

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA



Tesis para Optar el Grado Académico de:
Doctor en Ciencias con mención en Energética

Titulada:

**Mejoramiento en la producción de gas pobre a partir
de la biomasa lignocelulósica**

Presentada por:

César Humberto Zavala Inga

Asesores:

Dr. Javier B. Verástegui Lazo

Dr. Ángel E. Ramírez Gutiérrez

Lima –Perú

2019

AGRADECIMIENTO

No es beneficioso para nadie adquirir el grado de doctor sin haber agradecido lo que debe agradecerse a los demás.

Por ello quiero agradecer a toda mi familia, mi mujer Liz, mi hijo de 2 años Aarón. Por el apoyo constante que recibo de ellos. A mis padres y hermanos que me han ayudado a llegar hasta aquí.

A mi coordinador del doctorado el Dr. Jaime Luyo y especialmente al Dr. Javier Verastegui el cual siempre ha sido un gran facilitador tanto en este trabajo de tesis, así como también un gran consejero en mi vida profesional.

Al MSc. Víctor Pretell del laboratorio de la Facultad de Ingeniería Petroquímica -UNI, por realizar el análisis de muestras y al Dr. Ángel Ramírez de la Facultad de Ciencias-UNI, por proporcionarme el sistema informático para realizar el algoritmo del programa. También deseo agradecer a FONDECYT (Convenio n ° 207-2015-FONDECYT) por el apoyo de la beca doctoral.

GLOSARIO

HHV: Valor calorífico superior.
LHV: Valor calorífico inferior.
ASH: Cantidad de ceniza.
FC: Carbón fijo.
MC: Contenido de humedad.
VM: Materia volátil.
CHAR: Carbón de pirolisis.
DAF: Base seca sin cenizas.
CRF: Factor de reactividad del char.
BCA: Bagazo de caña de azúcar.
CFC: Cascara de fruto de cacao.
RFV: Racimos de frutos vacíos de palma aceitera.
RDF: Combustible derivado de basura.
TG: Termogravimetría.
DTG: Termogravimetría diferencial.
ARB: Base tal cual fue recibida.
MA_C: Masa atómica del carbón.
MA_O: Masa atómica del oxígeno.
MA_H: Masa atómica del hidrógeno.
RE o φ : Relación de equivalencia.
PE: Potencial energético.
A': Flujo de aire.
F: Flujo de biomasa seca.
M_{rs}: Masa de residuo seco.
E: Energía del residuo por unidad de masa.
A: Área cultivada.
R_c: Rendimiento del cultivo.
F_r: Factor de residuo del cultivo.
Y_{rs}: Fracción de residuo seco.
M_{biomasa}: Masa molecular de la biomasa.
M_{H₂O}: Masa molecular del agua.
H_{in}: Entalpia de entrada.
H_{out}: Entalpia de salida.
Q_{loss}: Perdida de calor.
H': Altura de la zona de reducción.
 θ : Angulo de divergencia de la zona de reducción
w: Moles de agua.
E_{Ri}: Energía de activación de la reacción i.
A_i: Factor pre exponencial de la reacción i.
C_{gv}: Fracción volumétrica del carbón.
C_{pash}: Capacidad calorífica del ash.
C_{pchar}: Capacidad calorífica del char.
X_i^k: Composición del volumen k de la especie i.
K₂: Constantes de equilibrio químico de la metanización en zona de oxidación.
K_{R3}: Constantes de equilibrio químico de la metanización en zona de reducción.
r_{R1}: Velocidad cinética de la reacción de Boudouard.
r_{R2}: Velocidad cinética de la reacción de cambio agua-gas.
t: toneladas

INDICE DE CONTENIDOS

AGRADECIMIENTO	i
GLOSARIO	ii
INDICE DE TABLAS	ix
RESUMEN	xii
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I	4
1.1. ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS.....	4
1.2. FORMULACIÓN /DECLARACIÓN DEL PROBLEMA	5
1.2.1. Problema general	5
1.2.2. Problemas específicos	5
1.3. JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA DE LA INVESTIGACIÓN.....	5
1.4. OBJETIVOS.....	6
1.4.1. Objetivo general	6
1.4.2. Objetivos específicos	6
1.5. HIPÓTESIS	6
1.6. APORTES	6
CAPITULO II MARCO TEÓRICO Y MARCO CONCEPTUAL	7
2.1. TEORÍA DE LA GASIFICACIÓN.....	7
2.2. GASIFICADOR DOWNDRAFT CON GARGANTA	8
2.3. PROCESO DE LA GASIFICACIÓN.....	9
2.3.1. Secado	11
2.3.2. Pirólisis.....	11
2.3.3. Combustión	12
2.3.4. Gasificación.....	13
2.4. CLASIFICACIÓN GENERAL DE COMBUSTIBLES SÓLIDOS.....	13
2.4.1. Relación atómica	14
2.4.2. Proporciones relativas de componentes lignocelulósicos	15
2.4.3. Diagrama de fase ternario	16

2.5. PROPIEDADES DE LA BIOMASA RELACIONADAS CON LA GASIFICACIÓN	17
2.5.1. Análisis final.....	17
2.5.2. Análisis próximo.....	20
2.6. ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO.....	24
2.7. EXPRESIÓN BÁSICA DE LA COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA	25
2.7.1. Como base tal cual fue recibida (ARB, As recieved basis)	25
2.7.2. Base seca- aire	26
2.7.3. Base seca total	26
2.7.4. Base seca -sin ceniza (DAF, dry ash free)	26
2.8. VALOR CALORÍFICO DE LA BIOMASA	27
2.8.1. Valor calorífico superior (HHV, high heating value).....	27
2.8.2. Valor caloríficos inferior (LHV, low heating value).....	27
2.9. CÁLCULO DE LA RELACIÓN AIRE/BIOMASA.....	27
2.10. EFICIENCIA DEL GASIFICADOR.....	29
2.11. LA EFICIENCIA DE CONVERSIÓN DE CHAR.....	30
2.12. MODELOS CINÉTICOS	30
2.13. MODELOS DE EQUILIBRIO TERMODINÁMICO	34
2.14. POTENCIAL ENERGÉTICO DE LA BIOMASA	37
2.15. BIOMASA DE LA PALMA ACEITERA AFRICANA.....	38
2.16. BIOMASA DE LA CAÑA DE AZÚCAR	39
2.17. BIOMASA DEL CACAO	42
CAPÍTULO III MODELO Y SIMULACIÓN DEL GASIFICADOR DOWNDRAFT	44
3.1. METODOLOGÍA EN EL DESARROLLO DEL MODELO DE GASIFICACIÓN	44
3.1.1. Modelización de la zona 1 (zona de piro-oxidación).....	48
3.1.2. Modelización de la zona 2 (zona de reducción)	52
3.2. VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO	57

3.3.	SIMULACIÓN DEL GASIFICADOR.....	66
3.3.1.	Efecto de la relación de equivalencia	67
3.3.2.	Efecto del contenido de humedad.....	74
3.3.3.	Efecto del ángulo de divergencia en la zona de reducción	77
CAPITULO IV APLICACIÓN DEL MODELO DE GASIFICACIÓN PARA LA DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL ENERGÉTICO DEL GAS POBRE AL CASO DE CAÑA DE AZUCAR, CACAO Y PALMA ACEITERA.....		83
4.1.	METODOLOGÍA DE LA CARACTERIZACIÓN DE TRES BIOMASAS RESIDUALES DE PERÚ	85
4.1.1.	Análisis elemental.....	85
4.1.2.	Análisis próximo.....	85
4.1.3.	Valores caloríficos	86
4.2.	APLICACIÓN DEL MODELO DE LA GASIFICACIÓN A TRES BIOMASAS RESIDUALES	89
4.2.1.	Estudio de la gasificación del bagazo de caña de azúcar	91
4.2.2.	Estudio en la gasificación de racimos de palma aceitera	93
4.2.3.	Estudio en la gasificación de la cascara de cacao.....	95
4.3.	POTENCIALES ENERGÉTICOS DEL GAS POBRE DE LAS TRES BIOMASAS RESIDUALES EN EL PERÚ.....	97
CAPITULO V RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN Y CONTRASTACIÓN DE LA HIPÓTESIS.....		102
5.1.	RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN	102
5.2.	CONTRASTACIÓN DE LA HIPÓTESIS	103
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES		104
REFERENCIA.....		108
ANEXOS.....		117

INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Gasificador Downdraft con núcleo abierto y con garganta.....	8
Figura 2.2. Diseño de gasificadores downdraft con garganta.	9
Figura 2.3. Diagrama esquemático de un gasificador downdraft.	10
Figura 2.4. Flujo de calor y masa en el proceso de la gasificación [16].	10
Figura 2.5. Clasificación de combustibles sólidos por sus relaciones de hidrogeno/carbón y oxigeno/carbón [20].....	14
Figura 2.6. Clasificación de biomasa según relación de sus constituyentes [20].....	15
Figura 2.7. Diagrama ternario C-H-O de la biomasa mostrando el proceso de gasificación [21].....	17
Figura 2.8. Expresión para bases de la composición del combustible [16].	25
Figura 2.9. Predicción de resultados del modelo de Giltrap [33] comparado con la data experimental de Chee [43] y Senelwa [44]	31
Figura 2.10. Comparación de varias composiciones de gas producido que se obtienen variando los valores de CRF (Babu y Seth [21]) con la data experimental de Jayah [45].	34
Figura 2.11. Tipos de biomasa residual de la palma aceitera [70].	39
Figura 2.12. Morfología de la caña de azúcar [70].	41
Figura 2.13. Partes de la semilla del cacao [80].	43
Figura 3.1. Esquema del gasificador downdraft de Jayah [45] en este estudio.....	46
Figura 3.2. La zona de reducción se divide en “n” divisiones de igual altura para el cálculo [48].	55
Figura 3. 3. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a la constante de equilibrio de la reacción de metanación en la zona de pirooxidación.	59
Figura 3. 4. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a la constante de equilibrio de la reacción de metanación en la zona de reducción.	60
Figura 3. 5. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a las velocidades cinéticas de la reacción de Bouodouard en la zona de reducción	60
Figura 3. 6. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a las velocidades cinéticas de la reacción de cambio agua – gas en la zona de reducción . .	60
Figura 3.7. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 3.3cm. (Elaborada por el autor).....	63

Figura 3.8. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 4.4cm. (Elaborada por el autor).....	64
Figura 3.9. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 5.5cm. (Elaborada por el autor).....	65
Figura 3.10. Variación de la composición del gas producido y del valor calorífico a diferentes relaciones de equivalencia (humedad=16%) (Elaborada por el autor).	67
Figura 3.11. Relación de temperatura de pirooxidación vs. las relaciones de equivalencia. (Elaborada por el autor).	67
Figura 3.12. Velocidad del carbón en la salida de la zona de gasificación con el gas seco producido. (Elaborada por el autor).....	68
Figura 3.13. Velocidad de flujo del gas seco producido. (Elaborada por el autor).....	68
Figura 3.14. Fracción molar de los gases secos y eficiencia del gas frío con respecto a la relación de equivalencia. (Elaborada por el autor).....	69
Figura 3.15. Descenso de la temperatura de los gases a medida que va descendiendo por la altura de la zona de reducción con respecto a cada relación de equivalencia.....	70
Figura 3.16. Comparación de las fracciones molares de CO y CO ₂ durante el recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor).....	70
Figura 3.17. Comparación de las fracciones molares de H ₂ y CH ₄ durante su recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor).....	71
Figura 3.18. Comparación de las fracciones molares del agua a durante el recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor).....	71
Figura 3.19. Comparación de velocidad de flujo de char a lo largo de la zona de reducción del gasificador y representación gráfica del consumo del char con respecto a las reacciones de R1 a R4. (Elaborada por el autor).....	72
Figura 3.20. (a y b) Variación de la composición del gas producido y el valor calorífico a diferentes contenidos de humedad en la biomasa, y (c) Evolución del valor calorífico con respecto al incremento de la relación de equivalencia. (Elaborada por el autor)..	75
Figura 3.21. Zona de reducción (a) con altura constante y con ,(b) volumen constante. (Elaborado por el autor).	78
Figura 3.22. Variación de (a) temperatura, (b) fracción molar de H ₂ y (c) fracción molar de CO a lo largo de la zona de reducción del gasificador a diferentes ángulos de	

<i>divergencia a una altura constante en la zona de reducción. (Elaborado por el autor).</i>	80
Figura 3.23. <i>Variación de (a) temperatura, (b) concentración de CO , (c) concentración de H₂ , y (d) pequeña de LHV a lo largo de la longitud de la zona de reducción del gasificador a diferentes ángulos divergentes a volumen constante en la zona de reducción. (Elaborado por el autor).</i>	81
Figura 4.1. <i>Clasificación de las biomásas por sus relaciones de hidrogeno/carbón y oxígeno/carbón. (Elaborado por el autor)</i>	87
Figura 4.2. <i>Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad del bagazo de caña de azúcar. (Elaborado por el autor)</i>	92
Figura 4.3. <i>Flujo masico del char en la gasificación del BCA, a lo largo de la altura</i>	93
Figura 4.4. <i>Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad del racimo de palma aceitera. (Elaborada por el autor)</i>	94
Figura 4.5. <i>Flujo masico del “char” del RFV de palma aceitera, a lo largo de la altura de la zona de reducción. (Elaborada por el autor)</i>	95
Figura 4.6. <i>Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad del la cáscara de cacao. (Elaborada por el autor)</i>	96
Figura 4.7. <i>Flujo masico del CHAR del CFC a lo largo de la altura de la zona de reducción</i>	97

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. <i>Métodos estándar para el análisis de la composición de la biomasa [16]..</i>	19
Tabla 2.2. <i>Comparación del análisis final (base seca) de algunas biomásas y otros combustibles fósiles [16].....</i>	19
Tabla 2.3. <i>Comparación de análisis próximo de biomasa medido por 2 técnicas analíticas [16].....</i>	25
Tabla 3.1. <i>Parámetros considerados por Jayah [45] para la validación del modelo...47</i>	47
Tabla 3.2. <i>Resultado del análisis de biomasa obtenido por Jayah [45].</i>	48
Tabla 3.3. <i>Recálculo del análisis de biomasa de Jayah según la base de cálculo “As Received Basis” [45].</i>	49
Tabla 3.4. <i>Coeficientes termodinámicos para rangos de temperatura de 200K a 1000K [82].....</i>	52
Tabla 3.5. <i>Coeficientes termodinámicos para rangos de temperatura de 1000K a 6000K [82].....</i>	52
Tabla 3.6. <i>Constantes de las energías de activación y factor pre exponencial [30].</i>	52
Tabla 3.7. <i>Velocidades netas de formación de las diferentes especies por unidad de volumen de acuerdo a las velocidades de reacción de R1 a R4 [30].</i>	54
Tabla 3.8. <i>Resumen de análisis de gas de nueve corridas experimentales del gasificador de prueba [45].....</i>	58
Tabla 3.9. <i>Flujo de la biomasa seca, eficiencia y valor calorífico.</i>	58
Tabla 3.10. <i>Parámetros modificados de las constantes de equilibrio y de las velocidades cinéticas de las reacciones de metanización, Bouodouard y cambio de agua-gas.</i>	59
Tabla 3.11. <i>Porcentaje de error de predicción del modelo de Roy [48] con la data experimental de Jayah [45].....</i>	61
Tabla 3.12. <i>Porcentaje de error de predicción del modelo de Prokash Roy modificado en este trabajo, utilizando la data experimental de Jayah.</i>	62
Tabla 3.13. <i>Temperaturas de salida de la zona de pirooxidación y la de reducción....</i>	62
Tabla 3.14. <i>Variación en el valor calorífico bajo y en la eficiencia del gas frío cuando ingresa el aire seco precalentado.</i>	73
Tabla 3.15. <i>Variación en la temperatura de oxidación y reducción cuando ingresa el aire secoprecalentado.</i>	73
Tabla 3.16. <i>Variación en la temperatura de oxidación y reducción cuando ingresa el aire húmedo al 20% y precalentado a 300K.</i>	74

Tabla 3.17. Concentración de H_2 y CO en $RE=2.847$ y $RE=3.4$	75
Tabla 3.18. Valores caloríficos para $RE =2.847$ y $RE =3.4$	77
Tabla 3.19. Descenso de la temperatura para un $RE =2.847$	79
Tabla 3. 20. Aumento de concentración de CO e H_2 para $RE =2.847$	79
Tabla 3.21. Valores caloríficos a diferentes alturas de la zona de reducción a.....	79
Tabla 3.22. Valores caloríficos a diferentes alturas de la zona de reducción a volumen constante.....	82
Tabla 3.23. Aumento de concentración de CO e H_2 para un $RE =2.847$, a volumen constante.....	82
Tabla 4.1. Producción y áreas cultivadas de las biomásas en los años 2000 y 2017....	84
Tabla 4.2. Análisis elemental, análisis próximo, valor calorífico de.....	87
Tabla 4.3. Valores referenciales de los análisis elementales de los 3 tipos.....	88
Tabla 4.4. Valores referenciales de los análisis próximo y valores caloríficos de la biomasa.	89
Tabla 4.5. Porcentajes de las especies de la biomasa seca, libre de cenizas (DAF).	90
Tabla 4.6. Subíndices de la fórmula general de la biomasa.	91
Tabla 4.7. Porcentaje de las especies como base tal cual fue recibida (ARB).....	91
Tabla 4.8. Porcentaje de análisis próximo sin considerar la humedad.	91
Tabla 4.9. Flujo de aire -biomasa seca estequiométrico para el bagazo de caña de azúcar, la cáscara de cacao y los racimos de fruto vacío de palma aceitera.....	91
Tabla 4.10. Temperatura de la zona de pirooxidacion, valor calorífico inferior y flujo másico final de char después de la gasificación, según relaciones de equivalencia entre $RE=1.5$ a $RE=3.0$, con respecto a los porcentajes de humedad del bagazo de caña de azúcar.....	93
Tabla 4.11. Temperaturas de la zona de pirooxidacion, valor calorífico inferior y por último el flujo másico final de char obtenido después de la gasificación según las relaciones de equivalencia de $RE=1.5$ a $RE=3.0$ con respecto a los porcentajes de humedad de racimos de palma aceitera.....	95
Tabla 4.12. Temperaturas de la zona de pirooxidacion, valor calorífico inferior y por último la masa final de char obtenido después de la gasificación según las relaciones de equivalencia de $RE=1.5$ a $RE=2.5$ con respecto a los porcentajes de humedad de la cascara del fruto de cacao.	96
Tabla 4.13. Total de toneladas de residuos húmedos producido en el año 2017.	98

Tabla 4.14. Cantidad de masa residual seco en el año 2017.	98
Tabla 4.15. Estimación de potencial energético máximo y mínimo del bagazo de caña de azúcar.	98
Tabla 4.16. Estimación de potencial energético máximo y mínimo de la cascara del fruto de cacao.....	99
Tabla 4.17. Estimación de potencial energético máximo y mínimo del racimo del fruto de palma aceitera. (Elaborado por el autor).....	99
Tabla 4.18. Cuadro comparativo de potencial energético máximo y mínimo de las tres biomásas residuales de Perú.(elaborado por el autor).	99
Tabla 4.19. Balance de la biomasa del año 2016 [88].....	100

RESUMEN

Durante las últimas décadas se ha producido un crecimiento significativo en los cultivos agroindustriales y esto conlleva emparejada a la investigación de recursos de biomasa residual agrícola, las tecnologías para su conversión energética y el uso final de los productos obtenidos. Dentro de esto se ha observado una mayor progresión en estudios sobre la gasificación de biomasa residual agrícola, dada la cantidad de ventajas que presenta.

En este trabajo se ha propuesto diseñar una metodología para estimar el potencial energético del gas pobre, obtenido de la gasificación de la biomasa residual agrícola proveniente de las agroindustrias en el Perú. Se ha realizado un simulador en una plataforma interactiva (JUPYTER NOTEBOOK) que ha reproducido el comportamiento de los procesos termoquímicos y cinéticos de un gasificador de lecho fijo de corriente descendente cuyas dimensiones fueron propuestas por Jayah. Para lograr el diseño de la metodología se ha tenido en cuenta los conceptos de: valor calorífico inferior y cantidad de masa residual de las especies cultivadas más abundantes producidas en el Perú.

La cantidad de masa residual se ha obtenido a partir de datos estadísticos proporcionado por el Ministerio de Agricultura y Riego (MINAGRI). En cambio, el valor calorífico inferior se ha calculado a partir del modelo de gasificación propuesto por Prokash Roy, de este se ha variado parámetros de equilibrio termodinámico y cinético químico, con el fin de tener una interpretación real de una gasificación con diferentes tamaños de fragmentos de biomasa residual que se encuentre entre 3.3 a 5.5cm de diámetro.

Se ha estimado los valores máximos de los potenciales energéticos del bagazo de caña de azúcar, los racimos de la palma aceitera y la cáscara de cacao las cuales son 19.4, 2.2 y 4.4 PJ/año respectivamente; además también los valores mínimos son 16.8, 2.0 y 3.7 PJ/año respectivamente. Gracias a este estudio podemos correlacionar el rendimiento del gas según los tamaños de los fragmentos de biomasa y según el diseño geométrico del gasificador.

Teniendo esto en cuenta, se ha recomendado promover una línea de investigación en modelamiento de procesos químicos y su validación con datos experimentales obtenidos procesando materia prima peruana en reactores piloto en el Perú, para la generación de energía eléctrica y calefacción, mejorando la calidad de vida de la población rural y volviendo la energía eléctrica o calefacción una fuente competitiva.

INTRODUCCIÓN

La gasificación de biomasa es un tema que se viene estudiando ampliamente desde hace varias décadas, en distintas partes del mundo, mas no es el caso de nuestro país. Los gasificadores con el diseño y logística de recursos apropiados, son dispositivos tecnológicos que permiten producir un gas combustible de uso versátil, disminuir emisiones contaminantes con reducción de impactos negativos al cambio climático, reducir costos en la producción de energía y disminuir costos en el tratamiento de desechos. Todas estas ventajas, sumadas a la proliferación de campañas concernientes a producción de energía limpia y sustentable, explican el actual crecimiento de la tendencia en estudios de gasificación de biomasa.

El avance de las nuevas tecnologías de gasificación de biomasa incluye un análisis del proceso a escala de laboratorio y la construcción de equipos a escala piloto, hasta llegar a implementar el modelo a nivel industrial. El avance de estos prototipos también va acompañado por un planteamiento de modelos matemáticos que describen los fenómenos fisicoquímicos, termodinámicos y térmicos que ocurren dentro del gasificador.

El poco conocimiento de los fenómenos complejos presentes en el proceso de conversión térmica de la biomasa, limita y reduce el desarrollo tecnológico a una copia o adaptación de tecnologías, lo que a veces resulta en pocos aportes efectivos en el proceso de gasificación.

Los modelos matemáticos son herramientas que nos auxilian en el análisis de la influencia de los parámetros que intervienen en el proceso de gasificación de manera rápida y práctica. La gasificación de biomasa es un fenómeno complejo que incluye el transporte de masa, la difusión de masa, la transferencia de momento y la transferencia de energía, principalmente en forma térmica, de manera simultánea. Es de gran importancia determinar las condiciones óptimas de operación del equipo, para poder obtener gases combustibles con un elevado valor calorífico. Un gas con alto valor calorífico, está en capacidad de liberar mayor cantidad de energía térmica por combustión, teniendo en cuenta también la resistencia de los materiales usados para la construcción del gasificador.

La simulación del proceso de gasificación de biomasa ha tomado una gran importancia al ser una herramienta para mejorar la comprensión y entender mejor este complejo proceso. Por ende, al modelar este fenómeno de una manera más simple y clara, se facilita la detección de los puntos débiles y su control. Si pudiéramos predecir con buena exactitud la temperatura de salida, la composición de los gases combustibles y su valor calorífico, el modelo y la función de simulación serían de mucha utilidad, pues de esta manera la biomasa podría ser aprovechada de manera óptima en cuanto a la máxima conversión del carbono e hidrógeno presentes en ella a los gases combustibles H_2 , CO y CH_4 .

Haciendo un paralelo al tema de la gasificación de la biomasa también tenemos el problema de la falta de energía eléctrica y calefacción que aún existe en zonas rurales con pobreza extrema en el Perú. Hoy en día las empresas agroindustriales han incrementado sus cultivos y esto trae emparejada grandes cantidades de biomasa residual, por lo que se busca generar grandes cantidades de energía a partir de este.

Diseñar una metodología para estimar los potenciales energéticos del bagazo de caña de azúcar, racimos de la palma aceitera y la cascara de cacao, no solo ha involucrado conocer el volumen de biomasa que existe en el Perú estadísticamente, sino también crear una nueva línea de investigación al modelaje de los procesos químicos en gasificadores de lecho fijo de tiro descendente, las cuales pueden ser diseñados y optimizados mediante simulaciones; conociendo los balances elementales de masa y de energía, y utilizando constantes de equilibrio y velocidades cinéticas de las reacciones características del proceso de gasificación.

En este trabajo de investigación se consideró al modelo de gasificación de Prokash Roy el cual validó sus resultados con la data experimental obtenida del gasificador de Jayah. La intención de Prokash Roy fue simular este gasificador con fragmentos de biomasa menores a 3.3 cm. Uno de los otros objetivos de esta investigación fue plantear al modelo de gasificación para tamaño de fragmentos de biomasa de 3.3 a 5.5 cm de diámetro.

Trabajar con fragmentos de biomasa en el rango de 3.3 a 5.5 cm hace que el proceso de gasificación sea más rentable, a diferencia del trabajo con pellets de biomasa de tamaño menor. Para obtener los resultados numéricos, se utilizó el lenguaje de programación

PYTHON versión 3.x, en el entorno de trabajo interactivo llamado JUPYTER NOTEBOOK.

CAPÍTULO I

1.1. ANTECEDENTES BIBLIOGRÁFICOS

Los residuos generados en las transformaciones agroindustriales y, además, las pérdidas postcosecha en el Perú aún no han sido aprovechados eficientemente a pesar que se han implementado tecnologías que reducen la pérdida de cultivos hasta el 50% [1].

Es cada vez más importante implementar tecnologías que sean eficientes, de bajo costo y ecológicamente racionales, con el fin de elevar el valor agregado de la biomasa residual agrícola, sobre todo por las restricciones legales y ambientales que se vienen implementando en muchos países [2].

Los biocombustibles de segunda generación son generados a partir de materiales de biomasa lignocelulósica que no compiten con los cultivos alimenticios; actualmente se encuentran en investigación y desarrollo [3].

Resulta importante llevar a cabo procesos que impliquen conocer una mínima y una máxima extracción energética de una determinada fuente de biomasa residual agrícola. En este sentido, se ha evaluado que la tecnología de conversión termoquímica cumpliría este objetivo [4].

Uno de los principales problemas en el uso de energías alternativas es la disponibilidad de los recursos para generarlas. Este problema puede ser atendido mediante la utilización de biomasa disponible en cantidades suficientes, que sea de bajo costo y que no compita con la producción de alimentos por la tierra de cultivo [5].

En las últimas dos décadas, los cultivos agroindustriales para exportación y uso doméstico en el Perú han crecido rápidamente. Cultivos como el cacao, la palma aceitera y la caña de azúcar que en el año 2000 producían 24,786 toneladas, 181,155 toneladas y 7.13 millones de toneladas en el año 2017 produjeron 121,814 toneladas, 852,022 toneladas y 11.13 millones de toneladas respectivamente [6]. Esto ha significado prácticamente quintuplicar la producción de cacao y palma aceitera y casi duplicar la producción de caña de azúcar. Este crecimiento trae aparejada la producción de grandes cantidades de residuos lignocelulósicos [7],

originando problemas de tipo ambiental y de salud como la propagación de enfermedades en los cultivos [8].

1.2. FORMULACION /DECLARACIÓN DEL PROBLEMA

1.2.1. Problema general

¿Es posible estimar el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial?

1.2.2. Problemas específicos

- a) ¿Existe una metodología que permita obtener la cantidad de valor calorífico de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial?
- b) ¿Cómo determinar el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial?
- c) ¿Cuál es el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación de la biomasa residual más abundante proveniente de las agroindustrias?

1.3. JUSTIFICACIÓN E IMPORTANCIA DE LA INVESTIGACIÓN

El presente trabajo se busca estimar el potencial energético del gas pobre que se podría obtener de la gasificación de tres importantes biomasa residual agroindustriales (bagazo de caña de azúcar, racimos de palma aceitera y cascara de cacao) porque buena parte de nuestra industria agrícola genera excedentes de biomasa que se queman o se dejan descomponer generando problemas ambientales que se irán incrementando a medida que crezca la industria agro exportadora.

La importancia de la investigación se debe a que el gas pobre representa una fuente de energía que reduce la dependencia energética del exterior, promueve la ingeniería local, aumenta el I+D, disminuye el impacto de la producción y transformación de la electricidad, aumenta el nivel de servicios a la población rural, y se puedan crear más empleos.

1.4. OBJETIVOS

1.4.1. Objetivo general

Diseñar una metodología para estimar el potencial energético del gas pobre obtenida de la gasificación de la biomasa en gasificadores de lecho fijo de corriente descendente.

1.4.2. Objetivos específicos

- a) Obtener la cantidad de valor calorífico inferior mediante modelos de gasificación de biomasa residual en gasificadores de lecho fijo de corriente descendente.
- b) Determinar el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial peruana para fragmentos de biomasa superior a 3.3cm e inferiores a 5.5cm.
- c) Estimar el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación del bagazo de caña de azúcar, racimos de palma aceitera y cascara de cacao.

1.5. HIPÓTESIS

El estudio y optimización de los modelos del proceso termoquímico de gasificación de biomasa residual agrícola en reactores de flujo descendente (down flow) permite adaptar y optimizar la generación de gas pobre a partir de las principales biomásas residuales agroindustriales en el Perú y de esta manera poder diseñar una metodología para estimar el potencial energético del gas pobre.

1.6. APORTES

- a) Desarrollo de una metodología para estimar el potencial energético del gas pobre obtenido de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial.
- b) Determinación del valor calorífico inferior del gas pobre de la gasificación de la biomasa residual agroindustrial (bagazo de caña de azúcar, racimos de palma aceitera y cascara de cacao).
- c) Estimación del potencial energético nacional de biomasa residual agroindustrial en el Perú.

CAPITULO II

MARCO TEORICO Y MARCO CONCEPTUAL

2.1. TEORÍA DE LA GASIFICACIÓN

La gasificación es la conversión termoquímica de un material orgánico en un gas combustible por medio de una oxidación parcial a altas temperaturas. Cuando se usa el aire como agente de gasificación produce un gas que es una mezcla de CO, CO₂, H₂, N₂ e hidrocarburos gaseosos, con algunos contaminantes, principalmente partículas de carbón, alquitranes y aceites. Este gas producido es conocido como gas pobre (“producer gas” o “low-BTU gas” en inglés) pues tiene un bajo valor calorífico inferior, típicamente alrededor de 5MJ/m³ [9]. El gas pobre puede quemarse para generar calor para calderas y hornos, donde la quema del combustible gaseoso implica un equipo más simple y sin necesidad de mayores controles. La quema del gas pobre produce una disminución de la emisión de partículas en comparación con la combustión directa de la biomasa. El gas también se puede utilizar en un motor de combustión interna o en una turbina de gas para generar potencia o para la generación de electricidad; sin embargo, suele ser necesario un equipo de limpieza si el gas se va a utilizar en estas aplicaciones. Para evitar un desgaste excesivo del motor, la cantidad de partículas debe reducirse hasta 10-50 mg/m³ para su uso en motores de combustión interna y hasta 2-20 mg/m³ para su uso en una turbina de gas [10]. El contenido de alquitrán (“tar”) también debe disminuir a un nivel similar para evitar la excesiva deposición del alquitrán y el ensuciamiento del equipo.

Se puede disminuir la composición de nitrógeno en el gas producido usando oxígeno o aire enriquecido con oxígeno con el fin de obtener ya sea un gas de mayor valor calorífico, entre 10 a 15 MJ/m³ [10], siendo este ideal para su distribución en gasoductos, y/o gas de síntesis para su posterior conversión a metanol, amoníaco y otros productos químicos [11].

Los gasificadores “downdraft” convencionales tienen una región con el área de sección transversal, en forma de garganta, debajo de la entrada del oxidante. La garganta ayuda al fraccionamiento en gotas más pequeñas del alquitrán al aumentar la turbulencia de los gases dentro de una región de alta temperatura del

gasificador. El gasificador downdraft convencional de tiro o flujo descendente, también conocido como gasificador de tipo Imbert, se muestra en la Figura 2.1. Durante la Segunda Guerra Mundial se encontraban en uso hasta un millón de estas unidades para generar potencia motriz en motores estacionarios y en vehículos de transporte [11].

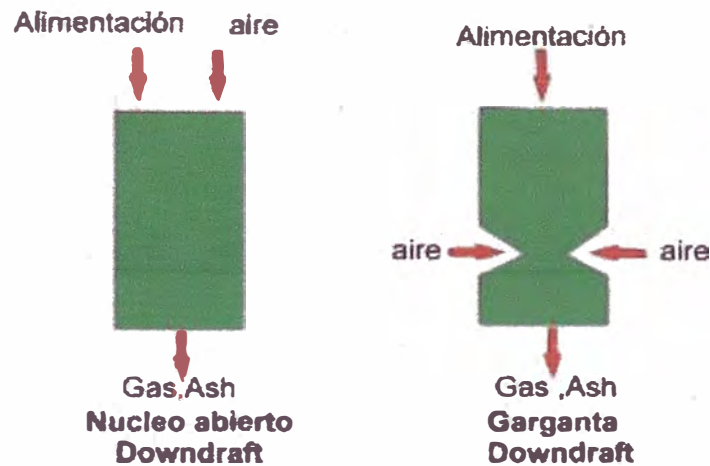


Figura 2.1. Gasificador Downdraft con núcleo abierto y con garganta [11].

2.2. GASIFICADOR DOWNDRAFT CON GARGANTA

El diseño del gasificador downdraft más convencional (tipo Imbert) tiene una constricción a través de la cual debe pasar la biomasa. La constricción puede ser en forma de una placa de estrangulación o una garganta convencional [12].

Para evitar la entrada de aire en el combustible, es necesario una alimentación discontinua cuando se usa un gasificador con tapa, o un sistema de sellado de alimentación continua, aunque se puede tolerar una pequeña pérdida de aire [13]. Las fugas en la tapa afectan negativamente el proceso de la gasificación en los generadores de gas tipo Imbert porque causan un movimiento ascendente de la zona de fuego [14]. Se ha reportado que esto provoca un aumento en el contenido de CO_2 y una disminución en el CO y el H_2 , con una reducción de alrededor del 20% en el valor calorífico del gas [14]. Inclusive, a medida que aumenta la zona de fuego, las tensiones térmicas pueden dañar la parte superior del gasificador, la que normalmente no necesita construirse con materiales de alta temperatura, por lo que pueden producirse daños en los sellos del sistema de alimentación. El aire se dirige al gasificador en o justo por encima de la garganta. El aire puede suministrarse radialmente a través de la pared a través de boquillas de aire o

toberas, o verticalmente utilizando una boquilla central que puede dirigir el aire desde arriba (Figura 2.2d) o debajo de la garganta [15].

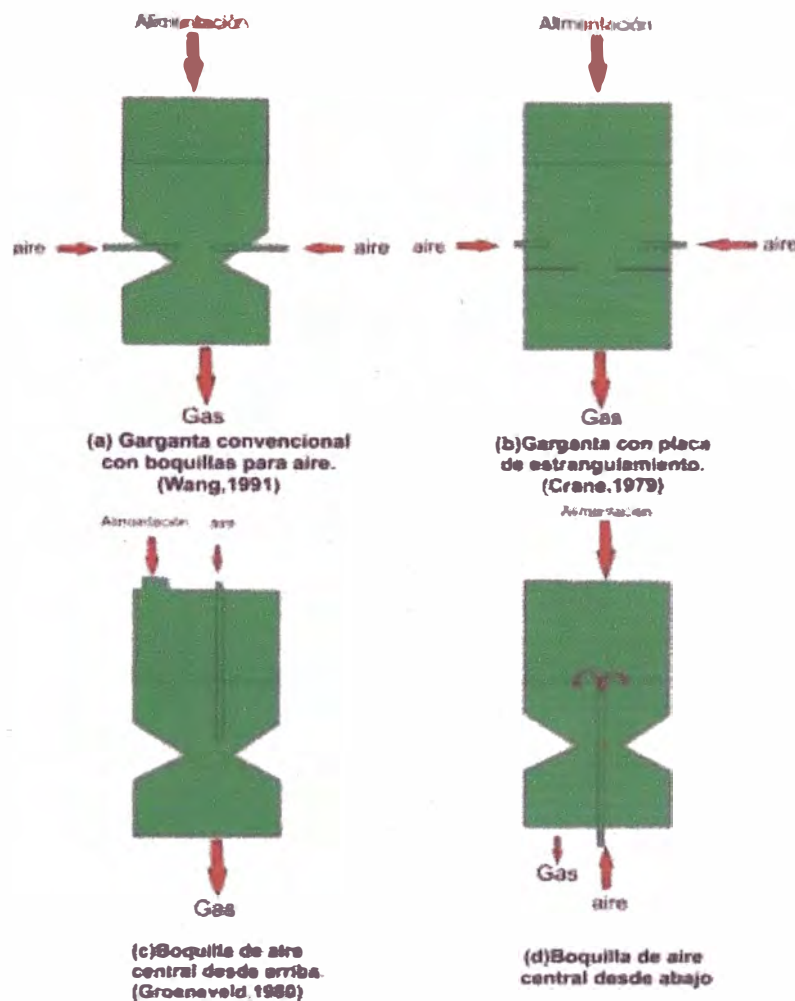


Figura 2.2. Diseño de gasificadores downdraft con garganta [15].

2.3. PROCESO DE LA GASIFICACIÓN

Las cuatro fases del complejo proceso de conversión termoquímica que se producen en un gasificador downdraft son el secado (precalentamiento), la pirólisis, la combustión (oxidación) y la gasificación (reducción). En el diagrama esquemático de un típico gasificador downdraft de la Figura 2.3 se muestran cuatro zonas principales donde ocurren las fases del proceso [16].

Cada una de estas zonas corresponde a procesos químicos que tienen sus propios requisitos de energía, los que pueden ser exotérmicos (liberadores de energía) o endotérmicos (absorbentes de energía). Los principales mecanismos de control de la velocidad de gasificación son la transferencia de calor, la transferencia de masa, la cinética de las reacciones químicas y la difusión de poros.

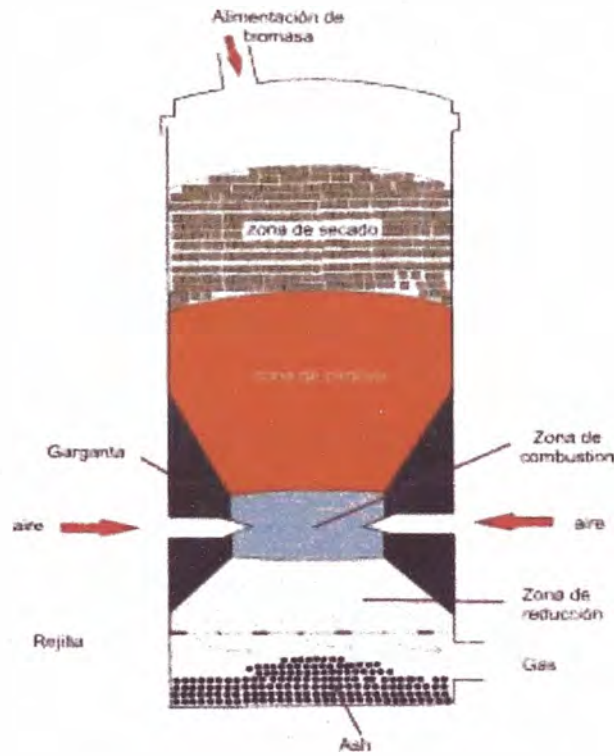


Figura 2.3. Diagrama esquemático de un gasificador downdraft [16].

Los flujos de calor y masa en el proceso de gasificación se muestran en la Figura 2.4. Estos mecanismos variarán en su magnitud en cada zona y estas variaciones se deben principalmente a las diferentes características químicas y físicas de cada zona. Algunas de estas características incluyen las temperaturas del gas y de las fases sólidas, la humedad del aire, el caudal másico de aire y gas, el tamaño de la partícula de biomasa (viruta en el caso de residuos leñosos) y su contenido de humedad, la velocidad de alimentación de la biomasa, las pérdidas de calor, etc.

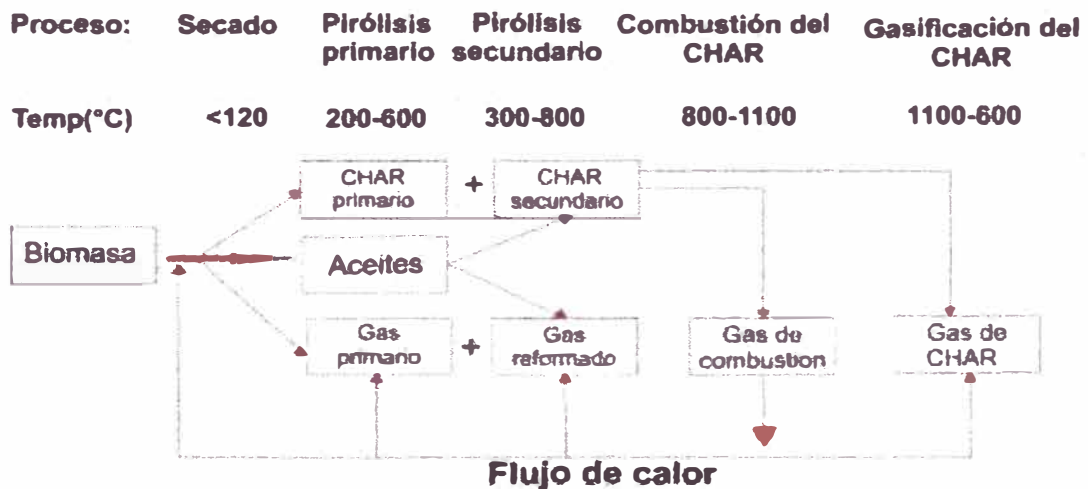


Figura 2.4. Flujo de calor y masa en el proceso de la gasificación [16].

2.3.1. Secado

La zona de secado se encuentra en la parte superior del reactor y en este punto se alimenta la biomasa lignocelulósica o leñosa al gasificador. La biomasa leñosa luego desciende a través del gasificador como resultado del consumo de partículas de biomasa en la zona de gasificación y no hay movimiento de aire a través de esta región.

La función principal de esta zona es eliminar la humedad de la biomasa en la forma de vapor de agua. El calor necesario para el secado se extrae de las zonas adyacentes de pirólisis y combustión. La velocidad a la que tiene lugar el secado depende de la superficie de contacto sólido-gas, la temperatura y la difusividad interna de las partículas de biomasa leñosa, y la temperatura, velocidad y humedad relativa del aire circundante [17]. La velocidad se rige por la transferencia de masa externa siempre que la superficie externa esté húmeda y por la transferencia de masa interna cuando la condición anterior ya no sea válida.

El secado se produce por debajo de 120 ° C y el calor necesario se transfiere por conducción a través de las partículas de biomasa leñosa. Esta transferencia de calor no es lo suficientemente rápida para eliminar toda el agua dentro de la partícula en la zona de secado debido a la baja conductividad térmica de la biomasa, que está en el rango de 0.006 - 0.011 W/m.K [18]. Las partículas más grandes pueden quemarse en el exterior, mientras que todavía hay humedad en el interior. Por lo tanto, el secado no se limita a esta región y también se produce en la zona de pirólisis primaria. El secado generalmente es un proceso gradual para movilizar la biomasa en gasificadores de lecho fijo donde las partículas grandes descienden a un ritmo lento. Durante el secado, la variación de los aspectos físicos y las dimensiones de las partículas de biomasa se puede descuidar, aunque se produce un encogimiento [17]. Después del secado, la biomasa seca desciende a la zona de pirólisis.

2.3.2. Pirólisis

La zona de pirólisis se encuentra debajo de la región de secado. Como en el caso del secado, en esta zona no se admite aire, sino que se extrae calor de la región de combustión caliente cercana. Cuando la biomasa lignocelulósica se

calienta a 200 ° - 600 ° C en ausencia de aire, ésta se descompone inicialmente en vapor de aceite (alquitrán), en carbón vegetal (carbón primario) y gas (volátiles primarios).

La liberación de compuestos volátiles comienza a 250 ° C (16) y este proceso se conoce como pirólisis primario. El vapor de aceite generado cerca de la superficie de las partículas pequeñas puede escapar a la fase gaseosa antes de convertirse en carbón secundario.

Estos vapores de aceite se descomponen a altas temperaturas (por encima de 600°C) para formar un gas reformado conteniendo hidrocarburos, principalmente el metano; a este proceso se le denomina pirólisis secundario.

Para partículas más grandes, el camino de escape es más largo y requiere más tiempo para descomponer los vapores de aceite, lo que resulta en una mayor producción de carbón vegetal. La pirólisis convierte del 80 al 95% de la masa original en productos en fase líquida, como agua, alquitranes y aceites, y productos en fase gaseosa, incluidos el CO, CO₂, H₂ e hidrocarburos, lo que deja entre 5 a 20% de carbón remanente altamente reactivo [19].

La composición del producto y la distribución del proceso de pirólisis dependen de factores tales como la composición de la alimentación, la velocidad de calentamiento, la temperatura, el tiempo de residencia de los componentes gaseosos y el tamaño de las partículas [17].

La producción del carbón vegetal o “char” depende de la velocidad de calentamiento. Cuanto menor sea la velocidad de calentamiento, mayor será la producción de carbón. A una velocidad de calentamiento baja (50 ° C / min), la reacción de descomposición lenta primero divide el agua y el dióxido de carbono y hace que el contenido de carbono en el sólido sea más alto que en la materia prima.

La descomposición adicional del sólido rico en carbono a una temperatura más alta da como resultado una fracción relativamente alta de carbón y se supone que es carbono puro. El carbón producido en la zona de pirólisis desciende luego a la zona de combustión.

2.3.3. Combustión

Debajo de la región de pirólisis se encuentra la zona de combustión a través de la cual se alimenta aire al gasificador. El oxígeno en el aire de entrada reacciona

con el carbón producido en la zona de pirólisis y produce gas de combustión (CO_2) y vapor de agua. La combustión del carbón es muy rápida y la reacción es exotérmica, lo que resulta en un rápido aumento de la temperatura. La temperatura en esta zona varía de 800° - 1100° C [16]. El calor producido por la combustión de carbón es el principal proveedor de calor para las otras regiones o zonas del gasificador. El gas de combustión caliente y el vapor de agua producido en la zona de combustión se introducen a continuación en la zona de gasificación.

2.3.4. Gasificación

Esta zona se encuentra en la parte inferior del gasificador downdraft. El mecanismo de la reacción entre el carbón y los gases circundantes se puede describir a continuación. Los gases circundantes, como el dióxido de carbono y el vapor de agua, reaccionan inicialmente con las partículas de carbón en su superficie exterior. Entonces la zona de reacción se mueve hacia el sólido. Esto se conoce como difusión de gas a través del poro hacia el centro de la partícula. Entonces se produce la absorción de estos gases y la reacción superficial. Finalmente, la desorción de los gases producidos como el monóxido de carbono y el hidrógeno tiene lugar en las paredes del poro [16].

Estos gases producidos también se conocen como gas de síntesis o gas pobre (cuando se usa aire solamente como agente de combustión). Una pequeña cantidad del hidrógeno se combina con el carbono para formar metano. Estas reacciones son endotérmicas y hacen que la temperatura disminuya de 1500° a 600° C en la zona de gasificación [16].

2.4. CLASIFICACION GENERAL DE COMBUSTIBLES SOLIDOS

La clasificación es un medio importante para evaluar las propiedades de un combustible sólido. Los combustibles que pertenecen a un grupo en particular tienen un comportamiento similar independientemente de su tipo u origen. Por lo tanto, cuando se considera una nueva biomasa para fines de gasificación u otra conversión termoquímica, podemos verificar su clasificación como combustible sólido y luego, a partir de las propiedades conocidas de una biomasa de ese grupo, podemos inferir su potencial de conversión.

Existen tres métodos para ordenar y clasificar los combustibles sólidos utilizando sus componentes químicos: a) según las relaciones atómicas, b) según la proporción de componentes en la biomasa lignocelulósica, y c) según el diagrama de fase ternario. Todos los combustibles de hidrocarburos pueden ordenarse o clasificarse según sus relaciones atómicas, pero la segunda clasificación se limita a la biomasa de lignocelulosa [16].

