis próximo

Muestra	Análisis Próximo, wt% (base seca*)		
	VM*	FC*	A*
CMC	80,9567	14,3943	4,6489

3.2.2 Análisis Último: El análisis último o elemental proporciona información cuantitativa de los elementos constitutivos de la biomasa, los cuales son principalmente Carbono (*C*), Hidrógeno (*H*), Oxígeno (*O*), Nitrógeno (*N*) y Azufre (*S*), permitiendo de esta manera su modelamiento a partir de su fórmula química.

El análisis elemental se determina de manera experimental mediante la combustión de la muestra en exceso de oxígeno de alta pureza mientras varias trampas coleccionan los productos de la combustión y sus masas son usadas para calcular la composición desconocida de la muestra. Para este fin se cuenta con el equipo SUNDY SDCHN435 Carbon Hydrogen & Nitrogen Analyzer y se utiliza como referencia la norma ASTM D5373-16²⁵. Este equipo cuenta con detectores de absorción de radiación infrarroja para los contenidos de hidrógeno y carbón y detectores de conductividad térmica para el contenido de nitrógeno. El contenido de azufre es despreciado debido a su baja presencia y el contenido de oxígeno se determina por diferencia. De acuerdo a la sección 4.2.1.3, el tamaño de las muestras se selecciona como menor a 180µm y se elimina su humedad para informar el análisis en base seca.

²⁵ ASTM. Standard Test Methods for Determination of Carbon, Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Coke, D5373-16. [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2016. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/d5373-16>

A su vez, Parikh, Jigisha et al.²⁶ proponen un método para la determinación cuantitativa de los elementos presentes en la biomasa a partir del análisis próximo. Dicha correlación general es fundamentada en información obtenida de la literatura de 200 diferentes biomásas y establece que el contenido de Carbono, Hidrógeno y Oxígeno son función del porcentaje de peso en base seca del carbono fijo (FC^*) y el material volátil (VM^*), como se establece a continuación:

$$C = 0,637FC^* + 0,455VM^* \quad (4.6)$$

$$H = 0,052FC^* + 0,062VM^* \quad (4.7)$$

$$O = 0,304FC^* + 0,476VM^* \quad (4.8)$$

En la Tabla 8 se presentan los resultados del análisis elemental para la cáscara de mazorca de cacao teóricos y experimentales.

Tabla 8. Análisis último

Análisis elemental (Base seca)				
Metodología	C	H	O	N
Teórico PARIKH, Jigsha et al.	46,00	5,77	42,91	-
Experimental	46,62	5,19	47,05	1,14

Se observa la poca discrepancia entre los resultados experimentales y el modelo teórico seleccionado. Las muestras de CMC presentan un menor contenido de carbono y mayor contenido de oxígeno respecto al del carbón cuyos valores son de 65% y 15% en base seca y libre de cenizas respectivamente.

La CMC puede ser modelada entonces de la forma CH_aO_b como $CH_{1,3357}O_{0,7566}$ en donde las altas relaciones atómicas O/C y H/C respecto a las del carbón ubican a la CMC en la zona típica de biomásas lignocelulósicas.

²⁶ PARIKH, Jigisha; CHANNIWALA, Salim Abbasdhai, y GHOSAL, G. K. A correlation for calculating elemental composition from proximate analysis of biomass materials [en línea] En: FUEL 2017, vol. 86, p. 1710-1719. [Consulta: 20 de febrero de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.12.029>

3.2.3 Poder Calorífico: Se entiende como el poder calorífico de un combustible a la cantidad de calor liberada por unidad de masa o volumen al este oxidarse de forma completa en un proceso estacionario. La presencia de agua en los gases resultantes de la combustión va a condicionar que se puedan definir dos tipos de poder calorífico. El poder calorífico superior o neto en el que se considera al vapor de agua originado como condensado y se contabiliza, por tanto, el calor desprendido de este cambio de fase y el poder calorífico inferior en el que no se tiene en cuenta la parte correspondiente al calor latente del vapor de agua de la combustión debido a que este es expulsado como vapor.

$$\text{HHV} = \text{LHV} + (mh_{fg})_{\text{H}_2\text{O}} \quad (4.9)$$

Donde:

HHV: Poder calorífico superior $[\text{KJ kg}^{-1}]$.

LHV: Poder calorífico inferior $[\text{KJ kg}^{-1}]$.

m: Masa de agua en los productos por unidad de masa de combustible

$[\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}} \text{kg}^{-1}]$.

h_{fg} : Entalpía de vaporización del agua. $[\text{KJ} (\text{kg}_{\text{H}_2\text{O}})^{-1}]$

Determinar el poder calorífico de un combustible es preciso para evaluar la viabilidad y el rendimiento que proporcionaría su uso.

Para este fin se hace uso de una bomba calorimétrica en la que se lleva a cabo la combustión de una pequeña muestra en atmósfera de oxígeno y a volumen constante. El vapor de agua generado, bien por la combustión del hidrógeno presente en la composición del combustible o procedente de su propia humedad es condensado debido a que los gases se enfrían hasta las condiciones iniciales, por tanto, el calor determinado por la bomba corresponde a el poder calorífico superior. En procesos de combustión reales el calor de condensación del vapor del agua no es aprovechable debido a que los gases productos de la combustión no son enfriados hasta condiciones ambientales por lo cual es necesario definir el poder calorífico inferior.

Las pruebas son realizadas para la cáscara de mazorca de cacao por triplicado y se obtiene un poder calorífico superior promedio de 15,525 [MJ kg⁻¹] cómo se observa en la Tabla 9.

Tabla 9. Poder calorífico de la CMC

Poder calorífico de la CMC				
	Prueba 1	Prueba 2	Prueba 3	PROMEDIO
HHV [KJ kg ⁻¹]	15782	15859	15846	15829

Dicho valor es comúnmente evidenciado en este tipo de residuo agroindustrial.²⁷

Tabla 10. Poder calorífico de residuos agro-industriales registrados en la literatura

Biomasa	HHV [MJ kg⁻¹]
Cascara de arroz	15,899 ± 14
Paja de trigo	17,344 ± 118
Cáscara de café	18,326 ± 56
Bagazo de caña de azúcar	18,730 ± 15
Pellets de madera	18,218 ± 297
Carbón Vegetal	29,712 ± 24

3.3 ANÁLISIS COMPARATIVO DE LOS RESULTADOS

A continuación, se exponen los resultados obtenidos por otros autores y registrados en la literatura para la cáscara de mazorca de cacao.

-
- ²⁷ PIZARRO, Consuelo, et al. Characterization of Spanish biomass wastes for energy use. [en línea] En: Bioresource Technology 2012, vol. 103, no.1, p.249–258. [Consultado: 21 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.10.004>

Tabla 11. Análisis próximo de la CMC registrado en la literatura

CPH	Análisis Próximo, wt% (base seca)			Análisis Último, wt% (base seca libre se cenizas)					HHV [kJ/kg]	LHV [kJ/kg]
	VM*	FC*	A*	C	H	N	S	O		
CMC	80,98	14,39	4,65	46,62	5,19	1,14	0	47,05	15829	15525
CBH	69	21,04	9,96	43,25	5,89	2,64	0,29	47,93	17313	-
BRAC	76,41	21,14	2,45	42,37	5,29	1,25	0	48,64	15290	12900
BRAC51	69,73	28,72	1,55	41,63	5,45	0,9	0	50,48	14000	11700
CCN51	56,0	32,5	1,5	50	6	0,7	0,05	43,4	16630	15327
ICS39	68,8	27	4,1	43,8	5,2	0,6	0,02	50,3	15395	14248
Hybrid	73,7	12	14,3	43,5	5,1	0,5	0,04	50,8	16670	15546

Los resultados de la caracterización son acordes con los determinados por otros autores. El proceso de gasificación resulta como la mejor opción para la valorización de la cáscara de mazorca de cacao debido a las menores limitaciones técnicas. El bajo contenido de azufre incide adicionalmente en un menor impacto ambiental en comparación con el de combustibles fósiles. En procesos reales de gasificación utilizando aire como agente gasificante el LHV del gas de síntesis se encuentra entre 4-6 MJ Nm⁻³.

4. ANÁLISIS CINÉTICO DE LA DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA

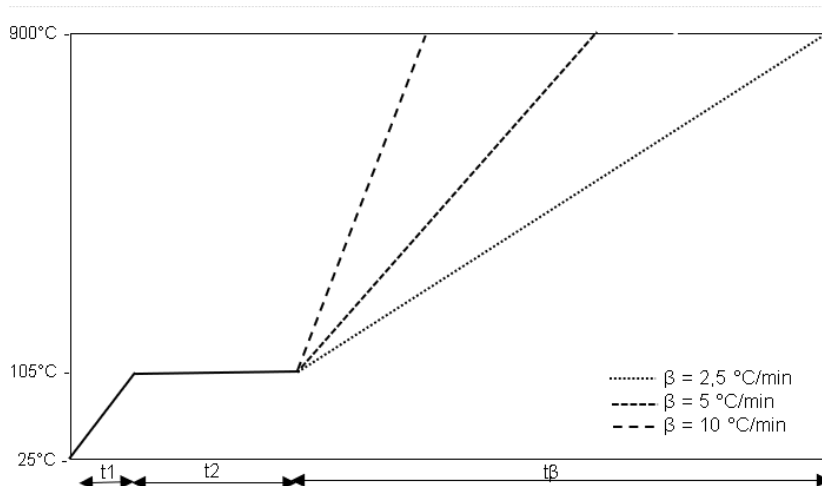
4.1 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Inicialmente las muestras tratadas de acuerdo a los procedimientos descritos en el ANEXO B. correspondientes a un tamaño de partícula $<250 \mu\text{m}$ son sometidas a un proceso isotérmico de secado a 105°C durante 60 minutos en donde se asegura la remoción del contenido de humedad presente en la muestra y permite trabajar con los resultados en base seca. La reducción de masa de las muestras se registra cada 5 segundos a partir de temperatura ambiente de 25°C y utilizando tres diferentes velocidades de calentamiento (β) según se describe en la Tabla 12. y la Figura 5.

Tabla 12. Plan experimental para pruebas de termogravimetría de CMC

Experimento	β [$^\circ\text{C}/\text{min}$]	t_1 [min]	t_2 [min]	t_β [min]	t_{total} [min]	Atmosfera
1	2,5	2,5	60	320	382,5	N2
2	5	2,5	60	160	222,5	
3	10	2,5	60	80	142,5	
4	2,5	2,5	60	320	382,5	Aire
5	5	2,5	60	160	222,5	
6	10	2,5	60	80	142,5	

Figura 5. Perfiles de calentamiento para pruebas de termogravimetría



La finalidad del procesamiento de los datos generados a partir de las pruebas de termogravimetría es la de compararlos cuantitativamente con una expresión matemática que describa el comportamiento de las curvas de descomposición térmica (TGA) y su derivada (DTG).

Dichas curvas deben ser normalizadas de acuerdo a la Ecuación 5.1 y Ecuación 5.2 respectivamente.

$$W = \frac{m}{m_0} \quad (5.1)$$

$$\frac{dW}{dt} = \frac{dm}{dt} \left(\frac{1}{m_0} \right) \quad (5.2)$$

Donde:

W: Masa normalizada [-].

m: Masa en función del tiempo [mg].

m_0 : Masa inicial [mg].

$\frac{dW}{dt}$: Variación de masa en función del tiempo normalizada [-].

$\frac{dm}{dt}$: Variación de masa en función del tiempo [mg/s].

El nivel de conversión (α) representa la cantidad de masa que reacciona para convertirse en gas en un rango de descomposición determinado. Experimentalmente se determina a partir de la Ecuación 5.3. Dicho rango de emisión es seleccionado a partir del establecimiento de los valores de W_0 y W_f .

$$\alpha = \frac{W_0 - W}{W_0 - W_f} \quad (5.3)$$

Donde:

W_0 : Masa normalizada inicial [-].

W_f : Masa normalizada final [-].

La derivada del nivel de conversión en función del tiempo ($d\alpha/dt$) representa la velocidad con la que ocurren dichas reacciones y se determina experimentalmente a partir de la Ecuación 5.4

$$\frac{d\alpha}{dt} = -\frac{dW}{dt} \left(\frac{1}{W_0 - W_f} \right) \quad (5.4)$$

En la determinación de la velocidad de conversión teórica se hace uso de la Ecuación de Arrhenius (Ecuación 5.5) que expresa la dependencia de la constante de velocidad de una reacción química con respecto a la temperatura a la que se lleva a cabo dicha reacción.

$$\frac{d\alpha}{dt} = A * f(\alpha) * \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) \quad (5.5)$$

Donde:

E: Energía de activación [KJ mol⁻¹].

R: Constante universal de los gases [KJ mol⁻¹ K⁻¹].

A: Factor pre-exponencial o factor de frecuencia.

T: Temperatura absoluta [K].

f(α): Función de conversión del modelo seleccionado.

4.2 ANÁLISIS DE LA DESCOMPOSICIÓN TÉRMICA

4.2.1 Resultados de la descomposición térmica en atmosfera inerte: A continuación se presentan las curvas TGA y DTG para atmósfera inerte en la Figura 6 y Figura 7 respectivamente desarrolladas para las velocidades de calentamiento de 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min.

Se observa una etapa principal en el proceso: la liberación de volátiles o devolatilización. La etapa de secado no es considerada y la combustión del carbono fijo no es permitida debido a la atmósfera inerte en la que se desarrolla la descomposición.

Figura 6. TGA normalizado para atmósfera inerte

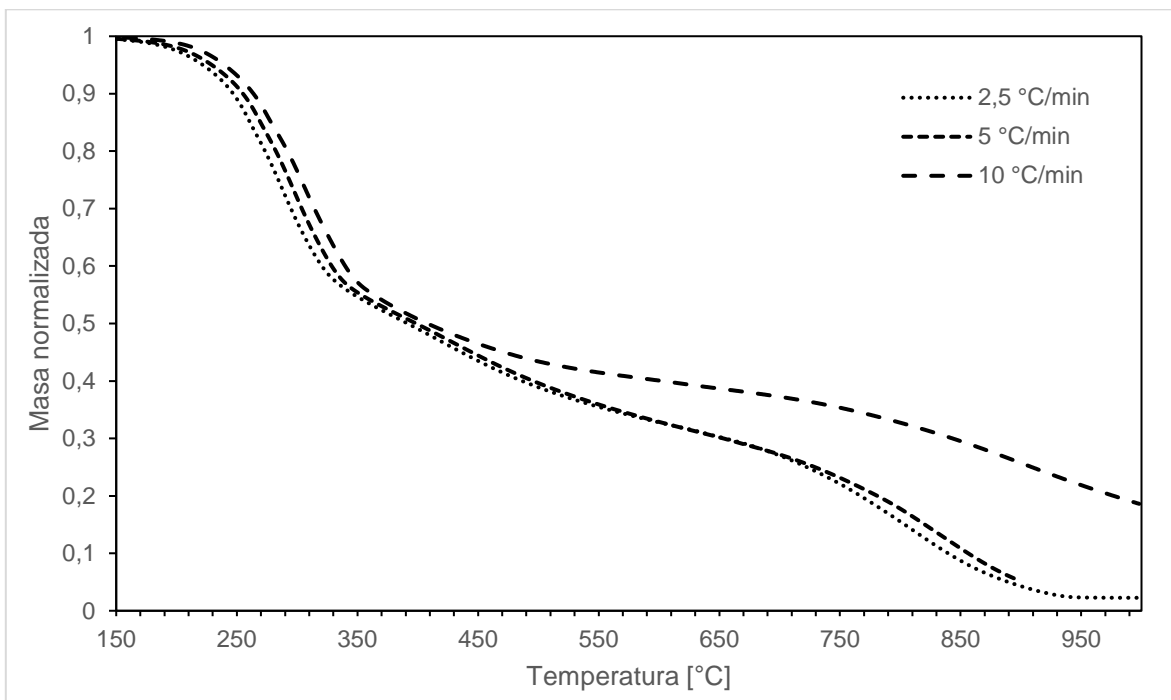
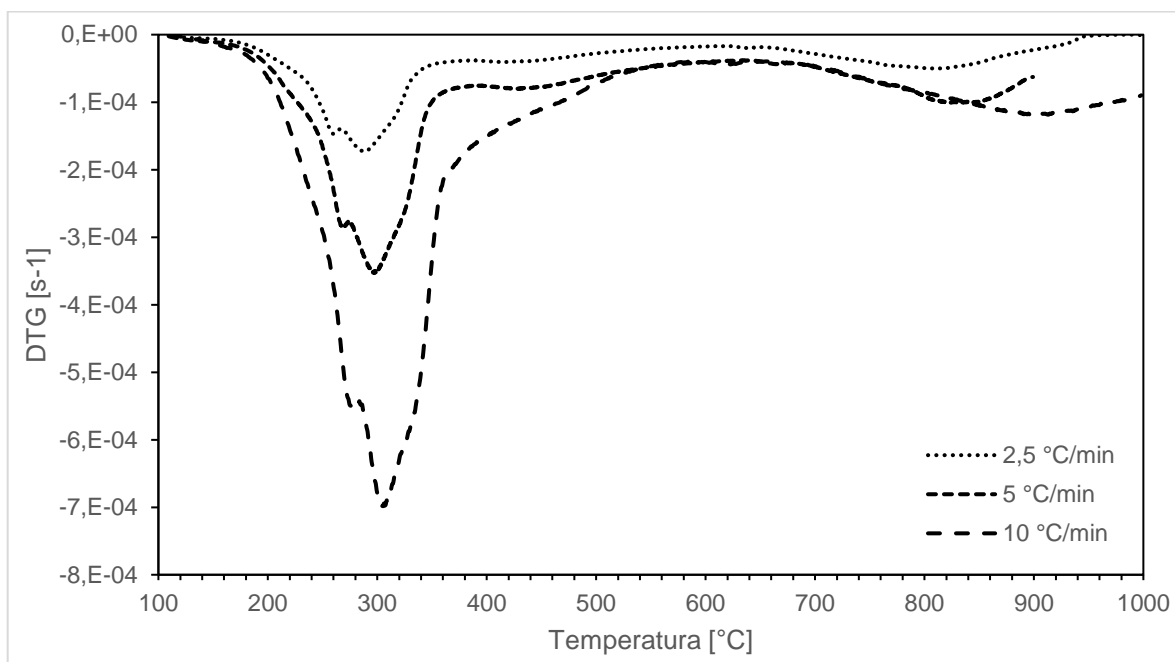


Figura 7. DTG normalizado para atmósfera inerte



4.2.1.1 Liberación de volátiles: En esta etapa los componentes principales de la biomasa seca que corresponden a la hemicelulosa, celulosa y lignina se descomponen a medida que aumenta la temperatura. Ocupa el rango entre los 240 y 350 °C y la pérdida de masa es de 37,1%, 37,86% y 37,85% para las velocidades de calentamiento 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min respectivamente.

