

# **Análisis Exergético Local de la Gasificación de los Residuos de la Agroindustria del Maíz en un Reactor de Tubos Concéntricos**



"VIGILADA MINEDUCACIÓN"

**Ing. STIVEN JAVIER SOFÁN GERMÁN**

**UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA  
MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA**

**Montería, 2022**



Universidad de Córdoba  
Facultad de ingenierías  
Departamento de Ingeniería Mecánica  
Maestría en Ingeniería Mecánica



## **ANÁLISIS EXERGÉTICO LOCAL DE LA GASIFICACIÓN DE LOS RESIDUOS DE LA AGROINDUSTRIA DEL MAÍZ EN UN REACTOR DE TUBOS CONCÉNTRICOS**

**Ing. STIVEN JAVIER SOFÁN GERMÁN**

Trabajo de grado presentado como requisito parcial para optar al título de:  
**MAGÍSTER EN INGENIERÍA MECÁNICA en modalidad de investigación**

Director:

**Ing. JORGE MARIO MENDOZA FANDIÑO, PhD.**

Codirector:

**Ing. JESÚS DAVID RHENALS JULIO, M.Sc.**

Línea de Investigación:

**LINEA DE ENERGÍA Y EFICIENCIA ENERGÉTICA**

**UNIVERSIDAD DE CÓRDOBA  
FACULTAD DE INGENIERÍAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA MECÁNICA  
MAESTRÍA EN INGENIERÍA MECÁNICA**

**Montería, octubre 2022**



Universidad de Córdoba  
Facultad de ingenierías  
Departamento de Ingeniería Mecánica  
Maestría en Ingeniería Mecánica



**La responsabilidad ética, legal y científica de las ideas, conceptos y resultados del proyecto, serán responsabilidad de los autores.**

**Artículo 61, acuerdo N° 093 del 26 de noviembre de 2002 del consejo superior.**



## NOTA DE ACEPTACIÓN

---

---

---

---

---

Firma del Director:

Ing. Jorge Mario Mendoza Fandiño, PhD.

---

Firma del CoDirector:

Ing. Jesús David Rhenals Julio, M.Sc.

---

Firma del Jurado 1:

Ing. Rafael David Gómez Vásquez, PhD.

---

Firma del Jurado 2

Ing. Antonio José Bula Silvera, PhD.





## AGRADECIMIENTOS

*El autor agradece a la Universidad de Córdoba como fuente de financiación y académica para el desarrollo de este proyecto.*

*Agradezco a mi familia en especial a mi madre, Grey Adriana Germán Herrera, por todo el apoyo emocional, por su esfuerzo, su dedicación y la excelente formación que me ha brindado. A mi Juli, gracias por apoyarme en los buenos y malos momentos, gracias por tus consejos y tu compañía y gracias por darme lo más preciado que tengo hoy en día, mi Jero.*

*Quiero agradecer a los ingenieros Jorge Mario Mendoza Fandiño, Jesús David Rhenals Julio y Rafael David Gómez Vásquez por todo el tiempo, apoyo y conocimientos que me brindaron, han sido parte importante de mi formación académica, su ayuda ha sido fundamental para que este trabajo de investigación se realizara.*



## Tabla de contenido

<b>1. Capítulo I. Descripción del trabajo de investigación.....</b>	<b>1</b>
1.1. Introducción. ....	1
1.2. Objetivos. ....	6
1.2.1. Objetivo general. ....	6
1.2.2. Objetivos específicos.....	6
1.3. Estructura de la tesis.....	7
1.4. Revisión de literatura. ....	8
1.4.1. Biomasa.....	8
1.4.2. Gasificación de residuos de maíz.....	13
1.4.3. Modelación CFD de Gasificación. ....	16
1.4.4. Análisis exergético de la Gasificación.....	18
1.5. Trabajos derivados.....	21
<b>2. Capítulo II. Caracterización de tusa de Maíz.....</b>	<b>24</b>
2.1. Introducción. ....	24
2.2. Materiales y métodos.....	26
2.2.1. Materia prima .....	26
2.3. Resultados.....	28
2.3.1. Análisis Próximo y Elemental .....	28
2.4. Conclusiones. ....	30
<b>3. Capítulo III. Modelación CFD.....</b>	<b>31</b>



3.1. Introducción.....	31
3.2. Materiales y Métodos.....	37
3.2.1. Ecuaciones de conservación .....	38
3.2.2. Transporte de especies. ....	39
3.2.3. Extrapolación de Richardson .....	41
3.2.4. Mecanismo de reacciones .....	43
3.2.4.1. Devolatilización y pirólisis .....	43
3.2.4.2. Reacciones homogéneas.....	44
3.2.4.3. Reacciones Sólido-Gas .....	45
3.2.5. Propiedades del sólido.....	46
3.2.6. Régimen Cinético.....	47
3.2.7. Validación estadística del Modelo .....	49
3.3. Resultados.....	50
3.3.1. Independencia de malla .....	50
3.3.2. Proceso de gasificación.....	52
3.3.3. Régimen Cinético .....	58
3.3.4. Análisis Estadístico. ....	58
3.4. Conclusiones.....	60
<b>4. Capítulo IV. Análisis Exergético. ....</b>	<b>61</b>
4.1. Introducción.....	61
4.2. Materiales y métodos. ....	65
4.2.1. Discretización del dominio .....	65
4.2.2. Balance exergético local .....	71
4.2.3. Eficiencia exergética y Eficiencias de Gasificación.....	73





4.3.	Resultados.....	74
4.3.1.	Análisis Exergético.....	74
4.3.2.	Eficiencia Exergética y Eficiencia de gasificación .....	77
4.4.	Conclusiones.....	78
<b>5.</b>	<b>Conclusiones Generales y futuros trabajos.....</b>	<b>80</b>
5.1.	Objetivo específico I: Caracterización de la tusa de Maíz. ....	80
5.2.	Objetivo específico II: Modelo CFD y validación. ....	80
5.3.	Objetivo específico III: Análisis exergético local. ....	81
5.4.	Futuros trabajos. ....	81
5.4.1.	Producción de productos líquidos.....	81
5.4.2.	Análisis CFD-DEM .....	81
5.4.3.	Gasificación en lecho fluidizado.....	82
<b>6.</b>	<b>Bibliografía. ....</b>	<b>83</b>



## Lista de tablas

<i>Tabla 1-1. Porcentaje de celulosa, hemicelulosa y lignina en la biomasa vegetal.....</i>	<i>10</i>
<i>Tabla 2-1. Análisis próximo y elemental de la tusa de maíz.....</i>	<i>27</i>
<i>Tabla 2-2. Normalización de la biomasa en base seca libre de cenizas.....</i>	<i>29</i>
<i>Tabla 3-1. Reacciones en fase gaseosa y parámetros cinéticos.....</i>	<i>45</i>
<i>Tabla 3-2. Parámetros cinéticos de reacciones sólido-gas.....</i>	<i>46</i>
<i>Tabla 3-3. Características de la malla seleccionada.....</i>	<i>50</i>
<i>Tabla 3-4. Variación en los parámetros de malla.....</i>	<i>51</i>
<i>Tabla 3-5. Composición de la salida del gas normalizados vs Resultados experimentales normalizados.....</i>	<i>52</i>
<i>Tabla 4-1. Valores específicos de entalpía, entropía y exergía química estándar de algunos materiales a 25 °C, 1 atm. .....</i>	<i>67</i>

## Lista de figuras

<i>Figura 1-1. Diagrama de Van Krevelen.....</i>	<i>8</i>
<i>Figura 1-2. Composición general de la biomasa lignocelulósica, indicando la estructura de los biopolímeros y sus principales compuestos. Modelos indicados en rojo. ....</i>	<i>9</i>
<i>Figura 1-3. Distribución de los productos generados en el cultivo de maíz en base seca. ....</i>	<i>13</i>
<i>Figura 3-1. Esquema del reactor de tubos concéntricos (a), modelo planar representativo (b) y CAD del reactor completo(c). ....</i>	<i>37</i>
<i>Figura 3-2. Mallado de la geometría. ....</i>	<i>50</i>
<i>Figura 3-3. Comportamiento del LHV del Syngas sobre la línea de prueba. ....</i>	<i>51</i>
<i>Figura 3-4. Perfil de temperatura, devolatilización y H<sub>2</sub>O. ....</i>	<i>54</i>
<i>Figura 3-5. Especies combustibles y alquitranes. ....</i>	<i>55</i>
<i>Figura 3-6. Temperatura y fracción molar de gases distribuidos al interior del reactor. (a) temperatura; (b) hidrógeno; (c) Monóxido; (d) Metano; (e) Dióxido de Carbono y (f) Agua. ....</i>	<i>56</i>
<i>Figura 3-7. Tasas de reacción de gasificación con vapor y gasificación con CO<sub>2</sub> vs longitud del reactor.....</i>	<i>57</i>
<i>Figura 3-8. Curva de Calibración del modelo de simulación. ....</i>	<i>59</i>
<i>Figura 4-1. Esquema exergético para la gasificación de biomasa. ....</i>	<i>66</i>
<i>Figura 4-2. Transferencia de exergía en una celda.....</i>	<i>73</i>
<i>Figura 4-3. Exergía destruida en el reactor de tubos concéntricos. ....</i>	<i>74</i>
<i>Figura 4-4. Exergía total de biomasa en el reactor de tubos concéntricos.....</i>	<i>75</i>
<i>Figura 4-5. Exergía química de los gases en el reactor de tubos concéntricos. ....</i>	<i>76</i>
<i>Figura 4-6. Exergía total de gases en el reactor de tubos concéntricos. ....</i>	<i>77</i>
<i>Figura 4-7. Comparación de la CGE vs Eficiencia Exergética. ....</i>	<i>78</i>

# Capítulo I. Descripción del trabajo de investigación

---

## 1.1. Introducción.

La energía juega un papel importante en la sociedad moderna ya que permite implementar sistemas que satisfagan las necesidades humanas como alimentos, vivienda, empleo y transporte (Fernandez, 2018). En la actualidad el petróleo, el carbón y el gas natural aportan cerca del 80% del mix energético mundial lo que ha creado una preocupación en la búsqueda de alternativas que generen menores impactos ambientales (John et al., 2016).

Se estima que la demanda mundial de energía crecerá otro 48 % para 2040, en línea con el crecimiento de la población y el desarrollo económico. Por otro lado, las fuentes fósiles son la principal fuente de producción de gases de efecto invernadero, por lo que suplir la demanda futura debe ir acompañado un cambio gradual hacia el uso de fuentes de energía renovables para mitigar el impacto ambiental (C. H. Wang et al., 2017).

La biomasa es una de las fuentes renovables de energías alternativas al uso de fuentes fósiles, esta puede emplearse para la generación de potencia, calor e insumos. El desarrollo de proyectos de generación de energía a partir de biomasa ha tomado una gran importancia a nivel mundial, teniendo en cuenta que esta es una de las alternativas de solución a los actuales problemas de contaminación que ha generado el uso de combustibles fósiles (Gielen et al., 2019).

La biomasa residual agrícola no leñosa es una de las principales fuentes de energía renovables. Sin embargo, este tipo de biomasa se caracteriza por un alto contenido de volátiles en comparación con la biomasa leñosa y el carbón vegetal, que tienen una alta densidad energética debido a su alto contenido de carbono. Entre la biomasa no leñosa, los residuos de maíz (tusa, mazorcas sin granos) son una de las mayores fuentes de energía renovable del mundo. (WBA, 2019).

La gasificación es un proceso de conversión termoquímica en el que una sustancia en su mayoría sólida se convierte en un combustible gaseoso llamado gas de síntesis en un ambiente ligeramente oxidante. Este gas se compone principalmente de una mezcla de monóxido de carbono ( $CO$ ), hidrógeno ( $H_2$ ) y metano ( $CH_4$ ), junto con especies no energéticas como el dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y nitrógeno ( $N_2$ ) (R. D. Gómez et al., 2019).

La tecnología de gasificación da la posibilidad de configurarse como una solución transitoria entre las energías renovables y las no renovables, que permitirán un puente entre las fuentes de energía convencionales, con las tecnologías modernas de generación de energía, además del beneficio de aprovechar material residual cuyo manejo representa costos adicionales a la actividad agrícola, y que en definitiva se convierte en una alternativa a la combustión de combustibles fósiles tradicionales, redundando en una mitigación de los gases de efecto invernadero liberados a la atmósfera (Ruiz et al., 2013). Gases combustibles con bajo poder calorífico generados durante la gasificación de biomasa se visionan como combustibles alternativos para diferentes aplicaciones como son calderas, motores de combustión interna, quemadores y turbinas de gas (Bukar et al., 2019).

La gasificación de biomasa depende de un número complejo de reacciones químicas y fenómenos de transporte, que incluyen pirólisis, oxidación parcial, reacciones de

gasificación sólida, reformado, descomposición del alquitrán y reacciones homogéneas en fase gaseosa. La aplicación de modelos matemáticos permite comprender los complejos mecanismos de interacción, transporte y reacción química rara vez observados a escala de reactor. Entre estos modelos se encuentran los modelos de equilibrio, que se utilizan principalmente para estudiar los efectos de las variables más importantes sin considerar el diseño del reactor, los fenómenos de transporte y las condiciones hidrodinámicas. Por otro lado, el modelo cinético acoplado al modelo de partículas permite la inclusión de condiciones hidrodinámicas a escala del reactor, se puede aplicar para predecir compuestos en función de las propiedades fisicoquímicas de la biomasa, las condiciones de funcionamiento y el tamaño del reactor.

En el proceso de gasificación existen varias razones que ocasionan que el gas obtenido sea de bajo poder calorífico, una de ellas es la estructura y distribución de este tipo de reactores, la cual obliga que, después del proceso de pirólisis y obtención del gas de síntesis, este tenga que pasar por una zona de combustión en la que se degrada térmicamente reduciendo su poder calorífico (Susastriawan et al., 2017).

Como alternativa de solución a este problema, (J. Mendoza et al., 2021) desarrollaron un gasificador de tubos concéntricos y caracterizaron el gas de síntesis producido por este, utilizando residuos de la agroindustria del maíz como biomasa de alimentación, separando las zonas de combustión y gasificación.

Ahora bien, en el proceso de gasificación de mazorcas de maíz utilizando aire como agente gasificante, en un reactor de dos zonas, destruye una cantidad de energía útil ya que la energía química, de alta calidad contenida en la biomasa, se transforma en calor el cual es energía de baja calidad, lo que reduce la eficiencia del proceso.

El análisis exergético se fundamenta en el segundo principio de la termodinámica. Su aplicación a la investigación de procesos y sistemas posibilita plantear mejoras ingenieriles a los mismos y hacer más eficiente la implementación de recursos. La estimación de las pérdidas de exergía, identifica las posibles ganancias de eficiencia que pueden mejorar el rendimiento del proceso y, por lo tanto, ayudar a reducir el impacto ambiental (Niembro & Gonzalez, 2012).

Estos análisis de destrucción de exergía han ganado una importancia significativa en los últimos años como herramienta para cuantificar las pérdidas de energía útil por irreversibilidades termodinámicas como la fricción o la transferencia de calor. Este análisis de la segunda ley se ha combinado con métodos numéricos en análisis locales para calcular la evolución y distribución de la exergía destruida por disipación viscosa y transferencia de calor en flujos turbulentos (Bejan, 2002; Kock & Herwig, 2004).

Por lo tanto, con este análisis de exergía se buscan parámetros de diseño óptimos a través de estudios de sensibilidad que minimizan la destrucción de exergía y aumentan la eficiencia energética (Taheri et al., 2020), al igual que permite mediante una simulación numérica optimizar cada etapa del proceso de gasificación en el reactor de tubos concéntricos. Es por esto que se hace necesario estudiar el proceso de gasificación en un gasificador de tubos concéntricos, ya que este tipo de gasificadores dan como resultado un mejor poder calorífico comparado con un gasificador convencional (J. Mendoza et al., 2021) y con el análisis exergético local es posible identificar zonas de optimización de tal manera que se recupere parte del calor que se pierde y aumentar el poder calorífico del gas combustible.

La dinámica de fluidos computacional (CFD) para el proceso de gasificación actualmente tiene varios retos metodológicos en cuanto a las limitaciones del modelado, entre estas está, como representar correctamente el tamaño de partículas para la reacción de sólidos,

cual debería ser la efectividad de difusión de reactantes en la partícula y otras más, las cuales se espera que con el presente estudio ir cerrando la brecha y se pueda realizar aportes.

Se estudia la modelación CFD del gasificador de tubos concéntricos porque presenta resultados experimentales buenos en comparación con los reactores convencionales en lo que tiene que ver con el poder calorífico del Syngas y así mismo por las ventajas operativas de este tipo de geometría ya que para un reactor convencional requiere alta inyección de agente gasificante para que haya combustión y para este tipo de geometría se necesita poco agente gasificante ya que el calor producido en la zona de combustión se transmite a la zona de gasificación para la degradación térmica de la biomasa.

En el presente trabajo se realiza un análisis exergético local teniendo en cuenta primeramente la modelación CFD en un reactor de tubos concéntricos del proceso de gasificación de residuos de la agroindustria del maíz.



## **1.2. Objetivos.**

Con el fin de lograr el desarrollo del presente trabajo, se muestra a continuación el objetivo general y los objetivos específicos que lo permiten.

### **1.2.1. Objetivo general.**

Desarrollar un análisis exergético local del proceso de gasificación de los residuos de la agroindustria del maíz en un reactor de tubos concéntricos.

### **1.2.2. Objetivos específicos.**

**Objetivo específico I.** Determinar los parámetros fisicoquímicos del proceso de gasificación de residuos de la agroindustria del maíz en un reactor de tubos concéntricos.

**Objetivo específico II.** Analizar el comportamiento fluidodinámico del proceso de gasificación de biomasa residual del maíz en el reactor de tubos concéntricos.

**Objetivo específico III.** Evaluar la gasificación de la tusa de maíz en el reactor de tubos concéntricos por medio del balance exergético local.

### 1.3. Estructura de la tesis.

En el **Capítulo II** se determinarán los parámetros fisicoquímicos y cinéticos de la tusa de maíz mediante estudios realizados en la literatura. Así mismo, se determinó la ecuación de la biomasa la cual nos da el peso molecular de esta para la determinación de las exergías realizada en el capítulo IV.

En el **capítulo III** se incorporan los resultados de los parámetros fisicoquímicos y cinéticos de la biomasa así mismo, parámetros del proceso de gasificación empleando la dinámica computacional de fluidos (CFD). El análisis CFD permitió representar los efectos del perfil de temperaturas en los distintos productos de la pirólisis a escala de reactor de tubos concéntricos acordes a la dinámica de compuestos volátiles en función de la temperatura y la cinética intrínseca del Biochar. Luego, los resultados de este capítulo, se validaron mediante un análisis estadístico con una correlación de resultados optimas.

Para evaluar el comportamiento del modelo CFD como una herramienta de evaluación del proceso de gasificación de tusa de maíz en un reactor de tubos concéntricos, en el **capítulo IV** se realiza un balance exergético local en el reactor de dos zonas el cual está orientado a establecer diseños y condiciones operativas que permitan mejorar la eficiencia del proceso de gasificación y mejor el poder calorífico del gas producto.

## 1.4. Revisión de literatura.

### 1.4.1. Biomasa

La biomasa es la materia orgánica no fosilizada y biodegradable de plantas, animales y microorganismos. Esto incluye productos agrícolas y forestales, subproductos, residuos y desechos, así como desechos municipales.

A diferencia del carbón, la biomasa tiene una relación alta de oxígeno a carbono (O/C) e hidrógeno a carbono (H/C) según la Figura 1-1, lo que se asocia con un bajo poder calorífico y un alto contenido de volátiles (Valdés et al., 2017).

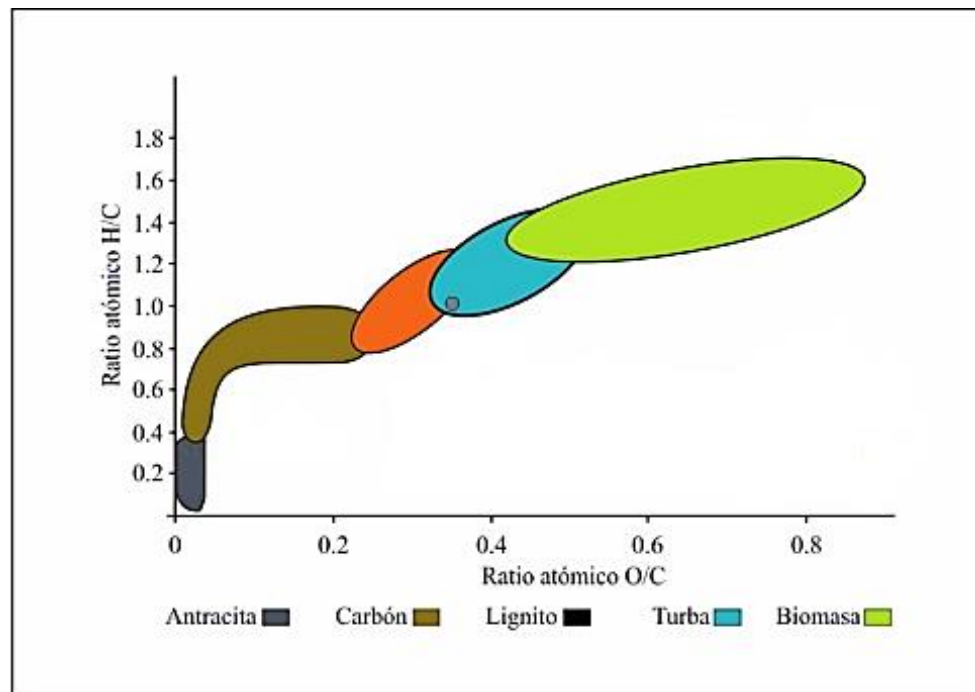


Figura 1-1. Diagrama de Van Krevelen  
Tomada de (Assureira & Assureira, 2021)

La biomasa de origen vegetal se define como biomasa lignocelulósica y tiene una estructura formada por tres macromoléculas (celulosa, hemicelulosa y lignina) que interactúan entre sí a través de enlaces de puentes de hidrógeno (Valdés et al., 2017). La Figura 1-2 muestra la distribución de la composición lignocelulósica de la biomasa, incluidas las macromoléculas de celulosa que actúan como materiales de soporte estructural. El interior está lleno de hemicelulosa amorfa y lignina como materiales de enlace.

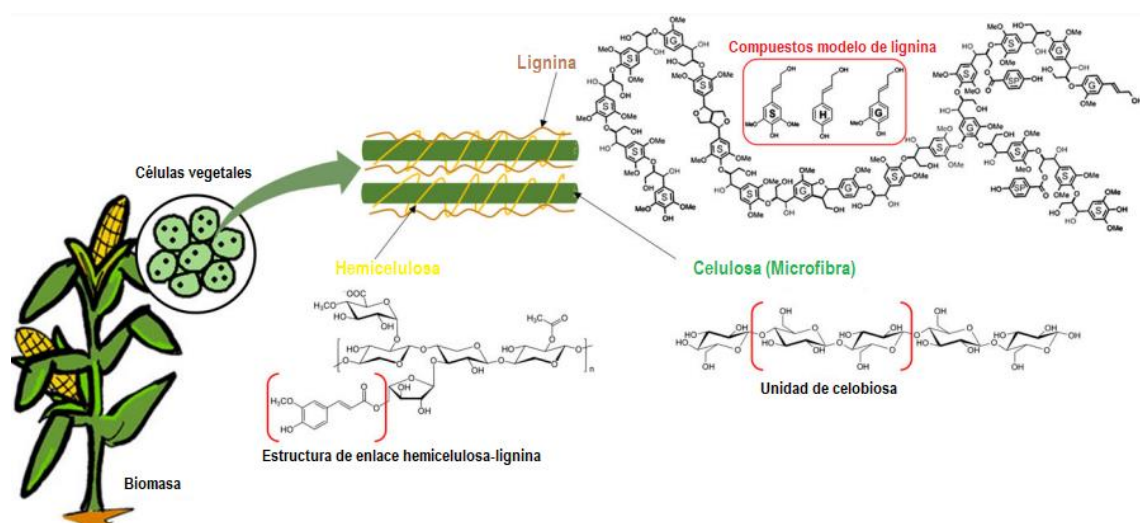


Figura 1-2. Composición general de la biomasa lignocelulósica, indicando la estructura de los biopolímeros y sus principales compuestos. Modelos indicados en rojo.

