

# Modelamiento termodinámico de la gasificación de bambú y cuesco de coco en un gasificador de lecho fijo a escala piloto.

Oscar Daniel Sánchez Plazas

Universidad Nacional de Colombia  
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica  
Bogotá, Colombia  
2018



# Modelamiento termodinámico de la gasificación de bambú y cuesco de coco en un gasificador de lecho fijo a escala piloto.

Oscar Daniel Sánchez Plazas

Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de:  
**Magister en Ingeniería Mecánica**

Director:  
Dr. Ing. Fabio Sierra

Línea de Investigación:  
Conversión termoquímica de biomasa  
Grupo de Investigación:  
Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética

Universidad Nacional de Colombia  
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica  
Bogotá, Colombia  
2018





**(A mi familia)**

A mis padres

*El bambú que se dobla es más fuerte que  
el roble que resiste.*

Proverbio Japonés

# Agradecimientos

A la Universidad Nacional de Colombia, por el apoyo financiero y la oportunidad de hacer una docencia asistencial paralela a mis estudios.

A mi Director, el Dr. Fabio Sierra quién me ayudó a culminar esta meta.

A el grupo de investigación Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética de quienes recibí su colaboración .

A mi familia por su apoyo.

## Resumen

En el presente trabajo se realiza la modelación matemática del proceso de gasificación de bambú y hueso de coco en un gasificador de lecho fijo a escala piloto. También se evalúan programas de cómputo para el modelamiento de procesos en reactores químicos y se selecciona el más adecuado para la simular la gasificación de biomásas en este tipo de reactores. Se muestra la puesta a punto del gasificador de lecho fijo que se encuentra en el laboratorio de Plantas Térmica de la Universidad Nacional de Colombia, y se muestra la instrumentación con el sistema de adquisición de datos, correspondiente a los equipos disponibles en el laboratorio.

Se muestra la experimentación con el gasificador del laboratorio de Plantas Térmica de 4 kg/h para producir gas combustible a partir de bambú y de hueso de coco variando parámetros de flujo de agente de activación (aire). Se realiza la caracterización de la materia prima y se analizan. Los datos se ajustan a un modelo matemático disponible en la literatura para estimar las condiciones del reactor de lecho fijo.

**Palabras clave:** (Biomasa residual, gasificación, gasificador de lecho fijo, hueso de coco, bambú).

## Abstract

In this work, the mathematical modeling of the process of gasification of bamboo and coconut shell in a fixed bed gasifier at pilot scale is carried out. Also, computer programs for the modeling of processes are evaluated in chemical reactors and the most suitable for the simulation of biomass gasification in this type of reactor is selected. Show the sample a point of the fixed bed gasifier that is in the Laboratory of Thermal Plants of the National University of Colombia, and shows the instrumentation with the data acquisition system, corresponds to the equipment available in the laboratory.

Sample of experimentation with the thermal plants laboratory gasifier of 4 kilograms / h for product gas fuel from bamboo and coconut copper by varying the flow parameters of the activation agent (air). The characterization of the raw material is carried out and analyzed. The data are fitted to a mathematical model for the estimation of the conditions of the fixed-bed reactor.

**Keywords:** (Activated carbon, biomass residues, oil palm, partial gasification, pyrolysis, rotary kiln with flights).

# Contenido

<b>Agradecimientos</b>	<b>VI</b>
<b>Resumen</b>	<b>VII</b>
<b>Lista de símbolos</b>	<b>IX</b>
<b>1 Introducción</b>	<b>2</b>
<b>2 Planteamiento del problema</b>	<b>7</b>
2.1 Materias primas . . . . .	7
2.1.1 Cuesco de coco . . . . .	8
2.1.2 Bambú ( <i>Guadua angustifolia</i> Kunth) . . . . .	10
2.2 Proceso termoquímico: Gasificación . . . . .	11
2.3 Equipo de procesamiento: Gasificador de lecho fijo . . . . .	13
<b>3 Caracterización de las materias primas</b>	<b>16</b>
3.1 Caracterización de combustibles . . . . .	16
3.1.1 Análisis próximo de Cuesco de coco y bambú . . . . .	16
3.1.2 Análisis elemental . . . . .	17
3.1.3 Poder calorífico . . . . .	17
3.2 Análisis estructural . . . . .	18
3.2.1 Análisis de tamaño de grano . . . . .	18
3.2.2 Densidad . . . . .	18
<b>4 Evaluación de modelos matemáticos</b>	<b>20</b>
4.1 Equilibrio termodinámico . . . . .	20
4.1.1 Aproximaciones estequiométricas y no estequiométricas . . . . .	20
4.1.2 Parámetros y suposiciones . . . . .	21
4.1.3 Reacciones y balances . . . . .	22
4.1.4 Estudios realizados . . . . .	24
4.2 Redes neuronales . . . . .	28
4.2.1 Redes neuronales en gasificación . . . . .	32
4.2.2 Parámetros . . . . .	33
4.2.3 Estudios realizados . . . . .	34

---

4.3	Dinámica de fluidos computacional (CFD)	37
4.3.1	CFD en gasificación	41
4.3.2	Estudios realizados	43
4.4	Cinética de reacciones	46
4.4.1	Cinética de reacciones en gasificación	47
4.4.2	Parámetros y ecuaciones	49
4.4.3	Estudios realizados	51
<b>5</b>	<b>Desarrollo del modelo</b>	<b>57</b>
5.1	Parámetros de entrada y suposiciones	57
5.2	Modelo matemático	63
5.2.1	Reacciones	63
5.2.2	Tasas de reacción	64
5.2.3	Balance de masa	65
5.2.4	Balance de energía	67
5.3	Modelo computacional	67
<b>6</b>	<b>Caracterización y puesta a punto del equipo</b>	<b>70</b>
6.1	Equipo de gasificación	70
6.1.1	Variables de la gasificación	70
6.1.2	Gasificador	71
6.1.3	Sensores de temperatura	75
6.1.4	Aislamiento térmico	76
6.1.5	Entrada de agente gasificante (aire)	76
6.1.6	Celdas de carga	78
6.1.7	Analizador de gases	79
6.1.8	Adquisición de datos	80
6.2	Puesta a punto y prueba del equipo	83
6.2.1	Funcionamiento del equipo	88
<b>7</b>	<b>Experimentación y resultados</b>	<b>91</b>
7.1	Pruebas experimentales	91
7.1.1	Preparación de los equipos y materiales	91
7.1.2	Experimentación	94
7.1.3	Pos-experimentación	99
7.2	Resultados cuesco de coco	100
7.2.1	Temperatura	100
7.2.2	Composición de gases	102
7.3	Resultados guadua	104
7.3.1	Temperatura	105
7.3.2	Composición de gases	107

---

7.4	Resultados modelo Matlab . . . . .	108
7.4.1	Cuesco de coco . . . . .	110
7.4.2	Guadua . . . . .	113
<b>8</b>	<b>Análisis de resultados</b>	<b>118</b>
8.1	Cuesco de coco . . . . .	118
8.2	Guadua . . . . .	120
<b>9</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>123</b>
<b>10</b>	<b>Anexo:</b>	<b>126</b>
10.1	Tabla perfiles temperatura gasificación con cuesco de coco . . . . .	126
10.2	Tabla composición gasificación cuesco de coco . . . . .	126
10.3	Tabla perfiles temperatura gasificación con guadua . . . . .	126
10.4	Código Matlab de modelo de cinética de reacciones de la gasificación con guadua y cuesco de coco . . . . .	126

# Lista de símbolos

## Símbolos usados con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI
A	Factor pre-exponencial	$\frac{1}{s}$
$A_t$	Área transversal gasificador	$m^2$
$a_n$	Constantes Runge-Kutta	-
$C_i$	Concentración de los gases	$\frac{mol}{m^3}$
$C_p$	Calor específico	$\frac{J}{kgk}$
$C_g$	Concentración total del gas	$\frac{mol}{m^3}$
D	Diámetro zona gasificación	$m$
dp	Espesor promedio biomasa	$m$
$\frac{dv_g}{dz}$	Cambio de velocidad vs altura	$\frac{1}{s}$
$\frac{dC_i}{dz}$	Cambio de concentración vs altura	$\frac{mol}{m^4}$
$\frac{dP}{dz}$	Cambio de presión vs altura	$\frac{Pa}{m}$
$E_a$	Energía de activación	$\frac{kJ}{mol}$
$k_n$	Constantes Runge-Kutta	-
L	Longitud zona de gasificación	$m$
$m_i$	Masa de los gases	$kg$
P	Presión en el gasificador	$Pa$
$R_g$	Constante universal de los gases	$\frac{J}{molK}$
$R_j$	Tasa de la reacción	$\frac{mol}{m^3s}$
$r_j$	Velocidad de la reacción	$\frac{mol}{m^3s}$
T	Temperatura	$K$
$T_w$	Temperatura zona reducción	$K$
$v_g$	Velocidad superficial de los gases	$\frac{m}{s}$

Símbolo	Término	Unidad SI
$y_i$	Función de activación red neuronal	-
$z$	Paso de Altura zona gasificación	$m$
$z_f$	Altura zona gasificación	$m$

## Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI
$\gamma$	Porcentaje de la masa de alquitranes	%
$\Delta_T^0$	Energía de Gibbs	$\frac{kJ}{mol}$
$\Delta_{g,f,T,i,j}^0$	Función de formación de Gibbs	$\frac{kJ}{mol}$
$\Delta z$	Infinitesimal de altura	$m$
$\epsilon$	Constante ecuación Ergun	-
$\mu$	Correlación viscosidad	-
$\phi$	Pendiente Runge-Kutta	-

## Abreviaturas

Abreviatura	Término
<i>ANN</i>	Artificial Neural Network
<i>CFD</i>	Computational Fluid Dynamics
<i>ER</i>	Tasa de equivalencia
<i>ODE</i>	Ordinary Differential Equation
<i>RTD</i>	Detectores de Temperatura Resistivos
<i>Tar</i>	Alquitranes





# 1 Introducción

Existen varias problemáticas mundiales asociadas a las fuentes convencionales de energía, como por ejemplo la deficiencia para cubrir el aumento de la demanda energética, lo que produciría, si no existe un cambio y la generación de emisiones se mantienen como hasta ahora, un incremento del 2 °C en la temperatura superficial promedio del planeta para el año 2050 [?], con los subsecuentes problemas de salud, catástrofes ambientales relacionadas con sequías e inundaciones así como la disminución en la producción de alimentos [?, ?]. Dicha problemática incentiva la investigación en fuentes de energía alternativas y renovables, en donde se destacan las energías solar, eólica, geotérmica y de biomasa.

Un estimado del consumo mundial de energía para el año 2015 fue de 595 EJ ( $564 \times 10^{15}$  BTU), en donde la biomasa proporcionó 57,0 EJ aumentando para 2016 a 62,5 EJ. Esta fuente de energía se puede clasificar en 2 grandes grupos, biomasa residual y no residual. Actualmente la biomasa no residual, como la madera y los cultivos energéticos representan la mayoría de la capacidad de la energía de la biomasa [?, 26].

La biomasa residual presenta un gran potencial para suministrar energía, ya que muchos sectores de la agroindustria dentro de sus procesos proporcionan residuos que son susceptibles de transformaciones bioquímicas y termoquímicas.

En el presente trabajo se analizarán dos tipos de biomasa, la primera de ellas es el bambú guadua *Angustifolia* Kunth y la segunda el cuesco de coco.