Como se observa en la curva DTG, para la velocidad de calentamiento de 2,5 °C/min se forman dos picos a las temperaturas de 261 y 288,8 °C, de igual manera, para la velocidad de calentamiento de 5 °C/min se forman en 269,9 y 298,2 °C, y finalmente para la velocidad de calentamiento de 10 °C/min se forman en 277,8 y 307,7 °C.

El primer pico corresponde a los componentes de hemicelulosa y celulosa que, de acuerdo a la literatura, reaccionan entre 200 a 300 °C y 250 a 350 °C, respectivamente; la lignina es la responsable del sólido restante final. Sin embargo, la lignina reacciona en un amplio rango de temperatura, de 200 a 600 °C, lo que significa que cuando la hemicelulosa y la celulosa reaccionan, la lignina también se descompone, pero no regula la reacción general.

Adicionalmente se observa que a una mayor velocidad de calentamiento corresponde una mayor velocidad de conversión. Esta etapa abarca un mayor rango de temperaturas si se le compara con la descomposición en atmósfera oxidativa.

Cuanto mayor es la velocidad de calentamiento, mayor es la masa restante final debido a que el tiempo de reacción es menor y limita el desarrollo de más reacciones impidiendo el rompimiento de los enlaces poliméricos y disminuyendo la producción de volátiles.

4.2.2 Resultados de la descomposición térmica en atmósfera oxidativa: A continuación se presentan las curvas TGA y DTG para atmósfera oxidativa en la Figura 8 y Figura 9 respectivamente desarrolladas para las velocidades de calentamiento de 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min.

Se observan dos etapas en el proceso: la liberación de volátiles y la combustión del carbono fijo. La etapa de secado no es considerada.

Figura 8. TGA normalizada para atmósfera oxidativa

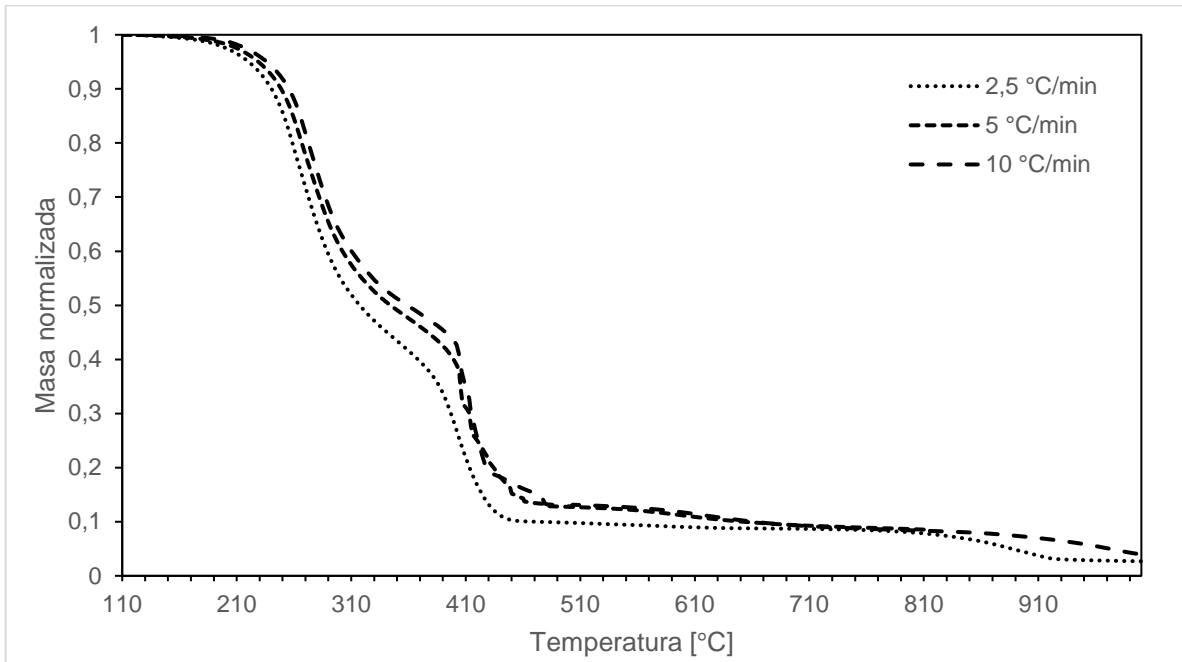
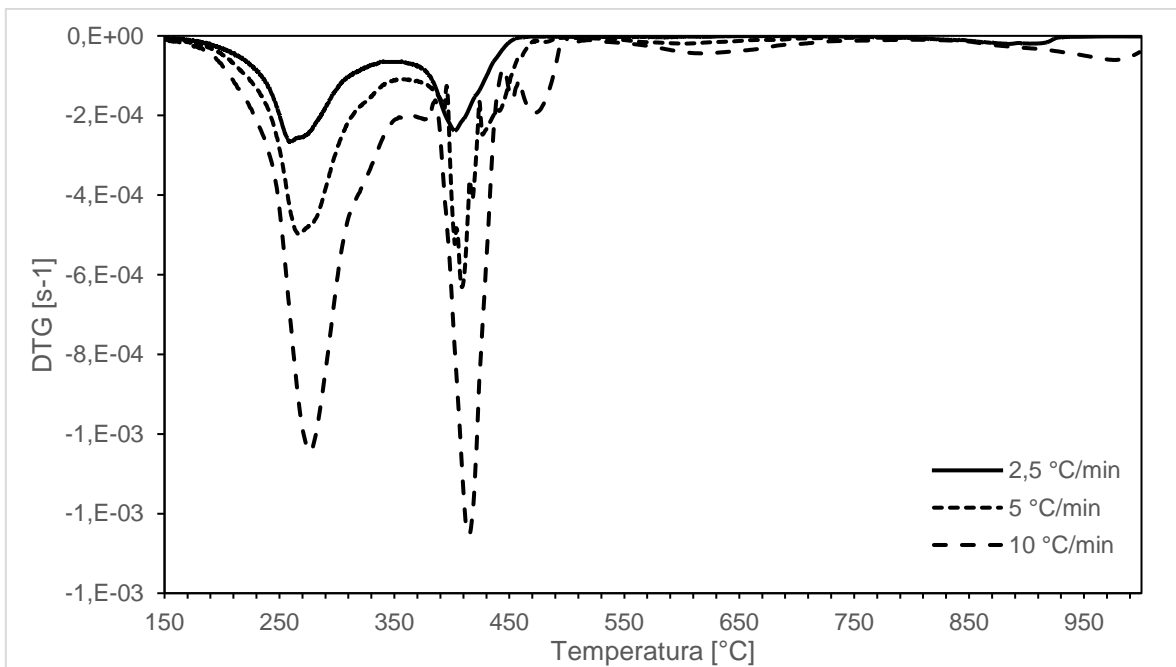


Figura 9. DTG normalizado para atmósfera oxidativa



4.2.2.1 Liberación de volátiles: En esta etapa de pirólisis oxidativa los componentes principales de la biomasa seca que corresponden a la hemicelulosa, celulosa y lignina se descomponen a medida que aumenta la temperatura. Ocupa el rango entre los 200 y 380 °C produciéndose en un rango de temperatura inferior que en atmósfera inerte y la pérdida de masa es de 60,33%, 53,88% y 51,78% para las velocidades de calentamiento 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min respectivamente. Como se observa en la curva DTG, se presentan picos con máximos en la velocidad de conversión en 249,82, 269,7 y 277,6°C para las velocidades de calentamiento 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min respectivamente.

4.2.2.2 Combustión del carbono fijo: En esta etapa la masa está compuesta principalmente por una mezcla de sólido carbonáceo y materia mineral, que se oxida produciendo una reacción de combustión lenta. Ocupa el rango entre los 380 y 500 °C y la pérdida de masa es de 27,43%, 31,66% y 34,23% para las velocidades de calentamiento 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min respectivamente.

Como se observa en la curva DTG, se presentan picos con máximos en la velocidad de conversión en 397,6, 399,7 y 414,7°C para las velocidades de calentamiento 2,5 °C/min, 5 °C/min y 10 °C/min respectivamente.

4.3 MODELO CINÉTICO DE REACCIONES GLOBALES

Los modelos que analizan la cinética de la degradación térmica comparten el propósito común de determinar los parámetros cinéticos de energía de activación y factor pre-exponencial.

Debido a que en una termogravimetría no isotérmica la temperatura y el nivel de conversión varían simultáneamente, el enfoque de aproximar a un modelo generalmente falla en establecer la separación entre la dependencia de la temperatura y del modelo de reacción y por tanto los parámetros cinéticos obtenidos a partir de análisis no isotérmicos son a menudo reportados diferentes de los parámetros derivados de análisis isotérmicos.

A diferencia de estos métodos, el uso de métodos isoconversionales, cuya asunción básica radica en que el modelo de reacción es independiente de la temperatura y velocidad de calentamiento permite determinar la energía de activación sin necesidad de asumir un mecanismo de reacción y, por tanto, este método se considera en la capacidad de desarrollar un análisis isotérmico a partir de información no isotérmica.²⁸

Adicionalmente, de acuerdo a la uniformidad de los resultados es posible definir si la cinética es simple de un solo paso o, por lo contrario, es de varias etapas. Si bien la descomposición térmica de la biomasa involucra un complejo arreglo de reacciones con un valor propio de energía de activación, es común usar un valor para describir el proceso general.²⁹

El método propuesto por Friedman³⁰ se basa en determinar el valor de energía de activación para cada nivel de conversión reordenando la ecuación de Arrhenius, tal como se muestra en la Ecuación 5.6 para posteriormente graficar $\ln(d\alpha / dt)$ en función de $1/T$, en donde los valores de la pendiente corresponden al valor de la energía de activación.

$$\ln\left(\frac{d\alpha}{dt}\right) = \ln(A) + \ln(f(\alpha)) - \frac{E}{RT} \quad (5.6)$$

²⁸ VYAZOVKIN, Sergey y WIGHT, Charles A. Model-free and model-fitting approaches to kinetic analysis of isothermal and non-isothermal. [en línea] En: *Thermochimica Acta* 1999, vol. 340-341, p 53-68. [Consultado: 07 de Julio de 2020]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0040-6031\(99\)00253-1](https://doi.org/10.1016/S0040-6031(99)00253-1)

²⁹ WHITE, Jhon E., CATALLO, William J., y LEGENDRE, Benjamin L. Op. cit., p6-7.

³⁰ FRIEDMAN, Henry L. Kinetics of thermal degradation of char-forming plastics from thermogravimetry. Application to a phenolic plastic. [en línea]. En: *Journal of polymer science part C: polymer symposia*. 1964, p. 183-195. [Consulta; 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/polc.5070060121>

El método planteado por Vyazovkin³¹ consiste en darle una solución integral a la ecuación de Arrhenius aplicando métodos numéricos mediante la función expresada en la Ecuación 5.7 para cada uno de los niveles de conversión.

$$I(E_a, T_a) = \left(\frac{E_a}{R}\right) p(x) \quad (5.7)$$

La solución de $p(x)$ se estima como la aproximación racional de grado 8 planteada en la Ecuación 5.8.³²

$$= \frac{\exp(-x)}{x} \frac{x^7 + 70x^6 + 1886x^5 + 24920x^4 + 170136x^3 + 577584x^2 + 844560x + 357120}{x^8 + 72x^7 + 2024x^6 + 28560x^5 + 216720x^4 + 880320x^3 + 1794240x^2 + 1572480x + 403200} \quad (5.8)$$

En este método, el valor de energía de activación que resulta en el menor valor de la suma (Ecuación 5.9) será la energía de activación de el nivel de activación evaluado.

$$\sum_i^n \sum_{i \neq j}^n \frac{I(E_a, T_a)_i \beta_j}{I(E_a, T_a)_j \beta_i} = \min \quad (5.9)$$

$$\begin{aligned} & \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_1}] \beta_2}{[I(E_a, T_a)_{\beta_2}] \beta_1} + \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_1}] \beta_3}{[I(E_a, T_a)_{\beta_3}] \beta_1} + \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_2}] \beta_1}{[I(E_a, T_a)_{\beta_1}] \beta_2} + \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_2}] \beta_3}{[I(E_a, T_a)_{\beta_3}] \beta_2} + \dots \\ & \dots + \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_3}] \beta_1}{[I(E_a, T_a)_{\beta_1}] \beta_3} + \frac{[I(E_a, T_a)_{\beta_3}] \beta_2}{[I(E_a, T_a)_{\beta_2}] \beta_3} = \min \quad (5.10) \end{aligned}$$

El primero es comúnmente implementado para estudiar la descomposición bajo una atmosfera inerte y el segundo en una atmosfera oxidativa.

³¹ VYAZOVKIN, Sergey, et al. ICTAC Kinetics Committee recommendations for performing kinetic computations on thermal analysis data. [en línea] En: *Thermochimica Acta* 2011. vol. 520, no.1–2, p.1–19. [Consulta; 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.tca.2011.03.034>

³² PÉREZ MAQUEDA, Luis Allan y CRIADO, José Manuel. The accuracy of Senum and Yang's approximations to the Arrhenius integral. [en línea]. En: *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry* 2000. vol. 60, p. 909-915. [Consulta; 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1023/A:1010115926340>

Para la estimación del factor pre-exponencial la definición de un modelo de reacción resulta obligatoria. Algunos modelos de reacción para estado sólidos son mostrados en la Tabla 13. donde la función $g(\alpha)$ representa la solución integral $d\alpha/f(\alpha)$.

Tabla 13. Modelos de reacción

Modelo de reacción	Simb	$f(\alpha)$	$g(\alpha)$
Ley de Potencia	P1	$4 \alpha^{\frac{3}{4}}$	$\alpha^{\frac{1}{4}}$
Ley de Potencia	P2	$3 \alpha^{\frac{2}{3}}$	$\alpha^{\frac{1}{3}}$
Ley de Potencia	P3	$2 \alpha^{\frac{1}{2}}$	$\alpha^{\frac{1}{2}}$
Ley de Potencia	P4	$2/3 \alpha^{-\frac{1}{2}}$	$\alpha^{\frac{3}{2}}$
Límite de fase: control de área	R2	$2(1-\alpha)^{\frac{1}{2}}$	$1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{2}}$
Límite de fase: control de volumen	R3	$3(1-\alpha)^{\frac{2}{3}}$	$1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}}$
Primer orden	F1	$(1-\alpha)$	$-\ln(1-\alpha)$
Avrami-Erofe'ev (m=2)	A2	$2(1-\alpha)[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{1}{2}}$	$[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{1}{2}}$
Avrami-Erofe'ev (m=3)	A3	$3(1-\alpha)[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{2}{3}}$	$[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{2}{3}}$
Avrami-Erofe'ev (m=4)	A4	$4(1-\alpha)[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{3}{4}}$	$[- \ln(1-\alpha)]^{\frac{3}{4}}$
Difusión unidimensional	D1	$1/2 \alpha$	α^2
Difusión bidimensional	D2	$[- \ln(1-\alpha)]^{-1}$	$(1-\alpha)\ln(1-\alpha)+\alpha$
Difusión tridimensional	D3	$3/2(1-\alpha)^{\frac{2}{3}} \left[1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}$	$\left[1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}} \right]^2$
Ginstling-Broushtein	D4	$\left[3/2(1-\alpha)^{-\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1}$	$(1 - 2/3 \alpha) - (1-\alpha)^{\frac{2}{3}}$

Fuente: VYAZOVKIN S., et al. Thermochimica Acta 520 (2011) 1–19

Vyazovkin recomienda que para determinar el modelo de reacción adecuado se recurra a la utilización de gráficos maestros en los cuales se comparen los resultados experimentales para cada velocidad de calentamiento con los planteados por dichos modelos.

Al tomar como referencia un nivel de conversión de 0,5 se puede obtener una relación entre $g(\alpha)$ y $p(x)$, esta última determinada de acuerdo a la Ecuación 5.8, tal como se muestra en la Ecuación 5.11.³³

$$\frac{g(\alpha)}{g(0,5)} = \frac{\frac{E_a A}{\beta R} p(x)}{\frac{E_a A}{\beta R} p(x_{0,5})} = \frac{p(x)}{p(x_{0,5})} \quad (5.11)$$

Los valores $g(\alpha)$ dependerán de cada modelo de reacción analizado y el modelo adecuado será el que presente una mayor convergencia con las curvas obtenidas.

Una vez determinado el modelo de reacción más adecuado se puede proceder a determinar el valor del factor pre-exponencial de acuerdo a la Ecuación 5.12, la cual representa una relación lineal entre $\ln[(d\alpha/dt)/f(\alpha)]$ y $1/T$. La pendiente de dicha recta multiplicada por la constante universal de los gases (R) resultará en la energía de activación (E), mientras que el $\ln(A)$ será la intersección de la recta con el eje vertical y de esta forma se puede despejar el valor del factor pre-exponencial.

$$\ln\left(\frac{\frac{d\alpha}{dt}}{f(\alpha)}\right) = \ln(A) - \frac{E}{RT} \quad (5.12)$$

4.3.1 Reacciones globales en atmósfera inerte: El análisis se llevó a cabo para la zona de desvolatilización de la biomasa, comprendida entre temperaturas de 240°C a 510°C para todas las velocidades de calentamiento.