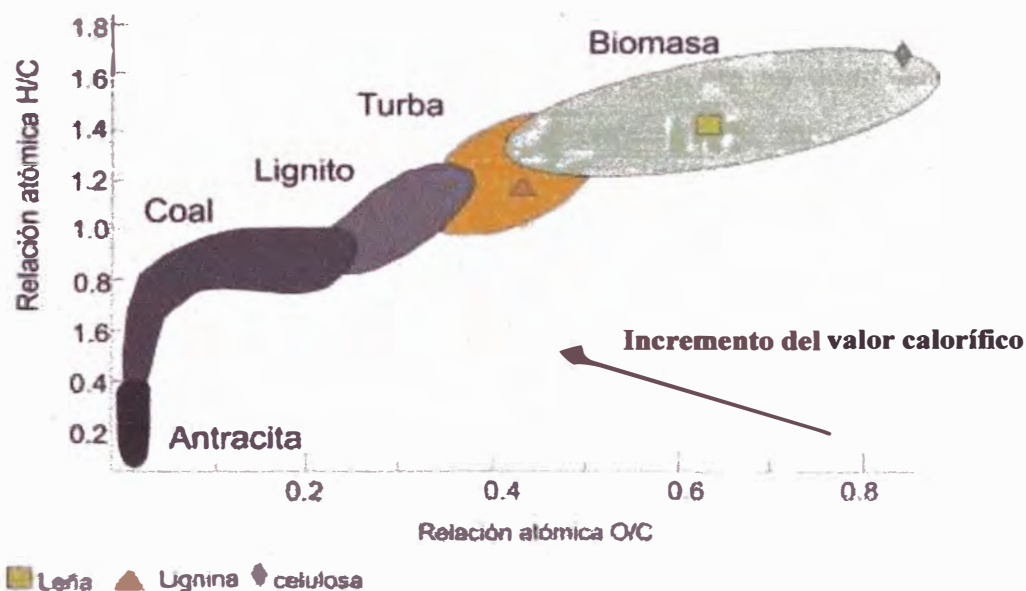


Figura 2.5. Clasificación de combustibles sólidos por sus relaciones de hidrógeno/carbón y oxígeno/carbón [20].

2.4.1. Relación atómica

La clasificación basada en la relación atómica nos ayuda a comprender el valor calorífico de un combustible sólido, entre otras cosas. Por ejemplo, el valor de calorífico superior más alto (HHV) de una biomasa se correlaciona bien con la relación de oxígeno a carbono (O/C), reduciéndose aproximadamente de 38 a 15 MJ/kg, mientras que la relación O/C aumenta de 0.1 a 0.7. Cuando aumenta la relación de hidrógeno- carbono (H/C), se reduce el valor calorífico efectivo de la biomasa [20].

La relación atómica se basa en el contenido de hidrógeno, oxígeno y carbono en el combustible. La Figura 2.5 representa las proporciones atómicas (H /C) versus (O / C) sobre una base seca sin cenizas para todos los combustibles sólidos, desde la antracita muy rica en carbono hasta la biomasa leñosa deficiente en carbono [20].

Esta gráfica, conocida como diagrama de Van Krevelen, muestra que la biomasa tiene relaciones mucho más altas de H/C y O/C que el combustible fósil. Para un amplio rango de biomazas, la relación H/C podría expresarse como una función lineal de la relación (O/C) [20].

$$(H/C) = 1.4125 *(O/C) + 0.5004 \quad (2.0)$$

La biomasa de plantas frescas, como las hojas, tiene valores caloríficos muy bajos debido a sus altas relaciones H/C y O/ C. La relación atómica de un combustible disminuye a medida que aumenta su edad geológica, lo que significa que cuanto más viejo es el combustible, mayor es su contenido de energía.

2.4.2. Proporciones relativas de componentes lignocelulósicos

Una biomasa también puede clasificarse en función de su proporción relativa de celulosa, hemicelulosa y lignina. Por ejemplo, podemos predecir el comportamiento de una biomasa durante la pirólisis a partir del conocimiento de estos componentes [20].

La Figura 2.6 representa la proporción de hemicelulosa a lignina frente a la proporción de celulosa a lignina. A pesar de cierta dispersión, se puede detectar una cierta proporcionalidad entre las dos.

La biomasa que cae dentro de estos grupos se comporta de manera similar, independientemente de su tipo. Para una biomasa típica, la proporción de celulosa-lignina aumenta de ~0.5 a ~2.7, mientras que la proporción de hemicelulosa-lignina aumenta de 0.5 a 2.0.

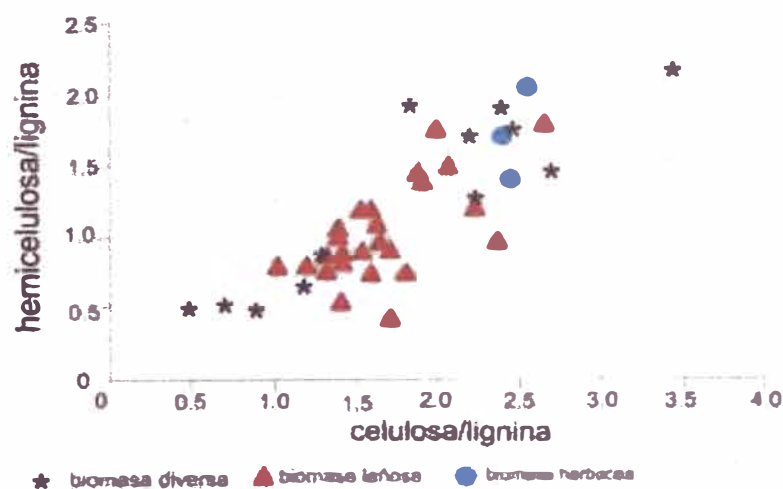


Figura 2.6. Clasificación de biomasa según la relación de sus constituyentes [20].

2.4.3. Diagrama de fase ternario

El diagrama de fase ternario (Figura 2.7) no es una herramienta para la clasificación de biomasa, pero es útil para representar procesos de conversión de biomasa. Las tres esquinas del triángulo representan carbono puro, oxígeno e hidrógeno, es decir, 100% de concentración. Los puntos dentro del triángulo representan mezclas ternarias de estas tres sustancias [21].

El lado opuesto a una esquina con un componente puro (C, O ó H) representa una concentración cero de ese componente. Por ejemplo, la base horizontal en la Figura 2.7 opuesta a la esquina del hidrógeno representa cero hidrógenos, es decir, mezclas binarias de C y O. Un combustible de biomasa está más cerca de las esquinas de hidrógeno y oxígeno en comparación con el carbón. Esto significa que la biomasa contiene más hidrógeno y más oxígeno que el carbón. La lignina generalmente tendría menos oxígeno y más carbono en comparación con la celulosa o la hemicelulosa. La turba se encuentra en la región de la biomasa, pero hacia el rincón del carbono, lo que implica que es como una biomasa con alto contenido de carbono. La turba, por cierto, es el combustible fósil más joven formado a partir de biomasa [21].

El carbón se encuentra más hacia la esquina del carbón y se encuentra cerca de la base de oxígeno en el diagrama ternario, lo que sugiere que es muy bajo en oxígeno y mucho más rico en carbono. La antracita se encuentra más hacia el rincón de carbono porque tiene el mayor contenido de carbono. El diagrama también puede mostrar la geología y la evolución de los combustibles fósiles. Con la edad, el combustible se aleja más de las esquinas de hidrógeno y oxígeno y más cerca de la esquina de carbono. Como se mencionó anteriormente, el diagrama ternario puede representar el proceso de conversión. Por ejemplo, la carbonización o la pirólisis lento mueven el producto hacia el carbono a través de la formación de carbón sólido; por el contrario, la pirólisis rápida lo mueve hacia el hidrógeno y se aleja del oxígeno, lo que implica un producto más alto en líquidos [21].

La gasificación con oxígeno mueve el producto gaseoso hacia la esquina de oxígeno, mientras que la gasificación con vapor aleja el proceso hacia la esquina de carbono. El proceso de hidrogenación aumenta el hidrógeno y, por lo tanto, mueve el producto hacia el vértice del hidrógeno [21].

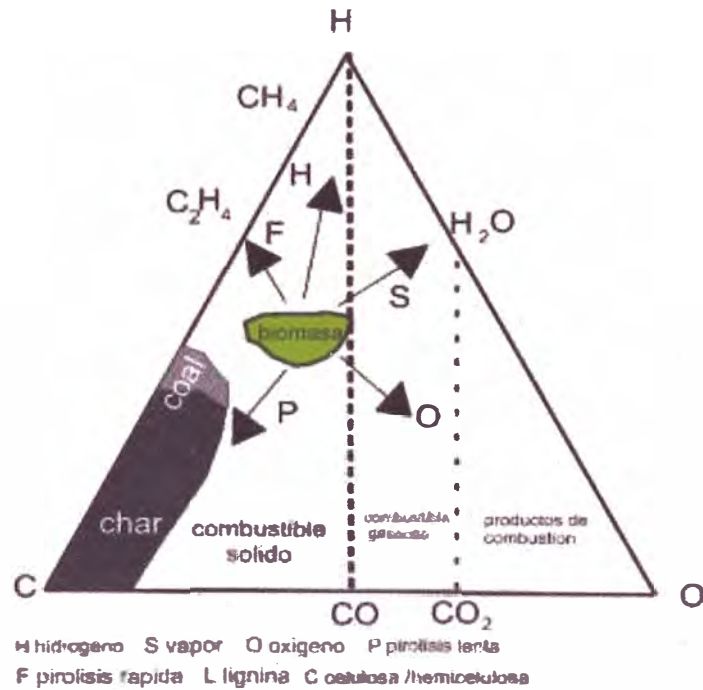


Figura 2.7. Diagrama ternario C-H-O de la biomasa mostrando el proceso de gasificación [21].

2.5. PROPIEDADES DE LA BIOMASA RELACIONADAS CON LA GASIFICACIÓN

La biomasa tiene una composición química y física muy compleja, con contenido humedad (M) y pequeñas cantidades de impurezas inorgánicas conocidas como cenizas (ASH). La composición de todo compuestos orgánicos posee cuatro elementos principales: carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O) y nitrógeno (N). Además la biomasa puede contener pequeñas cantidades de cloro (Cl) y azufre (S). El azufre rara vez está presente en la biomasa, excepto en fuentes secundarias como la madera proveniente edificios y estructuras demolidas [21].

El diseño térmico de un sistema de utilización de biomasa, ya sea un gasificador o un quemador, necesariamente requiere conocer la composición del combustible, así como su contenido de energía. Las siguientes 3 propiedades principales describen su composición química y física y contenido de energía: (1) el análisis final, (2) análisis proximal y (3) los valores caloríficos [21].

2.5.1. Análisis final

Aquí, la composición del combustible de hidrocarburo se expresa en términos de sus elementos básicos, así como por su humedad, y sus componentes

inorgánicos. Un análisis final típico es:

$$C + H + O + N + S + \text{ASH} + M = 100\% \quad (2.1)$$

Aquí, C, H, O, N y S son los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre, respectivamente, en el combustible [21].

No todos los combustibles contienen todos estos elementos. Por ejemplo, la gran mayoría de biomasa puede no contener azufre. El contenido de humedad se expresa por separado como M. Por lo tanto, el hidrógeno o el oxígeno en el análisis final no incluyen el hidrógeno y el oxígeno contenidos en la humedad, sino solo el hidrógeno y el oxígeno presentes en los componentes orgánicos del combustible [21].

Recuerde que la Figura 2.5 es una gráfica de las relaciones atómicas (H / C) y (O / C) determinadas a partir del análisis final de diferentes combustibles, y muestra que la biomasa, en particular la celulosa, tiene cantidades relativas muy altas de oxígeno e hidrógeno. Esto da como resultado valores caloríficos relativamente bajos.

El contenido de azufre de la biomasa lignocelulósica es bajo, lo que es una ventaja importante en su utilización en la conversión de energía cuando se tiene en cuenta la emisión de SO₂ [21].

Por ejemplo, el fuel oil, el carbón y el petcoke contienen azufre y para eliminarlo utilizan la piedra caliza reduciéndolo a SO₂. Por cada mol de azufre capturado, se liberan al menos 1 a 3 moles de CO₂. Esto se debe a que la reacción de captura de azufre requiere más que la cantidad teórica de CaO, lo que resulta en dióxido de carbono de más, durante la producción de CaO a partir de CaCO₃. Por lo tanto, la biomasa, además de ser neutro en CO₂, resulta en una reducción adicional en la emisión de CO₂ para evitar la captura de azufre. El análisis final es relativamente difícil y costoso en comparación con el análisis próximo [21].

Tabla 2.1. Métodos estándar para el análisis de la composición de la biomasa [16].

Biomasa constituyente	Métodos estándar
Carbón	ASTM E-777 para RDF*
Hidrogeno	ASTM E-777 para RDF*
Nitrógeno	ASTM E-778 para RDF*
Oxígeno	Por diferencia
Ash	ASTM D-1102 para leña; E-1755 para biomasa; D-3174 para coal
Humedad	ASTM E-871 para leña; E-949 por RDF; D-3173 para coal
Hemicelulosa	TAPPI T-223 para pulpa de madera
Lignina	TAPPI T-222 para pulpa de madera; ASTM D-1106; ácido insoluble en madera
Celulosa	TAPPI T-203 para pulpa de madera

*RDF : Refuse-Derived Fuel

Aunque no se especifica ningún estándar para otros combustibles de biomasa, podemos usar el estándar RDF con un grado razonable de confianza. Para la determinación del componente de carbono, hidrógeno y nitrógeno del análisis final del carbón, podemos utilizar la norma ASTM D-5373-08 [16].

La Tabla 2.1 enumera los métodos estándar de análisis para materiales de biomasa. La Tabla 2.2 compara el análisis final de varios materiales de biomasa con el de algunos combustibles fósiles.

Tabla 2.2. Comparación del análisis final (base seca) de algunas biomásas y otros combustibles fósiles [16].

Combustible	C (%)	H (%)	N (%)	S (%)	O (%)	Ash (%)	HHV (MJ/kg)	Fuente
Maple	50.6	6.0	0.3	0	41.7	1.4	19.958	Tillman, 1978
Douglas fir	52.3	6.3	9.1	0	40.5	0.8	21.051	Tillman, 1978
Rice husk	38.5	5.7	0.5	0	39.8	15.5	15.376	Tillman, 1978
Turba	54.5	5.1	1.65	0.45	33.09	5.2	21.230	
Lignito	62.5	4.38	0.94	1.41	17.2	13.4	24.451	Bituminous Coal Research, 1974
PRB coal	65.8	4.88	0.86	1.0	16.2	11.2	26.436	Probstein and Hicks, 2006
Antracita	90.7	2.1	1.0	7.6	11.4	2.5	29.963	
Coque de petróleo	86.3	0.5	0.7	0.8	10.5	6.3	29.865	

2.5.2. Análisis próximo

Este análisis proporciona la composición de la biomasa en términos de componentes brutos como la cantidad de humedad (MC), materia volátil (VM), ceniza (ASH) y carbono fijo (FC). Este es un proceso simple y barato. Para combustibles de madera, podemos utilizar el estándar E-870-06. Se aplican estándares ASTM separados para la determinación de los componentes individuales de la biomasa como:

-Materia volátil: E-872 para combustibles de madera.

-Ceniza: D-1102 para combustibles de madera.

-Cantidad Humedad: E-871 para combustibles de madera.

-Carbono fijo: determinado por diferencia.

La humedad y las cenizas determinadas en el análisis próximo se refieren a la misma humedad y cenizas determinadas en el análisis final. Sin embargo, el carbono fijo en el análisis próximo es diferente del carbono en el análisis final: el análisis proximal no incluye el carbono en la materia volátil, al cual, a menudo se le denomina rendimiento de “char” [22].

2.5.2.1 Materia volátil

La materia volátil de un combustible sólido es el vapor condensable y no condensable que se libera cuando se calienta el combustible. Su cantidad dependerá de la velocidad de calentamiento y la temperatura a la que se calienta. Para la determinación de la materia volátil, el combustible sólido se calienta a una temperatura estándar y a una velocidad estándar en un ambiente controlado.

La norma para la determinación de materia volátil es E-872 para combustibles de madera y D-3175-07 para carbón y coque. El estándar E-872 menciona que se debe extraer 50 g de muestra de prueba de no menos de 10 kg de muestra representativa de biomasa utilizando el protocolo ASTM D-346. La muestra se muele a un tamaño de diámetro de 1 mm, se extrae de ella 1 g, se seca y se coloca en un crisol tapado para evitar el contacto con el aire durante la desvolatilización. El crisol cubierto se coloca en un horno a 950 ° C y se calienta durante siete minutos. Los volátiles liberados son detectados por la llama luminosa observada desde el exterior. Después de siete minutos, se saca el crisol, se enfría en un desecador y se

pesa para determinar la pérdida de peso debido a la desvolatilización. El estándar D-3175-07, cuando se usa para carbón o coque, sigue un proceso similar, excepto que requiere un molido de muestra de 1 g a 250 μm [22].

2.5.2.2 Cenizas (“ASHES”)

La ceniza es el residuo sólido inorgánico que queda después de que el combustible se quema en su totalidad. Sus componentes principales son sílice, aluminio, hierro y calcio. También pueden estar presentes pequeñas cantidades de magnesio, titanio, sodio y potasio. El contenido de cenizas se determina mediante el protocolo de prueba ASTM D-1102 para madera, E-1755-01 para otra biomasa y D-3174 para carbón. El estándar D-1102 especifica una muestra de madera de 2 g (tamaño inferior a 475 micrones), secada en un estado estándar y colocada en un horno de mufla con la tapa del crisol retirada. La temperatura del horno se eleva lentamente a 580 a 600 $^{\circ}\text{C}$ para evitar llamas. Cuando todo el carbono se quema, la muestra se enfría y se pesa. El estándar E-1755-01 especifica 1 g de biomasa secada, inicialmente calentada a 250 $^{\circ}\text{C}$ a 10 $^{\circ}\text{C}/\text{min}$, y mantenida allí durante 30 minutos. Después de esto, la temperatura se aumenta a 575 $^{\circ}\text{C}$ y se mantiene allí hasta que se quema todo el carbono. Después de eso la muestra se enfría y se pesa. Estas cenizas no representan a la materia mineral inorgánica original en el combustible, ya que algunos de los componentes de la ceniza pueden sufrir oxidación durante la quema. Para un análisis exacto, la corrección puede ser necesaria. La cantidad de cenizas de la biomasa es generalmente muy pequeño, pero puede jugar un papel importante en la utilización de la biomasa, especialmente si contiene metales alcalinos como el potasio o haluros como el cloro.

La paja, los pastos y la madera de demolición son particularmente susceptibles a este problema. Estos componentes pueden provocar una aglomeración grave, incrustaciones y corrosión en calderas o gasificadores [22]. Las cenizas obtenidas de la conversión de biomasa no necesariamente provienen completamente de la biomasa en sí.

Durante su recolección, la biomasa a menudo se extrae del suelo del bosque y luego se somete a múltiples manipulaciones, durante las cuales puede recoger una cantidad considerable de suciedad, roca y otras impurezas. En

muchas plantas, estas impurezas constituyen el principal componente inorgánico de la materia prima de biomasa [22].

2.5.2.3 Cantidad de Humedad

La alta humedad es una característica importante de la biomasa y esta la absorbe a través de las raíces provenientes de los suelos y la empuja hacia la albura. La humedad viaja a las hojas a través de los pasajes capilares. Las reacciones de fotosíntesis en las hojas usan algo de eso, y el resto se libera a la atmósfera a través de la transpiración. Por esta razón hay más humedad en las hojas que en el tronco del árbol. El contenido total de humedad de algunas biomásas puede llegar al 90% (base seca) [23].

La humedad drena gran parte de la energía de entrega de una planta de gasificación, ya que la energía utilizada en la evaporación no se recupera. Este importante parámetro de diseño de entrada debe ser conocido para la evaluación del costo o la penalización energética en el secado de la biomasa. La humedad en la biomasa puede permanecer en dos formas: (a) libre o externa; y (b) inherente, o equilibrio. La humedad libre es aquella por encima del contenido de humedad de equilibrio. Generalmente reside fuera de las paredes celulares. La humedad inherente, por otro lado, se absorbe dentro de las paredes celulares. Cuando las paredes están completamente saturadas, se dice que la biomasa ha alcanzado el punto de saturación de la fibra, o humedad de equilibrio. La humedad de equilibrio es una función importante de la humedad relativa y una función débil de la temperatura del aire. Por ejemplo, la humedad de equilibrio de la madera aumenta de 3 a 27% cuando la humedad relativa aumenta de 10 a 80% [23].

El contenido de humedad (MC) se puede determinar siguiendo el estándar ASTM D-871-82 para madera, D-1348-94 para celulosa, D-1762-84 para carbón vegetal y E-949-88 para RDF (total humedad). En estos protocolos, una muestra pesada del combustible se calienta en un horno de aire a 103 ° C y se pesa después del enfriamiento. Para asegurar un secado completo de la muestra, el proceso se repite hasta que su peso permanezca sin cambios. La diferencia de peso entre una muestra seca y una fresca da el contenido de humedad en el combustible.

El estándar E-871-82, por ejemplo, especifica que una muestra de madera

de 50 g se seca a 103 ° C durante 30 minutos. Se deja en el horno a esa temperatura durante 16 horas antes de retirarlo y pesarlo.

El estándar E-1358-06 proporciona un medio alternativo de medición utilizando microondas; sin embargo, esta alternativa representa solo la humedad ligada físicamente. Recordemos que la humedad liberada a través de reacciones químicas durante la pirólisis constituye materia volátil [23].

2.5.2.3.1 Base húmeda

La humedad de la biomasa se expresa a menudo sobre una base seca. Por ejemplo, si W_{wet} kg de biomasa húmeda se vuelve W_{dry} después del secado, su base seca (M_{dry}) se expresa como (21):

$$M_{dry} = \frac{W_{wet} - W_{dry}}{W_{dry}} \quad (2.2)$$

Esto puede dar un porcentaje de humedad superior al 100% para biomasa muy húmeda, lo que puede ser confuso. Por esa razón, siempre se debe especificar la humedad sobre una base húmeda. La humedad de base húmeda es:

$$M_{wet} = \frac{W_{wet} - W_{dry}}{W_{wet}} \quad (2.3)$$

La base húmeda (M_{wet}) y la base seca (M_{dry}) se relacionan como:

$$M_{dry} = \frac{W_{wet}}{1 - W_{wet}} \quad (2.4)$$

2.5.2.4 Carbón fijo (FC; fixed carbón)

El carbono fijo (FC) en una biomasa se determina a partir de la siguiente ecuación, donde M , VM y ASH representan la humedad, la materia volátil y las cenizas, respectivamente (21) y se puede establecer la siguiente ecuación (2.5):

$$FC = 1 - M - VM - ASH \quad (2.5)$$

Esto representa el carbono sólido en la biomasa que permanece en el carbón en el proceso de pirólisis después de la desvolatilización. El carbono de la biomasa proviene de la fijación fotosintética del CO_2 y, por ende, todo es orgánico. Durante la determinación de VM , una parte del carbono orgánico se transforma en un material carbonoso llamado carbono pirolítico.

Dado que el carbón fijo depende de la cantidad de materia volátil, no se determina directamente. VM también varía con la velocidad de

calentamiento. En un sentido real, entonces, el carbono fijo no es una cantidad fija, pero su valor, medido en condiciones estándar, proporciona un parámetro útil de evaluación del combustible. Para el análisis de gasificación, el FC es un parámetro importante porque en la mayoría de los gasificadores, la conversión de carbono fijo en gases determina la tasa de gasificación y su rendimiento. Esta reacción de conversión, al ser la más lenta, se usa para determinar el tamaño del gasificador.

2.5.2.5 Carbón de pirólisis (char)

El carbón de pirólisis o llamado también char, aunque es un residuo carbonoso de pirólisis o desvolatilización, no es carbón puro; no es el carbón fijo de la biomasa. Conocido como char pirolítico, contiene algunos volátiles y cenizas además de carbono fijo. El char de la biomasa es muy reactivo. Es altamente poroso y no se apelmaza. Esta propiedad antiadherente hace que sea fácil de manejar [23].

2.6. ANÁLISIS TERMOGRAVIMÉTRICO

Debido al tiempo que toma y a los gastos involucrados en el análisis inmediato de ASTM D-3172, Kaupp [15] propuso una alternativa que usa termogravimetría (TG) o termogravimetría diferencial (DTG).

En estas técnicas, una pequeña muestra del combustible sólido se calienta en una atmósfera específica a la velocidad deseada en una microbalanza electrónica. Esto proporciona un registro continuo del cambio de peso de la muestra de combustible en un aparato TG.

El aparato DTG da la tasa de cambio en el peso de la muestra de combustible continuamente. Por lo tanto, a partir de los gráficos de tiempo de pérdida de peso medidos, podemos determinar la humedad del combustible, la materia volátil y el contenido de cenizas. Este método, aunque no es un estándar de la industria, puede proporcionar rápidamente información sobre la conversión termoquímica de un combustible. La Tabla 2.3 compara los resultados del análisis proximal (base seca) de cierta biomasa utilizando los métodos ASTM y TG. El análisis de TG proporciona información adicional sobre los mecanismos de reacción, los parámetros cinéticos, la estabilidad térmica y el calor de reacción.

Tabla 2.3. Comparación de análisis próximo de biomasa medido por 2 técnicas analíticas [16].

Combustible	FC(%seco)	VM (% seco)	Ash (% seco)	Técnica
Mazorca de maíz	18.5	80.1	1.4	ASTM
	16.2	80.2	3.6	TG
Cascara de arroz	16.7	65.5	17.9	ASTM
	19.9	60.6	19.5	TG

2.7. EXPRESIÓN BÁSICA DE LA COMPOSICIÓN DE LA BIOMASA

La composición de un combustible sólido a menudo se expresa en diferentes bases dependiendo de la situación. Las siguientes cuatro bases de análisis son comúnmente utilizadas: Como base recibida, base seca-aire, base seca total, base seca y sin cenizas. Una comparación de estos se muestra en la Figura 2.8 [21].

2.7.1. Como base tal cual fue recibida (ARB, As received basis)

Cuando se usa la base tal cual fue recibida, o en forma simplificada “base recibida”, los resultados de los análisis definitivos y proximales pueden escribirse de la siguiente manera:

$$\text{Análisis final: } C + H + O + N + S + ASH + M = 100\% \quad (2.6)$$

$$\text{Análisis próximo: } VM + FC + M + ASH = 100\% \quad (2.7)$$

Donde VM, FC, M y ASH representan los porcentajes en peso de materia volátil, carbono fijo, humedad y ceniza, respectivamente, medidos por análisis proximal; y C, H, O, N y S

representan los porcentajes en peso de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno, y sulfuro, respectivamente, como medida del análisis final. El contenido de cenizas y de humedad en el combustible es el mismo en ambos análisis.



Figura 2.8. Expresión para bases de la composición del combustible [16].

2.7.2. Base seca- aire

Cuando el combustible se seca al aire, se elimina la humedad de la superficie y se retiene su humedad inherente. Entonces, para expresar el constituyente sobre una base seca- aire, la cantidad se divide por la masa total menos la humedad de la superficie. Por ejemplo, el porcentaje de carbono en la base seca-aire se calcula como:

$$C_{ad} = \frac{100 * C}{100 - M_a} \% \quad (2.8)$$

Donde M_a es la masa de humedad de la superficie extraída de 100 kg de combustible húmedo después de secarse al aire. Otros componentes del combustible se pueden expresar de manera similar.

2.7.3. Base seca total

La composición del combustible sobre base seca-aire es un parámetro práctico y es fácil de medir, pero para expresarlo de forma totalmente libre de humedad, debemos tener en cuenta la humedad de la superficie y la humedad inherente. Esto da el contenido de carbono en una base seca total, C_{td} :

$$C_{td} = \frac{100 * C}{100 - M} \% \quad (2.9)$$

Donde M es la humedad total (superficie + inherente) en el combustible:

$$M = M_a + M_i \quad (2.10)$$

2.7.4. Base seca -sin ceniza (DAF, dry ash free)

La ceniza es otro componente que a veces se elimina en las composiciones, junto con la humedad. Esto da la composición del combustible en una base seca sin cenizas (dry ash-free, DAF). Siguiendo los ejemplos mencionados anteriormente, se puede encontrar el porcentaje de carbono sobre una base seca sin cenizas, C_{daf} .

$$C_{daf} = \frac{100 * C}{100 - M - A} \% \quad (2.11)$$

Donde $(100 - M - A)$ es la masa de biomasa sin humedad y ceniza. Los porcentajes de todos los componentes en cualquier base total es 100. Por ejemplo:

$$C_{daf} + H_{daf} + O_{daf} + N_{daf} + S_{daf} = 100\% \quad (2.12)$$

2.8. VALOR CALORÍFICO DE LA BIOMASA

El valor calorífico de la biomasa es relativamente bajo, especialmente en base al volumen [21].

2.8.1. Valor calorífico superior (HHV, high heating value)

Un valor calorífico superior (HHV) se define como la cantidad de calor liberado por la unidad de masa o el volumen del combustible (inicialmente a 25 ° C) una vez que se quema y los productos han regresado a una temperatura de 25 ° C. Incluye el calor latente de vaporización del agua. El HHV se puede medir en una bomba calorimétrica usando el estándar ASTM D-2015.

2.8.2. Valor caloríficos inferior (LHV, low heating value)

La temperatura del gas de escape de una caldera está generalmente en el rango de 120 a 180 °C. Los productos de combustión rara vez se enfrían a la temperatura inicial del combustible, que generalmente está por debajo de la temperatura de condensación del vapor. Por lo tanto, el vapor de agua en el gas de combustión no se condensa y, por lo tanto, el calor latente de vaporización de este componente no se recupera. El calor efectivo disponible para su uso en la caldera es una cantidad menor, que es menor que la energía química almacenada en el combustible. El LHV, también conocido como el valor calorífico neto (NCV), se define como la cantidad de calor liberado al quemar completamente una cantidad específica menos el calor de vaporización del agua en los productos de combustión.

2.9. CÁLCULO DE LA RELACION AIRE/BIOMASA

En el cálculo del valor óptimo de la relación aire-biomasa, en un gasificador de lecho fijo, solo se puede controlar la cantidad de aire que entra al reactor, ya que la biomasa se introduce inicialmente, mediante una carga completa, que se va gasificando a medida que va entrando el aire [24].

Para calcular la relación aire/biomasa con la que debe operar un gasificador, primero se calcula la cantidad de aire estequiométricamente necesaria para una combustión completa y luego se determina la fracción de aire a introducir con respecto a ésta para obtener el gas con el mejor poder calorífico.

a) Cálculo de la cantidad de aire estequiométrica requerida para la combustión completa de un kilogramo de biomasa:

El cálculo se hace con los componentes esenciales: C, H y O, despreciando el N y el S que se encuentran en cantidades muy bajas en la biomasa. Si suponemos que la suma en masa de $m_C + m_H + m_O = 1$ kg y que sólo el C y el H aportan calor durante el proceso de combustión, podemos escribir una reacción global de oxidación:



Sean $x=[C]=m_C$ /kg de biomasa, $y=[H]=m_H$ /kg de biomasa, y $z=[O]=m_O$ /kg de biomasa las fracciones másicas de carbono, hidrógeno y oxígeno las cuales deben sumar 100%, expresado en kilomoles corresponde a una cantidad igual a $m_C/12,011$ kmoles de carbono. Donde 12,011 es la masa atómica del carbono en kg/kmol, y x es la fracción másica del carbono obtenida mediante el análisis elemental de la muestra. Análogamente, 1kg de biomasa tiene: $m_H/1,008$ kmoles de hidrógeno atómico y $m_O/32,00$ kmol de oxígeno molecular.

Esto significa que la cantidad total de O_2 necesaria para la combustión de 1 kg de biomasa (O_2 /Biomasa) es igual a la suma de la cantidad requerida por el carbono más la cantidad requerida por el hidrógeno menos el oxígeno que se encuentra en la biomasa:

$$\frac{O_2}{Biomasa} = \left(\frac{[C]}{12.011} + \frac{1}{4} * \frac{[H]}{1.008} - \frac{[O]}{32.00} \right); \text{ se expresa en } \frac{\text{kmol}}{\text{kg biomasa}} \quad (2.14)$$

El último término en la ecuación anterior corresponde al oxígeno contenido en la biomasa, el cual, durante la combustión, queda libre y puede participar en las reacciones de oxidación, por lo tanto, se resta. Una forma más conveniente para la ecuación anterior es expresarla en unidades de volumen de aire (ya que el flujo que se mide es de aire y no de oxígeno y generalmente los equipos de medida de gases miden volumen y no kmoles). Para ello seguimos el siguiente procedimiento:

b) Cálculo de la masa molecular aparente del aire:

Se calcula con el peso molecular del oxígeno y del nitrógeno y suponiendo que la composición volumétrica del aire es 21% de oxígeno y 79% de hidrógeno:

$$PM_{aire} = [O_2] * PM_{O_2} + [N_2] * PM_{N_2} \quad (2.15)$$

$$PM_{aire} = \left(0.21 * (16 * 2) \frac{g}{mol}\right) + \left(0.79 * (14 * 2) \frac{g}{mol}\right) = 28.84 \frac{kg_{aire}}{kmol_{aire}}$$

Expresamos la ecuación en unidades de masa de aire/masa de biomasa suponiendo que la concentración molar del oxígeno en el aire es del 21%:

$$\frac{m_{aire}}{m_{biomasa}} = \left(PM_{aire} * \frac{kg_{aire}}{kmol_{aire}}\right) * \left(\frac{O_2}{Comb} * \frac{kmol_{O_2}}{kg_{biomasa}}\right) * \frac{kmol_{aire}}{0.21 kmol_{O_2}} \quad (2.16)$$

$$= \frac{28.84}{0.21} * \left(\frac{[C]}{12.011} + \frac{1}{4} * \frac{[H]}{1.008} - \frac{[O]}{32}\right) = 137.33 * \left(\frac{[C]}{12.011} + \frac{1}{4} * \frac{[H]}{1.008} - \frac{[O]}{32}\right)$$

$$\frac{m_{aire}}{m_{biomasa}} = 11.434 * ([C] + 2.9789 * [H] - 0.3753 * [O]) \quad (2.17)$$

-Calculamos la ecuación en unidades de volumen de aire/masa de biomasa:

La densidad del aire a condiciones normales es 1,293 kg/m³, por lo tanto, la ecuación en unidades de volumen sería:

$$\frac{m_{aire}}{m_{biomasa}} = \frac{11.434}{1.293 \frac{kg_{aire}}{m^3_{aire}}} * ([C] + 2.9789 * [H] - 0.3753 * [O]) * \frac{kg_{aire}}{kg_{biomasa}} \quad (2.18)$$

$$\frac{V_{aire}}{m_{biomasa}} = 8.843 * ([C] + 2.9789 * [H] - 0.3753 * [O]); \text{ expresado en } \frac{m^3_{aire}}{kg_{biomasa}} \quad (2.19)$$

2.10. EFICIENCIA DEL GASIFICADOR

La eficiencia de un gasificador se mide por medio de la eficiencia del gas frío (n_{EGF}) y este se puede definir como la relación entre el flujo de energía en el gas y la energía contenida dentro del combustible. Se denomina eficiencia del gas frío ya que no tiene en cuenta que el gas producido que sale del gasificador está caliente. Siendo V_{gas} el flujo volumétrico normal de gas (Nm³ / s), LHV_{gas} es el menor valor calorífico del gas producto (MJ / Nm³), $LHV_{combustible}$ es el menor valor calorífico del combustible sólido del gasificador (MJ / kg) y $M_{combustible}$ es el flujo de combustible sólido (kg / s) [25].

Cuanto mayor sea el (n_{EGF}), mejor será la conversión de combustible.

$$n_{EGF} = \left(\frac{LHV_{gas}}{LHV_{combustible}}\right) * \left(\frac{V_{gas}}{M_{combustible}}\right) * 100\% \quad (2.20)$$

Dependiendo del tipo y diseño del gasificador, así como de las características del combustible, esto puede variar entre 50 y 80 % ([26],[27]).

2.11. LA EFICIENCIA DE CONVERSIÓN DE CHAR

La conversión del char de la biomasa a gas producido es el principal elemento de conversión durante el proceso de gasificación de biomasa. Se define como la relación de carbón del combustible agregado, que se convierte en compuestos de carbono gaseoso con respecto al carbón del combustible agregado. Como el alquitrán se eliminó del gas a condiciones normales, el carbono en el alquitrán (C_nH_m) no se tiene en cuenta ($n=0$) [25]. De manera general, la eficiencia de conversión del char se puede calcular como:

$$n_{CHAR} = \left(\frac{12g/mol (n_{CO_2} + n_{CO} + n_{CH_4} + n \cdot n_{C_nH_m})}{22.4L * C} \right) * \left(\frac{V_{gas}}{M_{combustible}} \right) * 100\% \quad (2.21)$$

Donde, C es el porcentaje de la fracción másica del carbón en la biomasa seca. Dependiendo de las características del combustible, este valor puede encontrarse entre 90 y 99% ([27],[28]).

2.12. MODELOS CINÉTICOS

Los modelos cinéticos proporcionan información esencial sobre los mecanismos cinéticos para describir la conversión durante la gasificación de biomasa, que es crucial en el diseño, evaluación y mejora de los gasificadores. Estos modelos de velocidades de reacciones químicas son precisos y detallados, pero computacionalmente intensivos [29].

Sin embargo, numerosos investigadores se han centrado ampliamente en modelos cinéticos de gasificación de biomasa: Wang y Kinoshita [30], Di Blasi [31], Fiaschi y Micheli [32], Giltrap et al [33], Yang [34], Roshmi [35], Dennis [36], Babu y Seth [21], Radmanesh [37], Gobel [38], Sharma [29], Feroso [39], Zhong [40], Gerber [41] y Gordillo y Belghit [42]. Los modelos cinéticos describen el proceso de reducción de carbón utilizando expresiones de velocidad cinética obtenidas de experimentos y permiten una mejor simulación de los datos experimentales cuando el tiempo de residencia del gas y la biomasa es relativamente corto. El modelo cinético propuesto por Wang y Kinoshita [30] se basa en un mecanismo de reacciones superficiales en la zona de reducción que

supone un tiempo de residencia y temperatura de reacción determinados. Giltrap [33] desarrolló un modelo de la zona de reducción de un gasificador de biomasa descendente para predecir la composición del gas producido en una operación de estado estable, adoptando las expresiones de velocidad cinética de Wang y Kinoshita [30]. La precisión del modelo está limitada por la disponibilidad de datos sobre las condiciones iniciales en la parte superior de la zona de reducción; las reacciones de pirólisis y craqueo no se consideran porque la cantidad de posibles productos de pirólisis, junto con todas las reacciones posibles y productos intermedios, harían que el modelo sea muy complejo. Se supone que todo el oxígeno de la entrada de aire se quema a CO_2 y que los productos de pirólisis están completamente craqueados. Asimismo, se considera que el carbono sólido en forma de char, está presente en toda la región de reducción. Además, se supone que el **factor de reactividad del char (CRF)**, que representa la reactividad del char es una variable clave en la simulación, y se toma como constante en toda la zona de reducción.

Giltrap [33] probó el modelo con datos experimentales para dos diferentes gasificadores downdraft (Chee [43]; Senelwa [44]). La Figura 2.9 compara la composición del gas productor seco predicho por este modelo con los encontrados experimentalmente. El modelo produjo un acuerdo razonable con los resultados experimentales para todos los componentes excepto para el CH_4 .

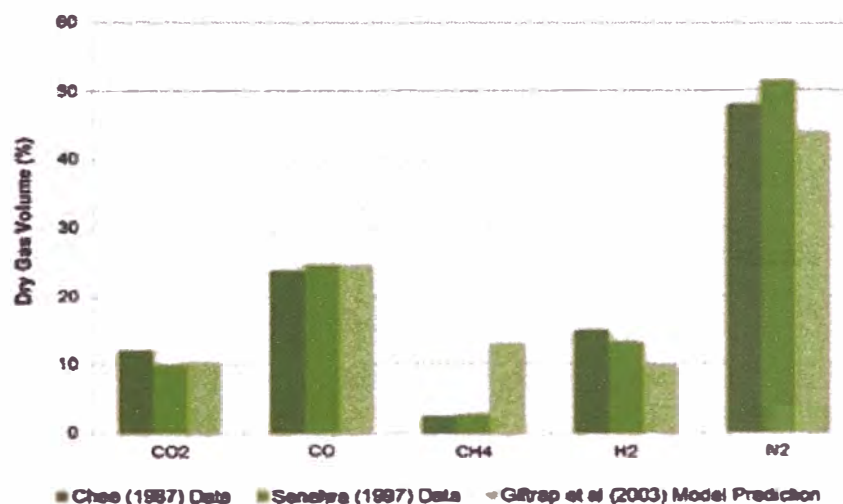


Figura 2.9. Predicción de resultados del modelo de Giltrap [33] comparado con la data experimental de Chee [43] y Senelwa [44].

Según Giltrap [33], esta predicción excesiva fue el resultado de la suposición de que el O_2 en el aire reacciona solo con el char. Los productos de pirólisis se

craquean en una región de alta temperatura y en presencia de O_2 , por lo que es probable que algunas moléculas de CH_4 producidas sufran combustión con O_2 . La Figura 2.9 muestra los resultados cuando la concentración de gas inicial se altera bajo el supuesto de que todo el O_2 en el aire reacciona con el CH_4 a partir del craqueo del gas de pirólisis. Esta suposición reduce la cantidad de CH_4 predicha, pero la predicción es aún más alta que las concentraciones encontradas experimentalmente.

Jayah [45] desarrolló un modelo basado en el trabajo inicial de Chen [46], pero con algunas modificaciones. El modelo de Chen estaba destinado a estimar la longitud de la zona de gasificación y el diámetro del reactor, e investigar la dependencia del rendimiento del reactor en parámetros operativos como el contenido de humedad de la materia prima (madera), el tamaño de las astillas o chips, el aislamiento del reactor, la temperatura del aire de entrada y la carga del gasificador.

El modelo de Chen consta de tres partes. La primera parte determina la cantidad de oxígeno necesario para una entrada fija de combustible en una condición operativa específica. La relación de combustible a aire, estimada a partir de esta primera parte del modelo, se usa luego como entrada en la segunda parte, donde las zonas de secado, pirólisis y combustión se agrupan y se consideran como una sola zona. Los resultados de esta zona "agrupada" son las concentraciones de los productos y las temperaturas de las fases gaseosas y sólidas que salen de la zona. Estas concentraciones y temperaturas calculadas se utilizan luego como entradas en la tercera parte del modelo, que predice el perfil de temperatura a lo largo del eje de la zona de gasificación, la composición del gas, la eficiencia de conversión y la longitud de la zona de gasificación en cualquier intervalo de tiempo dado.

La principal debilidad del modelo de Chen es la excesiva predicción de la temperatura de salida del gas desde la zona "concentrada" debido a una estimación poco realista de la pérdida de calor y a la omisión de CO y H_2 en el gas de pirólisis. Jayah y colaboradores [45], por lo tanto, introdujeron modificaciones para superar estas deficiencias y también para adaptarse a un reactor con un diámetro de zona de gasificación variable en lugar de constante. Por esta razón, los incorporaron el submodelo de pirólisis flamígera de Milligan [47] en lugar de los algoritmos utilizados por Chen.

El objetivo del modelo de la zona de pirólisis flameante de Milligan es calcular la composición del gas producto que ingresa a la zona de gasificación en términos de CO, H₂, CO₂, H₂O, CH₄ y N₂. Como resultado, el modelo utilizado en el estudio de Jayah (45) consta de dos submodelos, a saber, la pirólisis flameante y las zonas de gasificación.

El submodelo de la zona de pirólisis flameante se utiliza para determinar la temperatura máxima y la concentración del producto del gas que sale de esa zona. El submodelo de la zona de gasificación asume que una sola partícula de char se mueve verticalmente hacia abajo a lo largo del eje vertical del gasificador. Este submodelo incluye una descripción de los procesos físicos y químicos, las ecuaciones de flujo, los fenómenos de transporte y los principios de conservación. En conjunto, este modelo se limita a considerar el efecto de las partículas de char empaquetado en la zona de reducción.

Babu y Sheth [21] modificaron el modelo de Giltrap [33] sugiriendo un CRF que varía exponencialmente para predecir una mejor simulación del perfil de temperatura en la zona de reacción de reducción. El valor de CRF se incrementó lineal y exponencialmente a lo largo de la longitud del modelo de la zona de reducción.

El modelo fue simulado con un método de diferencia finita para predecir los perfiles de temperatura y composición en la zona de reducción. Las predicciones del modelo se compararon con los datos experimentales informados por Jayah [45] (ver Figura 2.10).

Las simulaciones se realizaron para diferentes CRF que oscilaban entre 1 y 10.000, y también de forma lineal y exponencial. También se realizaron simulaciones para diferentes valores de CRF (1, 10, 100 y 1000) constantes en toda la zona de reducción. Los autores del estudio concluyeron que el CRF debe variar a lo largo de la zona de reducción del gasificador downdraft y que sus resultados simulados concuerdan muy bien con los datos experimentales de Jayah [45], incluso mejor, de hecho, que el modelo matemático de Jayah [45], considerando un valor de CRF que varía exponencialmente.

Recientemente, Sharma [29] presentó un modelo para un gasificador downdraft en el que la zona de reducción se modeló utilizando una velocidad de reacción

finita siguiendo la cinética química. También se modeló la zona de pirooxidación, antes de la zona de reducción, considerando el equilibrio termodinámico.

Sin embargo, el autor no tuvo en cuenta ninguna combustión de carbón en la zona de pirooxidación y también descuidó la formación de metano allí. El equilibrio del cambio de agua-gas se consideró a la salida de la zona de pirooxidación. En la zona de reducción, se adoptó una variación lineal de CRF.

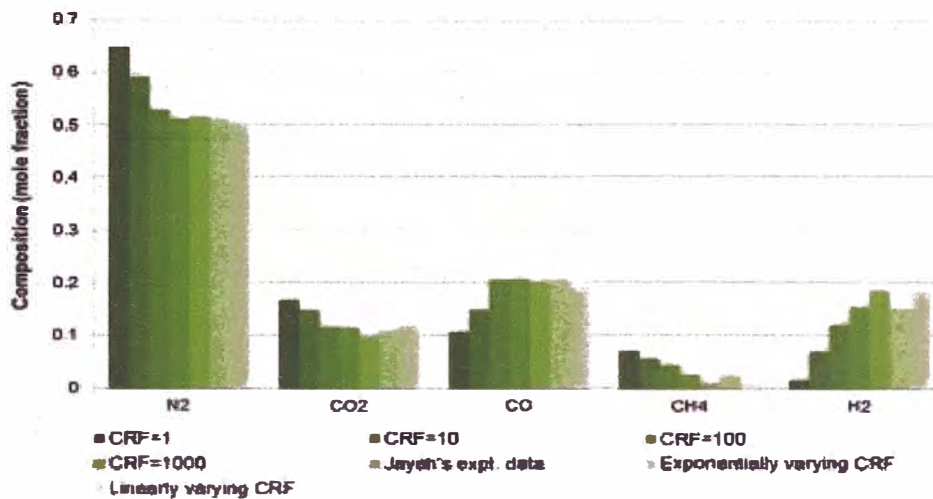


Figura 2.10. Comparación de varias composiciones de gas producido que se obtienen variando los valores de CRF (Babu y Seth [21]) con la data experimental de Jayah [45].

Siguiendo este trabajo previo, Prokash Roy et al. [48] desarrollaron un modelo para un gasificador downdraft basado en el equilibrio químico en la zona de pirooxidación y en reacciones químicas controladas con cinética de velocidad finita en la zona de reducción. El CRF se optimizó a un valor de 100 al comparar las predicciones del modelo con los resultados experimentales de la literatura.

2.13. MODELOS DE EQUILIBRIO TERMODINÁMICO

Los modelos cinéticos siempre contienen parámetros que limitan su aplicabilidad en diferentes plantas de gasificación. Por lo tanto, los cálculos de equilibrio termodinámico, que son independientes del diseño del gasificador, pueden ser más adecuados para estudios sobre la influencia de los parámetros más importantes del procesamiento de combustibles. En el equilibrio químico, un sistema de reacción se encuentra en su composición más estable, una condición que se logra cuando la entropía del sistema se maximiza, mientras que su energía libre de Gibbs se minimiza. Sin embargo, el equilibrio termodinámico puede no alcanzarse,

principalmente debido a las temperaturas de operación relativamente bajas (las temperaturas de salida del gas del producto varían de 750°C a 1000°C) [49].

Sin embargo, los modelos basados en el equilibrio termodinámico se han utilizado ampliamente. Algunos esfuerzos recientes incluyen el trabajo realizado por Bacon [50], Double [51], Ruggiero y Manfred [52], Zain al [53], Schuster [54], Altafani [55], Li [56], Melgar [57], Jarunghammachote y Dutta [58], Yoshida [59], Karamarkovic [60], Huang y Ramaswamy [61] y Haryanto [62], para predecir el rendimiento de los gasificadores comerciales. Estos autores han mostrado un acuerdo razonable entre las predicciones de equilibrio y los datos experimentales.

Los modelos de equilibrio tienen dos enfoques generales: estequiométrico y no estequiométrico. El enfoque estequiométrico requiere un mecanismo de reacción claramente definido que incorpore todas las reacciones químicas y las especies involucradas.

En el enfoque no estequiométrico, no hay mecanismos de reacción particulares o especies involucradas en la simulación numérica. La única entrada necesaria para especificar la alimentación es su composición elemental, que se puede obtener fácilmente a partir de los datos de análisis definitivos [56].