Tomada de (Gorugantu et al., 2019).

La relación de estos componentes y las propiedades de la biomasa (porosidad, espesor de pared, orientación de las fibras, etc.) tienen diferentes comportamientos durante los procesos termoquímicos (Valdés et al., 2017). La Tabla 1-1 muestra los rangos típicos de contenido de celulosa, hemicelulosa y lignina en la biomasa.

Tabla 1-1. Porcentaje de celulosa, hemicelulosa y lignina en la biomasa vegetal.

Macromolécula	Rango (%)
Celulosa	40-60
Hemicelulosa	15-25
Lignina	15-25

Tomado de (Basu, 2018).

Debido a la compleja estructura de la biomasa, se realizan análisis estructurales y fisicoquímicos previos para definir sus posibles aplicaciones, pretratamientos necesarios, técnicas utilizadas, rendimiento y potencial energético (Dayton & Foust, 2020).

El análisis estructural ayuda a determinar la composición de la biomasa en relación con las macromoléculas presentes (celulosa, hemicelulosa, lignina). Los análisis físicos y químicos básicos incluyen análisis rápido, análisis elemental y pruebas de calorimetría.

El análisis Próximo se expresa en términos de los componentes generales, como el carbono fijo (FC), el material volátil (VM), la humedad (MC) y las cenizas (A), representan la composición de la biomasa y las sumas porcentuales corresponden a 100 % según la ecuación (1) (Basu, 2018).

$$FC + VM + MC + A = 100\% \quad (1)$$

Donde el carbono fijo representa el carbón sólido de la biomasa, los volátiles son vapores condensables y no condensables, residuos inorgánicos liberados por la biomasa cuando se expone al calor se refiere a las cenizas y la humedad es el contenido de agua en equilibrio de una sustancia (Basu, 2018).

El análisis próximo se puede desarrollar con base a la norma ASTM D7582 "Método de prueba estándar para el análisis rápido de carbón y coque por análisis termogravimétrico"

que establece un procedimiento adecuado para el análisis y preparación de muestras de biomasa.

El propósito del análisis elemental es determinar la composición de un combustible en términos de sus elementos más básicos. Este análisis determina el contenido de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre como porcentaje en peso del material, según lo presentado en la ecuación (2) (Basu, 2018).

$$C + H + O + N + S + MC + A = 100\% \quad (2)$$

Al igual que con el análisis próximo, ASTM tiene una norma que regula y controla los procedimientos utilizados para realizar el análisis elemental. Esto se puede hacer utilizando la práctica estándar para el análisis final de carbono y coque de la norma ASTM D3176, que sirve como guía para realizar la prueba. Cabe señalar que los resultados del análisis próximo y elemental son comparables en términos de contenido de humedad y contenido de cenizas.

La composición próxima y elemental de la biomasa impactan en el proceso de gasificación ya que, constituyentes como las cenizas y los materiales inertes, dificultan la eficiencia energética del combustible al promover la acumulación de alquitrán y contribuir a la formación de puentes de alquitrán, que impiden la correcta homogeneización de los reactivos en el área de reducción de biomasa. Sin embargo, dependiendo de los compuestos inorgánicos presentes, ciertas reacciones pueden tener efectos catalíticos beneficiosos tanto para el craqueo de alquitrán como para las reacciones de gasificación (Gai & Dong, 2012).

Por otro lado, el poder calorífico es la propiedad que indica cuánta energía puede liberar una unidad de masa o volumen de una sustancia cuando la sustancia se quema por

completo. Hay dos tipos de poder calorífico: poder calorífico superior (HHV) y poder calorífico inferior (LHV), que depende de la fase acuosa en los productos de combustión. Estas dos propiedades están relacionadas con la ecuación (3), donde H y M son los porcentajes de hidrógeno y humedad, respectivamente, y  $h_g$  es la entalpía de formación de vapor de agua.

$$LHV = HHV - h_g \left( \frac{9H}{100} + \frac{M}{100} \right) \quad (3)$$

El HHV se puede determinar experimentalmente con una bomba calorimétrica. Utiliza el Método Estándar ASTM D2015 para determinar el poder calorífico de carbón y coque con una bomba calorimétrica adiabática, determinando la metodología requerida para realizar la prueba y obtener resultados confiables. Finalmente, por medio de la ecuación (3) se puede determinar el LHV de la biomasa.

Hoy en día, el maíz es uno de los cultivos de cereales más importantes del mundo, cultivado en una variedad de regiones climáticas y geográficas continentales, con un volumen de producción de 795 millones de toneladas. Ahora se ha logrado una producción de prueba de hasta 24 t/ha (Govaerts et al., 2019).

Los residuos generados por el cultivo del maíz incluyen tallos, hojas y mazorcas de plantas, que representan el 54,65 % de la biomasa total del maíz, de los cuales, la tusa representa el 9,35 % (J. Rhenals et al., 2016). La Figura 1-3 muestra la caracterización de generación de residuos de cultivo de maíz.

Las mazorcas son biomasa residual de las actividades agrícolas y pueden utilizarse como combustible o materia prima para otros procesos de conversión termoquímica. Se estima que en el departamento de Córdoba se generan aproximadamente 44 mil toneladas de tusa

de maíz por año (Mendoza Fandiño et al., 2021), siendo una de las biomasas con mayor potencial energético en el departamento (Sagastume et al., 2021). Por otro lado, tiene excelentes propiedades que le permiten ser utilizado en procesos de conversión termoquímica como la gasificación y la combustión (Álvarez & Silva, 2016; Jaén et al., 2020; Mendoza Fandiño et al., 2021; R. Gómez et al., 2021).

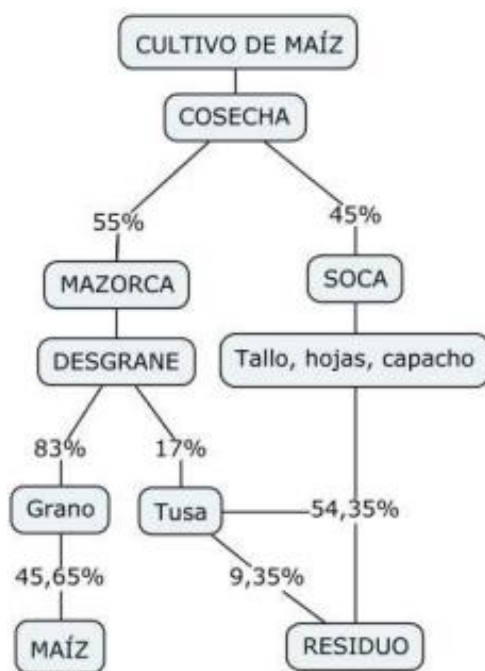


Figura 1-3. Distribución de los productos generados en el cultivo de maíz en base seca.

Tomado de (J. Rhenals et al., 2016).

#### 1.4.2. Gasificación de residuos de maíz

La gasificación es un proceso de conversión termoquímica en atmósfera controlada en el que la materia orgánica o el combustible sólido se convierte en un gas inflamable con un contenido de energía reducido en el estado final. Durante la gasificación, todos los tipos de materiales combustibles, tanto fósiles como orgánicos, se convierten en hidrocarburos ligeros, monóxido de carbono, hidrógeno y otros gases en una mezcla conocida como gas de síntesis.



Los autores (Martínez et al., 2020) realizaron una investigación experimental sobre la gasificación de mazorcas de maíz con una fracción de partículas finas menor a 10mm en un sistema de lecho fijo a escala piloto de 18 kW para generación de energía utilizando diferentes cargas resistivas (4,8 y 12kW). El principal objetivo de estudio fue evaluar la influencia del uso de fracciones de materiales finos obtenido durante las actividades de acondicionamiento de biomasa como materia prima para la gasificación bajo diversas cargas eléctricas. Las mejores condiciones operativas dieron como resultado un gas con poder calorífico de 5.06 MJ/Nm<sup>3</sup>, composiciones de CO=16.7%, H<sub>2</sub>=17% y CH<sub>4</sub>=3.1%. Además, la presencia de contenido fino en la materia prima logró una mayor eficiencia de gas frío (28–37%) en comparación con la biomasa sin contenido fino. El uso de contenido fino en una proporción moderada podría reducir significativamente las pérdidas de combustible durante las actividades de acondicionamiento y, por lo tanto, reducir el costo de producción de energía a partir de biomasa de mazorca de maíz. Se observa que se puede lograr una composición de gas de síntesis favorable cuando la carga resistiva está más cerca de la capacidad nominal. A medida que la carga resistiva varió de valores más pequeños (4 kW o 22 % de la capacidad nominal) a valores más grandes (12 kW o 67 % de la capacidad nominal), la temperatura aumentó y se obtuvieron mejores eficiencias de gas frío.

(Martillo Aseffe et al., 2021) estudiaron la influencia de la recuperación de energía de los residuos de mazorca de maíz en el desempeño ambiental de la cadena de suministro de semilla de maíz. Aquí llevaron a cabo un estudio experimental de gasificación de mazorcas de maíz utilizando aire como agente gasificante, mientras que la generación de energía a base de gas de síntesis se evaluó en un motor de combustión interna. Además de esto, realizaron la evaluación del ciclo de vida (LCA) de dos escenarios (casos de combustión y gasificación de residuos de mazorca de maíz) para la cadena de suministro de semilla de maíz. Según los resultados, el rendimiento del gas de síntesis estuvo en el

rango de 1,23 y 2,35 Nm<sup>3</sup>/kg, con un poder calorífico inferior de 5.32 MJ/Nm<sup>3</sup>. La recuperación de energía específica de los residuos de mazorca de maíz mostró un índice de excedente de electricidad de 744 kWh/t de mazorca de maíz. Además, la huella de carbono tanto para los casos de combustión como de gasificación fue de 913 kg CO<sub>2</sub>-eq/t semilla-maíz y 797 kg CO<sub>2</sub>-eq/t semilla-maíz, respectivamente. La conversión termoquímica integrada de la mazorca de maíz y el sistema de generación de energía representa una alternativa tecnológica para su manejo sustentable. Este estudio proporciona un inventario holístico, un balance de energía y un análisis del ciclo de vida de la utilización de energía de la mazorca de maíz.

Los autores (R. D. Gómez et al., 2021) realizaron una evaluación del efecto de la mezcla aire-vapor y carbonato de calcio CaCO<sub>3</sub> como promotor de las reacciones de reformado y gasificación de alquitranes, utilizando mazorca de maíz sin granos como materia prima en un gasificador de 40 kW. Realizaron cuatro tratamientos experimentales para determinar los principales efectos estadísticos sobre la composición del gas de síntesis, el rendimiento de hidrógeno (yH<sub>2</sub>), el poder calorífico inferior del gas de síntesis (LHV<sub>gas</sub>) y la eficiencia del gas frío (CGE). Los resultados revelaron que el mayor rendimiento de gasificación logró producción de hidrógeno de 310 Nml/g, un valor LHV<sub>gas</sub> de 4,8 MJ/Nm<sup>3</sup> y una eficiencia de gas frío del 59,18% con vapor y CaCO<sub>3</sub>. Al realizar un análisis estadístico concluyeron que el CaCO<sub>3</sub> y el vapor influyen en la producción de H<sub>2</sub> aumentando un 15,8% y un 10,8%, respectivamente, con una relación CaCO<sub>3</sub>/biomasa del 1% (p/p) y una relación Vapor/biomasa del 11% (p/p). Los principales efectos estadísticos lo encontraron para un aumento de CGE de 5% con la adición de vapor, 10% con CaCO<sub>3</sub> y 10% usando CaCO<sub>3</sub> y vapor simultáneamente.

En la investigación realizada por (Arun et al., 2022) utilizaron un gasificador de tiro descendente de lecho perforado fijo de 25 kW<sub>th</sub> para investigar y comparar su rendimiento

al usar mazorca de maíz (CC) y cáscara de coco (CS) como materia prima. Utilizaron aire como medio gasificante y lo administraron dentro de la zona de reacción del gasificador (justo encima de la garganta) a través de cuatro conductos igualmente espaciados en modo de circulación forzada. La composición del gas, el poder calorífico superior (HHV) del gas, la generación específica de gas (SGG) y las eficiencias de gasificación se compararon para mazorca de maíz y cáscara de coco variando las relaciones de equivalencia (ER) de 0,1 a 0,45. De los resultados obtenidos, infirieron que el HHV del gas generado en la gasificación era máximo con una ER de 0,3 al usar mazorca de maíz ( $4,578 \text{ MJ/m}^3$ ) y de 0,35 al usar cáscara de coco ( $4,229 \text{ MJ/m}^3$ ) como materia prima. Observaron que la generación específica de gas, asociado con el HHV máximo de gas, fue de  $2,12 \text{ m}^3/\text{kg}$  y  $3,05 \text{ m}^3/\text{kg}$  para mazorca de maíz y cascara de coco, respectivamente. La eficiencia óptima del gas frío la obtuvieron en el mejor punto de operación, es decir, en ER de 0,3 y 0,35 para la gasificación de mazorca de maíz (62,83%) y cascara de coco (72,74%), respectivamente. Cuantificaron contenidos de alquitrán de  $1,3 \text{ g/m}^3$  y  $0,62 \text{ g/m}^3$  y contenidos de material particulado de  $0,355 \text{ g/m}^3$  y  $0,215 \text{ g/m}^3$  para el gas pobre generado a partir de la gasificación de mazorca de maíz y cascara de coco, respectivamente.

### **1.4.3. Modelación CFD de Gasificación.**

Aunque la energía de la biomasa tiene un papel prometedor, existe una necesidad crítica de tecnologías de gasificación que puedan convertir eficientemente la biomasa en gases valiosos. En la gasificación, se pueden utilizar varias formas de biomasa, como residuos forestales, residuos agrícolas (cáscaras de arroz, granos, maíz), madera de caucho y aserrín de pino para la producción de calor y energía sostenible y renovable. Sin embargo, como se entiende, la gasificación de biomasa es un proceso termoquímico complejo en el que la biomasa se convierte en gas de síntesis producto de numerosas reacciones homogéneas y heterogéneas (U. Kumar & Paul, 2019).

En la gasificación de biomasa, el diseño del gasificador juega un papel importante. Sin embargo, se necesita mucho esfuerzo y recursos para diseñar un nuevo gasificador del tamaño correcto. También consume mucho tiempo y requiere una configuración experimental considerable. Por lo tanto, los enfoques numéricos son técnicas excelentes para obtener información sobre el gasificador y comprender la física subyacente asociada con la gasificación de biomasa. También es económico porque ahorra costos de prueba, tiempo y otros recursos. Además, facilita la reproducibilidad del proceso y las modificaciones oportunas cuando sea necesario. Entre varios enfoques numéricos, la dinámica de fluidos computacional (CFD) se ha convertido en una alternativa, proporcionando una forma efectiva de determinar procesos físicos y químicos en reactores basados en biomasa bajo diversas condiciones de operación en un entorno virtual. (Pandey et al., 2021).

La dinámica de fluidos computacional, conocido como CFD por sus siglas en inglés, (Computational Fluid Dynamics) se usó originalmente en la industria aeroespacial, pero con el tiempo su uso se ha expandido para incluir otras industrias. Esto se debe a que el CFD se define por una combinación de varias ciencias, como la mecánica de fluidos y la transferencia de calor. Con esto, puede crear nuevos diseños de sistemas de gasificación, mejorar la eficiencia del proceso y reducir los costos, el tiempo y las pruebas en el mundo real (Roychowdhury, 2020).

Varios investigadores utilizan el CFD para simular y estudiar el rendimiento de reactores como los reactores de lecho fluido y de lecho fijo. Estos estudios determinan el comportamiento de flujo de los fluidos junto con la transferencia de calor y masa, las reacciones químicas (devolatilización, combustión), los cambios de fase y el movimiento mecánico. Los resultados de los modelos CFD finalmente proporcionan buenos datos

cuantitativos o cantidades precisas. El modelado CFD es en sí mismo una poderosa herramienta para generar nuevas tecnologías.

Sin embargo, el modelado CFD de gasificación termoquímica de biomasa todavía tiene muchos desafíos que afectan en gran medida los resultados. La biomasa es una composición de celulosa, hemicelulosa, lignina y pequeñas cantidades de otros compuestos orgánicos e inorgánicos. Sus proporciones y estructuras químicas de la biomasa varían según el tipo de biomasa. Diferentes composiciones se degradan a diferentes velocidades y mecanismos y se influyen mutuamente durante los procesos termoquímicos. Abordar esta complejidad es un punto clave del modelo de simulación CFD (Pandey et al., 2021).

#### **1.4.4. Análisis exergético de la Gasificación.**

El análisis exergético es una metodología orientada a un uso racional y eficiente de la energía en los procesos termodinámicos e industriales. El propósito de este tipo de análisis es comprender y mejorar la eficiencia de todo el sistema (Caliskan & Hepbasli, 2010). El análisis de exergía permite un estudio detallado de las transformaciones de la cantidad y calidad de energía ocurridas dentro de la definición del sistema. Un balance de exergía de cualquier sistema termodinámico permite evaluar y computar irreversibilidades en el proceso de producción y también es capaz de identificar qué parte del sistema es la más problemática y por qué afecta a la infraestructura general (Dincer & Cengel, 2001).

(Couto et al., 2017) realizaron una investigación sobre un análisis exergético del tratamiento de residuos sólidos urbanos en Portugal mediante gasificación con vapor. El estudio presentado se centró en un análisis termodinámico realizado sobre la gasificación con vapor de los residuos sólidos municipales (RSU). Utilizaron un modelo matemático

construido sobre un conjunto confiable de corridas experimentales de un gasificador semiindustrial para evaluar los efectos de la temperatura del reactor y la relación vapor / biomasa (SBR) en el contenido de gas y alquitrán producido. El aumento de la temperatura de gasificación condujo a un claro aumento tanto de los valores de exergía como de la eficiencia de exergía. Por otro lado, el aumento en SBR condujo a un fuerte aumento en los valores de exergía cuando se introdujo el vapor, lo que llevó a valores relativamente constantes cuando se incrementó aún más el SBR. En cuanto a la eficiencia exergética, el SBR arrojó un valor máximo claro, que en el caso de los residuos forestales se encontró en  $SBR = 1.0$ , mientras que para los RSU en 1,5. Con el fin de promover un gas más rico en hidrógeno, los datos obtenidos del modelo numérico se utilizaron para diseñar un modelo de optimización de la eficiencia exergética basado en el método de superficie de respuesta. La máxima eficiencia de hidrógeno se encontró a  $900\text{ °C}$  con un SBR de 1,5 para RSU y 1.0 para residuos forestales.

Por su parte, (Verissimo et al., 2019) realizaron una derivación de ecuaciones de transporte de entropía y exergía, y aplicación al análisis de la segunda ley de la gasificación del bagazo de caña de azúcar en lechos fluidizados burbujeantes. Esas ecuaciones de transporte de masa, momento, energía y especies químicas dadas por la formulación de Euler-Euler para flujos multifásicos se utilizan junto con la segunda ley de la termodinámica para derivar las ecuaciones de transporte de entropía y exergía, adecuadas para el estudio de flujos reactivos gas-partículas, como los observados durante la pirólisis, gasificación y combustión de partículas de biomasa. Implementaron un modelo cinético en un código fuente abierto de dinámica de fluidos computacional (CFD) para la gasificación del bagazo de caña de azúcar. Luego, los términos de destrucción de exergía derivados se implementaron numéricamente a través de rutinas en Fortran definidas por el usuario. Después de esto, realizaron el análisis de la segunda ley del proceso de gasificación del bagazo de caña de azúcar en lechos fluidizados burbujeantes

obteniendo resultados detallados para las destrucciones locales de exergía a lo largo del reactor.

Por su parte, (L. Wang et al., 2021) realizaron una investigación numérica de la gasificación con  $\text{CO}_2$  de partículas de biomasa; análisis de generación de energía, exergía y entropía. Desarrollaron una herramienta teórica de bajo costo basada en el equilibrio termodinámico y un modelo de dinámica de fluidos computacional para analizar la gasificación de partículas de biomasa en una atmósfera de  $\text{CO}_2$ . Se evidencio que los aumentos de la relación  $C/\text{CO}_2$  mejoran la producción de hidrógeno y dan como resultado la mejora de la eficiencia energética y exergética del proceso. De acuerdo con lo reportado para la gasificación del aire, el aumento del contenido de humedad de la biomasa intensifica la producción de hidrógeno y reduce el rendimiento de CO. Los resultados revelaron que las temperaturas iniciales más altas de la biomasa en la entrada del reactor conducen a una generación más fuerte de entropía química. Además, la traza temporal de la generación de entropía se ve afectada significativamente por la temperatura inicial de la partícula de biomasa. Se destaca, que la relación entre la temperatura de las partículas y la generación de entropía total es altamente no lineal. Además, encontraron que la irreversibilidad de las reacciones químicas es el contribuyente más significativo a la generación de entropía total en el proceso.

## 1.5. Trabajos derivados

A continuación, se relacionan trabajos derivados de esta investigación y trabajos realizados durante el tiempo de estudio. 1 artículo sometido en revisión, 3 artículos publicados y una ponencia en un evento de divulgación internacional. A continuación, se detallan los productos

### Artículo 1

Caracterização Energética dos Resíduos da Agroindústria do Milho em um Protótipo de Gaseificação Multizona

Revista Virtual de Química

Estado: Publicado

Cuartil de revista: Q4

Aporte al trabajo: Parámetros termoquímicos de tusa de maíz, parámetros experimentales de composición cinética del Syngas.

**RVQ** Revista Virtual de Química

\* Universidade de Córdoba, Departamento de Engenharia Mecânica, Campus Monteria, CP 230002, Monteria, Córdoba, Colômbia.

\*E-mail:  
[jorge.mendoza@comco.unicordoba.edu.co](mailto:jorge.mendoza@comco.unicordoba.edu.co)

Recebido em: 2 de Abril de 2021

Aceito em: 7 de Maio de 2021

Publicado online: 13 de Agosto de 2021

Article

<https://dx.doi.org/10.21577/1984-6835.20210099>

### Caracterização Energética dos Resíduos da Agroindústria do Milho em um Protótipo de Gaseificação Multizona

#### Energy Characterization of Corn Agroindustry Waste in a Multi-Zone Gasification Prototype

Jorge Mario Mendoza Fandiño,<sup>\*,\*</sup> Stiven Javier Sofán German,<sup>\*</sup> Daniel Esteban López García,<sup>\*</sup> Arnold Martínez Guarín,<sup>\*</sup> Jesus David Rhenals Julio<sup>\*</sup>

This research is framed in the areas of alternative energy, thermodynamics and heat transfer. The aim was to develop a multizone gasifier and characterize the synthesis gas produced by it, using waste from the corn agroindustry as feed biomass, separating the combustion and gasification zones, with a view to coupling it to a dual biofuel-solar cooling system for the conservation of agro-industrial products in non-interconnected areas. It's divided into five parts; the first part consists in the determination of thermo-physical properties of the corn cob. In the second part, the preliminary design of the multi-zone gasifier was developed. The third part consisted of performing five simulations in the Fluent software, to evaluate the temperature profiles. The fourth part was the multi-zone gasifier construction process. Finally, the fifth part used four tests obtained from the variation in the amount of mass present in the gasification zone, which are carried out to evaluate the thermal-energy properties of the synthesis gas that occurs in each test. The Lower Heating Values (LHV) obtained for each test were 1,981; 5,184; 4,214 and 2,026 MJ / kg respectively. The result obtained in test # 2 stands out, which compared to a gas obtained in a Downdraft gasifier for the same biomass, has an increase of 69,17%. Likewise, a higher mole fraction of methane in the synthesis gas stands out compared to that produced by other gasifiers.