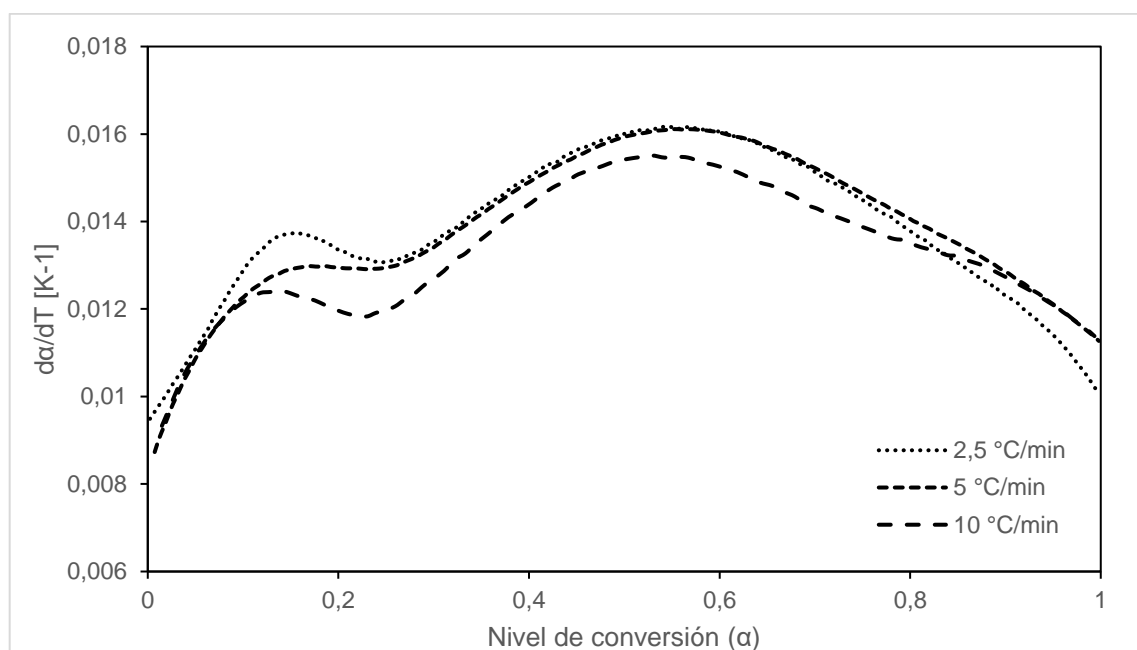
En la Figura 10 se presenta la gráfica de la derivada de la conversión respecto a la temperatura (da/dT) en función del nivel de conversión (α); en dicha gráfica se pueden observar dos picos debidos a las reacciones de descomposición de la hemicelulosa, celulosa y lignina durante el proceso, tal como se describió en la

³³ RUEDA ORDOÑEZ, Yesid Javier, et al. Thermal decomposition of sugarcane straw in inert and oxidative atmospheres through thermoanalytical methods. [en línea]. Tesis doctoral. Universidade Estadual de Campinas. 2016.

sección 5.2.1. Para el rango de niveles de conversión de 0 a 0,25 corresponde un rango de temperaturas de 240°C a 285°C para todas las velocidades de calentamiento (β), en las cuales se descomponen la hemicelulosa y la lignina.

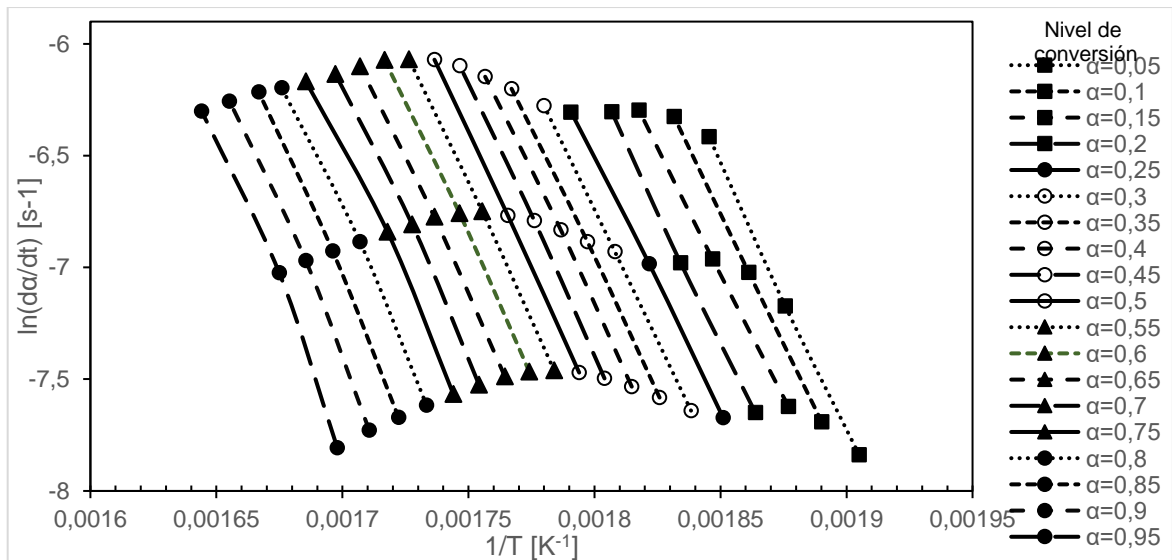
En el rango correspondiente a los niveles de conversión de 0,25 a 1, la descomposición se debe principalmente a la celulosa y a la lignina. En la figura 10 es posible observar que el comportamiento dentro de dicho rango para las velocidades de calentamiento de 2,5 y 5 °C/min fueron similares, mientras que para 10 °C se observa una disminución en su comportamiento respecto a las demás.

Figura 10. Derivada del nivel de conversión con respecto a la temperatura en función del nivel de conversión para atmósfera inerte



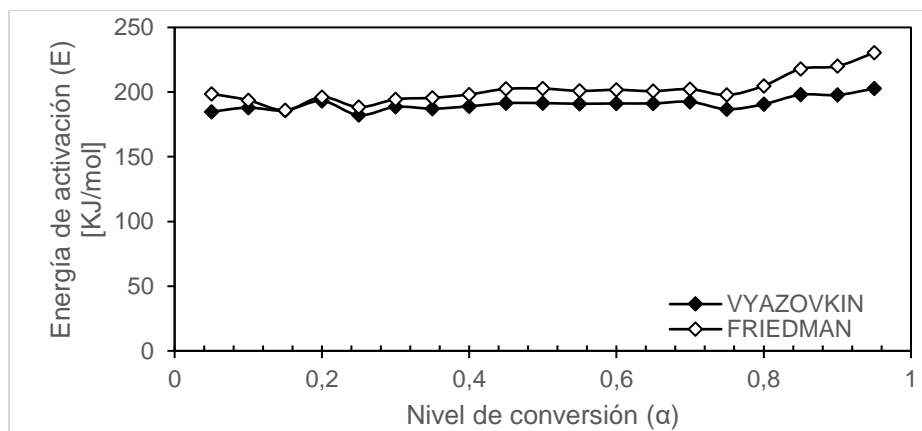
4.3.1.1 Determinación de la energía de activación: El análisis cinético se lleva a cabo para la etapa de liberación de volátiles. A partir de los valores experimentales se evalúa la velocidad de conversión para 19 niveles de conversión (α) en un rango de entre 0,05 y 0,95. La pendiente de la línea recta generada por la función $\ln(d\alpha/dt)$ en función de $1/T$ corresponde a la energía de conversión (E) de acuerdo a la Ecuación 5.6 planteada en el modelo propuesto por Friedman.

Figura 11. Método de Friedman para determinación de energía de activación en atmósfera inerte



De igual manera se desarrolla para los 19 niveles de conversión el modelo propuesto por Vyazovkin. En la Figura 12 se observa la energía de activación (E) en función del nivel de conversión obtenido a partir de ambos métodos.

Figura 12. Energía de activación como función del nivel de conversión para atmósfera inerte



El valor de la energía de activación se encuentra entre 184,85 y 202,7 KJ/mol (incremento del 7,74%) con un valor promedio de 190,72 KJ/mol para el método de Vyazovkin, mientras que para el método de Friedman los valores oscilan entre 185,96 y 230,43 KJ/mol (incremento del 19,3%) con un promedio de 201,7355 KJ/mol .

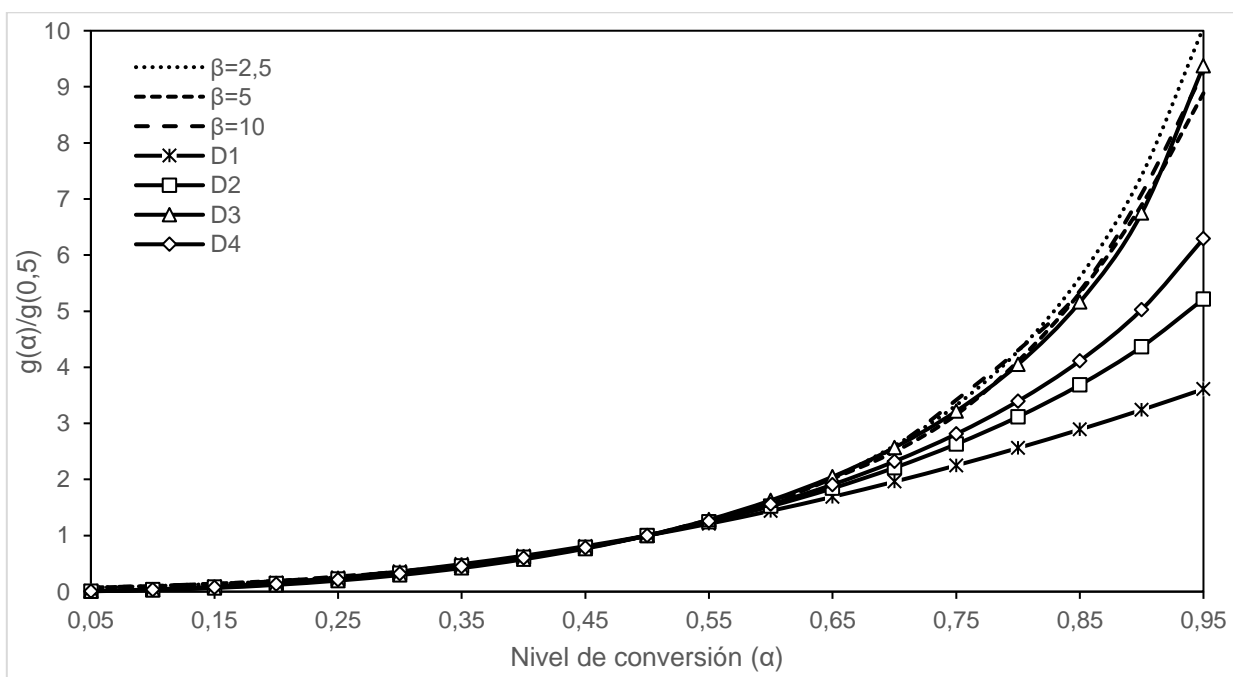
Tabla 14. Criterios para selección del método de determinación del valor de energía de activación

	Promedio	Varianza	Desv. Estándar
FRIEDMAN	201,7355	115,6848	10,7556
VYAZOVKIN	190,7218	24,0024	4,8992

Como criterio para seleccionar el modelo que mejor se ajusta a los datos se utilizan los parámetros de varianza y desviación estándar. De esta manera se determina el modelo propuesto por Vyazovkin como el más adecuado cuyo resultado promedio de energía de activación es 190,72 [KJ mol⁻¹].

4.3.1.2 Determinación del modelo de reacción: En la Figura 13 se aprecia el gráfico maestro que contrasta los datos experimentales con algunos modelos teóricos generados para diferentes modelos de reacción de sistemas heterogéneos en estado sólido.

Figura 13. Gráficos maestros teóricos y experimentales para atmósfera inerte



El modelo de reacción que mejor se ajusta al comportamiento experimental es el D3 de difusión tridimensional, por tanto, la función de conversión $f(\alpha)$ es:

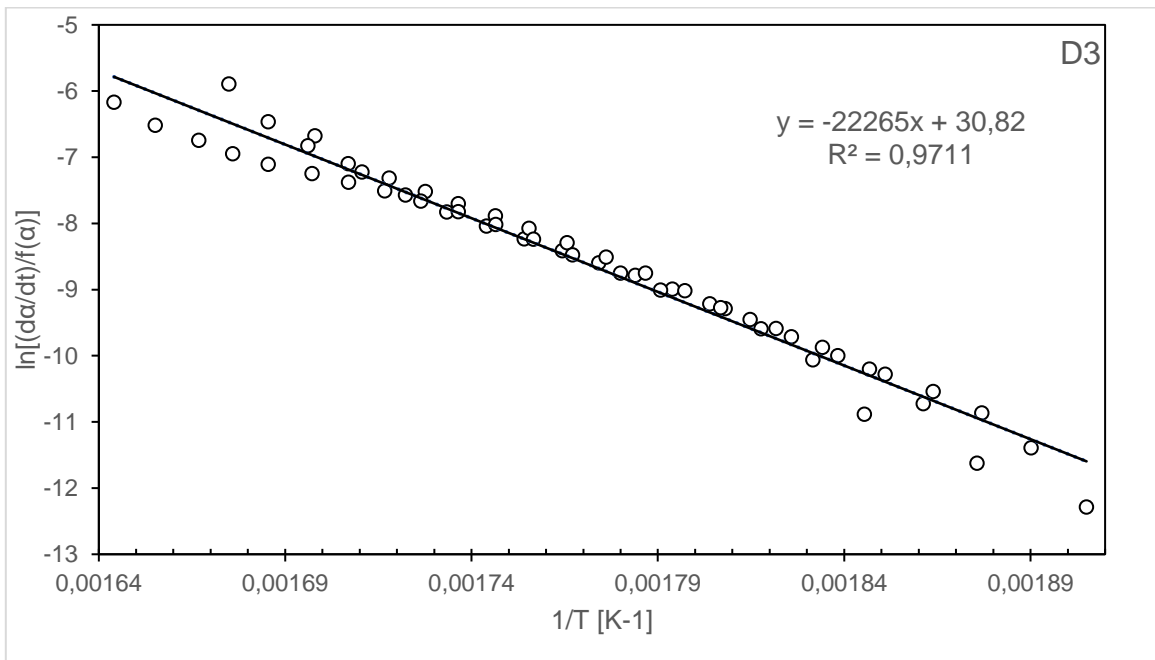
$$f(\alpha) = \frac{3}{2}(1-\alpha)^{\frac{2}{3}} \left[1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1} \quad (5.13)$$

4.3.1.3 Determinación del factor pre-exponencial

El factor pre-exponencial es determinado con el conocimiento del modelo de reacción adecuado mediante la linealización de $\ln(d\alpha/dt)/f(\alpha)$ vs $1/T$. La ecuación lineal obtenida está dada por la Ecuación 5.14.

$$\ln\left(\frac{d\alpha}{dt} / f(\alpha)\right) = -22265 \left(\frac{1}{T}\right) + 30,82 \quad (5.14)$$

Figura 14. Linealización de la ecuación de la tasa de conversión como función del recíproco de la temperatura para atmósfera inerte

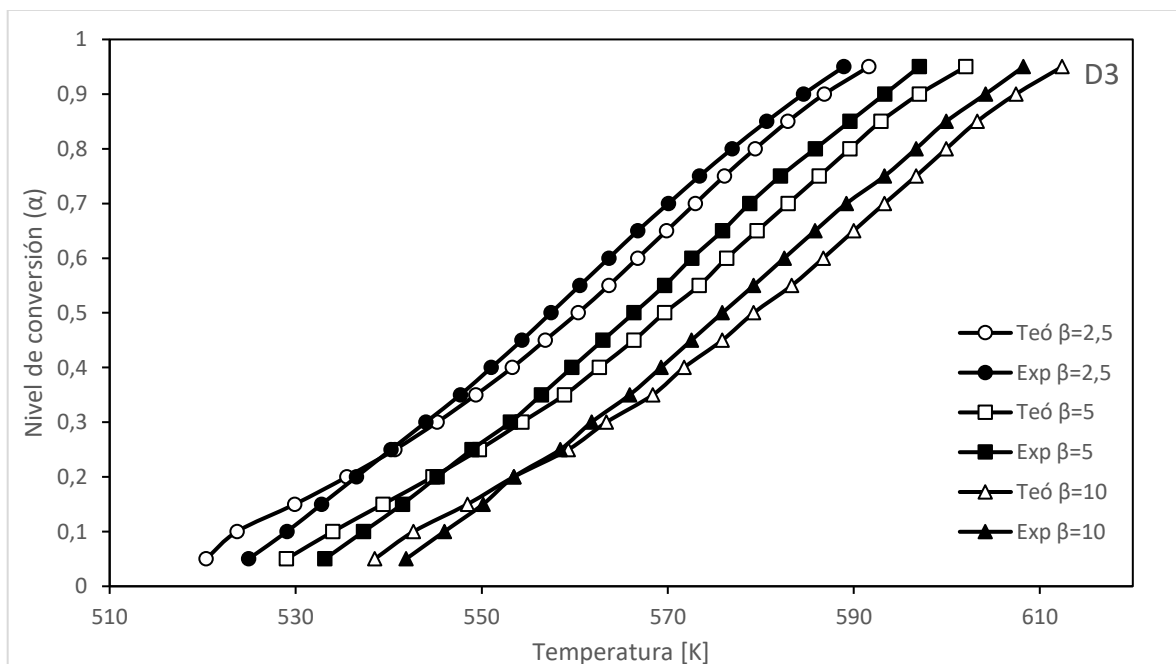


De acuerdo a la Ecuación 5.12 el valor de la intersección representa el $\ln(A)$ que corresponde a un factor pre-exponencial (A) de $2,42E13 \text{ s}^{-1}$. La energía de activación se obtiene al multiplicar la pendiente por la constante universal de los gases obteniendo un valor de $185,111 \text{ [KJ mol}^{-1}\text{]}$. Dicho valor es 2,9% inferior al valor de energía de activación obtenido por el método de Vyazovkin.

4.3.1.4 Validación del método: Se presentan las curvas de conversión (α) y velocidad de conversión (da/dt) teóricas y experimentales en función de la temperatura obtenidas para diferentes velocidades de calentamiento.

De la Figura 15 se puede concluir que el modelo obtenido teóricamente tiene un comportamiento similar a los datos experimentales, esto se cumple para cada una de las velocidades de calentamiento, lo cual permite concluir que el modelo teórico obtenido es correcto.