El modelo de equilibrio no estequiométrico se basa en minimizar la energía libre de Gibbs en el sistema sin especificar las posibles reacciones que tienen lugar [63].

El modelo de equilibrio químico estequiométrico se basa en la selección de aquellas especies que están presentes en las cantidades más grandes, es decir, aquellas que tienen el valor más bajo de energía libre de formación. Según lo observado por Prins [64] y Desrosiers [65], se demostró que bajo las condiciones de gasificación (con temperaturas entre 600 K y 1500 K), las únicas especies presentes en concentraciones superiores al 1-4% en moles son CO, CO₂, CH₄, H₂, N₂, H₂O y sólidos (como carbono grafito).

Como lo muestran varios autores ([66]; [58]), los dos enfoques (estequiométrico y no estequiométrico) son esencialmente equivalentes. Un modelo estequiométrico también puede usar datos de energía libre para determinar las constantes de equilibrio de un conjunto propuesto de reacciones. Los modelos de equilibrio se basan en algunos supuestos generales que están en mejor acuerdo

con algunos tipos específicos de reactores para los cuales los modelos de equilibrio tienen mejores capacidades predictivas.

Debido a estas suposiciones, los modelos de equilibrio producen grandes desacuerdos en algunas circunstancias. Las fallas típicas a temperaturas de gasificación relativamente bajas son la sobreestimación de los rendimientos de H₂ y CO y la subestimación de CO₂, metano, alquitranes y carbón vegetal (de hecho, valores nulos para estos últimos tres componentes por encima de los 800°C) [67]. Por esta razón, y como se detalla a continuación, varios autores han modificado y corregido el modelo de equilibrio o han usado el enfoque de la temperatura de cuasi equilibrio (QET).

Zainal [53] modelaron el proceso de gasificación de biomasa sobre la base del equilibrio termodinámico estequiométrico y predijeron la composición del gas producido para diferentes materiales de biomasa. Jarunghammachote y Dutta [58] desarrollaron el modelo de equilibrio termodinámico basado en la constante de equilibrio para predecir la composición de un gas producido en un gasificador downdraft. Usaron coeficientes para corregir la constante de equilibrio de la reacción agua y gas y la reacción de metanación para mejorar el modelo. Esos coeficientes se obtuvieron a partir de la comparación entre el modelo y los resultados de los experimentos de otros investigadores.

Jarunghammachote y Dutta [58] aplicaron el modelo de equilibrio no estequiométrico a tres tipos de gasificadores. Los resultados de la simulación del modelo mostraron una desviación significativa de los datos experimentales, especialmente para CO y CO₂. Un factor importante fue la conversión de carbono. Por lo tanto, el modelo fue modificado para considerar el efecto de la conversión de carbono. Sin embargo, este modelo no pudo dar resultados con alta precisión para el proceso de gasificación en el lecho de salida. El valor calorífico también fue un parámetro importante porque, en general, se utiliza para estimar la energía que se puede obtener al usar ese gas producido. El modelo modificado predijo valores de calentamiento que generalmente eran más altos que los de los experimentos debido a la sobre predicción del contenido de CO en el gas pobre.

Loha [68] desarrollaron un enfoque de modelado de equilibrio para predecir la composición del gas de la gasificación de vapor en un gasificador de lecho

fluidizado. Sin embargo, la tendencia de cambio de las composiciones con la temperatura y la relación de vapor a biomasa coincidía con los resultados experimentales. El modelo modificado predijo la composición del gas mucho más cercana al valor experimental y el valor promedio de error disminuyó de 3.34 a 2.62.

Esta revisión de la literatura ha demostrado que los modelos de equilibrio son herramientas útiles para la comparación preliminar, pero que no pueden proporcionar resultados altamente precisos para todos los casos. Como se mencionó anteriormente, los modelos de equilibrio termodinámico no requieren ningún conocimiento de mecanismos de transformación. Además, son independientes del reactor y no se limitan a un rango específico de condiciones de operación. Son valiosos porque predicen los límites termodinámicos del sistema de reacción de gasificación. Por lo tanto, para describir el comportamiento de los gasificadores de manera más precisa, se han hecho modificaciones a los modelos de equilibrio.

2.14. POTENCIAL ENERGÉTICO DE LA BIOMASA

El potencial energético de la biomasa se obtiene a partir de la relación que existe entre la masa expresada en toneladas de residuo seco (M_{rs}) y la energía del residuo por unidad de masa expresada en toneladas (E). En la ecuación 2.21 es la ecuación general para el cálculo del potencial energético de la biomasa [69]:

$$PE = (M_{rs}) * (E) \quad (2.22)$$

Dónde:

PE : Potencial energético [TJ/año]

M_{rs} : Masa de residuo seco [t/año]

E : Energía del residuo por unidad de masa [TJ/t]

Para estimar el potencial energético de la biomasa residual agrícola (PE) se debe plantear un modelo matemático. Esto implica que se debe considerar las hectáreas correspondientes al área cultivada (A), las toneladas de producto principal que ofrece cada hectárea sembrada (R_c), las toneladas de residuo obtenidas de la producción principal (F_r) y de esas toneladas de residuos “húmedos” a cuantas toneladas de residuo seco equivalen (Y_{rs}).

En la ecuación 2.24 se observa la relación existente entre las variables más relevantes para la estimación de la masa de residuo seco (M_{rs}), teniendo en cuenta que para estimar el potencial energético de la biomasa agrícola es importante que los residuos contengan el menor porcentaje de humedad posible, y de esta manera obtener el mayor potencial energético posible de cada residuo.

$$M_{rs}=A * R_c * F_r * Y_{rs} \quad (2.23)$$

Dónde:

M_{rs} : Masa de residuo seco [ton/año]

A: Área cultivada [ha/año]

R_c : Rendimiento del cultivo [ton producto principal / ha sembrada]

F_r : Factor de residuo del cultivo [ton de residuo/ ton de producto principal]

Y_{rs} : Fracción de residuo seco [ton residuo seco/ ton de residuo húmedo]

2.15. BIOMASA DE LA PALMA ACEITERA AFRICANA

Según Victor Petrell la palma aceitera africana o palma aceitera (*Elaeis guineensis*) es originaria de los bosques tropicales lluviosos de África Occidental y Central y se encuentra hasta en territorios ubicados entre los 15° de latitud norte y sur. Actualmente está plantada en todas las áreas tropicales del mundo en comparación con otras especies oleaginosas, la palma aceitera tiene un rendimiento por hectárea varias veces superior; así, para producir lo que rinde una hectárea de palma, se necesita sembrar 10 hectáreas de soya, ó 9 hectáreas de girasol ó 15 hectáreas de maní [70].

Los países del sudeste asiático como Malasia, Indonesia y Tailandia han convertido a la palma aceitera en uno de los cultivos industriales más importantes de la región. La palma aceitera en el Perú se remonta del año 1965, cuando a solicitud del gobierno, llega a nuestro país una Misión Técnica del Instituto de Investigaciones para los Aceites y Oleaginosas, de Francia (IRHO), la cual estableció que existen grandes sectores de la Amazonía Peruana que reúnen las condiciones agroclimáticas adecuadas para el desarrollo de la palma aceitera ([70],[71],[72] y [73]).

En las plantaciones de palma aceitera, estos empiezan a ser utilizados a partir del cuarto año y tienen un ciclo de vida económico de 20 a 25 años, a partir de esa edad la curva de productividad disminuye, y esto se debe a la altura que alcanza la palmera, incrementando los costos relacionados con la cosecha. Por ello son cortados y luego se procede a la replantación ([74],[75]).



Figura 2.11. Tipos de biomasa residual de la palma aceitera [70].

El procesamiento de los frutos de la palma de aceite se lleva a cabo en la planta extractora. Es ahí donde se desarrolla el proceso de extracción del aceite crudo de palma y de las almendras. Este es un proceso simple que consiste en esterilizar los frutos, desgranarlos del racimo, macerarlos, extraer el aceite de la pulpa, clarificarlo y recuperar las almendras del bagazo resultante. El aceite se extrae tanto de la pulpa de la fruta, que se usa en la fabricación del aceite comestible, y la almendra, que se utiliza principalmente para la fabricación de jabón ([71], [72]).

Los tipos de biomasa producida por la industria de la palma aceitera incluyen: racimos de frutos vacíos (RFV), fibras, cáscara, cáscaras húmedas, almendras de palma, follaje y troncos (Figura 2.11)

2.16. BIOMASA DE LA CAÑA DE AZÚCAR

La caña de azúcar (*Saccharum officinarum L.*) es uno de los cultivos más antiguos en el mundo, al igual que el proceso por el cual se extrae el azúcar. Se estima que el cultivo empezó hace unos tres mil años como un tipo de césped en la isla de Nueva Guinea y de allí se extendió a Borneo, Sumatra e India, de allí se trasladó

a Persia (actualmente Irán) alrededor del año 600. En el año 800, el cultivo de caña de azúcar se extendió desde Persia hasta Egipto, Siria, y hasta tan lejos como Marruecos y España. En el siglo XIV, Egipto fue el principal proveedor de Europa, a través del puerto de Alejandría. Cristóbal Colón trajo plantas de caña de azúcar en su segundo viaje, en 1493, a la isla La Española, sin que éstas prosperaran. Ocho años más tarde, en 1501, fueron introducidas plantas que sí crecieron. El éxito de las plantaciones de caña de azúcar en Santo Domingo expandió el cultivo a lo largo del Caribe y de América del Sur. La caña de azúcar se siembra en la costa del Perú desde la época colonial y ha tenido su máximo apogeo en 1870, durante el denominado “boom del guano”, cuando la mayor parte de los capitales se orientaron a este cultivo ([76], [77]).

La caña de azúcar es uno de los cultivos comerciales más importantes del mundo, ocupando más de 22 millones de hectáreas con una producción mundial anual de 1450 millones de toneladas de azúcar. Los países productores líderes de caña son Brasil e India, con aproximadamente el 60% de la producción mundial. Además de su presencia dentro de la industria de alimentos, este cultivo va ganando mayor protagonismo en la industria del bio-combustible. Por ejemplo, Brasil, utiliza 48% de su producción de caña para producir etanol, mientras que el resto es utilizado en la producción de azúcar. Perú ha adoptado la mezcla de etanol con las gasolinas en una proporción de 7.8% etanol y 92.2% de gasolina [70].

La caña de azúcar se cultiva en más de cien países bajo condiciones templadas, subtropicales y tropicales. Es un cultivo primordialmente de climas tropicales, con producciones afectadas notablemente por la temperatura, la humedad relativa y la radiación solar. La caña de azúcar en el Perú se cultiva en la costa, en la selva y en los valles interandinos. Sin embargo, es en la costa donde se localiza la mayor parte del área sembrada, debido a que presenta condiciones climáticas y edáficas únicas, que permiten sembrar y cosechar durante todo el año y obtener rendimientos excepcionales.

La caña de azúcar presenta, como la mayor parte de las plantas, raíz, tallo y hojas (Figura 2.19). Sin embargo, el fruto agrícola de esta planta es el tallo, que es el órgano donde se acumulan los azúcares [70].



Figura 2.12. *Morfología de la caña de azúcar [70].*

El período de cosecha de la caña varía según el régimen de lluvias, de manera de permitir las operaciones de corte y transporte y de poder alcanzar el mejor punto de maduración y acumulación de azúcares. En la zona costera peruana la cosecha se da prácticamente en todo el año. El sistema tradicional de cosecha, implica la quema previa del cañaveral y el corte manual de la caña entera. Ese modelo, sin embargo, se está reemplazando por la cosecha mecanizada de la caña cruda picada (sin quema), debido a las restricciones ambientales a las prácticas de quema [70].

Luego del corte, la caña se transporta lo antes posible hacia la planta, a fin de evitar pérdidas de sacarosa. La caña no se puede almacenar por mucho tiempo una vez cortada y las plantas operan únicamente durante el período de cosecha, independiente de si producen azúcar o etanol [70].

Una vez en la planta, la caña se lava (en general, sólo la caña entera) y se pasa al sistema de preparación y extracción, que en Perú se basa, esencialmente, en moliendas. En el conjunto de cilindros de la molienda se separa el jugo, que contiene la sacarosa, de la fibra (bagazo). Dicha fibra sigue hacia la planta de energía de la planta, donde es utilizada como combustible o es empleada para la fabricación de otros subproductos como por ejemplo papel [70].

Podemos concluir que del procesamiento de la caña de azúcar se obtienen varios tipos de biomasa residual: las hojas secas, las hojas verdes y las puntas denominadas también pajas o barbojo, el cogollo y el bagazo que es la biomasa residual que queda después de la molienda del tallo de la caña. Si tomamos solo

en cuenta el bagazo y la paja, en los cañaverales se almacenan alrededor del equivalente de una tonelada de petróleo por cada tonelada de azúcar que se produce [78].

2.17. BIOMASA DEL CACAO

El cacao es el nombre común del árbol *Theobroma cacao* y de los frutos del mismo. Los botánicos, siguiendo la creencia de los aztecas, denominaron al cacao con el nombre científico de *Theobroma cacao* que significa en latín “alimento de dioses”. El grano de cacao juega un importante papel como materia prima en la industria alimentaria, sobre todo en el sector de confitería, cosmético y farmacéutico [79].

El cacao o cacaotero es un árbol de la familia de las esterculiáceas, de unos 3 a 8 metros de alto, es una planta nativa de América tropical, particularmente en una franja que se extiende desde Brasil hasta México, también presente al oeste de África. Los frutos o bayas se forman sobre el tronco y en las ramas, con forma de mazorca de unos 15 a 25 centímetros de largo [79].

El fruto del cacao está compuesto de una concha externa llamada cáscara y dentro de ella se encuentra el mucílago, que es una pulpa aromática constituida por células esponjosas rica en azúcares. Esta pulpa rodea al grano de cacao, sin embargo, el grano se encuentra protegido por una concha fibrosa llamada cascarilla. En la Figura 2.20. se observan las partes explicadas anteriormente [80].

Existen 4 tipos de cacao, cada uno con características muy específicas. El Cacao Criollo se caracteriza por sus frutos de cáscara suave y semillas redondas, de color blanco a violeta, dulces y de sabor agradable. El cacao Forastero, que es la variedad más cultivada en las regiones de África y Brasil, se caracteriza por sus frutos de cáscara dura y leñosa, de superficie relativamente tersa y de granos aplanados de color morado y sabor amargo. El cacao Trinitario es un híbrido obtenido de los dos últimos. El cuarto tipo es el cacao Nacional, el cual sólo crece en Ecuador, posee un sabor predominante y un poco picante [80].

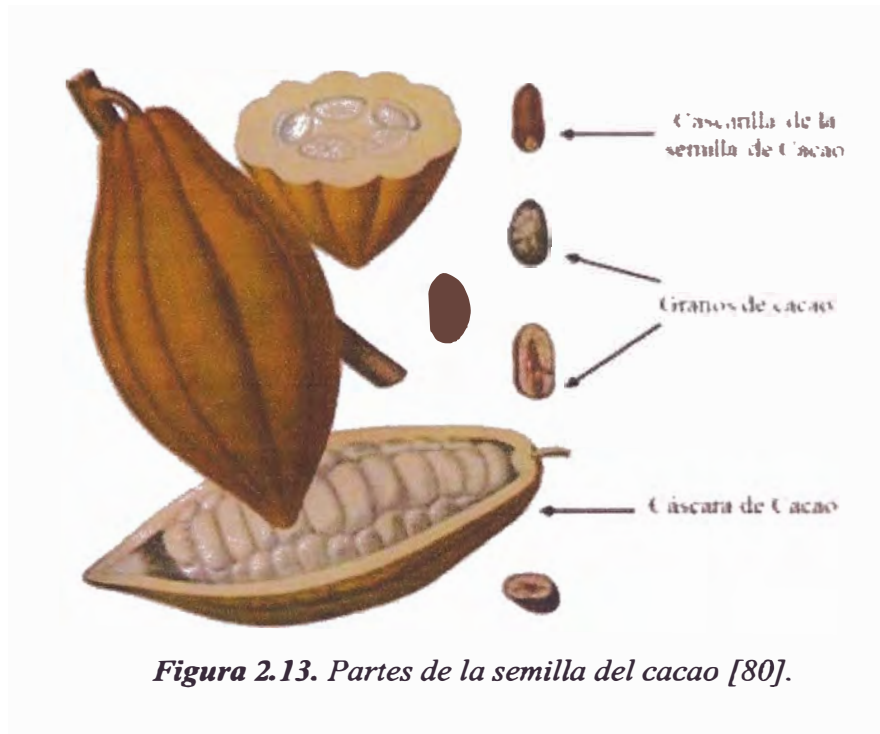


Figura 2.13. Partes de la semilla del cacao [80].

CAPÍTULO III

MODELO Y SIMULACIÓN DEL GASIFICADOR DOWNDRAFT

3.1. METODOLOGÍA EN EL DESARROLLO DEL MODELO DE GASIFICACIÓN

El desarrollo de un modelo matemático requiere un enfoque sistemático adecuado con el esquema de postulación de teorías basadas en trabajos experimentales y suposiciones. El objetivo principal de cualquier modelación matemática es plantear un sistema de ecuaciones que permitan predecir resultados del proceso de estudio.

En nuestro caso, queremos simular el comportamiento de un gasificador de lecho fijo de corriente descendente o downdraft. Por lo tanto, es muy importante seleccionar teorías y supuestos adecuados para plantear lo mejor posible las ecuaciones en el modelo matemático seleccionado, que permitan describir el proceso a simular. En el presente trabajo, se ha seleccionado al gasificador de Jayah dividiéndolo en dos zonas distintas: zona 1 (zona de pirooxidación), donde ocurren las reacciones de secado, pirólisis y oxidación, y zona 2 (zona de reducción), donde tienen lugar las reacciones de gasificación o reducción.

Según el modelo desarrollado por Prokash Roy, para un gasificador “downdraft” de flujo descendente, “en el modelo de la zona 1 se consideró el equilibrio químico de las especies y en el de la zona 2 se consideraron reacciones químicas de velocidad finita siguiendo la cinética de la reacción” [48]. De esta manera, los datos de entrada de la zona 2 son considerados como los datos de la salida de la zona 1, y se consideró los siguientes supuestos para el desarrollo del modelo:

- (a) Existe un equilibrio químico entre las especies gaseosas a la salida de la zona de pirooxidación.
- (b) La zona de reducción de gasificador ha sido considerada unidimensional.
- (c) La concentración de alquitrán o hidrocarburo no quemado en el escape del gasificador es despreciable.

(d) El carbono fijo presente en el combustible tiene el peso molecular igual al del carbono.

(e) Los calores específicos de las especies gaseosas varían con respecto a la temperatura local, mientras que los calores específicos para el carbón sólido y la ceniza son constantes.

(f) El transporte de energía en el lecho fijo poroso de la zona de reducción se realiza principalmente a través de la aducción de gas y se considera que la conducción a través del lecho sólido es de menor importancia.

(g) La pérdida de calor del gasificador se produce desde la zona de oxidación, donde la temperatura es alta. La pérdida de calor de la zona de reducción es despreciable ya que está rodeada por el gas pobre a alta temperatura que fluye hacia su escape (Ver Figura 3.1).

h) El ingreso de aire a la zona de oxidación está libre de humedad (aire seco).

i) Los calores específicos de las especies gaseosas varían con respecto a la temperatura local, mientras que los calores específicos para el carbón sólido y la ceniza son constantes.

j) El transporte de energía en el lecho fijo poroso de la zona de reducción que se realiza principalmente a través del transporte de gas y la conducción a través del lecho sólido es de menor importancia.

Se considera un proceso de gasificación de tipo cuasi equilibrio y con equilibrio local, lo cual permite emplear los valores de las propiedades termodinámicas reportadas en las bases de datos y Tablas termodinámicas. Después de nombrar los supuestos que se tuvieron en cuenta para el desarrollo del modelo, se desagrega el esquema del modelo. En este trabajo, varias propiedades de la gasificación, tales como los parámetros de la biomasa y de los sólidos generados, la relación de equivalencia y otras, han sido identificadas y calculadas conforme lo requiere el modelo. Éste consiste en un modelo que tiene como referencia la generación de gas pobre que fue modelado usando el equilibrio termodinámico estequiométrico y cinético con reacciones características del proceso de gasificación.

Con los supuestos y la metodología de desarrollo establecida, se necesita una herramienta o software adecuado para la solución, manipulación y recolección de datos.

El gasificador downdraft utilizado por Jayah y considerado en este estudio tiene un diámetro interior del reactor de 0,92 m. La alimentación de biomasa se realiza por la parte superior y la puerta de carga se mantiene cerrada durante toda la operación. La superficie exterior del tambor está hecha de hierro galvanizado con un grosor de 1,4 mm y la superficie interior está hecha de acero dulce de calibre 22. Un tubo de drenaje de 50 mm de diámetro está ubicado en el extremo del tambor para extraer el agua que se condensa durante el proceso de secado.

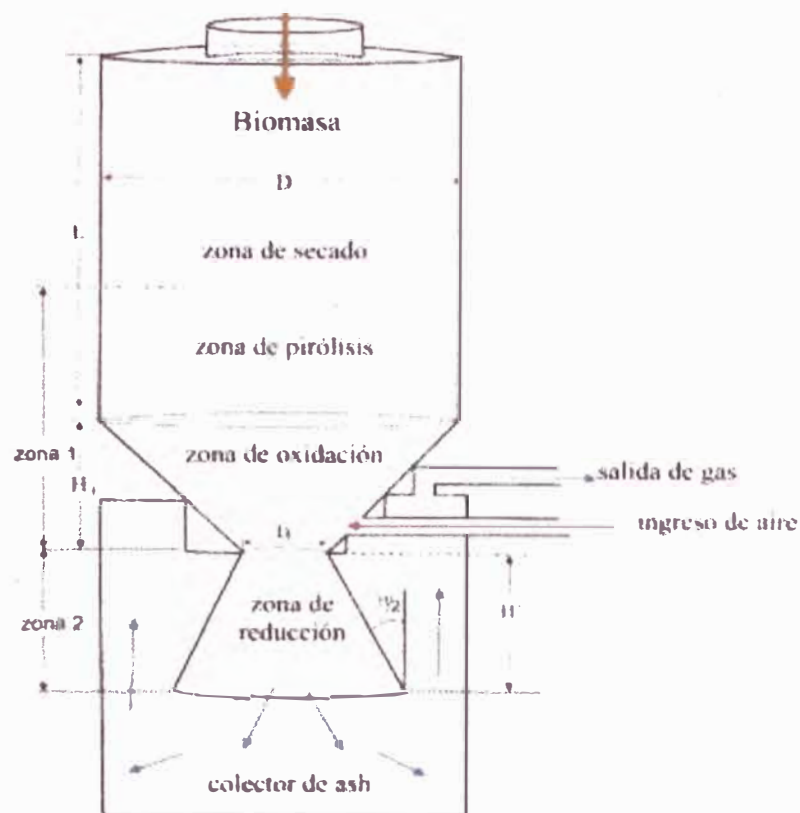


Figura 3.1. Esquema del gasificador downdraft de Jayah [45] en este estudio.

El aire se envía a la zona de combustión a través de 12 boquillas de aire de 6 mm de diámetro, situadas radialmente a 100 mm por encima de la garganta. La garganta está recubierta con alúmina moldeable de alta pureza y está rodeada de ladrillos refractarios para soportar la alta temperatura proveniente de la parte central de la zona.

El diámetro de la garganta es de 100 mm y consiste en un ángulo divergente de 57-63 grados. La longitud de la zona de gasificación es de 22 mm desde la

garganta. Debajo de la zona de gasificación se encuentra la rejilla para mantener el carbón sin reaccionar y la cámara de cenizas se encuentra debajo de la rejilla.

Se utiliza un tubo de acero galvanizado de 50 mm de diámetro para transportar el gas producido desde el sistema. Se usó un tubo cerámico resistente a altas temperaturas (hasta 1700 ° C) para instalar los termopares tipo k en el centro de la zona de gasificación. La imagen del gasificador de prueba se muestra en la Figura 3.1.

Tabla 3.1. *Parámetros considerados por Jayah [45] para la validación del modelo.*

Análisis próximo	(%base seca)
Carbón fijo	19.2
Materia volátil	80.1
Total	100%
Análisis último	(%por masa)
Carbón (%C)	50.6
Hidrogeno (%H)	6.5
Oxigeno (%O)	42.23
%cenizas	0.67
Total	100
Dimensiones del gasificador	
D	920mm
L	1150mm
H ₁	740mm
H	220mm
D _r	100mm
θ	0° a 150°
Datos termodinámicos	
HHV _{exp} (MJ/Kg)	19.6
C _{pash} (J/g.K)	0.84
C _{pchar} (J/mol.K)	23.4
Flujo de biomasa seca (F, Kg/h)	17-23
Restricciones	
MC (cantidad de humedad en la biomasa)	0-40%
Relación de equivalencia (RE ó φ)	2-4
Perdida de calor (% energía de entrada)	10-15%

El modelo matemático desarrollado se basa en parámetros de entrada típicos en la gasificación como el análisis elemental de la biomasa, la humedad, la relación de equivalencia y adicionalmente el factor de reactividad del “char” (que se mantendrá constante igual a CRF=100) [33]. Se plantearon balances de masa y energía, y ecuaciones de equilibrio para predecir la composición de salida de los

gases, temperatura y poder calorífico del gas producido, considerando un estado estacionario.

Se realizó un estudio paramétrico detallado para la biomasa con diferentes relaciones de equivalencia (entre 2 y 4) y contenido de humedad (en el rango de 0 a 40%), con el fin de obtener la composición del gas producido y su valor de calorífico.

3.1.1. Modelización de la zona 1 (zona de piro-oxidación)

A partir de los datos de la Tabla 3.2 (análisis último), se puede derivar una fórmula química representativa (CH_mO_n) sin considerar el “ash” (DAF, Dry ash free) y suponiendo que el combustible solo contenga C, H y O. Los valores de m y n en la fórmula química pueden ser obtenidos de la siguiente manera:

$$m = \left(\frac{\%H}{\%C} \right) \left(\frac{MA_C}{MA_H} \right) \quad (3.1)$$

$$n = \left(\frac{\%O}{\%C} \right) \left(\frac{MA_C}{MA_O} \right) \quad (3.2)$$

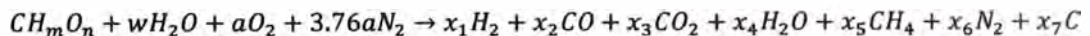
*Tabla 3.2. Resultado del análisis de biomasa obtenido por Jayah [45]. *,***

Análisis último	Base húmeda (%por masa)	Base seca (%masa)	Base seca sin Cenizas (DAF) (%por masa)
Carbón (%C)	42.504	50.6	50.942
Hidrogeno (%H)	5.46	6.5	6.544
Oxígeno (%O)	35.2884	42.2	42.514
Ceniza (%Ash)	0.1848	0.7	n.c
%humedad	16	n.c	n.c
Total	100	100	100

*Elaboración propia de la primera columna

** Jayah consideró 42% de oxígeno y 0.2% de nitrógeno en el combustible. Como el porcentaje del nitrógeno en el combustible es muy pequeño se considera que el oxígeno es del 42.2%.

-Vamos a considerar la reacción global de la siguiente manera:



Para calcular los moles de agua debemos recalcular los porcentajes de biomasa seca y utilizar la **base tal cual es recibido** (ARB, As recieved basis). Por ejemplo, en la Tabla 3.3 tenemos una biomasa con humedad al 16% en base tal cual es recibido. Entonces, debemos recalcular los porcentajes de carbón, hidrogeno, oxígeno y cenizas que se encontraría en la biomasa húmeda.

Tabla 3.3. Recálculo del análisis de biomasa de Jayah según la base de cálculo "As Received Basis" [45]. *

Análisis último	Base seca (%masa)	As Recieved Basis (ARB) (%por masa)
Carbón (%C)	50.6	42.504
Hidrogeno (%H)	6.5	5.46
Oxigeno (%O)	42.2	35.2884
Ceniza (%Ash)	0.7	0.1848
Humedad (MC)	n.c	16
Total	100	100

*Elaboración propia de la segunda columna.

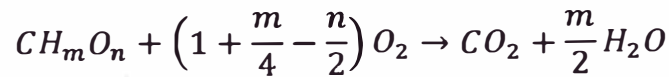
También se podría calcular con la siguiente formula:

$$w = \left(\frac{0.01 \cdot MC}{(1 - 0.01 \cdot MC)(1 - 0.01 \cdot ASH)} \right) \left(\frac{\bar{M}_{biomasa}}{\bar{M}_{H_2O}} \right); \text{ expresada en moles} \quad (3.3)$$

Para calcular la cantidad de moles de oxígeno se puede obtener a partir de la relación de equivalencia (RE) ó (φ).

$$\varphi = \frac{1 + \frac{m}{4} - \frac{n}{2}}{a} = \frac{O_{teorico}}{O_{exp}} \quad (3.4)$$

El $O_{teorico}$ proviene de una combustión completa:



La relación de equivalencia también se podría escribir de la siguiente manera:

$$\varphi = \frac{\left(\frac{A'}{F}\right)_{teorico}}{\left(\frac{A'}{F}\right)_{exp}} \quad (3.5)$$

Donde A' es el flujo de aire (sin humedad del ambiente) y F el flujo de biomasa seca. Entonces $\left(\frac{A'}{F}\right)_{teorico}$ se podría calcular de la siguiente manera:

$$\left(\frac{A'}{F}\right)_{teorico} = \frac{28.84}{21} \left(\left((C_{DAF} * \frac{0.01}{12.011}) + (H_{DAF} * \frac{0.01}{4} * 1.008) - (O_{DAF} * \frac{0.01}{32}) \right) \right) \quad (3.6)$$

A) Balance de masa

$$\text{Balance de carbono :} \quad 1 = x_2 + x_3 + x_5 + x_7 \quad (3.7)$$

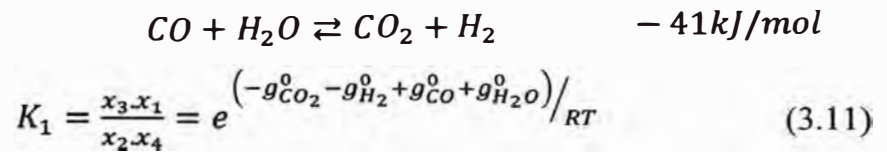
$$\text{Balance de hidrógeno:} \quad m + 2w = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5 \quad (3.8)$$

$$\text{Balance de oxígeno:} \quad n - w + 2a = x_2 + 2x_3 + 4x_4 \quad (3.9)$$

$$\text{Balance de nitrógeno:} \quad 3.76a = x_6 \quad (3.10)$$

Tenemos 4 ecuaciones (3.7 a 3.10) y 7 incógnitas. Las 3 ecuaciones faltantes corresponderán a la reacción de metanación en la superficie del “char” denominada “wáter gas shift” y al rendimiento del char de la biomasa, el cual es obtenido como el dato del carbón fijo del análisis próximo de la biomasa seca dividido entre carbón sólido y metano.

A.1) Reacción Water Gas Shift: Es importante para la producción de H₂; la mayor cantidad de H₂ es obtenida con bajas temperaturas, en presencia de un catalizador. La presión no la afecta.



Donde g⁰ expresa la energía de libre de Gibbs y R es la constante universal de los gases.

A.2) Reacción de Metanación: Es una reacción muy lenta. Excepto cuando sucede a altas presiones.



Cuando la zona está en equilibrio se cumple que:

$$K_2 = \frac{x_5}{x_1^2} \cdot n_t = e^{\frac{(-g_{CH_4}^0 + 2g_{H_2}^0)}{RT}} \quad (3.12)$$

A.3) Relación de carbón fijo:

$$C \cdot (x_5 + x_7) = FC; \quad FC: \text{carbón fijo (\%masa)} \quad (3.13)$$

Donde C (% masa) es el contenido de carbón en la biomasa seca del análisis ultimo.

La energía de Gibbs a diferentes temperaturas [81]:

$$g_{CO_2}^0 = (-393.5 + (1.949 \cdot 10^{-2}) \cdot T \cdot \log(T) - 3.122 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + \left(\frac{2.448 \cdot 10^{-8}}{2}\right) \cdot T^3 - \left(\frac{6.946 \cdot 10^{-11}}{3}\right) \cdot T^4 - \left(4.891 \cdot \frac{10^2}{2 \cdot T}\right) + 5.270 - 1.207 \cdot 10^{-1} \cdot T) \cdot 1000; J/mol \quad (3.14)$$

$$g_{CO}^0 = (-110.5 - 5.619 \cdot 10^{-3} \cdot T \cdot \log(T) + 1.190 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - \left(\frac{6.383 \cdot 10^{-9}}{2}\right) \cdot (T^3) + \left(1.846 \cdot \frac{10^{-12}}{3}\right) \cdot (T^4) - \left(4.891 \cdot \frac{10^2}{2 \cdot T}\right) + 8.684 \cdot 10^{-1} - 6.131 \cdot 10^{-2} \cdot T) \cdot 1000; J/mol \quad (3.15)$$

$$g_{H_2O}^0 = (-241.8 + 8.950 \cdot 10^{-3} \cdot T \cdot \log(T) + 3.672 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 - \left(\frac{5.209 \cdot 10^{-9}}{2}\right) \cdot (T^3) + \left(\frac{1.478 \cdot 10^{-12}}{3}\right) \cdot (T^4) + 2.868 - 1.722 \cdot 10^{-2} \cdot T) \cdot 1000; J/mol \quad (3.16)$$

$$g_{CH_4}^0 = (-74.8 + 4.620 \cdot 10^{-2} \cdot T \cdot \log(T) - 1.130 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - \left(\frac{1.319 \cdot 10^{-8}}{2}\right) \cdot (T^3) + \left(\frac{6.647 \cdot 10^{-12}}{3}\right) \cdot (T^4) - \left(\frac{4.891 \cdot 10^2}{2 \cdot T}\right) + 1.411 \cdot 10 - 2.234 \cdot 10^{-1} \cdot T) \cdot 1000; J/mol \quad (3.17)$$

B) Balance de energía:

De acuerdo con los supuestos considerados, los cambios de energía cinética y potencial en la zona 1 del gasificador (zona de pirooxidación) son despreciables y la ecuación de estado de equilibrio y el equilibrio de flujo de energía se aplica a través de la zona como:

$$H_{in} + Q_{loss} = H_{out} \quad (3.18)$$

Donde H_{in} y H_{out} son la entalpía que entra y sale de la zona 1, respectivamente. A medida que se pierde el calor de la zona de pirooxidación del gasificador, el valor de Q_{loss} es negativo en sentido termodinámico. Sobre la base de un mol de la parte combustible de la biomasa seca:

$$h_{f_{biomasa}}^o + a \int_{T_0}^{T_a} C_{p_{O_2}} dT + 3.76a \int_{T_0}^{T_a} C_{p_{N_2}} dT + wh_{f_{H_2O}} + Q_{loss} = m_{ASH} \cdot C_{p_{ASH}} (T - T_0) + \sum_{i=1}^6 x_i \left(h_{f_i}^o + \int_{T_0}^T C_{p_i} dT \right) + x_7 C_{p_{CHAR}} (T - T_0) \quad (3.19)$$

-El valor calorífico superior de la biomasa ($HHV_{biomasa}$, high heating value) es calculado de la siguiente manera expresado en J/g :

$$HHV_{biomasa} = (0.3491 * C + 1.1783 * H - 0.1034 * O - 0.0151 * N - 0.0211 * Ash) * 1000; \quad (3.20)$$

La entalpía de formación de la biomasa se calcula de la siguiente manera:

$$h_{f_{biomasa}}^o = \left(HHV_{biomasa} * \bar{M}_{biomasa} + \left(\frac{m}{2} \right) * hf_{H_2O} + hf_{CO_2} \right); \text{ expresado en } J/mol \quad (3.21)$$

$(hf_{H_2O} = -241830 J/mol \quad \text{y} \quad hf_{CO_2} = -393510 J/mol)$

-El valor calorífico inferior de la biomasa ($LHV_{biomasa}$, low heating value) es calculado de la siguiente manera:

$$LHV_{biomasa} = HHV_{biomasa} - hg * \left(\left(9 * \frac{H_{2ARB}}{100} \right) + \left(\frac{MC_{ARB}}{100} \right) \right); \text{ expresada en } J/mol \quad (3.22)$$

hg: entalpía de vaporización del agua 2283 J/g

-Los calores específicos y las entalpías de los gases se realizaron en base a las tablas termodinámicas de la NASA.

$$C_p^o(T) = R * (a_1 + a_2 * T + a_3 * T^2 + a_4 * T^3 + a_5 * T^4); J/mol.K \quad (3.23)$$

$$H^o(T) = R * T * \left(a_1 + a_2 * \frac{T}{2} + a_3 * \frac{T^2}{3} + a_4 * \frac{T^3}{4} + a_5 * \frac{T^4}{5} + \frac{b_1}{T} \right); J/mol .. \quad (3.24)$$

Tabla 3.4. Coeficientes termodinámicos para rangos de temperatura de 200K a 1000K [82].

ESPECIES	a1	a2	a3	a4	a5	b1	b2
H ₂	2.34	7.98E-03	-1.95E-05	2.02E-08	-7.38E-12	-9.18E+02	6.83E-01
CO	3.58	-6.10E-04	1.02E-06	9.07E-10	-9.04E-13	-1.43E+04	3.51
CO ₂	2.36	8.98E-03	-7.12E-06	2.46E-09	-1.44E-13	-4.84E+04	9.90
H ₂ O	4.20	-2.04E-03	6.52E-06	-5.49E-09	1.77E-12	-3.03E+04	8.49E-01
CH ₄	5.15	-1.37E-02	4.92E-05	-4.85E-08	1.67E-11	-1.02E+04	-4.64
N ₂	3.53	-1.24E-04	-5.03E-07	2.44E-09	-1.41E-12	-1.05E+03	2.97
O ₂	3.78	-3.00E-03	9.85E-06	-9.68E-09	3.24E-12	-1.06E+03	3.66

Tabla 3.5. Coeficientes termodinámicos para rangos de temperatura de 1000K a 6000K [82].

ESPECIES	a1	a2	a3	a4	a5	b1	b2
H ₂	2.93	8.27E-04	-1.46E-07	1.54E-11	-6.89E-16	-8.13E+02	-1.02
CO	3.05	1.35E-03	-4.86E-07	7.89E-11	-4.70E-15	-1.43E+04	6.01
CO ₂	4.64	2.74E-03	-9.96E-07	1.60E-10	-9.16E-15	-4.90E+04	-1.94
H ₂ O	2.68	2.97E-03	-7.74E-07	9.44E-11	-4.27E-15	-2.99E+04	6.88
CH ₄	1.64	1.01E-02	-3.37E-06	5.35E-10	-3.16E-14	-1.00E+04	9.99
N ₂	2.95	1.40E-03	-4.93E-07	7.86E-11	-4.61E-15	-9.24E+02	5.87
O ₂	3.66	6.56E-04	-1.41E-07	2.06E-11	-1.30E-15	-1.22E+03	3.41

3.1.2. Modelización de la zona 2 (zona de reducción)

En la zona 2 se producen reducciones de los productos formados en la zona, 1 para formar el gas producto final basado en las reacciones químicas controladas cinéticamente. Pero también va depender del tamaño de las astillas (“chips”) de cada biomasa que ingresa al gasificador. Es por ello que se propone la multiplicación por un factor a las constantes de equilibrio y a las velocidades de reacción para poder validar más adelante el modelo.

Tabla 3.6. Constantes de las energías de activación y factor pre exponencial [30].

Reacción N° i	Energía de activación E _{Ri} (J/mol)	Factor pre exponencial A _i (1/s)
1	77390	36.16
2	121620	1.517E+04
3	19210	4.189E-03
4	36150	7.301E-02

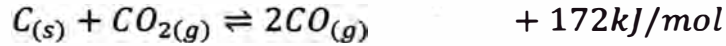
La velocidad de flujo de cada especie se expresará de la siguiente manera en mol/s:

$$X_i = \frac{F*(1-ASH/100)}{M_{biomasa}} x_i; \quad i = 1 \text{ al } 7 \quad (3.25)$$

$$m_{ash} = F * \frac{ASH}{100}, \quad \text{expresada en kg/h} \quad (3.26)$$

Las reacciones de reducción consideradas en esta zona son [33]:

- a) **Reacción de Boudouard (R1)**, es una reacción endotérmica donde un mol de carbón se oxida a un mol de monóxido de carbono y un mol de dióxido se reduce a 1 mol de monóxido de carbono.



La definición de su velocidad de reacción operativa es:

$$v = -\frac{d[C]}{dt} = \frac{-d[CO_2]}{dt} = \frac{d[CO]}{2dt} \quad (3.27)$$

Se deduce que la velocidad neta de la reacción es:

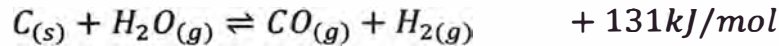
$$r_{R1} = A_1 * CRF * e^{\left(\frac{-E_{R1}}{RT}\right)} * \left([CO_2] - \frac{[CO]^2}{K_{R1}}\right) \quad (3.28)$$

CRF : factor de reactividad del CHAR.

y que su constante de equilibrio es:

$$K_{R1} = e^{\frac{(-2g_{CO}^0 + g_{CO_2}^0)}{RT}} \quad (3.29)$$

- b) **Reacción de cambio de agua gas (R2, water-gas shift)**, es una de las principales reacciones de la gasificación donde una mol de agua se reduce a hidrogeno y una mol de carbón se oxida a monóxido de carbono. Es endotérmica y favorecida por altas temperaturas y bajas presiones.



La definición de su velocidad de reacción operativa es:

$$v = -\frac{d[C]}{dt} = \frac{-d[H_2O]}{dt} = \frac{d[CO]}{dt} = \frac{d[H_2]}{dt} \quad (3.30)$$

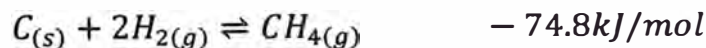
Se deduce que la velocidad neta de la reacción es:

$$r_{R2} = A_2 * CRF * e^{\left(\frac{-E_{R2}}{RT}\right)} * \left([H_2O] - \frac{[H_2][CO]}{K_{R2}}\right) \quad (3.31)$$

y que su constante de equilibrio es:

$$K_{R2} = e^{\frac{(-g_{CO}^0 - g_{H_2}^0 + g_{H_2O}^0)}{RT}} \quad (3.32)$$

- c) **Reacción de metanación (R3)**, es una reacción muy lenta excepto cuando sucede a altas presiones. Es la más lenta de las reacciones que involucran al carbono. El hidrogeno es reducido a metano por el carbón.



La definición de su velocidad de reacción operativa es:

$$v = -\frac{d[C]}{dt} = \frac{-d[H_2]}{2dt} = \frac{d[CH_4]}{dt} \quad (3.33)$$

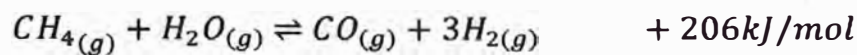
Se deduce que la velocidad neta de la reacción es:

$$r_{R3} = A_3 * CRF * e^{\left(\frac{-E_{R3}}{RT}\right)} * \left([H_2]^2 - \frac{[CH_4]}{K_{R3}}\right) \quad (3.34)$$

y que su constante de equilibrio es:

$$K_{R3} = e^{\frac{(-g_{CH_4}^0 + 2g_{H_2}^0)}{RT}} \quad (3.35)$$

d) Reacción de reformado por vapor (R4, steam reforming), es una reacción endotérmica donde el vapor de agua reacciona con el metano a alta temperatura.



La definición de su velocidad de reacción operativa es:

$$v = \frac{-d[CH_4]}{dt} = -\frac{d[H_2O]}{dt} = \frac{d[CO]}{dt} = \frac{d[H_2]}{3dt} \quad (3.36)$$

Se deduce que la velocidad neta de la reacción es:

$$r_{R4} = A_4 * CRF * e^{\left(\frac{-E_{R4}}{RT}\right)} * \left([H_2O][CH_4] - \frac{[H_2][CO]}{K_{R4}}\right) \quad (3.37)$$

Y que su constante de equilibrio es:

$$K_{R4} = e^{\frac{(-g_{CO}^0 - 3g_{H_2}^0 + g_{CH_4}^0 + g_{H_2O}^0)}{RT}} \quad (3.38)$$

Tabla 3.7. Velocidades netas de formación de las diferentes especies por unidad de volumen de acuerdo a las velocidades de reacción de R1 a R4 [30].

i	Especies	R_i (mol/m ³ .s)
1	H ₂	$r_{R2} - 2r_{R3} + 3r_{R4}$
2	CO	$2r_{R1} + r_{R2} + r_{R4}$
3	CO ₂	$-r_{R1}$
4	H ₂ O	$-r_{R2} - r_{R4}$
5	CH ₄	$r_{R3} - r_{R4}$
6	N ₂	0
7	C	$-r_{R1} - r_{R2} - r_{R3}$

La geometría del gasificador en la zona de reducción ha sido considerada como de naturaleza divergente, similar a la concebida por Jayah [45]. La zona de reducción se ha dividido en n volúmenes elementales de control (Figura 3.2), que tienen temperaturas y concentraciones uniformes.

El balance de masa y energía de las especies se realizó en cada uno de los

volúmenes de control, considerando la relación velocidad de formación / consumo de la especie, siguiendo las diferentes ecuaciones de reacción y la pérdida de calor del gasificador.

El volumen de control k tiene la forma de un cono truncado, cuyos radios son r_k (superior) y r_{k-1} (inferior) con una altura ΔH muy pequeña que representa una enésima parte de la altura total; de esta manera determinamos que:

$$\Delta V_k = \frac{\pi}{3} (r_k^2 + r_{k-1}^2 + r_k \cdot r_{k-1}) \cdot \Delta H \quad (3.39)$$

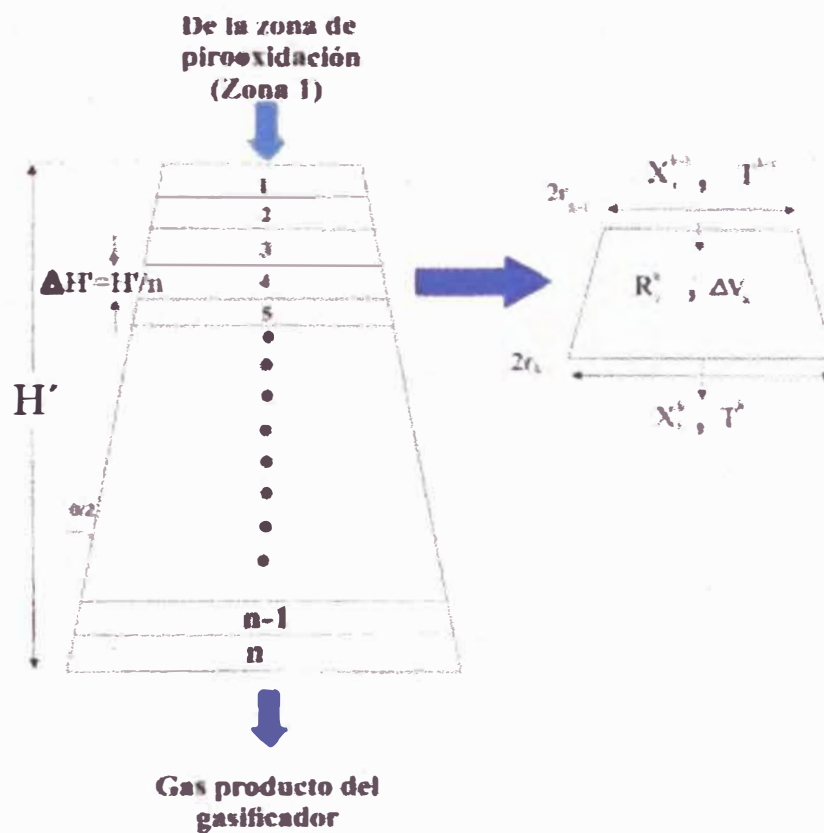


Figura 3.2. La zona de reducción se divide en “n” divisiones de igual altura para el cálculo [48].

R_i^k es la velocidad neta de formación de la especie i en el volumen de control k (considerando las cuatro reacciones, R1 a R4) y ΔV_k es el volumen diferencial del volumen k respectivo y se interpreta de la siguiente manera:

$$R_i^k = \frac{\Delta X_i^k}{\Delta V_k} ; \text{ para } i= 1 \text{ al } 7 \quad (3.40)$$

La velocidad de flujo final para cada especie i que sale del volumen de control k sería expresada de la siguiente manera:

$$X_i^k = X_i^{k-1} + (R_i^k)(\Delta V_k) \quad ; \quad \text{para } i= 1 \text{ al } 7 \quad (3.41)$$

de control. La Tabla 3.7 enumera las expresiones de R_i^k para todas las especies a la temperatura del volumen de control correspondiente (T_k), en relación a las velocidades de reacciones R1 a R4.

La temperatura dentro de un volumen de control k de la zona de reducción se calcula utilizando el balance de energía:

$$H_{\text{ingreso}}^{k-1} + Q_{\text{perdida}}^k = H_{\text{salida}}^k$$

donde la pérdida de calor Q_{perdida}^k puede ser despreciada por ser una cantidad muy pequeña.