**Keywords:** Alternative energies; corncobs; multi-zone gasifier; temperature profile; synthesis gas.




**Artículo 2**

The inequality of electricity consumption in Colombia.  
Projections and implications

Revista: Energy  
Estado: Publicado  
Cuartil de revista: Q1


Energy 249 (2022) 123711




Contents lists available at [ScienceDirect](#)

## Energy

journal homepage: [www.elsevier.com/locate/energy](http://www.elsevier.com/locate/energy)




---



**The inequality of electricity consumption in Colombia. Projections and implications**

Juan José Cabello Eras, PhD <sup>a</sup>, Jorge Mario Mendoza Fandiño, PhD <sup>b</sup>,  
Alexis Sagastume Gutiérrez, PhD <sup>a,\*</sup>, Juan Gabriel Rueda Bayona, PhD <sup>c</sup>,  
Stiven Javier Sofan German <sup>b</sup>

<sup>a</sup> Energy Department, Universidad de la Costa, Calle 50 No 55-66, PBX 336 22 00, Barranquilla, Colombia  
<sup>b</sup> Departamento de Ingeniería Mecánica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Córdoba, Carrera 6 No. 77- 305, Montería, Colombia  
<sup>c</sup> Natural and Environmental Resources Engineering School (EIDENAR), Faculty of Engineering, Universidad del Valle, 25360, Cali, Colombia

**Artículo 3**

Potential of livestock manure and agricultural wastes to  
mitigate the use of firewood for cooking in rural areas.  
The case of the department of Córdoba (Colombia)

Revista: Development Engineering  
Estado: Publicado  
Cuartil de revista: Q1

Development Engineering 7 (2022) 100093



Contents lists available at [ScienceDirect](#)

## Development Engineering

journal homepage: [www.elsevier.com/locate/deveng](http://www.elsevier.com/locate/deveng)




---

**Potential of livestock manure and agricultural wastes to mitigate the use of firewood for cooking in rural areas. The case of the department of Córdoba (Colombia)**

Alexis Sagastume Gutiérrez <sup>a,\*</sup>, Jorge Mario Mendoza Fandiño <sup>b</sup>, Juan José Cabello Eras <sup>a</sup>,  
Stiven Javier Sofan German <sup>b</sup>

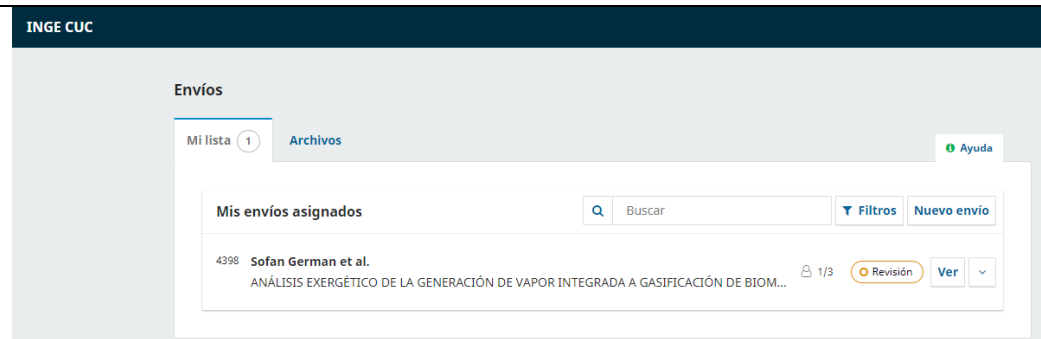
<sup>a</sup> Energy Department, Universidad de la Costa, Calle 50 No 55-66, PBX 336 22 00, Barranquilla, Colombia  
<sup>b</sup> Departamento de Ingeniería Mecánica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Córdoba, Carrera 6 No. 77- 305, Montería, Colombia

**Artículo 4**

Análisis exergético de la generación de vapor integrada a gasificación de biomasa

Revista: INGE CUC

Estado: Sometido



**Participación en evento internacional**

Modelamiento CFD de la gasificación alotérmica de residuos agroindustriales de maíz en un reactor de tubos concéntricos

Evento de divulgación internacional.



## Capítulo II. Caracterización de tusa de Maíz.

---

### 2.1. Introducción.

Los combustibles no renovables como el carbón y los derivados del petróleo representan actualmente emisiones crecientes de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), metano (CH<sub>4</sub>) y gases de efecto invernadero (GEI), entre otros, y es donde nace la urgencia de diversificar el mercado energético con fuentes alternativas distintas a los combustibles fósiles. Existen estudios donde se han centrado en el desarrollo de modelos de sistemas de energía renovable como estrategias de planificación sostenible para promover fuentes alternativas de biocombustibles (Arenas Castiblanco et al., 2022).

La biomasa es un recurso abundante y renovable que puede generar electricidad, calor, combustible e incluso productos químicos. La biodegradabilidad, el bajo costo, la neutralidad de carbono y las emisiones de gases a baja temperatura hacen de Colombia un gran potencial para el desarrollo agrícola de la biomasa como fuente de energía renovable (Carta et al., 2012).

El maíz es un cultivo de cereal domesticado que pertenece a la familia de los cereales y se distingue por características fenotípicas. Ahora se cultiva en muchos climas continentales y geografías diferentes del mundo y según (Federación, 2010) este año, con una producción de 795 millones de toneladas, el maíz se ha convertido en el cultivo de cereales más importante del mundo, superando al trigo y arroz (Acosta Roca, 2009; Serratos-Hernández, 2009; Federación, 2010).

En Córdoba, departamento del norte de Colombia, la agricultura es una de las actividades económicas más importantes. La principal razón es que existen 103.007 hectáreas de tierra, de las cuales 43.979 hectáreas se dedican al cultivo de maíz, equivalente a una producción anual de aproximadamente 154.273 toneladas equivalente al 30% de la producción total a nivel nacional (Arenas Castiblanco et al., 2022).

El cultivo del maíz se utiliza casi en su totalidad, dado que su finalidad es la obtención de grano. Los residuos de las actividades de cosecha y procesamiento también se utilizan principalmente en la producción de complementos alimenticios para el ganado. Entre la hojarasca producida destacan los tallos de plantas, capacho y tusa, que representan 54,65% de la cosecha total (J. D. Rhenals et al., 2021).

Además de su uso general, los residuos de cultivos son de interés para ser utilizados como fuente de producción de energía sostenible debido a los beneficios ambientales y energéticos por su abundancia y propiedades de biomasa (Basu, 2018; Buragohain & Mahanta, 2010; J. D. Rhenals et al., 2021). La mazorca de maíz es el residuo de cultivo más importante y son un contaminante que produce partículas, hollín y gases de efecto invernadero, ya que los residuos suelen incinerarse al aire libre. Sin embargo, dadas sus propiedades energéticas, puede ser sometido a procesamiento termoquímico y utilizado como recurso para producir combustibles verdes (Gomez et al., 2021).

La energía de la biomasa se puede utilizar para producir nuevos combustibles o generar calor en procesos de conversión termoquímica como la combustión, la gasificación y la pirólisis (Arenas et al., 2019). Existen muchos métodos analíticos diferentes para determinar la composición de los compuestos orgánicos, algunos de los cuales son análisis experimentales determinados en procedimientos estándar, en los que se toman muestras y se transportan al laboratorio para evaluar su comportamiento en condiciones controladas.

Otros métodos son métodos teóricos desarrollados modelando resultados experimentales utilizando ecuaciones y relaciones entre las propiedades de los componentes de la sustancia y las propiedades específicas a determinar. En la mayoría de los casos, los análisis teóricos arrojan resultados imprecisos, con errores de hasta el 50%, por lo que se consideran estudios poco confiables en los que el desarrollo del modelo está condicionado por eventos que afectan los resultados (Álvarez Rodríguez et al., 2012).

Conocer la composición de la biomasa utilizada como combustible es útil, por lo que se puede realizar una caracterización termoquímica que proporcione información sobre la composición de los elementos que la componen, carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O), nitrógeno (N) o azufre (S) (si se incluyen) y su capacidad energética. Esto se puede realizar mediante tres pruebas: análisis próximo, análisis elemental y pruebas calorimétricas, las cuales se realizan de acuerdo con los procedimientos establecidos en las normas respectivas.

En el presente capítulo se definirán los parámetros fisicoquímicos y cinéticos de la tusa de maíz para el proceso de Gasificación de biomasa residual.

## **2.2. Materiales y métodos**

### **2.2.1. Materia prima**

La composición de la biomasa se determinó por medio de los análisis próximo y elemental tomado de (J. Mendoza et al., 2021), donde se identificó las proporciones de los elementos que la conforman, así como los materiales volátiles de esta, porcentaje de humedad, carbón fijo y cenizas; todo esto para establecer las reacciones desarrolladas en el proceso de gasificación. La caracterización elemental y análisis próximo se muestran en la Tabla 2-1.

Tabla 2-1. Análisis próximo y elemental de la tusa de maíz

Análisis Próximo %(p/p)				Análisis Elemental %(p/p)				
MC	CF	MV	C	C	H	O	N	S
10,52	16,54	65,23	7,71	39,95	4,97	47,42	0,60	0,09

Tomado de (J. Mendoza et al., 2021).

Para el caso del poder calorífico de la tusa de maíz, según el trabajo realizado por (Jeguirim et al., 2014), el poder calorífico superior (HHV) de la tusa de maíz fue establecido en 16,1 MJ/kg, y el poder calorífico inferior (LHV) de esta, fue establecido en 14,7 MJ/kg.

Así mismo, para el cálculo de la densidad de bulto, (Magniont & Aubert, 2018) la determinaron experimentalmente, tomando un recipiente de masa y volumen conocidos, el cual llenaron de tusa de maíz y ubicaron en una balanza, al valor de masa arrojado por esta, se restó el valor del recipiente, y lo dividieron entre el volumen de este último donde arrojó una densidad de bulto de  $497 \pm 14 \text{ kg/m}^3$ .

Ahora bien, la capacidad calorífica específica ( $cp$ ) caracteriza la capacidad de un material para almacenar energía térmica. En este caso, (Magniont & Aubert, 2018) evaluaron tusa de maíz mediante calorimetría diferencial de barrido (DSC). Previo a ser ensayadas, la muestra fue secada a  $50^\circ\text{C}$  hasta la estabilización de la masa antes de ser enfriadas en un desecador. Después de realizado el experimento, la capacidad calorífica de la tusa de maíz tuvo un valor de  $1304 \text{ J/kg} \cdot \text{K}$ .

En el caso de la conductividad térmica de la tusa de maíz, (Sooriyalakshmi & H, 2021) evalúan diferentes materiales aislantes térmicos, los factores que afectan el aislamiento térmico y los métodos para determinar la conductividad térmica. De este estudio, los

autores después de realizar los diferentes experimentos, concluyen que la conductividad térmica de la tusa de maíz es de  $0,096 \pm 0,1 \text{ W/mK}$ .

Para el caso cinético de la tusa de maíz, según el trabajo realizado por (Arenas Castiblanco et al., 2022), la energía de activación (EA) de la tusa de maíz fue establecida en 58,35 kJ/mol y el factor de frecuencia (A) de esta, obtuvo un valor de  $2,4 \times 10^5 \text{ min}^{-1}$ .

## 2.3. Resultados

### 2.3.1. Análisis Próximo y Elemental

Al analizar los resultados presentados por (J. Mendoza et al., 2021) en la Tabla 2-1, se puede apreciar que la biomasa es apta para que sea utilizada energéticamente, debido a que más del 80% de su composición porcentual está constituida por materiales volátiles y carbono fijo, indispensables en el proceso de gasificación. Además de esto, debido al bajo contenido de humedad relativa de la biomasa (10,52%) presenta conveniencia para ser una biomasa utilizada para gasificar ya que este porcentaje referente es cercano al de algunos combustibles sólidos.

Ahora bien, al analizar los porcentajes de los elementos que constituyen la tusa de maíz, se destaca la baja presencia de nitrógeno (elemento indeseable por su efecto contaminante). También se evidencia la presencia de una mayor cantidad porcentual de oxígeno respecto los otros elementos presentes, seguido por el carbono y luego el hidrógeno.

Ahora, teniendo en cuenta el análisis próximo y elemental de la tusa de maíz, se calcula la ecuación de la biomasa. La Tabla 2-1 muestra la normalización de la biomasa en base seca libre de cenizas donde la suma de porcentajes del análisis elemental da 93.11 así:

Tabla 2-2. Normalización de la biomasa en base seca libre de cenizas

Elemento	%/ $\Sigma CHONS$	mol= %/ $\Sigma CHONS/M_m$
C	0,4245516	0,0353793
H	0,0533777	0,0533777
O	0,0064439	0,0004027
N	0,5146601	0,0321662
S	0,0009665	3,02062E-05

Ahora bien, teniendo en cuenta la Tabla 2-2 la ecuación de la biomasa viene dada por las siguientes relaciones:

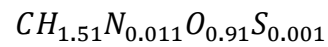
$$\frac{H}{C} = 1,51$$

$$\frac{N}{C} = 0,011$$

$$\frac{O}{C} = 0,91$$

$$\frac{S}{C} = 0,001$$

Así, la ecuación de la biomasa es:





## **2.4. Conclusiones.**

Se caracterizó mediante la literatura que existe, las características fisicoquímicas de la tusa de maíz utilizadas en el proceso de gasificación de biomasa.

Estos resultados van a ser utilizados en el capítulo III del presente trabajo, donde se desarrollará el modelo computacional del proceso de gasificación.

## Capítulo III. Modelación CFD.

---

### 3.1. Introducción.

La gasificación de biomasa implica la conversión de compuestos orgánicos sólidos/líquidos en gas-vapor y fase sólida. La fase gaseosa, comúnmente denominada "syngas", tiene un alto poder calorífico y puede utilizarse para generar electricidad o producir biocombustibles. La fase sólida, denominada "char", contiene la fracción orgánica no formada y los materiales inertes presentes en la biomasa tratada (Molino et al., 2016).

La gasificación de biomasa es un proceso complejo que incluye muchas reacciones químicas, intercambios de calor y masa y cambios de presión. La gasificación de biomasa se ve como una forma de aumentar el uso de biomasa para la producción de energía y garantizar un uso generalizado. La gasificación requiere un agente gasificante, es decir, aire, oxígeno o vapor, para reorganizar la estructura molecular de la materia prima y convertirla en un combustible gaseoso útil con una alta proporción de hidrógeno a carbono ( $H/C$ ) (Baruah & Baruah, 2014).

El desarrollo de los procesos de gasificación de biomasa está impulsado por la creciente conciencia de los impactos climáticos potenciales de los combustibles fósiles y el aumento continuo de los precios del petróleo (Molino et al., 2016). Por otro lado, la evaluación de la biomasa para la gasificación en varios procesos de conversión termoquímica depende en gran medida de sus propiedades fisicoquímicas. Dentro de estas propiedades, la

densidad de la biomasa, la humedad y la composición química afectan la calidad de los productos de gasificación, por lo que desde una perspectiva operativa, el tipo de reactor, la temperatura de gasificación, el agente de gasificación, el tipo de biomasa, el tamaño de las partículas, la transferencia de calor, la relación de equivalencia (*ER*) y la adición de catalizador deben considerarse (Mohammed et al., 2011). De esta forma, la evaluación técnica del proceso requiere el uso de herramientas de modelado capaces de tomar en cuenta factores relacionados con la química de la biomasa, mecanismos cinéticos de las principales reacciones y aspectos fenomenológicos relacionados con las especies y los mecanismos de transporte de energía en el sistema. Estas herramientas incluyen el uso de dinámica de fluidos computacional (CFD).

La dinámica de fluidos computacional (CFD) proporciona un medio eficaz para determinar procesos físicos y químicos en reactores basados en biomasa bajo diversas condiciones operativas en entornos virtuales. Varios investigadores lo utilizan para simular y estudiar el rendimiento de reactores como los reactores de lecho fluidizado y de lecho fijo. El CFD determina el comportamiento del flujo de fluidos, así como la transferencia de calor y masa, las reacciones químicas (devolatilización, combustión), las transiciones de fase y el movimiento mecánico. El modelado CFD en sí mismo es una poderosa herramienta para generar nuevas ideas y técnicas. La clave de los modelos de simulación CFD es cómo lidiar la complejidad multifísica de los procesos, así como con heterogeneidad de las propiedades de la biomasa (Pandey et al., 2021). Además, se necesitan caracterizaciones que permitan combinar mecanismos cinéticos a escala de partículas y fenómenos de transporte, permitiendo la representación del comportamiento de procesos a escala de reactor (Pepiot et al., 2010).

La revisión de la literatura confirma que las simulaciones CFD pueden resolver la cinética química existente, las propiedades de flujo, la transferencia de masa, la transferencia de calor y otros problemas físicos potenciales de la gasificación de biomasa. Esta herramienta

ayuda a mejorar aún más la configuración del diseño del gasificador y el rendimiento general sin muchos de los tediosos procedimientos experimentales que normalmente se requieren. Sin embargo, las simulaciones numéricas rara vez se tienen en cuenta en el estudio de los procesos de gasificación de biomasa (Ngamsidhiphongs et al., 2020; Pandey et al., 2021).

(Klimanek & Bigda, 2018) desarrollaron y aplicaron dos modelos CFD de gasificación de carbón mejorada con  $CO_2$  en un reactor de lecho fluidizado circulante presurizado para simular el proceso y predecir la composición del gas de síntesis a la salida del reactor. El modelo fue desarrollado utilizando el código comercial ANSYS Fluent y CFPD Barracuda. Este modelo permitió predecir la composición del gas de síntesis producido y proporcionar información sobre los procesos que tienen lugar dentro del reactor. Los resultados del análisis se compararon con datos experimentales. La composición del gas de síntesis predicha concordaba bien con los datos experimentales, aunque en algunos casos la composición del gas local de  $CO_2$  era diferente. La distribución de temperatura predicha por Fluent coincidió bien con los datos experimentales. Los casos examinados confirmaron que la adición de  $CO_2$  al agente gasificante en un reactor presurizado puede aumentar el rendimiento de  $CO$  por unidad de materia prima y reducir la demanda de oxígeno.

Por otra parte (Hu et al., 2019) modelaron un gasificador de lecho fluidizado utilizando elementos discretos y métodos de integración de dinámica de fluidos computacional de grano grueso (CFD-DEM). Basándose en la validación del modelo de medición experimental, realizaron una serie de simulaciones para investigar el efecto de distintos parámetros operativos en la gasificación del carbón en un lecho fluidizado burbujeante. Los resultados muestran que la distribución espacial de la tasa de gasificación en las direcciones horizontal y vertical no es uniforme, lo que refleja la distribución deseada de

partículas de combustible. Se observó que la retromezcla de gas juega un papel importante en el control de la combustión del gas de craqueo, que es perjudicial para la producción de productos de gasificación. Los resultados muestran que el tamaño de las partículas de arena tiene un mayor efecto sobre el retromezclado de gases. Aunque la uniformidad de la distribución de partículas de combustible no es un factor crítico que afecte el rendimiento promedio del producto. Además, la mezcla horizontal de partículas de combustible es la causa principal de las fluctuaciones en la tasa de gasificación. Fundamentalmente, mostraron que las oscilaciones horizontales de mezcla de combustible están dominadas por la acción de las burbujas.

Otros autores como (U. Kumar & Paul, 2019) utilizaron un sólido enfoque de modelado de dinámica de fluidos computacional (CFD) bidimensional (2D) para estudiar el proceso termoquímico de gasificación de biomasa en un gasificador de tiro descendente de 20 kW. El modelo incluía las cuatro zonas del gasificador (secado, pirólisis, oxidación y reducción). Proponen un enfoque gradual para evaluar la composición de diferentes especies de gas como resultado de la descomposición volátil durante la gasificación. Sin embargo, fue difícil elegir las reacciones químicas adecuadas para el modelado CFD. Esto se debió a que las reacciones comúnmente utilizadas en los estudios cinéticos conducen a predicciones inconsistentes de la composición del gas de síntesis. Por lo tanto, propusieron un conjunto revisado de mecanismos químicos y examinaron la solidez del enfoque con resultados validados con datos de la literatura.

(Askaripour, 2020) desarrolló una simulación bidimensional de la gasificación del carbón en un gasificador de lecho fluidizado cónico. Se investigaron los efectos del ángulo del cono, la temperatura del gasificador, la velocidad del gasificador y la relación vapor-aire sobre la composición del gas, el poder calorífico inferior (LHV) y el poder calorífico

superior (HHV). También se estudiaron la eficiencia de conversión de carbono (CCE) y la eficiencia de gas frío (CGE) para encontrar las condiciones operativas adecuadas para la gasificación del carbón. Se sabe que el CCE y el CGE de los gasificadores cónicos disminuyen a medida que aumenta la temperatura del gasificador. El aumento del ángulo del cono disminuyó el LHV y HHV de los productos de gas y aumentó el CCE del proceso de gasificación. El CGE del gasificador aumentó a medida que el ángulo de inclinación aumentó de  $3^\circ$  a  $5^\circ$ , pero cambió ligeramente a medida que el ángulo de inclinación aumentó de  $5^\circ$  a  $11^\circ$ . Los resultados mostraron que el LHV y el HHV del gas producto disminuyeron y el CCE del gasificador aumentó a medida que aumentaba la velocidad del gasificador. También se encontró que las concentraciones de  $H_2$ ,  $CO$  y  $CO_2$  disminuyeron con un aumento en la relación vapor-aire.

Así mismo, (Pandey et al., 2021) realizaron un modelo CFD para el modelo axisimétrico 2D de un gasificador de tiro descendente Imbert. El Modelo fue validado con datos experimentales. El modelo predijo las fracciones de  $CO$ ,  $H_2$  y  $CO_2$  con precisión. La composición del gas producto y la temperatura del gasificador la estudiaron en diferentes relaciones de equivalencia (ER), entre 0.25 a 0.60. Se observó que el aumento de la relación de equivalencia tiende a disminuir la cantidad de  $CO$ ,  $H_2$  y  $CH_4$  en el gas pobre mientras que el  $N_2$  y el  $CO_2$  aumentaron excesivamente. También observaron que el aumento de la relación de equivalencia tiende a aumentar la temperatura en el interior del gasificador.

Por su parte, (Hwang et al., 2021) estudiaron numéricamente la gasificación de biomasa mediante la inyección de aire en un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (BFB). Utilizaron un modelo de elementos discretos combinado con dinámica de fluidos computacional (CFD-DEM) para considerar los gases como un continuo y las partículas

como fases discretas. Las propiedades de flujo del BFB se describen y comparan con los datos experimentales. Luego, analizaron el rendimiento de gasificación del BFB variando el número de fluidización (FN) a una relación de equivalencia (ER) constante. La formación de  $CO_2$  se inició dentro de la región del lecho fluidizado con valores de FN superiores a 3.6. A medida que aumentaba el valor de FN, observaron una ligera disminución en las concentraciones de  $CO$  y  $H_2$  y en la eficiencia de conversión de carbono. Por lo tanto, no recomendaron aumentar FN más allá de cierto valor.

Finalmente, (Pandey et al., 2022) desarrollaron un modelo CFD de estado estacionario bidimensional axisimétrico para la gasificación de biomasa en un gasificador de tiro descendente Imbert de lecho fijo. Aplicaron un modelo de fase discreta (DPM) basado en el enfoque Euler-Lagrangiano con transporte de especies al gasificador que tiene una capacidad de  $\approx 5$  kW. El uso de DPM para la interacción partícula-fase continua condujo a capturar fenómenos de gasificación más realistas. El error estándar que estimaron para el presente modelo es 6.64, 7.55, 2.92 y 5.28 % para monóxido de carbono, hidrógeno, metano y dióxido de carbono, respectivamente. Además, la desviación estándar que calcularon es solo de 0.44. Las tasas de flujo de aire y de alimentación de biomasa la variaron de 3.43 a 5.82 kg/h y de 2.41 a 8.02  $Nm^3/h$ , respectivamente. Encontraron que una relación de equivalencia en el rango de 0.25 a 0.30 fue la condición más apropiada en el rango operativo actual del gasificador.