Figura 15. Curvas de nivel de conversión en función de temperatura para atmósfera inerte



La descomposición térmica de la CMC en atmósfera inerte puede ser descrita de manera exitosa a partir de los parámetros cinéticos de modelo de reacción, energía de activación y factor pre-exponencial registrados en la Tabla 15

Tabla 15. Parámetros cinéticos de la cáscara de mazorca de cacao en atmósfera inerte para una reacción global

Reacción global de un solo paso		
$f(\alpha)$	E [KJ mol ⁻¹]	ln(A) [ln(s ⁻¹)]
$D3= 3/2(1-\alpha)^{\frac{2}{3}} \left[1 - (1-\alpha)^{\frac{1}{3}} \right]^{-1}$	185,111	30,82

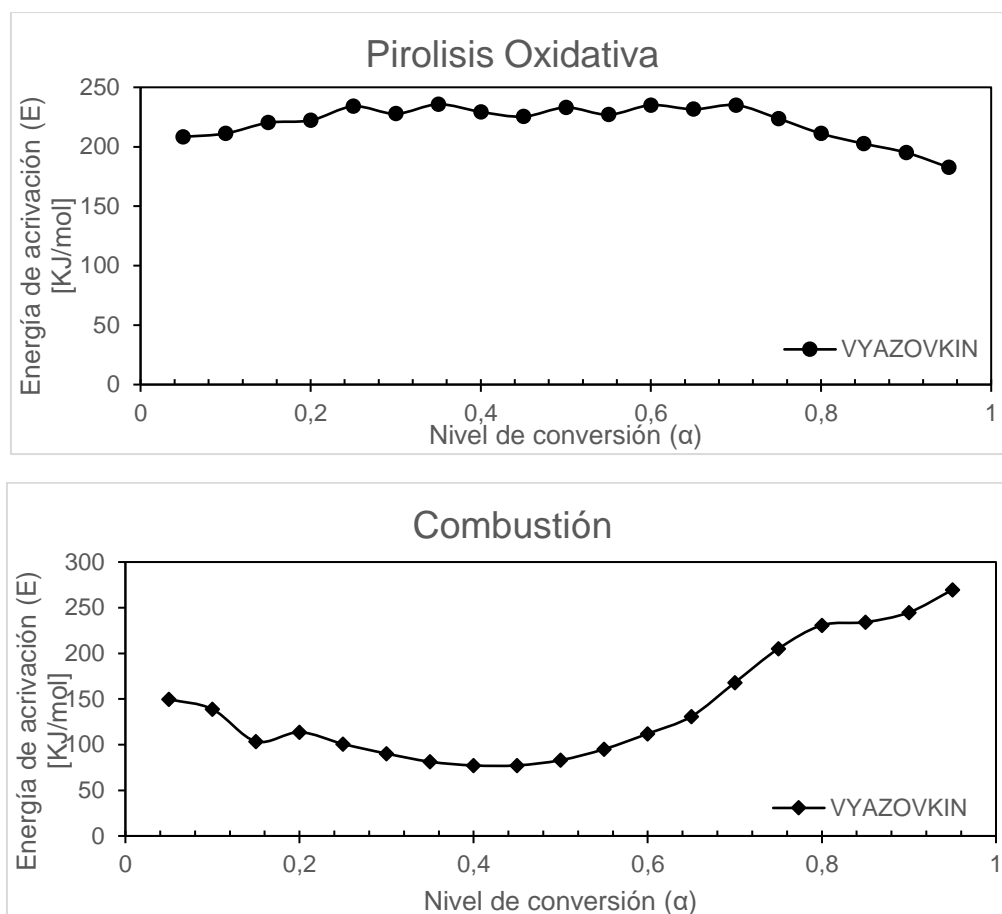
Sin embargo, la suposición de este modelo cinético implica ciertas restricciones: Los datos experimentales se representaron únicamente en el intervalo de masa normalizada correspondiente a la etapa de liberación de volátiles, es decir, la descomposición térmica de la hemicelulosa y celulosa comprendida entre 150 y 350 °C. Por tanto, no describe el comportamiento experimental por encima de dicha etapa, que corresponde a la descomposición de la lignina.

4.3.2 Reacciones globales en atmósfera oxidativa: El análisis cinético isoconversional se realizó mediante el método de Vyazovkin, distinguiendo las fases de pirolisis oxidativa y combustión de la biomasa. La etapa de pirolisis oxidativa se considera dentro de las temperaturas de 200 y 380 °C, mientras la combustión del carbono fijo dentro de 380 y 500 °C.

La Figura 16 muestra el comportamiento de la energía de activación como función del nivel de conversión tanto para la pirolisis oxidativa como para la etapa de combustión descritas anteriormente. La fase de pirolisis oxidativa presentó valores de energía de activación entre los 182,73 y 235,69 KJ/mol (aumento del 22,4%) con un promedio de 220,57 KJ/mol.

Por su parte, la etapa de combustión presentó valores de energía de activación de entre 77,246 y 269,569 KJ/mol (aumento del 71%) con un promedio de 142,4 KJ/mol.

Figura 16. Energía de activación como función del nivel de conversión para las etapas de pirólisis oxidativa y combustión



Según Vyazovkin³⁴ un aumento mayor al 30% entre los valores máximos y mínimos de la energía de activación está relacionado con un esquema de múltiples etapas de reacción, por lo cual, el proceso debe ser analizado con el método de reacciones paralelas y no el de reacción global, sin embargo, el valor de la energía de activación obtenido en este último puede ser tomado como una referencia.

³⁴ VYAZOVKIN, Sergey y WIGHT, Charles A. Op. cit. p3.

5. ANÁLISIS DE ALTERNATIVAS

Para determinar la mejor alternativa de diseño se realizó un análisis partiendo de los requerimientos impuestos para el equipo. Dichos requerimientos serán analizados a través del despliegue de la función calidad y posteriormente se determinó, mediante ponderaciones matemáticas, la alternativa que más se ajusta a los resultados entregados por la matriz QFD.

5.1 ORGANIZACIÓN DE LOS REQUERIMIENTOS

Para el establecimiento de los requerimientos de diseño se tuvo en cuenta aspectos como la construcción, operación y la vida útil del equipo:

Tabla 16. Establecimiento de requerimientos

Construcción	Tamaño reducido
	Económico
	Simple
Operación	Utilización de energías alternativas
	Seguridad
	Facil Encendido
Vida Útil	Facilidad de mantenimiento
	Autonomía

Los anteriores son los requerimientos generales para el diseño del equipo. Estos deben incluirse en el despliegue de la función calidad (QFD) junto a otros requerimientos que pueden verse incluidos dentro de los anteriores.

5.2 DESPLIEGUE DE LA FUNCIÓN CALIDAD

Para determinar la importancia de cada una de las estrategias (Cómo) se recurre a la función calidad, la cual relaciona dichas estrategias con los requerimientos de diseño del equipo, cada requerimiento al igual que cada estrategia tienen su propia ponderación según su nivel de importancia en el equipo.

Tabla 17. Despliegue de la función calidad

		Ponderación	6	10	1	8	6	3
		Cómo	Tamaño	Utilización de energías renovables	Aislamiento Térmico	Accesibilidad a la zona de combustión	Construcción simple	Biomasa Combustible
Ponderación	No.	Requerimientos						
10	1	No utilización de red de suministro eléctrico	1	10	1	1	3	6
10	2	Seguridad	3	1	8	10	3	1
10	3	Facilidad de uso	8	6	1	10	10	10
10	4	Autonomía	10	10	6	8	1	10
8	5	Facilidad de encendido	6	10	3	10	10	10
8	6	Facilidad de mantenimiento	6	8	6	8	10	3
8	7	Economía	8	10	8	1	10	3
6	8	Facilidad de transporte	10	3	1	1	8	1
6	9	Facilidad de limpieza	6	3	1	10	10	3
3	10	Baja generación de alquitranes	1	1	3	1	1	10
Ponderación Absoluta			2874	5330	317	4088	3126	1356
Ponderación Relativa			9,07	16,81	1,00	12,90	9,86	4,28
Prioridad			4	1	6	2	3	5

Tabla 18. Ponderación porcentual de las estrategias de la función calidad

No.	Estrategia	Ponderación Absoluta	Ponderación Porcentual
1	Utilización de energías renovables	5330	31,19
2	Accesibilidad a la zona de combustión	4088	23,92
3	Construcción Simple	3126	18,29
4	Tamaño	2874	16,82
5	Biomasa Combustible	1356	7,93
6	Aislamiento Térmico	317	1,85
Total		17091	100

5.3 ALTERNATIVAS PARA TIPO DE MICRO-REACTOR DE GASIFICACIÓN

Con base en los resultados obtenidos en el despliegue de la función de calidad (QFD) se procede a analizar cuál es la alternativa de micro-gasificador más ajustada a los requerimientos de diseño.

5.3.1 Gasificadores tipo downdraft: El material combustible es depositado en el interior del gasificador desde la parte superior del mismo. El agente oxidante es suministrado en una zona intermedia del reactor, en la cual se lleva a cabo la combustión del proceso. El gas combustible producido se extrae por la parte inferior del reactor, igual que sus cenizas. Este tipo de gasificador genera bajos niveles de alquitranes, pero altos de ceniza.

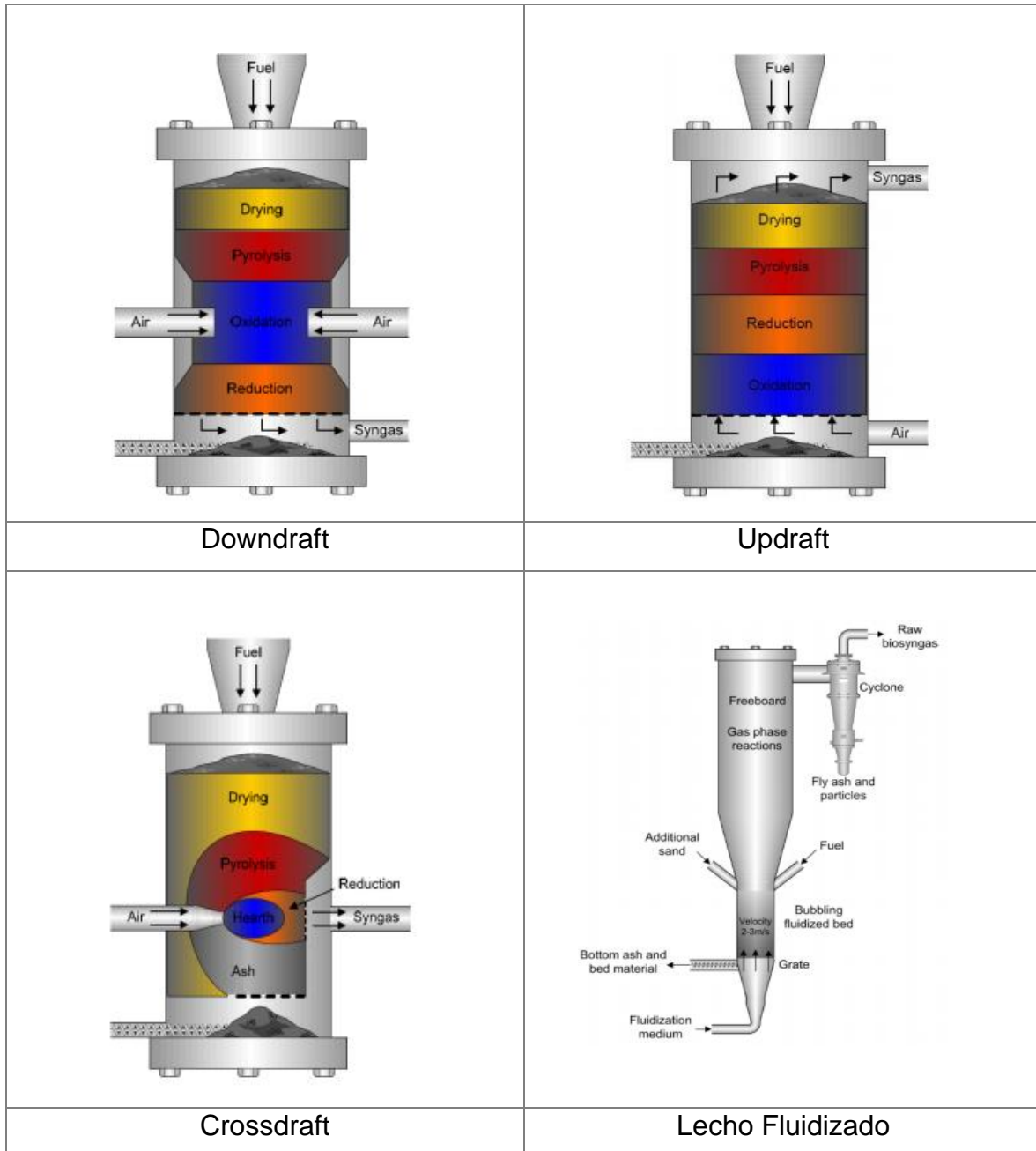
5.3.2 Gasificadores tipo updraft: El material combustible es depositado en el interior del gasificador y el agente gasificante es suministrado cerca del fondo del reactor, de manera que el aire y el combustible están en contraflujo. El combustible atraviesa diferentes niveles de temperatura en el reactor y los gases producto se desplazarán por el reactor con el inconveniente de la elevada carga de alquitranes y condensables producidos en el proceso de la pirolisis. Presentan una eficiencia térmica más elevada y tienen una temperatura de salida más baja, además de menor tiempo de encendido.

5.3.3 Gasificador tipo crossdraft: Su diseño es muy similar al de un gasificador updraft con la diferencia de que el agente oxidante se suministra desde un lado perpendicular al flujo del combustible. Su proceso de encendido es relativamente corto y el gas alcanza altas temperaturas. No es muy utilizada comercialmente debido a su poca flexibilidad respecto al tipo de material combustible.

5.3.4 Gasificadores de lecho fluidizado: En estos diseños el agente gasificante circula por el interior a una velocidad ascendente tal que el lecho sólido inerte, que se añade a su interior, se encuentra en estado de fluidización. Tiene una alta

capacidad específica frente a otros tipos de reactores, aunque la materia prima debe tener un tamaño de partícula reducido.

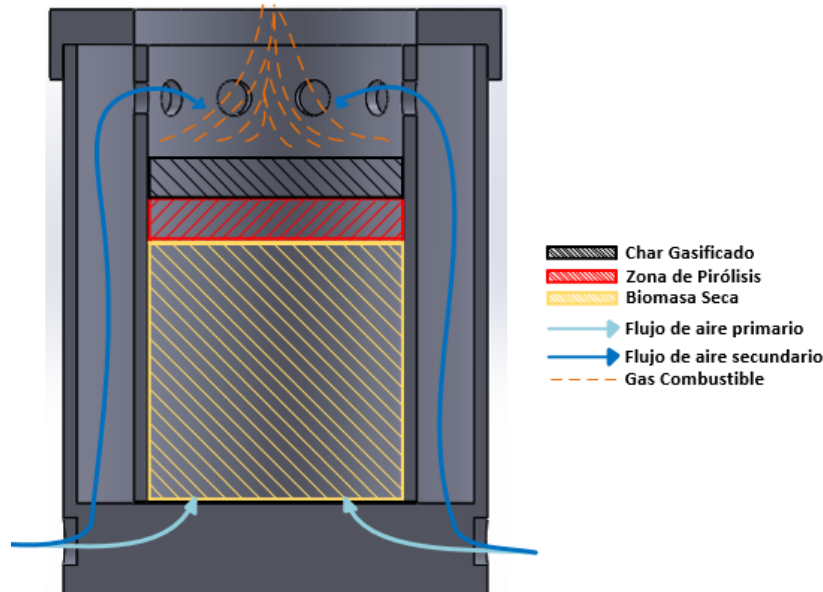
Ilustración 6. Tipos de equipos de gasificación.



Fuente: BULL, Doug. Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants. University of Canterbury, 2008.

5.3.5 Gasificador de encendido desde arriba y tiro natural ascendente

Ilustración 7. Zonas de un micro-gasificador TLUD.

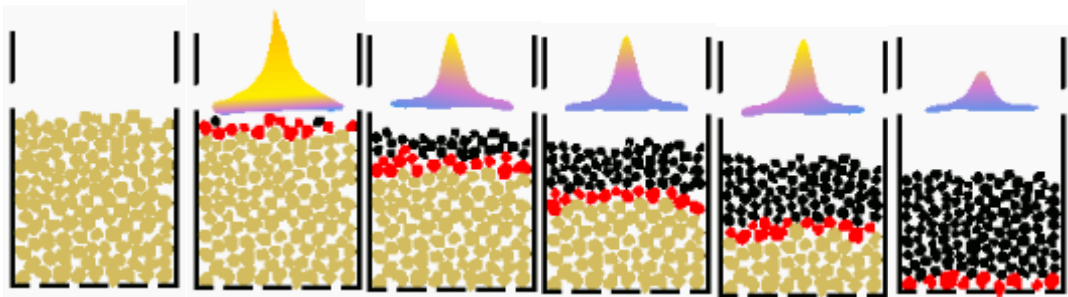


Conocido por sus siglas en inglés ND-TLUD, consiste en un micro-gasificador cargado por lotes con biomasa particulada de pequeño tamaño. El encendido de este equipo se realiza añadiendo una pequeña cantidad de biomasa mezclada con combustible líquido en la parte superior del lecho y es sostenido con un flujo primario de aire que se traslada desde el fondo del reactor a través de la columna del combustible. La cantidad limitada de aire primario únicamente permite la combustión parcial suficiente para proveer el calor requerido para mantener las reacciones de pirólisis.

De esta manera se crea un frente pirolítico migratorio que desciende a través del combustible sólido secándolo, liberando sus volátiles y dejando carbonizado. Dado que la tasa de generación de calor es determinada por la cantidad de oxígeno disponible, el progreso de dicho frente y la temperatura en la zona de pirólisis son función de la corriente de aire primario. En un TLUD típico, el frente pirolítico

progresa a una velocidad de 5 a 20 mm por minuto, dependiendo de la naturaleza del combustible y la cantidad de aire primario.³⁵

Ilustración 8. Frente pirolítico migratorio.



Fuente: How Do Top-Lit Updraft Gasifiers Work? Bangladesh Biochar Initiative.

Sobre el frente pirolítico, el carbón generado se acumula ya que la falta de oxígeno imposibilita su conversión en cenizas. Los gases calientes inertes ascienden y arrastran los gases pirolíticos y el vapor de agua hasta la zona de combustión en donde es proporcionado un suministro secundario de aire que asegura su combustión completa produciendo una llama limpia y separada.

5.4 PONDERACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS DE DISEÑO

Para determinar la alternativa de diseño óptima se recurre a una ponderación aritmética con base a las estrategias planteadas en el despliegue de la función calidad (QFD) y con los porcentajes obtenidos para estas mismas, mostrados en la Tabla 18.

³⁵ CHRISTA, Roth. Micro-Gasification: Cooking with gas from biomass. GIZ HERA Poverty-oriented Basic Energy Service, 2011. [Consultado: 6 de mayo de 2020] Disponible en: https://energypedia.info/images/0/05/Micro_Gasification_2.0_Cooking_with_gas_from_dry_biomass.pdf

Tabla 19. Ponderación de las alternativas de diseño respecto a las estrategias.