Si $Q_{\text{perdida}}^k \approx 0$ entonces :

$$H_{\text{ingreso}}^{k-1} = H_{\text{salida}}^k$$

Como la entalpia de un cuerpo solido es cero, $h_{f,7}^o = 0$ para el carbono. Por consiguiente:

$$\begin{aligned} \sum_{i=1}^6 X_i^{k-1} (h_{f,i}^o + \int_{T_o}^{T^{k-1}} C_{p,i} dT) + X_7^{k-1} \cdot C_{pC}(T^{k-1} - T_o) + m_{ASH} C_{p,ASH} (T^{k-1} - T_o) = \\ \sum_{i=1}^6 X_i^k (h_{f,i}^o + \int_{T_o}^{T^k} C_{p,i} dT) + X_7^k \cdot C_{pC}(T^k - T_o) + m_{ASH} C_{p,ASH} (T^k - T_o) \end{aligned} \quad (3.42)$$

El HHV del gas según la National Renewable Energy Laboratory se calculará de la siguiente manera en MJ/m³ [83] :

$$HHV_{\text{gas seco}} = (0.01 * 12.622 * Y_{CO} + 0.01 * 12.769 * Y_{H_2} + 0.01 * 39.781 * Y_{CH_4}) \quad (3.43)$$

donde Y_i es la fracción molar de la especie i.

Según el National Renewable Energy Laboratory, el LHV del gas se calculará de la siguiente manera [83]:

$$LHV_{\text{gas seco}} = (0.01 * 12.622 * Y_{CO} + 0.01 * 10.788 * Y_{H_2} + 0.01 * 35.814 * Y_{CH_4}) \quad (3.44)$$

donde Y_i es la fracción molar de la especie i.

Para calcular la velocidad de la salida del carbón del gasificador se calculará de la siguiente manera:

Usando el balance de carbón de la ecuación (3.45) [84]:

$$C_f = C_g + C_{C-A} + C_T \quad (3.45)$$

$C_f =$ velocidad del carbon que ingresa al gasificador en el combustible de biomasa.

$C_g =$ velocidad del carbon que sale del gasificador junto con los gases producidos.

$C_{C-A} =$ velocidad del carbon que sale del gasificador junto con el CHAR menos la ceniza

$C_T =$ velocidad del carbon que sale del gasificador en la forma de alquitrán (TAR).

Asumiendo que la masa del carbón sólido a la salida del gasificador y del

carbón contenido en el alquitrán y las cenizas son despreciables comparados con el carbón contenido en el gas producido, entonces:

$$C_f = C_g \quad (3.46)$$

Como el porcentaje de carbón en la biomasa seca es 50.6% (Tabla 3.2), entonces se tiene la ecuación (3.47) [84]:

$$C_g = 0.506 * F \quad (3.47)$$

donde F es el flujo de biomasa seca

La fracción volumétrica del carbón en el gas producido es como sigue la ecuación (3.48) expresada en Kg/m³ [84]:

$$C_{gv} = \left(\frac{0.01 * 0.012 * Y_{CO} * \rho_{CO}}{0.028} + \frac{0.01 * 0.012 * Y_{CO_2} * \rho_{CO_2}}{0.044} + \frac{0.01 * 0.012 * Y_{CH_4} * \rho_{CH_4}}{0.016} \right) \quad (3.48)$$

Donde: $C_g = C_{gv} * G \quad (3.49)$

G : velocidad de flujo del gas producido (m³/h)

Entonces, la producción específica de gas, que es la relación de gas a combustible (G/F), se puede expresar de la siguiente manera:

$$\left(\frac{G}{F} \right) = \frac{0.506}{C_{gv}} \quad (3.50)$$

La eficiencia del gas producido (eficiencia del gas frio) se calcula como indica la ecuación (3.51) [84]:

$$n_g = \left(\frac{LHV_{gas}}{LHV_{biomasa\ seca}} \right) * \left(\frac{G}{F} \right) \quad (3.51)$$

La modelización cinética en este trabajo permite tener una idea del mecanismo del proceso elemental y así evaluar las condiciones apropiadas para mejorar la eficiencia según los tamaños de cada biomasa que ingresa al gasificador.

Además, el modelo de equilibrio nos puede arrojar luz sobre las dimensiones geométricas en el diseño del gasificador. Este aspecto se puede abordar y optimizar utilizando el modelo cinético.

3.2. VALIDACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

Teniendo los dos modelos para las zonas 1 y 2, que componen a un solo objetivo que es la eficiencia en la gasificación de la biomasa en un gasificador downdraft, ahora se pretende validar dichos modelos usando los datos experimentales de Jayah et al., tal cómo se observa en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Resumen de análisis de gas de nueve corridas experimentales del gasificador de prueba [45].

Test N°	Fragmento (cm)	Humedad (%masa)	Relación Air/fuel	ϕ	CO	H ₂	CO ₂	CH ₄	N ₂	Gas Flow (m ³ /h)
1	3.3	18.5	2.03	3.0860	19.6	17.2	9.9	1.4	51.9	52.37
2	3.3	16	2.2	2.8475	20.2	18.3	9.7	1.1	50.7	57.73
3	3.3	14.7	2.37	2.6433	19.4	17.2	9.7	1.1	52.6	59.68
4	4.4	16	1.96	3.1962	18.4	17	10.6	1.3	52.7	53.55
5	4.4	15.2	2.12	2.9550	19.7	13.2	10.8	1.3	55	62.07
6	4.4	14	2.29	2.7356	18.9	12.5	8.5	1.2	59.1	62.46
7	5.5	14.7	1.86	3.3681	19.1	15.5	11.4	1.1	52.9	51.94
8	5.5	13.8	2.04	3.0709	22.1	12.7	10.5	1.3	53.4	62.54
9	5.5	12.5	2.36	2.6545	19.1	13	10.7	1.2	56	63.54

El modelo en su conjunto con las dos zonas fue implementado en el lenguaje de programación llamado PYTHON version3.x en un entorno de trabajo interactivo llamado JUPYTER NOTEBOOK.

Los resultados obtenidos con el modelo fueron comparados con los respectivos datos experimentales del gasificador reportados en la literatura, considerando las dimensiones de este como es el ángulo de divergencia de la geometría de la zona de reducción y su altura [45]. A partir del flujo de gas producido según la referencia [45], podemos saber la cantidad de flujo de la biomasa seca que ingresa al gasificador, su eficiencia, su LVH y su eficiencia de conversión del char, por lo que se obtiene la Tabla 3.9.

Tabla 3.9. Flujo de la biomasa seca, eficiencia y valor calorífico. *

Test N°	Fragmento (cm)	Flujo de biomasa seca (Kg/h)	Eficiencia del gas (%)	LHV del gas (MJ/m ³)	Eficiencia de conversión del char (%)
1	3.3	17.17	75.75	4.83	99.78
2	3.3	18.98	76.77	4.92	99.77
3	3.3	19.12	75.24	4.70	99.78
4	4.4	17.22	73.80	4.62	99.76
5	4.4	20.94	66.56	4.38	99.77
6	4.4	18.95	70.40	4.16	99.79
7	5.5	17.42	68.49	4.48	99.75
8	5.5	22.49	65.92	4.63	99.79
9	5.5	20.9	66.22	4.24	99.76

*Tabla elaborado por autor.

Según la investigación realizada por Milligan [47], el menciona que “que las pérdidas de calor de los gasificadores downdraft están en el rango de 6 a 16.6% de la producción de energía. La energía no contabilizada (cantidad de energía transportada por el alquitrán, el vapor de agua en el gas producto y las cenizas) se encuentra entre 5.0-5.5% de la energía de entrada” [47]. En este estudio consideraremos una temperatura de precalentamiento de aire a 300°K

despreciando la humedad en el mismo, con una energía no contabilizada de 5% y una pérdida de calor del sistema de 15%, igual que las condiciones experimentales encontradas por Jayah. Al hacer uso del modelo de gasificación de Prokash Roy, se apreció que la composición de cada componente se iba alejando del valor teórico a medida que aumentaba el tamaño de los fragmentos de la biomasa por lo que se tuvo que realizar simulaciones numéricas para determinar que factores de multiplicación correspondiente a las constantes de equilibrio químico (K_2 , K_{R3}) de la reacción de metanización, y a las velocidades cinéticas (r_{R1} y r_{R2}) de las reacciones de Boudouard y cambio agua-gas, serían ideales para trabajar con tamaños de fragmentos de biomasa que se encuentren entre 3.3 a 5.5 cm, tal como se muestra en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. *Parámetros modificados de las constantes de equilibrio y de las velocidades cinéticas de las reacciones de metanización, Bouodouard y cambio de agua-gas. **

Diámetro del fragmento (cm)	Test °N	Factor para K_2	Factor para K_{R3}	Factor para r_{R1}	Factor para r_{R2}
3.3	1	1.5	1.5	1	1
	2	1.5	1.5	1	1
	3	1.5	1.5	1	1
4.4	4	1.5	1.5	3	0.01
	5	1.5	1.5	3	0.01
	6	1.5	1.5	3	0.01
5.5	7	1.5	1.5	4	0.001
	8	1.5	1.5	4	0.001
	9	1.5	1.5	4	0.001

*Tabla elaborado por autor.

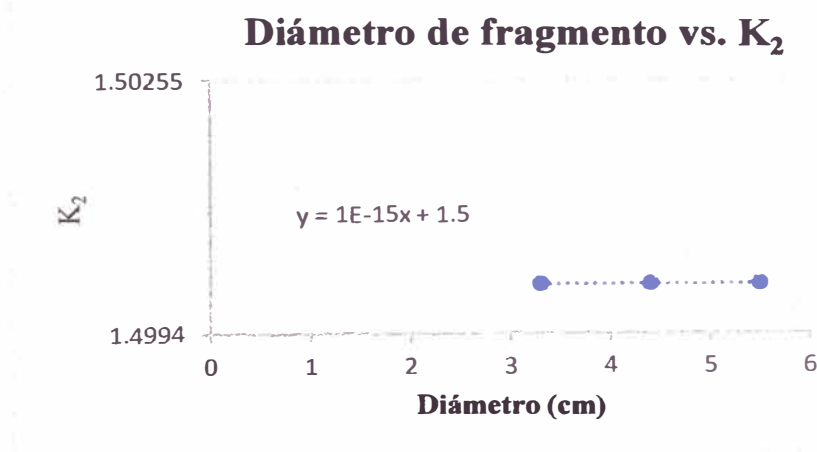


Figura 3. 3. *Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a la constante de equilibrio de la reacción de metanación en la zona de pirooxidación.*

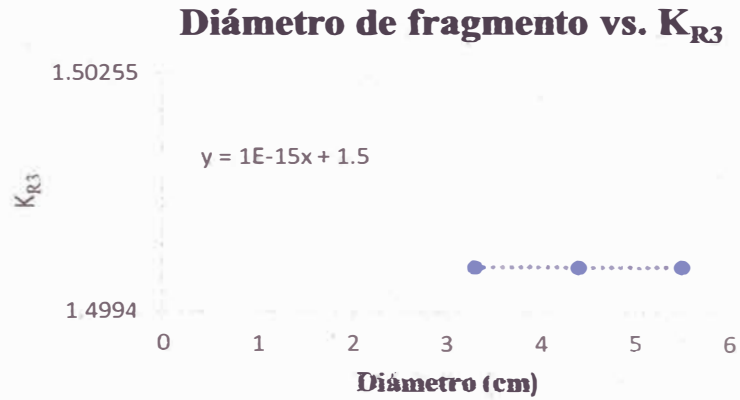


Figura 3. 4. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a la constante de equilibrio de la reacción de metanación en la zona de reducción.

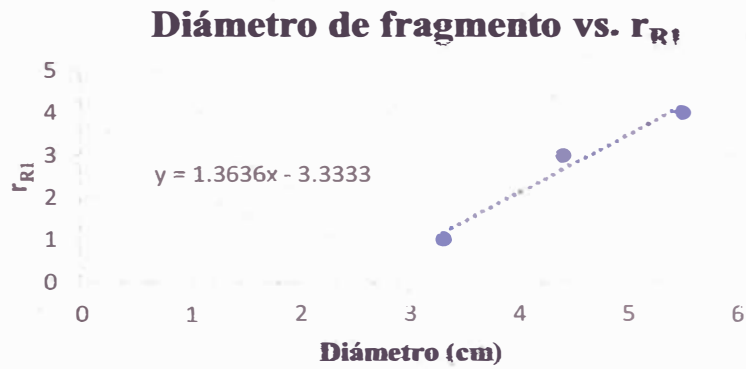


Figura 3. 5. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a las velocidades cinéticas de la reacción de Bouodouard en la zona de reducción.

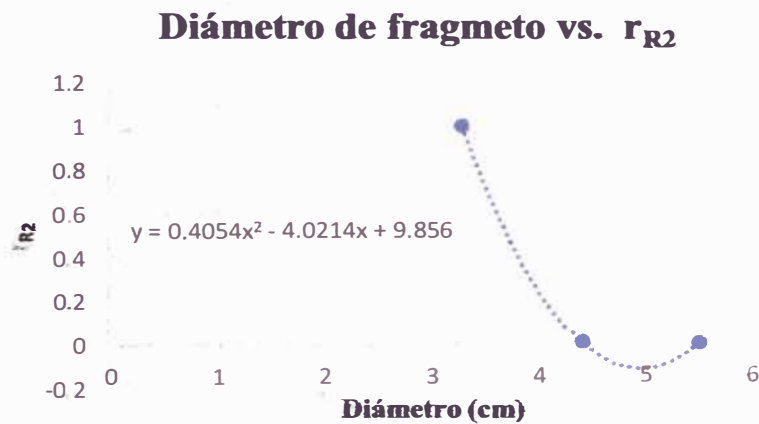


Figura 3. 6. Relación de diámetro de fragmento de biomasa con respecto a las velocidades cinéticas de la reacción de cambio agua – gas en la zona de reducción.

A partir de la Figura 3.3 a la Figura 3.6 se puede observar que existe una relación de correspondencia con respecto a los diámetros de los fragmentos de las biomásas y los parámetros correspondientes a la reacción de metanización en la zona de oxidación como en la reducción; y las velocidades cinéticas de las reacciones de Boudouard y de cambio de agua-gas.

Tabla 3.11. Porcentaje de error de predicción del modelo de Prokash Roy [48] con la data experimental de Jayah [45]. *

Diámetro fragmento (cm)	Test N°	Comparación	H ₂ (%)	CO (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	N ₂ (%)	Error promedio (%)
3.3	1	Jayah	17.2	19.6	9.9	1.4	51.9	
		Modelo de Roy	19.37	18.29	10.99	1.21	50.15	
		% Error	12.60	6.69	11.02	13.85	3.38	9.51
	2	Jayah	18.3	20.2	9.7	1.1	50.7	
		Modelo de Roy	18.18	19.22	10.32	1.12	51.16	
		% Error	0.65	4.87	6.42	1.80	0.91	2.93
	3	Jayah	17.2	19.4	9.7	1.1	52.6	
		Modelo de Roy	17.44	19.66	10.03	1.04	51.82	
		% Error	1.42	1.35	3.39	5.17	1.48	2.56
4.4	4	Jayah	17	18.4	10.6	1.3	52.7	
		Modelo de Roy	19.83	19.07	10.56	1.20	49.33	
		% Error	16.68	3.66	0.40	7.42	6.39	6.91
	5	Jayah	13.2	19.7	10.8	1.3	55	
		Modelo de Roy	18.46	19.20	10.32	1.15	50.86	
		% Error	39.85	2.53	4.43	11.27	7.52	13.12
	6	Jayah	12.5	18.9	8.5	1.2	59.1	
		Modelo de Roy	17.81	19.87	9.92	1.06	51.34	
		% Error	42.47	5.14	16.71	11.59	13.13	17.81
5.5	7	Jayah	15.5	19.1	11.4	1.1	52.9	
		Modelo de Roy	20.57	19.34	10.47	1.23	48.39	
		% Error	32.73	1.23	8.20	12.00	8.52	12.54
	8	Jayah	12.7	22.1	10.5	1.3	53.4	
		Modelo de Roy	18.83	19.87	9.92	1.16	50.21	
		% Error	48.24	10.07	5.48	10.69	5.97	16.09
	9	Jayah	13	19.1	10.7	1.2	56	
		Modelo de Roy	17.38	20.06	9.76	1.03	51.76	
		% Error	33.72	5.04	8.75	14.04	7.57	13.83

* Tabla elaborada por el autor

En cambio, el factor que multiplica la velocidad cinética de la reacción de Boudouard (R1) sí presenta cambios crecientes (3 a 4 veces mayores que el fragmento menor). Asimismo, el factor de multiplicación para la reacción de agua-gas (R2) también presenta cambios, pero decrecientes cuando se aumenta el diámetro del fragmento (una centésima a una milésima parte del fragmento menor). Finalmente, también se compararon los errores de predicción obtenidos al aplicar el presente modelo modificado con los errores de predicción obtenidos por Roy [48], quien tomó los datos experimentales de Jayah [45]. Estos errores de predicción se calcularon con la ecuación (3.51) [81]:

$$\% \text{ Error} = \left| \frac{\text{Valor experimental} - \text{Valor del modelo}}{\text{Valor experimental}} \right| * 100\% \quad (3.51)$$

Los porcentajes de errores de predicción obtenidos utilizando el modelo modificado y el modelo no modificado se muestran en la Tablas 3.11 y 3.12.

Tabla 3.12. Porcentaje de error de predicción del modelo de Prokash Roy modificado en este trabajo, utilizando la data experimental de Jayah. *

Diámetro del fragmento (cm)	Test N°	Comparación	H ₂ (%)	CO (%)	CO ₂ (%)	CH ₄ (%)	N ₂ (%)	Error promedio (%)
3.3	1	Jayah	17.2	19.6	9.9	1.4	51.9	
		Modelo modificado	19.30	18.30	10.99	1.24	50.16	
		% Error	12.20	6.61	11.05	11.12	3.36	8.87
	2	Jayah	18.3	20.2	9.7	1.1	50.7	
		Modelo modificado	18.10	19.24	10.32	1.17	51.17	
		% Error	1.09	4.77	6.44	6.30	0.93	3.91
	3	Jayah	17.2	19.4	9.7	1.1	52.6	
		Modelo modificado	17.35	19.69	10.03	1.10	51.83	
		% Error	0.87	1.48	3.41	0.20	1.46	1.48
4.4	4	Jayah	17	18.4	10.6	1.3	52.7	
		Modelo modificado	16.35	18.78	9.86	1.31	53.70	
		% Error	3.82	2.08	6.95	0.40	1.89	3.03
	5	Jayah	13.2	19.7	10.8	1.3	55	
		Modelo modificado	14.09	18.53	9.63	1.26	56.48	
		% Error	6.74	5.93	10.79	3.00	2.70	5.83
	6	Jayah	12.5	18.9	8.5	1.2	59.1	
		Modelo modificado	11.98	19.23	8.85	1.15	58.78	
		% Error	4.16	1.77	4.15	3.86	0.54	2.90
5.5	7	Jayah	15.5	19.1	11.4	1.1	52.9	
		Modelo modificado	17.63	18.46	10.24	1.33	52.34	
		% Error	13.77	3.34	10.19	20.69	1.06	9.81
	8	Jayah	12.7	22.1	10.5	1.3	53.4	
		Modelo modificado	14.75	18.45	9.74	1.26	55.80	
		% Error	16.12	16.53	7.26	2.77	4.50	9.43
	9	Jayah	13	19.1	10.7	1.2	56	
		Modelo modificado	11.02	18.13	9.31	1.10	60.44	
		% Error	15.22	5.10	12.95	7.95	7.92	9.83

*Tabla elaborado por autor.

Las temperaturas de salida en la zona de pirooxidación y la de reducción se muestran a continuación en la siguiente Tabla 3.13:

Tabla 3.13. Temperaturas de salida de la zona de pirooxidación y la de reducción. *

Test N°	Temp. Pirooxidación (°C)	Temp. Reducción (°C)
1	1349.9	1199.4
2	1441.9	1238.9
3	1515.4	1262.7
4	1352.0	1284.3
5	1422.2	1347.4
6	1496.3	1394.2
7	1326.5	1278.7
8	1422.7	1367.1
9	1537.0	1451.9

*Tabla elaborado por autor.

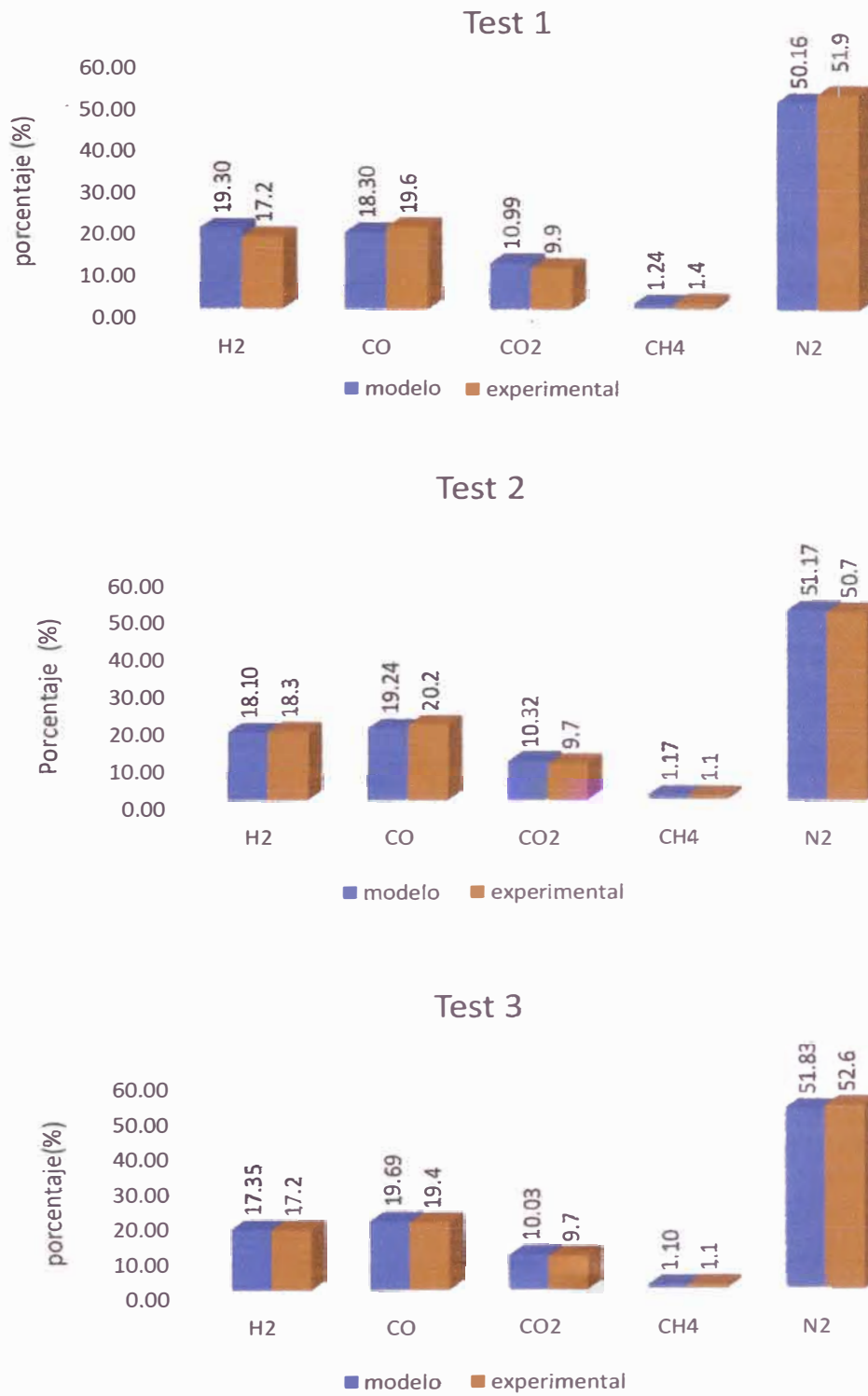


Figura 3.7. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 3.3cm. (Elaborada por el autor)

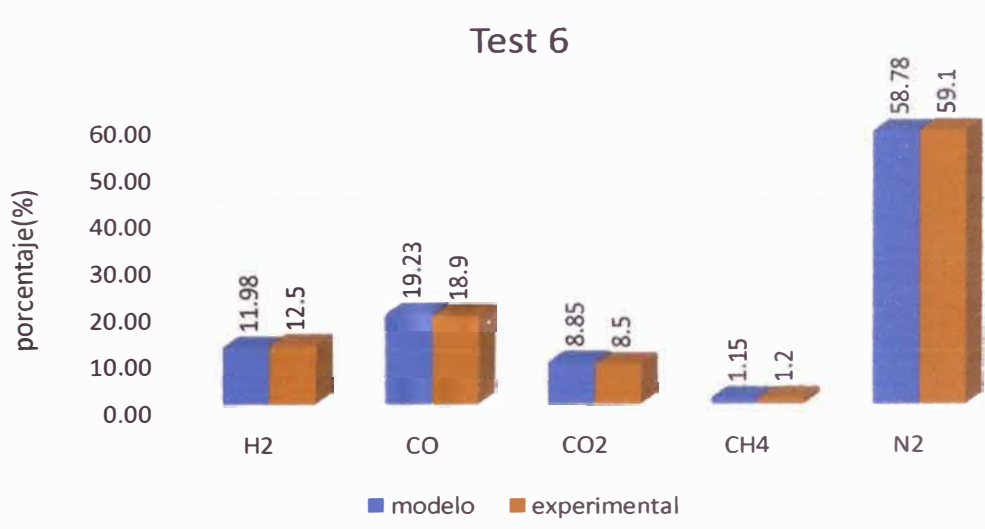
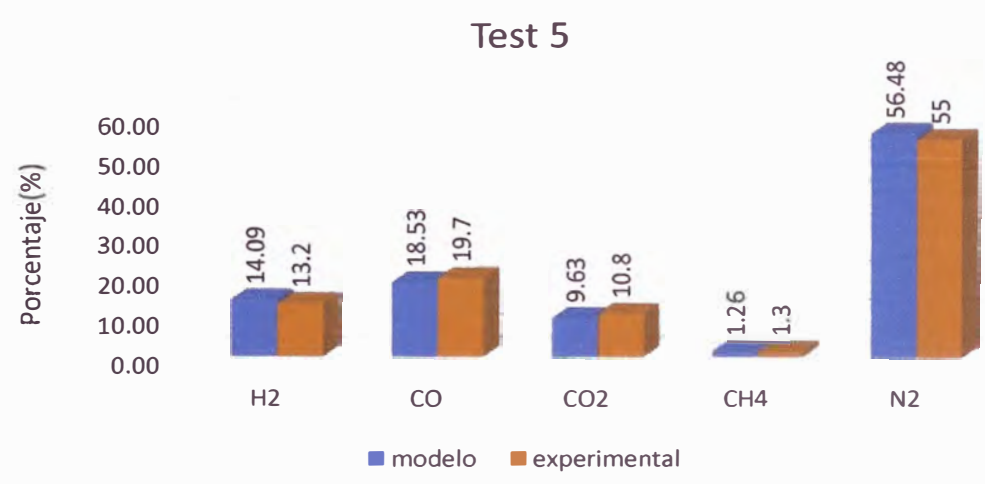
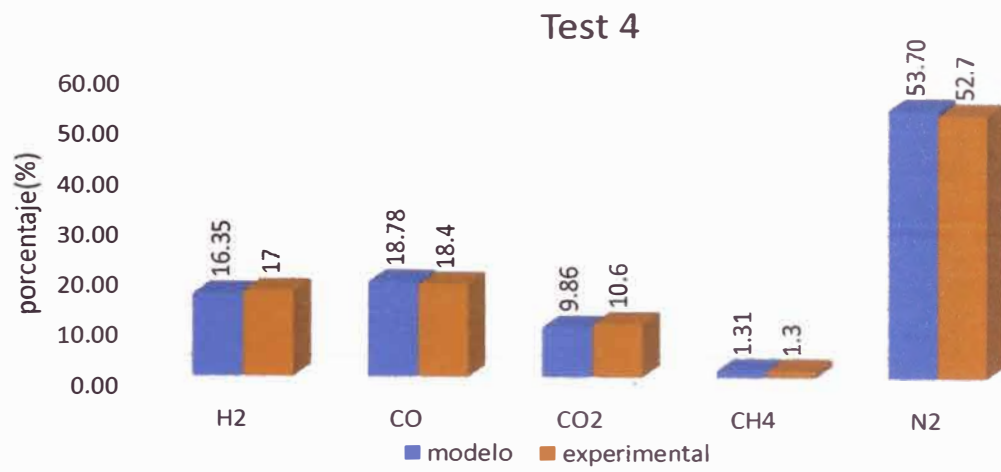


Figura 3.8. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 4.4cm. (Elaborada por el autor)

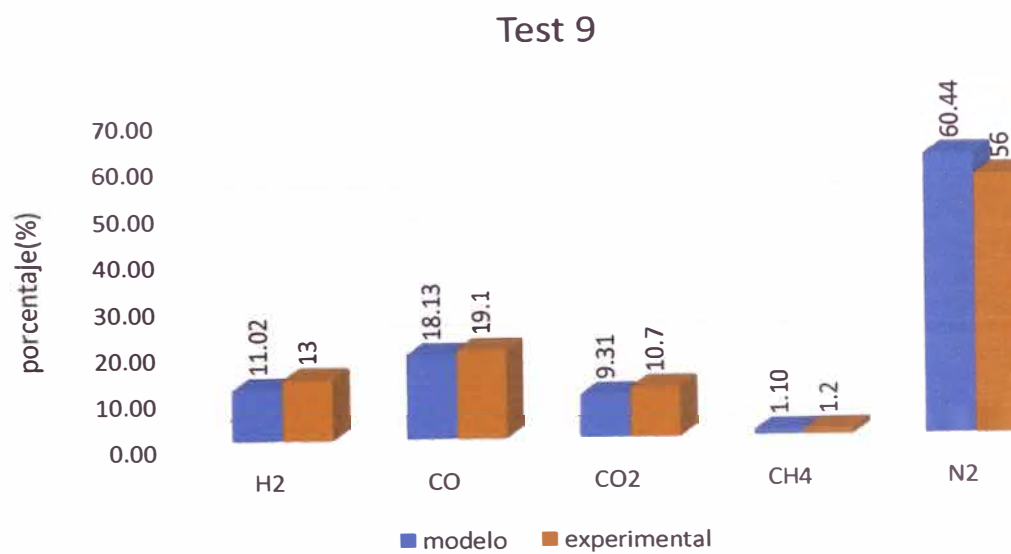
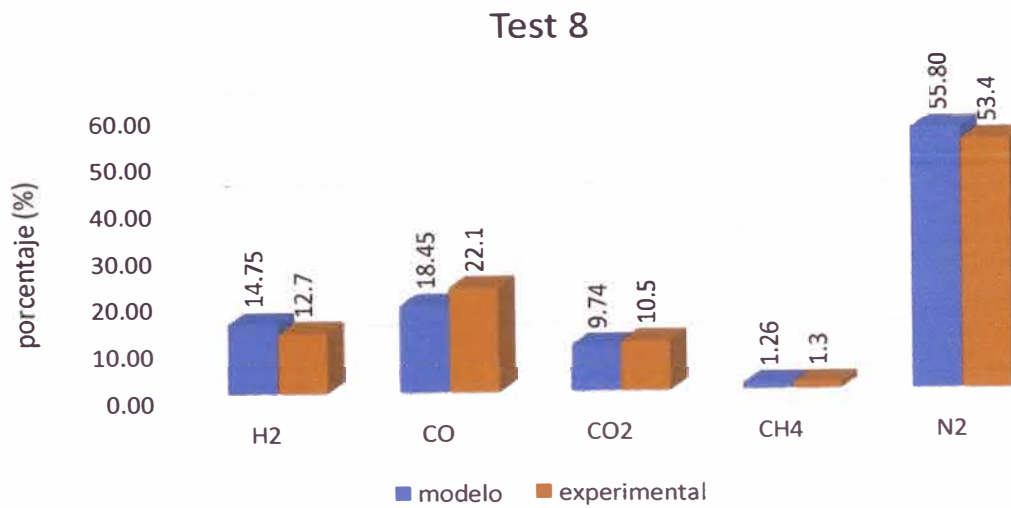
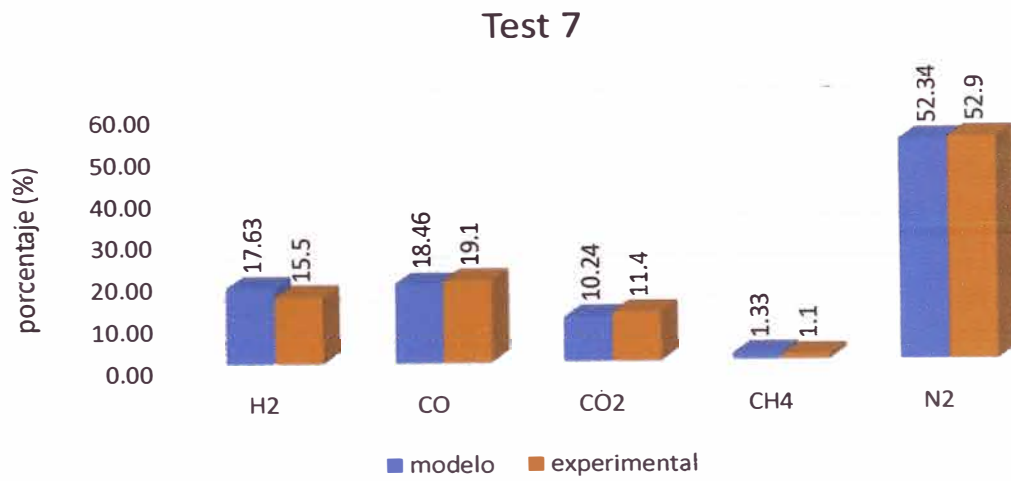


Figura 3.9. Comparación de composición en base seca de gas para fragmentos de 5.5cm. (Elaborada por el autor)

El promedio de los porcentajes de error de los componentes principales del gas pobre con respecto a los tamaños de los fragmentos de la biomasa disminuye al considerar la modificación del modelo de Roy. Una explicación de ello es la conversión del char, que consta de dos procesos, a saber, la conversión rápida y la conversión lenta.

Algunos investigadores mencionan que “la conversión rápida del char tiene lugar en la entrada de la zona de gasificación debido a la velocidad de reacción rápida. Los fragmentos más pequeños tienen más posibilidades de convertirse rápidamente y por completo en gases debido a menores limitaciones difusionales durante el proceso de reacción, antes de que comience la conversión lenta debido a las mayores limitaciones difusionales para los tamaños de fragmentos más grandes” [46].

Por lo tanto, los gasificadores con longitudes de reactor más cortas necesitan ser alimentados con pequeños fragmentos de biomasa. Con las mismas condiciones ambientales, los fragmentos más grandes también experimentan la misma conversión rápida a nivel superficial, pero debido a su tamaño, la conversión completa puede no ser posible. Los fragmentos más grandes se someten a la lenta conversión de las partes interiores restantes y, por lo tanto, necesitan una mayor longitud del reactor antes de abandonar la zona de gasificación.

Como resultado de una conversión de char más rápida, los fragmentos más pequeños aumentan la eficiencia de conversión en comparación con los fragmentos más grandes.

Se observa que el valor calorífico del gas producido aumenta con el aumento de la relación de equivalencia y el aumento de la humedad de la biomasa. Ver anexo 1 para observar el tema de la programación.

3.3. SIMULACIÓN DEL GASIFICADOR

Después de validar con éxito las predicciones del modelo actual con los resultados experimentales, se aplicó el modelo para realizar estudios con diferentes parámetros operativos y geométricos del gasificador. La composición de biomasa, el tamaño de la zona de reducción del gasificador y las condiciones de entrada consideradas para el estudio paramétrico se enumeran en la Tabla 3.1.

3.3.1. Efecto de la relación de equivalencia

Para el estudio de las variaciones paramétricas, se ha considerado un contenido de humedad en la biomasa del 16%, y un flujo de biomasa seca de 20 Kg/h [48]. La Figura 3.6 muestra la composición del gas y el valor calorífico del gas producido, pronosticado por el modelo actual, cuando la relación de equivalencia varía en un rango de 2 a 4 [29].

El rango de relación de equivalencia sobre el cual puede operar un gasificador está limitado por la calidad del gas producido generado por el gasificador y por el funcionamiento estable del mismo.

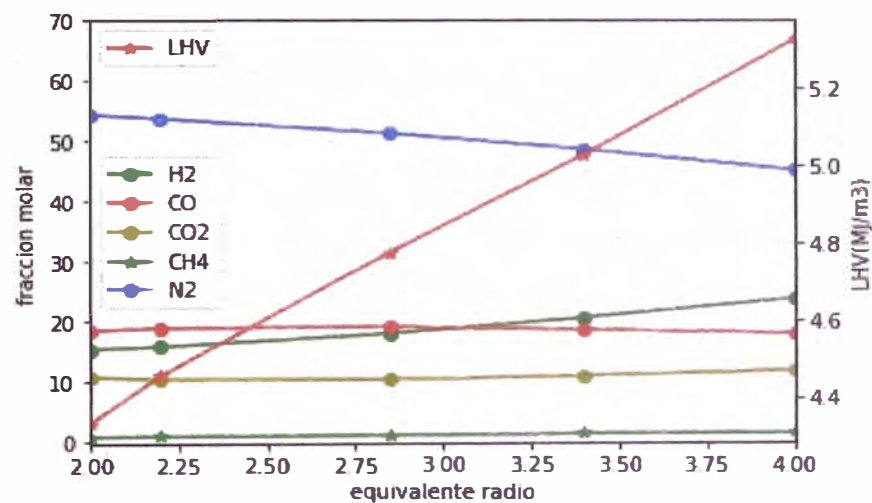


Figura 3.10. Variación de la composición del gas producido y del valor calorífico a diferentes relaciones de equivalencia (humedad=16%) (Elaborada por el autor).

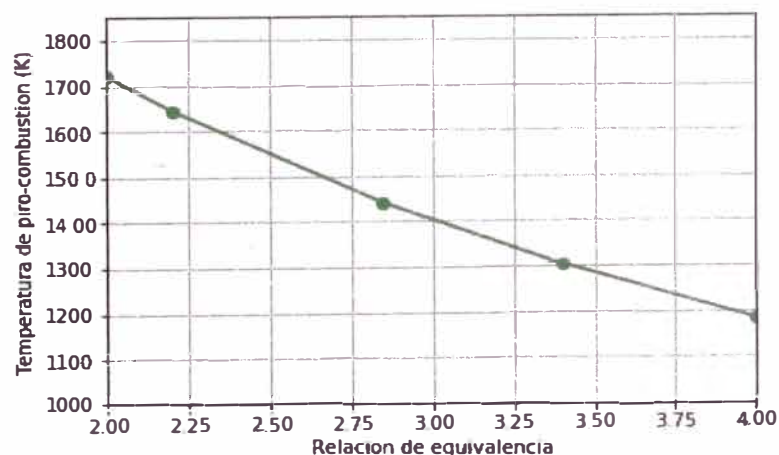


Figura 3.11. Relación de temperatura de pirooxidación vs. las relaciones de equivalencia. (Elaborada por el autor).

Se observa que el aumento en la relación de equivalencia (es decir, la

disminución en el suministro real de aire) aumenta el contenido de H_2 y CH_4 en el gas producido. Por otro lado, cuando aumenta la relación de equivalencia el contenido de CO en el gas disminuye y el contenido de CO_2 aumenta. Esta observación contradice el hecho aparente de que operar el gasificador en una atmósfera más rica en oxígeno (es decir, con una RE más baja) debería producir más CO y menos CO_2 .

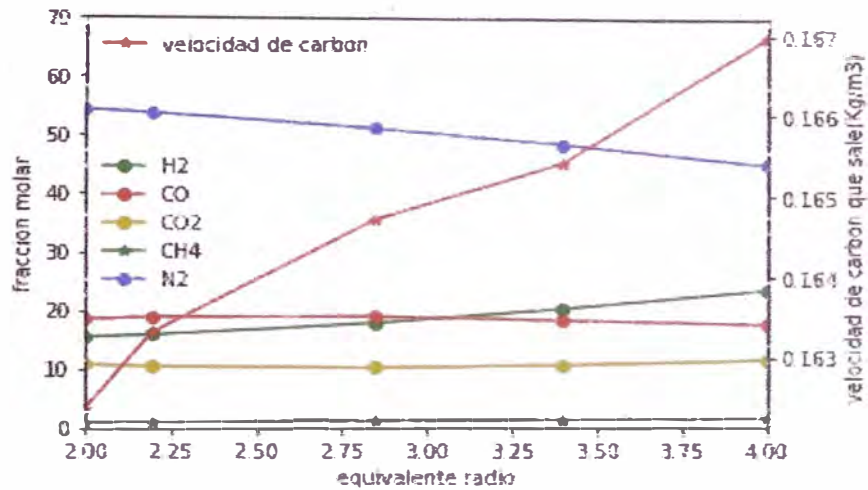


Figura 3.12. Velocidad del carbón en la salida de la zona de gasificación con el gas seco producido. (Elaborada por el autor)

En la Figura 3.8 se observa como aumenta la velocidad del carbón a la salida de la zona de gasificación, creando así una mayor superficie de reacción con los gases y elevando el valor calorífico del gas producido en la salida de la zona de reducción.

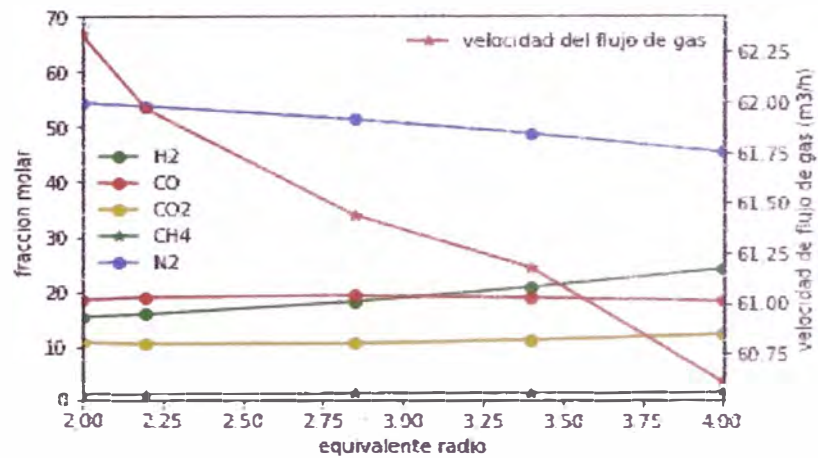


Figura 3.13. Velocidad de flujo del gas seco producido. (Elaborada por el autor)

En la Figura 3.9 se observa como el flujo del gas producido depende del funcionamiento de la zona de pirooxidación, lo cual tiene una alta importancia sobre el rendimiento del gas producido en el gasificador, para diferentes relaciones de equivalencia (Figura 3.10). La temperatura del gas en la zona de pirooxidación del gasificador (zona 1 en este caso), así como la composición de la especie en esa zona, dependen de la disponibilidad de oxígeno.

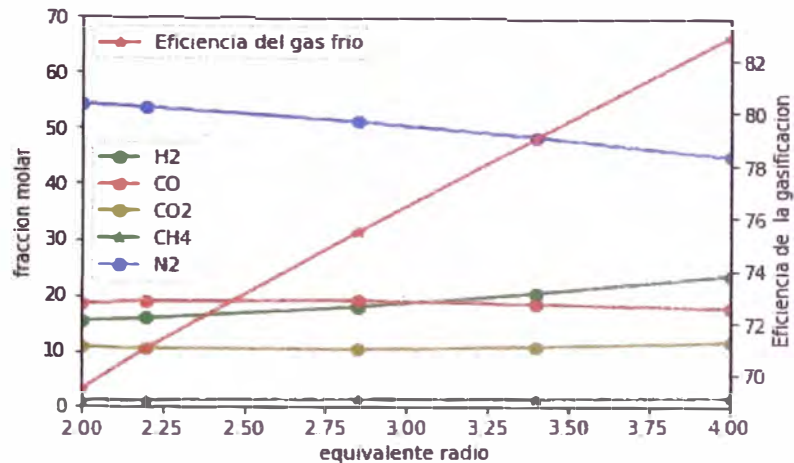


Figura 3.14. Fracción molar de los gases secos y eficiencia del gas frío con respecto a la relación de equivalencia. (Elaborada por el autor).

La Figura 3.11 muestra claramente que el gas entra en la zona de reducción a una temperatura más alta, cuando la relación de equivalencia operativa es menor (es decir, $RE = 2$). Una temperatura más alta aumenta la tasa de velocidad de las reacciones de reducción endotérmica, como resultado de lo cual la temperatura cae a una tasa de velocidad más alta en el caso de una relación de equivalencia más baja. A pesar de la mayor caída de temperatura, los resultados pronosticados muestran que la temperatura en toda la longitud de la zona de reducción sigue siendo más alta en $RE = 2$ que en $RE = 4$.

En cuanto a la relación de equivalencia a la que está funcionando el gasificador, por ejemplo, para $RE = 2.874$, la temperatura predicha en la zona de pirooxidación es de 1442.0 K, mientras que para $RE = 4.0$ la temperatura desciende a 1182.5 K debido a que hay menos oxígeno disponible para las reacciones de oxidación exotérmica. Estos dos valores de ϕ están en los dos extremos del rango de la relación de equivalencia estudiada en el trabajo y, en este caso, $RE = 2.874$ también se ajusta a la relación de equivalencia [45].

Además, cuando hay menos oxígeno disponible en la zona de oxidación, el carbono y el hidrógeno en el combustible tienden a producir menos cantidades de los productos completos de la combustión, como el CO_2 y el H_2O . De este modo, aumenta la fracción molar de H_2 y CO en el gas que entra en la zona de reducción.

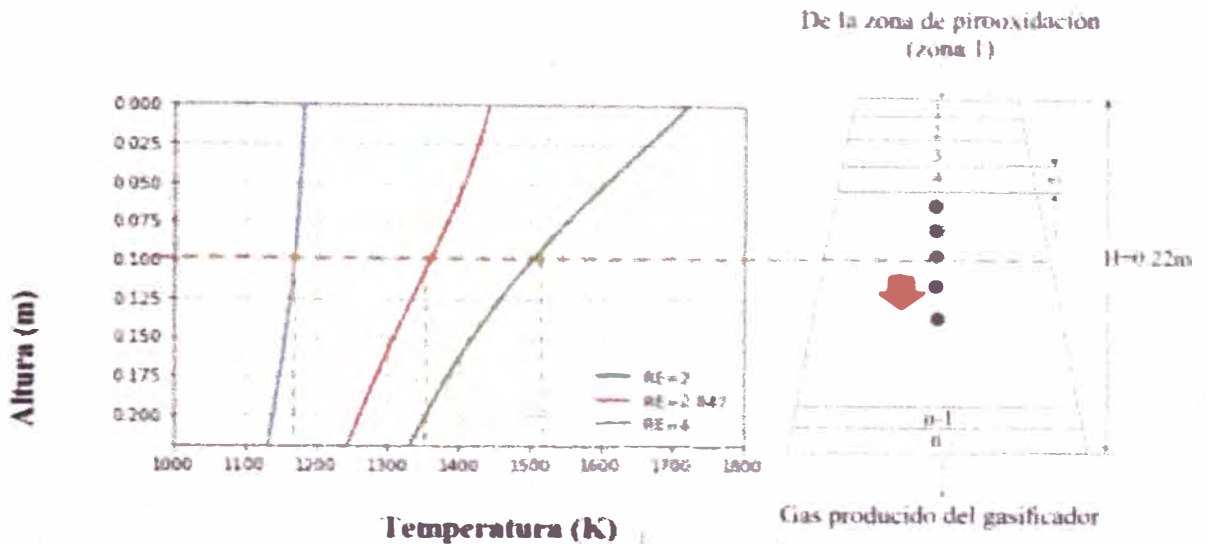


Figura 3.15. Descenso de la temperatura de los gases a medida que va descendiendo por la altura de la zona de reducción con respecto a cada relación de equivalencia. (Elaborada por el autor)

La Figura 3.12 y 3.13 muestran, además, que para $\text{RE} = 2$, las fracciones molares de CO y H_2 aumentan rápidamente en la zona de reducción, mientras que la fracción molar de CO_2 cae. Los rápidos cambios en las concentraciones están guiados por las tasas de velocidad más altas de las reacciones experimentadas por cada especie en los niveles más altos de temperatura que corresponden en este caso.