Colombia posee numerosos tipos de bambú, muchos de ellos utilizados en el área de la construcción, desde elementos sencillos como cercas, establos, así como también en muros, cielos rasos y parte de concreto reforzado para disminuir su peso. Esto debido a su rápido crecimiento, fácil manejo y sus ventajas medio ambientales. La producción de bambú en el mundo es dominada por China, Colombia tiene una pequeña pero creciente participación en este mercado como se muestra en el Capítulo 2. Este tipo de bambú se convierte en residuos sólidos municipales.

El coco, el cual se utiliza para la producción de aceite y torta, genera residuos como el mesocarpio y el endocarpio. La producción mundial de coco para el año 2014 superó las 60 millones de toneladas de fruto fresco, lo que produce entre un 40 a 50 % de residuo, con un poder

---

calorífico promedio de 18 [MJ/kg] [?, ?, ?, 71, ?]. Otras consideraciones para la selección de la materia prima son; el potencial que tiene en Colombia para su aprovechamiento, la mitigación a los problemas ambientales, la disposición y la minimización de los pretratamientos.

Para la explotación de las biomásas seleccionadas como energía se utiliza la gasificación, la cual es un proceso de transformación termoquímica, donde existe un agente gasificante que puede ser aire, oxígeno, vapor de agua o hidrógeno, de modo que, como productos finales del proceso se obtienen diferentes mezclas de gases, alquitranes y carbonizado. Cada uno de estos productos puede tener diferentes usos, por ejemplo, la fase gaseosa se puede utilizar para generación de energía por combustión en motores o turbinas, los alquitranes, como base para una gran cantidad de productos químicos, y de la fase sólida se puede obtener carbón activado. Ésta transformación térmica se usó ampliamente en la segunda guerra mundial, en donde aproximadamente un millón de gasificadores fueron usados para impulsar carros, camiones, botes, trenes y generadores eléctricos, pero se dejó a un lado por la facilidad del acceso a la gasolina y los combustibles derivados del petróleo. Sin embargo, debido a la actual problemática antes expuesta, el proceso de gasificación surge nuevamente como un proceso alternativo y eficiente para mitigar el impacto ambiental y social actual.

Para la ejecución del proceso de gasificación se utiliza un reactor de lecho fijo el cual ha sido usado desde hace más de 200 años [77] con el objetivo de generar luz, calor y para cocinar. La primera patente encontrada fue la US1081228 A de 1913. Los gasificadores de biomasa estuvieron en desuso por la expansión del petróleo, pero debido a la crisis energética y a la no sostenibilidad ambiental de este recurso, se retomó el estudio de este tipo de reactores. Las principales variables que caracterizan los gasificadores son; el tipo de lecho, el agente gasificante, la configuración del flujo del gas. Dentro de la clasificación de los tipos de lecho se encuentran principalmente tres, los de lecho fijo, lecho móvil y los de lecho fluidizado. Los gasificadores de lecho fijo son los más antiguos y comunes, son utilizados para pequeña y mediana escala [64] debido a su sencilla construcción y operación. Así mismo su clasificación se puede dar en dos tipos de acuerdo a la ubicación de la fuente de calor, de calentamiento directo o de calentamiento indirecto. Las principales variables para el diseño y la selección de un gasificador son; el requerimiento energético, la calidad del gas de síntesis, las restricciones de tamaño del material, el flujo másico, las condiciones medio ambientales, el tipo de calentamiento y las restricciones económicas.

La gasificación es cada vez más aceptada como un sustituto de los combustibles fósiles, el crecimiento de este mercado es lento pero estable [66]. Para aplicaciones térmicas por debajo de los 10 MW, los gasificadores de lecho fijo son los más utilizados [10]. Para este estudio se usa un gasificador de lecho fijo, de calentamiento directo, el cual se encuentra equipado con sensores de temperatura, celdas de carga y sensores de composición química, que alimentan a un sistema de adquisición de datos.

Para mejorar el diseño, la operación y mantenimiento de los gasificadores se han desarrollado muchas investigaciones experimentales con un amplio rango de variables y tecnologías.

Los modelos matemáticos en el área de gasificación buscan la adaptación a nuevos procesos y materias primas que reduzcan el número de experimentos, sin embargo esta práctica es aún una actividad que apenas se está manifestando [4]. La modelación da una buena representación de los fenómenos físicos y químicos que se encuentran dentro del reactor, sirve para minimizar el número de experimentos y optimizar el diseño de gasificadores y la producción de gas combustible.

Para el aporte en esta área del conocimiento en el presente trabajo se han planteado los siguientes objetivos:

Objetivo general:

Modelar matemáticamente el proceso de gasificación de bambú y cuesco de coco en un gasificador de lecho fijo a escala piloto.

Objetivos específicos:

1. Evaluar programas de cómputo para el modelamiento de procesos en reactores químicos y seleccionar el más adecuado para la simular la gasificación de biomásas.
2. Poner a punto el gasificador de lecho fijo que se encuentra en el laboratorio de Plantas Térmicas de la Universidad Nacional de Colombia, e instrumentar con sistema de adquisición de datos, con los equipos disponibles en el laboratorio.
3. Experimentar con el gasificador del laboratorio de Plantas Térmicas de 4 kg/h para producir gas combustible a partir de bambú y de cuesco de coco variando parámetros de flujo de agente de activación (aire).
4. Realizar el modelo de gasificación con el programa de cómputo seleccionado y verificarlo con los resultados experimentales adquiridos.
5. Elaborar informe con discusión y análisis de resultados.

El desarrollo del proceso para cumplir el primer objetivo se puede observar en el Capítulo 4 'Evaluación de modelos matemáticos', donde se realiza una revisión de cuatro tipos de modelos utilizados para analizar procesos de gasificación; equilibrio termodinámico, redes neuronales, dinámica de fluidos computacional (CFD), y cinética de reacciones.

El modelo de gasificación realizado a partir de cinética de reacciones se describe en el Capítulo 5 'Desarrollo del modelo', donde se desarrolla el modelo matemático con el sistema de ecuaciones diferenciales, y un programa de Matlab para solucionar el modelo.

La puesta a punto y caracterización del gasificador de lecho fijo se puede observar en el Capítulo 6 'Caracterización y puesta a punto del equipo', donde se realiza una descripción del gasificador empleado, y el procedimiento realizado para poner en funcionamiento el gasificador para pruebas con cuesco de coco y bambú.

La experimentación se evidencia en el Capítulo 7 'Experimentación y resultados' donde se describe el procedimiento pre, durante y pos experimental para las pruebas, y se muestra por medio de tablas, gráficas los resultados de las pruebas experimentales para cada tipo de biomasa.

La discusión y análisis de resultados se observan en el Capítulo 8 'Análisis de resultados'.

Esta investigación se realiza como parte de las actividades del grupo de investigación Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética – MDL&GE, asociado a la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Colombia, sede Bogotá. Este es un grupo interdisciplinario en ingenierías, creado en el año 2006 como evolución del grupo "Diseño y construcción de dispositivos para el aprovechamiento de energías renovables."<sup>el</sup> cual había sido creado en 1994. El grupo se encuentra actualmente clasificado por Colciencias en la categoría A, y es liderado por el Dr. Ing. Fabio Emiro Sierra Vargas, quién cuenta con más de 25 años de experiencia relacionados con el uso y aprovechamiento de los recursos energéticos, desde los sectores tanto industrial como académico. El objetivo principal del grupo de investigación es la contribución y aplicación de conocimientos en el área energética, para dar solución a problemas de las comunidades menos favorecidas y apartadas del país, aplicando diferentes áreas de investigación como uso energético de la biomasa y biocombustibles, desarrollo sostenible y gestión ambiental, gestión energética y ambiental en sistemas energéticos no convencionales, aplicación de mecanismos de desarrollo limpio, simulación y control de procesos térmicos, sistemas de energías limpias y uso racional y eficientes de la energía. A lo largo de la trayectoria del grupo se han realizado proyectos a nivel internacional y nacional con financiación de entidades tales como el DAAD, Ecos Nord, la Unidad de Planeación Minero Energética, La Cámara de Comercio de Bogotá, El ministerio de Educación, Colciencias, entre otras.

El grupo de investigación MDL&GE ha desarrollado proyectos de investigación relacionados con los procesos de transformación termoquímica de diversos tipos de biomásas, entre ellos la gasificación, usando reactores de lecho fijo y rotatorio. Entre los prototipos diseñados y construidos por el grupo de investigación, se encuentra el reactor de gasificación de lecho fijo

de corriente descendente, que ha permitido el desarrollo de diferentes trabajos relacionados con el aprovechamiento energético de biomasas tanto residuales como de cultivos energéticos. Se ha venido estudiando desde el año 2010, con la participación de diferentes estudiantes de pregrado, maestría y doctorado, el modelamiento de este reactor, su comportamiento usando diferentes tipos de materias primas, y la influencia de los parámetros del proceso en la composición y calidad de los gases combustibles producidos.

Dentro de los diferentes proyectos relacionados con el gasificador de lecho fijo se encuentra el de Piñeros Vasquez[67], quien realizó el diseño y construcción del gasificador de flujo paralelo. Asimismo, José Eulises Castellanos Contreras [15] realizó un proyecto de investigación con redes neuronales en su tesis de maestría 'Evaluar la aplicación de un sistema de control basado en Redes Neuronales, para el proceso de gasificación con aire u oxígeno, del reactor de lecho fijo del Laboratorio de Plantas Térmicas y Energías Renovables'. Santiago Ramírez Rubio [72] realizó su maestría en Ingeniería Mecánica trabajando en la 'Simulación computacional del proceso de gasificación de biomasa en el reactor de lecho fijo de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Colombia'. Los mencionados trabajos alimentan los datos usados para realizar la modelación del equipo por medio de cinética de reacción.

## 2 Planteamiento del problema

En este capítulo se realiza la presentación de la problemática tratada en el documento. En la primera sección se describe la materia prima. En la segunda sección se muestran las características del proceso de gasificación y finalmente se explica el equipo de procesamiento. Posteriormente se muestra el esquema y las variables que se consideran en la modelación y simulación de la gasificación de la materia prima seleccionada en el gasificador de lecho fijo del Laboratorio de Plantas Térmicas de la Universidad Nacional de Colombia.

### 2.1. Materias primas

La biomasa es una fuente de energía renovable, cuyo impacto negativo sobre el medio ambiente es mínimo comparado con otras fuentes de energía convencionales. Actualmente la biomasa representa del 10 al 14 % del total de la energía global utilizada[37, 26, 19], además de una perspectiva de crecimiento ya que es un recurso renovable, a diferencia de los combustibles fósiles cuyas reservas se agotan y tienen una alta volatilidad de precios.

La biomasa posee características que la consolidan como una alternativa sostenible en los aspectos económicos y ambientales. En el aspecto económico se observa el potencial que tiene en países en vía de desarrollo como Colombia con grandes extensiones de tierra cultivable, además de ampliar la canasta energética, en el aspecto ambiental hay que señalar que las diferentes biomásas pertenecen al ciclo del carbono, en consecuencia su uso racional no aumentará la emisión global de dióxido de carbono, permitiendo que se mitigue el fenómeno de cambio climático, además de una disminución de las emisiones de otros tipos de contaminantes como sulfuros y otros componentes que sí producen las fuentes convencionales de energía[42, 61, 63].