Ponderación de las alternativas respecto a las estrategias.						
Alternativa	Utilización de energías renovables	Accesibilidad a la zona de combustión	Construcción Simple	Tamaño	Biomasa Combustible	Aislamiento Térmico
Updraft	8	6	6	6	10	8
Downdraft	8	6	6	6	10	8
Crossdraft	8	6	6	8	10	8
Lecho Fluidizado	1	3	1	1	10	8
TLUD	10	8	10	8	10	8

Tabla 20. Resultados de la ponderación de las alternativas de diseño respecto a las estrategias

Resultados de la ponderación de las alternativas respecto a las estrategias.							
Alternativa	Utilización de energías renovables	Accesibilidad a la zona de combustión	Construcción Simple	Tamaño	Biomasa Combustible	Aislamiento Térmico	Total
Updraft	2,495	1,435	1,097	1,009	0,793	0,148	6,978
Downdraft	2,495	1,435	1,097	1,009	0,793	0,148	6,978
Crossdraft	2,495	1,435	1,097	1,345	0,793	0,148	7,314
Lecho Fluidizado	0,312	0,718	0,183	0,168	0,793	0,148	2,322
TLUD	3,119	1,914	1,829	1,345	0,793	0,148	9,148

5.5 DESCRIPCIÓN DE LA ALTERNATIVA GANADORA.

De los resultados de la Tabla 20 se puede finalmente decidir que la alternativa de construcción que más se ajusta a los requerimientos planteados es el gasificador tipo TLUD, debido a que esta presenta una configuración más sencilla que las demás, lo que simplifica tanto el mantenimiento como la operación del equipo; Así mismo, en caso de ser necesaria la utilización de energía eléctrica para su funcionamiento, la demanda de esta será menor que en las demás alternativas estudiadas. Este tipo de reactor no produce alquitranes, pues los enlaces de estos se rompen debido a la alta temperatura a la que se encuentra el gas producido durante su combustión, esto facilita la limpieza del equipo y evita la obstrucción de conductos, algo común en gasificadores tipo Updraft.

5.5.1 Consideraciones de la alternativa ganadora: Dada la configuración del gasificador tipo TLUD es posible que para alturas elevadas de lecho un tiro de aire natural no sea capaz de suministrar el oxígeno necesario para las reacciones involucradas durante el proceso, esto debido a que la columna de biomasa actúa como una resistencia al flujo, en este caso será necesario emplear ventiladores de poca potencia, capaces de suministrar el flujo volumétrico de aire necesario para la operación del equipo.

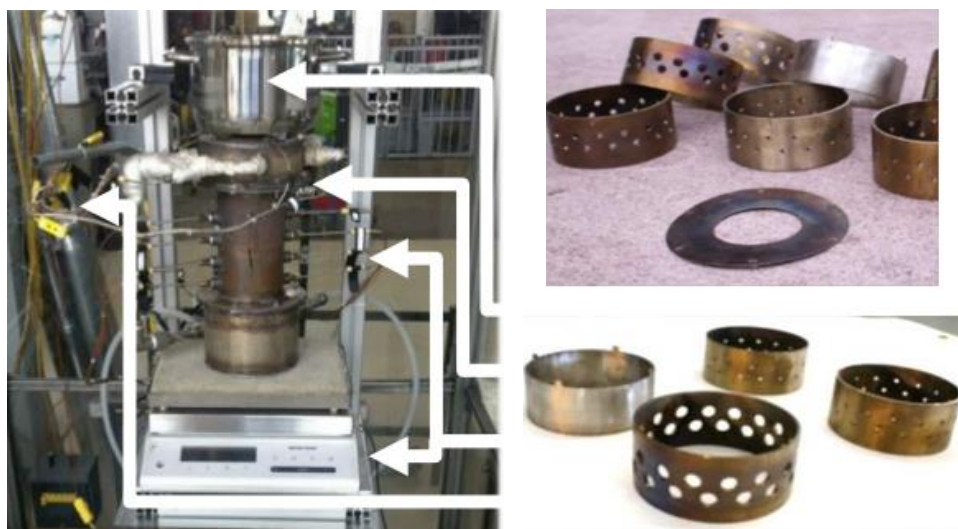
6. DISEÑO CONCEPTUAL

6.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL TLUD.

En el diseño conceptual de la estufa de micro-gasificación TLUD deben ser contemplados la potencia del equipo y el combustible a utilizar, los cuales constituyen los requerimientos básicos de diseño y definen el dimensionamiento del equipo. Para este fin se propone un diseño modular sobre el cual desarrollar estudios experimentales con el fin de determinar los parámetros que inciden en el desempeño.

Esta metodología ha sido desarrollada por Tryner et al.³⁶ entre otros autores, mediante la construcción de un modelo en el que se realizan modificaciones a los diámetros y cantidad de agujeros mediante la adaptación de discos desmontables.

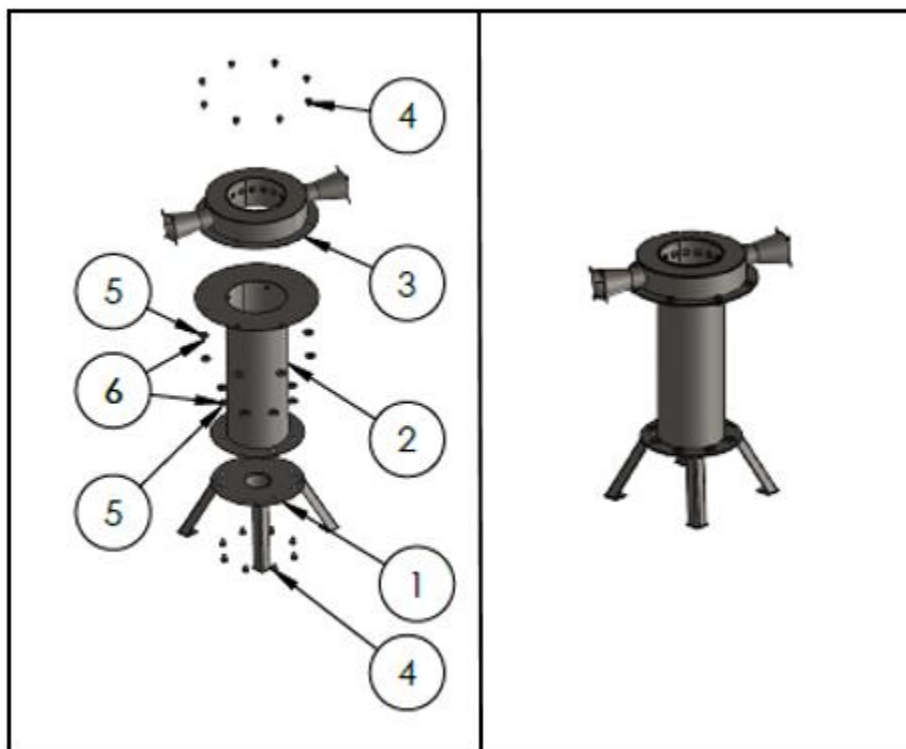
Ilustración 9. Diseño modular de un micro-gasificador TLUD.



Fuente: MORGAN, DeFoort. Achieving Tier 4 Emissions and Efficiency in Biomass Cookstoves. 2015. Energy Institute, Colorado State University.

³⁶ TRYNER, Jessica, et al. The effects of air flowrates, secondary air, inlet geometry, fuel type and operating mode on the performance of Gasifier Cookstoves [en línea]. En: Environmental science & technology 2016, vol. 50, no 17, p. 9754-9763. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.est.6b00440>.

Ilustración 10. Modelo CAD del equipo TLUD.



a) Explosión del TLUD, b) TLUD ensamblado

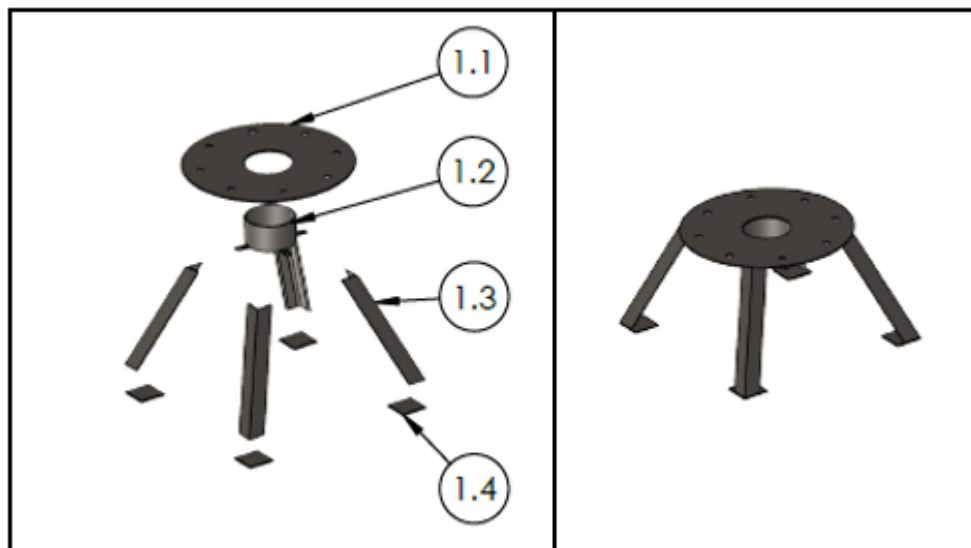
Tabla 21. Lista de elementos principales del TLUD

Número	Descripción
1	Subconjunto entrada de aire primario
2	Subconjunto reactor
3	Subconjunto aire secundario
4	Tornillos
5	Arandelas
6	Tuercas

6.2 SUBCONJUNTOS

6.2.1 Subconjunto entrada de aire primario: A través de este subconjunto ingresa aire al reactor, dicho aire permite la creación del frente pirolítico al interior del mismo. El aire es suministrado mediante el conducto de aire primario (1.2) para ser conducido al interior del reactor, el cual se encuentra unido a este subconjunto mediante la brida inferior (1.1). Los elementos 1.3 y 1.4 son estructurales, lo que provee de estabilidad al equipo.

Ilustración 11. Subconjunto de entrada de aire primario en CAD.



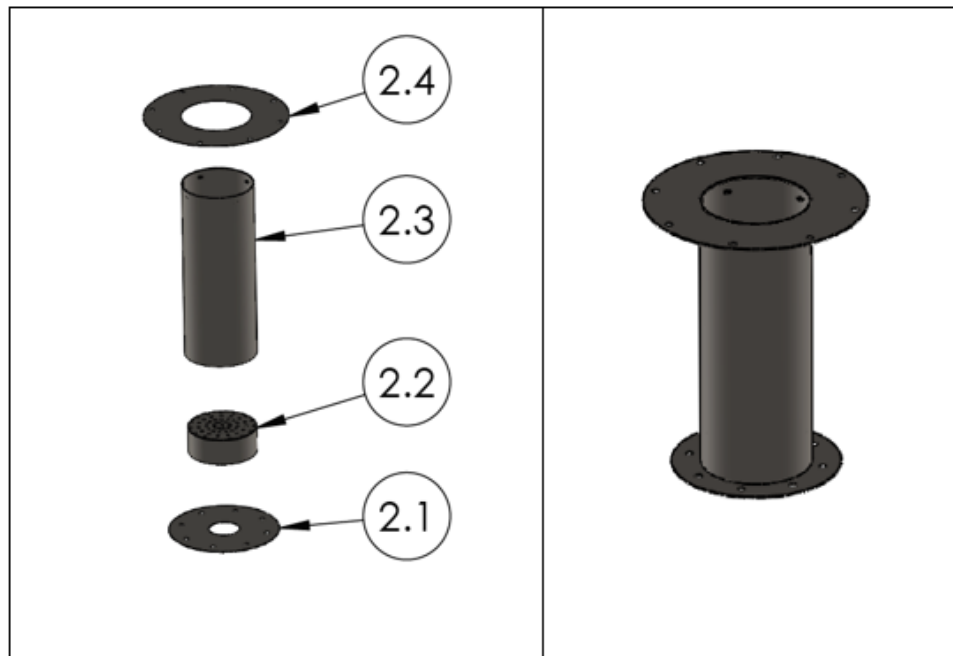
a) Explosión del subconjunto de entrada b) Subconjunto de entrada ensamblado

Tabla 22. Lista de elementos principales del subconjunto de entrada de aire primario

Número	Descripción
1.1	Brida Inferior
1.2	Conducto Aire Primario
1.3	Perfiles Estructurales
1.4	Base Estructural

6.2.2 Subconjunto reactor: En este subconjunto se llevan a cabo los procesos de secado y pirolisis, para ello es necesario oxígeno proveniente del subconjunto de aire primario, al cual se encuentra conectado mediante la brida inferior. La rejilla (2.2) permite el ingreso del aire primario al cuerpo del reactor (2.3), de igual manera, la rejilla da soporte a la biomasa dentro del reactor.

Ilustración 12. Subconjunto reactor en CAD.



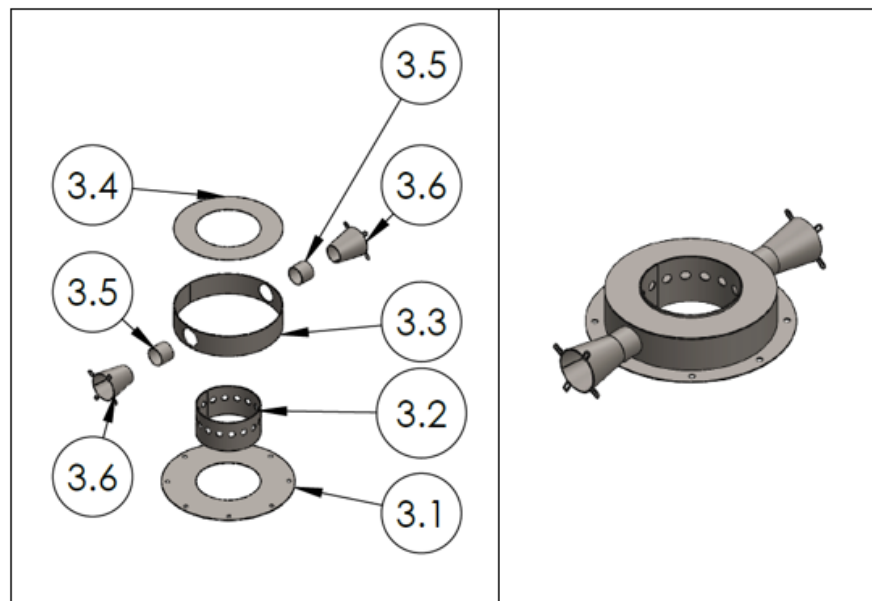
a) Explosión del subconjunto reactor, b) Subconjunto reactor ensamblado.

Tabla 23. Lista de elementos principales del subconjunto reactor

Número	Descripción
2.1	Brida Inferior
2.2	Rejilla
2.3	Cuerpo Reactor
2.4	Brida Superior

6.2.3 Subconjunto aire secundario: Este subconjunto permite la combustión del gas de síntesis producido en el reactor, para que dicha reacción pueda ser llevada a cabo es necesario el suministro de oxígeno proveniente del aire atmosférico mediante el canal de ingreso del aire secundario (3.6) y el ducto de aire secundario (3.5), los cuales transportan el aire hasta la cámara de aire secundario (3.3) para verse obligado a salir por el anillo dosificador (3.2) y finalmente mezclarse con el gas combustible.

Ilustración 13. Subconjunto de entrada de aire primario en CAD



a) Explosión del subconjunto aire secundario, b) Subconjunto aire secundario ensamblado

Tabla 24. Lista de elementos principales del subconjunto aire secundario

Número	Descripción
3.1	Brida Superior
3.2	Anillo Dosificador
3.3	Cámara aire secundario
3.4	Tapa superior aire secundario
3.5	Ducto aire secundario
3.6	Canal ingreso aire secundario

6.3 GEOMETRÍA DEL REACTOR

El proceso de dimensionamiento del equipo parte de la potencia de suministro requerida por la aplicación, la cual puede ser expresada en términos del consumo y poder calorífico del combustible ³⁷, determinando así la tasa de consumo de biomasa mediante la Ecuación 7.1.

$$\dot{m}_{bms} = \frac{Q}{\eta_g(LHV)} \quad (7.1)$$

Donde:

\dot{m}_{bms} : Tasa de consumo de biomasa [kg s^{-1}]

Q: Potencia [kW]

η_g : Eficiencia térmica de la estufa [%]

LHV: Poder calorífico inferior [kJ kg^{-1}]

Los valores típicos para la eficiencia térmica de equipos de esta naturaleza están entre 25 y 50%.^{38 39 40}

El diámetro del reactor se determina a partir de la Ecuación 7.2, que relaciona la tasa de consumo de biomasa y la tasa de consumo específica de biomasa. Este último parámetro lo determina la velocidad del frente pirolítico migratorio y es función

³⁷ BELONIO, Alexis T. Rice husk gas stove handbook. [en línea] Appropriate Technology Center. Department of Agricultural Engineering and Environmental Management, College of Agriculture, Central Philippine University, Iloilo City, Philippines, 2005, p. 1-155. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: http://lists.bioenergylists.org/stovesdoc/Belonio/Belonio_gasifier.pdf

³⁸ PANWAR, N. L.; RATHORE y Narendra S. Design and performance evaluation of a 5 kW producer gas stove. [en línea] Biomass and bioenergy 2008, vol. 32, no 12, p. 1349-1352. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2008.04.007>

³⁹ MUKUNDA, H. S., et al. Gasifier stoves-science, technology and field outreach. [en línea] Current Science (Bangalore), 2010, vol. 98, no 5, p. 627-638. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <http://repository.ias.ac.in/64252/1/1.pdf>

⁴⁰ BHATTACHARYA, S. C. y LEON, M. Augustus. Prospects for biomass gasifiers for cooking applications in Asia. [en línea] En World Renewable Energy Regional Conference, Jakarta, Indonesia 2005, p.18-21. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.betuco.be/stoves/Gasifier%20stove%20for%20cooking.pdf>

de la densidad aparente del combustible y el flujo de aire primario. Los valores típicos para biomasa como la cáscara de coco son de $90 \text{ [kg m}^{-2} \text{ h}^{-1}\text{]}$.⁴¹

$$D = \sqrt{\frac{4(\dot{m}_{bms})}{\pi(\dot{m}'_{bms})}} \quad (7.2)$$

Donde:

D: Diámetro del reactor [m]

\dot{m}'_{bms} : Tasa de consumo de biomasa [$\text{kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$]

La altura del lecho de combustible está determinada por el tiempo de consumo de la carga de biomasa en el reactor, la tasa de consumo específico y la densidad aparente.

$$h = \frac{(\dot{m}'_{bms})(t)}{\rho_{bms}} \quad (7.3)$$

Donde:

h: Altura del lecho [m]

ρ_{bms} : Densidad aparente [kg m^{-3}]

6.4 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE AIRE DE GASIFICACIÓN

El proceso de gasificación se estima a través del modelo de equilibrio estequiométrico. Este asume que todos los gases se comportan como gases ideales, todas las reacciones ocurren a 1 atm y adicionalmente se desprecia la formación de alquitrans y carbono sólido.