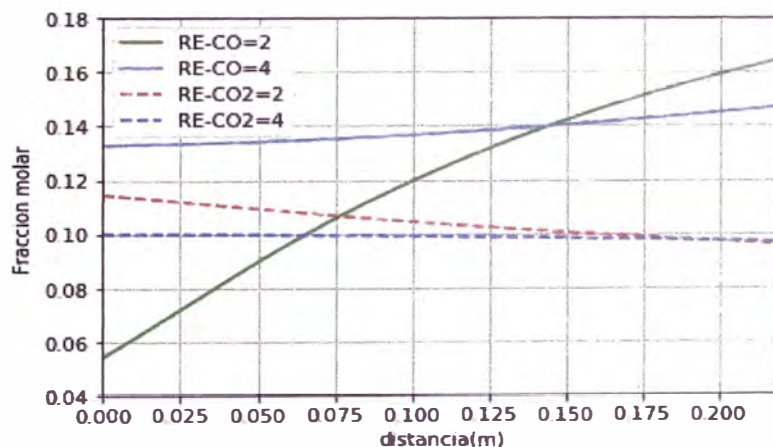


Figura 3.16. Comparación de las fracciones molares de CO y CO_2 durante el recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor)

Cuando la relación de equivalencia se incrementa a $RE = 4$, la temperatura de operación de la zona de reducción se reduce. En esta situación, la concentración de CO aumenta a una tasa de velocidad más lenta debido a la tasa cinética reducida de las reacciones de reducción.

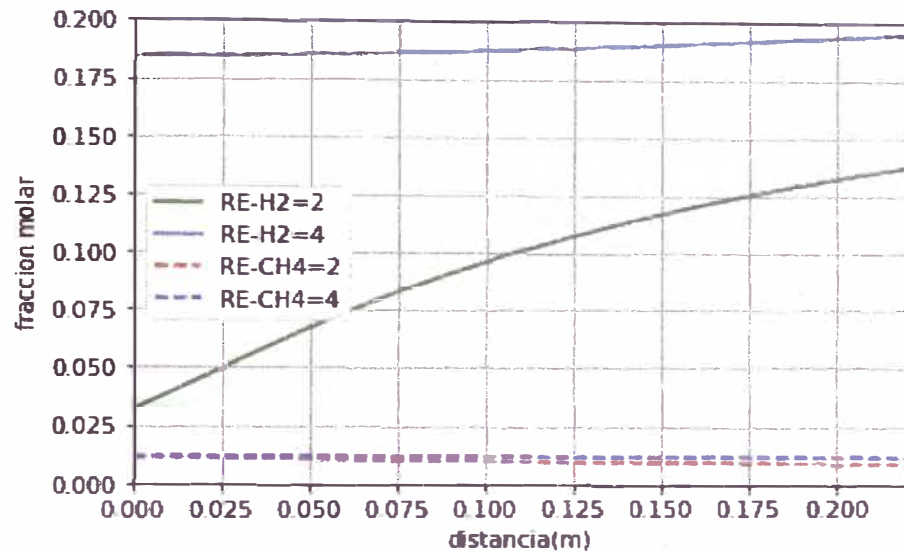


Figura 3.17. Comparación de las fracciones molares de H_2 y CH_4 durante su recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor)

Por lo tanto, aunque la concentración de CO en la entrada de la zona de reducción es mayor para un valor de $RE = 4$, la concentración de CO en la salida de la zona es menor en este caso, comparado con el otro caso cuando $RE = 2$. Por otro lado, como se ha reducido comparativamente mayor cantidad de CO_2 a una relación de equivalencia más baja, la disminución de la concentración de CO_2 en la zona de reducción es mayor cuando la operación se realiza con una relación de equivalencia más baja del gasificador.

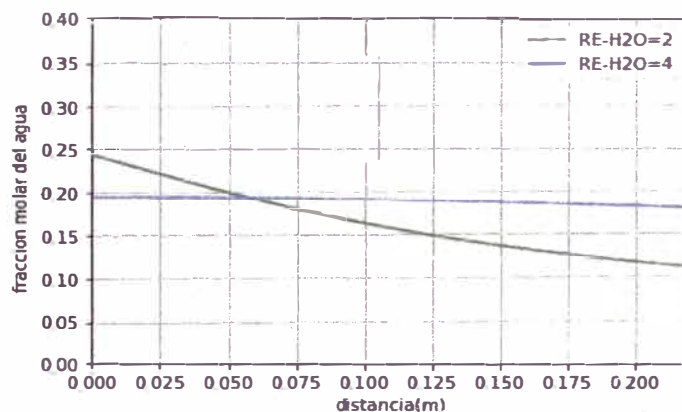


Figura 3.18. Comparación de las fracciones molares del agua a durante el recorrido en la zona de reducción. (Elaborada por el autor)

El aumento en la concentración de H_2 en la zona de oxidación cambia el equilibrio de la reacción de metanización más hacia la formación de metano. Por lo tanto, la concentración de CH_4 en la zona de pirooxidación aumenta a una relación de equivalencia más alta. Además, en la Figura 3.14 se observa que la concentración de agua antes de ingresar a la zona de reducción para $RE=2$ es mayor que para $RE=4$; sin embargo, en la salida de la zona de reducción esta correlación se invierte, También se observa que la tasa de velocidad para $\phi=4$ es menor que la tasa para $RE=2$ esta disminución en la tasa de velocidad puede deberse al consumo de metano y agua para la formación de más CO e H_2 .

En la Figura 3.15 la variación en la tasa de flujo a lo largo de la zona de reducción representa la conversión del carbono para las dos relaciones de equivalencia. Se observa que para $RE=2$, todo el carbón se consume en la zona de reducción, mientras que para $RE=4$, queda una cierta cantidad de carbón incluso a la salida del gasificador. La diferencia de temperatura en la zona de reducción controla principalmente el grado de conversión de carbono a través de tasas controlantes de las reacciones de reducción.

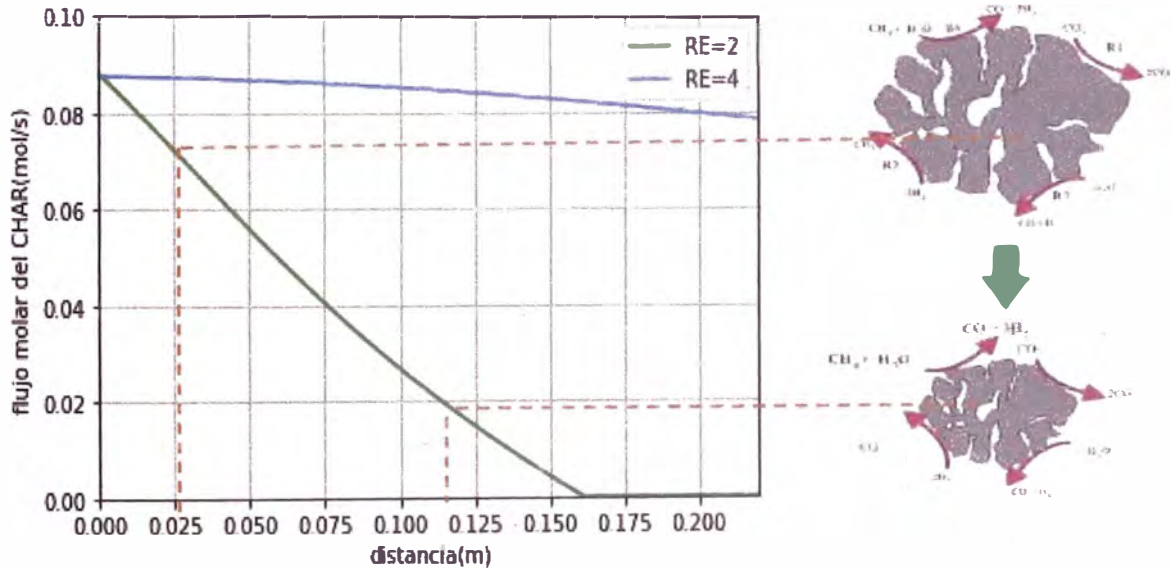


Figura 3.19. Comparación de velocidad de flujo de char a lo largo de la zona de reducción del gasificador y representación gráfica del consumo del char con respecto a las reacciones de R1 a R4. (Elaborada por el autor)

El valor de calorífico del gas producido en la salida de la zona de gasificación ha sido calculado considerando las contribuciones de CO , H_2 y CH_4 . Se observa que el valor calorífico del gas producido aumenta paulatinamente con el aumento en la relación de equivalencia del gasificador (ver **Tabla 3.14**).

Para RE=2, el valor calorífico del gas producido es 4.33 MJ/m³ con una eficiencia de 69.34%, mientras que para RE=4 el valor calorífico aumenta a 5.32 MJ/m³ con una eficiencia de 82.76%, en ambos casos a una temperatura de precalentamiento de 300K. Además, se observa que a medida que se incrementa la temperatura de precalentamiento del aire para RE=2 y para RE=4, el valor calorífico y la eficiencia del gas frío va aumentando.

Tabla 3.14. Variación en el valor calorífico bajo y en la eficiencia del gas frío cuando ingresa el aire seco precalentado. *

Temp. Precalentamiento del aire seco (°C)	RE LHV _{gas} (MJ/m ³)					RE Eficiencia(%)				
	2	2.2	2.847	3.4	4	2	2.2	2.847	3.4	4
300	4.34	4.46	4.78	5.03	5.33	69.42	70.96	75.38	78.98	82.86
380	4.48	4.61	4.92	5.15	5.41	70.804	72.30	76.52	79.86	83.47
450	4.61	4.73	5.04	5.26	5.50	72.011	73.48	77.55	80.71	84.09

*Elaborada por el autor.

En las Tablas 3.15 y 3.16 se muestra un estudio de las temperaturas de precalentamiento de aire seco y aire húmedo al 20% considerando que este último no se recomienda por incrementar la formación de alquitrán [85]. En la Tabla 3.15 lo que se observa es una disminución de temperatura tanto en la zona de oxidación y en la de reducción, a medida que aumenta la relación de equivalencia, con respecto a la temperatura de precalentamiento de aire seco. Asimismo, con respecto a la relación de equivalencia se observa un incremento de temperatura a medida que se va incrementado la temperatura de precalentamiento del aire seco. Además, elevar la temperatura por encima de los 1500K, tiene efectos adversos en el aislamiento de la garganta y en el revestimiento, lo que repercute también en que el gas sea pobre [45].

Tabla 3.15. Variación en la temperatura de oxidación y reducción cuando ingresa el aire seco precalentado. *

Temp. Precalentado aire seco (°C)	RE _{Temp. Oxidación} (°C)					RE _{Temp. Reducción} (°C)				
	2	2.2	2.847	3.4	4	2	2.2	2.847	3.4	4
300	1720.8	1645.4	1442.0	1304.4	1182.5	1331.1	1305.8	1243.4	1194.3	1132.7
380	1762.8	1686.1	1479.2	1339.1	1214.8	1343.0	1316.5	1253.8	1207.5	1151.2
450	1799.8	1722.0	1512.0	1369.8	1243.3	1353.9	1326.2	1262.5	1218.1	1165.8

*Elaborada por el autor

Tabla 3.16. Variación en la temperatura de oxidación y reducción cuando ingresa el aire húmedo al 20% y precalentado a 300K.

RE	Temp. Oxidación	Temp. reducción	LHV _{gas}	Eficiencia
2	1710.0	1326.7	4.31	69.10
2.2	1635.5	1302.0	4.43	70.64
2.847	1434.3	1240.5	4.75	75.08
3.4	1298.1	1191.3	5.0	78.74
4	1177.3	1129.3	5.30	82.65

La comparación de las Tablas 3.14 y 3.16 permite observar que a una temperatura de precalentamiento de 300°K y a una sola relación de equivalencia, existe una disminución de la temperatura tanto de la zona de oxidación y reducción. Además, también se observa un descenso en la eficiencia del gas frío (ver lenguaje de programación en anexo II A).

3.3.2. Efecto del contenido de humedad

Casi todos los combustibles de biomasa contienen un alto porcentaje de humedad [86]. La humedad puede ser inherente a la biomasa (humedad intrínseca) y también puede deberse a las condiciones climáticas prevalecientes (humedad extrínseca). El contenido de humedad en la biomasa es uno de los parámetros importantes que afectan el rendimiento del gasificador a través de la variación en la composición del gas producido y la eficiencia de conversión. Cuando el contenido de humedad en el combustible es alto, se gasta una gran cantidad de calor en el gasificador para vaporizar la humedad y sobrecalentar el vapor. Como resultado, la temperatura de operación del gasificador disminuye.

Un contenido de humedad superior al 67% (en base seca) hace que el gas producido sea demasiado pobre para la ignición [16]. Las Figuras 16 (a, b) muestran el efecto de la humedad de la biomasa sobre la composición del gas producido y sobre su valor de calentamiento previsto por el presente modelo, para dos relaciones de equivalencia diferentes, es decir, RE =2.847 y RE =3.4, respectivamente. También se observa en la Figura 16(c) como el valor calorífico del gas aumenta a medida como aumenta la relación de equivalencia.

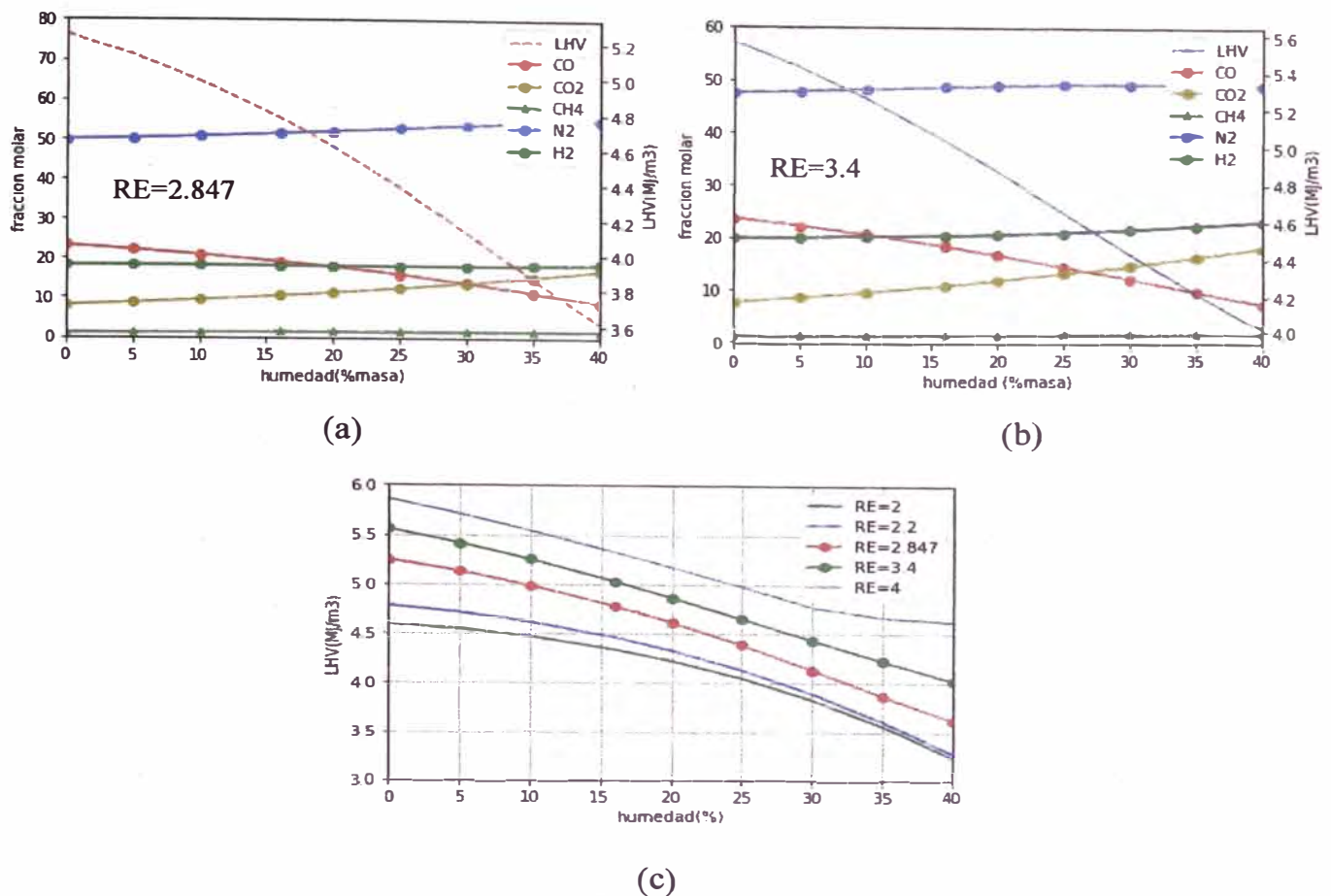


Figura 3.20. (a y b) Variación de la composición del gas producido y el valor calorífico a diferentes contenidos de humedad en la biomasa, y (c) Evolución del valor calorífico con respecto al incremento de la relación de equivalencia. (Elaborada por el autor).

Tabla 3.17. Concentración de H₂ y CO en RE=2.847 y RE=3.4. *

Relación de Equivalencia	Fracción molar (%)	Humedad (%)								
		0	5	10	16	20	25	30	35	40
(RE=2.847)	CO	23.23	22.15	20.90	19.13	17.76	15.83	13.65	11.27	8.82
	H ₂	18.12	18.12	18.08	18.00	17.94	17.88	17.9	18.06	18.45
(RE=3.4)	CO	23.74	22.35	20.76	18.58	16.95	14.75	12.41	9.99	7.70
	H ₂	19.96	20.11	20.28	20.55	20.79	21.23	21.83	22.6	23.36

*Tabla elaborado por el autor

En la Tabla 3.17, para RE =2.847, la concentración de H₂ en el gas producido aumenta alrededor de 1.8% cuando la humedad aumenta de 0 a 40% en el combustible. El aumento correspondiente de la concentración de H₂ para RE =3.4 es aproximadamente 17.03%. Por otro lado, para el mismo aumento en el contenido de humedad en el combustible, las fracciones molares de CO disminuyen en un 62.03% para RE =2.847 y en un 67.57% para RE =3.4.

El contenido de CH₄ en el gas producido muestra una naturaleza diferente de variación con el contenido de humedad para las dos relaciones de equivalencia diferentes. Para RE =2.847, la fracción molar de metano en el gas producido es

1.01% al 0% de humedad y 1.425% al 40% de humedad. Para $RE = 3.4$, la fracción molar de metano en el gas producido es 1.142 al 0% de humedad y 1.473 al 40% de humedad.

En [58] y [53] se muestran el efecto de la humedad de la biomasa en la composición del gas producido a partir del modelo de equilibrio. También obtuvieron una variación cualitativa similar en la composición de diferentes especies gaseosas con la variación en la humedad.

La tendencia anterior en la variación de las concentraciones de H_2 , CO y CO_2 en el gas producido, a diferentes contenidos de humedad de la biomasa, se ha atribuido al hecho que, a mayor humedad, la reacción R2 (Reacción Water Gas) contribuye más que la reacción R1 (Reacción Boudouard) en la conversión del char en la zona de reducción. El aumento de la formación de H_2 a través de la reacción anterior (es decir, R2) aumenta la concentración de H_2 en el gas producido.

Por otro lado, el consumo de cada mol de C en la reacción R2 produce un mol de CO en lugar de dos moles de CO como en el caso de la reacción R1. Por lo tanto, la concentración de CO disminuye cuando la reacción R2 domina sobre la reacción R1.

La mayor concentración de CO_2 se mantiene en el gas producido, ya que se reduce menos en el proceso de conversión en la zona de reducción. La variación en la concentración de CH_4 en el gas producido a diferentes contenidos de humedad de biomasa depende de la competencia entre las reacciones de reducción R3 y R4.

La temperatura tiene un papel importante en la determinación de esta competencia. Tanto la relación de equivalencia como el contenido de humedad de la biomasa determinan la temperatura en la zona de reducción. La concentración de metano en el gas de escape, por lo tanto, depende de estos dos parámetros.

Las Figuras 3.16 (a, b) también presentan la variación en el valor calorífico del gas producido con la variación en el contenido de humedad. El valor calorífico depende de la concentración de los componentes combustibles (como H_2 , CO y CH_4) en el gas producido. Para ambas relaciones de equivalencia (es decir, $RE = 2.847$ y $RE = 3.4$), el valor de calorífico del gas producido se reduce con

el aumento de humedad. Por lo tanto, la calidad del gas se vuelve cada vez más pobre en valor calorífico a medida que aumenta el contenido de humedad. Sin embargo, el efecto de la humedad en la reducción del valor de calentamiento es menor cuando el gasificador opera en una relación de equivalencia más alta.

Tabla 3.18. Valores caloríficos para RE =2.847 y RE =3.4*.

Humedad (%)	0	5	10	16	20	25	30	35	40
LHV (RE =2.847)	5.25	5.13	4.99	4.78	4.61	4.38	4.13	3.87	3.62
LHV(RE =3.4)	5.56	5.42	5.25	5.03	4.86	4.65	4.43	4.22	4.02

*Tabla elaborado por el autor.

En la Tabla 3.18, RE =2.847, el valor calorífico disminuyó en 31.04% cuando el contenido de humedad aumentó de 0 a 40%. Para RE =3.4, con el mismo aumento en el contenido de humedad, el valor de calentamiento disminuye en 27.70%. Además, se observa que con un contenido de humedad del 20% en el combustible, la disminución en el valor de calentamiento es de 12.19% para RE =2.85 y 12.59% para RE =3.4, desde los valores caloríficos correspondientes a 0% de humedad.

Se demuestra que, posiblemente, valores de contenido hasta un 20% son aceptables para obtener un producto de gas de buena calidad proveniente del gasificador [45]. En la discusión anterior sobre los efectos de la relación de equivalencia y la humedad de la biomasa en el rendimiento del gasificador downdraft, se observa que la composición del gas producido predicha por el modelo estudiado muestra la misma variación de comportamiento predicha por los diferentes modelos de equilibrio disponibles en la literatura.

Esto no elimina el requisito de un modelo cinético, ya que las especies de gases en la zona de reducción no alcanzan el equilibrio químico ya que la baja temperatura en la zona de reducción mantiene las reacciones químicas controladas cinéticamente (ver lenguaje de programación en anexo II B).

3.3.3. Efecto del ángulo de divergencia en la zona de reducción

El presente análisis se ha llevado a cabo considerando un diámetro variable en la salida de la zona de reducción. La variación en el diámetro a lo largo de la zona de reducción depende del ángulo de divergencia (ángulo $\theta/2$, ver Figura 3.2). Para una altura particular en la zona de reducción, una variación en el ángulo conduce a una variación en el volumen de la zona de reducción. Por otro lado, para un volumen particular de la zona de reducción, la altura de la

zona de reducción cambia con un cambio en $\theta/2$.

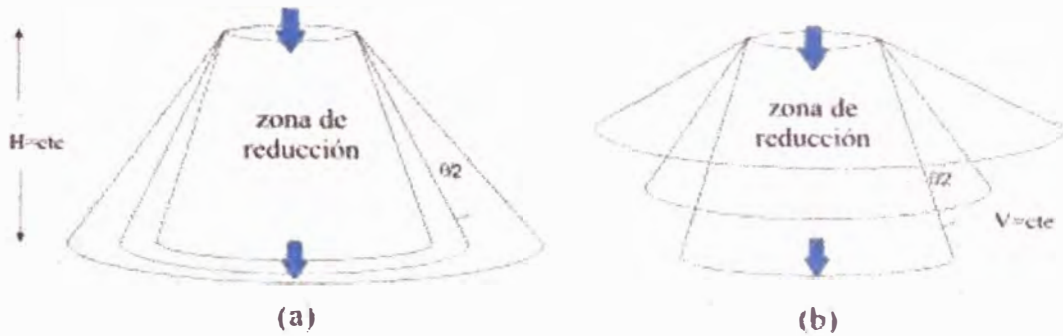


Figura 3.21. Zona de reducción (a) con altura constante y con (b) volumen constante. (Elaborado por el autor).

Se ha estudiado el efecto de la variación en el ángulo de divergencia, tanto en relación a la altura constante de la zona de reducción como al volumen constante de la zona de reducción, con el fin de optimizar el rendimiento del gasificador (Figura 3.17). Para el estudio se han considerado seis diferentes ángulos de divergencia, $\theta = 0^\circ, 30^\circ, 60^\circ, 90^\circ, 120^\circ$ y 150° (ver lenguaje de programación en anexo II C).

a) Altura constante de la zona de reducción

Cuando la altura de la zona de reducción del gasificador se mantiene constante ($H=0.22$ m), un aumento en el ángulo de divergencia aumenta el volumen de la zona de reducción. Las Figuras 3.18 (a, b, c) muestran la variación en la distribución de la temperatura y la distribución de las concentraciones de H_2 y CO a lo largo de la zona de reducción para los seis ángulos de divergencia diferentes.

Las concentraciones de los otros gases no se muestran ya que no son combustibles (por ejemplo, CO_2 y N_2), o están presentes en pequeñas cantidades (CH_4). De la Figura 3.18 (a) se desprende claramente que, para variaciones en el ángulo de divergencia de 30 a 90° , la temperatura de la zona de reducción disminuye continuamente a lo largo de su longitud. La disminución de la temperatura es más pronunciada a un ángulo de divergencia más alto, lo que resulta en una reducción de la temperatura del gas producido a la salida del gasificador.

Tabla 3.19. Descenso de la temperatura para un $RE = 2.847$.

Angulo	Temp. de Pirooxidación (salida) (°C)	Temp. de Reducción (salida) (°C)	Caída de temperatura (°C)
0	1442.1	1366.30	75.70
30	1442.1	1300.88	141.11
60	1442.1	1237.13	204.86
90	1442.1	1172.97	269.03
120	1442.1	1099.86	342.13
150	1442.1	1000.07	441.93

*Elaborado por el autor.

En la Tabla 3.19 se ha encontrado que la caída de temperatura en toda la longitud de la zona de reducción es de 141.11°K, 204.86°K y 269.03°K para ángulos de divergencia de 30, 60 y 90°, respectivamente. El aumento de la caída de la temperatura es el resultado del aumento del volumen disponible para las reacciones de reducción endotérmica en un ángulo de divergencia más alto. Como resultado, la concentración del H₂ y del CO en el gas de salida también han aumentado cuando el ángulo de divergencia es mayor, en el rango de 90° a 150° (Figuras 3.18 (b, c)) y Tabla 3.20.

Tabla 3. 20. Aumento de concentración de CO e H₂ para $RE = 2.847$. *

Especie	Angulo	Fracción molar (inicial) (%)	Fracción molar (final) (%)	Aumento de concentración (%)
CO	0°	10.52	12.71	2.18
	30°	10.52	14.51	3.99
	60°	10.52	16.21	5.68
	90°	10.52	17.87	7.34
	120°	10.52	19.72	9.20
	150°	10.52	22.22	11.69
H ₂	0°	10.06	12.11	2.05
	30°	10.06	13.75	3.69
	60°	10.06	15.25	5.19
	90°	10.06	16.63	6.57
	120°	10.06	18.01	7.99
	150°	10.06	19.67	9.62

*Elaborado por el autor.

Tabla 3.21. Valores caloríficos a diferentes alturas de la zona de reducción a altura constante. *

Angulo	0°	30°	60°	90°	120°	150°
LHV (MJ/m ³)	4.13	4.49	4.81	5.10	5.40	5.79
Volúmenes(m ³)	0.0017	0.063	0.079	0.1	0.137	0.237

*Elaborado por el autor.

La variación en la distribución de H₂ para un ángulo de divergencia más alto se atribuye a los cambios en las reacciones de reducción dominantes en estos

casos. Cuando el ángulo de divergencia es alto, aumenta el volumen de la zona de reducción para una altura incremental de la zona. Como resultado, durante el inicio de la zona de reducción, el H_2O se reduce mucho debido a su reacción con el char (Reacción Water Gas) que produce H_2 .

Una vez que se lleva a cabo la conversión completa del char, las reacciones inversas de las ecuaciones (Reacción Water Gas) y (Reacción de Steam Reforming) prevalecen sobre las reacciones directas respectivas y la tasa de formación neta de H_2 se vuelve negativa (lo que indica su consumo). Como resultado, la concentración de H_2 comienza a disminuir.

La concentración de CO no disminuye, incluso para el ángulo de divergencia más alto, porque su tasa de formación nunca se vuelve negativa. Sin embargo, el pequeño valor positivo más allá de una cierta distancia produce solo un pequeño aumento en la concentración.

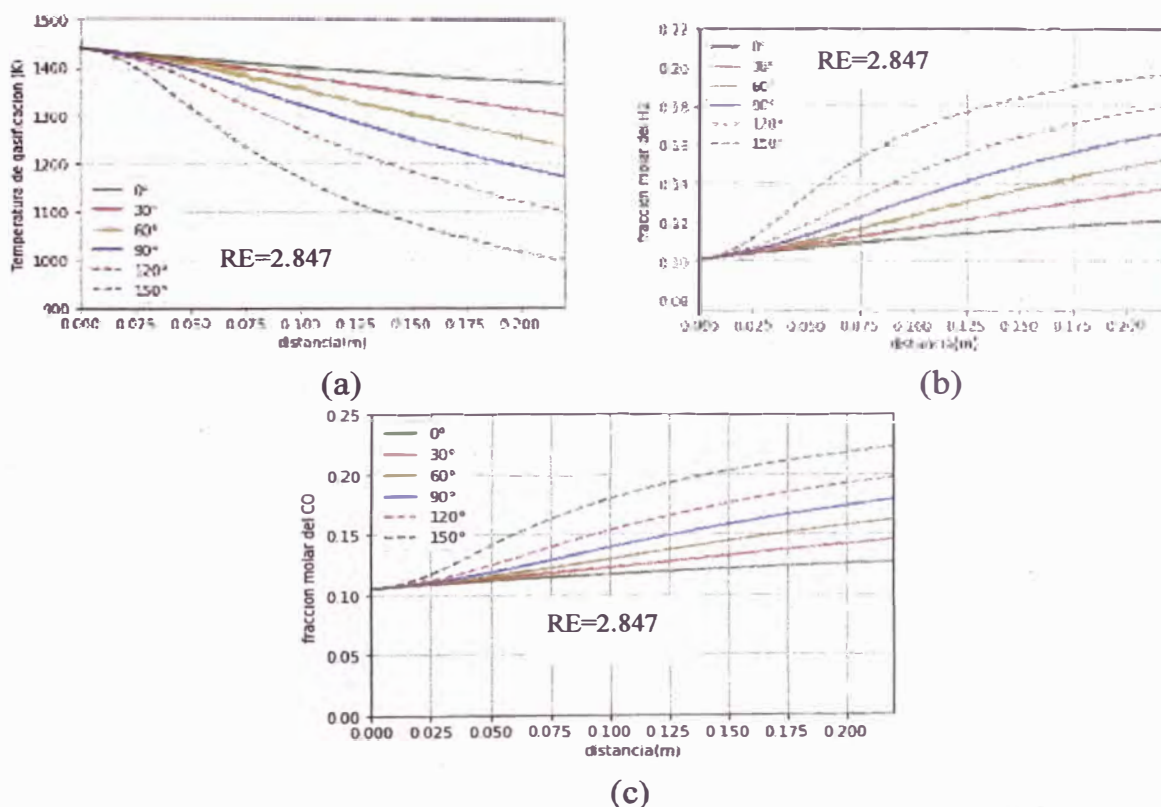


Figura 3.22. Variación de (a) temperatura, (b) fracción molar de H_2 y (c) fracción molar de CO a lo largo de la zona de reducción del gasificador a diferentes ángulos de divergencia a una altura constante en la zona de reducción. (Elaborado por el autor).

Cuando el gas producido en el gasificador se usa para la generación de energía, por ejemplo, en un motor de combustión interna, la composición de las especies combustibles en el gas es más importante que su temperatura. Esto se debe a que, en general, el gas se enfría en el scrubber y el secador,

que están destinados a la eliminación de alquitrán y partículas del gas. Por lo tanto, el diseño que proporciona concentraciones más altas de gases combustibles, como H_2 y CO , es ventajoso en la práctica.

b) Volumen constante en la zona reducción.

Cuando el volumen del gasificador se mantiene constante, la variación en el ángulo de divergencia conduce a una variación en la altura de la zona de reducción del gasificador como se observa en la Figura 3.19 (b).

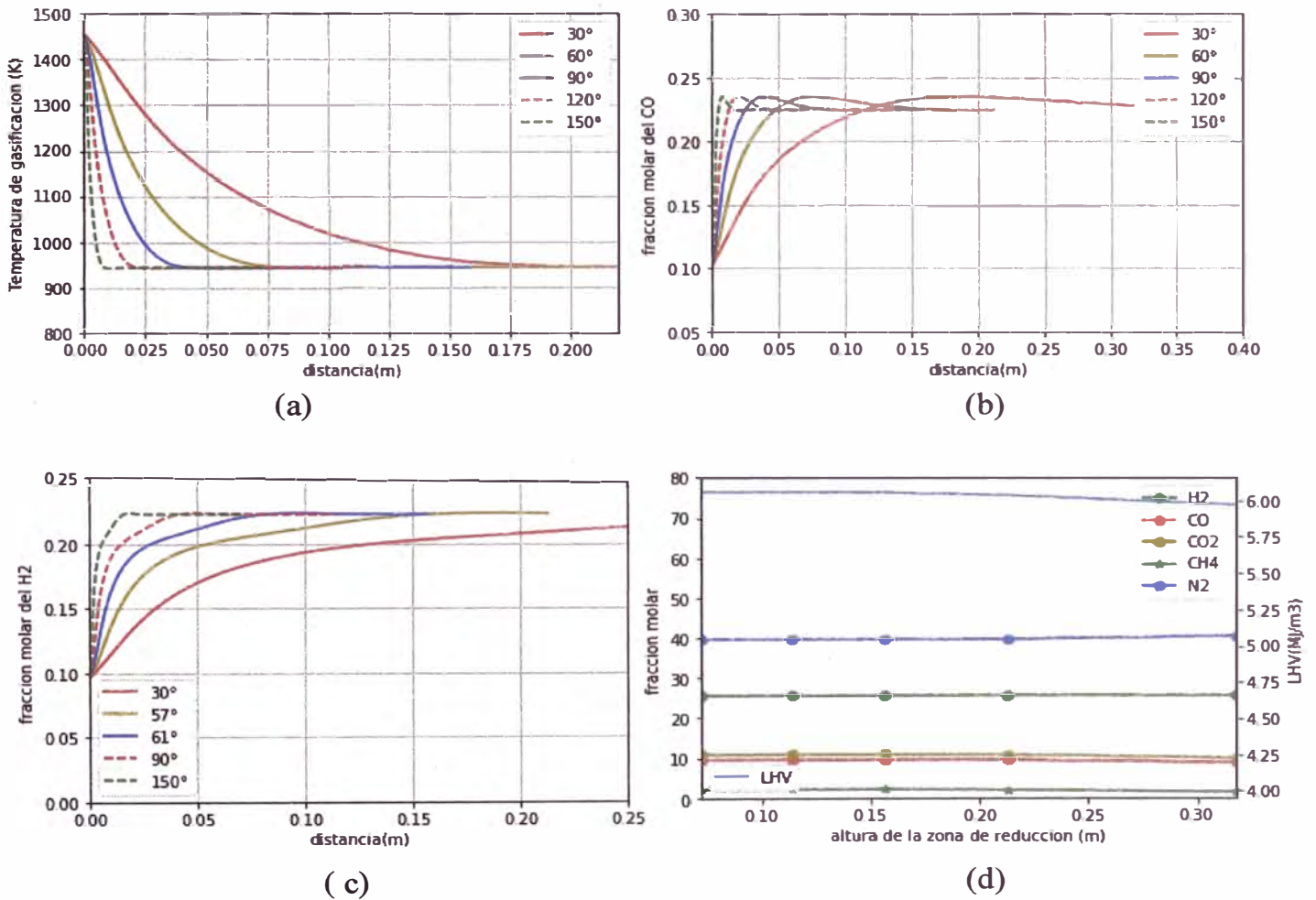


Figura 3.23. Variación de (a) temperatura, (b) concentración de CO , (c) concentración de H_2 , y (d) pequeña de LHV a lo largo de la longitud de la zona de reducción del gasificador a diferentes ángulos divergentes a volumen constante en la zona de reducción. (Elaborado por el autor).

Las Figuras 3.19 (a – c) muestran la variación en la temperatura y las concentraciones de H_2 y CO en el gas producido a lo largo de la zona de reducción del gasificador bajo seis divergencias diferentes a un volumen de reducción constante.

Tabla 3.22. Valores caloríficos a diferentes alturas de la zona de reducción a volumen constante. *

Angulo	0°	30°	60°	90°	120°	150°
LHV (MJ/m ³)	4.06	5.97	6.04	6.06	6.06	6.06
Alturas (m)	3.49	0.32	0.21	0.16	0.11	0.07

*Elaborado por el autor.

Tabla 3.23. Aumento de concentración de CO e H₂ para un RE =2.847, a volumen constante. *

Especie	Angulo	Fración molar (inicial) (%)	Fración molar (final) (%)	Aumento de concentración (%)
CO	0°	10.52	15.92	5.40
	30°	10.52	24.12	13.60
	60°	10.52	23.52	13.00
	90°	10.52	23.54	13.02
	120°	10.52	23.54	13.02
	150°	10.52	23.54	13.02
H ₂	0°	10.06	15.17	5.11
	30°	10.06	23.62	13.56
	60°	10.06	23.72	13.66
	90°	10.06	23.65	13.59
	120°	10.06	23.65	13.59
	150°	10.06	23.65	13.59

* Elaborado por el autor.

Se observa a partir de los resultados, que, aunque los parámetros locales difieren dentro del gasificador en ángulos de divergencia diferentes, la temperatura de salida y las concentraciones siguen siendo las mismas en todos los ángulos de divergencia diferentes.

Esto se debe a que la extensión de las reacciones de reducción depende del volumen disponible en la zona de reducción. Esto sugiere además que el volumen de la zona de reducción es el principal parámetro responsable del control de la concentración del gas producido al final del proceso de gasificación. Por lo tanto, es importante elegir adecuadamente el volumen de la zona de reducción para obtener una calidad superior en el gas producido en el gasificador.

CAPITULO IV

APLICACIÓN DEL MODELO DE GASIFICACIÓN PARA LA DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL ENERGETICO DEL GAS POBRE AL CASO DE CAÑA DE AZUCAR, CACAO Y PALMA ACEITERA

La biomasa residual agrícola es una de las fuentes de energía renovable empleada por la humanidad desde los albores de la civilización y actualmente está siendo estudiada debido a que las fuentes fósiles de energía como el petróleo, gas natural y carbón al estar distribuidas desigualmente en el mundo originan problemas de dependencia y seguridad energética a los, importadores de petróleo [87]. De esta manera estas fuentes fósiles de energía originan emisión de gases de efecto invernadero (CO₂, CH₄, NO_x, SF₆, etc.) que deben ser mitigadas.

En las últimas dos décadas el Perú ha crecido rápidamente en la producción de cultivos agroindustriales para exportación y uso doméstico. Cultivos como la caña de azúcar, el cacao, la palma aceitera que en el año 2000 producían 7.13 millones de toneladas, 24,786 toneladas y 181,155 toneladas, en el año 2017 produjeron 11.13 millones de toneladas, 121,814 toneladas y 852,022 toneladas respectivamente [6]. Este crecimiento ha significado prácticamente quintuplicar la producción de cacao y palma aceitera y casi duplicar la producción de caña de azúcar, lo que trae aparejada la producción de grandes cantidades de residuos lignocelulósicos [7], originando problemas de tipo ambiental y de salud, como la propagación de enfermedades en los cultivos [8].

De la caña de azúcar se obtienen varios tipos de biomasa residual agrícola como son las hojas secas, las hojas verdes, las pajas o barbojo, el cogollo y el bagazo (BCA) que es el residuo lignocelulósico que queda después de la molienda del tallo de la caña [77]. Durante el año 2016, el bagazo de la caña de azúcar registro una producción de 2.9 millones de toneladas [88].

La cáscara del fruto del cacao o vaina del cacao (CFC) es el residuo agrícola más abundante del proceso de producción del cacao y representa el 75% del peso de la fruta entera. Los productores lo consideran un subproducto indeseable y lo dejan descomponer en el campo. Según datos oficiales, el 2017 se produjeron en Perú 121,814 toneladas de granos de cacao [6]. Por cada tonelada de grano seco de cacao se producen 10 toneladas de CFC ([8], [89]), podemos estimar que se produjeron 1.2 millones de toneladas de CFC, las cuales han sido mínimamente aprovechadas (ver Tabla 4.1).

La palma aceitera es un prolífico productor de biomasa, el aceite es sólo el 10% de la producción de la palma, el resto es biomasa residual agrícola. Una hectárea de palma aceitera puede producir entre 50 a 70 toneladas de biomasa residual. Los tipos de biomasa producida por la industria de la palma aceitera son los: racimos de frutos vacíos (RFV), fibras, cáscara, cáscaras húmedas, almendras de palma, follaje y troncos. El 30.5% de esta biomasa residual está compuesta por los RFV (90); al año 2017 el área sembrada de palma en todo el país ascendió a 58951 hectáreas [6] por lo que se estima que la producción de racimos de frutos vacíos está en el orden de 1.1 millones de toneladas

Cultivos	Producción (ton/año)		Factor Crecimiento Producción	Área cultivada (Ha/año)		Factor Crec. Área Sembrada
	2000	2017		2000	2017	
Cacao	24786	121814	4.9	41264	147304	3.6
Caña Azúcar	7135154	11127473	1.6	63808	105296	1.7
Palma Aceitera	181155	852022	4.7	9990	58951	5.9

anuales.

Tabla 4.1. Producción y áreas cultivadas de las biomásas en los años 2000 y 2017.

La utilización de la biomasa residual agrícola para fines energéticos representa grandes ventajas para la disminución de emisión de CO₂, el cual puede ser considerada neutral ya que las plantas por el proceso fotosintético consumen CO₂ atmosférico, y añade bajas cantidades de azufre y nitrógeno en la estructura de la planta, lo que reduce las emisiones de estos compuestos hacia la atmosfera [91]. Pese a sus innegables ventajas la biomasa también presenta problemas como su alto contenido de humedad inicial, heterogeneidad en forma y tamaño, baja densidad aparente [92], y con fuentes altamente dispersas, lo que hace necesario realizar una evaluación minuciosa de sus propiedades para poder después definir el mejor uso como fuente energética ya sea en forma directa o indirecta [93].

La caracterización de la biomasa residual consta de un análisis elemental (contenido de C, H, N, O, S), análisis próximo (humedad, materia volátil, ceniza y carbono fijo) y su valor calorífico. Este estudio no solo nos ayuda a estimar el valor calorífico inferior del gas pobre, sino que se puede predecir la composición del gas a partir de la gasificación de la biomasa; para fines energéticos mediante la tecnología de gasificación y producción de combustibles gaseosos para su uso en motores de combustión interna para la generación de energía eléctrica y calefacción.

4.1. METODOLOGIA DE LA CARACTERIZACIÓN DE TRES BIOMASAS RESIDUALES DE PERÚ

Se obtuvieron muestras de tres biomásas residuales: 50 kg de bagazo de caña de azúcar (BCA) adquiridos en la Empresa Agroindustrial Pomalca S.A.A. localizada en el distrito de Pomalca, provincia de Chiclayo, Perú; 50 kg de racimos de frutos vacíos de palma (RFV) en una plantación de palma aceitera particular ubicada en el distrito y provincia de Lamas, Perú; y 30 kg de cáscaras de fruto de cacao (CFC) de una plantación de cacao ubicada en el distrito de Pólvora, Provincia de Tocache, Perú. Todas las muestras fueron secadas en un espacio ventilado pero techado durante 15 días hasta que la humedad fue menor al 10%, luego fueron molidas en un molino de cuchillas hasta un tamaño de partícula menor a 850 μm , siendo posteriormente tamizadas a diferentes tamaños de malla según lo requerían los análisis respectivos. Todas las muestras fueron almacenadas en recipientes herméticos y en ambiente ventilado para su uso posterior.

4.1.1. Análisis elemental

El análisis elemental se realizó según el estándar ASTM D5373-Metodo A y ASTM D4239. Se empleó un analizador elemental de marca LECO, modelo 628 Series donde se analizó el contenido de carbono, hidrogeno y nitrógeno (C/H/N). El análisis de azufre se realizó en el módulo 628 Series Sulfur Add-On Module y el contenido de oxígeno se obtuvo por diferencia. Se trabajo con muestras previamente secadas a 105 °C por 24 h y con un tamaño de partícula menor a 250 μm . Todos los análisis se hicieron por triplicado, y los resultados se reportan en base seca.

4.1.2. Análisis próximo

El análisis próximo se realizó por termogravimetría según el estándar ASTM D7582. Se empleó un analizador termogravimétrico TGA 4000 de Perkin Elmer, con una rampa de calentamiento desde la temperatura ambiente hasta 105 °C a una velocidad de calentamiento de 15 °C/min, seguida de una isoterma a 105 °C por 80 minutos, luego una rampa de calentamiento de 105 °C a 950 °C a una velocidad de calentamiento de 30 °C/min, seguida por una

isoterma a 950°C por 7 minutos. Todas las rampas se realizan bajo un flujo de nitrógeno de 70 cm³/min. Para la determinación de cenizas se opera con una rampa de calentamiento desde la temperatura ambiente hasta 500 °C a una velocidad de calentamiento de 8 °C/min bajo un flujo de oxígeno a 70 cm³/min. En todos los casos se trabajó con un tamaño de partícula menor a 250 µm. Todas las muestras se mantuvieron en un desecador por seis horas antes del análisis. Se corrieron un mínimo de dos réplicas de cada ensayo.

4.1.3. Valores caloríficos

Para determinar el valor calorífico superior (HHV), según ASTM D5865, se tomó 0.5 a 1 g de biomasa pulverizada de un tamaño menor a 850 µm, y se quemó la muestra en una bomba calorimétrica adiabática (PARR1341) bajo condiciones controladas. El valor calorífico superior se calculó a partir de las observaciones de temperatura hechas antes y después de la combustión. El valor calorífico superior obtenido esta reportado, así como es recibido (ARB). Se corrieron tres réplicas de cada prueba para asegurar la repetibilidad del ensayo.

Los resultados del análisis elemental, análisis próximo y valor calorífico se muestran en la Tabla 4.2, mientras que en la Tabla 4.3 se dan los valores obtenidos en otras investigaciones. Para el caso del bagazo de caña de azúcar, los elementos carbono, hidrogeno, nitrógeno y azufre están dentro del rango reportado por las referencias, pero en el caso del oxígeno se obtiene un valor más bajo. Esto es positivo ya que menores valores de oxígeno significan mayor valor calorífico, un mejor uso como combustible o una mejor carga para procesos de conversión termoquímicos.

Para el caso de los racimos de frutos vacíos de palma aceitera, el único elemento que se halla dentro del rango referencial es el carbono. El hidrogeno está en mayor porcentaje que el rango referencial y los elementos nitrógeno, azufre y oxigeno están en menor porcentaje que los valores referenciales. Esto indica que, si los racimos de frutos vacíos de palma aceitera se emplearan como combustible, emitirían bajas cantidades de compuestos nitrogenados y azufrados. Respecto a las cascaras de frutos de cacao, los elementos carbono, hidrogeno, nitrógeno y azufre se hallan dentro del rango de los valores referenciales dados en la Tabla 4.3, pero el oxígeno está en menor porcentaje

que el del rango referencial.

En las biomazas evaluadas, los elementos nitrógeno y azufre, que son precursores de los NO_x y SO_x cuando se da el proceso de combustión, tienen valores pequeños. Los valores encontrados en la composición elemental son consistentes con los reportados en estudios previos.

Tabla 4.2. Análisis elemental, análisis próximo, valor calorífico de la biomasa y relaciones atómicas*.

Parámetro	Bagazo de caña de azúcar (BCA)	Racimos de palma aceitera (RFV)	Cascara de cacao (CFC)
Análisis elemental (%)^a			
C	45.13	45.31	42.0
H	6.37	6.46	5.90
N	0.21	0.47	0.83
S	0.05	0.07	0.12
O ^b	41.07	41.15	36.6
Análisis Próximo (%)			
Humedad	1.8	3.66	4.35
Ceniza	7.04	6.30	13.92
Materia volátil	77.78	72.43	65.31
Carbón fijo ^c	13.38	17.61	16.42
Valor calorífico de la biomasa (MJ/m³)			
HHV	22.49	21.30	18.85
LHV	20.84	18.47	17.26
Relaciones atómicas			
H/C	1.68	1.7	1.67
O/C	0.68	0.68	0.65

^a Resultados en base seca.

^b El % oxígeno=100-%C-%H-%N-%S-%Ceniza (base seca)

^c El carbón fijo se obtuvo por diferencia.

* Elaborado por el autor

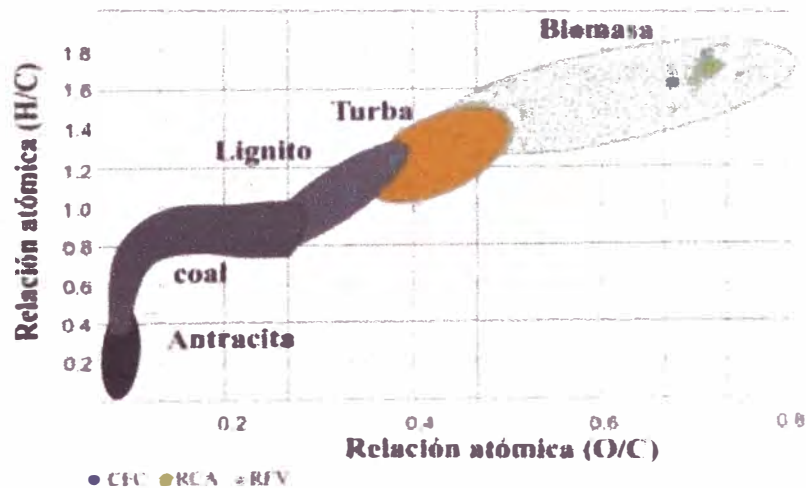


Figura 4.1. Clasificación de las biomazas por sus relaciones de hidrógeno/carbón y oxígeno/carbón. (Elaborado por el autor)

Según el diagrama de Van Krevelen mostrado en la Figura 4.1, se observa que las biomazas (BCA, RFV y CFC) tienen relaciones de H/C y O/C mucho más altas que los combustibles fósiles sólidos.