En este capítulo se evalúa el proceso de gasificación de la mazorca de maíz considerando la dinámica de fluidos computacional aplicando un modelo de fase discreta. De igual forma, el modelo propuesto resulta ser una herramienta que brinda una representación más consistente y fenomenológica de la producción del tipo de combustible y la temperatura de gasificación del reactor.

### 3.2. Materiales y Métodos.

Se emplea el software ANSYS Fluent discretizando un modelo bidimensional de un gasificador de tubos concéntricos diseñado por (J. Mendoza et al., 2021). La biomasa es modelada empleando un esquema Lagrangiano mientras que la fase gaseosa en un marco euleriano. La Figura 3-1 muestra un esquema del reactor de tubos concéntricos (a), el modelo planar representativo (b) y el CAD del reactor completo(c). Se empleó un modelo con transporte de especies con un modelo de turbulencia  $k - \epsilon$ . El modelo de radiación de ordenadas discretas se usa para describir la radiación, mientras que la biomasa se modela en el marco de Lagrange usando el modelo de fase discreta (DPM) con interacción de fase continua. La transferencia de masa y calor se tiene en cuenta entre las fases tomando diferentes partículas y reacciones como fuente para la generación de gases y vapores.

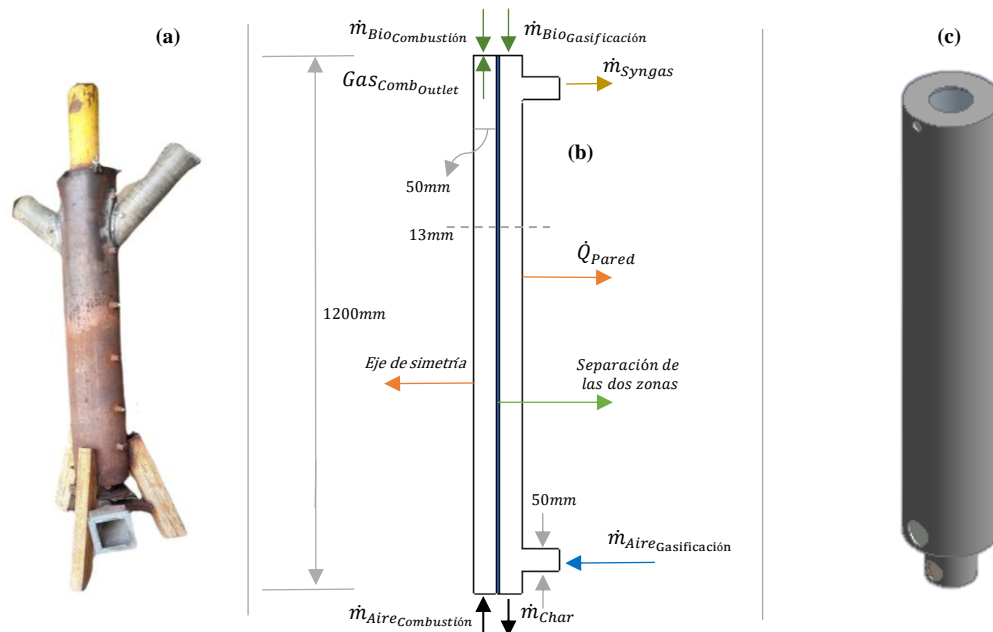


Figura 3-1. Esquema del reactor de tubos concéntricos (a), modelo planar representativo (b) y CAD del reactor completo(c).



### 3.2.1. Ecuaciones de conservación

Este modelo integra las ecuaciones de conservación de masa, cantidad de movimiento, energía y transporte de especies. Estas ecuaciones se resuelven numéricamente mediante un modelo de estado estacionario quasi-transitorio, condiciones de flujo turbulento y reacciones con limitaciones cinéticas turbulenta. A continuación, se describen las ecuaciones.

La ecuación (4) indica la conservación de masa. Donde  $\rho$  es la densidad del fluido estimada mediante mezcla de gases ideales y  $S_i$  es el elemento fuente de adición de masa de gas desde la fase sólida de la partícula hasta la fase continua.

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i)}{\partial x_i} = S_i \quad (4)$$

La conservación de cantidad de movimiento se muestra en la ecuación (5). Donde  $g_i$  es la aceleración gravitacional,  $F_i$  son las fuerzas externas,  $\mu$  es la viscosidad molecular y  $I$  es el tensor unitario asociado a la expansión volumétrica,  $P$  es la presión de operación del reactor y  $\tau_{ij}$  indica el tensor de esfuerzo expresado en la ecuación (6).

$$\frac{\partial(\rho u_i)}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u_i u_j)}{\partial x_j} = -\frac{\partial P}{\partial x_i} + \frac{\partial \tau_{ij}}{\partial x_j} + \rho g_i + F_i \quad (5)$$

$$\tau_{ij} = \mu \left[ \left( \frac{\partial u_i}{\partial x_j} + \frac{\partial u_j}{\partial x_i} \right) - \frac{2}{3} \nabla \cdot u_{ij} I \right] \quad (6)$$

La energía cinética turbulenta del modelo de turbulencia  $k$  y la tasa de disipación viscosa son modeladas con las ecuaciones de transporte (7) y (8) respectivamente.

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho k u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_k} \right) \frac{\partial k}{\partial x_j} \right] + G_k + G_b - \rho \varepsilon - Y_M + S_k \quad (7)$$

$$\frac{\partial}{\partial x_i}(\rho \varepsilon u_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[ \left( \mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\varepsilon} \right) \frac{\partial \varepsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\varepsilon} \frac{\varepsilon}{k} (G_k + C_{3\varepsilon} G_b) - C_{2\varepsilon} \rho \frac{\varepsilon^2}{k} + S_\varepsilon \quad (8)$$

Donde  $\mu_t$  es la viscosidad turbulenta, la cual es calculada mediante la ecuación (9) donde  $C_\mu$  es una constante.

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{k^2}{\varepsilon} \quad (9)$$

Así mismo,  $G_k$  es la energía cinética turbulenta asociada al gradiente medio de velocidades,  $G_b$  es la energía cinética turbulenta por efectos de fuerzas de flotación,  $Y_M$  es la dilatación turbulenta y  $S_k$  es termino fuente de energía cinética.  $\sigma_\varepsilon$  es el número de turbulencia de Prandtl para  $\varepsilon$ , y  $S_\varepsilon$  es termino fuente de la tasa de disipación viscosa. Para el presente trabajo se tomaron como parámetros  $C_{1\varepsilon} = 1.44$ ;  $C_{2\varepsilon} = 1.92$ ;  $C_\mu = 0.09$ ;  $\sigma_k = 1.0$  y  $\sigma_\varepsilon = 1.3$  los cuales se han determinado a partir de experimentos para flujos turbulentos fundamentales, incluidos los flujos de cizallamiento que se encuentran con frecuencia, como capas límite, capas de mezcla y chorros, así como para la turbulencia de rejilla isotrópica en descomposición. Se ha encontrado que funcionan bastante bien para una amplia gama de flujos de corte libres y limitados por la pared (Launder, 1972).

### 3.2.2. Transporte de especies.

El transporte de especies se muestra en la ecuación (10). Donde  $Y_i$  es la fracción de masa local de cada especie, a través de la solución de una ecuación de convección-difusión para la especie  $i$  –ésima.

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho Y_i) + \nabla \cdot (\rho \vec{u} Y_i) = -\nabla \cdot \vec{J}_i + R_i + S_i \quad (10)$$

Así mismo,  $R_i$  es la tasa de producción neta de la especie  $i$  por reacción química y  $S_i$  es la tasa de producción por adición de la fase dispersa más cualquier fuente definida por el usuario determinada. Una ecuación de esta forma se resolvería para  $N - 1$  especies donde  $N$  es el número total de especies químicas en la fase líquida presente en el sistema. Dado que la fracción de masa de las especies debe sumar, la fracción de masa  $N - \text{ésima}$  se determina como uno menos la masa  $N - 1$  total resuelta. Para minimizar el error, la especie  $N - \text{ésima}$  debe elegirse como la especie con la mayor fracción de masa total, como  $N_2$  cuando el oxidante es aire.

También,  $\vec{J}_i$  es el flujo de difusión de las especies  $i$  que surge debido a los gradientes de concentración y temperatura la cual es calculada mediante la ecuación (11)

$$\vec{J}_i = -\rho D_{i,m} \nabla Y_i - D_{T,i} \frac{\nabla T}{T} \quad (11)$$

Donde  $D_{i,m}$  es el coeficiente de difusión de masa para la especie  $i$  en la mezcla, y  $D_{T,i}$  es el coeficiente de difusión térmica (Soret).

El flujo de sólidos se representa mediante un enfoque Lagrangiano como un modelo de fase discreta conocido como (DPM). Durante la trayectoria de los sólidos a través de la fase fluida, se da la transferencia de calor y masa como términos fuente en las ecuaciones conservativas de la fase fluida. El balance de fuerzas de las partículas se muestra en la ecuación (12):

$$\frac{\partial \vec{u}_p}{\partial t} = F_D(\vec{u} - \vec{u}_p) + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} \quad (12)$$

Donde la fuerza  $F_D$  de las partículas que se determina mediante la ecuación (13) como:

$$F_D = \frac{18\mu C_D Re}{24\rho_p d_p^2} \quad (13)$$

Donde  $\mu$  es la viscosidad de la partícula,  $\rho_p$  es la densidad de partícula,  $d_p$  es el diámetro de la partícula,  $Re$  es el número de Reynolds y  $C_D$  es el coeficiente de arrastre de la partícula el cual está definido mediante la ecuación (14).

$$C_D = a_1 + \frac{a_2}{Re} + \frac{a_3}{Re^2} \quad (14)$$

Donde  $a_1$ ,  $a_2$  y  $a_3$  son constantes que se aplican en varios rangos de  $Re$  dadas por (Morsi & Alexander, 1972).

Para describir el calentamiento de la partícula asociada a procesos físicos y reacciones en la fase discreta se emplean la ecuación (15) a continuación.

$$m_p c_p \frac{\partial T_p}{\partial t} = h A_p (T - T_p) + \frac{\partial m_p}{\partial t} h_{fg} + f_h \frac{\partial m_p}{\partial t} H_{\text{reac}} + \varepsilon_p A_p \sigma (T_R^4 - T_p^4) \quad (15)$$

### 3.2.3. Extrapolación de Richardson

La extrapolación de Richardson es un método empleado para aumentar la precisión de las aproximaciones numéricas o para mantener los errores computacionales debajo de cierto límite deseado. Este método establece que la integral o derivada numérica de una función se puede mejorar a partir de las integrales o derivadas numéricas evaluadas con dos tamaños de paso diferentes (Chapra & Canale, 2006).

Considerando la variable dependiente  $f$ , una función continua y diferenciable de un tamaño de malla representativo,  $h$ , el error de una solución numérica se puede expresar como (Richardson, 1911):

$$E_h = f_{exact} - f_h = C_1 h + C_2 h^2 + C_3 h^3 + \dots \quad (16)$$

Para valores pequeños de  $h$  y manteniendo solo el término principal, se obtienen las siguientes ecuaciones.  $f_{exact}$  se reemplaza por  $f_{ext}$  para denotar un valor extrapolado:

$$f_{ext} - f_1 = C(\alpha_1 h)^n \quad (17)$$

$$f_{ext} - f_2 = C(\alpha_2 h)^n \quad (18)$$

$$f_{ext} - f_3 = C(\alpha_3 h)^n \quad (19)$$

Donde  $C$  representa un coeficiente que puede ser una función de las coordenadas, pero no de  $h$ ,  $n$  el orden aparente del método, y  $\alpha_i$  y  $f_i$  ( $i = 1, 2, 3$ ) son los factores de refinamiento de la malla (es decir, la relación entre los tamaños de malla  $\frac{h}{h_1}$ ,  $\frac{h}{h_2}$  y  $\frac{h}{h_3}$ ) y los valores simulados correspondientes respectivamente al tamaño de malla  $h_i$ .  $h_1$  se puede suponer igual a  $h$ . Resolviendo las tres ecuaciones anteriores para las tres incógnitas se obtiene lo siguiente (Celik & Karatekin, 1997):

$$n = \frac{\ln \left[ \frac{(f_2 - f_3)}{(f_1 - f_2)} \right]}{\ln 2} \quad (20)$$

$$f_{ext} = \frac{(2^n f_1 - f_2)}{2^n - 1} \quad (21)$$

$$C = \frac{f_{ext} - f_1}{h^n} \quad (22)$$

### 3.2.4. Mecanismo de reacciones

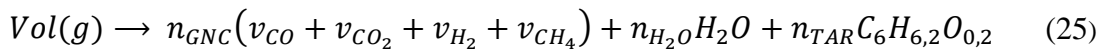
#### 3.2.4.1. Devolatilización y pirólisis

El modelo de devolatilización de un paso se usa como se muestra en la ecuación (23). En este paso, la biomasa sólida se convierte térmicamente en una mezcla de gases  $Vol(g)$  y Carbono  $C(s)$ . La velocidad de esta reacción en este estudio fue determinada por un modelo cinético de primer orden en la forma de Arrhenius usando la expresión dada en la ecuación (24).



$$k_{dev} = k_d \exp\left(\frac{-E_d}{RT}\right) \quad (24)$$

La transformación de los volátiles  $Vol(g)$  en otras especies como alquitranes, gases no condensables y agua, así como su evolución, dependerá de la temperatura local del reactor de tubos concéntricos. Para ello, los coeficientes estequiométricos que representan la variación de los volátiles presentados en la ecuación (25) dependerán de la temperatura.



Los cambios en la composición de los compuestos pirolizados están determinados por la relación estequiométrica en función de la temperatura. Estos compuestos derivados de la pirólisis son principalmente agua  $H_2O$  y alquitranes, representados por una única molécula como  $C_6H_{6,2}O_{0,2}$  y gases no condensables  $n_{GNC}$  formados por CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>. Para el presente trabajo los resultados reflejan en tres relaciones estequiométrica que

representan la transformación de los volátiles tal como se muestra en las ecuaciones (26) para temperaturas por debajo de 350°C, (27) para temperaturas entre 350°C a 450°C y (28) para temperaturas superiores a 450°C desarrolladas por (Gómez Vásquez, 2022).

$$\begin{aligned} vol = 0.004 CO + 0.073 H_2 + 0.35 CO_2 + 0.0015 CH_4 + 0.159 H_2O \\ + 0.39 C_6H_{6.2}O_{0.2} \end{aligned} \quad (26)$$

$$\begin{aligned} vol = 0.012CO + 0.057 H_2 + 0.025 CO_2 + 0.00113 CH_4 + 0.14 H_2O \\ + 0.44 C_6H_{6.2}O_{0.2} \end{aligned} \quad (27)$$

$$\begin{aligned} vol = 0.256 CO + 0.2462 H_2 + 0.145 CO_2 + 0.00335 CH_4 + 0.074 H_2O \\ + 0.06 C_6H_{6.2}O_{0.2} \end{aligned} \quad (28)$$

#### 3.2.4.2. Reacciones homogéneas.

Para describir la evolución de la composición química de la fase gaseosa, se tienen en cuenta las especies  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$  y  $CH_4$ . El mecanismo de reacción de esta etapa se describe a través de las reacciones y los parámetros cinéticos detallados en la Tabla 3-1. Las ecuaciones (29) hasta la (35), describen las reacciones de los gases no condensables y el vapor mientras que las ecuaciones (36) y (37) describen las reacciones y cinéticas del reformado de *tar* con vapor y  $CO_2$ .

Tabla 3-1. Reacciones en fase gaseosa y parámetros cinéticos.

Reacción.	Cinética:		Referencia	Ecuación
	$r_h = k_0 T^m \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) v_{i1}^a v_{i2}^b$			
$CO + 0.5O_2 \rightarrow CO_2$	$6.5 \times 10^{12} \exp\left(-\frac{1.64 \times 10^8}{RT}\right) v_{CO} v_{O_2}^{0.25} v_{H_2O}^{0.5}$	(Dryer & Westbrook, 1981)	(29)	
$CO + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	$2.34 \times 10^{10} \exp\left(-\frac{2.883 \times 10^8}{RT}\right) v_{CO}^{0.5} v_{H_2O}$	(Bustamante et al., 2005)	(30)	
$CO + 3H_2 \rightarrow CH_4 + H_2O$	$5.12 \times 10^{-14} \exp\left(-\frac{2.73 \times 10^4}{RT}\right) v_{CO} v_{H_2}$	(Watanabe & Otaka, 2006)	(31)	
$CO_2 + H_2 \rightarrow CO + H_2O$	$2.2 \times 10^7 \exp\left(-\frac{1.9 \times 10^8}{RT}\right) v_{CO_2} v_{H_2}^{0.5}$	(Ma & Zitney, 2012)	(32)	
$H_2 + 0.5O_2 \rightarrow H_2O$	$\frac{6.8 \times 10^{15}}{T} \exp\left(-\frac{1.67 \times 10^8}{RT}\right) v_{H_2}^{0.25} v_{O_2}^{1.5}$	(Dryer & Westbrook, 1981)	(33)	
$CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2$	$4.4 \times 10^{11} \exp\left(-\frac{1.25 \times 10^8}{RT}\right) v_{CH_4}^{0.5} v_{O_2}^{1.25}$	(Jones & Lindstedt, 1988)	(34)	
$CH_4 + H_2O \rightarrow CO + 3H_2$	$8.0 \times 10^7 \exp\left(-\frac{2.51 \times 10^8}{RT}\right) v_{CH_4}^{0.5} v_{H_2O}$	(Ma & Zitney, 2012)	(35)	
$tar(C_6H_{6.2}O_{0.2}) + 5.8H_2O \rightarrow 6CO + 8.9H_2$	$4.4 \times 10^8 \exp\left(\frac{-2.2 \times 10^5}{RT}\right) v_{tar}$	(Fourcault et al., 2010)	(36)	
$tar(C_6H_{6.2}O_{0.2}) + 5.8CO_2 \rightarrow 11.8CO + 3.1H_2$	$1.23 \times 10^5 \exp\left(\frac{-2.95 \times 10^5}{RT}\right) v_{tar}$	(Kaisalo et al., 2016)	(37)	

### 3.2.4.3. Reacciones Sólido-Gas

Los mecanismos de reacción sólido gas y los parámetros cinéticos tenidos en cuenta en el presente estudio son la reacción de gasificación de Boudouard mostrada en la ecuación



(38), la gasificación del carbono con vapor mostrada en la ecuación (39), la oxidación parcial de carbono mostrada en la ecuación (40) y la hidro-gasificación detallada en la ecuación (41).

Tabla 3-2. Parámetros cinéticos de reacciones sólido-gas

Reacción.	Cinética:		Referencia	Ecuación
	$r_h = A_o \exp\left(-\frac{E}{RT}\right) p_j^n$			
$C(s) + CO_2 \rightarrow 2CO$	$\bar{r}_{CO_2} = 4.4T \exp\left(-\frac{1.62 \times 10^8}{RT}\right) p_{CO_2}^{0.6}$			(38)
$C(s) + H_2O \rightarrow CO + H_2$	$\bar{r}_{H_2O} = 1.33T \exp\left(-\frac{1.47 \times 10^8}{RT}\right) p_{H_2O}^{0.6}$		(M. Kumar &	(39)
$C(s) + 1/2O_2 \rightarrow CO$	$r_3 = 2.3T \exp\left(-\frac{9.23 \times 10^7}{RT}\right) p_{O_2}^{0.4}$		Ghoniem, 2012)	(40)
$C(s) + 2H_2 \rightarrow CH_4$	$r_{H_2} = 4.189 \times 10^{-3} \exp\left(\frac{-1.92 \times 10^7}{RT}\right) p_{H_2}^2$			(41)

Las ecuaciones (38), (39), (40) y (41) indican los parámetros cinéticos para la gasificación con  $CO_2$ , gasificación con  $H_2O$ , oxidación parcial del carbono y la hidro-gasificación respectivamente tomados de (M. Kumar & Ghoniem, 2012).

### 3.2.5. Propiedades del sólido.

El calentamiento de la partícula y la velocidad de reacción dependen de las propiedades de transporte del sólido original. Para este estudio, inicialmente se asumió que estas propiedades eran constantes y luego se ajustaron mediante una mezcla de volátiles, cenizas y carbono en función de la densidad. Para el presente estudio, la densidad inicial de partícula se tomó como  $\rho_P = 249.34 \text{ kg m}^{-3}$  (Laohalidanond et al., 2017) y valores medios de capacidad calorífica de  $C_P = 0.56 \times 10^3 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$  con conductividad térmica  $k_P = (0.058 - 0.101) \text{ W m}^{-1} \text{ K}^{-1}$  (Pinto et al., 2016) correspondientes a tusa de maíz.

Los diámetros equivalentes según pruebas experimentales ya realizadas se ajustan a un modelo de distribución de Rosin–Rammler con una discretización de 10 tamaños de partículas con diámetro mínimo de 1 cm, diámetro medio de 1.25 cm y diámetro máximo de 1.5 cm.

### 3.2.6. Régimen Cinético.

Para que la cinética intrínseca sea el paso determinante de la velocidad del proceso, la tasa de transferencia de calor hacia y dentro de la partícula debe ser rápida en comparación con la velocidad de reacción, de modo que no haya gradiente de temperatura presente en las partículas. De esta forma, la temperatura del sólido será la misma que la temperatura del entorno. Para cumplir con estos requisitos, es necesario estudiar el tiempo de reacción, así como los números de Biot y pirólisis externa (Prins et al., 2006). Para estar en el régimen cinético, el tiempo de reacción no debe ser una función del tamaño de partícula.

El número de Biot, que es la relación entre la convección de calor en la superficie de las partículas y la conducción de calor dentro de las partículas (Y A Çengel & Ghajar, 2015), viene dado por la ecuación (42).

$$Bi = \frac{h \cdot L_c}{k} \quad (42)$$

Donde  $h$  es el coeficiente de transferencia de calor externo,  $L_c$  es la longitud característica y  $k$  es la conductividad térmica de partículas.

Suponiendo partículas esféricas, la longitud característica viene dada por la ecuación (43)

$$L_{c,Particulas\ esfericas} = \frac{V}{A_s} = \frac{\frac{4}{3}\pi r^3}{4\pi r^2} = \frac{1}{3}r \quad (43)$$

Donde  $r$  es el radio de la partícula en metros.

En términos de diámetro de partícula, la expresión de la longitud característica se convierte en la ecuación (44) y así el número de Biot está dado por la ecuación (45)

$$L_{c,Particulas\ esfericas} = \frac{1}{6}d \quad (44)$$

$$Biot_{particulas\ esfericas} = \frac{h \cdot d}{6 \cdot k} \quad (45)$$

Ahora bien, para identificar si una reacción está controlada por la cinética de reacción o por la transferencia de calor, se utiliza el número de pirólisis adimensionales  $Py'$  dado por la ecuación (46).

$$Py' = \frac{h}{k \cdot \rho_p \cdot c_p \cdot d_p} \quad (46)$$

El número de pirólisis depende de la conductividad térmica de las partículas  $k$ , la densidad de las partículas  $\rho_p$ , la capacidad calorífica de las partículas  $c_p$ , el diámetro de las partículas  $d_p$  y el coeficiente de transferencia de calor  $h$ .

Un número de Biot  $\ll 1$  representa un régimen térmicamente delgado, lo que significa que la conducción de calor dentro de la partícula es mucho más rápida que la convección de calor hacia la partícula. Un número de pirólisis mayor que uno indica una limitación cinética de la reacción, mientras que  $Py < 1$  indica una limitación debido a la transferencia de calor, ya sea por convección en la superficie de la partícula o por conducción dentro de la partícula. Se espera una influencia en la reacción observada cuando ambas escalas de

tiempo tienen el mismo orden de magnitud en la región de transición (Pielsticker et al., 2021).