Los principales procesos de transformación de la biomasa en una fuente de energía la combustión directa en donde se extrae directamente el calor, los procesos bioquímicos, donde se convierte la biomasa en sustancias con un mayor poder calorífico mediante microorganismos, los procesos agroquímicos y procesos termoquímicos.

La biomasa puede clasificarse según su origen en cinco tipos: madera virgen o productos de la industria maderera, cultivos energéticos, residuos de la agroindustria, residuos de comida

y residuos industriales.

Los criterios de selección de la materia prima en el presente trabajo se enfocan principalmente en que sean fuentes alternativas y sostenibles de energía, también que tengan un potencial de producción en Colombia, de fácil transporte y conservación. En consecuencia se seleccionan dos tipos de biomasa, el cuesco de coco y la guadua *Angustifolia Kunth*.

### 2.1.1. Cuesco de coco

La palma de coco o cocotero (*Cocos Nucifera*) es una palma originaria del sur de Asia, se clasifica botánicamente dentro de la clase de los Monocotyledoneae del orden de las palmas de la familia Palmae, subfamilia Cocowsideae. Es un cultivo perenne, su ciclo productivo puede durar hasta los 100 años [51]. Su fruto denominado coco es utilizado en más de 100 productos diferentes en los cuales se resalta el aceite y la torta de coco.

La producción mundial de coco supera las 60 millones de toneladas por año como se muestra en la Tabla 2-1. Los principales países productores de este fruto se encuentran ubicados al sur de Asia representados por Indonesia, Filipinas e India.

**Tabla 2-1:** Producción mundial de coco. Tomado de [28]

Puesto	País	Producción [ton]	Porcentaje [%]
1	Indonesia	18 300 000	30,24
2	Filipinas	14 696 298	24,29
3	India	11 078 873	18,31
4	Brasil	2 919 110	4,82
5	Sri Lanka	2 395 266	3,96
6	Vietnam	1 374 404	2,27
7	Papua New Guinea	1 168 768	1,93
8	México	1 168 176	1,93
...	...	...	...
26	Colombia	129 633	0,21
-	Otros	7 281 228	12,03
-	Total Mundial	60 511 756	100,00



En Colombia el rendimiento de la producción es de 7 ton/ha lo que la ubica en el puesto 15 a nivel mundial y por encima de los principales productores del mundo, los cuales tienen un rendimiento promedio de alrededor de la mitad que en Colombia [70]. En el país el crecimiento del área sembrada de coco fue de un 7% en los años 1990 a 2014 según el Ministerio de Agricultura. Como se muestra en la Tabla 2-2, el departamento con mayor producción de coco es Nariño, alcanzando una participación del 50,5% en el año 2010; el municipio de este departamento que posee la mayor producción del coco es Tumaco.

**Tabla 2-2:** Participación departamental en la producción nacional de coco – 2010. Tomado de [70].

Departamento	Participación [%]
Nariño	50,5
Cauca	14,5
Córdoba	11,8
Chocó	5,5
Magdalena	4,0
Otros	13,7

El cuesco de coco (también denominado cáscara de coco) es el endocarpo del fruto como se muestra en la Figura 2-1, hace parte del pericarpo el cual es la parte no comestible del fruto. Es un residuo del procesamiento del coco [29] y representa el 17% del peso del fruto [71].



**Figura 2-1:** Partes del coco. 1. Cotiledón. 2. Endoesperma. 3. Mesocarpo. 4. Endocarpo. Basado en [36].

Las aplicaciones que se le han dado a este residuo son variadas, por ejemplo se han convertido en pellets y briquetas para la posterior combustión o gasificación [30, 86, 81], para reforzar material compuesto con polímeros y cerámicos [2, 3, 12, 87], así como materia prima para carbón activado y nanopartículas [11, 40].

Como se ha descrito anteriormente, el crecimiento de la producción de coco a nivel nacional e internacional es importante, el potencial que tiene este fruto para producir distintos tipos de alimentos lo hacen atractivo a nivel agroindustrial y comercial. El mencionado crecimiento sugiere un aumento en los residuos, razón por la cual el tratamiento de éstos se convierte en una problemática que se puede mitigar mediante el uso de la tecnología de gasificación.

A continuación se describe la segunda materia prima seleccionada para ser estudiada en el proceso de gasificación tanto a nivel experimental como en la parte de la modelación matemática.

### **2.1.2. Bambú (*Guadua angustifolia* Kunth)**

En Colombia existen más de 9 géneros y 70 especies de bambú [1], principalmente en el eje cafetero la guadua se ha utilizado en la construcción de casas, corrales y otras estructuras tanto domésticas como rurales. Las características de esta materia prima para estos usos son su alta relación entre resistencia mecánica y peso, así como la resistencia a la corrosión. Además dentro de los ecosistemas cumplen labores como la de disminuir la erosión del suelo, mejoran las propiedades del caudal hídrico y son hogar de diferentes tipos de flora y fauna.

Como se muestra en la Tabla **2-4** el principal país productor de bambú es China, mientras que Colombia posee una participación mundial de producción de bambú del 0,1 %. Sin embargo se tienen expectativas de un crecimiento cada vez mayor ya que puede ser utilizado como un cultivo energético debido a su alta productividad haciendo referencia a la relación de kilogramos de biomasa por cada hectarea.

El departamento de Colombia en dónde se da la mayor cantidad de bambú es en el Valle del Cauca, como se observa en la Tabla **2-4**. Hay que resaltar que alrededor del 85 % del área en donde existe guadua en Colombia no ha sido sembrada, por el contrario es fruto de un proceso netamente natural.

La guadua es una gramínea nativa de la familia del bambú, las partes de la planta de estudio se encuentran en la Figura **2-2**. Se estudiará de esta planta el culmo o tallo que, acorde a la especie puede tener una altura entre nudos de 10 a 40 cm, puede alcanzar hasta de 20 m de altura total y un diámetro que está en el rango de los 5 a los 25 cm para una planta madura.

**Tabla 2-3:** Producción de Bambú en el mundo. Tomado de [28] .

País productor	Participación [%]
China	43,7
India	21,9
Filipinas	14,6
Taiwán	10,9
Indonesia	8,8
Colombia	0,1

**Tabla 2-4:** Área en guaduales naturales y plantados en Colombia. Tomado de [57].

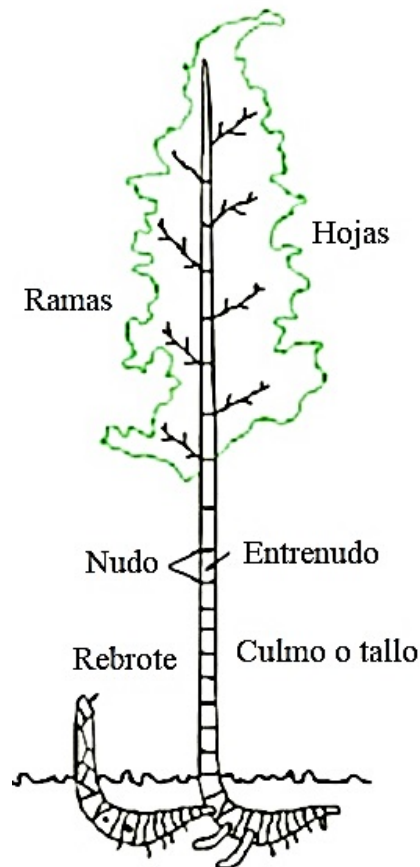
Departamento	Guaduales naturales [Ha]	Guaduales plantados [Ha]	Total [Ha]
Caldas	5 875	320	6 195
Quindío	7 708	905	8 613
Risaralda	3 315	615	4 130
Valle del Cauca	9 688	2179	11 827
Tolima	2 896	1 326	4 222
Total	29 608	5 345	35 027

La edad ideal para el uso como material de construcción es de los 3 a los 6 años, en donde adquiere su mayor resistencia mecánica.

## 2.2. Proceso termoquímico: Gasificación

La gasificación es un proceso termoquímico que tiene como objeto la producción de gas a partir de un material carbonoso. El gas combustible producto de la gasificación se puede utilizar en una serie de procesos altamente selectivos de una amplia gama de productos químicos y combustibles, como por ejemplo para la producción de hidrógeno de biomasa el cual es proceso más efectivo, también como fuente de gases combustibles como los hidrocarburos ligeros, el hidrógeno y el monóxido de carbono [5].

La gasificación utiliza varios tipos de materias primas como carbón mineral, petróleo, gas, coque de petróleo y biomasa. Estos productos de material carbonoso son convertidos en gases o gas combustible que son principalmente hidrógeno ( $H_2$ ), monóxido de carbono (CO),



**Figura 2-2:** Partes de la guadua. Tomado de [20]

dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ), metano ( $\text{CH}_4$ ), hidrocarburos livianos y nitrógeno ( $\text{N}_2$ ). Este proceso termoquímico se realiza con un agente gasificante, que se define como la atmósfera gaseosa la cual rodea la biomasa y dará importantes características al gas combustible, a los alquitranes y a la ceniza, en la literatura se encuentran aire, oxígeno puro, vapor de agua, dióxido ( $\text{CO}_2$ ), hidrocarburos o mezclas.

El proceso se realiza a elevadas temperaturas (entre 500 y 1400 °C) y presiones de 0 a 33 bar. Bajo estas condiciones, el material carbonoso, se degrada y transforma en sustancias con propiedades diferentes como el anteriormente mencionado gas combustible. Para el proceso generalmente se recomienda el precalentamiento de la biomasa o el secado de la misma.

La gasificación se puede subdividir en tres subprocesos principales:

**Secado:** es la parte en donde la materia prima pierde la humedad, normalmente a temperaturas inferiores a los 105 °C.

**Devolatilización o pirólisis:** es la degradación térmica de la biomasa a temperaturas inferiores a los 550 °C, en esta fase del proceso el material sólido tiene una baja reactividad con la atmósfera de reacción y se da la pérdida de masa por parte del sólido debido principalmente al cambio de temperatura.

**Craqueo, reformado de los gases y gasificación del carbonizado:** Es la zona donde debido a las condiciones de temperatura y presión el material sólido reacciona con la atmósfera generando varios procesos químicos y físicos que dan lugar al gas combustible y a la pérdida total de biomasa carbonosa del sólido dejando únicamente las cenizas.

La producción y tipo de gas varía principalmente por la materia prima, agente gasificante, las condiciones de salida, las condiciones de operación como la presión, la temperatura y tiempo de residencia del agente gasificante. El producto gaseoso para el proceso estudiado contiene gas de medio poder calorífico el cual puede ser quemado o como materia prima de productos químicos de alto valor agregado como olefinas y formaldehidos.

Las principales variables que conciernen al proceso son:

**Temperatura:** es el parámetro de gasificación más importante, ya que afecta la velocidad de difusión del gas, la velocidad de reacción, y la estabilidad termodinámica del material carbonoso.

**Tamaño de partícula:** incide en las propiedades del gas combustible debido a que los fenómenos de transferencia de calor y de masa ocurren principalmente en la superficie de la biomasa además de la acción de la difusión en un determinado material.

**Agente de gasificación:** es el gas que se añade al reactor para que haya una reacción con la biomasa, también incide en la calidad y cantidad del gas combustible, pueden ser aire, agua, oxígeno, monóxido de carbono, hidrógeno, entre otros.