La biomasa de plantas frescas, como las hojas, tiene valores de calentamiento

muy bajos debido a sus altas relaciones H/C y O/ C. Estas relaciones atómicas de los combustibles disminuyen a medida que aumenta su edad geológica, lo que significa que cuanto más viejo es el combustible, mayor es su contenido de energía.

Analizando los datos obtenidos para el análisis próximo con los reportados en otras investigaciones (Tabla 4.4) podemos ver que para el caso del bagazo de caña de azúcar los valores de humedad y materia volátil son menores al referencial, el contenido de ceniza es mayor y el contenido de carbono fijo está dentro del rango reportado en las referencias.

Tabla 4.3. Valores referenciales de los análisis elementales de los 3 tipos de biomasa. *

Parámetro	Análisis elemental (%)		
	Bagazo caña de azúcar (BCA)	Racimos de palma aceitera (RFV)	Cascara de cacao (CFC)
C	44.86 ^a 45.3 ^b	44.84 ^c 46.83 ^d	48.82 ^e 41.59 ^f
H	5.87 ^a 6.8 ^b	6.41 ^c 6.28 ^d	7.89 ^e 6.18 ^f
N	0.24 ^a 0.5 ^b	1.41 ^c 0.66 ^d	1.95 ^e 1.67 ^f
S	0.06 ^a 0.3 ^b	0.4 ^c 0.24 ^d	1.49 ^e 0.10 ^f
O	48.97 ^a 47.1 ^b	47.34 ^c 45.99 ^d	39.85 ^e 50.46 ^f

^a (94), ^b (7), ^c (95), ^d (96), ^e (97), ^f (98)

*Elaborado por el autor.

En el caso de los racimos de frutos vacíos de palma aceitera, los parámetros humedad y cenizas están dentro del rango referencial, el parámetro materia volátil es menor al valor referencial y el carbón fijo es mayor. En las cascara de frutos de cacao, los parámetros humedad y carbón fijo están por debajo de rango referencial y el contenido de cenizas y materia volátil son mayores a los valores referenciales.

El parámetro humedad es un indicativo de la calidad de la biomasa y varía mucho dependiendo del tipo de residuo, el clima y almacenamiento, hay dos clases de humedad la intrínseca que no depende de factores climáticos y la extrínseca que está afectada por el clima de la zona donde se halle la biomasa.

Tabla 4.4. Valores referenciales de los análisis próximo y valores caloríficos de la biomasa.

Parámetro	Análisis próximo (%)		
	Bagazo caña de azúcar (BCA)	Racimos de palma aceitera (RFV)	Cascara de cacao (CFC)
Humedad	5.4 ^a nr ^b	6.3 ^c 2.88 ^d	14.43 ^e 16.1 ^f
Ceniza	3.1 ^a nr ^b	7.0 ^c 5.36 ^d	6.99 ^e 13.5 ^f
Materia volátil	80.2 ^a 82.31 ^b	79.2 ^c 75.61 ^d	58.75 ^e 49.9 ^f
Carbón fijo	11.3 ^a 17.16 ^b	7.5 ^c 16.42 ^d	19.83 ^e 20.5 ^f
Valor calorífico de la biomasa			
HHV	22.14 ^a 21.99 ^b	20.79 ^c nr ^d	23.21 ^e 20.91 ^f

^a [94], ^b [7], ^c [95], ^d[96], ^e [97], ^f[99]

^{nr} No reportado en la referencia

El contenido de materia volátil indica los componentes que son retirados de la biomasa cuando ésta es calentada a temperaturas elevadas. Estos compuestos gaseosos pueden ser combustibles (gases C_xH_y, CO o H₂) e incombustibles (CO₂, SO₂, NO_x) [91]. Valores altos de este parámetro facilitan la pirólisis de la biomasa. Los valores reportados indican que los residuos más atractivos para una conversión termoquímica por pirólisis son el bagazo de caña de azúcar y los racimos de frutos vacíos de palma aceitera.

La ceniza es el componente inorgánico de la biomasa que queda después de la combustión [91]. La composición y tipo de la ceniza varía de acuerdo al tipo de biomasa, a las condiciones del suelo y método de cultivo [100]. Los valores hallados son relativamente altos para el bagazo de caña de azúcar, normales para los racimos de frutos vacíos de palma aceitera y altos para las cascara de frutos de cacao. Las cenizas pueden originar problemas de ensuciamiento y formación de escorias en los motores de combustión y en calderas [94].

El contenido de carbono fijo es la masa que queda después que la materia volátil ha sido expulsada de la biomasa, sin contar el contenido de ceniza y humedad [91]; esta es la porción de la biomasa más resistente a la degradación térmica.

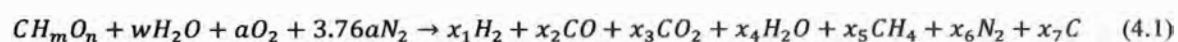
4.2. APLICACIÓN DEL MODELO DE LA GASIFICACION A TRES BIOMASAS RESIDUALES

Con el modelo validado en el capítulo III se procedió a determinar los valores caloríficos inferiores del gas producido en la salida de la zona de gasificación para cada tipo de biomasa. En este proceso se contemplan parámetros similares a los

utilizados en la validación del modelo, como contenido de humedad, relación de equivalencia y dimensión de los fragmentos para las tres biomásas.

El criterio para la evaluación de la gasificación de las 3 biomásas será a partir del comportamiento del valor calorífico inferior en el rango de contenido de humedad de 0 a 20% y en una relación de equivalencia en el rango de 1 a 6. Se observará que el programa registra una serie de temperaturas en rangos de 1000 a 2500°K; sin embargo, se seleccionara temperaturas que se encuentren por debajo de los 1700°K debido a la máxima resistencia de los termopares tipo k que se encontrarán en la zona de oxidación. Según Jayah [45], este termopar debe encontrarse a una temperatura máxima de 1550°K, pero por encima de los 1300°K para una mejor conversión del char. Se procurará que los fragmentos de la biomasa se aproximen a un tamaño máximo de 3.3 cm por la condición del modelo; esta variable no se incluirá en las ecuaciones del modelo, pues lo que interesa es la manera como repercute en las constantes de equilibrio y velocidades cinéticas, como se mencionó en el capítulo 3. De esta manera se determinará el máximo y el mínimo valor calorífico inferior más probable, según la composición gaseosa en base seca a la salida del gasificador. El flujo de biomasa seco será de 20 Kg/h según la referencia [48] y el ángulo de divergencia de la zona de reducción será de 60°. Los porcentajes de nitrógeno y azufre se sumarán al porcentaje de oxígeno ya que estos elementos se encuentran en pequeñas cantidades.

De acuerdo con la bibliografía, la reacción química que rige el proceso de gasificación se define como:



De la Tabla 4.2 reformulamos el análisis elemental sin considerar las cenizas (DAF) y calculamos la formula general de la biomasa:

Tabla 4.5. Porcentajes de las especies de la biomasa seca, libre de cenizas (DAF). *

Especies	BCA		RFV		CFC	
	Base seca (%)	DAF (%)	Base seca (%)	DAF (%)	Base seca (%)	DAF (%)
Carbón (%C)	45.13	48.62	45.31	48.48	42.0	49.15
Hidrogeno (%H)	6.37	6.86	6.46	6.91	5.90	6.90
Oxigeno (%O)	41.33	44.52	41.69	44.61	37.55	43.94
Cenizas (%)	7.17	-	6.54	-	14.55	-
Total	100	100	100	100	100	100

* Elaborada por el autor.

Tabla 4.6. Subíndices de la fórmula general de la biomasa. *

Biomosas	%C	%H	%O	m	n
BCA	45.13	6.37	41.33	1.694	0.687
RFV	45.31	6.46	41.69	1.711	0.690
CFC	42.0	5.90	37.55	1.686	0.671

*Elaborada por el autor.

Tabla 4.7. Porcentaje de las especies como base tal cual fue recibida (ARB). *

Especies	BCA		RFV		CFC	
	Base seca (%)	ARB (%)	Base seca (%)	ARB (%)	Base seca (%)	ARB (%)
Carbón (%C)	45.13	44.32	45.31	43.65	42.0	40.17
Hidrogeno(%H)	6.37	6.26	6.46	6.22	5.90	5.64
Oxígeno (%O)	41.33	40.59	41.69	40.16	37.55	35.92
Cenizas (%)	7.17	7.04	6.54	6.30	14.55	13.92
Humedad (%)	n.c	1.8	n.c	3.66	n.c	4.35
Total (%)	100	100	100	100	100	100

*Elaborada por el autor.

Tabla 4.8. Porcentaje de análisis próximo sin considerar la humedad. *

Especies	Base seca		
	BCA (%)	RFV (%)	CFC (%)
Cenizas (%)	7.17	6.54	14.55
Materia volátil (%)	79.21	75.18	68.28
Carbón fijo (%)	13.63	18.28	17.17
Total (%)	100	100	100

*Elaborada por el autor

La relación de flujo estequiométrica de aire -biomasa seca para las 3 biomosas se muestra en la siguiente Tabla 4.9.

Tabla 4.9. Flujo de aire -biomasa seca estequiométrico para el bagazo de caña de azúcar, la cáscara de cacao y los racimos de fruto vacío de palma aceitera. *

Biomasa	Relación de flujo estequiométrica de aire -biomasa seca (Kg aire /Kg biomasa)
Bagazo caña de azúcar (BCA)	5.677
Cáscara de cacao (CFC)	6.023
Racimos de palma aceitera (RFV)	6.059

*Elaborada por el autor.

4.2.1. Estudio de la gasificación del bagazo de caña de azúcar

En la Figura 4.2 se observa que a medida que se incrementa las relaciones de equivalencia se reporta un incremento de valor calorífico inferior con respecto a un contenido de humedad. Las curvas de LHV se encuentran muy próximas a valores de RE entre 1.5 a 3.0. Sin embargo, más allá del 20 % de humedad

estas curvas tienden a separarse y a disminuir, a diferencia de las curvas de LHV en el intervalo de RE entre 4.0 a 6.0, las cuales se encuentran más distanciadas. La línea roja punteada indica el límite de contenido de humedad de biomasa que podría ingresar al gasificador.

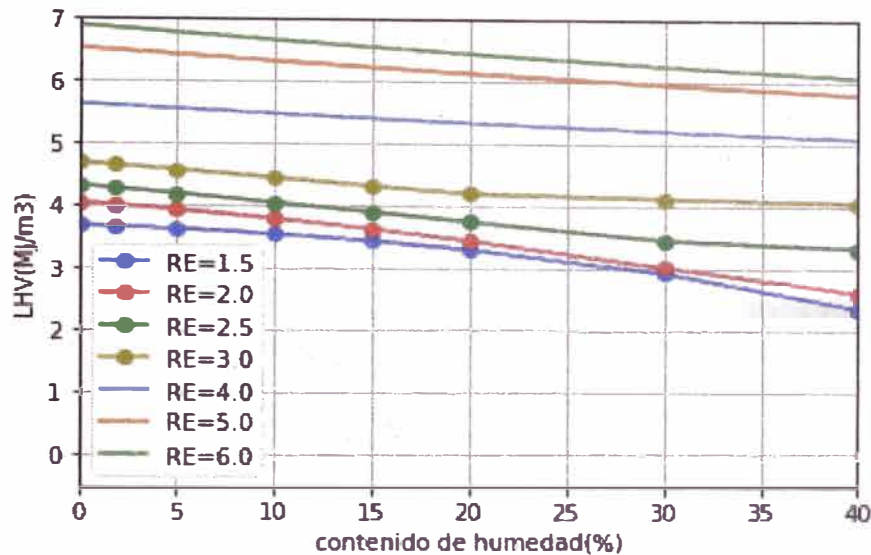


Figura 4.2. Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad del bagazo de caña de azúcar. (Elaborado por el autor)

En la Tabla 4.10 se puede observar como las temperaturas van descendiendo, de acuerdo a la relación de equivalencia, con respecto al incremento del contenido de humedad de la biomasa. Consideramos un contenido de humedad de 1.8% con un RE=2.0, debido a que a estos valores se tiene una temperatura de pirooxidación máxima adecuada de 1502.4°K para el gasificador.

Además, también tendremos un flujo masico final de “char” sin reaccionar de 66 mg/s en ese proceso de gasificación. Cuando seleccionamos la menor temperatura de pirooxidación obtenemos una menor conversión del carbón a una humedad de 15% y un RE=2.0, obteniendo un flujo másico final de “char” de 276 mg/s.

Tabla 4.10. Temperatura de la zona de pirooxidacion, valor calorífico inferior y flujo másico final de char después de la gasificación, para relaciones de equivalencia de 1.5 a 3.0, con respecto a los porcentajes de humedad del bagazo de caña de azúcar. *

Humedad (%)	Temperatura pirooxidación (K)				LHV (MJ/m ³)				Flujo masico final de CHAR (mg/s)			
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0
1.8	1768.4	1502.4	1290.8	1118.7	3.64	3.94	4.2	4.58	0	66	474	639.6
5	1722.5	1456.1	1245.8	1076.8	3.56	3.8	4.06	4.46	0	128.4	517.2	650.532
10	1673.6	1407	1198.3	1033.3	3.45	3.64	3.91	4.32	0	199.2	560.16	653.76
15	1621.3	1354.8	1148.2	1000	3.31	3.45	3.76	4.21	0	276	598.8	648.564

*Elaborada por el autor

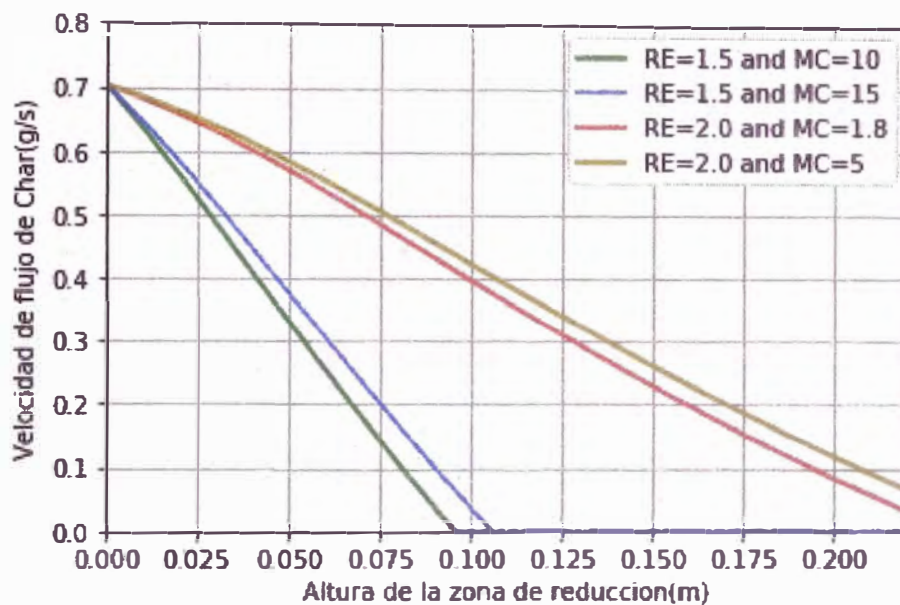


Figura 4.3. Flujo masico del char en la gasificación del BCA, a lo largo de la altura de la zona de reducción. (Elaborada por el autor)

En la Figura 4.3 se observa el comportamiento de las curvas de las velocidades de flujo del char donde se explica que las temperaturas de pirooxidacion mayores a 1550K, con RE= 1.5 y humedad de 10% y 15% estas tienden a consumir todo el “char” y es posible que solo queden cenizas como residuo.

4.2.2. Estudio en la gasificación de racimos de palma aceitera

En la Figura 4.4 se observa que a medida que se incrementa las relaciones de equivalencia se reporta un incremento de valor calorífico inferior con respecto a un contenido de humedad. Las curvas de LHV se encuentra muy próximas para RE=1.5 a RE =3.0, pero más allá del 20 % de humedad estas tienden a separarse y a decaer a menores valores, a diferencia de los LHV del intervalo de RE=5 a RE=5.5 que se encuentran más distanciados y con pendientes no tan pronunciadas.

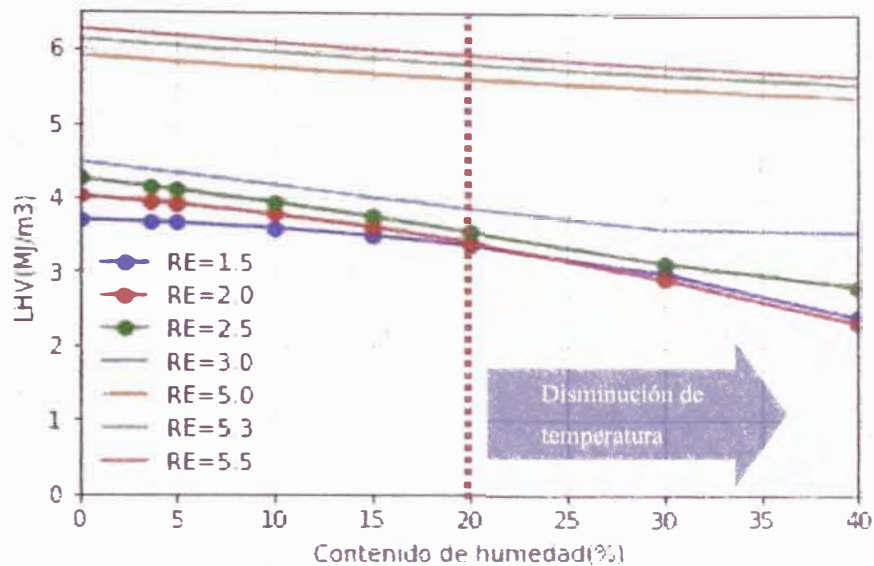


Figura 4.4. Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad del racimo de palma aceitera. (Elaborada por el autor)

En la Tabla 4.11 se selecciona el contenido de humedad de 15% con un RE=2.0 por que este tiene una temperatura de pirooxidacion máxima de 1500.4°K, adecuada para el gasificador. Además, también tendremos un flujo másico final de “char” sin reaccionar de 202 mg/s en ese proceso de gasificación.

Cuando seleccionamos la menor temperatura de pirooxidacion posible para una buena conversión del carbón elegimos una biomasa con una humedad de 15% con un RE=2.5, obteniendo un flujo másico final de “char” de 642.7 mg/s. Si se considera como temperatura máxima adecuada para el gasificador la correspondiente a la humedad de 3.66% y con LHV=4.15 MJ/m³, se obtendría un mayor valor de flujo másico final de “char” igual a 498.1 mg/s, lo cual no es conveniente porque esto significaría una mala conversión del char.

Tabla 4.11. Temperaturas de la zona de pirooxidación, valor calorífico inferior y por último el flujo másico final de char obtenido después de la gasificación según las relaciones de equivalencia de 1.5 a 3.0 con respecto a los porcentajes de humedad de racimos de palma aceitera. *

Humedad (%)	Temperatura pirooxidación (K)				LHV (MJ/m ³)				Flujo masico final de CHAR (mg/s)			
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0
3.66	1865.2	1614.6	1415.4	1252.4	3.67	3.95	4.15	4.37	0	40.08	498.1	763.9
5	1852.9	1601.8	1402.7	1240.1	3.66	3.91	4.11	4.33	0	56.04	513.6	774.6
10	1805	1552.5	1353.8	1192.6	3.59	3.78	3.94	4.18	0	123.36	575.6	814.8
15	1753.9	1500.4	1302.2	1142.9	3.5	3.61	3.75	4.02	0	202.8	642.7	849.9

*Elaborada por el autor

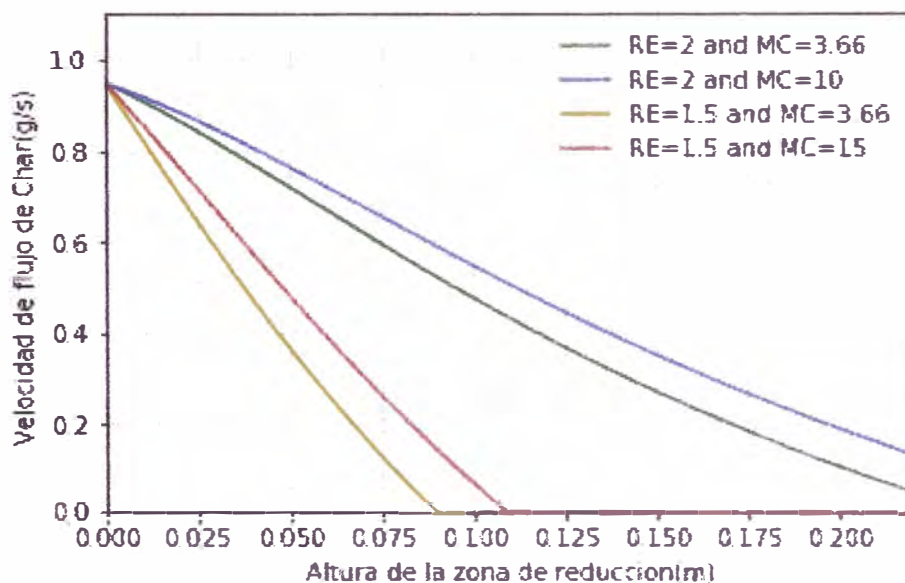


Figura 4.5. Flujo masico del “char” del RFV de palma aceitera, a lo largo de la altura de la zona de reducción. (Elaborada por el autor)

En la Figura 4.5 se observa que para RE= 1.5 y rango de humedad entre 3.66% y 15%, estos valores tienden a consumir todo el “char” y es posible que solo queden como residuo las cenizas. Si hacemos trabajar al gasificador a una temperatura de 1614.6°K (RE=2 y MC=3.66) obtendríamos un menor valor de flujo másico final de “char”, pero podríamos dañar la infraestructura del equipo.

4.2.3. Estudio en la gasificación de la cascara de cacao

En la Figura 4.6 se observa que las curvas de LHV se encuentran muy próximas entre ellas y que sus pendientes no son tan pronunciadas para los intervalos de RE=1.5 a RE =5.5.

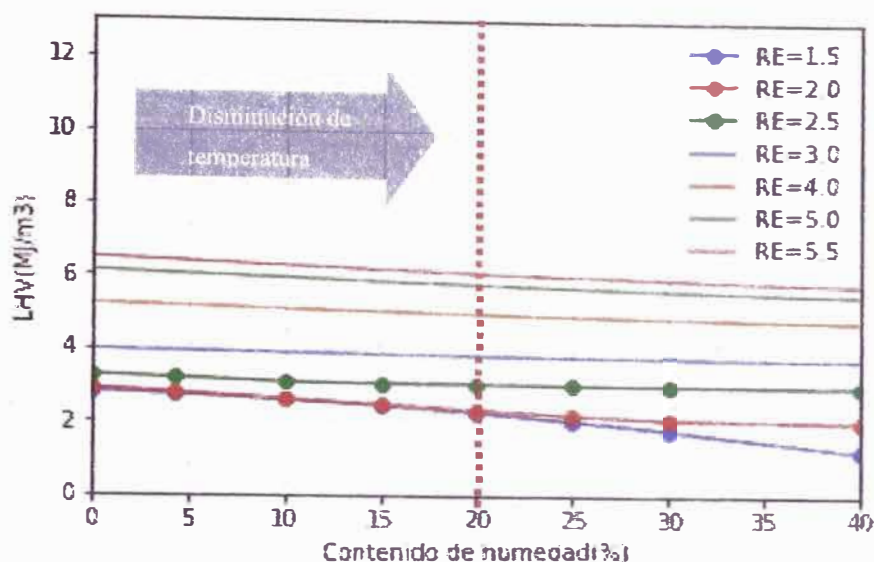


Figura 4.6. Curvas de valores caloríficos inferiores de las distintas relaciones de equivalencia con respecto al contenido de humedad de la cáscara de cacao (Elaborada por el autor).

En la Tabla 4.12 se selecciona el contenido de humedad del 10% con un RE=1.5 debido a que para este valor se tiene una temperatura de pirooxidación máxima de 1543.3°K, que es adecuada para el gasificador.

Además, no se obtendrá char en el proceso de gasificación. Cuando seleccionamos la menor temperatura de pirooxidación posible para una buena conversión del carbón, elegimos una biomasa con una humedad de 15% y con un RE=1.5, obteniendo un flujo másico final de “char” de 39.5 mg/s.

Si considero como temperatura mínima adecuada para el gasificador a la correspondiente a una humedad de 4.35% y con LHV=2.79MJ/m³, obtendría un mayor flujo másico final de “char” igual a 552 mg/s, lo cual es muy elevado y no es conveniente para fines de la conversión del char.

Tabla 4.12. Temperaturas de la zona de pirooxidación, valor calorífico inferior y por último la masa final de char obtenido después de la gasificación según las relaciones de equivalencia de RE=1.5 a RE=2.5 con respecto a los porcentajes de humedad de la cascara del fruto de cacao.

Humedad (%)	Temperatura pirooxidación (K)			LHV (MJ/m ³)			Flujo masico final de CHAR (mg/s)		
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5
4.35	1594.2	1291.3	1052.1	2.74	2.79	3.19	0	552	775.2
10	1543.3	1241.6	1006.6	2.6	2.62	3.09	0	612	781.2
15	1495.1	1194.8	1000	2.44	2.48	3.06	39.5	660	778.8

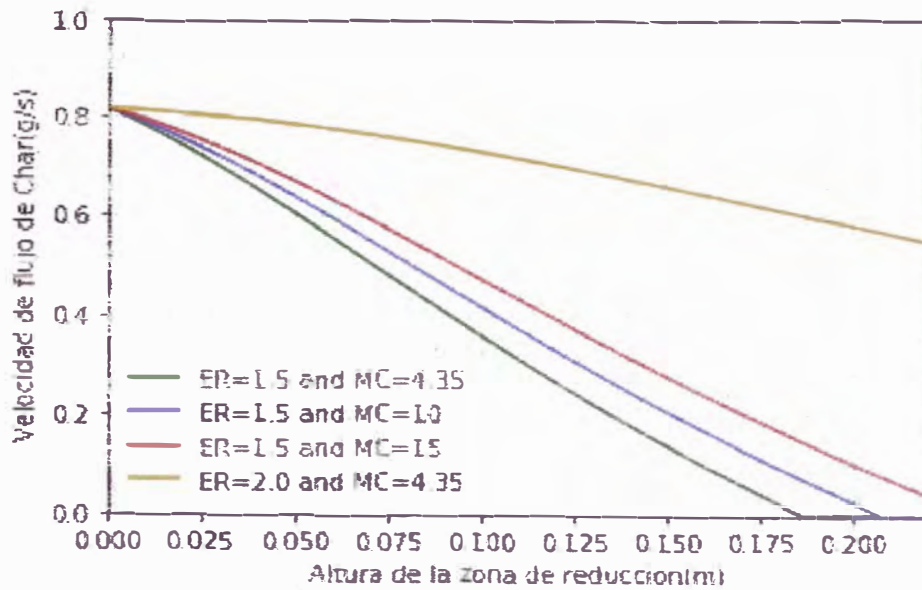


Figura 4.7. Flujo masico del CHAR del CFC a lo largo de la altura de la zona de reducción.

En la Figura 4.7 se observa que para $\bar{R}E = 1.5$ y humedad de 4.35% y 10%, estos valores tienden a consumir todo el “char” y es posible que solo queden cenizas como residuo.

4.3. POTENCIALES ENERGETICOS DEL GAS POBRE DE LAS TRES BIOMASAS RESIDUALES EN EL PERÚ

Los residuos de biomasa de caña de azúcar (bagazo) representan potenciales energéticos significativos en el Perú según el balance nacional de energía de 2016 (9583 TJ/año). Sin embargo, un porcentaje significativo de este potencial no se utiliza eficientemente pues se usa en combustión directa de bagazo con tamaño no uniforme y con humedad elevada. El valor estimado del potencial energético para el uso sustitutorio del bagazo mediante gasificación en el Perú, permite esperar en el futuro una mayor eficiencia energética mediante su conversión a gas pobre.

Los residuos de biomasa de cáscara de cacao y del fruto de la palma aceitera representan importantes potenciales energéticos en el Perú. El cultivo de palma aceitera es con fines de producir biodiesel. Sin embargo, un alto porcentaje de estos dos residuos no se está utilizando eficientemente pues se usa en combustión directa en calderos ineficientes, sin control de humedad ni tamaño de la biomasa.

Utilizando el modelo de Roy [48] y comparando con los valores de validación experimental obtenidos por Jayah [45], quien utilizó residuos de madera de caucho como biomasa, el proceso de gasificación para estos tres residuos de biomasa en

gasificadores downdraft evalúa el efecto negativo de su alto contenido de cenizas en la composición del gas pobre obtenido en el Perú, lo que aporta información técnica de utilidad para la promoción del uso futuro de la gasificación en el Perú con el fin de lograr una mayor eficiencia energética de los recursos de biomasa.

Tabla 4.13. Total de toneladas de residuos húmedos producido en el año 2017.

Biomasa	Relación Residuo húmedo/ producto principal	Total de residuo húmedo (t)
BCA	20.32t/Ha de cultivo *	3087211
CFC	10 t / 1t de grano de cacao	1218140
RFV	18.30t/Ha de cultivo	1078803

*Obtenido del balance nacional de energía desde el 2012 al 2016 (promedio).

Con la información de la Tabla 4.1 y la Tabla 4.13 hacemos los cálculos para determinar la cantidad de masa residual de la biomasa seca según la ecuación 2.24, de esta manera se obtiene la Tabla 4.14.

Tabla 4.14. Cantidad de masa residual seco en el año 2017.

Variables	Biomasa		
	BCA	CFC	RFV
<i>R_c</i> (t de PP/Ha)	105.68	0.827	14.45
<i>F_r</i> (t de BH /t de PP)	0.28	10.0	1.266
<i>Y_{rs}</i> (t de BS /t de BH)	0.588 ^b	0.221 ^a	0.424 ^b
<i>M_{rs}</i> (t de BS /año)	1815280.1	269208.9	457412.5

BS: Biomasa seca, BH: biomasa húmeda y PP: producto principal.

^a [101], ^b [69]

Según la referencia bibliográfica, la densidad promedio de un gas seco en el proceso de la gasificación de la biomasa debe ser de 1.3 Kg/m³ [102].

Tabla 4.15. Estimación de potencial energético máximo y mínimo del bagazo de caña de azúcar.

Humedad (%)	Kg de GP*/ Kg de BS*				Potencial energético (TJ/año)			
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0
1.8	4.61	3.46	2.82	2.45	23614.1	19396.6	16843.7	15882.4

Tabla 4.16. Estimación de potencial energético máximo y mínimo de la cascara del fruto de cacao.

Humedad (%)	Kg de GP*/ Kg de BS*			Potencial Energético (TJ/año)		
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5
4.35	4.09	3.03	2.52	2318.8	1752.5	1667.8
15	4.02	3.01	2.55	2033.3	1546.7	1616.6

Tabla 4.17. Estimación de potencial energético máximo y mínimo del racimo del fruto de palma aceitera. (Elaborado por el autor).

Humedad (%)	Kg de GP*/ Kg de BS*				Potencial Energético (TJ/año)			
	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0	RE=1.5	RE=2.0	RE=2.5	RE=3.0
15	4.58	3.44	2.78	2.40	5640.2	4365.2	3667.6	3392.5

Tabla 4.18. Cuadro comparativo de potencial energético máximo y mínimo de las tres biomásas residuales de Perú. (elaborado por el autor).

Biomasa	Potencial Energético (TJ/año)	
	Máximo	Mínimo
BCA	19396.6	16843.7
CFC	2184.3	2033.3
RFV	4365.2	3667.6

Según el Balance Nacional de Energía del Perú del año 2016, se reporta que el aporte de los recursos bioenergéticos para el consumo de energía final del país continúa siendo significativo. Sin embargo, teniendo en cuenta la estimación del Potencial Energético de las tres biomásas en este trabajo de tesis, podemos decir que la gasificación es una buena opción para satisfacer algunas carencias de energía en zonas remotas de las regiones del Perú que son menos accesibles.

En la región de la costa, la leña posee un alto porcentaje de uso y que estos provienen de los bosques secos del norte, el destino final de esta fuente de energía son principalmente industrias de productos alimenticios, restaurantes, panaderías, fábricas de ladrillos y el consumo doméstico. En la región de la sierra, específicamente en el trapecio andino (Apurímac, Ayacucho y Huancavelica), entre los ecosistemas naturales que son fuente de energía, están los bosques de quenuales y otras formaciones boscosas restringidas como son los totorales y

yaretales. En esta región, el poblador andino recurre a la biomasa para satisfacer sus necesidades energéticas, dada su imposibilidad económica para acceder a productos derivados del petróleo crudo. En la región de la selva existe abundancia de esta fuente de energía, por lo cual su consumo no tiene restricción. A continuación, se muestra la Tabla 4.19 donde se observa las energías obtenidas según el modelo del balance nacional de energía del año 2016, de las principales biomásas utilizadas en el Perú.

REPUBLICA DEL PERU		ENERGIA PRIMARIA			ENERGIA SECUNDARIA	TOTAL
MINISTERIO DE ENERGIA Y MINAS		LEÑA	BOSTA	BAGAZO	CARBON VEGETAL	
DIRECCION GENERAL DE EFICIENCIA ENERGETICA						
S	1 PRODUCCION	78 792	7 174	18 248		104 213
E	2 IMPORTACION				9	9
C	3 VARIACION DE INVENTARIOS					
T	4 OFERTA TOTAL	78 792	7 174	18 248	9	104 222
O	5 EXPORTACION					
R	6 NO APROVECHADA					
A	7 OFERTA INTERNA BRUTA	78 792	7 174	18 248	9	
E	8 TOTAL TRANSFORMACION	(3 995)		(7 344)	1 598	(9 741)
N	8.1 COQUERIAS Y ALTOS HORNOS					
E	8.2 CARBONERAS	(3 995)			1 598	(2 397)
R	8.3 REFINERIAS					
G	8.4 PLANTAS DE GAS					
E	8.5 CENTRALES ELECTRICAS M.E.			(3 783)		(3 783)
T	8.6 CENTRALES ELECTRICAS U.P.			(3 561)		(3 561)
I	9 CONSUMO PROPIO SECTOR ENERGIA					
C	10 PERDIDAS (TRANS. DIST. Y ALM.)					
O	11 AJUSTES					
	12 CONSUMO FINAL TOTAL	74 797	7 174	10 903	1 606	94 481
C	12.1 CONSUMO FINAL NO ENERGETICO			2 090		2 090
O	12.2 CONSUMO FINAL ENERGETICO	74 797	7 174	8 813	1 606	92 391
N	12.2.1 RESIDENCIAL	74 649	7 174		1 510	83 333
S	12.2.2 COMERCIAL	23			97	120
	12.2.3 PUBLICO					
F	12.2.4 TRANSPORTE					
I	12.2.5 AGROPECUARIO Y AGROIND.	122		8 813		8 934
N	12.2.6 PESQUERIA					
A	12.2.7 MINERO METALURGICO					
I	12.2.8 INDUSTRIAL	3			1	4
	12.2.9 CONSUMO NO IDENTIFICADO					

Tabla 4.19. Balance Nacional de Energía del Perú del año 2016.

Si empleamos el potencial de gas pobre que se podría producir a partir de las tres biomásas residuales estudiadas y lo empleáramos en las centrales eléctricas obtendríamos valores superiores a aquellos indicados en el balance nacional de energía y por consiguiente se promovería la descentralización energética en las regiones, la optimización de los recursos de energía de la biomasa, y se reduciría al mismo tiempo la contaminación atmosférica con una tecnología basada en recursos energéticos renovables, que contribuye directamente a la mitigación de los impactos del cambio climático global, así como a la reducción de la contaminación

CAPITULO V

RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN Y CONTRASTACIÓN DE LA HIPÓTESIS

5.1. RESULTADOS DE LA INVESTIGACIÓN

El porcentajes de error promedio de los componentes principales del gas pobre, a diferentes tamaños de fragmentos de la biomasa (de 3.3 a 5.5 cm), obtenidos en esta tesis durante la validación con los datos experimentales obtenidos por Jayah (45), resultaron mucho menores a los resultados previstos por el modelo original de Prokash Roy (48), quien se limitó a trabajar con fragmentos de biomasa menores al tamaño de 3.3cm en sus pruebas de simulación. Asimismo, para fragmentos mayores a 3.3 cm, los porcentajes de error obtenidos en esta investigación son coherentes y razonables para cada componente (menos de 20%), comparados con los obtenidos por Prokash Roy (más de 20% y menos de 50%).

Se realizaron estudios con diferentes parámetros operativos y geométricos del gasificador: la composición de la biomasa, el tamaño de la zona de reducción del gasificador y las condiciones de entrada consideradas para el estudio en el dimensionamiento del gasificador.

Los gasificadores con longitudes de reactor más cortas necesitan ser alimentados con fragmentos de biomasa de pequeño tamaño. Con las mismas condiciones ambientales, los fragmentos más grandes también experimentan la misma conversión rápida pero solo a nivel superficial, pues debido a su mayor tamaño, la conversión completa puede no ser posible. Los fragmentos más grandes se someten a la lenta conversión de las partes interiores restantes y, por lo tanto, necesitan una mayor longitud del reactor antes de abandonar la zona de gasificación.

Como resultado de una conversión de char más rápida, los fragmentos más pequeños aumentan la eficiencia de conversión en comparación con los fragmentos más grandes. El valor calorífico inferior del gas producido aumenta con el aumento de la relación de equivalencia, a una misma cantidad de humedad

de la biomasa, y disminuye cuando aumenta la cantidad de humedad, a una misma relación de equivalencia.

Los resultados de la estimación del potencial energético mínimo y máximo del gas pobre obtenido a partir del bagazo de caña de azúcar, cascara de cacao y los racimos de la palma aceitera se muestran en la Tabla 4.18. Gracias a este estudio podemos correlacionar el rendimiento del gas pobre según los tamaños de los fragmentos de biomasa y según el diseño geométrico del gasificador.

5.2. CONTRASTACIÓN DE LA HIPÓTESIS

Se ha podido realizar una simulación con los diferentes fragmentos con respecto a la zona de reducción, la cual es determinante en la optimización de los modelos del proceso termoquímico de gasificación de biomasa residual agrícola en reactores de flujo descendente. De esta manera, se ha podido adaptar y optimizar la generación de gas pobre a partir de la cascara de cacao, bagazo de caña de azúcar y racimos de palma aceitera en el Perú. Por lo expuesto, la hipótesis de investigación establecida ha sido validada y se considera aceptada.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A. Conclusiones sobre los alcances y limitaciones de la investigación

- a) Para poder precisar los tipos de productos obtenidos durante el proceso termoquímico de conversión de una biomasa residual agrícola se consideró la información de la literatura, interesándonos más por los productos que son especies gaseosas, para lo cual debemos identificar cuales se encuentran en mayor concentración. En este complejo proceso termoquímico, consideraremos que los productos obtenidos que son sólidos y líquidos tienen muy baja concentración, suponiéndose entonces que todo lo que ingresa al gasificador es convertido a gas pobre.
- b) Debido al tiempo para la realización de la tesis se ha optado en una simulación de la gasificación de la biomasa residual que ha permitido observar los efectos de los parámetros de proceso implicados como es la relación de equivalencia, humedad y ángulos de divergencia de la zona de reducción en un gasificador de lecho fijo de flujo descendente.
- c) Es necesario conocer el dimensionamiento del gasificador, especialmente de la zona de reducción. También es determinante conocer la cantidad de humedad de la biomasa cuando ingresa al gasificador.
- d) El tiempo de residencia en la zona de oxidación, es decir, el tiempo que el agente oxidante está en contacto y reacciona con el producto carbonizado proveniente de la zona de pirolisis, es muy importante, pues al aumentar el tiempo se reduce la cantidad de material sólido y de alquitranes.
- e) Gracias a la información estadística registrada por instituciones del estado como es el Ministerio de Agricultura y Riego (MINAGRI) y el Ministerio de Energía y Minas (MINEM), y con la información bibliográfica relacionada a los factores de biomasa residual, es posible calcular y determinar el potencial energético del gas pobre a partir de los subproductos agroindustriales de la caña de azúcar, palma aceitera y cacao provenientes del Perú.
- f) Se debe desarrollar un enfoque teórico más riguroso, tridimensional, para determinar la composición del gas producido al final de la zona de oxidación, ya que la composición de los gases de salida se calculó utilizando los principios de conservación de masa y energía en forma unidimensional (a lo largo del eje de la zona de reducción).

- g)** Cálculos más realistas de la pérdida de calor en cada zona del gasificador mejorarían la previsibilidad del submodelo. La precisión de los cálculos de pérdida de calor puede mejorar si se dispone de más mediciones de temperatura externa alrededor del gasificador.

B. Conclusiones generales

- a)** La obtención del valor calorífico inferior del gas pobre depende de dos submodelos: el modelo del equilibrio químico que existe en la zona de oxidación y el modelo de la cinética de las reacciones químicas que se producen en la zona de reducción del gasificador.
- b)** Los efectos de la relación de equivalencia y la humedad de la biomasa en el rendimiento del gasificador downdraft, afectan la composición del gas pobre. Esto no elimina el requisito de un modelo cinético, ya que las especies de gases en la zona de reducción no alcanzan el equilibrio químico ya que la baja temperatura en la zona de reducción mantiene las reacciones químicas controladas cinéticamente.
- c)** Los dos submodelos (equilibrio químico y cinética química) conforman el modelo de la gasificación propuesto por Roy, cuyas constantes de equilibrio químico y velocidades cinéticas han sido modificadas en este trabajo de tesis, con la finalidad de minimizar el error promedio, al momento de la validación. Además, se evaluaron estos errores de validación para distintos diámetros de fragmentos de biomasa. Los resultados obtenidos muestran valores de error promedio menores a los obtenidos por Roy.
- d)** Diseñar una metodología para estimar el potencial energético del gas pobre en el Perú a partir de los residuos de biomasa residual agrícola (bagazo de caña de azúcar , cascara cacao y racimos de palma aceitera) es importante y significativo por lo que debería merecer un enfoque promotor de parte del estado peruano, en el marco legal de las fuentes de energía renovable, con el fin de reducir la dependencia en combustibles fósiles a nivel nacional y mitigar los impactos del cambio climático a nivel global.

C. Recomendaciones

- a)** Es necesario desarrollar políticas para la implementación de la biomasa residual tanto agrícola y forestal como fuente renovable de generación de energía eléctrica y calefacción para zona rurales, así como el manejo adecuado de recursos y su registro en

base de datos, pues no se cuenta con una base de datos sólida que permita estimar los totales de residuos presentes en el territorio peruano.

- b)** Es recomendable realizar una diversificación de los cultivos, teniendo en cuenta los cultivos más aprovechables para la generación de energía eléctrica y calefacción, mejorando la calidad de vida de la población rural y volviendo la energía eléctrica o calefacción a partir de biomasa residual una fuente competitiva.
- c)** Realizar un estudio económico del proceso de gasificación para ver la posibilidad de ser implementado en cada región del territorio peruano.
- d)** Realizar un estudio de modelación matemático más exigente con los parámetros experimentales encontrados en el presente trabajo para realizar un escalamiento de un mejor prototipo de gasificación a una planta piloto.
- e)** Llevar a cabo un estudio más complejo para las cenizas que se generan en el proceso de gasificación para ver su estructura y superficie. Las cenizas podrían ser usados directamente o como base para elaborar un fertilizante, además de que tal vez cuentan con una superficie porosa ideal para el intercambio de nutrientes y absorción de agua.
- f)** Estudios experimentales de gasificación de BCA, CFC y RVF en un gasificador downdraft piloto, para validar los resultados de la simulación de un modelo realizado en la tesis, pero esta vez, con datos reales obtenidos en el Perú (la UNI o la UPN). Para este fin se recomienda adquirir un gasificador piloto comercial del tipo downdraft con garganta.
- g)** Estudios experimentales para determinar el valor calorífico y el potencial energético de los residuos de biomasa agroindustrial más importantes en el Perú, con el auspicio de las empresas más importantes en cada cultivo, las universidades, el MINEM, INNOVATE, FONDECYT, entre otros.
- h)** Promover una línea de investigación en modelamiento de procesos químicos y su validación con datos experimentales obtenidos procesando materia prima peruana en reactores piloto en el Perú
- i)** Sensibilizar mediante charlas y talleres al sector estatal y privado del país sobre la importancia tecnológica, económica y ambiental derivada del aprovechamiento energético de los residuos de biomasa industrial mediante la tecnología de la gasificación.
- j)** Se recomienda promover la investigación científica y tecnológica universitaria y la innovación tecnológica empresarial en el área de la gasificación de biomasa en el Perú.

- k) Se recomienda que el Sector Energía considere al gas pobre como una alternativa tecnológica y comercial de generación por fuentes renovables de energía.

D. Planes futuros

- a) Se espera que el estudio de la gasificación de un gasificador de flujo descendente se pueda impartir académicamente para iniciar una conciencia de aprovechamiento de la biomasa residual tanto agrícola y forestal con el objetivo de un mejor cuidado del medio ambiente.
- b) A medida que se va perfeccionando teóricamente los modelos matemáticos para la optimización en la producción de gas pobre, se espera un desarrollo tecnológico en el tema de construcción de gasificadores más compactos y portátiles.
- c) Se espera que la abundante biomasa residual en las zonas rurales permita implementar la fabricación y comercialización de pellets de biomasa, cuyo uso en gasificación es más eficiente.
- d) Se espera que futuras investigaciones permitirán promover el uso de los gasificadores operados con pellets de biomasa residual, como instrumentos de calefacción de hogares térmicamente aislados y poder dar una mejor calidad de vida a poblaciones que experimenten climas fríos muy extremos.

REFERENCIAS

1. Das, Ipsita , Amit. Post-harvest processing technology for cashew apple. *Journal of Food Engineering*. 2017 Feb; 194(87).
2. Angenent L, Karim K, Al Dahhan M, Wrenn B, Dominguez Espinosa R. Production of bioenergy and biochemicals from industrial and agricultural wastewater. *Trends biotechnology*. 2004 Sep; 22(477-85).
3. Zwart R. The results of the 1st year of the Dutch Network on Biorefinery. Report. Netherlands: Centre of the Netherlands (ECN) and Wageningen University and Research Centre (WUR).; 2006.
4. Arodudu, Oludunsin. Exploring bioenergy potentials of built-up areas based on NEG-EROEI indicators. *Ecological Indicators*. 2014 January; 47(67–79).
5. Saxena R. Biomass-based energy fuel through biochemical routes. *Renawable and Sustainable Energy*. 2009; 13(167-178).
6. Ministerio de Agricultura y Riego. Serie de Estadísticas de Producción Agrícola (SEPA). [Online].; 2017 [cited 2019 Febrero 20. Available from: http://frenteweb.minagri.gob.pe/sisca/?mod=consulta_cult
7. Paula L. Characterization of Residues from Plant Biomass for Use in Energy Generation. *CERNE*. 2011 Apr./June; 17(237–46).
8. Valdez L, Ortiz A, Ceballos G, Mendiola J. Valorization of cacao pod husk through supercritical fluid extraction of phenolic compounds. *The Journal Supercritical Fluids*. 2018 September; 131(99–105).
9. Beenackers and Swaaij. *Gasification of Biomass. Thermochemical Processing of Biomass*. 1984.
10. Bridgwater A. Review of Thermochemical Biomass Conversion. Contractor Report. , Department of Energy; 1991. Report No.: ETSU-B-1202.
11. Hos and Groeneveld. *Biomass Gasification* Chichester: Willey; 1987.
12. Crane T. Production of Low -BTU Gases Via a Downdraft Gasifier. In *Technology and Economics of Wood Residue Gasification*; 1979; Texas. p. 119.
13. Groeneveld M. *The Co-Current Moving Bed Gasifier*. PhD thesis. The Netherlands: Twente University of Technology; 1980.