### **3.2.7. Validación estadística del Modelo**

(Mendoza Fandiño et al., 2021) detallaron una metodología para validar un modelo de simulación del proceso de gasificación de biomasa a través de un análisis estadístico de calibración. El análisis consiste en la construcción de un modelo de calibración lineal para relacionar los datos de composición del gas de síntesis obtenidos de la simulación con los registrados en (J. Mendoza et al., 2021) y, finalmente, contrastar las hipótesis de pendiente de la recta igual a uno y el intercepto igual a cero. Para todos los análisis se consideró un nivel de confianza del 95%.

### 3.3. Resultados

#### 3.3.1. Independencia de malla

Los modelos y los parámetros seleccionados para el mallado del sistema se especifican en la Tabla 3-3, la Fig. 3 muestra el mallado de la geometría. El trabajo se desarrolló para una malla bidimensional.

Tabla 3-3. Características de la malla seleccionada.

Mallado	
Modelo	Remallador de superficies
Tipo de malla	Malla cuadrada
Tamaño del elemento	5 mm
Tasa de crecimiento de la superficie	1.2
Capas máximas	2
Desviación del objetivo	0.9

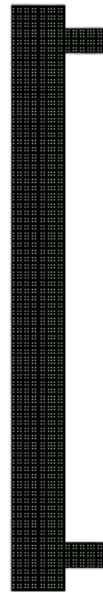


Figura 3-2. Mallado de la geometría.

El estudio de independencia de malla se llevó a cabo para tres diferentes tamaños de malla, la variable seleccionada para su evaluación corresponde al poder calorífico del syngas sobre una línea de prueba de 100 puntos. La Tabla 3-4 y la Figura 3-3 muestran el número de celdas correspondientes a cada tamaño de malla y el comportamiento del poder calorífico sobre la línea de prueba respectivamente.

Tabla 3-4. Variación en los parámetros de malla.

Tamaño base	3.5 mm	4.5 mm	5.5 mm
Celdas	11369	7241	5895
LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	5,24187656742743	5,24882196528871	5,21427034297807
Error (Tamaño de base anterior)	0.13%		0.65%

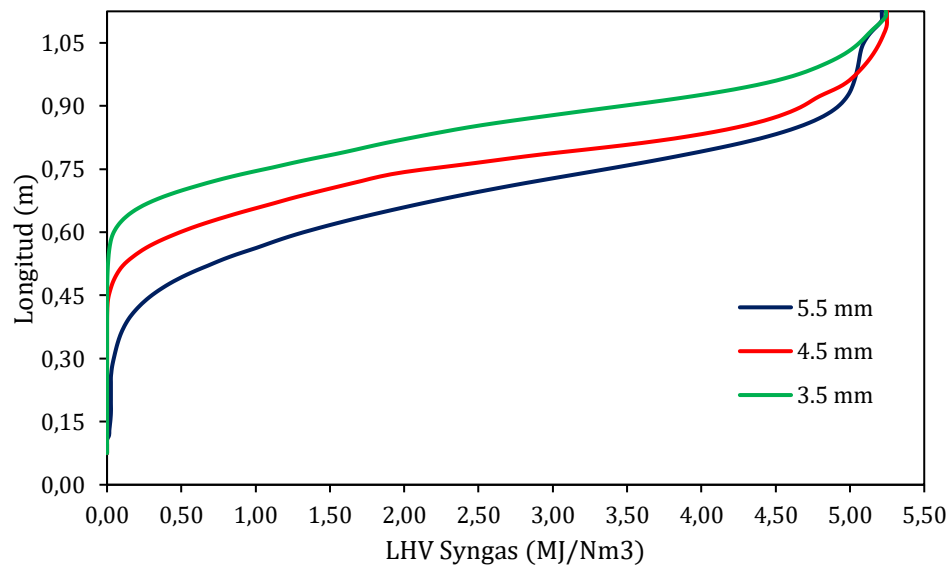


Figura 3-3. Comportamiento del LHV del Syngas sobre la línea de prueba.

Con el objetivo de comparar los resultados reportados por (J. Mendoza et al., 2021), la malla correspondiente a un tamaño base de 4.5 mm se seleccionó.

### 3.3.2. Proceso de gasificación

La Tabla 3-5 muestra la composición experimental de los gases no condensables libres de vapor a la salida del reactor para un proceso de gasificación de tusa de maíz en un reactor de tubos concéntricos en contraste con los resultados de la composición del gas a partir del modelo CFD bajo las mismas condiciones experimentales reportadas en (J. Mendoza et al., 2021). Se observa que la composición de hidrógeno  $H_2$  tiene un error del 2.4% y la composición del monóxido  $CO$  tiene un error del 6.6%, estableciendo que el modelo predice la composición de los gases bajo las mismas condiciones experimentales, así como un error en la estimación del LVH del syngas del 8.8%.

Tabla 3-5. Composición de la salida del gas normalizados vs Resultados experimentales normalizados.

Parámetro	Resultados experimentales	Resultados Modelo CFD
% Vol $H_2$	$11.12 \pm 0.5$	11.38
% Vol $CO$	$18.11 \pm 1.0$	16.92
% Vol $N_2$	$37.58 \pm 0.5$	37.44
% Vol $CO_2$	$26.10 \pm 1.6$	24.71
% Vol $CH_4$	$7.09 \pm 0.9$	5.95
LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	6.029	5.498
Temperatura Zona Gasificación (K)	1145.72	1387.01
Temperatura Zona Combustión (K)	1184.58	1457.73

La Figura 3-4 muestra los perfiles de temperatura, flujos máxicos específicos de material volátil y agua proveniente del sólido a lo largo del reactor de tubos concéntricos. Se destaca claramente el orden de las zonas de secado la cual ocurre en la parte superior del

reactor en  $Y > 1.04$  y la devolatilización generada en su mayoría por encima de la inyección de aire en  $Y > 0.33$  a la altura donde comienza el proceso de pirólisis. En la zona de gasificación se observa el alcance de la temperatura máxima 1145.72 K indicando un proceso de combustión de la partícula. En esta zona se aprecia el perfil de devolatilización de la biomasa representada por  $vol(g)$  asociado a la zona de pirólisis entre  $(0.33 < Y < 1.03)$ , indicando que esta etapa ocurre en su mayoría entre 600 – 920 °C. También se aprecia la generación de vapor proveniente del proceso de secado cuya mayor tasa se encuentra por encima de la inyección de aire cuando ocurre la devolatilización entre  $0.075 < Y < 0.648$ , así mismo valores negativos de la tasa de generación de vapor que indican el consumo de  $H_2O$  en las reacciones de gasificación con vapor y reformados. Cabe acotar que la gráfica de  $H_2O$  es normalizada con un valor máximo de 0.008406. El perfil de temperatura muestra un acenso no lineal desde el tope del reactor hasta una distancia  $Y=0.82$  donde empieza a disminuir debido a la zona de gasificación que ocurre en esa distancia. Tanto la ubicación, tendencia y valor de la temperatura máxima son similares a los resultados reportados por (J. Mendoza et al., 2021) en él que también se alcanzan temperaturas cercanas de los 1100 K en zona de combustión y gasificación. Ahora, para  $Y > 0.82$  se muestra un descenso de temperatura asociada a la demanda de reacciones endotérmicas principalmente las de gasificación en presencia de Biochar.



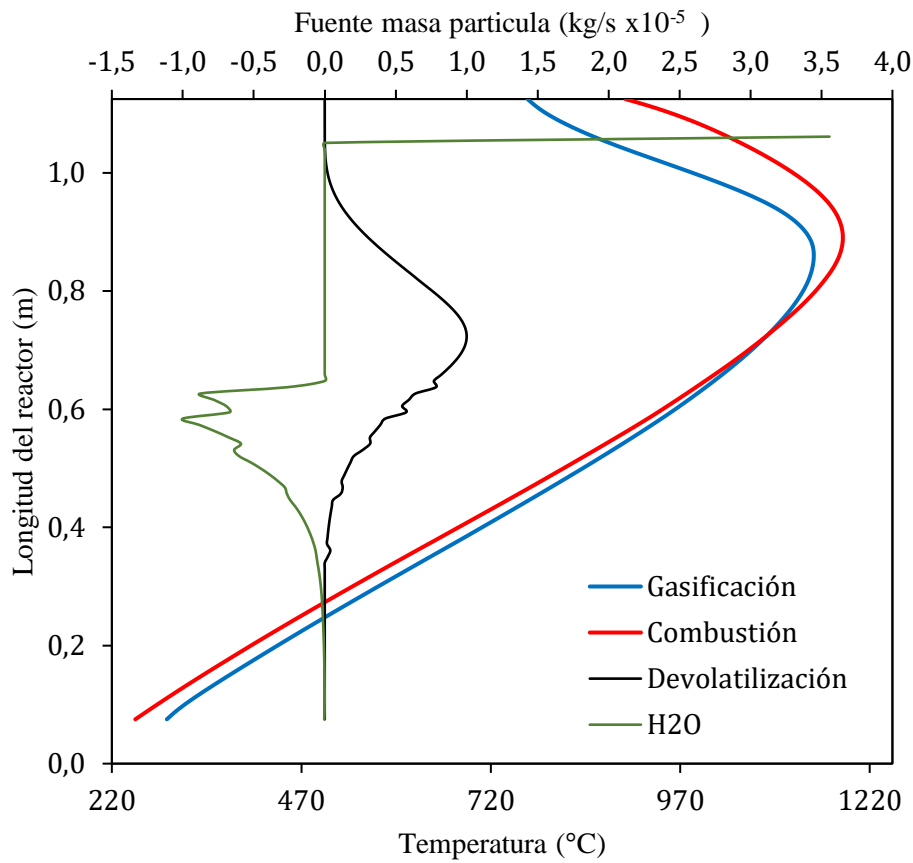


Figura 3-4. Perfil de temperatura, devolatilización y H<sub>2</sub>O.

Respecto al desarrollo de especies combustibles, la Figura 3-5 muestra incremento en la concentración de CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y alquitranes a partir de  $Y=0.33$  lo cual está relacionado a las reacciones de pirólisis de la biomasa. Durante la inyección de agente gasificante estas especies no son relevantes debido a la oxidación de estos como la dilución con nitrógeno proporcionado por el aire.

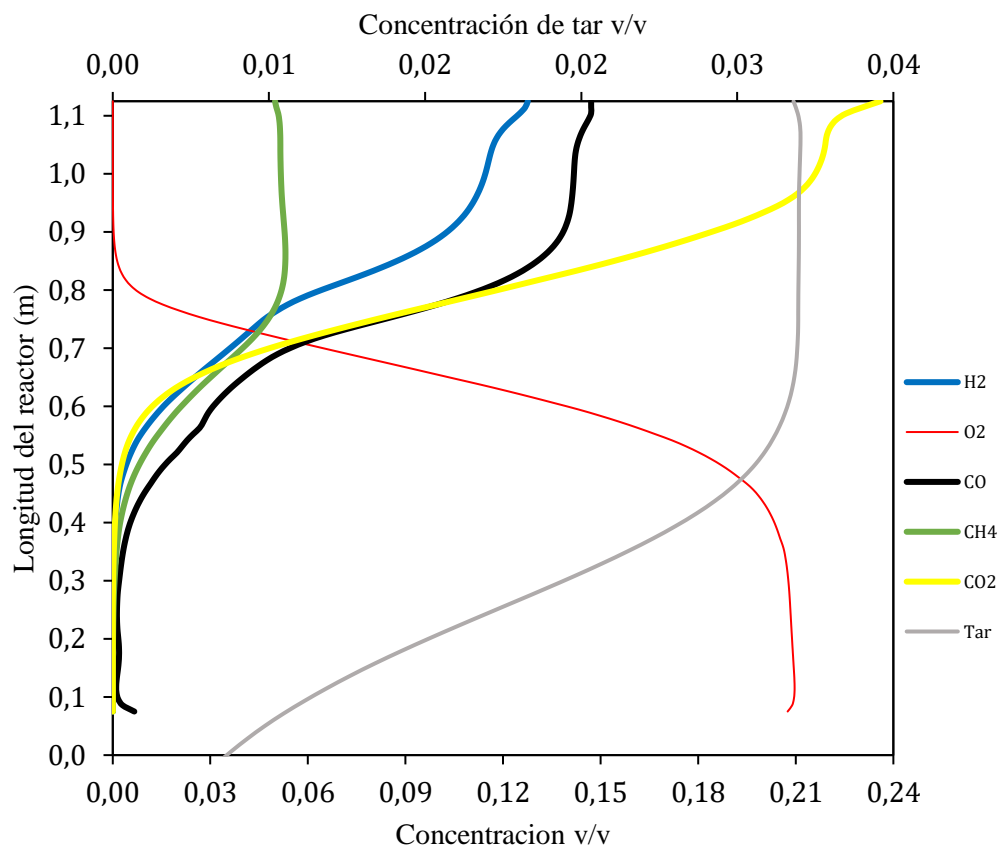


Figura 3-5. Especies combustibles y alquitranes.

Ahora, Entre  $0.33 < Y < 0.63$  existe un incremento en las concentraciones de especies combustibles, puesto que una vez la concentración de oxígeno disminuya las reacciones de Boudouard y gasificación con vapor se hacen predominantes, tal como se observa en la Figura 3-7 donde el perfil de la tasa de reacción de Boudouard y la gasificación con vapor a lo largo del reactor se hacen máximas entre  $0.33 < Y < 0.63$  y posteriormente las tasas de reacción descienden súbitamente asociadas a la devolatilización de la biomasa que en ese punto el char se convirtió por completo. También puede observarse que la tasa de reacción máxima de Boudouard es 55% mayor que la tasa de reacción máxima de la gasificación con vapor lo cual es consistente en procesos de gasificación con aire no catalizados.

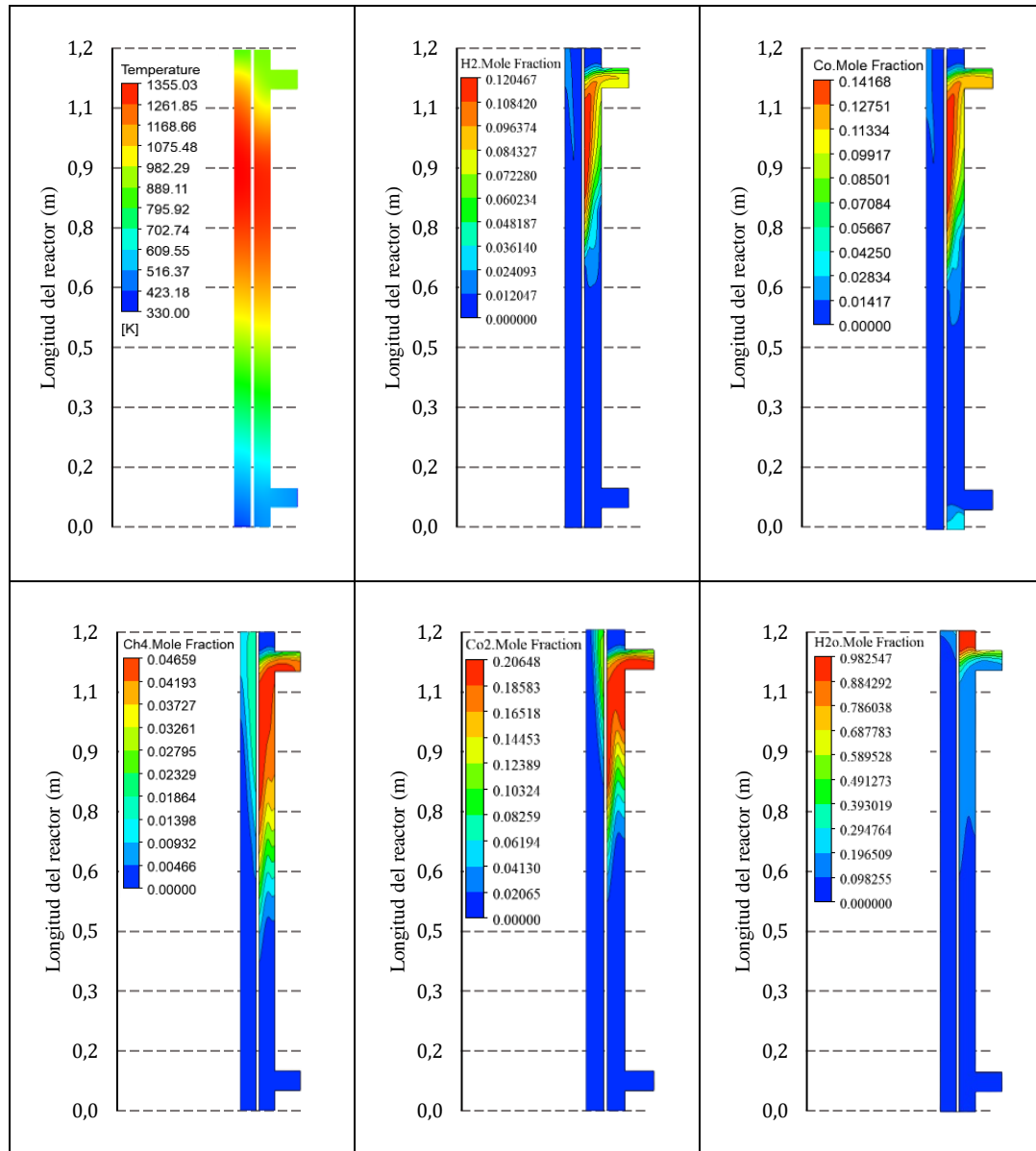


Figura 3-6. Temperatura y fracción molar de gases distribuidos al interior del reactor. (a) temperatura; (b) hidrógeno; (c) Monóxido; (d) Metano; (e) Dióxido de Carbono y (f) Agua.

La Figura 3-6 muestra los contornos de distribución de especies al interior del reactor, observándose que la mayor concentración de especies combustibles como el  $CO$  y el  $H_2$ , se generan en  $Y > 0.8$  que es donde se destaca la pirólisis de la biomasa a altas temperaturas, la cual se hace mayor con el aumento de la temperatura asociadas al craqueo de los alquitranes y reformado con  $H_2O$  y  $CO_2$  de productos líquidos.

Respecto a los gases no condensables ( $CO$ ,  $H_2$ ,  $CH_4$  y  $CO_2$ ), estos provienen tanto de la pirólisis mostradas en las ecuaciones (26), (27) y (28) mayormente generadas en  $Y > 0.35$  como las reacciones en la zona de reducción en presencia del agente gasificante. Las especies combustibles gaseosas y sólidas salientes de la zona de pirólisis se oxidan debido a la presencia de oxígeno y las altas temperaturas. El  $CO$  es principalmente generado mediante las reacciones de Boudouard mostrada en la ecuación (38) donde participa el  $CO_2$  producido tanto en la pirólisis como en los mecanismos de oxidación del  $CO$  (ver ecuación (29)). Las tasas de reacción para la gasificación con  $CO_2$  y vapor del char se muestran en la Figura 3-7. Se identifican que la reacción de gasificación con  $CO_2$  es mayor que la de gasificación con vapor. Es de notar que la velocidad de las reacciones es limitada por la conversión del char más que por el agotamiento del agente gasificante.

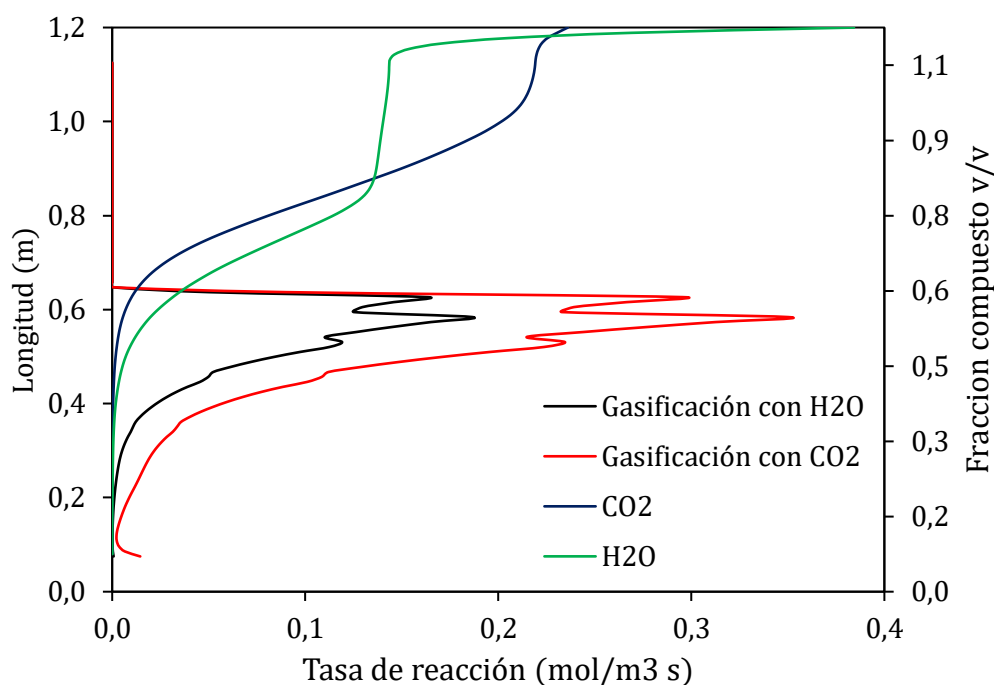


Figura 3-7. Tasas de reacción de gasificación con vapor y gasificación con  $CO_2$  vs longitud del reactor

### 3.3.3. Régimen Cinético

Como resultado del cálculo del número de Biot se obtuvo que este es de 0.08385 para el proceso, siendo menor que la unidad, lo que indica que la transferencia de calor está dominada por los efectos conductivos.

Para el caso de las partículas de biomasa se obtuvo un número de pirólisis de 1.3512 el cual es mayor que la unidad. De las indicaciones para el control cinético se puede concluir que el tamaño máximo de partícula que se puede utilizar para mediciones cinéticas es de 1.25 cm para la tusa de maíz. Para el tamaño de partícula antes mencionado también se aplica que la convección de calor a la partícula es mucho más rápida que la reacción química que tiene lugar.

Estas conclusiones tienen sentido, debido que para una esfera las partículas reaccionan más rápido ya que hay más área de superficie disponible para reaccionar. Esto solo se aplica si las otras propiedades son similares en comparación con otra geometría. Dado que las partículas de tusa de maíz son de geometría esférica, deberían tener una tasa de reacción alta.

Debido a esto, la reacción es puramente controlada por la cinética por cumplir con el régimen cinético que está gobernando, prohibiendo las limitaciones de transferencia de calor.

### 3.3.4. Análisis Estadístico.

La validación del modelo de gasificación se realizó simulando las condiciones experimentales del estudio realizado por (J. Mendoza et al., 2021). El modelo de

calibración mostró que, con un 95% de confianza, el modelo de simulación ajusta adecuadamente los valores obtenidos experimentalmente en el estudio de referencia, obteniendo un grado de ajuste del 94,11%. La Figura 3-8 muestra la curva de calibración obtenida.