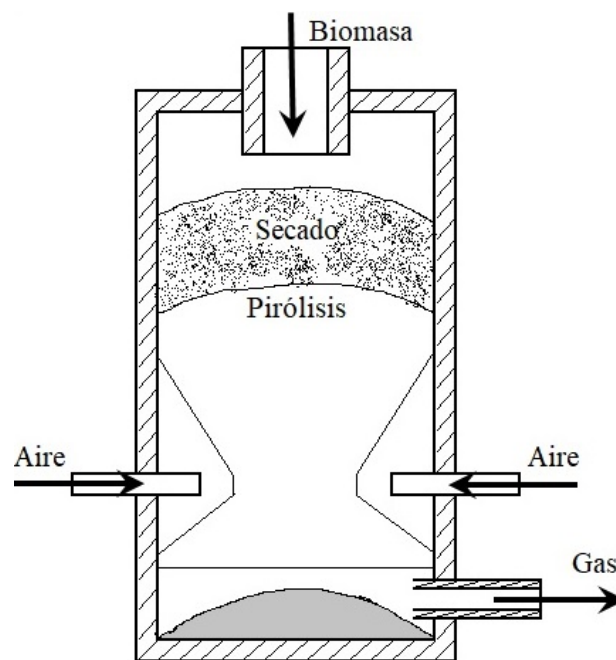
**Lecho del material:** El lecho puede ser fijo, móvil o fluidizado, dependiendo de como se mueve la biomasa dentro del reactor, para el presente trabajo se usa una de lecho fijo.

## 2.3. Equipo de procesamiento: Gasificador de lecho fijo

Para realizar las pruebas de gasificación con biomasa, se utiliza el gasificador de lecho fijo de flujo paralelo, diseñado y construido por el grupo de investigación Mecanismos de desarrollo Limpio y gestión Energética de la Universidad Nacional de Colombia. En este gasificador el tamaño del lecho permanece constante en el reactor, y asimismo las zonas de secado, pirólisis,

combustión y gasificación permanecen constantes. Debido a su diseño modular, se permite el montaje y desmontaje por etapas para realizar su mantenimiento, limpieza, y alimentación.

El gasificador cuenta con diferentes zonas como se muestra en la Figura 2-3; zona de secado, pirólisis, combustión, gasificación y recolección de cenizas. En la zona de secado se remueve la humedad de la biomasa, por medio del calor transferido desde las zonas inferiores, en esta región la temperatura oscila entre  $70^{\circ}\text{C}$  y  $200^{\circ}\text{C}$ . La zona de pirólisis donde se realiza la degradación térmica de la biomasa se encuentra a temperaturas entre  $350^{\circ}\text{C}$  y  $500^{\circ}\text{C}$ . En la zona de gasificación el carbonizado reacciona con los gases resultantes de la combustión para generar el gas combustible que sale con temperaturas entre  $200^{\circ}\text{C}$  y  $300^{\circ}\text{C}$ . Esta zona tiene temperaturas entre  $900^{\circ}\text{C}$  y  $1100^{\circ}\text{C}$ , y además de producir el gas combustible, genera residuos de ceniza, alquitranes y vapor de agua, los cuales son filtrados y separados.



**Figura 2-3:** Configuración gasificador de lecho fijo en flujo paralelo. Basado en [52]

Entre la zona de pirólisis y el inicio de la zona de combustión el gasificador que se utilizará cuenta con un diseño cónico en la garganta (ángulo del cono de  $80^{\circ}$ ), este diseño fue construido luego de que se observara un cambio abrupto de diámetro entre las dos secciones, que impedía un largo y estable funcionamiento, al no alcanzar un proceso estable en la combustión por falta de combustible. Este y otros cambios realizados en trabajos anteriores permiten un mejor funcionamiento del gasificador, para que pueda ser utilizado en las pruebas experimentales.

El gasificador cuenta con un sistema de alimentación de aire por medio de 3 entradas alimentadas con aire comprimido por una válvula reguladora y un medidor e caudal de aire. Esto permite regular el paso del aire y calcular el flujo másico durante la operación del equipo. Igualmente el flujo de aire se puede variar dependiendo de los requerimientos de la experimentación. Aunque existe el sistema de regulación de aire en el gasificador, cabe resaltar que este equipo puede operar adecuadamente tomando por sí mismo aire atmosférico. A pesar de esto, se utiliza un sistema de regulación del aire, para poder parametrizar y controlar la variable de la entrada de aire y utilizarla en la realización del modelo y en la toma de datos experimentales.

El equipo cuenta con un aislamiento térmico externo en todas las zonas, que ayuda a controlar y mantener altas las temperaturas internas, para así mejorar la calidad del gas obtenido, requerir menos energía, utilizar mejor la biomasa y realizar pruebas que tengan una mayor duración de tiempo. El equipo cuenta con un aislante de fibra de vidrio y un aislamiento de concrax en todas las zonas del gasificador, ya que aunque sería necesario únicamente en las zonas de más altas temperaturas (combustión y gasificación), en trabajos anteriores se observó que un aislamiento completo del equipo mejora el perfil de temperaturas y la calidad del gas producido, y disminuye la producción de alquitranes [72]. El aislamiento térmico permite que en el equipo se alcancen temperaturas superiores a  $900^{\circ}\text{C}$  en la zona de combustión.

## 3 Caracterización de las materias primas

A continuación se presenta la caracterización de la materia prima como combustible y otras características según normas técnicas internacionales de estandarización, también se describen los ensayos que se llevan a cabo.

### 3.1. Caracterización de combustibles

#### 3.1.1. Análisis próximo de Cuesco de coco y bambú

El análisis próximo es un procedimiento que permite determinar la cantidad de humedad, contenido de ceniza, material volátil y carbono fijo que contiene la biomasa, para este caso cuesco de coco y bambú. Los procedimientos comúnmente utilizados para determinar cada una de las propiedades anteriormente mencionadas son las normas de la Sociedad Americana para Pruebas y Materiales (ASTM por sus siglas en inglés) o las normas del Instituto Alemán de Normalización (DIN por sus siglas en alemán) descritas a continuación:

- **Contenido de humedad ( $w_{w,bm}$ ):** se realiza mediante el procedimiento que establece la norma DIN 15774-3: "Biocombustibles sólidos - Determinación del contenido de humedad - método secado en horno - Parte 1: humedad total - Método de referencia; versión alemana" [22]. Consiste en calentar la muestra en un horno hasta los  $105 \pm 2$  °C; para ello se requiere una mufia con un control que permita la tolerancia requerida por la norma.
- **Contenido de cenizas(a):** se hace mediante la norma DIN EN 14775 [23]. Se calienta la muestra en el horno hasta una temperatura de 250 °C durante un período de 30 min. Esta temperatura se mantiene durante 60 min. Luego, el horno se lleva a  $550 \pm 10$  °C en aproximadamente 30 min (tasa de calentamiento de 10 K/min) y en esta temperatura se mantiene 180 min. Los datos de la balanza y tamaño de grano utilizados son los mismos que para la prueba de humedad.

Este valor es determinante para escoger qué tipo de materia prima se utiliza [48], ya que si el contenido de cenizas es muy alto pueden ocurrir dos fenómenos sobre el carbón



activado obtenido; el primero es que el área superficial puede disminuir, el segundo que pueden presentarse efectos catalíticos a temperaturas superiores a los 1060 °C [43, 53], cambiando las propiedades del proceso de activación del carbón. Además, los altos contenidos de ceniza en la materia prima implican un menor rendimiento (en masa) del carbón activado producido.

- **Contenido de material volátil (F):** la determinación del contenido de material volátil se hace bajo la norma DIN EN 15148 [24]. El procedimiento para el pesaje de la muestra se realiza de la misma manera que en el análisis de humedad.

La norma indica que se debe precalentar la mufla a una temperatura de 900 °C, una vez esté estable en esta temperatura, se debe poner la muestra durante 7 minutos en el horno, retirar, poner en un desecador y pesar nuevamente.

### 3.1.2. Análisis elemental

El análisis elemental consiste en la determinación de los principales sustancias que conforman la matriz de la biomasa, como lo son el carbono, hidrógeno, nitrógeno, azufre y oxígeno. Para este procedimiento se han usado las normas ASTM D-3176, ASTM D-4239, DIN 51700 y DIN 51722.

### 3.1.3. Poder calorífico

El poder calorífico del cuesco de coco y bambú es de 21905 [kJ/kg] en base seca y libre de ceniza. Este se determina mediante la norma ASTM D240 “Método de prueba estándar para el calor de combustión de hidrocarburos líquidos mediante bomba calorimétrica”. El método se aplica a cuesco de coco y bambú el cual es sólido. 0.1 g de materia prima se introducen en la bomba calorimétrica y se inyecta oxígeno a una presión determinada, luego se lleva a un baño que contiene agua que esta constantemente agitada para que la temperatura sea homogénea. Posteriormente se induce la reacción de combustión mediante una chispa. El calor generado se transfiere al agua que incrementa su temperatura.

La obtención del valor de poder calorífico se realiza en el Laboratorio de Termodinámica de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Nacional de Colombia. Los equipos utilizados son una balanza analítica Mettler Toledo modelo AB 204 SNR 111660708 y un calorímetro IKA C 2000 Basic S1 operando en modo isoperibólico, es decir que los alrededores de la masa de reacción (la chaqueta) se mantienen a una temperatura constante. Se usa oxígeno industrial extraseco grado 2.7, a una presión de 30 bar. La temperatura de la chaqueta del calorímetro fue controlada a 25°C con un baño con termostato Julabo F12, Serie 10126900.

**Azufre:** para el análisis de azufre que exige la norma, se utiliza un espectrofotómetro Spectronic Genesys 5, No. Serie 3V87307003, No. Cat. 336008. Milton Roy Company. El principio de medición se debe a la capacidad de las moléculas de absorber radiaciones. Las longitudes de onda de las radiaciones que una molécula puede absorber y la eficiencia con la que se absorben dependen de las condiciones del medio y la estructura atómica [1].

La norma ASTM D240 exige medir el contenido de azufre para realizar correcciones al poder calorífico obtenido. Los valores están dentro de los límites establecidos por la norma ASTM D516 (5-40 ppm). El contenido de ácido nítrico también se determina por titulación con NaOH para la correspondiente corrección.

## 3.2. Análisis estructural

### 3.2.1. Análisis de tamaño de grano

El cuesco de coco y bambú empleado es suministrado por Cenipalma y traído de los Llanos Orientales de Colombia. Tiene varios tamaños de granos, desde los 20 mm hasta tamaños inferiores a malla 100 (0,149 mm). Para homogeneizar la variedad de tamaños, se muele el cuesco de coco y bambú en un molino de cuchillas cuya potencia de trabajo es 1115 W al cual se le incorpora una malla No. 4 (apertura 4,76 mm), el cual se encuentra ubicado en los laboratorios de la Facultad de Agronomía de la Universidad Nacional de Colombia. Luego se realiza un tamizado malla 6 (3,36 mm de apertura) a malla 12 (1,68 mm de apertura).

### 3.2.2. Densidad

Se define como la masa por unidad de volumen. Los combustibles sólidos poseen varias referencias para la medición de la densidad, en este trabajo se utilizará la que se define a continuación:

**Densidad a granel:** se define como la relación de la masa de una muestra sin agitar y su volumen, incluyendo el volumen vacío entre partículas. Por lo tanto, la densidad a granel depende tanto de la densidad de partículas como de la disposición espacial de las partículas en el lecho [85].