14. Anonymous. Drying Agents. In Kirk-Othmer , editor. Encyclopedia of Chemical Technology 3rd Edition. NY: Wiley; 1979.
15. Kaupp A and Goss J. State of the Art for Small Scale (to 50kW) Gas Producer-Engine Systems. Final Report N°. 53 – 319R-0-141. Colorado:, Department of Agriculture; 1984.
16. Reed T; Das A. Handbook of Biomass Downdraft Gasifier Engine Systems Colorado: U.S. Government Printing Office; 1988.
17. Buekens A and Schoeters G. Modelling of Biomass Gasification. In Overend RP, Milne TA. Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion.; 1985.
18. Graboski M and Bain R. Properties of Biomass Relevant to Gasification. SERI Report N° TR-33-239. Colorado: Solar Energy Research Institute, Department of Energy; 1981.
19. Reed T and Markson M. A Predictive Model for Stratified Downdraft Gasification of Biomass. In D T, E. J. Progress in Biomass Conversion. New York: Academic Press; 1983.
20. Jones J; Nawaz M; Darvell L ; Ross A; Pourkashanian M; Williams A. Biomass Classification for Energy Applications. In A B, D B. Thermal and Chemical Biomass Conversion.; 2006.
21. Babu B; Sheth P. Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: effect of char reactivity factor. Energy Conversion and Management. 2006; 47(2602–11).
22. Mettanant V; Basu P ; Butler J. Agglomeration of biomass fed fluidized bed gasifier and combustor. The Canadian Journal of Chemical Engineering. 2009;(656–684).
23. Jenkins B; Jones A; Turn S; Williams R. Emission factors for polycyclic aromatic hydrocarbons from biomass burning. Environmental Science Technology. 1996; 30(2462–69).
24. Vargas C. Estudio Comparativo de la Utilización de las Tecnologías Downdraft y Lecho Fluido Burbujeante para la Generación de Energía Eléctrica en Aplicaciones de baja potencia. tesis doctoral. Universidad Politécnica de Valencia; 2012.

25. Feiqiang G. Effect of design and operating parameters on the gasification process of biomass in a downdraft fixed bed: An experimental study. *International Journal of Hydrogen Energy*. 2014.; 39.
26. Mukunda H; Dasappa S; Paul P; Rajan N; Shrinivasa U. Gasifiers and combustors for biomass–technology and field studies. *Energy for Sustainable Development*. 1994; 1(27–38).
27. Arena U. Process and technological aspects of municipal solid waste gasification: a review. *Waste Management*. 2012; 32(625–39).
28. Ruiz J. Biomass gasification for electricity generation: Review of current technology barriers. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2013; 18(174–183).
29. Sharma A. Equilibrium and kinetic modelling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison. *Solar Energy*. 2008; 52(918-28).
30. Wang Y; Kinoshita C. Kinetic model of biomass gasification. *Solar Energy*. 1993; 51(19-25).
31. Blasi D. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*. 2000; 55(2931-44).
32. Fiaschi D; Michelini M. A two-phase one-dimensional biomass gasification kinetic model. *Biomass Bioenergy*. 2001; 21(121-132.).
33. Giltrap D; McKibbin R; Barnes G. A steady state model of gas–char reactions in a downdraft gasifier. *Solar Energy*. 2003; 74(85–91).
34. Yang Y; Yamauchi H; Nasserzadeh V ;Swithenbank J. Effect of fuel devolatilization on the combustion of wood chips and incineration of simulated municipal wastes in packed bed. *Fuel*. 2003; 82(2205-21.).
35. Roshmi A; Murthy J; Hajaligol M. Modeling of smoldering process in porous biomass fuel rod. *Fuel*. 2004; 83(1527-36.).
36. Dennis J; Lambert R; Milne A; Scott S; Hayhurst A. The kinetics of combustion of chars derived from sewage sludge. *Fuel*. 2005; 84(117-26).
37. Radmanesh R; Chaouki J; Guy C. Biomass gasification in a Bubbling Fluidised Bed Reactor: Experiments and Modeling. *American Institute of Chemical Engineers Journal*. 2006; 52(4258-72).

38. Gobel B; Henriksen U; Jensen T; Qvale B; Houbak N. The development of a computer model for a fixed bed gasifier and its use for optimization and control. *Bioresource Technology*. 2007; 98(2043–52).
39. Feroso J; Arias B; Pevida C; Plaza M; Rubiera F; Pis J. Kinetic models comparison for steam gasification of different nature fuel chars. *Journal of Thermal Analysis and Calorimetry*. 2008; 91(779–86).
40. Zhong L; Mei W; Hong Z. Kinetic model establishment and verification of the biomass gasification fluidised bed. In. *Proceedings of the 8th International Conference on Machine Learning and Cybernetics*; 12-15 July 2009; Baoding, China.
41. Gerber S; Behrendt F; Oevermann M. An Eulerian modeling approach of wood gasification in a bubbling fluidized bed reactor using char as bed material. *Fuel*. 2010; 89(2903-17).
42. Gordillo E; Belghit A. A downdraft high temperature steam-only solar gasifier of biomass char: A modelling study. *Biomass and Bioenergy*. 2011; 35(2034-43).
43. Chee C. The air gasification of wood chips in a gasifier bed. MSc Thesis. Kansas-USA: Kansas State University; 1987.
44. Senelwa K. The air gasification of woody biomass from short rotation forests. Ph.D. Thesis. New Zealand: Massey University; 1997.
45. Jayah T.; Aye L.; Fuller R.; Stewart D. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy*. 2003; 25(459-69).
46. Chen J. Kinetic engineering modelling of co-current moving bed gasification reactors for carbonaceous material. Ph. D. thesis. New York - USA: Cornell University; 1987.
47. Milligan J. Downdraft Gasification of Biomass. PhD thesis. Armingham- UK: Aston University; 1994.
48. Roy P; Datta A; Chakraborty N. Modelling of a downdraft biomass gasifier with finite rate kinetics in the reduction zone. *International Journal of Energy Research*. 2009; 33(833-51).
49. Bridgwater A. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*. 1995; 74(631–53.).

50. Bacon D; Downie J; Hsu J; Peters J. Modeling of fluidized bed wood gasifiers. In L M, T M. Fundamentals of thermochemical biomass conversion. London; 1982. p. 717–732.
51. Double J; Smith E; Bridgwater A. Process and Gasification. Elsevier Applied Science. In G F, K M, A B. Computer modeling of fluidized bed gasifier. London - UK; 1989. p. 651- 55.
52. Ruggiero M; Manfrida G. An equilibrium model for biomass gasification processes. Renewable Energy. 1999; 16(1106-09).
53. Zainal Z; Ali R; Lean C; Seetharamu K. Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. Energy Conversion and Management. 2001; 42(1499-15).
54. Schuster G; Löffler G; Weigl K; Hofbauer H. Biomass steam gasification: an extensive parametric modeling study. Bioresource Technology. 2001; 77(71-79).
55. Altafini C; Wander P; Barreto R. Prediction of the working parameters of a wood waste gasifier through an equilibrium model. Energy Conversion and management. 2003; 44(2763-77).
56. Li X; Grace J; Lim C; Watkinson A; Chen H; Kim J. Biomass gasification in a circulating fluidized bed. Biomass and bioenergy. 2004; 26(171-193).
57. Melgar A; Pérez J; Laget H; Hornillo A. Thermochemical equilibrium modelling of gasifying process. Energy Conversion and Management. 2007; 48(59-67).
58. Jarunthammachote S; Dutta A. Equilibrium modeling of gasification: Gibbs free energy minimisation approach and its application to spouted bed and spout-fluid bed gasifiers. Energy Conversion and Management. 2008; 49(1345-56).
59. Yoshida H; Kiyon F; Tajima H; Yamasaki A; Ogasawara K; Masuyama T. Twostage equilibrium model for a coal gasifier to predict the accurate carbon conversion in hydrogen production. Fuel. 2008; 87(2186–93).
60. Karamarkovic R; Karamarkovic V. Exergy and energy analysis of biomass gasification at different temperatures. Energy. (2009); 35(537-49).
61. Huang H; Ramaswamy S. Modeling biomass gasification using thermodynamic equilibrium approach. Applied Biochemistry and Biotechnology. 2009; 154(193-204).

62. Haryanto A; Fernando S; Pordesimo L; Adhikarid S. Upgrading of syngas derived from biomass gasification: A thermodynamic analysis. *Biomass and Bioenergy*. 2009; 33(882- 89).
63. Mathieu P; Dubuisson R. Performance analysis of a biomass gasifier. *Energy Conversion and Management*. 2002; 43(1291-99).
64. Prins M; Ptasinski K; Janssen F. Thermodynamics of gas-char reactions: first and second law analysis. *Chemical Engineering Science*. 2003; 58(1003-11).
65. Desrosiers R. Thermodynamics of gas-char reactions. In T R. *A survey of biomass gasification*. Colorado-USA; 1979.
66. Smith W; Missen R. Chemical reaction equilibrium analysis: theory and algorithms. In D W, W C. *American Institute of Chemical Engineers*. New York- USA; 1982. p. 364.
67. Villanueva A; Gomez A; Revuelta E; Campoy M; Ollero P. Guidelines for selection of gasifiers modelling strategies. In *Proceedings of the 16th European Biomass Conference and Exhibition; 2008; Valencia - Spain*.
68. Loha C; Chatterjee P; Chattopadhyay H. Performance of fluidized bed steam gasification of biomass – Modeling and experiment. *Energy Conversion and Management*. 2011; 52(1583 – 88).
69. Serrato C. Metodología para el Cálculo de Energía Extraída a partir de la Biomasa en el Departamento de Cundinamarca. Tesis. Bogota- Colombia: Universidad Distrital Francisco José de Caldas; 2016.
70. Gomez A; Klose W; Rincón S. Pirólisis de biomasa: Cuesco de palma de aceite. Proyecto de investigación. Bogota: Universidad Nacional de Colombia e Instituto de Ingeniería Térmica, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica; 2008.
71. Shuit S; Tan K; Lee K; Kamaruddin A. Oil palm biomass as a sustainable energy source: A Malaysian case study. *Energy*. 2009; 34(1225–35).
72. Preinversión. www.proinversion.gob.pe. [Online].; 2004 [cited 2019 jul 11. Available from: [/RepositorioAPS/0/0/JER/PUBLICACIONES/documentos/ProInversion-Promocion De La Palma Aceitera.pdf](#).

73. Raygada R. Manual técnico para el cultivo de la palma aceitera PRODATU. CNPeDyVsDDyPdDAT, editor. Perú; 2005.
74. Jauregui S; Velazco N. Superintendencia del Mercado de Valores. [Online].; 2010 [cited 2019 jul 11. Available from: <http://www.smv.gob.pe/ConsultasP8/temp/Rating%20EQL%20Palmas%20sep2011.pdf>
75. Sumathi S; Chai S; Mohamed A. Utilization of oil palm as a source of renewable energy in Malaysia. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*. 2008; 12(2404–21).
76. Asadi M. Beet-Sugar handbook New Jersey: John Wiley & Sons, Inc; 2007.
77. Ministerio de Agricultura y Riego(MINAGRI). Caracterizacion de la cadena productiva de la caña de azucar en el Perú. [Online].; 2003 [cited 2019 Jul 11. Available from: <https://www.minagri.gob.pe/portal/download/pdf/especiales/bioenergia/otros/caracterizacion-delacadena-productiva-d-cana-de-azucarenelperu.pdf>
78. Reyes Montiel J. La biomasa cañera como alternativa para el incremento de la eficiencia energética y la reducción de la contaminación ambiental. Centro de Estudio de Termoenergética Azucarera (CETA). 2003; 30(14-20).
79. Vélez F; De Vélez G. Plantas alimenticias de Venezuela. Monografía N°37. Caracas: Sociedad Venezolana de Ciencias Naturales La Salle y Fundación Bigott; 1990.
80. Beckett and Stephen. *The Science of Chocolate*. Segunda ed. York- UK: The Royal Society of Chemistry; 2008.
81. Barman S. Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier. *Bioresource Technology*. 2012; 107(505–11).
82. McBride B. Coefficients for Calculating Thermodynamic and Transport Properties of Individual Species. Technical Memorandum 4513. NASA: NASA; 1993.
83. Lars Waldheim. Heating Value of Gases From Biomass Gasification. Report. IEA Bioenergy; 2001.

84. Duleeka Gunarathne. Optimization of the performance of downdraft biomass gasifier. Master of Science Thesis. Sri Lanka : National Engineering Research & Development (NERD) Centre; 2012.
85. Walawender W;Chern S; Fan L. Wood chip gasification in a commercial downdraft gasifier'. In R O, T M, L M. Fundamentals of Thermochemical Biomass Conversion. London: Elsevier Applied Science Publishers; 1985.
86. Werther J; Saenger M; Hartge E; Ogada T; Siagi Z. Combustion of agricultural residues. Progress in Energy and Combustion. 2000; 26(1-27).
87. Amutio M ; Saldarriaga J; Pablos A ; Olazar M; Bilbao J ; Aguado R. Fast Characterization of biomass fuels by thermogravimetric analysis (TGA). Fuel. 2014; 140(744-51).
88. Ministerio de Energia y Minas (MINEM). Balance Nacional de Energía. [Online]. [cited 2019 Feb 20. Available from: <https://www.gob.pe/institucion/minem/informes-publicaciones/112010-balance-nacional-de-energia-2016>
89. Vriesmanna L ; Teófilo R; Petkowicza C. Optimization of nitric acid-mediated extraction of pectin from cacao pod husks (*Theobroma cacao* L.) using response surface methodology. Carbohydrate Polymers. 2011; 84(1230–36).
90. Pretell V. Pirólisis rápida de biomasa de palma africana y caña de azúcar para la obtención de biopetróleo. Tesis de maestria. Lima: Universidad Nacional de Ingenieria, Facultad de Petroleo; 2013.
91. García R ;Pizarro C; Lavín A. Characterization of Spanish biomass wastes for energy use. Bioresource Technology. 2012; 103(249–58).
92. Viviana A; Salcedo R; Felipe A; González R; Manuel J. Thermogravimetric characterization of chars of waste from Isabella grape (*Vitis labrusca*). Scielo. 2018; 36(398-417).
93. García R; Pizarro C; Lavín A ; Bueno J. Biomass proximate analysis using thermogravimetry. Bioresource Technology. 2013; 139(1–4).
94. Varma A; Mondal P. Physicochemical Characterization and Pyrolysis Kinetic Study of Sugarcane Bagasse Using Thermogravimetric Analysis. Energy Resource Technology. 2016; 138(11(pages)).

95. Asadieraghi M; Daud W. "In-depth investigation on thermochemical characteristics of palm oil biomasses as potential biofuel sources. *Analytical Applied Pyrolysis*. 2015; 115(379–91).
96. Yiin C; Yusup S; Quitain A; Uemura Y; Sasaki M. Thermogravimetric analysis and kinetic modeling of low transition temperature mixtures pretreated oil palm empty fruit bunch for possible maximum yield of pyrolysis oil. *Bioresource Technology*. 2018; 255(189-197).
97. Tsai C; Tsai W ; Liu C ; Lin Y. Thermochemical characterization of biochar from cocoa pod husk prepared at low pyrolysis temperature. *Biomass Conversion Biorefinery*. 2018; 8(237-43).
98. Akinola A; Eiche J; Owolabi P; Elegbeleye A. Pyrolytic analysis of cocoa pod for biofuel production. *Nigerian Journal of Technology*. 2018; 37(1026).
99. Syamsiro M; Saptoadi H ; Tambunan B; Pambudi N. A preliminary study on use of cocoa pod husk as a renewable source of energy in Indonesia. *Energy Sustainable Development*. 2012; 16(74-77).
- 100 Virmond E; Rocha J; Moreira R; Jose H. Valorization of agroindustrial solid residues . and residues from biofuel production chains by thermochemical conversion: A review. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 2013; 30(197–229).
- 101 Adzimah S; Asiam E. Design of a Cocoa Pod Splitting Machine. *Research Journal of Applied Sciences, Engineering and Technology*. 2010;(622-34).
- 102 Maschio G; Lucchesi A; Stoppato G. Production of syngas from biomass. . *Bioresource Technology*. 1994; 48(119-26).

ANEXOS

ANEXO I.-Programa en lenguaje PYTHON usado para el modelo de la gasificación de la biomasa.

ANEXO II.- Programa en lenguaje PYTHON usado en la simulación del gasificador mediante el modelo de gasificación.

- A. Efecto de la relación de equivalencia.
- B. Efecto del contenido de humedad conservando la altura original de la zona de reducción.
- C. Efecto del ángulo de divergencia en la zona de reducción.
 - C1. Altura constante de la zona de reducción.
 - C2. Volumen constante en la zona reducción.

ANEXO III.-Aplicación del modelo de gasificación para la determinación del potencial energético de la cascara de cacao, bagazo de caña de azúcar y racimos de palma aceitera.

- A. Estudio del potencial energético de la cascara de cacao en Perú.
- B. Estudio del potencial energético del bagazo de caña de azúcar en Perú.
- C. Estudio del potencial energético de racimos de palma aceitera en Perú.

ANEXO I : Programa en lenguaje PYTHON usado para el modelo matemático de la gasificación de la biomasa.

El lenguaje de programación ha sido desarrollado en el entorno de trabajo interactivo JUPYTER NOTEBOOK, el modelo matemático planteado en el capítulo III se ha llegado a plasmar de la siguiente manera, tomando como ejemplo el test de prueba 1 según la tabla 3.8 para la subsiguiente validación:

```
In [1]: #LIBRERÍAS
from numpy import *
from scipy.optimize import *
import numpy as np
from scipy.integrate import quad
import matplotlib.pyplot as plt
from scipy.optimize import fsolve as fs

In [2]: #ANALISIS FINAL
C1=50.6          # carbon   %(base seca)
H1=6.5          # hidrogeno %(base seca)
O1=42.01        # oxigeno  %(base seca)
N1=0.22         # nitrogeno %(base seca)
Ash=0.67        # ASH o cenizas%(base seca)
#HUMEDAD DEL COMBUSTIBLE
FM=18.5         # (Tal cual es recibido)%;para validar(12.5%-18.5%)
#ANALISIS PROXIMO
FC=19.2         # carbon fijo %(base seca)
VM=80.1         # materia volatil%(base seca)
#CONSTANTES
R= 8.314472     # constante universal de gases J/mol.K
hg=2283         # entalpia de vaporizacion del agua J/g
Cpash=0.84      # capacidad calorifica del ash J/g.K
Cpchar=21.86    # capacidad calorifica del char J/mol.K
dCH4=0.717     # densidad del metano Kg/m3
dCO=1.25       # densidad del monoxido Kg/m3
dCO2=1.977     # densidad del dioxido Kg/m3
Ea1=77390      # energia de activacion de la reaccion 1 J/mol. (segun wang kinoshita)
Ea2=121620     # energia de activacion de la reaccion 2 J/mol. (segun wang kinoshita)
Ea3=19210      # energia de activacion de la reaccion 3 J/mol. (segun wang kinoshita)
Ea4=36150      # energia de activacion de la reaccion 4 J/mol. (segun wang kinoshita)
A1=36.16       # factor pre-exponencial de la reaccion 1 1/s. (segun wang kinoshita)
A2=1.517E+04   # factor pre-exponencial de la reaccion 2 1/s. (segun wang kinoshita)
A3=4.189E-03   # factor pre-exponencial de la reaccion 3 1/s. (segun wang kinoshita)
A4=7.301E-02   # factor pre-exponencial de la reaccion 4 1/s. (segun wang kinoshita)
hf CO=-110530  # entalpia de formacion del CO (J/mol)
hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
hf CH4=-74600  # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
hf N2=0        # entalpia de formacion N2 (J/mol)
hf O2= 0       # entalpia de formacion O2 (J/mol)
hf H2=0        # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
gH2=0          # energia de Gibbs del hidrogeno(J/mol)
T O=298.15     # temperatura ambiente (K)
#VARIABLES
pp=1000        # numero de divisiones finitas de la zona de reduccion
CRF= 100       # char reactivity factor (CRF) valor optimo segun literatura
pQloss=15      # porcentaje de compensacion de energia (entalpia de entrada) (%)
pUe=5          # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
teta=57        # angulo en grados sexagesimales de la campana de la zona de reduccion
Ta=300         # Temperatura de precalentamiento (K)
Dr= 0.1        # diametro de la garganta (m)
Ho = 0.22      # altura de la zona de reduccion (m)
```

```

In [6]: #CALCULOS PREVIOS
SUM=C1+H1+O1+N1 # suma del porcentaje de C, H y O proveniente de la biomasa en base seca
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1) # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16) # moles de oxigeno por mol de biomasa
MF=12+m*1+n*16 # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash) # masa de Ash por mol de biomasa seca
BS=MF+mash1 # masa de base seca por mol de biomasa
w=0.01*FM*MF/(18*(1-0.01*FM)*(1-Ash*0.01)) # Cantidad de moles de agua por mol de biomasa
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g (exp. es 19.55KJ/g)
ang= np.radians(teta/2) # angulo en radianes
#-----
#Tal cual es recibido
C2=(C1/100)*(100-FM)
H2=(H1/100)*(100-FM)
O2=(O1/100)*(100-FM)
N2=(N1/100)*(100-FM)
Ash2=(Ash/100)*(100-FM)
total= C2+H2+O2+N2+Ash2+FM
LHVwood=HHVwood-hg*((9*H2/100)+(FM/100)) # segun Prabir basu (biomass gasification)
#-----
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
#-----
---
#Usando la relacion de gas combustible de la biomasa seca segun Jayah 2003
Cgvl=(0.01*C_CO*dCO*0.012/0.028)+(C_CO2*0.01*dCO2*0.012/0.044)+(C_CH4*0.01*dCH4*0.012/0.016) #
Kg/m3
HHVt=12.622*C_CO*0.01 + 12.769*C_H2*0.01 + 39.78*C_CH4*0.01 # MJ/m3(National Renewable Energy
Laboratory)
LHVt= 12.622*C_CO*0.01 +10.788*C_H2*0.01 + 35.814*C_CH4*0.01 # MJ/m3(National Renewable Energy
Laboratory)
#-----
----
BS1=(Gt*Cgvl)/(0.01*C1) #flujo de biomasa seca en la salida del gasificador Kg/h
BSH=(100/(100-FM))*BS1 #flujo de biomasa humeda Kg/h
mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash) # flujo masico de ash en (g /s)
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash))/MF) # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
#eficicencia de la gasificacion para jayah 2003
ngl=(LHVt/LHVwood)*(Gt/BS1)*1000*100 #eficiencia del gas frio
#-----
#eficiencia de conversion del CHAR para jayah 2003
ncl=(12*( C_CO2+C_CO+ C_CH4)/(22.4*C1))* (Gt/BS1)*100
#DIMENSIONES DE LA ZONA DE REDUCCION DEL GASIFICADOR:
ro = (Dr/2) # radio superior (m)
el=np.tan(ang) # tangente del angulo
dH=(Ho/pp) # diferencial de la altura

print('HHV biomasa=',HHVwood,'KJ/g')
print('LHV biomasa=',LHVwood,'KJ/g')
print('HHVt=',HHVt,'MJ/m3')
print('LHVt',LHVt,'MJ/m3')
print('eficiencia del gas frio=',ngl,'%')
print('conversion del char=',ncl,'%')
print('flujo biomasa seca=',BS1,'Kg/h')

HHV biomasa= 20962.117 KJ/g
LHV biomasa= 19451.284675 KJ/g
HHVt= 5.2271 MJ/m3
LHVt 4.830844 MJ/m3
eficiencia del gas frio= 75.74591584758691 %
conversion del char= 99.7759078316015 %
flujo biomasa seca= 17.171098369565215 Kg/h

```

```

In [18]: # TENEMOS LAS FRACCIONES MOLARES :
Y_H2=[]
Y_CO=[]
Y_CO2=[]
Y_CH4=[]
Y_N2=[]
Y_H2O=[]
for i in range(len(fi)):
    Xt=X_H2[i]+X_CO[i]+X_CO2[i]+X_CH4[i]+X_N2[i]+X_H2O[i]

    YH2=(X_H2[i]/Xt)
    YCO=(X_CO[i]/Xt)
    YCO2=(X_CO2[i]/Xt)
    YCH4=(X_CH4[i]/Xt)
    YN2=(X_N2[i]/Xt)
    YH2O=(X_H2O[i]/Xt)

    Y_H2.append(YH2)
    Y_CO.append(YCO)
    Y_CO2.append(YCO2)
    Y_CH4.append(YCH4)
    Y_N2.append(YN2)
    Y_H2O.append(YH2O)

```

```

In [19]: def ptozonagasif():
L=[]
for i in range(pp+1):
    ll=(i)*dH
    L.append(ll)
    #print('Longitud de la zona de gasificacion=',L)
return L

```

```

In [20]: L=ptozonagasif()

```

```

In [21]: def volumecontrol():
Vk=[]
for i in range(pp):
    rnf1=ro + (L[i])*e1
    rnf2=ro + (L[i+1])*e1
    dVn=(np.pi/3)*(1/e1)*((rnf2**3)-(rnf1**3))
    Vk.append(dVn)
    #print('Volumen de control=',Vk)
return Vk

```

```

In [22]: Vk=volumecontrol()

```

COMPOSICION DEL GAS PRODUCIDO

In [24]: #CONSIDERANDO EL AGUA

```
XH2=[]
XCO=[]
XCO2=[]
XCH4=[]
XN2=[]
XH2O=[]
XC=[]
Tgf=[]
for i in range (len(fi)):
    fg1=Xf_H2[i][1000]
    fg2=Xf_CO[i][1000]
    fg3=Xf_CO2[i][1000]
    fg4=Xf_CH4[i][1000]
    fg5=Xf_N2[i][1000]
    fg6=Xf_H2O[i][1000]
    fg7=Tg[i][1000]
    fg8=Xf_C[i][1000]

    XH2.append(fg1)
    XCO.append(fg2)
    XCO2.append(fg3)
    XCH4.append(fg4)
    XN2.append(fg5)
    XH2O.append(fg6)
    Tgf.append(fg7)
    XC.append(fg8)
print('flujo H2=',XH2)
print('flujo CO=',XCO)
print('flujo CO2=',XCO2)
print('flujo CH4=',XCH4)
print('flujo N2=',XN2)
print('flujo H2O=',XH2O)
print('flujo C=',XC)
print('Temp. final de reduccion=',Tgf)

flujo H2= [0.10111572690949786]
flujo CO= [0.0959060245463964]
flujo CO2= [0.057601305778270225]
flujo CH4= [0.006519744099805274]
flujo N2= [0.2627943693749563]
flujo H2O= [0.11471739586426395]
flujo C= [0.047950132243346724]
Temp. final de reduccion= [1199.3724710525514]
```

```
In [25]: #Flujo molar total
Ft=XH2[0]+XCO[0]+XCO2[0]+XCH4[0]+XN2[0] #mol/s
print(Ft,'mol/s')

0.5239371707089261 mol/s
```

```

In [26]: YH2=[]
        YCO=[]
        YCO2=[]
        YCH4=[]
        YN2=[]
        for i in range (len(fi)):
            Xt=XH2[i]+XCO[i]+XCO2[i]+XCH4[i]+XN2[i]

            fgg1=XH2[i]*100/Xt
            fgg2=XCO[i]*100/Xt
            fgg3=XCO2[i]*100/Xt
            fgg4=XCH4[i]*100/Xt
            fgg5=XN2[i]*100/Xt

            YH2.append(fgg1)
            YCO.append(fgg2)
            YCO2.append(fgg3)
            YCH4.append(fgg4)
            YN2.append(fgg5)

        print('%H2=',YH2)
        print('%CO=',YCO)
        print('%CO2=',YCO2)
        print('%CH4=',YCH4)
        print('%N2=',YN2)

        %H2= [19.29920848575808]
        %CO= [18.304871253289473]
        %CO2= [10.993933814684567]
        %CH4= [1.2443751778450027]
        %N2= [50.157611268422876]

In [27]: HHV=[]
        for i in range(len(fi)):
            tr= ((YCO[i])*12.622*0.01 + (YH2[i])*12.769*0.01 + (YCH4[i])*39.781*0.01) # MJ/M3
            HHV.append(tr)
        print(HHV,'MJ/m3')

        [5.269781670635167] MJ/m3

In [28]: LHV=[]
        for i in range(len(fi)):
            trr= ((YCO[i])*12.622*0.01 + (YH2[i])*10.788*0.01 + (YCH4[i])*35.814*0.01) # MJ/M3
            LHV.append(trr)
        print(LHV)

        [4.838099987227188]

In [29]: #Cálculo de la relacion de Gas combustible
        Cgv2=((YCO[0]/100)*dCO*0.012/0.028)+((YCO2[0]/100)*dCO2*0.012/0.044)+((YCH4[0]/100)*dCH4*0.012/
        0.016) #Kg/m3
        #-----
        #velocidad de flujo del gas producido
        Gt2=0.01*C1*BS1/Cgv2 # m3/h
        #-----

        #Eficiencia del gas frio
        ng2=(LHV[0]/LHVwood)*(Gt2/BS1)*1000*100
        print(Gt2,'m3/h')
        print('% eficiencia del gas frio =' ,ng2)

        52.969195303159225 m3/h
        % eficiencia del gas frio 76.72764147627272

In [30]: #Conversión del char
        nc=(12*( YCO2[0]+YCO[0]+ YCH4)/(22.4*C1))* (Gt2/BS1)*100
        print('% conversion del char=',nc)

        % conversion del char= [99.75215001]

```

ANEXO II.- Programa en lenguaje PYTHON usado en la simulación del gasificador mediante el modelo matemático para la gasificación.

A. Efecto de la relación de equivalencia

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs

In [2]: #Rubber wood
C1=50.6      # carbon      %(base seca)
H1=6.5       # hidrogeno  %(base seca)
O1=42.01     # oxigeno    %(base seca)
N1=0.22      # nitrogeno  %(base seca)
Ash=0.67     # ASH o cenizas%(base seca)
#-----
#humedad de la biomasa
FM=16        # humedad del combustible % (12.5-18.5)
#-----
FC=19.2      # carbon fijo %(base seca)
VM=80.1      # materia volatil%(base seca)
#-----
hg=2283      # entalpia de vaporizacion del agua J/g
Cpash=0.84   # capacidad calorifica del ash J/g.K
Cpchar=21.86 # capacidad calorifica del char J/mol.K
dCH4=0.717   # densidad del metano Kg/m3
dCO=1.25     # densidad del monoxido Kg/m3
dCO2=1.977  # densidad del dioxido Kg/m3
R= 8.314472  # constante universal de gases J/mol.K
T_0=298.15   # Temperatura ambiental(K)
#-----
teta=57      # angulo en grados sexagesimales de la campana de la zona de reduccion
pp=1000      # numero de divisiones de la zona de reduccion
CRF= 100     # char reactivity factor (CRF) valor optimo
pQloss=15    # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
pUe=5        # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
Ta=300       # Temperatura de precalentamiento K
#-----
BS1=20       # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
#-----
Ea1=77390    # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
Ea2=121620   # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
Ea3=19210    # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
Ea4=36150    # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
A1=36.16     # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
A2=1.517E+04 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
A3=4.189E-03 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
A4=7.301E-02 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
#-----
hf CO=-110530 # entalpia de formacion del CO (J/mol)
hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
hf CH4=-74600 # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
hf N2=0       # entalpia de formacion N2 (J/mol)
hf O2= 0      # entalpia de formacionO2 (J/mol)
hf H2=0       # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
gH2=0         # energia de Gibbs del hidrogeno
#-----
Dr = 0.1      # diametro de la garganta (m)
Ho = 0.22     # altura de la zona de reduccion (m)
```

```

In [5]: SUM=C1+H1+O1+N1          # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1)                  # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16)                 # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
MF=12+m*1+n*16                  # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash) # masa de Ash por mol de biomasa seca
#-----
BS=MF+mash1                      # Base seca por mol de biomasa
w=0.01*FM*MF/(18*(1-0.01*FM)*(1-Ash*0.01)) # Cantidad de moles de agua por 1 mol de biomasa
a
#-----
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
#-----

#as-received basis
C2=(C1/100)*(100-FM)
H2=(H1/100)*(100-FM)
O2=(O1/100)*(100-FM)
N2=(N1/100)*(100-FM)
Ash2=(Ash/100)*(100-FM)
total= C2+H2+O2+N2+Ash2+FM
#-----
LHVwood=HHVwood-hg*((9*H2/100)+(FM/100)) # J/g
#-----
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
#-----

BSH=BS1+(FM*BS1/100)           # flujo de biomasa humeda Kg/h
mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash)       # flujo masico de ash en (g /s)
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash)))/MF # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
ang= np.radians(teta/2)        # angulo en radianes
#dimensiones de la zona de reduccion del gasificador:
ro = Dr/2                       # radio superior (m)
el=np.tan(ang)                  # tangente del angulo
dH=Ho/pp                        # diferencial de la altura

print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('LHV biomasa=',LHVwood,'J/g')
print('flujo biomasa seca=',BS1,'Kg/h')
print('w=',w)
print('m=',m,'n=',n)

HHV biomasa= 20962.117 J/g
LHV biomasa= 19474.9708 J/g
flujo biomasa seca= 20 Kg/h
w= 0.2509567726959032
m= 1.541501976284585 n= 0.6259387351778657

```

```

In [6]: def egradio():
        fi=[]
        for i in range(5):
            valor=float(input("Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:"))
            if valor>=2 and valor <=4:
                fi.append(valor)
        print(fi)
        return fi

```

```

In [7]: fi=egradio()

Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:2
Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:2.2
Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:2.847
Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:3.4
Ingrese equivalente radio entre 2 y 3.4:4
[2.0, 2.2, 2.847, 3.4, 4.0]

```



```

In [8]: def molO2():
        a=[]
        for i in range(len(fi)):
            r=(1+m/4-n/2)/fi[i]
            a.append(r)
        print(a)
        return a

In [9]: a=molO2()           #moles de oxigeno que ingresa a la zona de oxidacion

[0.5362030632411067, 0.48745733021918786, 0.37667935598251256, 0.3154135666124157, 0.26810153
1620553333]

In [10]: def Balener():
        Hout=[]
        for i in range(len(fi)):
            def cpO2(Ta):
                return R*( a11O2+a21O2*Ta+a31O2*Ta**2+a41O2*Ta**3+a51O2*Ta**4)
            ii=quad(cpO2,T_O,Ta)

            def cpN2(Ta):
                return R*( a11N2+a21N2*Ta+a31N2*Ta**2+a41N2*Ta**3+a51N2*Ta**4)
            ii2=quad(cpN2,T_O,Ta)

            def cp(Ta):
                return R*( a11H2O+ a21H2O*Ta+a31H2O*Ta**2+a41H2O*Ta**3+a51H2O*Ta**4)
            it=quad(cp,T_O,Ta)

            air=3.76*a[i]*(hf_N2+ii2[0])+a[i]*(hf_O2+ii[0])
            nn=hwood+w*(hf_H2O+it[0]) + air

            Qloss=pQloss*nn/100
            Ue=pUe*nn/100
            mm=nn+Qloss+Ue
            Hout.append(mm)
        #print(Hout)
        return Hout

In [11]: Hout=Balener()

In [12]: T=list(arange(1000,2500,0.1))
        #print(len(T))

```

```

In [13]: Dif=[]
for i in range(len(fi)):
    bb=[]
    Dif.append(bb)
    for j in range (len(T)):
        T1=T[j]
        CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mo.K)
        CpN2 R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mo.K)

        gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
              (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3) -
              (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270-1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
        gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 -(5.209E-09/2)*(T1**3) +
              (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1))+2.868-1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3) +
              (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

        K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
        K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

    def myFunction(z):
        x1 z[0] # moles del H2 (1)
        x2 z[1] # moles del CO (2)
        x3 z[2] # moles del CO2 (3)
        x4 z[3] # moles del H2O (4)
        x5 z[4] # moles del CH4 (5)
        x6 z[5] # moles del N2 (6)
        x7 z[6] # moles del C (7)

        F = empty(7)
        F[0] x2+x3+x5+x7-1
        F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
        F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
        F[3] x6-3.76*a[i]
        F[4] x5+x7-FC/C
        F[5] (x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
        F[6] x2*x4*K1-x3*x1
        return F
        zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
        z = fsolve(myFunction,zGuess)
    def g(T1):
        return z[0]*CpH2+z[1]*CpCO+z[2]*CpCO2+z[3]*CpH2O+(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5])
) *CpCH4+z[5]*CpN2
        j=quad(g,T_O,T1)
        cz1=hf_H2*z[0]+hf_CO*z[1]+hf_CO2*z[2]+hf_H2O*z[3]+hf_CH4*(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[
5]))
        rr=cz1+hf_N2*z[5]+j[0]+Cpchar*(T1-T_O)*z[6] +Ash*(MF/100)*Cpash*(T1-T_O)

        ff=np.absolute(Hout[i]-rr)
        bb.append(ff)

```

```

In [14]: def temppirocomb():
    Tpc=[]
    for i in range(len(fi)):
        p=min(Dif[i])
        z1=Dif[i].index(p)
        Tpcl=T[z1]
        Tpc.append(Tpcl)
    print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
    return Tpc

```

```

In [15]: Tpc=temppirocomb()
temperatura final de piro-combustion: [1720.800000000164, 1645.4000000001467, 1442.1090000001
004, 1304.5000000000691, 1182.6000000000415]

```

```

In [17]: #FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:
X_H2 =[]
X_CO =[]
X_CO2=[]
X_N2= []
X_CH4=[]
X_H2O=[]
X_C= []
for i in range(len(fi)):
    T1=Tpc[i]
    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
    CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

    gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
           (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 + (2.448E-08/2)*(T1**3) -
           (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
    gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 - (5.209E-09/2)*(T1**3) +
           (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 - (1.319E-08/2)*(T1**3) +
           (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

    K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
    K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

def myFunction(z):
    x1 z[0] # moles del H2 (1)
    x2 z[1] # moles del CO (2)
    x3 z[2] # moles del CO2 (3)
    x4 z[3] # moles del H2O (4)
    x5 z[4] # moles del CH4 (5)
    x6 z[5] # moles del N2 (6)
    x7 z[6] # moles del C (7)

    F = empty(7)
    F[0] x2+x3+x5+x7-1
    F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
    F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
    F[3] x6-3.76*a[1]
    F[4] x5+x7-FC/C
    F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
    F[6] = x2*x4*K1-x3*x1
    return F

zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
z = fsolve(myFunction,zGuess)
XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
XCO =k*z[1] # moles de CO/s
XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
XN2 =k*z[5] # moles de N2/s
XC =k*z[6] # moles de C/s

X_H2.append(XH2)
X_CO.append(XCO)
X_CO2.append(XCO2)
X_H2O.append(XH2O)
X_CH4.append(XCH4)
X_N2.append(XN2)
X_C.append(XC)

```

```

In [19]: def temppirocomb():
          Tpc=[]
          for j in range(len(FM)):
              Tpc2=[]
              Tpc.append(Tpc2)
              for i in range(len(fi)):
                  p=min(Dif2[j][i])
                  z1=Dif2[j][i].index(p)
                  Tpc1=T[z1]
                  Tpc2.append(Tpc1)
          print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
          return Tpc

```

```

In [20]: Tpc=temppirocomb()

```

```

temperatura final de piro-combustion: [[1888.000000000202, 1814.500000000185, 1613.6000000001
395, 1474.9000000001079, 1349.0000000000794], [1838.9000000001906, 1764.800000000174, 1562.80
0000000128, 1424.1000000000963, 1299.1000000000681], [1787.100000000179, 1712.300000000162, 1
509.500000000116, 1371.2000000000844, 1247.3000000000561], [1720.800000000164, 1645.400000000
1467, 1442.0000000001005, 1304.4000000000692, 1182.5000000000414], [1673.8000000001532, 1598.
1000000001359, 1394.6000000000897, 1257.8000000000586, 1137.7000000000312], [1611.70000000013
9, 1535.6000000001218, 1332.4000000000756, 1197.0000000000448, 1079.8000000000181], [1545.200
000000124, 1469.0000000001066, 1266.4000000000606, 1133.0000000000302, 1020.0000000000045], [
1473.9000000001079, 1397.7000000000903, 1196.2000000000446, 1065.6000000000015, 1000.0], [1397
.0000000000903, 1320.9000000000729, 1121.3000000000275, 1000.0, 1000.0]]

```

```

In [21]: #FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:
X_H2 =[]
X_CO =[]
X_CO2=[]
X_N2= []
X_CH4=[]
X_H2O=[]
X C= []
for j in range(len(FM)):
    Tpc1=Tpc[j]
    X_H2a =[]
    X_COa =[]
    X_CO2a=[]
    X_N2a=[]
    X_CH4a=[]
    X_H2Oa=[]
    X_Ca=[]

    X_H2.append(X_H2a)
    X_CO.append(X_COa)
    X_CO2.append(X_CO2a)
    X_N2.append(X_N2a)
    X_CH4.append(X_CH4a)
    X_H2O.append(X_H2Oa)
    X_C.append(X_Ca)
for i in range(len(fi)):
    T1=Tpc1[i]
    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
    CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

    gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 -(6.383E-09/2)*(T1**3)+
    (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3)-
    (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
    gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 -(5.209E-09/2)*(T1**3)+
    (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3)+
    (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

    K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
    K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

def myFunction(z):

    x1 z[0] # moles del H2 (1)
    x2 z[1] # moles del CO (2)
    x3 z[2] # moles del CO2 (3)
    x4 z[3] # moles del H2O (4)
    x5 z[4] # moles del CH4 (5)
    x6 z[5] # moles del N2 (6)
    x7 z[6] # moles del C (7)

    F = empty(7)
    F[0] x2+x3+x5+x7-1
    F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w[j]
    F[2] x2+2*x3+x4-n-w[j]-2*a[i]
    F[3] x6-3.76*a[i]
    F[4] x5+x7-FC/C
    F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
    F[6] = x2*x4*K1-x3*x1

    return F

    zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
    z = fsolve(myFunction,zGuess)
    XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
    XCO =k*z[1] # moles de CO/s
    XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
    XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
    XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
    XN2 =k*z[5] # moles de N2/s

```

C.Efecto del ángulo de divergencia en la zona de reducción

C1. Altura constante de la zona de reducción

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs
```

```
In [2]: #Rubber wood
        C1=50.6          # carbon   %(base seca)
        H1=6.5           # hidrogeno %(base seca)
        O1=42.01         # oxigeno  %(base seca)
        N1=0.22          # nitrogeno %(base seca)
        Ash=0.67         # ASH o cenizas%(base seca)
        #-----
        FC=19.2          # carbon fijo %(base seca)
        VM=80.1          # materia volatil%(base seca)
        #-----
        hg=2283          # entalpia de vaporizacion del agua J/g
        Cpush=0.84       # capacidad calorifica del ash J/g.K
        Cpchar=21.86     # capacidad calorifica del char J/mol.K
        R= 8.314472      # constante universal de gases J/mol.K
        T_O=298.15      # temperatura ambiente K
        #-----
        pp=1000          # numero de divisiones de la zona de reduccion
        CRF= 100         # char reactivity factor (CRF) valor optimo
        pQloss=15       # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
        pUe=5           # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
        Ta=300
        #-----
        BS1=20           # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
        #-----
        Ea1=77390        # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
        Ea2=121620       # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
        Ea3=19210        # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
        Ea4=36150        # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
        A1=36.16         # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A2=1.517E+04     # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A3=4.189E-03     # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A4=7.301E-02     # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        #-----
        hf CO=-110530    # entalpia de formacion del CO (J/mol)
        hf CO2=-393510   # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
        hf H2O=-241830   # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
        hf CH4=-74600    # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
        hf N2=0          # entalpia de formacion N2 (J/mol)
        hf O2= 0         # entalpia de formacionO2 (J/mol)
        hf H2=0          # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
        gH2=0           # energia de Gibbs del hidrogeno(J/mol)
        #-----
        Dr = 0.1        # diametro de la garganta (m)
        Ho = 0.22       # altura de la zona de reduccion (m)
```

```

In [5]: SUM=C1+H1+O1+N1 # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1) # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16) # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
MF=12+m*1+n*16 # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash) # masa de Ash en 1 mol de biomasa seca libre d
e ash
mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash) # flujo masico de ash en (g /s)
#-----
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash)))/MF # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----

#DIMENSIONES DE LA ZONA DE REDUCCION DEL GASIFICADOR:
ro = Dr/2 # radio superior (m)
dH=Ho/pp # diferencial de la altura
print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('m=',m,'n=',n)
print('k=',k)

HHV biomasa= 20962.117 J/g
m= 1.541501976284585 n= 0.6259387351778657
k= 0.2342592592592592

In [6]: def angulosexagesimal():
    tetal=[]
    for i in range(6):
        valor=float(input("Ingreso angulos del 0 al 150°C="))
        if valor>=0 and valor <=150:
            tetal.append(valor)
    print(tetal)
    return tetal

In [7]: tetal=angulosexagesimal()

Ingreso angulos del 0 al 150°C=0
Ingreso angulos del 0 al 150°C=30
Ingreso angulos del 0 al 150°C=60
Ingreso angulos del 0 al 150°C=90
Ingreso angulos del 0 al 150°C=120
Ingreso angulos del 0 al 150°C=150
[0.0, 30.0, 60.0, 90.0, 120.0, 150.0]

In [8]: teta=[]
for i in range(6):
    ang= np.radians(tetal[i]/2) # angulo en radianes
    teta.append(ang)
print(teta)

[0.0, 0.2617993877991494, 0.5235987755982988, 0.7853981633974483, 1.0471975511965976, 1.30899
69389957472]

In [9]: e1=[]
for i in range(len(teta)):
    e=np.tan(teta[i])
    e1.append(e)
print(e1)

[0.0, 0.2679491924311227, 0.5773502691896257, 0.9999999999999999, 1.7320508075688767, 3.73205
08075688776]

In [10]: FM=float(input('%humedad del combustible='))

%humedad del combustible=16

```

```

In [19]: Dif=[]
for i in range(len(fi)):
    bb=[]
    Dif.append(bb)
    for j in range(len(T)):
        T1=T[j]
        CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 + a3H2*T1**2 + a4H2*T1**3 + a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 + a3CO*T1**2 + a4CO*T1**3 + a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
        CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 + a3N2*T1**2 + a4N2*T1**3 + a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

        gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
            (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3) -
            (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270-1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
        gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 -(5.209E-09/2)*(T1**3) +
            (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1))+2.868-1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3) +
            (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

        K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
        K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

    def myFunction(z):
        x1 z[0] # moles del H2 (1)
        x2 z[1] # moles del CO (2)
        x3 z[2] # moles del CO2 (3)
        x4 z[3] # moles del H2O (4)
        x5 z[4] # moles del CH4 (5)
        x6 z[5] # moles del N2 (6)
        x7 z[6] # moles del C (7)

        F = empty(7)
        F[0] x2+x3+x5+x7-1
        F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
        F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
        F[3] x6-3.76*a[i]
        F[4] x5+x7-FC/C
        F[5] (x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
        F[6] x2*x4*K1-x3*x1
        return F
    zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
    z = fsolve(myFunction,zGuess)
    def g(T1):
        return z[0]*CpH2+z[1]*CpCO+z[2]*CpCO2+z[3]*CpH2O+(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5])
    ) *CpCH4+z[5]*CpN2
    j=quad(g,T_O,T1)
    cz1=hf_H2*z[0]+hf_CO*z[1]+hf_CO2*z[2]+hf_H2O*z[3]+hf_CH4*(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]))
    rr=cz1+hf_N2*z[5]+j[0]+Cpchar*(T1-T_O)*z[6] +Ash*(MF/100)*Cpash*(T1-T_O)

    ff=np.absolute(Hout[i]-rr)
    bb.append(ff)

```

```

In [20]: def temppirocomb():
    Tpc=[]
    for i in range(len(fi)):
        p=min(Dif[i])
        z1=Dif[i].index(p)
        Tpc1=T[z1]
        Tpc.append(Tpc1)
    print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
    return Tpc

```

```

In [21]: Tpc=temppirocomb()

temperatura final de piro-combustion: [1720.800000000164, 1645.4000000001467, 1442.1000000001004, 1304.5000000000691, 1182.6000000000415]

```


In [23]: #FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:

```
X_H2 = []
X_CO = []
X_CO2 = []
X_N2 = []
X_CH4 = []
X_H2O = []
X_C = []
for i in range(len(fi)):
    T1=Tpc[i]
    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 + a3H2*T1**2 + a4H2*T1**3 + a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 + a3CO*T1**2 + a4CO*T1**3 + a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
    CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 + a3N2*T1**2 + a4N2*T1**3 + a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

    gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
          (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 + (2.448E-08/2)*(T1**3) -
          (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
    gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 - (5.209E-09/2)*(T1**3) +
          (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 - (1.319E-08/2)*(T1**3) +
          (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

    K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
    K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

    def myFunction(z):
        x1 z[0] # moles del H2 (1)
        x2 z[1] # moles del CO (2)
        x3 z[2] # moles del CO2 (3)
        x4 z[3] # moles del H2O (4)
        x5 z[4] # moles del CH4 (5)
        x6 z[5] # moles del N2 (6)
        x7 z[6] # moles del C (7)

        F = empty(7)
        F[0] x2+x3+x5+x7-1
        F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
        F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
        F[3] x6-3.76*a[i]
        F[4] x5+x7-FC/C
        F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
        F[6] = x2*x4*K1-x3*x1

        return F

    zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
    z = fsolve(myFunction,zGuess)
    XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
    XCO =k*z[1] # moles de CO/s
    XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
    XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
    XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
    XN2 =k*z[5] # moles de N2/s
    XC =k*z[6] # moles de C/s

    X_H2.append(XH2)
    X_CO.append(XCO)
    X_CO2.append(XCO2)
    X_H2O.append(XH2O)
    X_CH4.append(XCH4)
    X_N2.append(XN2)
    X_C.append(XC)
```