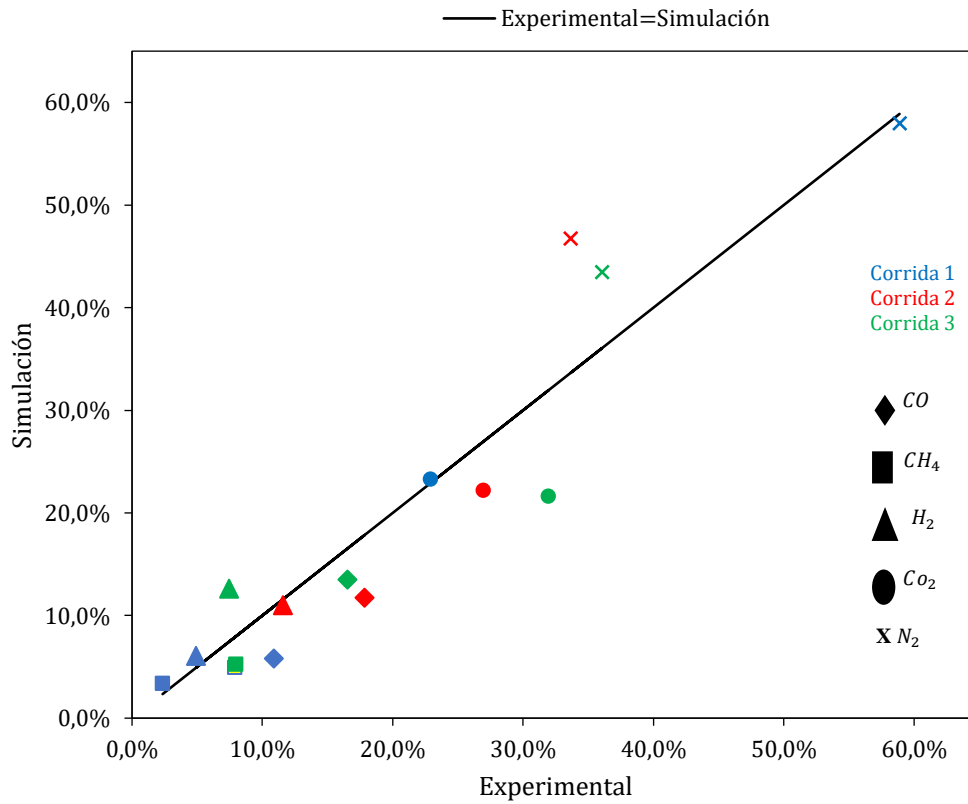


Figura 3-8. Curva de Calibración del modelo de simulación.

### 3.4. Conclusiones

- Se desarrolló un modelo computacional en 2D para el estudio de la gasificación de biomasa en un reactor de tubos concéntricos. Los mecanismos de pirólisis fueron definidos de tal manera que la transformación de los volátiles sea afectada por la temperatura del reactor mediante tres estequiometrias y cinéticas parceladas en rangos de temperaturas específicos.
- La validación del modelo se realizó a partir los resultados experimentales de la gasificación de biomasa de tusa de maíz en el reactor de dos zonas, y mediante un modelo de calibración estadístico. Así mismo, el modelo desarrollado mostró un alto grado de ajuste con respecto a los resultados experimentales.

---

## Capítulo IV. Análisis Exergético.

---

### 4.1. Introducción

La exergía es una herramienta importante para evaluar materiales y sistemas energéticos (Dincer, 2002; Y. Zhang, Zhao, et al., 2017). En comparación con el análisis de energía tradicional que utiliza el principio de conservación de la energía (incorporado en la primera ley de la termodinámica), el análisis de exergía utiliza este mismo junto con el principio de generación de la entropía (incorporado en la segunda ley de la termodinámica) para el análisis, diseño y mejora de fuentes y sistemas de energía (Dincer, 2002; Dincer & Rosen, 2004). En general, el análisis de exergía es más significativo y útil que el análisis de energía y proporciona más información sobre la evaluación de la eficiencia (Rosen & Tang, 2008; Y. Zhang, Fan, et al., 2017), porque la exergía es una medida del enfoque hacia la condición ideal y cuantifica las ubicaciones, los tipos y las magnitudes de los desechos y pérdidas (Chen & Chen, 2007; Y. Zhang et al., 2018). Por lo tanto, el análisis exergético se usa ampliamente para evaluar cantidades de recursos (Chen et al., 2006; Dai & Chen, 2010), así como tecnologías de conversión de energía (Hosseini et al., 2012; X. Wang et al., 2016), procesos (Ishaq et al., 2018; X. Zhang et al., 2018), y sistemas (El-Emam & Dincer, 2015; Zafar & Dincer, 2014).

Un análisis termodinámico de la tasa de producción de entropía de un sistema es como un análisis de caja negra y es inadecuado para comprender completamente lo que sucede en ese sistema. Porque este concepto analítico no nos permite conocer los detalles de la



ubicación, causa y fuente de la irreversibilidad. En otras palabras, un análisis termodinámico típico solo considera el sistema como una caja negra y considera el estado del fluido en los puertos de entrada y salida. Sin embargo, su interpretación fenomenológica requiere propiedades locales específicas de irreversibilidad en sistemas fluidos. La tasa de generación de entropía local es un punto clave para evaluar si se puede mejorar un diseño y dónde. Además, el mapeo de generación de entropía proporciona al diseñador información detallada y explícita sobre las causas de la irreversibilidad inherente del flujo (Naterer & Camberos, 2008). Estudios anteriores a menudo se han ocupado de las pérdidas de disponibilidad a escala global. Sin embargo, las irreversibilidades locales pueden rastrearse computacionalmente en configuraciones complejas. Por lo tanto, los dispositivos de ingeniería se pueden rediseñar localmente para mejorar el rendimiento general.

Ahora bien, (Hosseini et al., 2012) informaron resultados de análisis termodinámicos para una planta de gasificación de biomasa en la que el aserrín es la fuente de biomasa y el medio de gasificación es aire o vapor. Realizaron un análisis energético y exergético del sistema y de cada uno de sus componentes. Los estudios paramétricos mostraron el impacto del diseño y los parámetros operativos en el rendimiento del sistema, la eficiencia energética y exergética. Como resultado, demostraron que la temperatura adiabática de gasificación de biomasa varía mucho dependiendo del tipo de medio de gasificación. Además, observaron que el rendimiento del sistema y la eficiencia exergética dependían del contenido de humedad de la biomasa de alimentación, mientras que la exergía y la eficiencia energética eran mayores cuando el medio de gasificación era aire en lugar de vapor. Este resultado fue importante ya que cuantificó la fuerte dependencia de la gasificación de la biomasa que se puede utilizar para la producción de gas de síntesis o hidrógeno en el contenido de humedad y el medio de gasificación.

Por otra parte, (Hassan, 2013) investigó la entropía local generada y la exergía destruida en la admisión y el ventilador de un motor. Este tiene un aspa muy retorcida y está instalado en el motor turboventilador CF6-50. La entropía local generada, incluidos los tipos térmico y viscoso, la calculó a partir del campo de flujo predeterminado. Los resultados mostraron regiones de producción de entropía en los límites, así como a lo largo del paso de hoja a hoja. Además, se generó una entropía notable en la región de la estela cerca del borde de salida, en la burbuja supersónica unida al borde de ataque y a través de la onda de choque del paso de pala a pala. La destrucción de exergía calculada computacionalmente a través del ventilador y la toma mostró una buena concordancia con la calculada analíticamente. Se encontró que, bajo la condición de crucero, el ventilador contribuye con 1,95 MW de pérdidas en el potencial de trabajo útil, mientras que este valor para la entrada se desprecia en comparación con el ventilador, 4.6 kW.

(Y. Zhang, Zhao, et al., 2017) estudiaron la energía y la exergía del gas de síntesis producido a partir de la gasificación con aire de aserrín de nuez en un reactor de flujo arrastrado. Detallaron temperaturas de reactor típicas (700, 800 y 900 °C) y relaciones de equivalencia (0.22, 0.25, 0.28, 0.31 y 0.34). Los resultados mostraron que la distribución total de energía fue  $CO > (CH_4, H_2, N_2, C_2H_4) > CO_2$  mientras que la distribución total de exergía fue  $CO > (CH_4, H_2) > C_2H_4 > N_2 > CO_2$ . Los resultados de que los diferentes gases componentes contribuyeron de manera diferente a la energía y la exergía del gas de síntesis se debieron al hecho de que los diferentes gases componentes tenían diferentes relaciones exergía/energía. Sin embargo, tanto la energía como la exergía del gas de síntesis alcanzaron los valores más altos a la misma temperatura del reactor y relación de equivalencia.

Ahora, (Mehrpooya et al., 2018) analizaron el modelado y la simulación del proceso de gasificación de biomasa considerando 23 tipos diferentes de fuentes de biomasa. El modelo propuesto se basó en la minimización de la energía libre de Gibbs y se utilizó el método de equilibrio restringido para la calibración. El rendimiento operativo del proceso se analizó termodinámicamente en función del rendimiento de producción de hidrógeno. En este sentido, investigaron parámetros efectivos como la temperatura de gasificación, la relación aire-combustible, la relación vapor-biomasa y la temperatura de las corrientes de aire y vapor. La temperatura de gasificación y la relación vapor-biomasa afectaron significativamente las composiciones del gas de síntesis y el poder calorífico. La humedad de la biomasa tuvo el impacto más significativo en la eficiencia de la producción de gas de síntesis. Además, examinaron otros parámetros que no son muy intensivos pero que aún tienen un efecto sobre la eficiencia de producción de gas de síntesis. Finalmente, se analizó el desempeño del proceso con base en los métodos de análisis de energía y exergía. Los resultados obtenidos mostraron que la eficiencia exergética de la etapa de secado es la más alta (alrededor del 90,0%) en todos los casos. No obstante, la tasa de destrucción de exergía para esta etapa es de gran valor frente a las demás. Entre las biombras seleccionadas, el tipo de cáscara de arroz tuvo la mayor tasa de destrucción de exergía que se relaciona con los reactores de combustión y descomposición de alquitrán; respectivamente.

Finalmente, (Y. Zhang et al., 2019) revisaron el análisis exergético de la producción de hidrógeno a partir de la gasificación con vapor de biomasa. Presentaron y discutieron los efectos de los principales parámetros (características de la biomasa, tamaño de partícula, temperatura de gasificación, relación vapor/biomasa, caudal de vapor, catalizador de reacción y tiempo de residencia) sobre la eficiencia exergética. Los resultados mostraron que la eficiencia exergética de la producción de hidrógeno a partir de la gasificación con

vapor de biomasa está determinada principalmente por el rendimiento de  $H_2$  y la exergía química de la biomasa. Los aumentos en las temperaturas de gasificación mejoraron la eficiencia exergética, mientras que los aumentos en el tamaño de las partículas disminuyeron la eficiencia exergética. En general, tanto la relación vapor/biomasa como el caudal de vapor aumentaron inicialmente y finalmente disminuyeron la eficiencia exergética.

En este capítulo se realiza un análisis exergético local unidimensional del proceso de gasificación en el reactor de dos zonas. Así mismo, los datos obtenidos en el modelo CFD permitirá desarrollar este análisis.

## **4.2. Materiales y métodos.**

### **4.2.1. Discretización del dominio**

A diferencia de la masa y la energía, la exergía no está sujeta a las leyes de conservación debido a la irreversibilidad del proceso de reacción.

Bajo los supuestos: (1) la celda tomada es una unidad de volumen de control; (2) la exergía de entrada proviene de biomasa, agente de gasificante y calor; (3) la exergía de salida proviene del gas producto, alquitrán y carbón sin reaccionar; (4) la irreversibilidad está en la exergía destruida la cual varía solo en la dirección longitudinal del reactor, (5) la exergía física de los volátiles se estimó de acuerdo a las propiedades del vapor de agua. La Figura 4-1 muestra el esquema de exergía para la gasificación de biomasa en un reactor de tubos concéntricos.

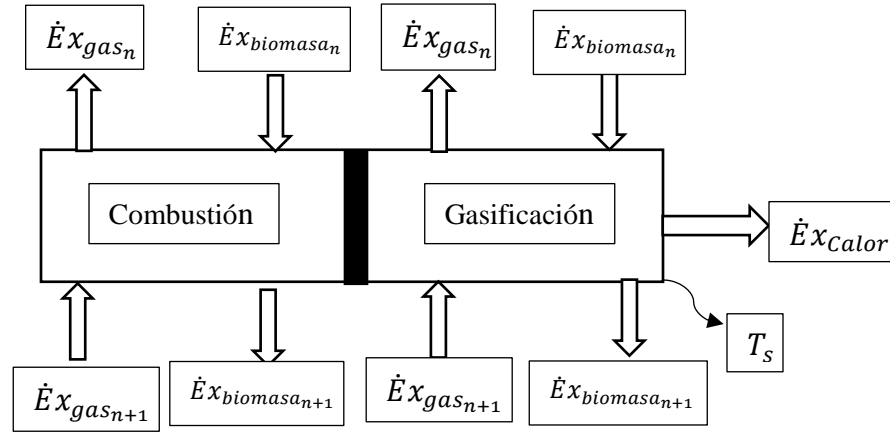


Figura 4-1. Esquema exergético para la gasificación de biomasa.

El balance de exergía correspondiente se puede escribir según la ecuación (47):

$$\begin{aligned}
 & (\dot{E}x_{gas_{n+1}} + \dot{E}x_{biomass_n} + \dot{E}x_{tar_{n+1}} + \dot{E}x_{vol_{n+1}})_{Combustión} \\
 & + (\dot{E}x_{gas_{n+1}} + \dot{E}x_{biomass_n} + \dot{E}x_{tar_{n+1}} + \dot{E}x_{vol_{n+1}})_{Gasificación} \\
 & = (\dot{E}x_{gas_n} + \dot{E}x_{biomass_{n+1}} + \dot{E}x_{tar_n} + \dot{E}x_{vol_n})_{Combustión} \\
 & + (\dot{E}x_{gas_n} + \dot{E}x_{biomass_{n+1}} + \dot{E}x_{tar_n} + \dot{E}x_{vol_n})_{Gasificación} + \dot{E}x_{heat_i} \\
 & + \dot{E}x_{d_i}
 \end{aligned} \tag{47}$$

Donde  $\dot{E}x_{biomass}$ ,  $\dot{E}x_{gas}$ ,  $\dot{E}x_{tar}$  y  $\dot{E}x_{vol}$  representan las tasas de exergía de la biomasa, el gas producto, el alquitrán y los volátiles, respectivamente.  $\dot{E}x_{heat}$  representa la tasa de exergía de calor del gasificador.  $\dot{E}x_d$  indica la tasa de exergía destruida.

Ahora bien, despreciando la exergía cinética y la exergía potencial, la exergía total del flujo de una corriente material se reduce a la ecuación (48):

$$\dot{E}x = \dot{E}x^{ph} + \dot{E}x^{ch} \tag{48}$$

Donde  $\dot{E}x^{ph}$  y  $\dot{E}x^{ch}$  representan las tasas de exergía física y química de la corriente de material, respectivamente.

Ahora, la exergía física de un gas puro se define mediante la ecuación (49):

$$ex^{ph} = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (49)$$

Donde  $h$  y  $s$  representan la entalpía y la entropía específicas en el estado especificado caracterizado por la presión  $P$  y la temperatura  $T$ , respectivamente. Ahora,  $h_0$  y  $s_0$  representan la entalpía y entropía específicas en la condición ambiental con presión  $P_0 = 1 \text{ atm}$  y temperatura  $T_0 = 298 \text{ K}$ , respectivamente.

Los valores de la entalpía específica y la entropía de los gases se muestran en la

Tabla 4-1.

Tabla 4-1. Valores específicos de entalpía, entropía y exergía química estándar de algunos materiales a 25 °C, 1 atm.

Elemento	$h_0 \text{ (kJ kmol}^{-1}\text{)}$	$s_0 \text{ (kJ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}\text{)}$	$ex^{ch^\circ}$
$O_2$	8682	205.033	3970
$H_2O \text{ (g)}$	9904	188.720	9500
$H_2O \text{ (l)}$	-	69.940	900
$H_2$	8468	130.574	236100
$CO$	8669	197.543	275100
$CO_2$	9364	213.685	19870
$CH_4$	-	186.16	831650

Tomado de (Bejan et al., 1995; Yunus A Çengel & Boles, 2008; Moran & Shapiro, 2009)

Las diferencias  $(h - h_0)$  y  $(s - s_0)$  de los gases ideales viene dada por (50) y (51) respectivamente según (Lu et al., 2007).

$$h - h_0 = \int_{T_0}^T C_p dT \quad (50)$$

$$s - s_0 = \int_{T_0}^T \frac{C_p}{T} dT - R \ln \frac{P}{P_0} \quad (51)$$

Donde  $R$  es la constante universal de los gases ( $8.314472 \text{ kJ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ ).  $C_p$  es la capacidad calorífica específica a presión constante en  $\text{kJ kmol}^{-1} \text{ K}^{-1}$ .

La exergía física de una mezcla de gases se calcula a partir de la regla de mezcla lineal convencional como se muestra en la ecuación (52):

$$\dot{E}x_M^{ph} = \sum_i \dot{n}_i ex_i^{ph} \quad (52)$$

Donde  $i$  representa el elemento;  $\dot{n}_i$  y  $ex_i^{ph}$  son la tasa de flujo molar y la exergía física del elemento. Ahora, de acuerdo a la ecuación anterior, la exergía química se denota mediante la ecuación (53).

$$\dot{E}x_M^{ch} = \sum_i \dot{n}_i \left( ex_i^{ch^\circ} + RT_0 \ln \frac{\dot{n}_i}{\sum \dot{n}_i} \right) \quad (53)$$

Aquí,  $ex_i^{ch^\circ}$  representa la exergía química estándar del elemento los cuales están en la

Tabla 4-1.

La exergía física de la biomasa fue calculada mediante la ecuación (54). La exergía química de la biomasa se puede calcular mediante una correlación estadística (Szargut et al., 1987) para combustibles industriales según la ecuación (55).

$$\dot{E}x_{Biomasa}^{ph} = \int_{T_0}^T c_p dT - T_0 c_p \ln\left(\frac{T}{T_0}\right) \quad (54)$$

$$\dot{E}x_{Biomasa}^{ch} = \beta \dot{m} LHV_{biomass} \quad (55)$$

Donde  $\dot{m}$  es la tasa de flujo masico de la biomasa en  $kg s^{-1}$ ,  $LHV_{biomass}$  indica el poder calorífico inferior de la biomasa en  $kJ kg^{-1}$ .  $\beta$  es un factor de correlación, y se puede calcular según (Cohce et al., 2010), a partir de (56)

$$\beta = \frac{1.044 + 0.0160 \left(\frac{H}{C}\right) - 0.3493 \left(\frac{O}{C}\right) \left(1 + 0.0531 \left(\frac{H}{C}\right)\right) + 0.0493 \left(\frac{N}{C}\right)}{1 - 0.4124 \left(\frac{O}{C}\right)} \quad (56)$$

Donde C, H, O y N son fracciones molares de carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno en la biomasa respectivamente.

Ahora, la exergía física de los tars viene dada por (Alonso et al., 2020) según la ecuación(57):

$$\dot{E}x_{tars} = \phi LHV_{tars} \quad (57)$$

Donde según (Maksimuk et al., 2020) el  $LHV_{tars}$  y  $\phi$  el cual es un factor de exergía química definido por (Alonso et al., 2020) vienen dado por la ecuación (58) y (59) respectivamente.



$$LHV_{tars} = 0.3517C + 1.1626H - 0.1110O + 0.1047S - 0.0894 * 2442.3H \quad (58)$$

$$\phi = 1.047 + 0.0154 \frac{H}{C} + 0.0562 \frac{O}{C} + 0.5904 \frac{S}{C} \left( 1 - 0.175 \frac{H}{C} \right) \quad (59)$$

Así mismo, según (Villalón et al., 2009) la exergía química de los volátiles se calcula según la ecuación (60).

$$\dot{e}x_{vol}^{ch} = g_{vol}^{\circ} - \frac{1}{v_{vol}} \sum v_i (\dot{e}x_i^{ch^{\circ}} - \dot{g}_i^{\circ}) \quad (60)$$

Donde  $g_{vol}^{\circ}$  es la energía libre de Gibbs en el estado de referencia de los volátiles la cual se aproximó a la del vapor de agua,  $v_{vol}$  es el número de moles en las reacciones (26), (27) y (28) del capítulo III,  $v_i$  es el numero de moles de los productos de las reacciones del proceso,  $\dot{e}x_i^{ch^{\circ}}$  es la exergía química de referencia de los productos de las reacciones tomadas de (Bejan et al., 1995) y  $\dot{g}_i^{\circ}$  es la energía libre de Gibbs en el estado de referencia de los productos de las reacciones tomadas de (Yunus A Çengel & Boles, 2008).

Para las reacciones en gasificadores autotérmicos donde el combustible reacciona con el agente gasificante y produce calor para mantener una atmósfera a alta temperatura para las otras reacciones, el calor de entrada puede ignorarse (Y. Zhang et al., 2011). Para las reacciones endotérmicas, especialmente la gasificación con vapor, la exergía proporcionada por una fuente de calor externa puede tener un valor considerable y no se ignora. Cuando la temperatura va de  $T_1$  a  $T_2$ , la exergía del calor transferido se muestra en la ecuación (61).

$$\dot{E}x = \int_{T_1}^{T_2} \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \delta \dot{Q} \quad (61)$$

Donde  $T_0$  es la temperatura ambiente (298 K).  $\dot{Q}$  es la tasa de calor hacia o desde un sistema.

Debido a que el calor transferido es difícil de medir, se debe explorar enfoques para manejar la exergía del calor transferido. El propósito del calor transferido es calentar el material desde la temperatura ambiente hasta la temperatura de gasificación para que la exergía proporcionada por el calor externo se aproxime al aumento de exergía de la biomasa y promedie con respecto a las condiciones ambientales. El incremento de exergía en biomasa y agente se puede obtener a partir de las diferencias de sus valores de exergía física. Para los agentes gasificantes, esto se puede calcular a partir de los valores específicos de entalpía y entropía a diferentes temperaturas (temperatura ambiente y de gasificación).

#### **4.2.2. Balance exergético local**

Un sistema debe ser descrito por una estructura de producción que debe construirse de acuerdo con el propósito de los diversos componentes. Esta estructura generalmente consta de  $n$  componentes conectados por flujos (Acevedo et al., 2015).

Para introducir la eficiencia exergética local y el costo exergético unitario del sistema, necesitamos introducir los conceptos de continuo y transferencia de exergía. El enfoque continuo describe una pieza de materia definida por un conjunto infinito de partículas que se pueden analizar a nivel macroscópico. En otras palabras, no hay necesidad de considerar posibles discontinuidades a nivel microscópico (Acevedo et al., 2014). Con base en estas suposiciones, la ecuación de exergía diferencial para un sólido con densidad constante, conductividad térmica y poder calorífico volumétrico se puede expresar como se muestra en la ecuación (62):

$$\nabla \cdot \left[ k \nabla T \left( 1 - \frac{T_0}{T} \right) \right] + \dot{e}_b = \rho \frac{da}{dt} + \dot{b}_D \quad (62)$$

El primer término de la ecuación anterior es la exergía que ingresa al volumen diferencial debido a la conducción de calor. El segundo término es la entrada de exergía por generación de calor volumétrico. El término  $\dot{e}_b$  varía de acuerdo con la absorción de energía de la pieza de trabajo. En el lado derecho, el primer término es la acumulación de exergía y el segundo término es la exergía destruida. La ecuación establece claramente que la exergía ganada (debido a la conducción y la generación volumétrica) se acumula o se destruye.

Ahora bien, la definición productiva del análisis de transferencia de exergía, sus eficiencias locales y los consumos de exergía de la unidad local, es conveniente aplicar una versión discretizada de la ecuación (62). En el análisis 2D, el balance de exergía de un volumen finito de una celda interna (en vatios) se muestra según la ecuación (63):

$$\left( \dot{B}_{(i-1,j)} + \dot{B}_{(i,j-1)} - \dot{B}_{(i,j+1)} - \dot{B}_{(i+1,j)} \right) + \dot{E}_b = \left( \frac{dA}{dt} \right)_{(i,j)} + \dot{B}_D(i,j) \quad (63)$$

Los primeros cuatro términos del lado izquierdo representan la transferencia de exergía por conducción (para una celda interna); se ha considerado que la transferencia de calor es positiva al aumentar el valor de los índices  $i, j$ . El último término del lado izquierdo es la exergía transferida por la generación de calor volumétrico dentro del volumen diferencial, mientras que los términos de la derecha son nuevamente acumulación y destrucción de exergía. La Figura 4-2 representa todos los términos del balance de transferencia de exergía.