La densidad a granel es importante ya que determina los procesos macro de almacenamiento y transporte. Depende de los tamaños de granos, y la distribución correspondiente, ya que si existe un tamaño de grano muy pequeño, su densidad a granel aumenta.

En este trabajo se muestran los resultados de la densidad a granel después del tratamiento que se le realiza a la biomasa.

Una vez presentadas las características principales de la materia prima, se estudian los procesos de secado, carbonización o pirólisis y activación térmica o gasificación en el siguiente capítulo.

## 4 Evaluación de modelos matemáticos

En este capítulo se realiza una revisión de los diferentes modelos que se pueden aplicar para analizar los procesos de gasificación. Para cada modelo (equilibrio termodinámico, redes neuronales, CFD y cinética de reacciones) se realiza una descripción general del modelo y del modelo aplicado en gasificación, se incluyen las ecuaciones y parámetros principales, se analizan las ventajas y desventajas del modelo, y se incluye una revisión de investigaciones y estudios de gasificación realizados recientemente aplicando cada uno de los modelos.

### 4.1. Equilibrio termodinámico

Los modelos de equilibrio termodinámico son usados en la gasificación para predecir la composición del gas producido. Estos modelos se basan en la segunda ley de la termodinámica aplicada a sistemas en reacción, se establece que las especies en una reacción no van a sufrir cambios en su concentración con respecto al tiempo. Es decir, que los reactivos han alcanzado una condición en la que reaccionan completamente por un periodo indefinido de tiempo, o que la tasa de reacción es constante o nula [8]. Aunque es prácticamente imposible llegar a un equilibrio químico o termodinámico en las reacciones de gasificación, este modelo es capaz de obtener una predicción cercana de la cantidad de gas que se desea obtener como producto de la gasificación. Los modelos de equilibrio termodinámico describen de manera práctica el proceso de gasificación, como resultados pueden indicar los límites termodinámicos durante la gasificación y la relación entre diferentes parámetros de gasificación, la composición de la biomasa utilizada, y la composición del gas producido. A pesar de su simplicidad, su descripción es una buena aproximación al proceso de gasificación, especialmente en los gasificadores que operan en condiciones cercanas al equilibrio, incluyendo entre estos los gasificadores de corriente descendente.

#### 4.1.1. Aproximaciones estequeométricas y no estequeométricas

Existen dos aproximaciones que se utilizan en los modelos de equilibrio termodinámico basadas en que el equilibrio químico se determina ya sea por medio de las constantes de equilibrio, o la minimización de la energía libre de Gibbs. El modelo estequeométrico y el modelo no estequeométrico. El modelo de aproximación estequeométrica tiene en cuenta todas las reacciones químicas involucradas en el proceso y todas las especies presentes en las reacciones,

pero considera especialmente las especies que están presentes en mayor cantidad, esto permite establecer un mecanismo de reacción general lo suficientemente completo para obtener resultados confiables a través del modelo. Como parámetros de entrada es necesario conocer la biomasa que se está utilizando y su composición elemental, obtenida por procesos como la termogravimetría, u obtenida en revisiones bibliográficas. Este modelo estequiométrico se basa en las constantes de equilibrio de las diferentes reacciones que se relacionan con el cambio de la energía de Gibbs. La aproximación no estequiométrica se basa en minimizar la energía libre de Gibbs en el sistema sin especificar las posibles reacciones que se están llevando a cabo en el proceso [68]. Este método se puede aplicar cuando las reacciones y las secuencias de estas reacciones son más complejas, evitando por medio de la aproximación no estequiométrica la identificación de las diferentes reacciones y grupos de reacciones.

#### 4.1.2. Parámetros y suposiciones

Al realizar modelos de equilibrio termodinámico, se debe tener en cuenta que los cálculos son independientes del diseño del gasificador, pues no tienen en cuenta los parámetros del mismo ni la hidrodinámica en el proceso, por lo tanto no se pueden realizar predicciones sobre parámetros geométricos, velocidades de fluidización y variables de diseño entre otros. Este modelo se enfoca más en analizar la influencia de la composición química de la biomasa utilizada y de los parámetros térmicos en cada una de las etapas de la gasificación (secado, pirólisis, combustión y reducción). Igualmente se deben tener en cuenta las limitaciones termodinámicas de estos modelos, al observar que con el equilibrio termodinámico no se obtienen resultados confiables para temperaturas de operación relativamente bajas (menores a  $800^{\circ}\text{C}$ ) [5] o para procesos de gasificación relativamente rápidos. Estos modelos funcionan de una manera adecuada para procesos donde la duración del mismo es considerablemente más larga que los tiempos de reacción en las diferentes reacciones y especies. Igualmente, teniendo en cuenta las limitaciones para incluir los parámetros y características hidrodinámicas durante el proceso de gasificación, el equilibrio termodinámico no es adecuado para modelar gasificadores con lecho fluidizado, ya que no puede predecir fenómenos cinéticos e hidrodinámicos como carbonos sin convertir y la formación de hidrocarburos gaseosos [8].

Los modelos de equilibrio termodinámico se realizan bajo un conjunto de suposiciones definidas por las limitaciones termodinámicas y cinéticas de los mismos, y bajo conociendo las limitaciones de los modelos para cierto tipo de gasificadores y las ventajas que ofrecen para otro tipo, incluyendo los gasificadores de corriente descendente. En diferentes revisiones, experimentaciones y modelos se han definido las siguientes suposiciones antes de realizar el modelo [68], [32],[80], [49]:

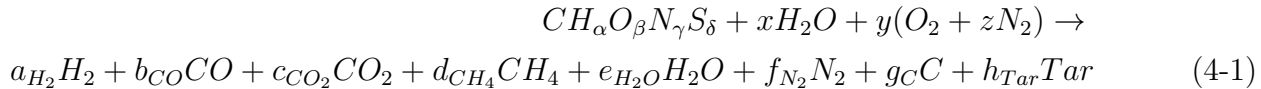
- El reactor (gasificador) se considera implícitamente cero dimensional.
- El gasificador se asume que está perfectamente aislado del medio externo, despreciando

así las pérdidas por transferencia de calor con el ambiente. Sin embargo, estas pérdidas se pueden considerar en el balance de entalpía del modelo.

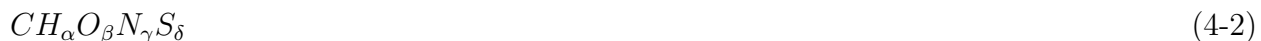
- Se considera temperatura y presión uniformes para cada etapa del gasificador, así como una mezcla homogénea en las reacciones.
- Las tasas de reacción son lo suficientemente rápidas y el tiempo de residencia es suficientemente largo para llegar a un estado de equilibrio termodinámico.
- No se considera y no se tiene información sobre las secuencias de las reacciones químicas ni de reacciones intermedias.
- No es necesario modelar la formación de alquitranes.
- La biomasa se modela considerando las moléculas que se presentan en mayor concentración (Generalmente se consideran  $C, H, O, N$  y  $S$ ).
- El gasificador se encuentra en estado estable.
- Los gases y las moléculas considerados se comportan como gases ideales.
- Los carbonizados que entran a la zona de reacción se mantienen sin reaccionar.
- Se desprecia la energía cinética y potencial en el proceso.
- La formación de cenizas no se considera en los balances de energía.

### 4.1.3. Reacciones y balances

Generalmente en el equilibrio termodinámico se consideran como productos  $H_2, CO, CO_2, CH_4, H_2O$  y  $N_2$  y se realiza la ecuación de la reacción estequiométrica, teniendo en cuenta la composición de la biomasa y el agente gasificante que se utiliza en el proceso (Ecuación 4-1) [49], [60], [64]:



La biomasa se representa como una composición de moléculas de carbono, hidrógeno, oxígeno, nitrógeno y azufre (Ecuación 4-2):



$x$  en los reactivos de la ecuación 4-1 representa la cantidad de agente gasificante, ya sea  $H_2O, CO_2, H_2$  o aire  $O_2+zN_2$ , o una combinación de dos agentes gasificantes (vapor, dióxido de

carbono, o hidrógeno con aire).

A partir de la ecuación de la reacción estequiométrica, se realizan balances para cada una de las moléculas (C, H, O) (Ecuaciones 4-3, 4-4 y 4-5):

Balance de C:

$$d + b + c + h + g - 1 = 0 \quad (4-3)$$

Balance de H:

$$2a + 4d + 2e + h - \alpha - 2x = 0 \quad (4-4)$$

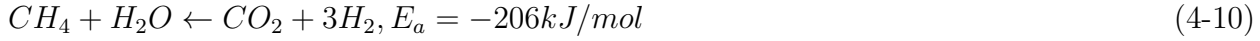
Balance de O:

$$b + 2c + h + e - x - 2y - \beta = 0 \quad (4-5)$$

Los alquitranes se pueden considerar como un solo tipo de molécula, incluyendo  $C_6H_6$  o  $CH_{1,003}O_{0,33}$ , igualmente los alquitranes se pueden definir como una función de la temperatura o un parámetro de entrada del modelo.[17]

Como se puede observar en este tipo de modelos, las incógnitas son las concentraciones finales de cada uno de los productos ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $CH_4$ ,  $H_2O$  y  $N_2$ ), es decir se consideran seis incógnitas (a, b, c, d, e, f) y se tienen las 4 ecuaciones planteadas anteriormente. Para poder resolver el modelo se deben considerar las ecuaciones de equilibrio de las principales reacciones que ocurren en el proceso de gasificación para tener así igual cantidad de incógnitas que de ecuaciones. Las principales reacciones normalmente consideradas dependen del agente gasificante y se pueden escoger a partir de las siguientes reacciones (Ecuaciones 4-6, 4-7, 4-8, 4-9 y 4-10):





Para cada una de las reacciones existe una constante de equilibrio que por medio de la ecuación de Arrhenius se puede igualar a la concentración de las reacciones y los efectos de la presión. Donde  $E_a$  es la energía de activación o la función estandar de la energía de Gibbs  $\Delta_T^0$  como se ve en las siguientes ecuaciones .Al escoger dos o tres de las siguientes ecuaciones se completa el número de ecuaciones para resolver todas las incógnitas que se plantean en modelos de equilibrio termodinámico (Ecuación 4-1). (Ecuaciones 4-11, 4-12, 4-13, 4-14, 4-15) y [49]:

$$K_1 = e^{\frac{-\Delta_T^0}{RT}} = \left(\frac{b^2}{c}\right) \left(\frac{P}{con_{total}P_0}\right) \quad (4-11)$$

$$K_2 = e^{\frac{-\Delta_T^0}{RT}} = \left(\frac{ab}{e}\right) \left(\frac{P}{con_{total}P_0}\right) \quad (4-12)$$

$$K_3 = e^{\frac{-\Delta_T^0}{RT}} = \left(\frac{d}{a^2}\right) \left(\frac{P}{con_{total}P_0}\right)^{-1} \quad (4-13)$$

$$K_4 = e^{\frac{-\Delta_T^0}{RT}} = \frac{ac}{be} \quad (4-14)$$

$$K_5 = e^{\frac{-\Delta_T^0}{RT}} = \left(\frac{ba^3}{de}\right) \left(\frac{P}{con_{total}P_0}\right)^2 \quad (4-15)$$

$\Delta_T^0$  es la función estándar de la energía de Gibbs que se define según la función de formación estándar de Gibbs  $\Delta g_{f,T,i,j}^0$  y los coeficientes estequiométricos de los reactivos y los productos de las reacciones relativos a las constantes de equilibrio de cada reacción considerada.