⁴¹ SALOOP, T. S., et al. A Study on the Biomass Cook Stoves Used in Kerala and to Develop a Theoretical Design of TLUD Natural Draft Gasifier Stove as an Option for Kerala's Cooking Culture. [en línea] En: International journal of innovative research and development 2016, vol. 5, no. 6, pp. 414–419. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/A-Study-on-the-Biomass-Cook-Stoves-Used-in-Kerala-a-Salooop-Krishnan/31032f01ff558c246882b1498155ba0278e881b3#paper-header>

Se define un parámetro conocido como relación de equivalencia que relaciona la tasa aire-combustible real con la tasa aire-combustible estequiométrica la cual corresponde a la combustión completa, ver ecuación 4. Este parámetro en procesos de gasificación tiene valores típicos entre 0,2 y 0,4 e incide fuertemente en la composición del gas de síntesis.⁴²

$$ER = \frac{\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{real}}}{\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{stq}}} \quad (7.4)$$

Donde:

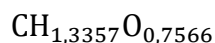
ER: Relación de equivalencia.

$(A/F)_{\text{real}}$: Tasa aire-combustible real.

$(A/F)_{\text{stq}}$: Tasa aire-combustible estequiométrica.

El límite menor de la relación de equivalencia está dado por la cantidad mínima de aire requerida para reaccionar con una fracción del combustible y así liberar suficiente calor para mantener las reacciones endotérmicas involucradas en el proceso de gasificación. Su límite mayor está determinado por la temperatura del reactor además del poder calorífico y contenido de alquitrán del gas de síntesis.⁴³

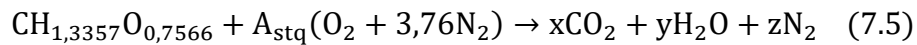
Para desarrollar los balances estequiométricos es necesario definir la fórmula de sustitución del combustible, para la cual las cantidades de azufre, cloro y extractivos son despreciables y se asume de la forma CH_aO_b . A partir del análisis próximo presentado en la Tabla 7. se determina como:



⁴² MELGAR, Andrés, et al. Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. [en línea] En: Energy conversion and management 2007, vol. 48, no 1, p. 59-67. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.05.004>

⁴³ ESTRADA, Carlos et al. Modelado unidimensional y multipartícula del proceso de gasificación de biomasa lignocelulosa en una planta industrial. Tesis Doctoral. Universidad de Valladolid. Escuela de Ingenierías Industriales. 2016.

La tasa aire-combustible estequiométrica determinada a partir de la combustión completa se expresa en la Ecuación 7.6.



$$\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{stq}} = \frac{4,76(A_{\text{stq}})(M_a)}{M_{\text{bms}}} \quad (7.6)$$

Donde:

A_{stq} : Aire estequiométrico [kmol]

M_a : Peso molecular del aire. [kg kmol⁻¹]

M_{bms} : Peso molecular de la biomasa. [kg kmol⁻¹]

Una vez determinada la cantidad estequiométrica de aire se procede a determinar el flujo volumétrico de aire de gasificación.

$$\dot{V}_{\text{a prim}} = \frac{\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{real}}(\dot{m}_{\text{bms}})}{\rho_{\text{air}}} \quad (7.7)$$

Donde:

$\dot{V}_{\text{a prim}}$: Flujo volumétrico de aire de gasificación [m³ s⁻¹]

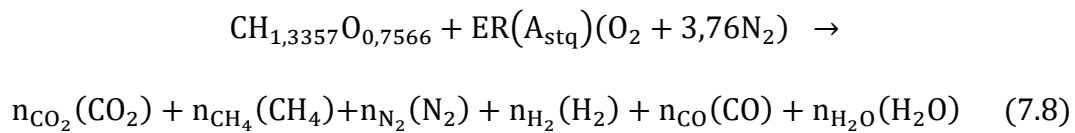
ρ_{air} : Densidad del aire [kg m⁻³]

6.5 DETERMINACIÓN DEL FLUJO DE AIRE DE COMBUSTIÓN DEL GAS

Denominado también como aire secundario, este flujo es proporcionado con el propósito de llevar a cabo la combustión del gas de síntesis la cual es la encargada de proporcionar el calor para los posteriores procesos de cocción.

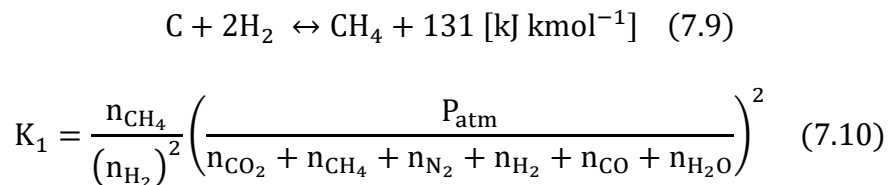
Para ello se parte de un modelo cero-dimensional que proporciona información razonable sobre la composición del gas de síntesis sin tener en cuenta la geometría del equipo de gasificación. Este se asume como un proceso estacionario en el que los gases involucrados en las reacciones se comportan como gases ideales y estas se desarrollan a presión atmosférica hasta alcanzar el equilibrio termodinámico.

No se consideran la producción de cenizas ni alquitranes y se asume que el gas de síntesis está compuesto únicamente por CO₂, CH₄, N₂, H₂, CO, y H₂O.

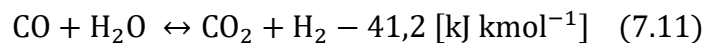


Para completar el sistema y dar solución al balance de la Ecuación 7.8, es necesario recurrir a reacciones de disociación típicas de la gasificación ⁴⁴.

La reacción de hidro gasificación que corresponde a la formación del metano cuya constante de equilibrio está dada por la Ecuación 7.10.



La reacción de cambio relacionada con el desplazamiento agua-gas, cuya constante de equilibrio está dada por la Ecuación 7.12.



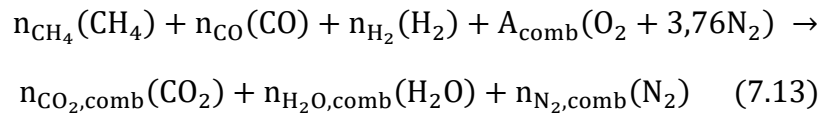
⁴⁴ BASU, Prabir. Op. cit. p124.

$$K_2 = \frac{n_{\text{CO}_2}(n_{\text{H}_2})}{n_{\text{CO}}(n_{\text{H}_2\text{O}})} \quad (7.12)$$

La temperatura de reacción es considerada como el parámetro conductor del proceso de gasificación porque de ella dependen los valores de las constantes de equilibrio y estas influyen directamente el estado termodinámico del proceso y determinan la composición final del gas.⁴⁵

La temperatura de reacción puede ser considerada como la de equilibrio termodinámico de un proceso adiabático o como en el caso de este trabajo, fijada como la temperatura típica de un proceso de gasificación con a 1200 [K].⁴⁶

Una vez determinada la composición del gas de síntesis, interesa conocer especialmente los elementos volátiles que reaccionan con el flujo de aire secundario produciendo la combustión del gas.



Se plantea una tasa aire-gas combustible estequiométrica que puede expresarse en términos del flujo de aire para combustión (secundario) y del flujo de gas producto de la gasificación.

$$\left(\frac{A}{F}\right)_{\text{comb,stq}} = \frac{\dot{m}_{\text{ac}}}{\dot{m}_{\text{g}}} \quad (7.14)$$

⁴⁵ MELGAR et al. Op. cit, p. 67.

⁴⁶ DE LA HOZ CARTAGENA, Keily Andrea, PEREZ, Juan. F y CHICA, Edwin. Design of a top-lit up-draft micro-gasifier biomass cookstove by thermodynamic analysis and fluent modeling. [en línea] En: International Journal of Renewable Energy Research 2017, vol. 7, no 4, p. 2172-2187. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.ijrer.org/ijrer/index.php/ijrer/article/view/6268>

Donde:

$(AF)_{comb, stq}$: Tasa aire-gas combustible estequiométrica del gas de síntesis.

\dot{m}_{ac} : Flujo másico de aire para combustión [$kg\ s^{-1}$]

\dot{m}_g : Flujo másico de gas de síntesis [$kg\ s^{-1}$]

Para realizar una estimación del flujo másico de gas de gasificación mediante el flujo volumétrico de aire primario, se realizan las siguientes consideraciones⁴⁷:

1. El flujo másico de N_2 en el aire primario se asemeja al flujo másico de N_2 en el gas de gasificación.

$$\dot{m}_{N_2, bms} + \dot{m}_{N_2, air} = \dot{m}_{N_2, g}$$

2. El flujo másico de la biomasa es muy pequeño comparado con el nitrógeno presente en el aire.

$$\dot{m}_{N_2, bms} \ll \dot{m}_{N_2, air}$$

Resultando en que el flujo másico de nitrógeno en el gas de síntesis es el correspondiente al de nitrógeno en el aire primario.

$$\dot{m}_{N_2, air} = \dot{m}_{N_2, g}$$

Reescribiendo dicha ecuación en términos de flujo volumétrico

$$\rho_{N_2, std}(V_{air, std})(y_{N_2, air}) = \rho_{N_2, norm}(V_{g, norm})(y_{N_2, g})$$

$$V_{g, norm} = \frac{\rho_{N_2, std}(V_{air, std})(y_{N_2, air})}{\rho_{N_2, norm}(y_{N_2, g})} \quad (7.15)$$

⁴⁷ PÉREZ, Juan F., LENIS, Yuhan y MELGAR, Andrés. Fixed bed gasification of Jacaranda Copaia wood: Effect of packing factor and oxygen enriched air. [en línea] En: Industrial Crops and Products, vol. 84, p. 166-175, 2016. [Consultado: 5 de Diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0926669016300668>

Donde:

$V_{g,norm}$: Flujo volumétrico de gas de síntesis en condiciones normales. [$m^3 s^{-1}$]

$V_{air,std}$: Flujo volumétrico de aire en condiciones estándar. [$m^3 s^{-1}$]

$\rho_{N_2,norm}$: Densidad del nitrógeno a condiciones normales. [$kg m^{-3}$]

$\rho_{N_2,std}$: Densidad del nitrógeno a condiciones estándar. [$kg m^{-3}$]

$y_{N_2,air}$: Fracción molar del nitrógeno en el aire.

$y_{N_2,g}$: Fracción molar del nitrógeno en el gas de síntesis.

Para hallar el flujo másico de gas de síntesis es necesario determinar su densidad en condiciones normales, para este fin, se determina el peso molecular del gas de síntesis y se aplica la ecuación general de los gases ideales.

$$M_g = \sum y_i M_i \quad (7.16)$$

Donde:

M_g : Peso molecular del gas de síntesis. [$kg kmol^{-1}$]

y_i : Fracción molar del elemento i.

M_i : Peso molecular del elemento i. [$kg kmol^{-1}$]

$$\rho_{g,norm} = \frac{(M_g)(P)}{R_u(T)} \quad (7.17)$$

Donde:

$\rho_{g,norm}$: Densidad del gas de síntesis en condiciones normales. [$kg m^{-3}$]

P: Presión atmosférica [kPa]

R_u : Constante universal de los gases [$kJ kmol^{-1} K^{-1}$]

T: Temperatura [K]

$$\dot{m}_g = \rho_{g,norm} (V_{g,norm}) \quad (7.18)$$

7. DISEÑO DE DETALLE

7.1 DIMENSIONAMIENTO NUMÉRICO

Se toma como referencia para la determinación de la capacidad del equipo el tiempo que un cilindro de 15 [kg] de gas licuado de petróleo (LPG) satisface las necesidades de una familia de 5 integrantes. Se determina que para una condición de uso promedio este suple dicha demanda durante 30 días.

$$CV_{LPG} = 45,84 \text{ [MJ kg}^{-1}\text{]}$$

$$t_{\text{prom,diario}} = 190 \text{ [min]} = 3,16 \text{ [h]}$$

$$E_{\text{disp}} = 15 \text{ [kg]} * 45,84 \text{ [MJ kg}^{-1}\text{]} = 687,6 \text{ [MJ]}$$

$$E_{\text{disp,diario}} = \frac{687,6 \text{ [MJ]}}{30 \text{ [día]}} = 22,92 \text{ [MJ día}^{-1}\text{]}$$

$$Q = \frac{22,92 \text{ [MJ]}}{3,16 \text{ [h]}} = 7,25 \text{ [MJ h}^{-1}\text{]} = 2 \text{ [kW]}$$

7.1.1 Diámetro del reactor: El diámetro del reactor se determina con la Ecuación 7.2 a partir de la potencia de suministro requerida por la aplicación.

Tabla 25. Determinación del diámetro del reactor en función de la potencia de suministro

Potencia [kW]	Consumo de combustible [Kg h ⁻¹]	Diámetro del reactor [D]
1,5	1,389	0,140
2	1,865	0,1624
3	2,779	0,198

7.1.2 Altura del reactor: La altura del reactor y por tanto del lecho dependerá de la autonomía de uso que se le quiera dar al equipo además de condiciones propias del combustible como su densidad aparente y su consumo específico, según lo expresa la Ecuación 7.3.

Tabla 26. Determinación de la altura del reactor en función de la potencia de suministro

Tiempo de operación por carga [min]	Altura del lecho [m]	Carga del lecho [kg]
30	0,3376	0,932
40	0,4501	1,243
50	0,5626	1,553
60	0,6751	1,865

7.1.3 Suministro de flujos de aire de gasificación y combustión: Una vez planteados los balances estequiométricos descritos para la gasificación y combustión del gas a partir de la fórmula de sustitución de la biomasa obtenida del análisis último se determinan los caudales primario y secundario teóricos para la demanda de suministro de 2 [kW] del reactor.

Tabla 27. Determinación de los caudales primario y secundario en función de la relación de equivalencia

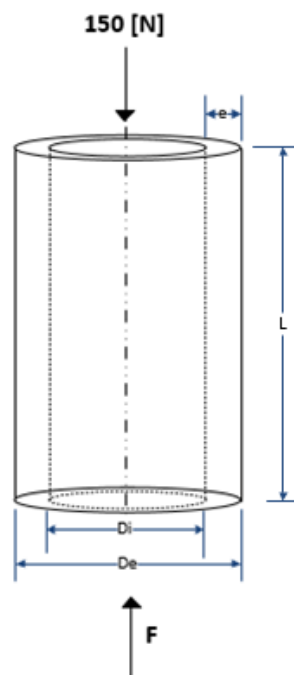
ER	Flujo volumétrico de aire para gasificación [m ³ s ⁻¹]	Flujo volumétrico de aire para combustión del gas [m ³ s ⁻¹]
0,2	0,001361	0,002234
0,3	0,002042	0,002783
0,4	0,002722	0,003324
0,5	0,003403	0,003852

7.1.4 Espesor de lámina del reactor: Para determinar el espesor del reactor se asumió el peso de recipiente con agua de 10 [Kg], además de esto se tuvo en cuenta el peso del subconjunto de aire secundario 5 [Kg]. Se estableció que la temperatura alcanzada por la lámina del reactor es de 400 [°C]. El material empleado para la estructura del equipo es acero ASTM – A36.

Tabla 28. Parámetros de diseño para cálculo del espesor de lámina.

Parámetro	Valor
Carga Axial [F]	150 [N]
Temperatura del reactor [T]	400 [°C]
Altura del reactor [L]	0,42 [m]
Diámetro Interior del reactor [Di]	0,16 [m]
Material de la lámina	Acero ASTM-A36
Límite de fluencia [Sy]	250 [Mpa]
Módulo de elasticidad [E]	200 [GPa]
Coefficiente de dilatación térmica [α]	12×10^{-6} [°C ⁻¹]

Ilustración 14. Modelamiento del reactor para el cálculo de espesor de lámina.



Para los parámetros enunciados en la Tabla 28 se realizó un estudio de resistencia de materiales basado en el modelo de la Ilustración 14 para un factor de seguridad de 2. Debido a que el equipo no tiene restricciones de movimiento, el reactor podrá dilatarse libremente debido a la temperatura, por lo tanto, se despreciaran los esfuerzos térmicos sobre la lámina, sin embargo, la deformación térmica si será analizada.

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot (De^2 - Di^2) \quad (8.1)$$

$$\sigma = \frac{F}{A} \quad (8.2)$$

$$N = \frac{Sy}{\sigma} \quad (8.3)$$

$$\delta = \delta_c + \delta_T \quad (8.4)$$

$$\delta_c = \frac{F \cdot L}{A \cdot E} \quad (8.5)$$

$$\delta_T = \alpha \cdot \Delta T \cdot L \quad (8.6)$$

Se obtiene un espesor de lámina mínimo de 0,000002387 [m], sin embargo, para este espesor la deformación axial del reactor alcanzaría un valor de 6 [mm], por lo tanto, es necesario utilizar un mayor espesor. Comercialmente algunos valores de espesores para el acero ASTM A-36 HR se encuentran en la Tabla 29.

Tabla 29. Calibres comerciales de láminas acero HR

Calibre	Espesor [mm]
12	2,66
13	2,28
14	1,9
16	1,52

Realizando el mismo análisis anterior se determinó que la deformación total para la lámina calibre 14 es de 2,02 [mm], para calibres 12 y 13 la deformación no disminuye notablemente, sin embargo, su costo es más elevado. El calibre 16 al ser más

delgado dificulta el proceso de manufactura de las láminas principalmente durante las fases de cilindrado y soldado de las mismas. Por esta razón se determina que la lámina a utilizar debe ser calibre 14.

7.1.5 Viabilidad del flujo de aire natural: Para determinar la viabilidad de la utilización de flujo natural tanto para el aire primario como para el secundario se realizaron pruebas a escala para diferentes alturas de lecho.

Inicialmente se utilizó un reactor cuya cámara interna posee un diámetro de 10 cm y altura de 11 cm, la cual fue cargada a una altura de lecho de 8 cm. Dicho reactor suministró una autonomía de aproximadamente 12 minutos.

Ilustración 15. Pruebas de tiro natural con altura de lecho de 8 cm.



Posteriormente se utilizó un reactor de diámetro 11 cm y una altura de lecho de 12,5 cm, con el cual se obtuvo una autonomía de aproximadamente 15 minutos.

Ilustración 16. Pruebas de tiro natural con altura de lecho de 12,5 cm.