C2. Volumen constante en la zona reducción

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs

In [2]: #Rubber wood
C1=50.6      # carbon   %(base seca)
H1=6.5      # hidrogeno %(base seca)
O1=42.01    # oxigeno  %(base seca)
N1=0.22     # nitrogeno %(base seca)
Ash=0.67    # ASH o cenizas%(base seca)
#-----
FC=19.2     # carbon fijo %(base seca)
VM=80.1     # materia volatil%(base seca)
#-----
hg=2283     # entalpia de vaporizacion del agua J/g
Cpash=0.84  # capacidad calorifica del ash J/g.K
Cpchar=21.86 # capacidad calorifica del char J/mol.K
R= 8.314472 # constante universal de gases J/mol.K
T_O=298.15  # Temperatura ambiente (K)
#-----
pp=1000     # numero de divisiones de la zona de reduccion
CRF= 100    # char reactivity factor (CRF) valor optimo
pQloss=15   # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
pUe=5       # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
Ta=300      # Temperatura de precalentamiento K
#-----
BS1=20      # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
#-----
Ea1=77390   # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
Ea2=121620  # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
Ea3=19210   # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
Ea4=36150   # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
A1=36.16    # factor pre-exponencial de la reaccion 1(1/s)
A2=1.517E+04 # factor pre-exponencial de la reaccion 1(1/s)
A3=4.189E-03 # factor pre-exponencial de la reaccion 1(1/s)
A4=7.301E-02 # factor pre-exponencial de la reaccion 1(1/s)
#-----
hf CO=-110530 # entalpia de formacion del CO (J/mol)
hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
hf CH4=-74600 # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
hf N2=0       # entalpia de formacion N2 (J/mol)
hf O2= 0      # entalpia de formacionO2 (J/mol)
hf H2=0       # entalpia de formacion del H2(J/mol)
gH2=0         # energia de Gibbs del hidrogeno(J/mol)
#-----
Dr = 0.1      # diametro de la garganta (m)
H2 = 0.22     # altura (m)
```

```

In [7]: SUM=C1+H1+O1+N1          # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1)                  # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16)                 # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
#masa molecular
MF=12+m*1+n*16                  # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash)        # masa de Ash por mol de biomasa seca libre de ash
mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash)       # flujo masico de ash en (g /s)
#-----
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash))/MF)  # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
#dimensiones de la zona de reduccion del gasificador:
ro = Dr/2                       #radio superior
angt=57
V=((np.pi/3)*((ro+H2*(np.tan(np.radians(angt/2))))**3-ro**3))/np.tan(np.radians(angt/2)) # volum
en constante

print('Volumen de zona de reduccion',V,'m3')
print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('m=',m,'n=',n)
print('k=',k)

Volumen de zona de reduccion 0.009142975293264364 m3
HHV biomasa= 20962.117 J/g
m= 1.541501976284585 n= 0.6259387351778657
k= 0.2342592592592592

```

```

In [8]: def angulosexagesimal():
    tetal=[]
    for i in range(6):
        valor=float(input("Ingrese angulos del 0 al 150°C="))
        if valor>=0 and valor <=150:
            tetal.append(valor)
    print(tetal)
    return tetal

```

```

In [9]: tetal=angulosexagesimal()

Ingreso angulos del 0 al 150°C=0
Ingreso angulos del 0 al 150°C=30
Ingreso angulos del 0 al 150°C=60
Ingreso angulos del 0 al 150°C=90
Ingreso angulos del 0 al 150°C=120
Ingreso angulos del 0 al 150°C=150
[0.0, 30.0, 60.0, 90.0, 120.0, 150.0]

```

```

In [10]: teta=[]
for i in range(6):
    ang= np.radians(tetal[i]/2) # angulo en radianes
    teta.append(ang)
print(teta)

[0.0, 0.2617993877991494, 0.5235987755982988, 0.7853981633974483, 1.0471975511965976, 1.30899
69389957472]

```

```

In [11]: e1=[]
for i in range(len(teta)):
    e=np.tan(teta[i])
    e1.append(e)
print(e1)

[0.0, 0.2679491924311227, 0.5773502691896257, 0.9999999999999999, 1.7320508075688767, 3.73205
08075688776]

```

```

In [20]: def Balener():
    Hout=[]
    for i in range(len(fi)):
        def cpO2(Ta):
            return R*( a11O2+a21O2*Ta+a31O2*Ta**2+a41O2*Ta**3+a51O2*Ta**4)
        ii=quad(cpO2,T_O,Ta)

        def cpN2(Ta):
            return R*( a11N2+a21N2*Ta+a31N2*Ta**2+a41N2*Ta**3+a51N2*Ta**4)
        ii2=quad(cpN2,T_O,Ta)

        def cp(Ta):
            return R*( a11H2O+ a21H2O*Ta+a31H2O*Ta**2+a41H2O*Ta**3+a51H2O*Ta**4)
        it=quad(cp,T_O,Ta)

        air=3.76*a[i]*(hf_N2+ii2[0])+a[i]*(hf_O2+ii[0])
        nn=hwood+w*(hf_H2O+it[0]) + air

        Qloss=pQloss*nn/100
        Ue=pUe*nn/100
        mm=nn+Qloss+Ue
        Hout.append(mm)
    print(Hout)
    return Hout

```

```

In [21]: Hout=Balener()

[-175969.9912787907, -175985.0209905854, -176019.1770268734, -176038.06703221385, -176052.654
69366167]

```

```

In [22]: T=list(arange(1000,2500,0.1))
    #print(len(T))

```

```

In [23]: Dif=[]
for i in range(len(fi)):
    bb=[]
    Dif.append(bb)
    for j in range (len(T)):
        T1=T[j]
        CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
        CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

        gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
        (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3)
        (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
        gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 -(5.209E-09/2)*(T1**3) +
        (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3) +
        (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

        K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
        K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

    def myFunction(z):
        x1 z[0] # moles del H2 (1)
        x2 z[1] # moles del CO (2)
        x3 z[2] # moles del CO2 (3)
        x4 z[3] # moles del H2O (4)
        x5 z[4] # moles del CH4 (5)
        x6 z[5] # moles del N2 (6)
        x7 z[6] # moles del C (7)

        F = empty(7)
        F[0] x2+x3+x5+x7-1
        F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
        F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
        F[3] x6-3.76*a[i]
        F[4] x5+x7-FC/C
        F[5] (x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
        F[6] x2*x4*K1-x3*x1
        return F
    zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
    z = fsolve(myFunction, zGuess)
    def g(T1):
        return z[0]*CpH2+z[1]*CpCO+z[2]*CpCO2+z[3]*CpH2O+(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5])
        ) *CpCH4+z[5]*CpN2
    j=quad(g,T_O,T1)
    cz1=hf_H2*z[0]+hf_CO*z[1]+hf_CO2*z[2]+hf_H2O*z[3]+hf_CH4*(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]))
    rr=cz1+hf_N2*z[5]+j[0]+Cpchar*(T1-T_O)*z[6] +Ash*(MF/100)*Cpash*(T1-T_O)
    ff=np.absolute(Hout[i]-rr)
    bb.append(ff)

```

```

In [24]: def temppirocomb():
    Tpc=[]
    for i in range(len(fi)):
        p=min(Dif[i])
        z1=Dif[i].index(p)
        Tpcl=T[z1]
        Tpc.append(Tpcl)
    print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
    return Tpc

```

```

In [25]: Tpc=temppirocomb()
temperatura final de piro-combustion: [1720.800000000164, 1645.4000000001467, 1442.1000000001004, 1304.5000000000691, 1182.6000000000415]

```

In [27]: #FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:

```
X_H2 = []
X_CO = []
X_CO2 = []
X_N2 = []
X_CH4 = []
X_H2O = []
X_C = []

for i in range(len(fi)):
    T1=Tpc[i]
    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
    CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

    gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 -(6.383E-09/2)*(T1**3) +
    (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3)
    (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
    gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 -(5.209E-09/2)*(T1**3) +
    (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
    gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3) +
    (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol

    K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
    K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

def myFunction(z):

    x1 z[0] # moles del H2 (1)
    x2 z[1] # moles del CO (2)
    x3 z[2] # moles del CO2 (3)
    x4 z[3] # moles del H2O (4)
    x5 z[4] # moles del CH4 (5)
    x6 z[5] # moles del N2 (6)
    x7 z[6] # moles del C (7)

    F = empty(7)
    F[0] x2+x3+x5+x7-1
    F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w
    F[2] x2+2*x3+x4-n-w-2*a[i]
    F[3] x6-3.76*a[i]
    F[4] x5+x7-FC/C
    F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
    F[6] = x2*x4*K1-x3*x1

    return F

zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
z = fsolve(myFunction,zGuess)
XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
XCO =k*z[1] # moles de CO/s
XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
XN2 =k*z[5] # moles de N2/s
XC =k*z[6] # moles de C/s

X_H2.append(XH2)
X_CO.append(XCO)
X_CO2.append(XCO2)
X_H2O.append(XH2O)
X_CH4.append(XCH4)
X_N2.append(XN2)
X_C.append(XC)
```

```

In [28]: # TENEMOS LAS FRACCIONES MOLARES
Y_H2=[]
Y_CO=[]
Y_CO2=[]
Y_CH4=[]
Y_N2=[]
Y_H2O=[]

for i in range(len(fi)):
    Xt=X_H2[i]+X_CO[i]+X_CO2[i]+X_CH4[i]+X_N2[i]+X_H2O[i]

    YH2=X_H2[i]/Xt
    YCO=X_CO[i]/Xt
    YCO2=X_CO2[i]/Xt
    YCH4=X_CH4[i]/Xt
    YN2=X_N2[i]/Xt
    YH2O=X_H2O[i]/Xt

    Y_H2.append(YH2)
    Y_CO.append(YCO)
    Y_CO2.append(YCO2)
    Y_CH4.append(YCH4)
    Y_N2.append(YN2)
    Y_H2O.append(YH2O)

In [29]: def ptozonagasif():
    L=[]
    for j in range(len(H)):
        m=H[j]
        ll=[]
        L.append(ll)
        for i in range(pp+1):
            dH=m/pp
            lp=(i)*dH
            ll.append(lp)
    #print('Altura de la zona de gasificacion=',L)
    return L

In [30]: L=ptozonagasif()

In [31]: def volumecontrol():
    Vk=[]
    for i in range (len(teta)):
        e2=e1[i]
        Vk1=[]
        Vk.append(Vk1)
        for i in range(len(H)):
            J1=L[i]
            for j in range(pp):
                J2=J1[j]
                J3=J1[j+1]
                if e2>0:
                    rnf1=ro + (J2)*e2
                    rnf2=ro + (J3)*e2
                    dVn=(np.pi/3)*(1/e2)*((rnf2**3)-(rnf1**3))
                    Vk1.append(dVn)
                else:
                    dVn=np.pi*(H2/pp)*ro**2
                    Vk1.append(dVn)
    #print('Volumen de control=',Vk)
    return Vk

In [32]: Vk=volumecontrol()

```

ANEXO III.-Aplicación del modelo matemático para la determinación del potencial energético del bagazo de caña de azúcar, racimos de palma aceitera y cascara de cacao.

A. Modelo matemático para determinación de potencial energético de la cascara de cacao en Perú.

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs

In [2]: #cacao
        #Analisis final
        C1=42          # carbon      %(base seca)
        H1=5.90        # hidrogeno  %(base seca)
        O1=36.6        # oxigeno  %(base seca)
        S1=0.12        # azufre   %(base seca)
        N1=0.83        # nitrogeno %(base seca)
        Ash=14.55      # ASH o cenizas%(base seca)
        #-----
        FC=47.33       # carbon fijo (%wt)
        #-----
        hg=2283        # entalpia de vaporizacion del agua J/g
        Cpash=0.84     # capacidad calorifica del ash J/g.K
        Cpchar=21.86   # capacidad calorifica del char J/mol.K
        dCH4=0.717     # densidad del metano Kg/m3
        dCO=1.25       # densidad del monoxido Kg/m3
        dCO2=1.977     # densidad del dioxido Kg/m3
        R= 8.314472    # constante universal de gases J/mol.K
        T_0= 298.15   # Temperatura ambiente K
        #-----
        teta=60        # angulo en grados sexagesimales de la campana de la zona de reduccion
        pp=1000        # numero de divisiones de la zona de reduccion
        CRF= 100       # char reactivity factor (CRF) valor optimo
        pQloss=15     # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
        pUe=5         # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
        Ta=300        # Temperatura de precalentamiento
        #-----
        BS1=20        # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
        #-----
        Ea1=77390     # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
        Ea2=121620    # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
        Ea3=19210     # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
        Ea4=36150     # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
        A1=36.16      # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A2=1.517E+04  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A3=4.189E-03  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A4=7.301E-02  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        #-----
        hf CO=-110530 # entalpia de formacion del CO (J/mol)
        hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
        hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
        hf CH4=-74600  # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
        hf N2=0        # entalpia de formacion N2 (J/mol)
        hf O2= 0       # entalpia de formacion O2 (J/mol)
        hf H2=0        # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
        gH2=0         # energia de Gibbs del hidrogeno(J/mol)
        #-----
        Dr = 0.1      # diametro de la garganta (m)
        Ho = 0.22     # altura de la zona de reduccion (m)
```



```

In [5]: SUM=C1+H1+O1+N1+S1          # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1+S1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1)                      # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16)                      # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
MF=12+m*1+n*16                       # masa molar del combustible en g/mol
mashl=(MF*Ash)/(100-Ash)              # masa de Ash en 1 mol de biomasa seca
#-----
BS=MF+mashl                           # Base seca de una mol de biomasa
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
#-----
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
#-----

mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash)              # flujo masico de ash en (g /s)
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash)))/MF        # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
ang= np.radians(teta/2)                # angulo en radianes
#-----
#Dimensiones de la zona de reduccion del gasificador:
ro = Dr/2                              # radio superior (m)
el=np.tan(ang)                          # tangente del angulo
dH=Ho/pp                                # diferencial de la altura

print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('flujo biomasa seca=',BS1,'Kg/h')
print('m=',m,'n=',n)

HHV biomasa= 17510.192 J/g
flujo biomasa seca= 20 Kg/h
m= 1.6857142857142857 n= 0.6705357142857142

In [6]: def humedadbiomasa():
    FM=[]
    for i in range(8):
        valor=float(input("Ingrese humedad de la biomasa:"))
        if valor>=0 and valor <=40:
            FM.append(valor)
    print(FM)
    return FM

In [7]: FM=humedadbiomasa()

Ingreso humedad de la biomasa:0
Ingreso humedad de la biomasa:4.35
Ingreso humedad de la biomasa:10
Ingreso humedad de la biomasa:15
Ingreso humedad de la biomasa:20
Ingreso humedad de la biomasa:25
Ingreso humedad de la biomasa:30
Ingreso humedad de la biomasa:40
[0.0, 4.35, 10.0, 15.0, 20.0, 25.0, 30.0, 40.0]

In [8]: w=[]
    for i in range(len(FM)):
        w1=0.01*FM[i]*MF/(18*(1-0.01*FM[i]))*(1-Ash*0.01) # Cantidad de moles de agua por mol de
        biomasa
        w.append(w1)
    print('w=',w)

w= [0.0, 0.07218778781768849, 0.1763668430335097, 0.2801120448179271, 0.3968253968253968, 0.5,
291005291005291, 0.6802721088435373, 1.0582010582010581]

```

```
In [9]: def egradio():
    fi=[]
    for i in range(8):
        valor=float(input("Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:"))
        if valor>=1 and valor <=6:
            fi.append(valor)
    print(fi)
    return fi
```

```
In [10]: fi=egradio()

Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:1
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:1.5
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:2
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:2.5
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:3
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:4
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:5
Ingreso equivalente radio entre 4 y 6:5.5
[1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0, 4.0, 5.0, 5.5]
```

```
In [11]: def molO2():
    a=[]
    for i in range(len(fi)):
        r=(1+m/4-n/2)/fi[i]
        a.append(r)
    print(a)
    return a
```

```
In [12]: a=molO2()          #moles de oxigeno que ingresa a la zona de oxidacion

[1.0861607142857144, 0.724107142857143, 0.5430803571428572, 0.43446428571428575, 0.3620535714
285715, 0.2715401785714286, 0.21723214285714287, 0.19748376623376626]
```

```
In [13]: def Balener():
    Hout=[]
    for j in range(len(FM)):
        Hout1=[]
        Hout.append(Hout1)
        for i in range(len(fi)):
            def cpO2(Ta):
                return R*( a11O2+a21O2*Ta+a31O2*Ta**2+a41O2*Ta**3+a51O2*Ta**4)
            ii=quad(cpO2,T_O,Ta)

            def cpN2(Ta):
                return R*( a11N2+a21N2*Ta+a31N2*Ta**2+a41N2*Ta**3+a51N2*Ta**4)
            ii2=quad(cpN2,T_O,Ta)

            def cp(Ta):
                return R*( a11H2O+ a21H2O*Ta+a31H2O*Ta**2+a41H2O*Ta**3+a51H2O*Ta**4)
            it=quad(cp,T_O,Ta)

            air=3.76*a[i]*(hf_N2+ii2[0])+a[i]*(hf_O2+ii[0])
            nn=hwood+w[j]*(hf_H2O+it[0]) + air

            Qloss=pQloss*nn/100
            Ue=pUe*nn/100
            mm=nn+Qloss+Ue
            Hout1.append(mm)
        #print(Hout)
    return Hout
```

```
In [14]: Hout=Balener()
```

```
In [15]: T=list(arange(1000,2500,0.1))
        #print(len(T))
```

```

In [17]: def temppirocomb():
    Tpc=[]
    for j in range(len(FM)):
        Tpc2=[]
        Tpc.append(Tpc2)
        for i in range(len(fi)):
            p=min(Dif2[j][i])
            z1=Dif2[j][i].index(p)
            Tpc1=T[z1]
            Tpc2.append(Tpc1)
    print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
    return Tpc

```

```

In [19]: Tpc=temppirocomb()

```

```

temperatura final de piro-combustion: [[2327.3000000003017, 2039.1000000002364, 1800.50000000
0182, 1593.500000000135, 1416.0000000000946, 1164.4000000000374, 1044.3000000000102, 1057.500
000000132], [2288.500000000293, 1992.2000000002256, 1747.10000000017, 1533.9000000001215, 13
59.2000000000817, 1112.2000000000255, 1019.8000000000045, 1037.3000000000084], [2234.50000000
02806, 1927.100000000211, 1672.5000000001528, 1452.5000000001028, 1285.7000000000648, 1042.30
00000000097, 1000.0, 1019.4000000000044], [2182.700000000269, 1864.9000000001965, 1600.300000
0001366, 1379.9000000000865, 1219.7000000000498, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [2126.800000000256,
1797.70000000001813, 1521.30000000001184, 1308.3000000000702, 1151.8000000000345, 1000.0, 1000.
0, 1000.0], [2066.1000000002423, 1724.1000000001645, 1437.4000000000995, 1236.0000000000537,
1081.3000000000184, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [1999.7000000002272, 1642.500000000146, 1354.800
0000000807, 1161.2000000000367, 1007.9000000000018, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [1845.5000000001
924, 1447.900000000102, 1189.000000000043, 1000.8000000000002, 1000.0, 1000.0, 1000.0, 1000.0
]]

```

```
#FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:
```

```
X_H2 = []  
X_CO = []  
X_CO2 = []  
X_N2 = []  
X_CH4 = []  
X_H2O = []  
X_C = []
```

```
for j in range(len(FM)):
```

```
    Tpc1=Tpc[j]
```

```
    X_H2a = []
```

```
    X_COa = []
```

```
    X_CO2a = []
```

```
    X_N2a = []
```

```
    X_CH4a = []
```

```
    X_H2Oa = []
```

```
    X_Ca = []
```

```
X_H2.append(X_H2a)
```

```
X_CO.append(X_COa)
```

```
X_CO2.append(X_CO2a)
```

```
X_N2.append(X_N2a)
```

```
X_CH4.append(X_CH4a)
```

```
X_H2O.append(X_H2Oa)
```

```
X_C.append(X_Ca)
```

```
for i in range(len(fi)):
```

```
    T1=Tpc1[i]
```

```
    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 + a3H2*T1**2 + a4H2*T1**3 + a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 + a3CO*T1**2 + a4CO*T1**3 + a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
    CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 + a3N2*T1**2 + a4N2*T1**3 + a5N2*T1**4) # (J/mol.K)
```

```
gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +  
(1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
```

```
gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 +(2.448E-08/2)*(T1**3) -  
(6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
```

```
gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 - (5.209E-09/2)*(T1**3) +  
(1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
```

```
gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 -(1.319E-08/2)*(T1**3) +  
(6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol
```

```
K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
```

```
K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))
```

```
def myFunction(z):
```

```
    x1 z[0] # moles del H2 (1)
```

```
    x2 z[1] # moles del CO (2)
```

```
    x3 z[2] # moles del CO2 (3)
```

```
    x4 z[3] # moles del H2O (4)
```

```
    x5 z[4] # moles del CH4 (5)
```

```
    x6 z[5] # moles del N2 (6)
```

```
    x7 z[6] # moles del C (7)
```

```
F = empty(7)
```

```
F[0] x2+x3+x5+x7-1
```

```
F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w[j]
```

```
F[2] x2+2*x3+x4-n-w[j]-2*a[i]
```

```
F[3] x6-3.76*a[i]
```

```
F[4] x5+x7-FC/C
```

```
F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
```

```
F[6] = x2*x4*K1-x3*x1
```

```
return F
```

```
zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
```

```
z = fsolve(myFunction,zGuess)
```

```
XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
```

```
XCO =k*z[1] # moles de CO/s
```

```
XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
```

```
XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
```

```
XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
```

```
XN2 =k*z[5] # moles de N2/s
```

```
XC =k*z[6] # moles de C/s
```

B. Modelo matemático para determinación de potencial energético del bagazo de caña de azúcar en Perú.

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs

In [2]: #Bagazo de caña de azúcar
        #Análisis final
        C1=45.13      # carbon   %(base seca)
        H1=6.37       # hidrogeno %(base seca)
        O1=41.07      # oxigeno  %(base seca)
        S1=0.05       # azufre  %(base seca)
        N1=0.21       # nitrogeno %(base seca)
        Ash=7.17      # ASH o cenizas%(base seca)
        #-----
        FC=13.38      # carbon fijo (%wt)
        #-----
        hg=2283       # entalpia de vaporizacion del agua J/g
        Cpash=0.84    # capacidad calorifica del ash J/g.K
        Cpchar=21.86  # capacidad calorifica del char J/mol.K
        dCH4=0.717    #densidad del metano Kg/m3
        dCO=1.25      # densidad del monoxido Kg/m3
        dCO2=1.977    # densidad del dioxido Kg/m3
        R= 8.314472    # constante universal de gases J/mol.K
        T_0=298.15    # Temperatura ambiente (K)
        #-----
        teta=60       # angulo en grados sexagesimales de la campana de la zona de reduccion
        pp=1000       # numero de divisiones de la zona de reduccion
        CRF= 100      # char reactivity factor (CRF) valor optimo
        pQloss=15     # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
        pUe=5         # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
        Ta=300
        #-----
        BS1=20        # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
        #-----
        Ea1=77390     # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
        Ea2=121620    # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
        Ea3=19210     # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
        Ea4=36150     # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
        A1=36.16      # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A2=1.517E+04  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A3=4.189E-03  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A4=7.301E-02  # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        #-----
        hf CO=-110530 # entalpia de formacion del CO (J/mol)
        hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
        hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
        hf CH4=-74600 # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
        hf N2=0        # entalpia de formacion N2 (J/mol)
        hf O2= 0       # entalpia de formacion O2 (J/mol)
        hf H2=0        # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
        gH2=0          #energia de Gibbs del hidrogeno
        #-----
        Dr = 0.1      # diametro de la garganta (m)
        Ho = 0.22     # altura de la zona de reduccion (m)
```

```

In [5]: SUM=C1+H1+O1+N1+S1          # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1+S1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1)                      # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16)                     # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
MF=12+m*1+n*16                      # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash)            # masa de Ash en 1 mol de biomasa seca
#-----
BS=MF+mash1                          # Base seca de una mol de biomasa
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
#-----
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
#-----

mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash)           # flujo masico de ash en (g /s)
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash)))/MF     # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
ang= np.radians(teta/2)             # angulo en radianes
#-----
#Dimensiones de la zona de reduccion del gasificador:
ro = Dr/2                           # radio superior (m)
el=np.tan(ang)                       # tangente del angulo
dH=Ho/pp                             # diferencial de la altura

print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('flujo biomasa seca=',BS1,'Kg/h')
print('m=',m,'n=',n)

HHV biomasa= 18859.558000000005 J/g
flujo biomasa seca= 20 Kg/h
m= 1.6937735430977177 n= 0.6868491025925105

```

```

In [6]: def humedadbiomasa():
    FM=[]
    for i in range(8):
        valor=float(input("Ingrese humedad de la biomasa:"))
        if valor>=0 and valor <=40:
            FM.append(valor)
    print(FM)
    return FM

```

```

In [7]: FM=humedadbiomasa()

Ingrese humedad de la biomasa:0
Ingrese humedad de la biomasa:1.8
Ingrese humedad de la biomasa:5
Ingrese humedad de la biomasa:10
Ingrese humedad de la biomasa:15
Ingrese humedad de la biomasa:20
Ingrese humedad de la biomasa:30
Ingrese humedad de la biomasa:40
[0.0, 1.8, 5.0, 10.0, 15.0, 20.0, 30.0, 40.0]

```

```

In [8]: w=[]
    for i in range(len(FM)):
        w1=0.01*FM[i]*MF/(18*(1-0.01*FM[i])*(1-Ash*0.01)) # Cantidad de moles de agua por mol de biomasa
        w.append(w1)
    print('w=',w)

w= [0.0, 0.027077241894089183, 0.07774810391811572, 0.16413488604935542, 0.2606848190195644, 0.36930349361104964, 0.6330917033332278, 0.9848093162961324]

```

```
In [9]: #DIMENSIONES DE LA ZONA DE REDUCCION DEL GASIFICADOR:
```

```
Dr = 0.1          # diametro de la garganta (m)
H = 0.22         # altura de la zona de reduccion (m)
ro = Dr/2        # radio superior (m)
el=np.tan(ang)   # tangente del angulo
dH=H/pp          # diferencial de la altura
```

```
In [10]: def egradio():
```

```
    fi=[]
    for i in range(8):
        valor=float(input("Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:"))
        if valor>=1 and valor <=5.5:
            fi.append(valor)
    print(fi)
    return fi
```

```
In [11]: fi=egradio()
```

```
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:1
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:1.5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:2
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:2.5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:3
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:4
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:5.5
[1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0, 4.0, 5.0, 5.5]
```

```
In [12]: def molO2():
```

```
    a=[]
    for i in range(len(fi)):
        r=(1+m/4-n/2)/fi[i]
        a.append(r)
    print(a)
    return a
```

```
In [13]: a=molO2()          #moles de oxigeno que ingresa a la zona de oxidacion
```

```
[1.0800188344781743, 0.7200125563187828, 0.5400094172390871, 0.4320075337912697,
0.3600062781593914, 0.27000470861954357, 0.21600376689563486, 0.1963670608142135]
```

```
In [14]: def Balener():
```

```
    Hout=[]
    for j in range(len(FM)):
        Hout1=[]
        Hout.append(Hout1)
        for i in range(len(fi)):
            def cpO2(Ta):
                return R*( a11O2+a21O2*Ta+a31O2*Ta**2+a41O2*Ta**3+a51O2*Ta**4)
            ii=quad(cpO2,T_O,Ta)

            def cpN2(Ta):
                return R*( a11N2+a21N2*Ta+a31N2*Ta**2+a41N2*Ta**3+a51N2*Ta**4)
            ii2=quad(cpN2,T_O,Ta)

            def cp(Ta):
                return R*( a11H2O+ a21H2O*Ta+a31H2O*Ta**2+a41H2O*Ta**3+a51H2O*Ta**4)
            it=quad(cp,T_O,Ta)

            air=3.76*a[i]*(hf_N2+ii2[0])+a[i]*(hf_O2+ii[0])
            nn=hwood+w[j]*(hf_H2O+it[0]) + air

            Qloss=pQloss*nn/100
            Ue=pUe*nn/100
            mm=nn+Qloss+Ue
            Hout1.append(mm)
        #print(Hout)
    return Hout
```

```
In [15]: Hout=Balener()
```

```

I [16]: import warnings
        warnings.filterwarnings("ignore", category=RuntimeWarning)

[17]: T=list(arange(1000,2500,0.1))
        #print(len(T))

[18]: Dif2=[]
        for j in range(len(FM)):
            Dif=[]
            Dif2.append(Dif)
            for i in range(len(fi)):
                bb=[]
                Dif.append(bb)
                for v in range(len(T)):
                    T1=T[v]
                    CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 + a3H2*T1**2 + a4H2*T1**3 + a5H2*T1**4)           # (J/mol.K)
                    CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 + a3CO*T1**2 + a4CO*T1**3 + a5CO*T1**4)           # (J/mol.K)
                    CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4)           # (J/mol.K)
                    CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4)           # (J/mol.K)
                    CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4)           # (J/mol.K)
                    CpN2  = R*( a1N2 + a2N2*T1 + a3N2*T1**2 + a4N2*T1**3 + a5N2*T1**4)           # (J/mol.K)

                    gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
                        (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J
                    /mol

                    gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 + (2.448E-08/2)*(T1**3) -
                        (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J
                    /mol

                    gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 - (5.209E-09/2)*(T1**3) +
                        (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J
                    /mol

                    gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 - (1.319E-08/2)*(T1**3) +
                        (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J
                    /mol

                    K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
                    K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

                def myFunction(z):
                    x1 z[0] # moles del H2 (1)
                    x2 z[1] # moles del CO (2)
                    x3 z[2] # moles del CO2 (3)
                    x4 z[3] # moles del H2O (4)
                    x5 z[4] # moles del CH4 (5)
                    x6 z[5] # moles del N2 (6)
                    x7 z[6] # moles del C (7)

                    F = empty(7)
                    F[0] x2+x3+x5+x7-1
                    F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w[j]
                    F[2] x2+2*x3+x4-n-w[j]-2*a[i]
                    F[3] x6-3.76*a[i]
                    F[4] x5+x7-FC/C
                    F[5] (x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
                    F[6] x2*x4*K1-x3*x1

                    return F

                zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
                z = fsolve(myFunction,zGuess)
                def g(T1):
                    return z[0]*CpH2+z[1]*CpCO+z[2]*CpCO2+z[3]*CpH2O+(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z
                    [5]))*CpCH4+z[5]*CpN2
                u=quad(g,T_0,T1)
                cz1=hf_H2*z[0]+hf_CO*z[1]+hf_CO2*z[2]+hf_H2O*z[3]+hf_CH4*(0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z
                [2]+z[5]))
                rr=cz1+hf_N2*z[5]+u[0]+Cpchar*(T1-T_0)*z[6] +Ash*(MF/100)*Cpash*(T1-T_0)
                ff=np.absolute(Hout[j][i]-rr)
                bb.append(ff)

```



```

I [19]: def temppirocomb():
    Tpc=[]
    for j in range(len(FM)):
        Tpc2=[]
        Tpc.append(Tpc2)
        for i in range(len(fi)):
            p=min(Dif2[j][i])
            z1=Dif2[j][i].index(p)
            Tpc1=T[z1]
            Tpc2.append(Tpc1)
    print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
    return Tpc

```

```

I [20]: Tpc=temppirocomb()

```

```

temperatura final de piro-combustion: [[2150.1000000002614, 1808.1000000001836,
1542.3000000001234, 1329.2000000000749, 1154.100000000035, 1000.0, 1000.0, 1000.0],
[2136.5000000002583, 1792.9000000001802, 1526.8000000001198, 1314.1000000000713,
1139.900000000032, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [2111.4000000002525, 1765.100000000174,
1498.6000000001134, 1286.500000000065, 1114.000000000026, 1000.0, 1000.0, 1000.0],
[2069.800000000243, 1719.3000000001634, 1452.300000000103, 1241.600000000055,
1072.4000000000165, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [2025.1000000002332, 1670.5000000001523,
1403.4000000000917, 1194.3000000000443, 1029.200000000066, 1000.0, 1000.0, 1000.0],
[1976.800000000222, 1618.3000000001407, 1351.40000000008, 1144.5000000000327, 1000.0, 1000.0,
1000.0, 1000.0], [1867.4000000001972, 1502.2000000001142, 1236.6000000000538,
1035.8000000000081, 1000.0, 1000.0, 1000.0, 1000.0], [1736.4000000001674, 1366.5000000000832,
1104.0000000000236, 1000.0, 1000.0, 1000.0, 1000.0, 1000.0]]

```

```

1 [22]: # TENEMOS LAS FRACCIONES MOLARES
Y_H2=[]
Y_CO=[]
Y_CO2=[]
Y_CH4=[]
Y_N2=[]
Y_H2O=[]
for j in range(len(FM)) :
    X_H2c =X_H2[j]
    X_COc =X_CO[j]
    X_CO2c=X_CO2[j]
    X_N2c=X_N2[j]
    X_CH4c=X_CH4[j]
    X_H2Oc=X_H2O[j]

    Y_H2a=[]
    Y_COa=[]
    Y_CO2a=[]
    Y_CH4a=[]
    Y_N2a=[]
    Y_H2Oa=[]

    Y_H2.append(Y_H2a)
    Y_CO.append(Y_COa)
    Y_CO2.append(Y_CO2a)
    Y_CH4.append(Y_CH4a)
    Y_N2.append(Y_N2a)
    Y_H2O.append(Y_H2Oa)
for i in range(len(fi)):
    Xt=X_H2c[i]+X_COc[i]+X_CO2c[i]+X_CH4c[i]+X_N2c[i]+X_H2Oc[i]

    YH2=X_H2c[i]/Xt
    YCO=X_COc[i]/Xt
    YCO2=X_CO2c[i]/Xt
    YCH4=X_CH4c[i]/Xt
    YN2=X_N2c[i]/Xt
    YH2O=X_H2Oc[i]/Xt

    Y_H2a.append(YH2)
    Y_COa.append(YCO)
    Y_CO2a.append(YCO2)
    Y_CH4a.append(YCH4)
    Y_N2a.append(YN2)
    Y_H2Oa.append(YH2O)

```

```

In [23]: def ptozonagasif():
    L=[]
    for i in range(pp+1):
        ll=(i)*dH
        L.append(ll)
    #print('Longitud de la zona de gasificacion=',L)
    return L

```

```

In [24]: L=ptozonagasif()

```

```

In [25]: def volumecontrol():
    Vk=[]
    for i in range(pp):
        rnf1=ro + (L[i])*e1
        rnf2=ro + (L[i+1])*e1
        dVn=(np.pi/3)*(1/e1)*((rnf2**3)-(rnf1**3))
        Vk.append(dVn)
    #print('Volumen de control=',Vk)
    return Vk

```

```

In [26]: Vk=volumecontrol()

```

Modelo matemático para determinación de potencial energético de racimos de palma aceitera en Perú.

```
In [1]: from numpy import *
        from scipy.optimize import *
        import numpy as np
        from scipy.integrate import quad
        import matplotlib.pyplot as plt
        from scipy.optimize import fsolve as fs
```

```
In [2]: #Palma aceitera
        #Analisis ultimo
        C1=45.31      # carbon   %(base seca)
        H1=6.46      # hidrogeno %(base seca)
        O1=41.15     # oxigeno  %(base seca)
        S1=0.07      # azufre  % (base seca)
        N1=0.47      # nitrogeno %(base seca)
        Ash=6.54     # ASH o cenizas%(base seca)
        #-----
        FC=63.87     # carbon fijo (%wt)
        #-----
        hg=2283      # entalpia de vaporizacion del agua J/g
        Cpash=0.84   # capacidad calorifica del ash J/g.K
        Cpchar=21.86 # capacidad calorifica del char J/mol.K
        dCH4=0.717   #densidad del metano Kg/m3
        dCO=1.25     # densidad del monoxido Kg/m3
        dCO2=1.977   # densidad del dioxido Kg/m3
        R= 8.314472  # constante universal de gases J/mol.K
        T_0=298.15  # Temperatura ambiente K
        #-----
        teta=60      # angulo en grados sexagesimales de la campana de la zona de reduccion
        pp=1000      # numero de divisiones de la zona de reduccion
        CRF= 100     # char reactivity factor (CRF) valor optimo
        pQloss=15    # porcentaje de compensacion de energia en funcion a la entalpia de entrada
        pUe=5        # porcentaje de energia incontable(5-5.5%)
        Ta=300
        #-----
        BS1=20       # flujo de biomasa seca en el gasificador Kg/h
        #-----
        Ea1=77390    # energia de activacion de la reaccion 1 (J/mol)
        Ea2=121620   # energia de activacion de la reaccion 2 (J/mol)
        Ea3=19210    # energia de activacion de la reaccion 3 (J/mol)
        Ea4=36150    # energia de activacion de la reaccion 4 (J/mol)
        A1=36.16     # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A2=1.517E+04 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A3=4.189E-03 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        A4=7.301E-02 # factor pre-exponencial de la reaccion 1 (1/s)
        #-----
        hf CO=-110530 # entalpia de formacion del CO (J/mol)
        hf CO2=-393510 # entalpia de formacion de CO2 (J/mol)
        hf H2O=-241830 # entalpia de formacion de H2O (J/mol)
        hf CH4=-74600 # entalpia de formacion CH4 (J/mol)
        hf N2=0        # entalpia de formacion N2 (J/mol)
        hf O2= 0       # entalpia de formacionO2 (J/mol)
        hf H2=0        # entalpia de formacion del H2 (J/mol)
        gH2=0          #energia de Gibbs del hidrogeno (J/mol)
        #-----
        Dr = 0.1      # diametro de la garganta (m)
        Ho = 0.22     # altura de la zona de reduccion (m)
```

```

n [5]: SUM=C1+H1+O1+N1+S1          # suma del porcentaje de C, H y O
C=C1*100/(SUM)
H=H1*100/(SUM)
O=(O1+N1+S1)*100/(SUM)
m=(H*12)/(C*1)                    # moles de hidrogeno por mol de biomasa
n=(O*12)/(C*16)                   # moles de oxigeno por mol de biomasa
#-----
MF=12+m*1+n*16                    # masa molar del combustible en g/mol
mash1=(MF*Ash)/(100-Ash)          # masa de Ash en 1 mol de biomasa seca
#-----
BS=MF+mash1                        # Base seca de una mol de biomasa
HHVwood=(0.3491*C1+1.1783*H1-0.1034*O1-0.0151*N1-0.0211*Ash)*1000 # J/g
#-----
hwood=HHVwood*MF+(m/2)*hf_H2O+hf_CO2 # entalpia de la biomasa
#-----

mash=(BS1/3.6)*(0.01*Ash)          # flujo masico de ash en (g /s)
k=((BS1/3.6)*(1-(0.01*Ash)))/MF)   # constante de flujo por mol de biomasa/s
#-----
ang= np.radians(teta/2)           # angulo en radianes
#-----
#Dimensiones de la zona de reduccion del gasificador:
ro = Dr/2                          # radio superior (m)
el=np.tan(ang)                     # tangente del angulo
dH=Ho/pp                            # diferencial de la altura

print('HHV biomasa=',HHVwood,'J/g')
print('flujo biomasa seca=',BS1,'Kg/h')
print('m=',m,'n=',n)

HHV biomasa= 19029.538 J/g
flujo biomasa seca= 20 Kg/h
m= 1.7108806003089827 n= 0.6900794526594571

```

```

In [6]: def humedadbiomasa():
        FM=[]
        for i in range(8):
            valor=float(input("Ingrese humedad de la biomasa:"))
            if valor>=0 and valor <=40:
                FM.append(valor)
        print(FM)
        return FM

```

```

In [7]: FM=humedadbiomasa()

Ingreso humedad de la biomasa:0
Ingreso humedad de la biomasa:3.66
Ingreso humedad de la biomasa:5
Ingreso humedad de la biomasa:10
Ingreso humedad de la biomasa:15
Ingreso humedad de la biomasa:20
Ingreso humedad de la biomasa:30
Ingreso humedad de la biomasa:40
[0.0, 3.66, 5.0, 10.0, 15.0, 20.0, 30.0, 40.0]

```

```

In [8]: w=[]
        for i in range(len(FM)):

            w1=0.01*FM[i]*MF/(18*(1-0.01*FM[i])*(1-Ash*0.01)) # Cantidad de moles de agua por mol de biomasa
            w.append(w1)
        print('w=',w)

w= [0.0, 0.055897080096896215, 0.07743923923691376, 0.16348283838904015, 0.2596492139120049, 0.36783638637534033, 0.6305766623577261, 0.9808970303342409]

```

```

n [9]: def egradio():
    fi=[]
    for i in range(8):
        valor=float(input("Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:"))
        if valor>=1 and valor <=6:
            fi.append(valor)
    print(fi)
    return fi

In [11]: fi=egradio()

Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:1
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:1.5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:2
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:2.5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:3
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:5
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:5.3
Ingrese equivalente radio entre 4 y 6:5.5
[1.0, 1.5, 2.0, 2.5, 3.0, 5.0, 5.3, 5.5]

In [12]: def molO2():
    a=[]
    for i in range(len(fi)):
        r=(1+m/4-n/2)/fi[i]
        a.append(r)
    print(a)
    return a

In [13]: a=molO2()          #moles de oxigeno que ingresa a la zona de oxidacion

[1.082680423747517, 0.7217869491650113, 0.5413402118737585, 0.4330721694990068, 0.36089347458
250565, 0.2165360847495034, 0.20427932523538056, 0.19685098613591218]

n [14]: def Balener():
    Hout=[]
    for j in range(len(FM)):
        Hout1=[]
        Hout.append(Hout1)
        for i in range(len(fi)):
            def cpO2(Ta):
                return R*( a11O2+a21O2*Ta+a31O2*Ta**2+a41O2*Ta**3+a51O2*Ta**4)
            ii=quad(cpO2,T_O,Ta)

            def cpN2(Ta):
                return R*( a11N2+a21N2*Ta+a31N2*Ta**2+a41N2*Ta**3+a51N2*Ta**4)
            ii2=quad(cpN2,T_O,Ta)

            def cp(Ta):
                return R*( a11H2O+ a21H2O*Ta+a31H2O*Ta**2+a41H2O*Ta**3+a51H2O*Ta**4)
            it=quad(cp,T_O,Ta)

            air=3.76*a[i]*(hf_N2+ii2[0])+a[i]*(hf_O2+ii[0])
            nn=hwood+w[j]*(hf_H2O+it[0]) + air

            Qloss=pQloss*nn/100
            Ue=pUe*nn/100
            mm=nn+Qloss+Ue
            Hout1.append(mm)
        #print(Hout)
    return Hout

In [15]: Hout=Balener()

In [16]: import warnings
warnings.filterwarnings("ignore", category=RuntimeWarning)

In [17]: T=list(arange(1000,2500,0.1))
#print(len(T))

```

```

I [19]: def temppirocomb():
        Tpc=[]
        for j in range(len(FM)):
            Tpc2=[]
            Tpc.append(Tpc2)
            for i in range(len(fi)):
                p=min(Dif2[j][i])
                z1=Dif2[j][i].index(p)
                Tpc1=T[z1]
                Tpc2.append(Tpc1)
        print('temperatura final de piro-combustion:',Tpc)
        return Tpc

```

```

I [20]: Tpc=temppirocomb()

```

```

temperatura final de piro-combustion: [[2499.900000000341, 2499.900000000341, 2363.3000000003
1, 2229.8000000002794, 2152.100000000262, 1939.6000000002136, 1901.3000000002048, 1900.300000
0002048], [2499.900000000341, 2459.3000000003317, 2314.400000000299, 2180.100000000268, 2096.
100000000249, 1860.8000000001957, 1855.2000000001944, 1835.0000000001899], [2499.900000000341
, 2443.5000000003283, 2295.800000000295, 2160.800000000264, 2078.100000000245, 1833.700000000
1894, 1822.400000000187, 1810.2000000001842], [2499.900000000341, 2381.800000000314, 2223.000
000002783, 2088.8000000002476, 2008.4000000002293, 1754.8000000001716, 1747.70000000017, 166
3.500000000151], [2499.900000000341, 2315.400000000299, 2142.70000000026, 2011.80000000023, 1
909.0000000002067, 1464.7000000001058, 1384.4000000000874, 1335.4000000000763], [2462.1000000
003323, 2243.6000000002828, 2047.9000000002384, 1929.0000000002112, 1809.9000000001843, 1225.
1000000000513, 1187.0000000000425, 1174.6000000000397], [2330.4000000003025, 2079.00000000024
56, 1882.5000000002005, 1706.2000000001606, 1499.9000000001138, 1135.8000000000309, 1130.2000
000000296, 1134.6000000000306], [2170.500000000266, 1870.300000000198, 1633.000000000144, 129
0.7000000000662, 1184.400000000042, 1045.8000000000104, 1024.8000000000056, 1012.100000000002
8]]

```

n [21]: #FLUJO MOLAR DE CADA ESPECIE:

```
X_H2 =[]
X_CO =[]
X_CO2=[]
X_N2= []
X_CH4=[]
X_H2O=[]
X C= []
for j in range(len(FM)):
    Tpc1=Tpc[j]
    X_H2a =[]
    X_COa =[]
    X_CO2a=[]
    X_N2a=[]
    X_CH4a=[]
    X_H2Oa=[]
    X_Ca=[]

    X_H2.append(X_H2a)
    X_CO.append(X_COa)
    X_CO2.append(X_CO2a)
    X_N2.append(X_N2a)
    X_CH4.append(X_CH4a)
    X_H2O.append(X_H2Oa)
    X_C.append(X_Ca)
    for i in range(len(fi)):
        T1=Tpc1[i]
        CpH2 = R*( a1H2 + a2H2*T1 +a3H2*T1**2 +a4H2*T1**3 +a5H2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO = R*( a1CO + a2CO*T1 +a3CO*T1**2 +a4CO*T1**3 +a5CO*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCO2= R*( a1CO2+ a2CO2*T1+a3CO2*T1**2+a4CO2*T1**3+a5CO2*T1**4) # (J/mol.K)
        CpH2O= R*( a1H2O+ a2H2O*T1+a3H2O*T1**2+a4H2O*T1**3+a5H2O*T1**4) # (J/mol.K)
        CpCH4= R*( a1CH4+ a2CH4*T1+a3CH4*T1**2+a4CH4*T1**3+a5CH4*T1**4) # (J/mol.K)
        CpN2 = R*( a1N2 + a2N2*T1 +a3N2*T1**2 +a4N2*T1**3 +a5N2*T1**4) # (J/mol.K)

        gCO= (-110.5 - 5.619E-03*T1*np.log(T1)+ 1.190E-05*T1**2 - (6.383E-09/2)*(T1**3) +
            (1.846E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +8.684E-01 - 6.131E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCO2=(-393.5 + 1.949E-02*T1*np.log(T1)- 3.122E-05*T1**2 + (2.448E-08/2)*(T1**3) -
            (6.946E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +5.270 -1.207E-01*T1)*1000 #J/mol
        gH2O=(-241.8 + 8.950E-03*T1*np.log(T1)+ 3.672E-06*T1**2 - (5.209E-09/2)*(T1**3) +
            (1.478E-12/3)*(T1**4)+ (0/(2*T1)) +2.868 -1.722E-02*T1)*1000 #J/mol
        gCH4=(-74.8 + 4.620E-02*T1*np.log(T1)- 1.130E-05*T1**2 - (1.319E-08/2)*(T1**3) +
            (6.647E-12/3)*(T1**4)- (4.891E+02/(2*T1)) +1.411E+01 -2.234E-01*T1)*1000 #J/mol
        K1=np.exp((-gCO2-gH2+gCO+gH2O)/(R*T1))
        K2=1.5*np.exp((2*gH2-gCH4)/(R*T1))

    def myFunction(z):

        x1 z[0] # moles del H2 (1)
        x2 z[1] # moles del CO (2)
        x3 z[2] # moles del CO2 (3)
        x4 z[3] # moles del H2O (4)
        x5 z[4] # moles del CH4 (5)
        x6 z[5] # moles del N2 (6)
        x7 z[6] # moles del C (7)

        F = empty(7)
        F[0] x2+x3+x5+x7-1
        F[1] 2*x1+2*x4+4*x5-m-2*w[j]
        F[2] x2+2*x3+x4-n-w[j]-2*a[i]
        F[3] x6-3.76*a[i]
        F[4] x5+x7-FC/C
        F[5] =(x1**2)*K2-x5*(x1+x2+x3+x4+x5+x6)
        F[6] = x2*x4*K1-x3*x1

        return F

    zGuess = array([1,1,1,1,1,1,1])
    z = fsolve(myFunction,zGuess)
    XH2 =k*z[0] # moles de H2/s
    XCO =k*z[1] # moles de CO/s
    XCO2=k*z[2] # moles de CO2/s
    XH2O=k*z[3] # moles de H2O/s
    XCH4=k*0.015*(z[4]+z[0]+z[1]+z[2]+z[5]) # moles de CH4/s
    XN2 =k*z[5] # moles de N2/s
    XC =k*z[6] # moles de C/s
```