#### 4.1.4. Estudios realizados

Los modelos de equilibrio termodinámico se han realizado satisfactoriamente en diferentes investigaciones, logrando validarlos con pruebas experimentales, la mayoría de modelos se han realizado para gasificadores de corriente descendente utilizando diferentes biomásas y condiciones de operación. La mayor parte de los modelos de gasificación reportados se han enfocado en las reacciones de reducción, asumiendo que el secado, la pirólisis y la oxidación (combustión) ocurren en la misma zona de reacción, para así poder analizar de manera más



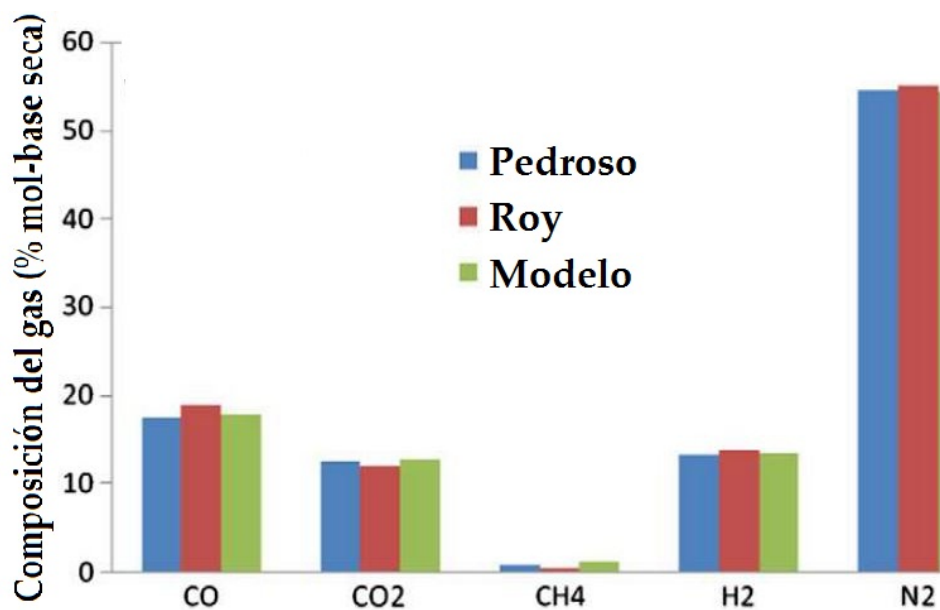
detallada el proceso que ocurre en la reducción [5]. Generalmente los modelos realizados son relativamente fáciles de implementar y su convergencia es rápida.

Algunos de los diferentes modelos realizados incluyen el de Babu [7], quien realizó una predicción en estado estable de la composición y los perfiles de temperatura en la zona de reducción de un gasificador de corriente descendente, donde además consideraron la variación del factor de reactividad de los carbonizados, observando la importancia de este factor para modelar la gasificación en la zona de reducción y de considerar el tipo de variación ya sea exponencial o lineal del mismo factor. En otro estudio Melgar [55] desarrolló un modelo para gasificación en gasificadores de corriente descendente que considera las leyes de la conservación de la energía en un sistema abierto y las leyes químicas de la conservación de especies atómicas. El resultado de este modelo fue la predicción de la composición final del gas de síntesis y las temperaturas de las reacciones. Este modelo fue estudiado para diferentes tipos de biomásas, pero su aplicación se centra en gasificadores de corriente descendente.

Las reacciones que ocurren en la etapa de pirolisis son esenciales para lograr un modelo congruente en la zona de gasificación, es por esto que algunos autores se han enfocado al estudio de la zona de pirolisis, para luego a partir de estos resultados realizar un modelo de gasificación en la zona de reducción. Gao [31] simuló el comportamiento de un gasificador de lecho fijo, incrementando la tasa de calor y la temperatura en la zona de pirolisis, y estudiando el efecto de este incremento en el gas producido a la salida de la zona de reducción, observando que el perfil de temperaturas en la zona de pirolisis tiene un efecto significativo en el gas producido en la zona de reducción. Con estos estudios se ha demostrado por medio de validaciones experimentales la importancia de los modelos de equilibrio termodinámico para analizar los gasificadores de corriente descendente, donde el efecto de la temperatura del reactor en las zonas de pirolisis y reducción indica cómo la concentración de  $H_2$  y  $CO_2$  disminuye con el aumento de la temperatura, mientras que la concentración de  $CO$  aumenta con el incremento de la temperatura. Este incremento de la temperatura afecta igualmente al disminuir el poder calorífico inferior y superior del gas producido.

Considerando que existen las dos aproximaciones para realizar los modelos de equilibrio termodinámico (aproximación estequiométrica y aproximación no estequiométrica) diferentes investigadores han realizado modelos basados en alguna de las dos aproximaciones. Zainal [88] modeló el proceso de gasificación basándose en una aproximación estequiométrica de equilibrio termodinámico, donde predice la composición del gas de síntesis para diferentes biomásas. Igualmente Jarungthammachote [46] utilizó la aproximación no estequiométrica en tres tipos de gasificadores, observando que los resultados obtenidos en la modelación eran significativamente diferentes a los resultados obtenidos experimentalmente, observando así que para que el modelo predijera resultados congruentes con la experimentación, se debía tener en cuenta el efecto de la conversión de los carbonizados.

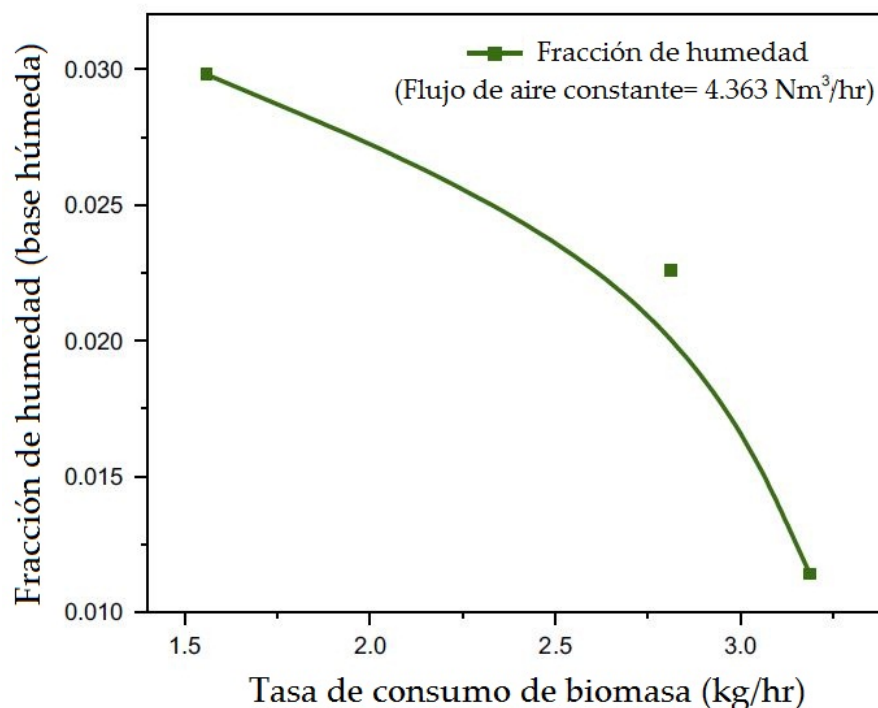
Teniendo en cuenta que los alquitranes tienen un papel importante en la gasificación, y su producción no se puede despreciar, ya que la cantidad de alquitranes producida en procesos de gasificación puede ser considerable (20 %) o significativamente alta (más del 60 %) en los productos obtenidos en la gasificación [34]. Es por esto que [60] realizó un modelo de equilibrio termodinámico, considerando las constantes de equilibrio en diferentes reacciones de reducción para un gasificador de lecho fijo y corriente descendente en el que se considera el alquitrán como uno de los productos de la gasificación. La composición del alquitrán fue aproximada a un sólo tipo de molécula, basado en revisiones bibliográficas. El modelo fue validado con pruebas experimentales, realizando un balance de energía para predecir la temperatura de gasificación y validarla con los experimentos y con otros modelos realizados por diferentes autores. Los resultados obtenidos en el modelo demostraron ser cercanos a modelos de referencia y a las pruebas experimentales (Figura 4-1), logrando validar que al considerar la masa de los alquitranes en el balance de masa, los demás productos de la gasificación pueden ser calculados con un alto grado de exactitud.



**Figura 4-1:** Comparación de la composición del gas producido por el modelo de Barman y otros modelos (Tomado de [60])

Para estudiar la influencia del agente gasificante en los procesos de gasificación, y como que este puede cambiar la composición del gas producido durante el proceso, y por lo tanto las aplicaciones y usos que se le puede dar a este gas, Sharma [80] realizó pruebas experimentales usando residuos de *Dalbergia sisoo*, conocida comúnmente como Sisu en un gasificador de lecho fijo y corriente descendente, utilizando aire y vapor como agentes gasificantes, y luego

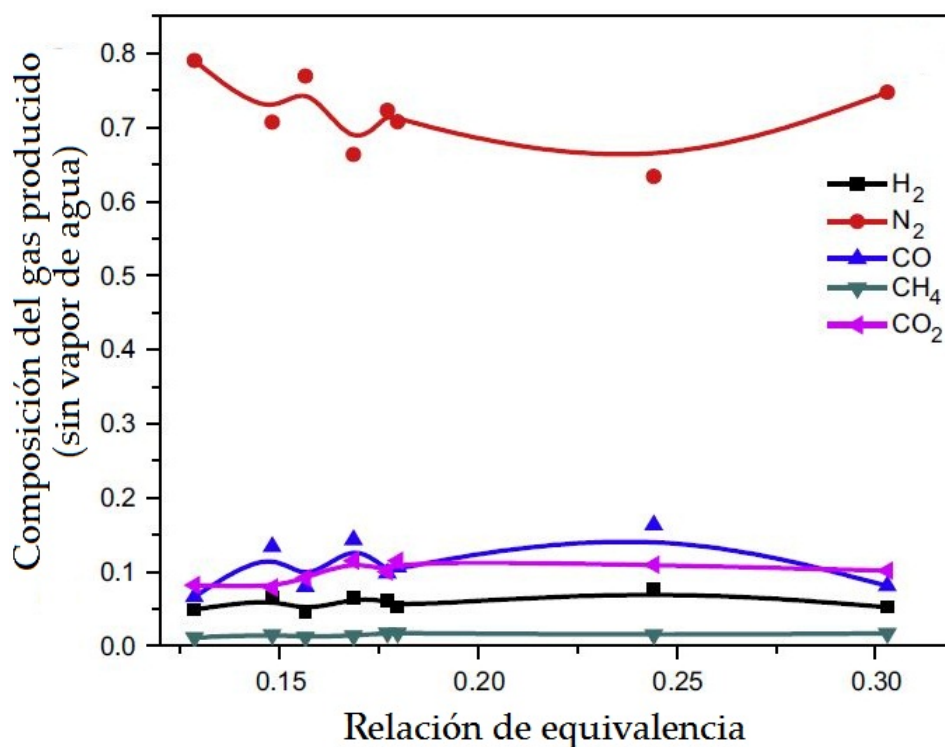
una mezcla de aire y vapor para observar cómo se ven afectadas las diferentes reacciones que ocurren en la zona de reducción del gasificador. Sharma realizó un modelo de equilibrio termodinámico para predecir la composición del gas de salida y su poder calorífico, y luego validó este modelo con las pruebas experimentales. Además se analizó el efecto del contenido de humedad de la biomasa en el consumo de la misma durante la gasificación (Figura 4-2).