Finalmente, se pudo concluir que el tiro natural permitió la gasificación de la CMC y la combustión del gas de síntesis producido, sin embargo, la demanda en términos de autonomía para la aplicación final implica una altura de lecho mucho mayor por lo que se genera la incógnita de si el flujo natural sería capaz de satisfacer el suministro de aire para el desarrollo de las reacciones involucradas en el proceso.

Con el objetivo de dar respuesta a dicha interrogante, se desarrollan pruebas con el reactor TLUD construido para satisfacer la demanda real, utilizando el aire ambiente mediante un tiro natural para su operación. Como se mencionó en la Sección 8.1.1 y Sección 7.1.2 el diámetro del reactor y su altura tienen valores de 16 y 33 cm respectivamente, para los cuales el tiro natural no pudo suplir la demanda de aire requerida por el equipo, observándose que este se apagaba prematuramente y la biomasa permanecía intacta, a excepción de la sometida a combustión directa en la etapa de encendido del equipo. Dado lo anterior, se hace necesario utilizar un tiro de aire forzado para el equipo, siendo este suministrado por ventiladores de bajo consumo eléctrico.

7.2 PARÁMETROS DE DISEÑO

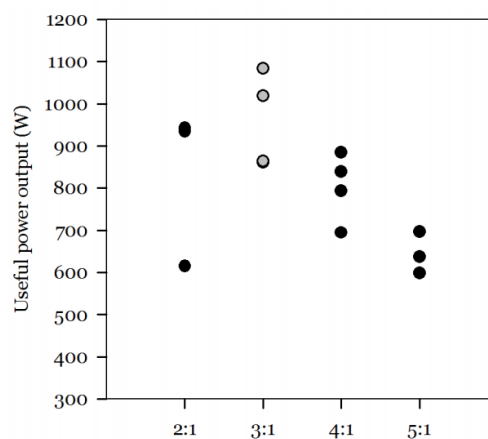
7.2.1 Parámetros del lecho de combustible

- Tipo de combustible: Determina el orden de magnitud de emisiones PM2.5
- Densidad aparente del combustible: Afecta la máxima temperatura del lecho en la operación y la cantidad de aire primario que lo puede atravesar.
- Contenido de humedad del combustible: La potencia del suministro útil del equipo decrece linealmente con el aumento de la humedad del combustible. Variaciones entre 0% y 25% no tienen un impacto mayor en las emisiones en condiciones de operación normal.
- Flujo de aire primario: La potencia de suministro útil incrementa linealmente a medida que el flujo de aire primario incrementa.
- Aislamiento de la cámara de combustible: Elevando la temperatura en la zona de combustión se aceleran las reacciones de combustión.

7.2.2 Parámetros de entrega del aire secundario

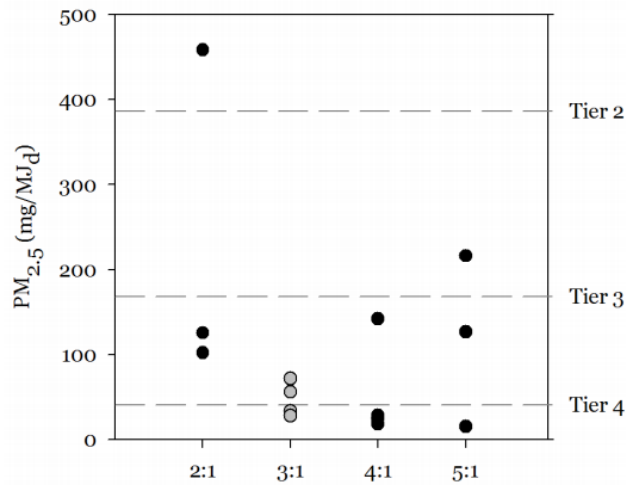
- Relación de flujos de aire primario y secundario: Un mínimo de emisiones de CO en condiciones de alta potencia de suministro se presenta para relaciones de 3:1 en base másica.

Figura 17. Potencia de suministro en función de la relación de aire secundario respecto a primario.



Fuente: MARCHESE, Anthony, et al. Achieving Tier 4 Emissions in Biomass Cookstoves 2018.

Figura 18. Emisiones de material particulado en función de la relación de aire secundario respecto a primario.



Fuente: MARCHESE, Anthony, et al. *Achieving Tier 4 Emissions in Biomass Cookstoves 2018*.

- Temperatura de aire secundario: El precalentamiento del suministro de aire secundario eleva la temperatura a la que se desarrollan las reacciones de combustión aumentando la velocidad e incrementando la eficiencia general
- Tamaño de orificios de entrada de aire secundario: Mayores velocidades de inyección de aire secundario resultan en menores emisiones, debido a una mejor mezcla aire-gas combustible.
- Geometría de orificios de entrada de aire secundario: Aplicando un ángulo al orificio para generar un remolino resulta en mayores emisiones, posiblemente porque se aumenta el tiempo de residencia en la zona de combustión.

8. CARACTERIZACIÓN DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN

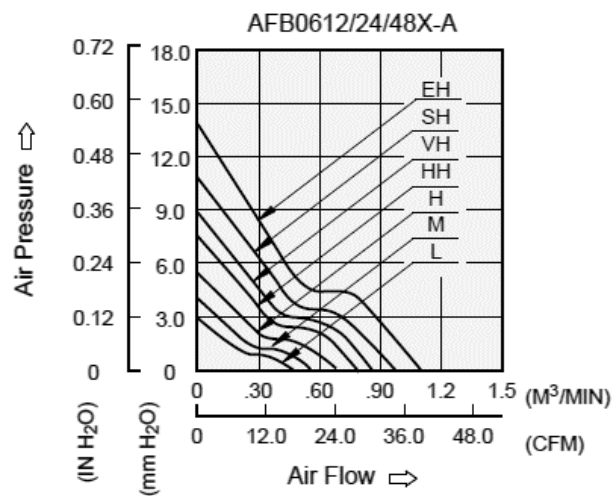
Se realiza una serie de pruebas con el objetivo de determinar la configuración de los flujos primario y secundario que optimiza la eficiencia del proceso y mantiene un bajo nivel de emisiones.

8.1 SELECCIÓN PRELIMINAR DE LOS VENTILADORES

El montaje para la parametrización de las condiciones de operación consiste en un ventilador ubicado en la parte inferior del reactor que suministra el flujo de aire de gasificación y dos ventiladores ubicados equidistantemente que suministran el flujo de aire para la combustión del gas. La condición crítica para la que estos deben ser seleccionados es la del ventilador de aire primario debido a la caída de presión ejercida por el lecho.

El fabricante suministra la curva de trabajo de sus ventiladores a condiciones nominales de suministro de voltaje en donde relaciona el caudal de aire entregado con la presión de trabajo para sus diferentes modelos.

Figura 19. Curvas de funcionamiento para selección de ventiladores



Fuente: Mouser Electronics

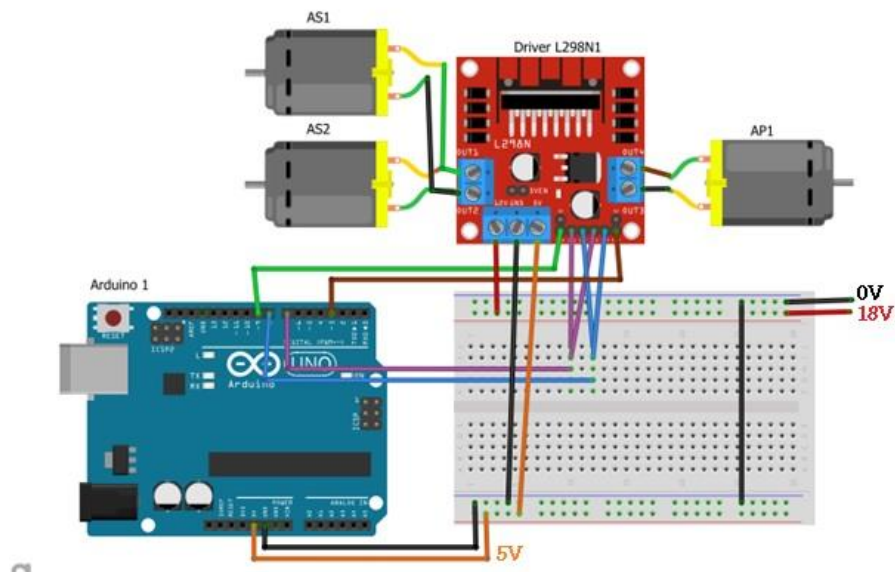
Debido a que la potencia de alimentación de los ventiladores no es la nominal se decide seleccionar para la condición crítica de máxima caída de presión y determinar el flujo entregado por los ventiladores para las condiciones de operación de manera experimental.

8.2 REGULACIÓN DE VELOCIDAD DE LOS VENTILADORES

Se implementa un sistema de control de modulación por ancho de pulsos o PWM, el cual modifica el ciclo de trabajo de la alimentación de los ventiladores disminuyendo la cantidad de energía que estos reciben y por ende su velocidad de operación.

Para este fin se hace uso de un microcontrolador Arduino UNO y un driver puente H L298N1. Este último permite el control y la regulación de hasta dos cargas inductivas de manera independiente y debido a que los ventiladores de suministro de aire secundario deben trabajar en iguales condiciones permite el completo control de los flujos de aire en el reactor.

Ilustración 17. Montaje para regulación de velocidad de giro de los ventiladores



8.3 IMPLEMENTACIÓN DEL CONTROL DE LOS FLUJOS VOLUMÉTRICOS DE AIRE.

Tal como lo describen las leyes de semejanza de los ventiladores el caudal que estos suministran es una función lineal de su velocidad. Se procede a determinar de manera experimental el caudal suministrado utilizando un anemómetro portátil que permite medir la velocidad del aire por un ducto de dimensiones conocidas y de esta manera relacionar el valor de PWM con el flujo volumétrico de suministro.

Ilustración 18. Anemómetro portátil Uni-T UT363.



Fuente: Uni-Trend Technology

Esto se realiza tanto para el flujo primario como el secundario con la distinción de que la medición de flujo de aire primario es determinada para la condición de lecho completamente cargado, que corresponde a la condición inicial del proceso, dicha condición varía durante la operación debido a la degradación térmica del lecho haciendo que el caudal de aire primario suministrado sea función del tiempo de operación, parámetro que no se tendrá en cuenta en el presente estudio.

Ilustración 19. Medición de flujo de aire secundario.



8.4 CONFIGURACIÓN DEL DISEÑO DE LAS PRUEBAS

Se llevan a cabo nueve pruebas para tres valores de suministro de aire primario y tres relaciones de aire secundario respecto a primario. El menor valor de flujo de aire primario con el que se realizan las pruebas corresponde al mínimo valor determinado experimentalmente que permite la operación completa del equipo sin apagado prematuro, la cual es determinada experimentalmente y corresponde a un valor de 0,00383526 [m³/s].

Tabla 30. Relaciones AS/AP utilizadas en las pruebas de parametrización

RELACIONES AS/AP						
AP [m ³ s ⁻¹]	2 :1		3:1		AS 4:1	
	AS [m ³ s ⁻¹]	PWM	AS [m ³ s ⁻¹]	PWM	AS [m ³ s ⁻¹]	PWM
0,00383526	0,00767052	53	0,01150578	55	0,01534104	71
0,00511368	0,01022736	50	0,01534104	70	0,02045472	80
0,00596596	0,01193192	56	0,01789788	79	0,02386384	100

8.5 BALANCE ENERGÉTICO

El protocolo para Water Boiling Test está basado en un balance energético entre el potencial energético almacenado en el combustible sólido y la energía necesaria para llevar a ebullición determinada cantidad de agua. Dicho balance se detalla a continuación:

Energía contenida en el combustible:

$$E_f = m_f(1 - MC_f)LHV_{f,dry} - m_f(MC_f)(C_{p,H_2O}(\Delta T_{H_2O,f}) + h_{v,H_2O}) \quad (9.1)$$

Donde:

m_f : Masa de combustible húmedo consumida. [g]

MC_f : Contenido de humedad del combustible expresado como fracción de masa en base húmeda.

$LHV_{f,dry}$: Poder calorífico inferior del combustible en base seca. [J g⁻¹]

$\Delta T_{H_2O,f}$: Cambio de temperatura que sufre el agua presente en el combustible

hasta alcanzar la temperatura de evaporación. [C]

h_{v,H_2O} : Entalpía de vaporización del agua. [J g⁻¹]

Energía suministrada al agua:

$$E_{H_2O} = m_{H_2O}(C_{p,H_2O})(\Delta T_{H_2O}) + m_{H_2O, \text{evap}}(h_{v,H_2O}) \quad (9.2)$$

Donde:

m_{H_2O} : Masa de agua en ebullición. [g]

C_{p,H_2O} : Calor específico del agua. [J g⁻¹ C⁻¹]

ΔT_{H_2O} : Diferencia en la temperatura de ebullición del agua respecto a la temperatura inicial de la prueba. [C]

$m_{H_2O, \text{evap}}$: Masa de agua evaporada. [g]

h_{v,H_2O} : Entalpía de vaporización del agua. [J g⁻¹]

La potencia útil se determina considerando el tiempo total de operación del equipo desde el encendido hasta el momento en que la temperatura del agua disminuye de su punto de ebullición.

$$P_{\text{útil}} = \frac{m_{H_2O}(C_{p,H_2O})(\Delta T_{H_2O}) + m_{H_2O, \text{evap}}(h_{v,H_2O})}{t_{\text{operación}}} \quad (9.3)$$

Contrastando la energía suministrada al agua respecto a la contenida en el combustible se determina la eficiencia total y térmica de la operación

$$\eta_{\text{therm}} = \frac{m_{H_2O}(C_{p,H_2O})(\Delta T_{H_2O}) + m_{H_2O, \text{evap}}(h_{v,H_2O})}{m_f(1 - MC_f)LHV_{f, \text{dry}} - m_f(MC_f)(C_{p,H_2O}(\Delta T_{H_2O, f}) + h_{v,H_2O}) - m_c(LHV_c)} \quad (9.4)$$

$$\eta_{\text{overall}} = \frac{m_{H_2O}(C_{p,H_2O})(\Delta T_{H_2O}) + m_{H_2O, \text{evap}}(h_{v,H_2O})}{m_f(1 - MC_f)LHV_{f, \text{dry}} - m_f(MC_f)(C_{p,H_2O}(\Delta T_{H_2O, f}) + h_{v,H_2O})} \quad (9.5)$$

8.6 DESARROLLO DE LA PARAMETRIZACIÓN

El parámetro a evaluar durante las pruebas es la eficiencia total del proceso y su determinación se basa en el protocolo Water Boiling Test o WBT en el cual para condiciones de operación en frío se llevan al punto de ebullición 500 ml de agua y se registra la cantidad de agua evaporada durante la operación del equipo.

Ilustración 20. Protocolo WBT.



La temperatura inicial y de ebullición del agua se determina para cada caso por medio de un termómetro digital de punzón.

Ilustración 21. Termómetro de aguja.

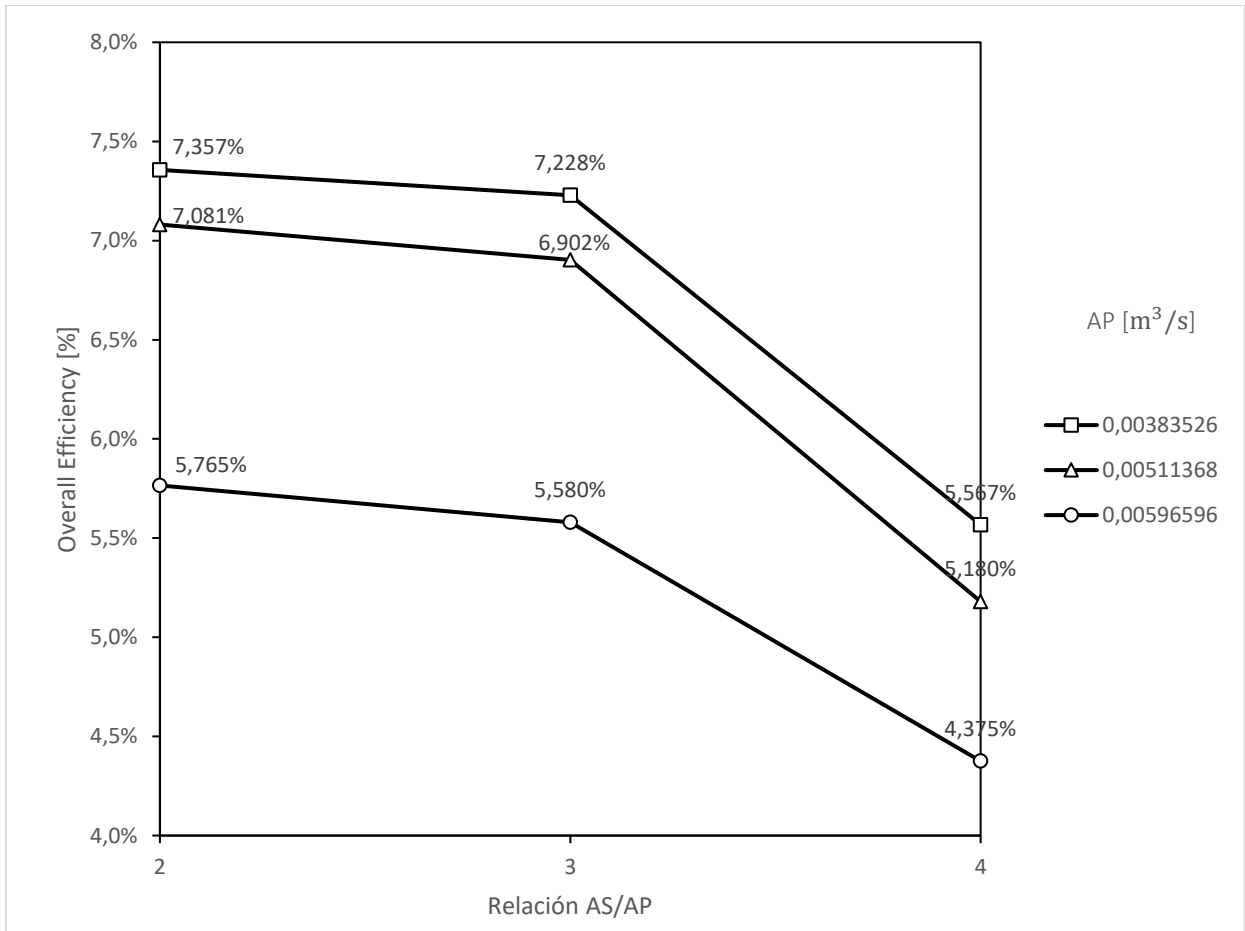


Para todas las pruebas es cargada en el reactor la misma cantidad de cáscara de mazorca de cacao, pesada previamente en una balanza electrónica.