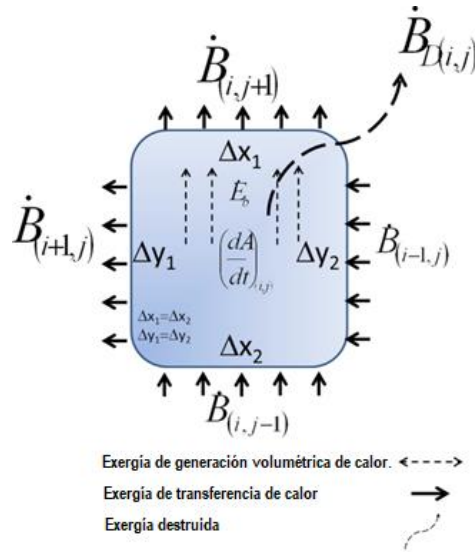


Figura 4-2. Transferencia de exergía en una celda.

Tomada de (Acevedo et al., 2015).

### 4.2.3. Eficiencia exergética y Eficiencias de Gasificación

Para estudiar exhaustivamente los procesos, se definen la eficiencia exergética como se muestra en (64).

$$\eta_{Exergética\ gas\ frío} = \frac{\dot{E}x_{gas\ Gasificación}^{ch}}{\dot{E}x_{biomass\ Combustión}^{ch} + \dot{E}x_{biomass\ Gasificación}^{ch}} \times 100\% \quad (64)$$

Donde  $\dot{E}x_{gas\ Gasificación}$ ,  $\dot{E}x_{biomass\ Combustión}$  y  $\dot{E}x_{biomass\ Gasificación}$  representan la exergía del gas de gasificación, biomasa de combustión y biomasa de gasificación, respectivamente.

La ecuación (65) muestra la eficiencia de gasificación en frío CGE. Este indica el rendimiento energético de conversión de biomasa hacia el gas de síntesis.

$$CGE = \frac{\dot{m}_{gas} LHV_{gas}}{\dot{m}_{bioComb} LHV_{BiomassComb} + \dot{m}_{bioGasificación} LHV_{BiomassGasificación}} \quad (65)$$

### 4.3. Resultados

#### 4.3.1. Análisis Exergético

El análisis de exergía local puede arrojar luz sobre la calidad de las transformaciones de energía interna que tienen lugar durante el proceso de calentamiento. Mientras que el análisis de transferencia de exergía muestra una representación general de la calidad de la energía distribuida dentro del reactor. En consecuencia, proporciona información útil para detectar potenciales de ahorro de energía.

El análisis exergético local del sistema para cada una de las dos zonas del reactor permitió estimar la exergía destruida total del proceso de gasificación de biomasa en ese tipo de reactores teniendo en cuenta la exergía destruida en cada celda, donde los resultados obtenidos se muestran en la Figura 4-3.

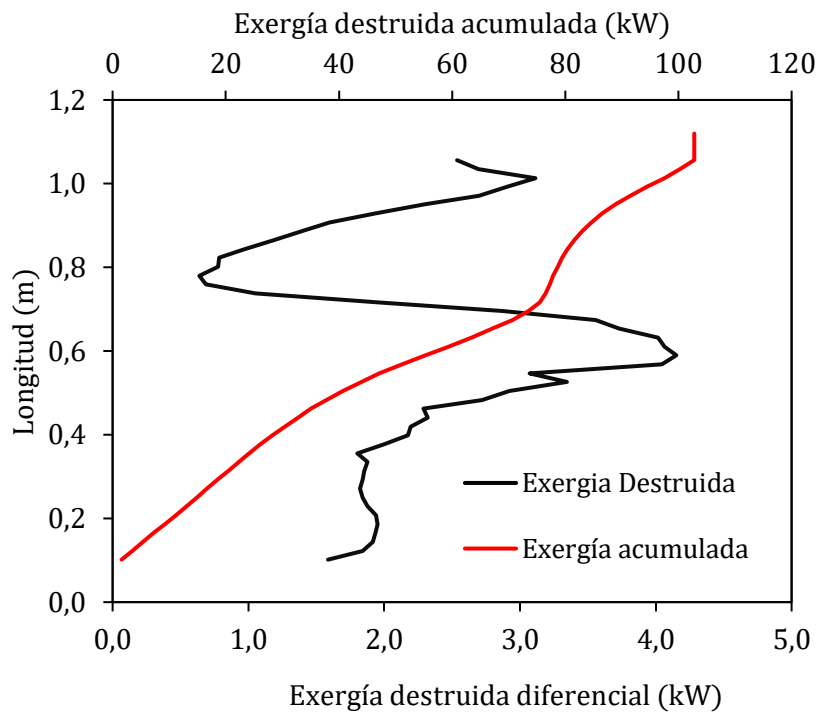


Figura 4-3. Exergía destruida en el reactor de tubos concéntricos.

Aquí se observa cómo es la distribución de exergía destruida acumulada a lo largo de la longitud del reactor, y así mismo como es la exergía destruida en la celda. Se evidencia que la máxima exergía destruida diferencial se da en la zona donde ocurre combustión en ambas zonas y esto debido a las altas temperaturas que se presentan en estas zonas. Luego, en  $Y=1.0$ , se observa un segundo pico el cual significa que la biomasa residual que contiene un alto poder calorífico se convirtió en syngas con bajo poder calorífico. Así mismo, la exergía destruida acumulada a lo largo del reactor dio un valor de 102,8 kW que en comparación con la calculada en este mismo reactor por (Rhenals Julio, 2021) tiene un porcentaje de error del 9,91%.

Ahora, entre los procesos de conversión de biomasa del reactor de dos zonas, el más destructor de exergía es la gasificación, debido a que en términos generales hay una disminución del poder calorífico entre los productos y reactivos, adicionalmente parte de la exergía de la biomasa se transforma en calor, provocando una alta temperatura del gas producto y por ende una alta transferencia de calor como se evidencia en la Figura 4-4.

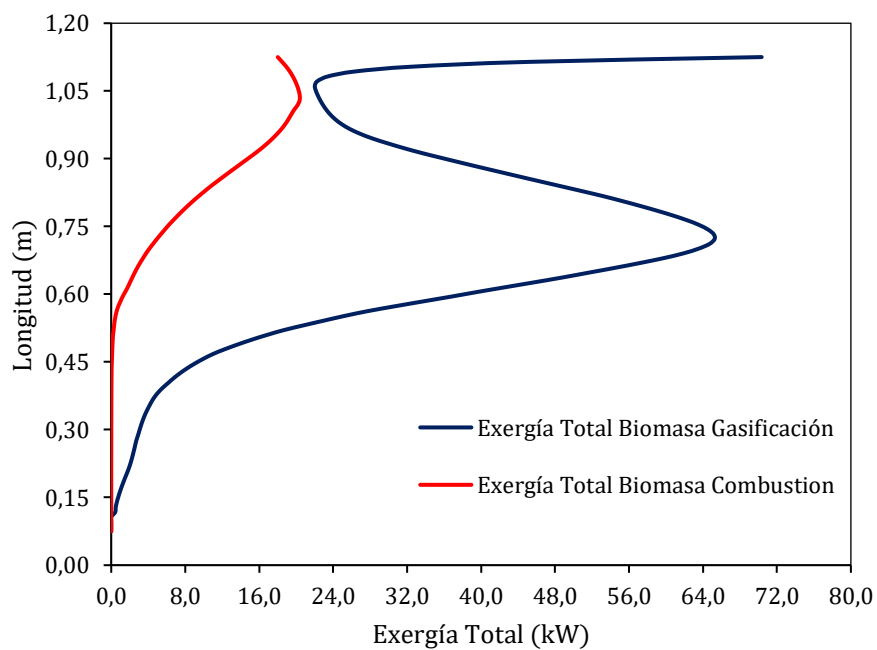


Figura 4-4. Exergía total de biomasa en el reactor de tubos concéntricos.

Aquí vemos que el pico a  $Y=0.72$  se debe a que ahí es donde ocurre la mayor devolatilización de la partícula de biomasa y donde existen altas temperaturas, esto nos dice que la biomasa se ha transformado en gases combustibles con bajo poder calorífico y en ese punto la biomasa tiene la mayor temperatura.

Ahora, durante la gasificación, la exergía presente en la biomasa se convierte en las exergías físicas y químicas del gas producto, y una parte de ella se pierde debido a las irreversibilidades del proceso. La distribución exergética química y física del gas producto con respecto a la exergía química de los gases, en la zona de gasificación, este tiene una mayor exergía en el punto donde es la salida del syngas debido a que presentan un mayor poder calorífico tal como se muestra en la Figura 4-5.

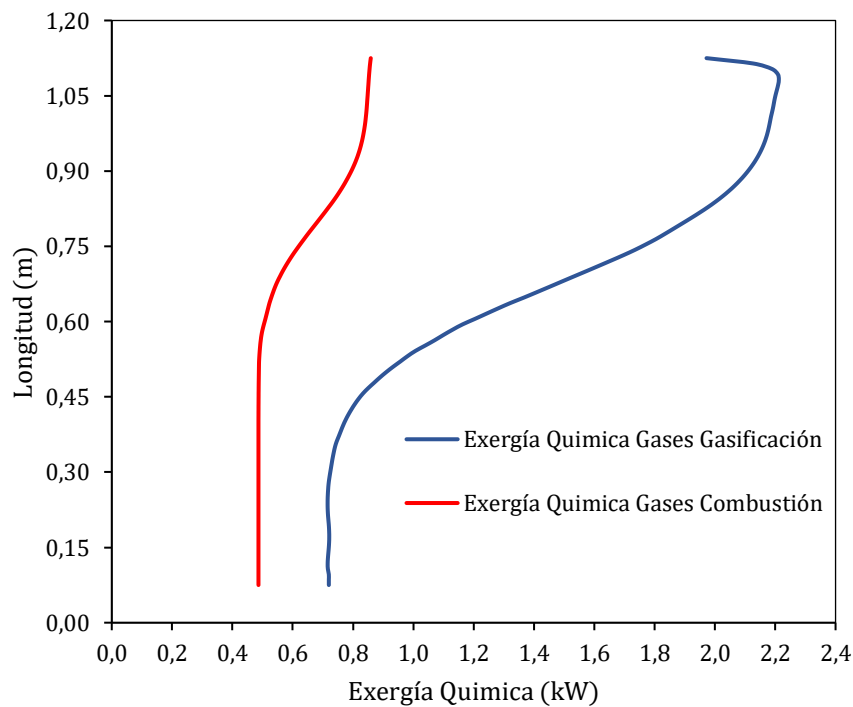


Figura 4-5. Exergía química de los gases en el reactor de tubos concéntricos.

También, como se muestra en la Figura 4-6 se evidencia que en el pico máximo de exergía a  $Y=0.9$  es donde se da la mayor temperatura y posteriormente disminuye debido a que

se muestra un descenso de temperatura asociada a la demanda de reacciones endotérmicas y así, la exergía física de los gases combustibles disminuye.

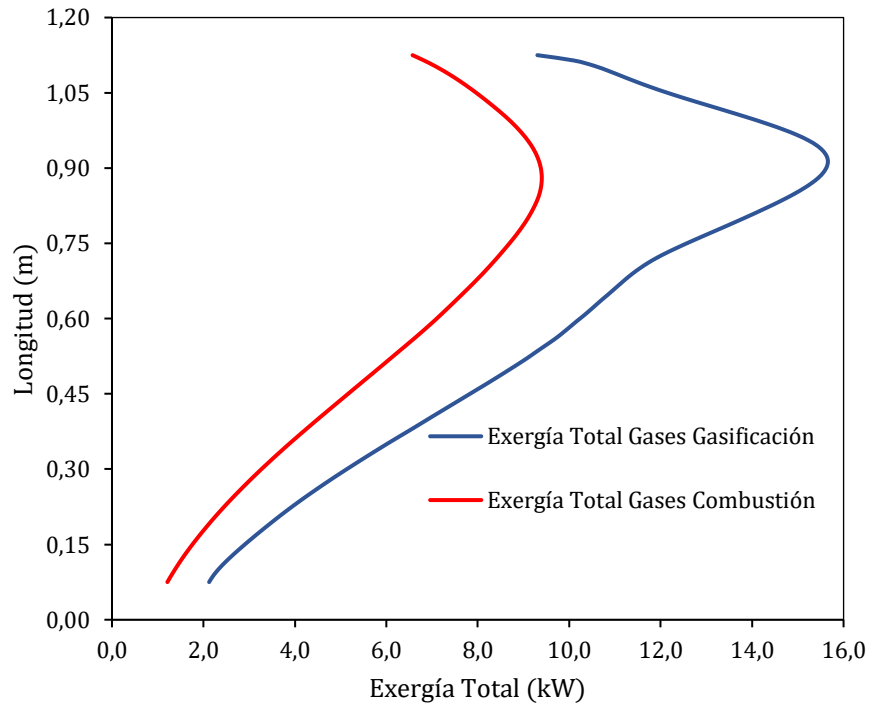


Figura 4-6. Exergía total de gases en el reactor de tubos concéntricos.

#### 4.3.2. Eficiencia Exergética y Eficiencia de gasificación

Teniendo en cuenta la ecuación (65) el cálculo de la  $CGE$  dio un valor de 31.86% y para verificar que esta eficiencia es razonable, esta se compara con la eficiencia de segunda ley, que en este caso es la eficiencia exergética la cual indica la relación entre la exergía de los productos de gasificación útiles y la exergía de la materia prima, por lo tanto, con esto medimos el grado de utilización de su exergía química, que según la ecuación (64) para este tipo de reactor, la eficiencia exergética del proceso es del 66.14% que comparándolo con los resultados obtenidos por (Rhenals Julio, 2021) el cual tiene un error del 3% que nos indica que los resultados son acorde al estudio realizado. Así mismo,



haciendo la comparación de estas dos eficiencias como se muestra en la Figura 4-7, la *CGE* es razonable puesto que está por debajo de la disponibilidad energética de la materia prima. Es por esto, que la recuperación de calor a través del reactor en el proceso de gasificación, permite aumentar el rendimiento de la gasificación de biomasa estudiada.

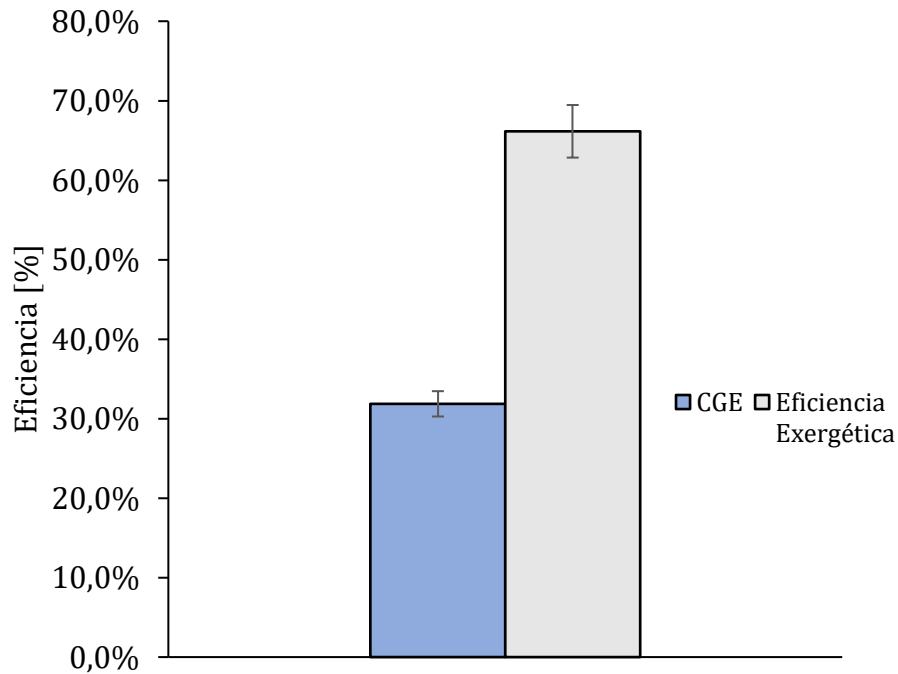


Figura 4-7. Comparación de la *CGE* vs Eficiencia Exergética.

#### 4.4. Conclusiones

El análisis de exergía del proceso de gasificación de tusa de maíz en un reactor de tubos concéntricos se llevó a cabo mediante un balance exergético local. Con esto se determinó como es el comportamiento de la destrucción de exergía debido a las irreversibilidades del proceso a lo largo del reactor de tubos concéntricos y con esto medir la eficiencia exergética del proceso. Con esto, se obtuvo una eficiencia exergética del proceso del

66.14% comparándola con otro estudio la cual dio el 68% vemos una disminución de esta eficiencia con un error del 3% de tal manera que se pudo validar este análisis.

La exergía destruida dentro del reactor está fuertemente dominada por la devolatilización de la partícula. La exergía destruida total y la eficiencia exergética están acorde con lo reportado en la literatura.

El estudio de este tipo de análisis en la gasificación de la biomasa residual de la tusa de maíz en el reactor de tubos concéntricos es una alternativa para mejoras en el diseño de este tipo de reactor y así mismo mejoras en la generación de syngas.

## **Conclusiones Generales y futuros trabajos.**

---

### **5.1. Objetivo específico I: Caracterización de la tusa de Maíz.**

Se caracterizó la tusa de maíz como biomasa residual para el proceso de gasificación con aire como agente gasificante mediante estudios realizados en la literatura. Se pudo apreciar que la biomasa tiene excelentes propiedades para que sea utilizada energéticamente en el proceso de gasificación.

### **5.2. Objetivo específico II: Modelo CFD y validación.**

Se desarrolló un modelo numérico para simular el proceso de gasificación de biomasa en un reactor de tubos concéntricos usando un enfoque euleriano-Lagrangiano a través de la mecánica computación del fluido (CFD). La biomasa se modeló en el marco de Lagrange usando el modelo de fase discreta (DPM) con interacción de fase continua.

Se concluye que: La incorporación de la mecánica computacional de fluidos permite representar escenarios que involucren procesos de conversión termoquímica orientados a la maximización del poder caloríficos del gas de síntesis, volviéndolos una herramienta más precisa de valorización de biomasas no maderables en el proceso de gasificación en el reactor de tubos concéntricos.

### **5.3. Objetivo específico III: Análisis exergético local.**

Fue desarrollado un balance exergético local para determinar la cantidad de exergía destruida a lo largo del reactor de tubos concéntricos y para así, ver que mejoras ingenieriles pueden hacerse a este tipo de reactores de tal manera que esa destrucción de exergía por los procesos que ocurren pueda disminuir.

### **5.4. Futuros trabajos.**

#### **5.4.1. Producción de productos líquidos.**

Se propone estudiar la producción de productos líquidos teniendo en cuenta el porcentaje de alquitranes que se produjo en el modelo CFD con miras a la producción de bio-aceites para su utilización. Revisar la parte experimental, ya que aquí se produce una buena cantidad de alquitranes y con esto hacer máximo su aprovechamiento.

#### **5.4.2. Análisis CFD-DEM**

Se propone desarrollar una simulación mediante elementos discretos. Este escenario permitirá analizar y estimar el desarrollo fenomenológico del reactor teniendo partículas a microescala. El método de elementos discretos (DEM) es un modelo basado en el enfoque Euleriano-Lagrangiano. Identifica el carácter discreto de las partículas. Las ecuaciones de la fase gaseosa se resuelven en una cuadrícula euleriana que es al menos un orden de magnitud mayor que el tamaño de la partícula. La fase sólida se compone de partículas discretas individuales y su movimiento individual se rige por la segunda ley de movimiento de Newton. La interacción entre partículas y la interacción de partículas con el gas y la pared se puede modelar en base a modelos de esfera dura o de esfera blanda.

### **5.4.3. Gasificación en lecho fluidizado**

Se recomienda hacer un estudio del proceso de gasificación de biomasa en este tipo de reactores teniendo en cuenta el lecho fluidizado.

---

## Bibliografía.

---

- Acevedo, L., Usón, S., & Uche, J. (2014). Exergy transfer analysis of microwave heating systems. *Energy*, 68, 349–363.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.02.041>
- Acevedo, L., Usón, S., & Uche, J. (2015). Local exergy cost analysis of microwave heating systems. *Energy*, 80, 437–451.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2014.11.085>
- Acosta Roca, R. (2009). El cultivo del maíz, SU origen y clasificación. EL MAIZ en Cuba. *Cultivos Tropicales*, 30.
- Alonso, G., del Valle, E., & Ramirez, J. R. (2020). 6 - Thermo-economic analysis. In G. Alonso, E. del Valle, & J. R. B. T.-D. in N. P. P. Ramirez (Eds.), *Woodhead Publishing Series in Energy* (pp. 77–131). Woodhead Publishing.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-820021-6.00006-5>
- Álvarez Rodríguez, A., Pizarro García, C., & Folgueras Díaz, M. B. (2012). *CARACTERIZACIÓN QUÍMICA DE BIOMASA Y SU RELACIÓN*. 1–12.  
<https://digibuo.uniovi.es/dspace/handle/10651/17777>
- Álvarez, Y. R., & Silva, F. C. (2016). *TRANSFERENCIA EN ENERGÍAS RENOVABLES PARA EL DEPARTAMENTO DE CÓRDOBA*.
- Arenas, C. N., Navarro, M. V., & Martínez, J. D. (2019). Pyrolysis kinetics of biomass

- wastes using isoconversional methods and the distributed activation energy model. *Bioresource Technology*, 288, 121485. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biortech.2019.121485>
- Arenas Castiblanco, E., Montoya, J. H., Rincón, G. V., Zapata-Benabithé, Z., Gómez-Vásquez, R., & Camargo-Trillos, D. A. (2022). A new approach to obtain kinetic parameters of corn cob pyrolysis catalyzed with CaO and CaCO<sub>3</sub>. *Heliyon*, 8(8), e10195. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2022.e10195>
- Arun, K., Venkata Ramanan, M., & Mohanasutan, S. (2022). Comparative studies and analysis on gasification of coconut shells and corn cobs in a perforated fixed bed downdraft reactor by admitting air through equally spaced conduits. *Biomass Conversion and Biorefinery*, 12(4), 1257–1269. <https://doi.org/10.1007/s13399-020-00872-1>
- Askaripour, H. (2020). CFD modeling of gasification process in tapered fluidized bed gasifier. *Energy*, 191, 116515. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2019.116515>
- Assureira, E., & Assureira, M. (2021). Bio-carbón de hojas de caña de azúcar para su empleo como combustible y agente reductor en procesos de reducción directa del mineral de hierro. *Proceedings of the LACCEI International Multi-Conference for Engineering, Education and Technology*, 2021-July. <https://doi.org/10.18687/LACCEI2021.1.1.28>
- Baruah, D., & Baruah, D. C. (2014). Modeling of biomass gasification: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39, 806–815. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.07.129>
- Basu, P. (2018). Chapter 3 - Biomass Characteristics. In P. Basu (Ed.), *Biomass*

- Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Third Edition)* (Third Edit, pp. 49–91). Academic Press. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812992-0.00003-0](https://doi.org/10.1016/B978-0-12-812992-0.00003-0)
- Bejan, A. (2002). Fundamentals of exergy analysis, entropy generation minimization, and the generation of flow architecture. *International Journal of Energy Research*, 26(7), 0–43. <https://doi.org/10.1002/er.804>
- Bejan, A., Tsatsaronis, G., & Moran, M. J. (1995). *Thermal design and optimization*. John Wiley & Sons.
- Bukar, A. A., Ben Oumarou, M., Tela, B. M., Eljummah, A. M., & Oumarou, M. Ben. (2019). Assessment of Biomass Gasification: A Review of Basic Design Considerations "Assessment of Biomass Gasification: A Review of Basic Design Considerations. *American Journal of Energy Research*, 7(1), 1–14. <https://doi.org/10.12691/ajer-7-1-1>
- Buragohain, B., & Mahanta, P. (2010). Biomass gasification for decentralized power generation: The Indian perspective. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14, 73–92. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2009.07.034>
- Bustamante, F., Enick, R. M., Killmeyer, R. P., Howard, B. H., Rothenberger, K. S., Cugini, A. V., Morreale, B. D., & Ciocco, M. V. (2005). Uncatalyzed and wall-catalyzed forward water-gas shift reaction kinetics. *AIChE Journal*. <https://doi.org/10.1002/aic.10396>
- Caliskan, H., & Hepbasli, A. (2010). Energy and exergy analyses of ice rink buildings at varying reference temperatures. *Energy and Buildings*, 42, 1418–1425. <https://doi.org/10.1016/j.enbuild.2010.03.011>
- Carta, J. A., R, C., A, C., Castro, M., & E, C. (2012). *Centrales de energías renovables:*