**Figura 4-2:** Efecto del contenido de humedad en la tasa de consumo de la biomasa (Tomado de [80])

Como resultado de su estudio Sharma muestra la composición del gas producido cuando se utiliza vapor y aire como agente gasificante, y cuando se utiliza únicamente aire como agente gasificante, a partir de análisis realizados en simulaciones y resultados experimentales. Se puede observar en las figuras 4-3 y 4-4 cómo los cambios de la fracción molar para cada uno de los productos no se ve afectada por la presencia de vapor como agente gasificante, cómo disminuye la fracción molar de nitrógeno en la gasificación con vapor y aire, y cómo la fracción molar de dióxido de carbono e hidrógeno es más alta para la gasificación con vapor y aire que para la gasificación con aire.

Como se puede observar, se han implementado satisfactoriamente distintos modelos de equilibrio termodinámico para los procesos de gasificación, especialmente para gasificadores de lecho fijo y corriente descendente. Sin embargo se puede también observar la importancia de la validación de los modelos con pruebas experimentales y con otros modelos realiza-

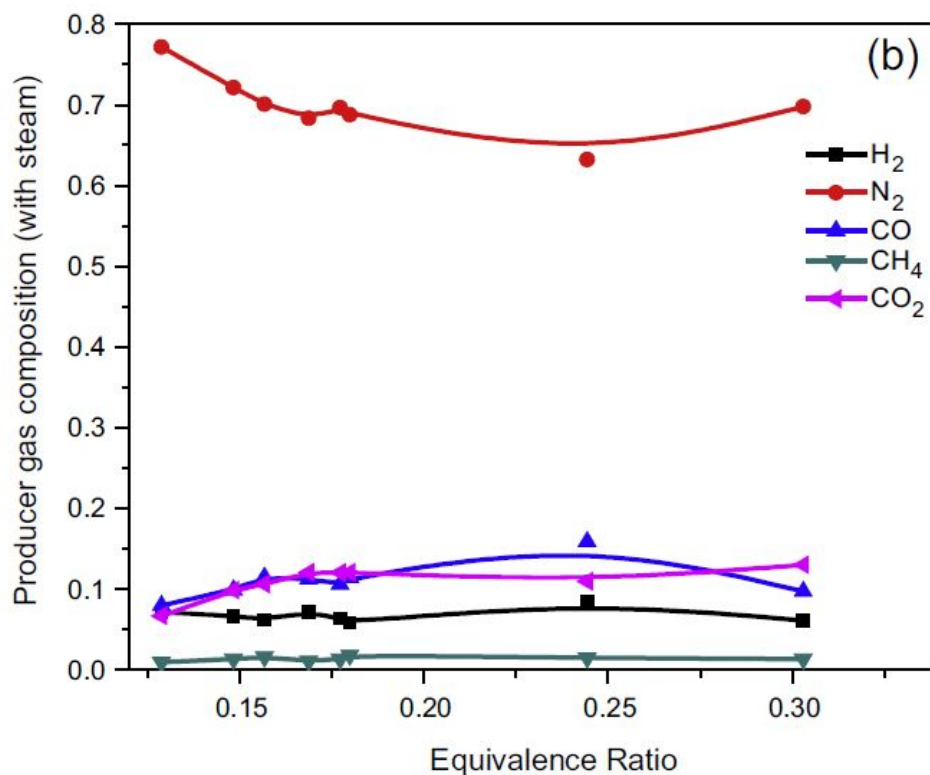


**Figura 4-3:** Composición del gas producido con aire como agente gasificante (Tomado de [80])

dos en diferentes investigaciones para aumentar la exactitud de los modelos realizados con equilibrio termodinámico. Estos modelos son ideales para comparaciones preliminares con la experimentación, pero no se pueden obtener resultados adecuados para todos los casos de gasificación, ya que no consideran mecanismos de reacción, hidrodinámica y parámetros de los gasificadores, y tienen limitaciones termodinámicas en las temperaturas en las que se puede estudiar la gasificación.

## 4.2. Redes neuronales

Los modelos de redes neuronales son modelos que imitan la estructura del sistema nervioso, construyendo sistemas de procesamiento que se entrenan, adaptan y presentan un comportamiento inteligente para interpretar la información y realizar predicciones. Los modelos neuronales se consideran como un paradigma computacional, ya que se ingresa cierta cantidad de parámetros para luego analizarlos y obtener como resultado la representación de sistemas de alta complejidad (incluyendo sistemas no lineales y discretos) sin conocer el modelo matemático de los sistemas. La operación básica que realiza una neurona artificial es sumar señales de entrada y aplicar una función para generar señales de salida. Las funciones

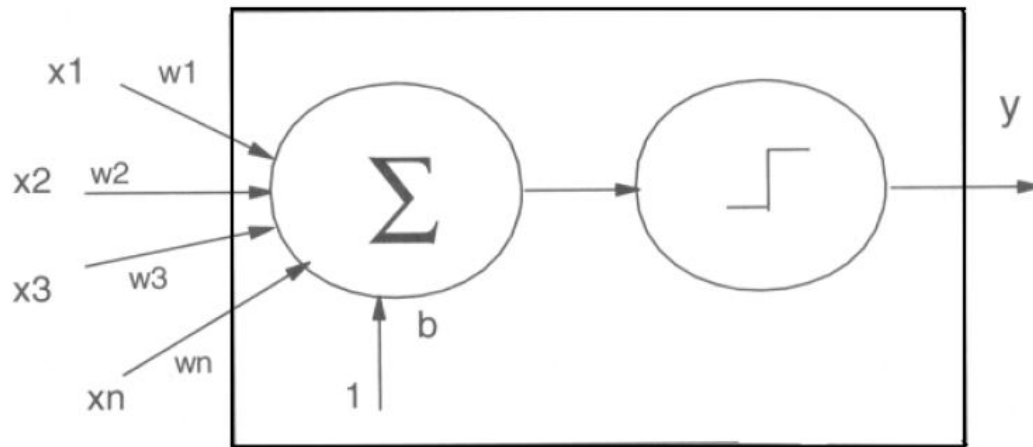


**Figura 4-4:** Composición del gas producido con aire y vapor como agentes gasificantes (Tomado de [80])

aplicadas pueden ser de tipo no lineal, continuas, escalón, a tramos, sigmoideas, gaussianas o sinusoidales entre otras. Las redes neuronales están conformadas por un conjunto de unidades neuronales simples que operan aplicando funciones de suma y están conectadas entre sí para incrementar el estado de activación de las neuronas adyacentes y resolver problemas matemáticos de la misma manera que los resuelve el sistema nervioso. Al tener este comportamiento las redes neuronales pueden entrenarse, aprender y reformarse evitando generalmente el planteamiento de modelos matemáticos complejos que serían difíciles de expresar con modelos convencionales como la programación o sistemas de ecuaciones diferenciales.

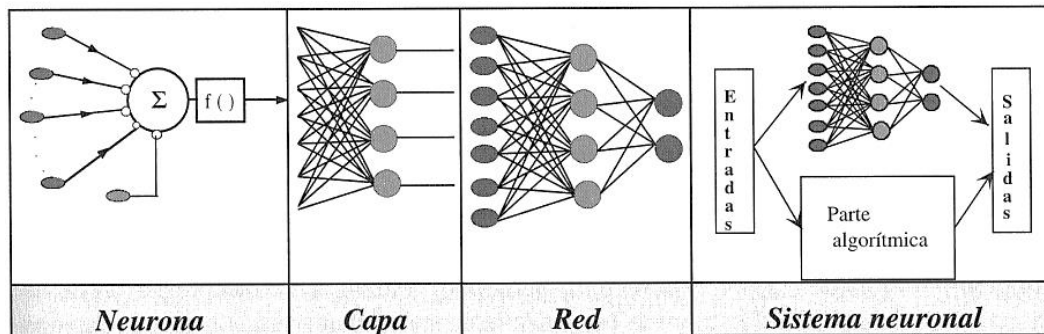
Los modelos más simples están compuestos por una sola neurona conocida como perceptrón, la cual recibe los parámetros de entrada, les aplica una sumatoria y un tipo de función, y luego como resultado se obtiene una señal de salida. Este modelo al ser el más sencillo puede ser utilizado para tomar decisiones binarias o clasificar los valores de entrada, e igualmente puede ser entrenado para obtener mejores resultados en la señal de salida (Figura 4-5), [58].

Las redes neuronales utilizadas actualmente consiste de sistemas multicapas de perceptrones y están divididas en tres etapas conocidas como capas: La primera capa 'input layer' es para



**Figura 4-5:** Estructura de un perceptrón (Tomado de [58])

las señales de entrada y los pesos sinápticos de las entradas. La segunda se denomina capa oculta 'hidden layer', puede estar conformada por varias capas ocultas y es donde se realizan las operaciones matemáticas de la red neuronal. Esta capa no tiene conexión directa con el entorno y proporciona los grados de libertad a la red. Finalmente, la última capa 'output layer' es la capa donde se obtienen las señales de salida a partir de las predicciones del modelo (Figura 4-6), [50].



**Figura 4-6:** Sistema global de una red neuronal (Tomado de [?])

Las redes neuronales toman un conjunto de entradas  $x_i$  y los pesos sinápticos  $w_{ji}$  y los relaciona en una regla de propagación, que consiste en una combinación lineal de las entradas y los pesos sinápticos (Ecuación 4-16):

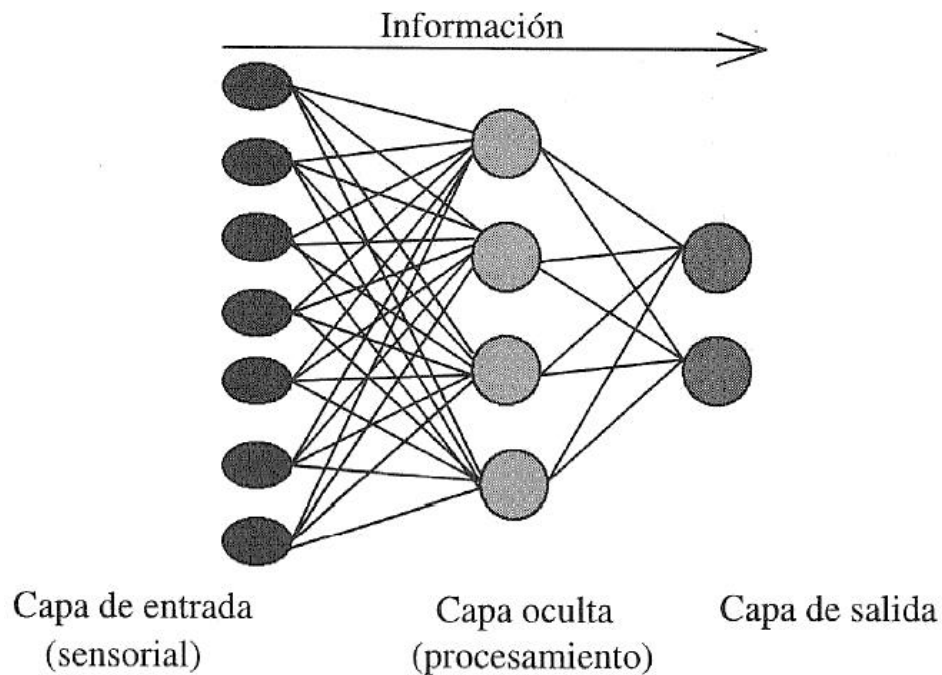
$$h_i(x_1, \dots, x_n, w_{j_n}) = \sum_{i=1}^n w_{ji} x_i \quad (4-16)$$

La función de activación representa la salida en la neurona y su estado de activación (Ecuación 4-17):

$$y_i = f_i(h_i) = f_i\left(\sum_{i=1}^n w_{ji}x_i\right) \quad (4-17)$$

La estructura de la red neuronal está definida por su arquitectura, que detalla el patrón de conexión de la misma. Los nodos de la red están conectados por sinapsis, y esta estructura de las conexiones sinápticas (unidireccionales) (Figura 4-7) determina el comportamiento de la red. Existen diferentes tipos de arquitectura en las red neuronales incluyendo:

- Redes monocapa.
- Redes multicapa.
- Redes unidireccionales (Feed forward).
- Redes recurrentes (Feedback).