8.7 RESULTADOS DE LA PARAMETRIZACIÓN

La eficiencia energética total de la operación para las relaciones de aires descritas en la Tabla 30. Se muestran a continuación en la Figura 19.

Figura 20. Eficiencia total bajo diferentes condiciones de operación



El exceso de aire primario favorece la aparición de productos indeseados como N₂, CO₂ y H₂O en el gas, a la vez que permite la combustión directa, por lo que la llama se deposita junto al lecho y no entra en contacto directo con el recipiente de cocción. Adicionalmente, incrementa de manera notable la temperatura de operación del reactor.

Ilustración 22. Operación del equipo con exceso de aire primario.



Ilustración 23. Operación el equipo sin aire primario en exceso.



Si bien la relación AS/AP de 2:1 representa en términos energéticos la mejor eficiencia total, visiblemente se evidencia un mayor nivel de emisiones de material particulado en forma de humo presumiblemente debido a la incompleta combustión

del gas de síntesis. Se debe tener en cuenta que tanto el gas como el aire están en movimiento, lo que hace que la mezcla aire-comburente no sea homogénea, esto sumado al escaso tiempo de permanencia de la mezcla en la cámara y las variaciones de temperatura hace necesario de un exceso de aire para la completa combustión del gas.

Ilustración 24. Operación del equipo con baja relación AS/AP.



La baja eficiencia de las relaciones 4:1 o superiores se explican debido a que el aire que no interactúa en las reacciones de combustión absorbe energía en su calentamiento y supone una disminución en el rendimiento.

Finalmente, de la parametrización se puede concluir que la mejor relación AS/AP encontrada para la operación del equipo es de 3:1, en la que la eficiencia no cae de forma considerable respecto a la relación 2:1, sin embargo, las emisiones en forma de humo si lo hacen. De igual manera, se obtuvo que el flujo volumétrico óptimo para el aire primario es de $0,00383526 \text{ [m}^3/\text{s]}$. El tiempo de operación para una misma relación AS/AP no varía considerablemente entre los flujos de aire primario de $0,00383526$ y $0,00511368 \text{ [m}^3/\text{s]}$, siendo este de 28 minutos en promedio.

Factores externos a las pruebas como las condiciones de temperatura y humedad del aire ambiente inciden en la reproducibilidad de los resultados expuestos.

Ilustración 25. Configuración de operación final.



Sin embargo, para la configuración geométrica del reactor sobre el que fueron llevadas a cabo las pruebas, la eficiencia total del equipo es de 7,23% a diferencia del 25% supuesto en la etapa de diseño, por ende, la potencia suministrada por el equipo es menor a la de diseño y corresponde a 0,52 [KW]. Para que el equipo suministre una potencia de 2 [KW] es necesario aumentar el diámetro del reactor hasta 30,6 [cm] o con la configuración actual aumentar la eficiencia total del proceso aislando el reactor para evitar pérdidas de calor por las paredes del mismo e implementando el precalentamiento del aire de combustión del gas.

9. CONCLUSIONES

A partir de la evaluación del potencial energético de la cáscara de mazorca de cacao como materia prima en procesos de conversión de energía se determinó que esta representa un alto potencial debido a su poder calorífico superior ($15,5 \text{ MJ kg}^{-1}$) comparable al de otros residuos agroindustriales ampliamente utilizados para este fin. Sumando el no requerimiento de tierras extra para su producción debido a su recolección en plantaciones existentes en el área, la utilización de este residuo en aplicaciones de cocción más seguras y limpias con el medio ambiente, respecto a los métodos tradicionales, favorece el uso de energías renovables mientras añade valor a los productos de los campesinos de la región.

La CMC fue caracterizada mediante análisis próximo y último y se determinó a la gasificación como el método termoquímico más viable para su aprovechamiento energético debido a las limitaciones técnicas que representa la composición de su ceniza para el uso de este residuo en procesos de pirolisis y combustión.

La expresión matemática determinada a partir del análisis cinético permite predecir exitosamente el comportamiento de la de la descomposición térmica de la CMC en atmósfera inerte. El análisis de la descomposición térmica en atmósfera oxidativa a través de una reacción global de un solo paso dio como resultado una gran variación de la energía de activación concluyendo que no es posible describir matemáticamente este proceso por esta vía cinética.

La eficiencia promedio para la operación del equipo fue determinada a partir de las pruebas experimentales realizadas, resultando en un valor del 7,23%. Inicialmente, dicha eficiencia se había supuesto del 25% según lo reportado por diversas fuentes. Dicha diferencia entre la eficiencia real y la eficiencia de diseño resultó en una menor potencia entregada por el equipo.

La altura del lecho es la principal responsable de la autonomía del equipo, los tiempos de operación registrados experimentalmente se encontraron cerca de los contemplados teóricamente en la etapa de diseño, sin embargo, la resistencia al flujo de aire a través del lecho cumple una relación directamente proporcional a la altura del mismo, resultando necesario la utilización de un flujo de aire forzado para garantizar el suministro de aire de gasificación.

Se logró determinar que la mejor relación entre el suministro de aire secundario y aire primario (AS/AP) es de 3:1, con un flujo volumétrico de aire primario de 0,00383526 [m³/s]. Esta configuración mostró tener una elevada eficiencia mientras que sus emisiones eran bajas respecto a las demás analizadas.

10. RECOMENDACIONES

Se recomienda el pretratamiento físico consistente en el triturado y pelletizado de la CMC para alcanzar una autonomía mayor con menores alturas de lecho al aumentar la densidad energética del combustible, estos pellets deben ser caracterizados y el equipo redimensionado de acuerdo a las nuevas condiciones de operación.

Se recomienda el revestimiento del equipo con un aislante térmico, esto permitirá el incremento de la eficiencia global de operación.

Para la energización de los ventiladores empleados por el equipo se recomienda utilizar un sistema foto-eléctrico, debido a la baja potencia eléctrica requerida por estos y la altamente posible ausencia de suministro eléctrico en el lugar de operación.

Para futuros análisis se recomienda determinar el contenido de material particulado y contaminantes producidos por el equipo para diferentes relaciones AS/AP. De igual manera se recomienda caracterizar químicamente los residuos remanentes de la operación del equipo.

BIBLIOGRAFÍA

ASOCIACIÓN COLOMBIANA DE GAS NATURAL. [en línea] Indicadores 2019. [Consultado 10 de junio de 2019]. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <http://www.naturgas.com.co/documentos/2019/Indicadores2019.pdf>

ASTM. Standard Test Method for Determination of Total Solids in Biomass. E1756-08. [en línea] ASTM International, West Conshohocken, PA, 2015. [Consultado: 25 de mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1756-08r20>

ASTM. Standard Practice for Preparation of Biomass for Compositional Analysis. E1757-01. [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2001. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1757-01>

ASTM. Standard Test Method for Volatile Matter in the Analysis of Particulate Wood Fuels, E872-82(2019). [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2019. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e0872-82r19>

ASTM. Standard Test Method for Ash in Biomass. E1755-01(2015). [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2015. [Consultado: 25 de mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1520/e1755-01r20>

ASTM. Standard Test Methods for Determination of Carbon, Hydrogen and Nitrogen in Analysis Samples of Coal and Coke, D5373-16. [en línea]. ASTM International, West Conshohocken, PA, 2016. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1520/d5373-16>

BAENA, Luz Marina y GARCÍA CARDONA, Natalia Andrea. Obtención y caracterización de fibra dietaria a partir de cascarilla de las semillas tostadas de *Theobroma cacao* L. de una industria chocolatera colombiana. Trabajo de grado

Químico Industrial. Pereira: Universidad Tecnológica de Pereira. Facultad de Tecnologías. Escuela de Química. 2012. p.19.

BARROSO CASILLAS, Miguel. Pretratamiento de biomasa celulósica para la obtención de etanol en el marco de una biorrefinería. Trabajo Fin de Grado Ingeniero de Montes. Madrid: *Universidad politécnica de Madrid*. Departamento de Ciencias Básicas Aplicadas a la Ingeniería Forestal. Escuela Técnica Superior de Ingeniería de Montes, Forestal y del Medio natural 2010, p. 86.

BASU, Prabir. Biomass gasification and pyrolysis: practical design and theory. 1st Edition Academic press, 2010. eBook ISBN 9780123749888

¹ MOLTÓ BERENGUER, Julia, et al. Pyrolysis and combustión of electronic waste. [en línea] En: Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2009. vol.84, no.1, p. 68-78. [Consultado: 21 de mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2008.10.023>

BELONIO, Alexis T. Rice husk gas stove handbook. [en línea] Appropriate Technology Center. Department of Agricultural Engineering and Environmental Management, College of Agriculture, Central Philippine University, Iloilo City, Philippines, 2005, p. 1-155. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: http://lists.bioenergylists.org/stovesdoc/Belonio/Belonio_gasifier.pdf

BHATTACHARYA, S. C. y LEON, M. Augustus. Prospects for biomass gasifiers for cooking applications in Asia. [en línea] En World Renewable Energy Regional Conference, Jakarta, Indonesia 2005, p.18-21. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.betuco.be/stoves/Gasifier%20stove%20for%20cooking.pdf>

CHRISTA, Roth. Micro-Gasification: Cooking with gas from biomass. GIZ HERA Poverty-oriented Basic Energy Service, 2011. [Consultado: 6 de mayo de 2020] Disponible en:

https://energypedia.info/images/0/05/Micro_Gasification_2.0_Cooking_with_gas_from_dry_biomass.pdf

DE LA HOZ CARTAGENA, Keily Andrea, PEREZ, Juan. F y CHICA, Edwin. Design of a top-lit up-draft micro-gasifier biomass cookstove by thermodynamic analysis and fluent modeling. [en línea] En: International Journal of Renewable Energy Research 2017, vol. 7, no 4, p. 2172-2187. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.ijrer.org/ijrer/index.php/ijrer/article/view/6268>

DEPARTAMENTO ADMINISTRATIVO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. [en línea] Boletín Técnico de Pobreza Multidimensional en Colombia 2018. Bogotá D.C., 2019. p.5. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: https://www.dane.gov.co/files/investigaciones/condiciones_vida/pobreza/2018/bt_pobreza_multidimensional_18.pdf

DEPARTAMENTO NACIONAL DE ESTADÍSTICA. [en línea] Censo nacional de población y vivienda 2018. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <https://www.dane.gov.co/index.php/estadisticas-por-tema/demografia-y-poblacion/censo-nacional-de-poblacion-y-vivenda-2018>

DEPARTAMENTO NACIONAL DE PLANEACIÓN. [en línea] Los costos en la salud asociados a la degradación ambiental en Colombia ascienden a \$20,7 billones. Grupo de Comunicaciones y Relaciones Públicas. 2017. [Consultado: 21 de mayo de 2020] Disponible en: [https://www.dnp.gov.co/Paginas/Los-costos-en-la-salud-asociados-a-la-degradaci%C3%B3n-ambiental-en-Colombia-ascienden-a-\\$20,7-billones-.aspx](https://www.dnp.gov.co/Paginas/Los-costos-en-la-salud-asociados-a-la-degradaci%C3%B3n-ambiental-en-Colombia-ascienden-a-$20,7-billones-.aspx)

ESTRADA, Carlos et al. Modelado unidimensional y multipartícula del proceso de gasificación de biomasa lignocelulosa en una planta industrial. Tesis Doctoral. Universidad de Valladolid. Escuela de Ingenierías Industriales. 2016.

FEDERACIÓN NACIONAL DE CACAOTEROS. Economía Nacional. [en línea]. [Consultado: 6 de mayo de 2020] Disponible en: <https://www.fedecacao.com.co/portal/index.php/es/2015-02-12-17-20-59/nacionales>

FRIEDMAN, Henry L. Kinetics of thermal degradation of char-forming plastics from thermogravimetry. Application to a phenolic plastic. [en línea]. En: Journal of polymer science part C: polymer symposia. 1964, p. 183-195. [Consulta; 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1002/polc.5070060121>

JENKINS Bryan M., et al. Combustion properties of biomass. [en línea] En: Fuel Process. Technology, 1998. vol.54, no.1-3, p.17-46. [Consultado: 21 de mayo de 2020]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0378-3820\(97\)00059-3](https://doi.org/10.1016/S0378-3820(97)00059-3)

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea]. World Energy Outlook Executive Summary 2017, Paris. OECD/IEA 2017. [Consultado: 10 de junio de 2019]. Disponible en: <https://www.iea.org/reports/world-energy-outlook-2017>

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea]. IEA: Total Primary Energy Supply (TPES) by source* 1990-2016. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: <https://www.iea.org/data-and-statistics>

INTERNATIONAL ENERGY AGENCY. [en línea] Energy poverty: how to make modern energy access universal. World Energy Outlook, Paris. 2010. p.22. [Consultado: 6 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://webstore.iea.org/weo-2010-special-report-how-to-make-modern-energy-access-universal>

MARTINEZ ANGEL, Juan D., VILLAMIZAR GALLARDO, R. Amanda y ORTÍZ RODRIGUEZ, O. Orlando. Characterization and evaluation of cocoa (Theobroma Cacao l.) pod husk as a renewable energy source. [en línea] En: Agrociencia 2015, vol. 49, no. 3, p. 329-345. Disponible:

http://www.scielo.org.mx/scielo.php?pid=S1405-31952015000300008&script=sci_arttext

MELGAR, Andrés, et al. Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. [en línea] En: Energy conversion and management 2007, vol. 48, no 1, p. 59-67. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2006.05.004>

MUKUNDA, H. S., et al. Gasifier stoves-science, technology and field outreach. [en línea] Current Science (Bangalore), 2010, vol. 98, no 5, p. 627-638. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <http://repository.ias.ac.in/64252/1/1.pdf>

PANWAR, N. L.; RATHORE y Narendra S. Design and performance evaluation of a 5 kW producer gas stove. [en línea] Biomass and bioenergy 2008, vol. 32, no 12, p. 1349-1352. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2008.04.007>

PARIKH, Jigisha; CHANNIWALA, Salim Abbasdhai, y GHOSAL, G. K. A correlation for calculating elemental composition from proximate analysis of biomass materials [en línea] En: FUEL 2017, vol. 86, p. 1710-1719. [Consulta: 20 de febrero de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.12.029>

PÉREZ, Juan F., LENIS, Yuhan y MELGAR, Andrés. Fixed bed gasification of Jacaranda Copaia wood: Effect of packing factor and oxygen enriched air. [en línea] En: Industrial Crops and Products, vol. 84, p. 166-175, 2016. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0926669016300668>

PÉREZ MAQUEDA, Luis Allan y CRIADO, José Manuel. The accuracy of Senum and Yang's approximations to the Arrhenius integral. [en línea]. En: Journal of

Thermal Analysis and Calorimetry 2000. vol. 60, p. 909-915. [Consulta; 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1023/A:1010115926340>

PIZARRO, Consuelo, et al. Characterization of Spanish biomass wastes for energy use. [en línea] En: Bioresource Technology 2012, vol. 103, no.1, p.249–258. [Consultado: 21 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2011.10.004>

RUEDA Ordoñez, Yesid Javier, et al. Thermal decomposition of sugarcane straw in inert and oxidative atmospheres through thermoanalytical methods. [en línea]. Tesis doctoral. Universidade Estadual de Campinas. 2016.

SALOOOP, T. S., et al. A Study on the Biomass Cook Stoves Used in Kerala and to Develop a Theoretical Design of TLUD Natural Draft Gasifier Stove as an Option for Kerala's Cooking Culture. [en línea] En: International journal of innovative research and development 2016, vol. 5, no. 6, pp. 414–419. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/A-Study-on-the-Biomass-Cook-Stoves-Used-in-Kerala-a-Salooop-Krishnan/31032f01ff558c246882b1498155ba0278e881b3#paper-header>

SUPERINTENDENCIA DE SERVICIOS PÚBLICOS DOMICILIARIOS. [en línea]. Diagnóstico de la prestación del servicio de energía eléctrica 2018. Bogotá, D.C, 2018. p.5. [Consultado: 6 de mayo de 2019]. Disponible en: <https://www.superservicios.gov.co/publicaciones/energia-y-gas/zonas-no-interconectadas-zni-diagnostico-de-la-prestacion-del-servicio-0>

SYAMSIRO Mochamad, et al. A preliminary study on use of cocoa pod husk as a renewable source of energy in Indonesia. [en línea] En: Energy for Sustainable development. 2012. vol. 16, no. 1, p. 74-77. [Consultado: 10 de junio de 2019]. <https://doi.org/10.1016/j.esd.2011.10.005>

TELIS ROMERO Javier y SOBRAL DO AMARAL, Paulo José. Caída de presión en lecho fijo de cubos de papa, remolacha y zanahoria considerando encogimiento. [en línea] En: Ciênc. Tecnol. Aliment. 2003. vol. 23, p.110-115. [Consultado: 25 de mayo de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1590/S0101-20612003000400021>

TRYNER, Jessica, et al. The effects of air flowrates, secondary air, inlet geometry, fuel type and operating mode on the performance of Gasifier Cookstoves [en línea]. En: Environmental science & technology 2016, vol. 50, no 17, p. 9754-9763. [Consultado: 5 de diciembre de 2019]. Disponible en: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.est.6b00440>.

VYAZOVKIN, Sergey, et al. ICTAC Kinetics Committee recommendations for performing kinetic computations on thermal analysis data. [en línea] En: Thermochemica Acta. 2011. vol. 520, no.1–2, p.1–19. [Consultado: 21 de Mayo de 2020] Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.tca.2011.03.034>

VYAZOVKIN, Sergey y WIGHT, Charles A. Model-free and model-fitting approaches to kinetic analysis of isothermal and non-isothermal. [en línea] En: Thermochemica Acta 1999, vol. 340-341, p 53-68. [Consultado: 07 de Julio de 2020]. Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0040-6031\(99\)00253-1](https://doi.org/10.1016/S0040-6031(99)00253-1)

WHITE, Jhon E., CATALLO, William J., y LEGENDRE, Benjamin L. Biomass pyrolysis kinetics: A comparative critical review with relevant agricultural residue case studies. [en línea] En: Journal of Analytical and Applied Pyrolysis. 2011. vol. 91, no.1, p.1–33. [Consultado: 07 de Julio de 2020]. Disponible en: <https://doi.org/10.1016/j.jaap.2011.01.004>

WORLD HEALTH ORGANIZATION. Guidelines for indoor air quality: household fuel combustion. World Health Organization. Switzerland. 2014. ISBN 978 92 4 154887