*Generación eléctrica con energías renovables.*

- Celik, I., & Karatekin, O. (1997). Numerical Experiments on Application of Richardson Extrapolation With Nonuniform Grids. *Journal of Fluids Engineering*, 119(3), 584–590. <https://doi.org/10.1115/1.2819284>
- Çengel, Y A, & Ghajar, A. J. (2015). *Heat and Mass Transfer: Fundamentals \& Applications*. McGraw Hill Education. <https://books.google.com.co/books?id=1YPhoAEACAAJ>
- Çengel, Yunus A, & Boles, M. A. (2008). *Thermodynamics : an engineering approach*. Sixth edition. Boston: McGraw-Hill Higher Education, [2008] ©2008. <https://search.library.wisc.edu/catalog/9910062108002121>
- Chapra, S., & Canale, R. (2006). Numerical Methods for Engineers. In *Numerical Methods for Engineers*. <https://doi.org/10.1201/9781420010244>
- Chen, B., & Chen, G. Q. (2007). Resource analysis of the Chinese society 1980–2002 based on exergy—Part 2: Renewable energy sources and forest. *Energy Policy*, 35(4), 2051–2064. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enpol.2006.07.001>
- Chen, B., Chen, G. Q., & Yang, Z. F. (2006). Exergy-based resource accounting for China. *Ecological Modelling*, 196(3), 313–328. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ecolmodel.2006.02.019>
- Cohce, M. K., Dincer, I., & Rosen, M. A. (2010). Thermodynamic analysis of hydrogen production from biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, 35(10), 4970–4980. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2009.08.066>
- Couto, N., Silva, V., Monteiro, E., & Rouboa, A. (2017). Exergy analysis of Portuguese municipal solid waste treatment via steam gasification. *Energy Conversion and*

- Management*, 134, 235–246.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.enconman.2016.12.040>
- Dai, J., & Chen, B. (2010). Extended exergy-based fossil fuels resource accounting in spatial distribution in 2007, China. *Procedia Environmental Sciences*, 2, 1799–1807.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.proenv.2010.10.191>
- Dayton, D. C., & Foust, T. D. (2020). Chapter Two - Biomass Characterization. In D. C. Dayton & T. D. Foust (Eds.), *Analytical Methods for Biomass Characterization and Conversion* (pp. 19–35). Elsevier. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815605-6.00002-0>
- Dincer, I. (2002). The role of exergy in energy policy making. *Energy Policy*, 30(2), 137–149. [https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0301-4215\(01\)00079-9](https://doi.org/https://doi.org/10.1016/S0301-4215(01)00079-9)
- Dincer, I., & Cengel, Y. A. (2001). Energy, Entropy and Exergy Concepts and Their Roles in Thermal Engineering. *Entropy*, 3(3), 116–149.  
<https://doi.org/10.3390/e3030116>
- Dincer, I., & Rosen, M. (2004). Exergy as a Driver for Achieving Sustainability. *International Journal of Green Energy - INT J GREEN ENERGY*, 1, 1–19.  
<https://doi.org/10.1081/GE-120027881>
- Dryer, F. L., & Westbrook, C. K. (1981). Simplified Reaction Mechanisms for the Oxidation of Hydrocarbon Fuels in Flames. *Combustion Science and Technology*.  
<https://doi.org/10.1080/00102208108946970>
- El-Emam, R. S., & Dincer, I. (2015). Thermal modeling and efficiency assessment of an integrated biomass gasification and solid oxide fuel cell system. *International Journal of Hydrogen Energy*, 40(24), 7694–7706.

- <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2015.02.061>
- Federación, B. (2010). *El cultivo del maíz, historia e importancia*.  
<http://hdl.handle.net/20.500.12324/1004>
- Fernandez, C. (2018). 1.2. *Panorámica energética mundial*. 20–37.
- Fourcault, A., Marias, F., & Michon, U. (2010). Modelling of thermal removal of tars in a high temperature stage fed by a plasma torch. *Biomass and Bioenergy*, 34(9), 1363–1374. <https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2010.04.018>
- Gai, C., & Dong, Y. (2012). Experimental study on non-woody biomass gasification in a downdraft gasifier. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37(6), 4935–4944. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2011.12.031>
- Gielen, D., Boshell, F., Saygin, D., Bazilian, M. D., Wagner, N., & Gorini, R. (2019). The role of renewable energy in the global energy transformation. *Energy Strategy Reviews*, 24(January), 38–50. <https://doi.org/10.1016/j.esr.2019.01.006>
- Gomez, R., Camargo-Trillos, D., Arenas, E., Zapata, Z., & Bula, A. J. (2021). CaCO<sub>3</sub> and air/steam effect on the gasification and biohydrogen both performance of corn cob as received: application in the Colombian Caribbean region. *UnderReview*.
- Gómez, R. D., Camargo, D. A., & Soto, C. C. (2019). Synergistic evaluation of residual biomass gasification in mixtures of corn and cotton. *Informacion Tecnológica*, 30(6), 11–20.
- Gómez, R. D., Castiblanco, E. A., Zapata Benabithe, Z., Bula Silvera, A. J., & Camargo-Trillos, D. A. (2021). CaCO<sub>3</sub> and air/steam effect on the gasification and biohydrogen performance of corn cob as received: Application in the Colombian Caribbean region. *Biomass and Bioenergy*, 153, 106207. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.biombioe.2021.106207>

- Gómez, R., Palacio Vega, M., Arango Meneses, J., Avila, A., & Mendoza Fandiño, J. (2021). Evaluation of the energy generation potential by an experimental characterization of residual biomass blends from Córdoba, Colombia in a downdraft gasifier. *Waste Management*. <https://doi.org/10.1016/j.wasman.2020.10.014>
- Gómez Vásquez, R. D. (2022). *Desarrollo de un modelo fenomenológico de transformación termoquímica de biomasa en un reactor de gasificación de biomasa para valoración del proceso de gasificación con enriquecimiento de hidrógeno (Tesis Doctoral)*. Universidad del Norte.
- Gorugantu, S. B., Carstensen, H.-H., Van Geem, K., & Marin, G. (2019). Measuring biomass fast pyrolysis kinetics: state of the art. *WILEY INTERDISCIPLINARY REVIEWS-ENERGY AND ENVIRONMENT*, 8(2). <http://dx.doi.org/10.1002/wene.326>
- Govaerts, B. ., Vega, D. ., Chávez, X. ., Narro, L. ., San Vicente, F. M. ., San Vicente, F. M., Palacios, N. ., Palacios, N., Pérez, M. ., González, G. ., Ortega, P. ., Carvajal, A. ., Arcos, A. L. ., Bolaños, J. ., Romero, N. ., Bolaños, J. ., Vanegas, Y. F. ., Echeverría, R. ., Jarvis, A. ., ... Tapasco, J. (2019). *Maíz para Colombia Visión 2030* (E. . Figueroa & A. Aguilar (eds.); CIMMYT). <https://repository.cimmyt.org/handle/10883/20218>
- Hassan, H. Z. (2013). Evaluation of the local exergy destruction in the intake and fan of a turbofan engine. *Energy*, 63, 245–251. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2013.10.062>
- Hosseini, M., Dincer, I., & Rosen, M. A. (2012). Steam and air fed biomass gasification: Comparisons based on energy and exergy. *International Journal of Hydrogen Energy*, 37(21), 16446–16452. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2012.02.115>

- Hu, C., Luo, K., Wang, S., Sun, L., & Fan, J. (2019). Influences of operating parameters on the fluidized bed coal gasification process: A coarse-grained CFD-DEM study. *Chemical Engineering Science*, *195*, 693–706. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.10.015>
- Hwang, I. S., Sohn, J., Lee, U. Do, & Hwang, J. (2021). CFD-DEM simulation of air-blown gasification of biomass in a bubbling fluidized bed gasifier: Effects of equivalence ratio and fluidization number. *Energy*, *219*, 119533. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2020.119533>
- Ishaq, H., Dincer, I., & Naterer, G. F. (2018). Exergy-based thermal management of a steelmaking process linked with a multi-generation power and desalination system. *Energy*, *159*, 1206–1217. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.06.213>
- Jaén, R. L., Aseffe, J. A. M., & Ruiz, L. O. O. (2020). *Estudio de la gasificación de la tusa del maíz para la generación de electricidad // Study of the corn cob gasification of the for the electricity generation.*
- Jeguirim, M., Bikai, J., Elmay, Y., Limousy, L., & Njeugna, E. (2014). Thermal characterization and pyrolysis kinetics of tropical biomass feedstocks for energy recovery. *Energy for Sustainable Development*, *23*, 188–193. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.esd.2014.09.009>
- John, J., Orrego, P., Castaño, D., & Mauro, J. (2016). *No . 16-03 Un modelo Casi Ideal de Demanda de Combusti- 2016 bles para la Industria de Transporte. 16.*
- Jones, W. P., & Lindstedt, R. P. (1988). Global reaction schemes for hydrocarbon combustion. *Combustion and Flame*. [https://doi.org/10.1016/0010-2180\(88\)90021-](https://doi.org/10.1016/0010-2180(88)90021-1)

- Kaisalo, N., Simell, P., & Lehtonen, J. (2016). Benzene steam reforming kinetics in biomass gasification gas cleaning. *Fuel*, *182*, 696–703. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.06.042>
- Klimanek, A., & Bigda, J. (2018). CFD modelling of CO<sub>2</sub> enhanced gasification of coal in a pressurized circulating fluidized bed reactor. *Energy*, *160*, 710–719. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.07.046>
- Kock, F., & Herwig, H. (2004). Local entropy production in turbulent shear flows: A high-Reynolds number model with wall functions. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, *47*(10–11), 2205–2215. <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2003.11.025>
- Kumar, M., & Ghoniem, A. F. (2012). Multiphysics simulations of entrained flow gasification. Part II: Constructing and validating the overall model. *Energy and Fuels*, *26*(1), 464–479. <https://doi.org/10.1021/ef2008858>
- Kumar, U., & Paul, M. C. (2019). CFD modelling of biomass gasification with a volatile break-up approach. *Chemical Engineering Science*, *195*, 413–422. <https://doi.org/10.1016/j.ces.2018.09.038>
- Laohalidanond, K., Kongkaew, N., & Kerdsuwan, S. (2017). Gasification Behavior Study of Torrefied Empty Corn Cobs. *Energy Procedia*, *138*, 175–180. <https://doi.org/10.1016/j.egypro.2017.10.146>
- Launder, B. E. (Brian E. (1972). *Lectures in mathematical models of turbulence [by] B. E. Launder and D. B. Spalding* (D. B. (Dudley B. Spalding 1923- (ed.)). Academic Press.
- Lu, Y., Guo, L., Zhang, X., & Yan, Q. (2007). Thermodynamic modeling and analysis

- of biomass gasification for hydrogen production in supercritical water. *Chemical Engineering Journal*, 131(1), 233–244.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.11.016>
- Ma, J., & Zitney, S. E. (2012). Computational fluid dynamic modeling of entrained-flow gasifiers with improved physical and chemical submodels. *Energy and Fuels*.  
<https://doi.org/10.1021/ef301346z>
- Magniont, C., & Aubert, J. (2018). *Energy & Buildings Hygrothermal properties of unfired earth bricks : Effect of barley straw , hemp shiv and corn cob addition*. 178, 265–278. <https://doi.org/10.1016/j.enbuild.2018.08.021>
- Maksimuk, Y., Antonava, Z., Krouk, V., Korsakova, A., & Kursevich, V. (2020). Prediction of higher heating value based on elemental composition for lignin and other fuels. *Fuel*, 263, 116727.
- Martillo Aseffe, J. A., Martínez González, A., Jaén, R. L., & Silva Lora, E. E. (2021). The corn cob gasification-based renewable energy recovery in the life cycle environmental performance of seed-corn supply chain: An Ecuadorian case study. *Renewable Energy*, 163, 1523–1535.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.renene.2020.10.053>
- Martínez, L. V, Rubiano, J. E., Figueredo, M., & Gómez, M. F. (2020). Experimental study on the performance of gasification of corncobs in a downdraft fixed bed gasifier at various conditions. *Renewable Energy*, 148, 1216–1226.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.renene.2019.10.034>
- Mehrpooya, M., Khalili, M., & Sharifzadeh, M. M. M. (2018). Model development and energy and exergy analysis of the biomass gasification process (Based on the various biomass sources). *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 91, 869–887.

<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.rser.2018.04.076>

- Mendoza Fandiño, J., Rhenals, J., Ávila, A., & Durando, E. (2021). *Análise Exergoeconômica da Gasificação de Sabugo de Milho Integrado em um Sistema de Geração de Energia: Estudo de Caso na Colômbia*. 13(76), 919–925.
- Mendoza, J., Sofan, S., Lopez, D., Martínez, A., & Rhenals, J. (2021). *CARACTERIZAÇÃO ENERGÉTICA DOS RESÍDUOS DA AGROINDÚSTRIA DO MILHO NUM PROTÓTIPO DE GASIFICAÇÃO MULTIZONA* (p. 11).
- Mohammed, M. A. A., Salmiaton, A., Wan Azlina, W. A. K. G., Mohammad Amran, M. S., Fakhru'L-Razi, A., & Taufiq-Yap, Y. H. (2011). Hydrogen rich gas from oil palm biomass as a potential source of renewable energy in Malaysia. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 15(2), 1258–1270.  
<https://doi.org/10.1016/j.rser.2010.10.003>
- Molino, A., Chianese, S., & Musmarra, D. (2016). Biomass gasification technology: The state of the art overview. *Journal of Energy Chemistry*, 25(1), 10–25.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jechem.2015.11.005>
- Moran, M. J., & Shapiro, H. N. (2009). *Fundamentals of engineering thermodynamics* (6th ed.). John Wiley and Sons Inc., New York, NY.  
<http://eu.wiley.com/WileyCDA/WileyTitle/productCd-0470540192.html>
- Morsi, S. A., & Alexander, A. J. (1972). An investigation of particle trajectories in two-phase flow systems. *Journal of Fluid Mechanics*, 55(2), 193–208.  
<https://doi.org/10.1017/S0022112072001806>
- Naterer, G., & Camberos, J. (2008). *Entropy-based design and analysis of fluids engineering systems. With a foreword by David J. Moorhouse*.  
<https://doi.org/10.1201/9781420006919>



- Ngamsidhiphongs, N., Ponpesh, P., Shotipruk, A., & Arpornwichanop, A. (2020). Analysis of the Imbert downdraft gasifier using a species-transport CFD model including tar-cracking reactions. *Energy Conversion and Management*. <https://doi.org/10.1016/j.enconman.2020.112808>
- Niembro, I., & Gonzalez, M. (2012). Energía y Exergía : Enfoques hacia la Sostenibilidad mediante el Análisis de Ciclo de Vida. *Congreso Nacional Del Medio Ambiente*, 1–5. [http://www.conama9.conama.org/conama9/download/files/CTs/985791\\_INiembro.pdf](http://www.conama9.conama.org/conama9/download/files/CTs/985791_INiembro.pdf)
- Pandey, B., Prajapati, Y. K., & Sheth, P. N. (2021). CFD analysis of biomass gasification using downdraft gasifier. *Materials Today: Proceedings*, 44, 4107–4111. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.matpr.2020.10.451>
- Pandey, B., Prajapati, Y. K., & Sheth, P. N. (2022). CFD analysis of the downdraft gasifier using species-transport and discrete phase model. *Fuel*, 328, 125302. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.fuel.2022.125302>
- Pepiot, P., Dibble, C., & Foust, T. (2010). Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification and pyrolysis. *Computational Modeling in Lignocellulosic Biofuel Production*, 273–298. <https://doi.org/10.1021/bk-2010-1052.ch012>
- Pielsticker, S., Gövert, B., Umeki, K., & Kneer, R. (2021). Flash Pyrolysis Kinetics of Extracted Lignocellulosic Biomass Components. *Frontiers in Energy Research*, 9. <https://doi.org/10.3389/fenrg.2021.737011>
- Pinto, J., Sá, A. B., Pereira, S., Bentes, I., & Paiva, A. (2016). Possible Applications of Corncob as a Raw Insulation Material. *Intech*, 26–43. <https://doi.org/10.5772/62339>
- Prins, M. J., Ptasiński, K. J., & Janssen, F. J. J. G. (2006). Torrefaction of wood: Part 1.

- Weight loss kinetics. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 77(1), 28–34.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jaap.2006.01.002>
- Rhenals, J. D., Fandiño, J., la Vega, T., & Mendoza Fandiño, J. (2021). *Evaluación energética de la co-combustión de contenido ruminal-metano en frigoríficos y mataderos del departamento de Córdoba-Colombia*. 44–53.
- Rhenals, J., Luis, M., & Montes, T. (2016). *ANÁLISIS EXERGEOECONÓMICO DE LA GASIFICACIÓN DE TUSA DE MAÍZ EMPLEANDO VAPOR DE AGUA COMO AGENTE GASIFICANTE, INTEGRADO A UN SISTEMA DE GENERACIÓN DE POTENCIA*.  
[https://repositorio.unicordoba.edu.co/bitstream/handle/ucordoba/669/Informe final.pdf?sequence=1&isAllowed=y](https://repositorio.unicordoba.edu.co/bitstream/handle/ucordoba/669/Informe%20final.pdf?sequence=1&isAllowed=y)
- Rhenals Julio, J. D. (2021). *ANÁLISIS ENERGÉTICO Y EXERGÉTICO DE UN SISTEMA DE REFRIGERACIÓN ABSORCIÓN-DIFUSIÓN CON DIFERENTES FUENTES DE CALOR* [Universidad de la Costa]. <https://hdl.handle.net/11323/8516>
- Richardson, L. F. (1911). The Approximate Arithmetical Solution by Finite Differences of Physical Problems Involving Differential Equations, with an Application to the Stresses in a Masonry Dam. *Philosophical Transactions of the Royal Society of London. Series A, Containing Papers of a Mathematical or Physical Character*, 210, 307–357. <http://www.jstor.org/stable/90994>
- Rosen, M., & Tang, R. (2008). Improving steam power plant efficiency through exergy analysis: Effects of altering excess combustion air and stack-gas temperature. *International Journal of Exergy - INT J EXERGY*, 5.  
<https://doi.org/10.1504/IJEX.2008.016011>
- Roychowdhury, D. (2020). *Computational Fluid Dynamics for Incompressible Flows* (Issue August). <https://doi.org/10.1201/9780367809171>

- Ruiz, J. A., Juárez, M. C., Morales, M. P., Muñoz, P., & Mendívil, M. A. (2013). Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 18, pp. 174–183). Pergamon. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2012.10.021>
- Sagastume, A., Mendoza, J., Cabello Eras, J., & Rhenals, J. (2021). The Available Waste-to-energy Potential from Agricultural Wastes in the Department of Córdoba, Colombia. *International Journal of Energy Economics and Policy*, 11, 44–50. <https://doi.org/10.32479/ijeep.10705>
- Serratos-Hernández, J.-A. (2009). *El origen y la diversidad del maíz en el continente americano*.
- Sooriyalakshmi, N., & H, J. H. (2021). *Thermal conductivity of insulating materials : An overview*. 6(9), 59–65.
- Susastriawan, A. A. P., Saptoadi, H., & Purnomo. (2017). Small-scale downdraft gasifiers for biomass gasification: A review. In *Renewable and Sustainable Energy Reviews* (Vol. 76, pp. 989–1003). Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2017.03.112>
- Szargut, J., Morris, D. R., & Steward, F. R. (1987). *Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes*. <https://www.osti.gov/biblio/6157620>
- Taheri, A., Khoshnevis, A. B., & Lakzian, E. (2020). The effects of wall curvature and adverse pressure gradient on air ducts in HVAC systems using turbulent entropy generation analysis. *International Journal of Refrigeration*, 113, 21–30. <https://doi.org/10.1016/j.ijrefrig.2020.01.014>
- Valdés, C., Chejne Janna, F., Marrugo, G., Gomez, C., Montoya, J., Macías, R., Londoño G., C., De La Cruz, J., Ocampo, A., & Arenas, E. (2017). *La gasificación*,

*alternativa de generación de energía y productos con alto valor agregado para la industria.*

- Verissimo, G. L., Cruz, M. E., & Leiroz, A. J. K. (2019). Derivation of Entropy and Exergy Transport Equations, and Application to Second Law Analysis of Sugarcane Bagasse Gasification in Bubbling Fluidized Beds. *Journal of Energy Resources Technology*, 142(6). <https://doi.org/10.1115/1.4045541>
- Villalón, J. M. M., Torrent, J. G., & Aragón, E. Q. (2009). *Termoeconomía y optimización energética*. Fundación Gómez Pardo.
- Wang, C. H., Zhao, D., Tsutsumi, A., & You, S. (2017). Sustainable energy technologies for energy saving and carbon emission reduction. *Applied Energy*, 194, 223–224. <https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2017.02.045>
- Wang, L., Izaharuddin, A. N., Karimi, N., & Paul, M. C. (2021). A numerical investigation of CO<sub>2</sub> gasification of biomass particles- analysis of energy, exergy and entropy generation. *Energy*, 228, 120615. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.energy.2021.120615>
- Wang, X., Lv, W., Guo, L., Zhai, M., Dong, P., & Qi, G. (2016). Energy and exergy analysis of rice husk high-temperature pyrolysis. *International Journal of Hydrogen Energy*, 41(46), 21121–21130. <https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2016.09.155>
- Watanabe, H., & Otaka, M. (2006). Numerical simulation of coal gasification in entrained flow coal gasifier. *Fuel*. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2006.02.002>
- WBA. (2019). *GLOBAL BIOENERGY STATISTICS 2019* World Bioenergy Association.
- Zafar, S., & Dincer, I. (2014). Thermodynamic analysis of a combined PV/T–fuel cell system for power, heat, fresh water and hydrogen production. *International Journal*

- of Hydrogen Energy*, 39(19), 9962–9972.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2014.04.127>
- Zhang, X., Li, H., Liu, L., Bai, C., Wang, S., Zeng, J., Liu, X., Li, N., & Zhang, G. (2018). Thermodynamic and economic analysis of biomass partial gasification process. *Applied Thermal Engineering*, 129, 410–420.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2017.10.069>
- Zhang, Y., Fan, X., Li, B.-X., Li, H., & Xiaoyan, G. (2017). Assessing the potential environmental impact of fuel using exergy-cases of wheat straw and coal. *International Journal of Exergy*, 23, 85. <https://doi.org/10.1504/IJEX.2017.084517>
- Zhang, Y., Gao, X., Li, B., Li, H., & Zhao, W. (2018). Assessing the potential environmental impact of woody biomass using quantitative universal exergy. *Journal of Cleaner Production*, 176, 693–703.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2017.12.159>
- Zhang, Y., Li, B., Li, H., & Liu, H. (2011). Thermodynamic evaluation of biomass gasification with air in autothermal gasifiers. *Thermochimica Acta*, 519(1), 65–71.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.tca.2011.03.005>
- Zhang, Y., Xu, P., Liang, S., Liu, B., Shuai, Y., & Li, B. (2019). Exergy analysis of hydrogen production from steam gasification of biomass: A review. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(28), 14290–14302.  
<https://doi.org/https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.064>
- Zhang, Y., Zhao, Y., Li, B.-X., Xiaoyan, G., & Jiang, B. (2017). Energy and exergy characteristics of syngas produced from air gasification of walnut sawdust in an entrained flow reactor. *International Journal of Exergy*, 23, 244.  
<https://doi.org/10.1504/IJEX.2017.085772>