**Figura 4-7:** Configuración de una red neuronal unidireccional (Feed Forward)(Tomado de [58])

Para el entrenamiento de la red es necesario utilizar algoritmos de aprendizaje. El algoritmo más utilizado se conoce como 'backpropagation' o propagación hacia atrás, el cual emplea

un ciclo de propagación de dos fases; ingresando parámetros a la capa de entrada y propagándolos a través de las diferentes capas hasta generar una salida que es comparada con un valor de salida deseado para así calcular el error. El error es propagado hacia atrás por todas las capas ocultas de la red, calculando la contribución relativa de cada neurona al error y realizando ajustes para disminuir el valor de este error. La ventaja de este tipo de algoritmo de entrenamiento es que luego del aprendizaje permite identificar entradas arbitrarias, incompletas o ruidos en las entradas.

### 4.2.1. Redes neuronales en gasificación

Para implementar modelos de redes neuronales en procesos de gasificación es necesario contar con una base de datos extensa, completa y confiable. Esta base de datos debe estar compuesta de varios resultados provenientes de diferentes pruebas experimentales bajo las mismas condiciones. Al contar con información de diferentes pruebas se evita que la red tenga un entrenamiento basado en resultados poco confiables, es decir, si la red se entrena únicamente con resultados provenientes de una o dos pruebas experimentales, esta al carecer de suficiente información para realizar comparaciones, no va a ser capaz de identificar incongruencias o ruidos causados durante los experimentos, y por lo tanto los valores de salida no serán confiables. Las predicciones resultado de los modelos de redes neuronales se caracterizan por no hacer análisis analíticos, mecánicos o de equilibrio, por lo que se pueden presentar diferentes limitaciones en el modelamiento dinámico. Sin embargo, si se cuenta con una base de datos confiables, los resultados que predicen estos modelos pueden ser considerablemente precisos. Es por esto que se puede observar que el desempeño de la red para modelar la gasificación se ve altamente afectado por su entrenamiento y los datos provenientes de las pruebas experimentales [64].

El uso de redes neuronales para modelar gasificación no es muy común, debido a que la gasificación es una tecnología relativamente nueva y la cantidad de datos experimentales existentes está limitada. Normalmente es más conveniente utilizar otro tipo de modelos matemáticos para analizar la gasificación y utilizar las redes neuronales para procesos con gran cantidad de datos que permitan realizar modelos de optimización de los parámetros de entrada y salida. De los pocos modelos de redes neuronales que se han implementado para analizar la gasificación, la mayoría emplean sistemas unidireccionales (feed forward) multicapa para estimar parámetros no medidos en el proceso, que son difíciles de predecir con modelos convencionales [68]. Al utilizar sistemas de redes neuronales unidireccionales multicapas en procesos de gasificación se pueden aproximar funciones continuas a una precisión arbitraria, incluso sin tener conocimiento previo de la estructura de la función a aproximar. Si se realizan diferentes experimentos de gasificación con una variedad de biomásas, se puede entrenar a la red para distinguir cómo afecta cada tipo de biomasa el proceso de gasificación. Cabe denotar nuevamente que los datos experimentales deben ser completos y confiables para que



el entrenamiento de la red se lleve a cabo de una manera correcta.

Se ha reportado cómo la implementación de sistemas de redes neuronales ha aumentado la exactitud en la predicción de la composición del gas producido en la gasificación. Para elaborar estos modelos es necesario definir correctamente todos los parámetros de entrada del proceso, incluyendo composición de biomasa, características del gasificador y diferentes condiciones de gasificación. Muchas investigaciones han tenido en cuenta todos estos parámetros y han realizado los experimentos de la manera más metódica para obtener con un error razonablemente bajo la composición y la cantidad del gas producto de la gasificación.

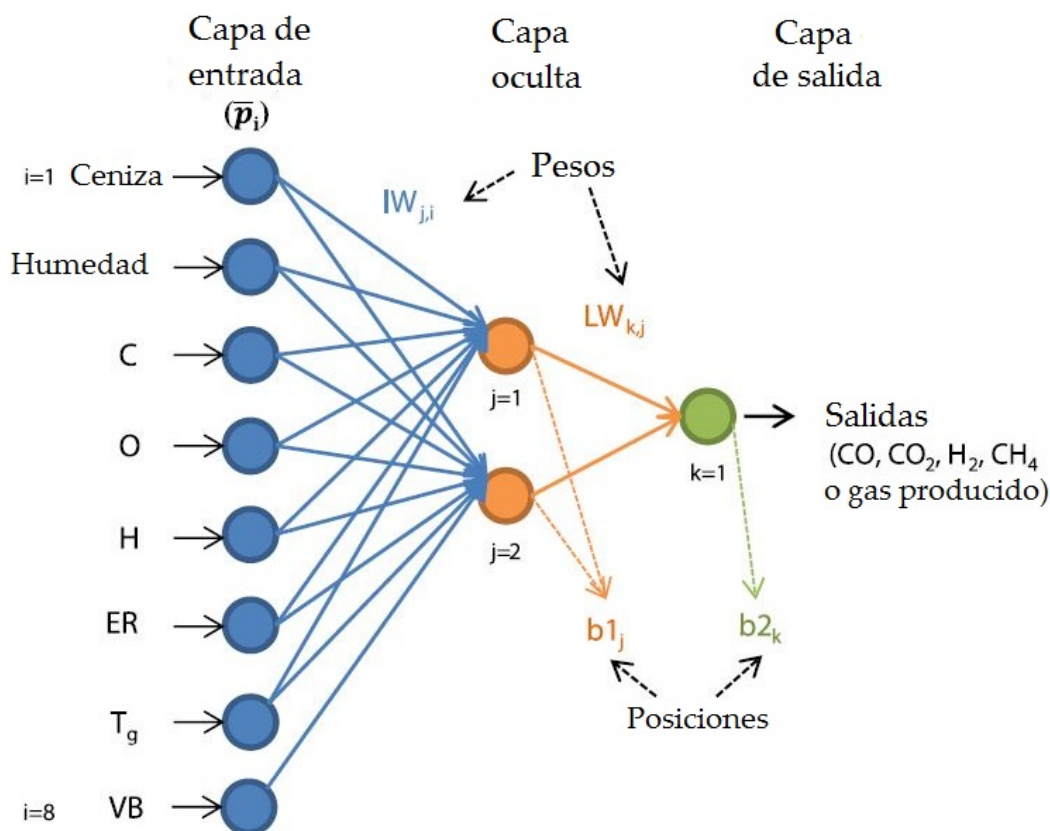
#### 4.2.2. Parámetros

Debido a que en la mayoría de modelos de redes neuronales para gasificación el objetivo es predecir la composición del gas producto del proceso, el desarrollo del mismo se enfoca en considerar los parámetros iniciales necesarios para calcular cada una de las moléculas que conforman este gas. Es por esto que la mayoría de investigaciones concuerdan con los parámetros de entrada y de salida que se tienen en cuenta para realizar el modelo [9]. En la Tabla 4-1 se puede observar los parámetros usualmente considerados en los modelos de redes neuronales:

**Tabla 4-1:** Parámetros de entrada y salida en modelos de gasificación con redes neuronales

Parámetros de entrada	Parámetros de salida
Contenido de cenizas en la biomasa	Gas de síntesis producido
Humedad en la biomasa	Contenido de $H_2$
Contenido de carbono en la biomasa	Contenido de $CH_4$
Contenido de oxígeno en la biomasa	Contenido de $CO_2$
Contenido de hidrógeno en la biomasa	Contenido de $CO$
Tasa de equivalencia (ER)	-
Temperatura de gasificación	-

Teniendo en cuenta estos diferentes parámetros de entrada y de salida, el número de capas ocultas que se van a modelar, el tipo de red neuronal y los pesos sinápticos, se realiza la estructura de la red neuronal para un proceso de gasificación (Figura 4-8).



**Figura 4-8:** Ejemplo de estructura de una red neuronal unidireccional multicapa para gasificación (Tomado de [69])

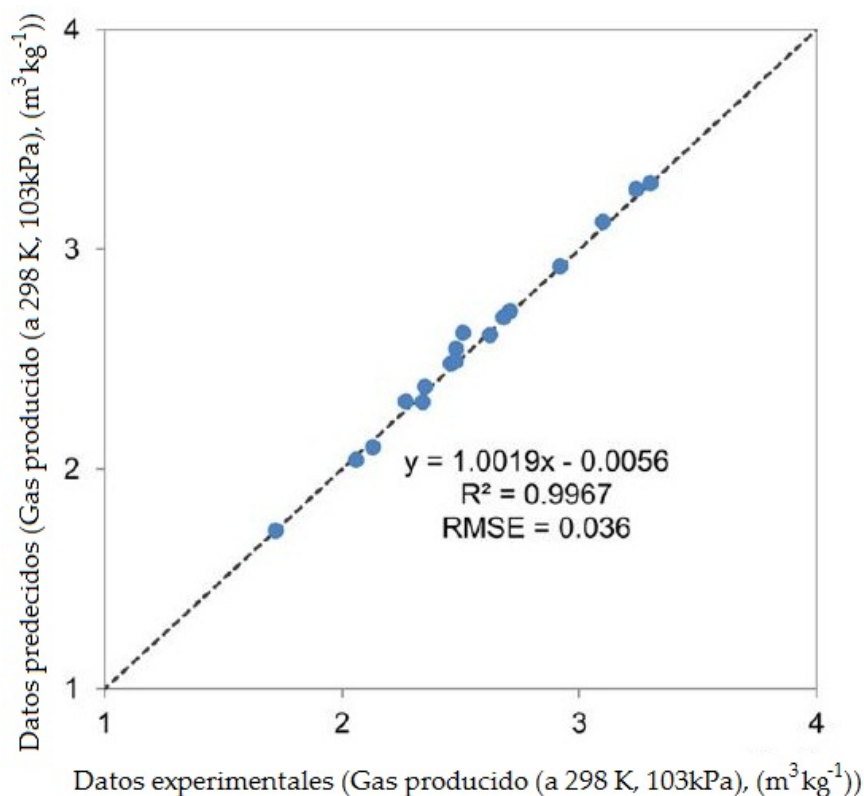
### 4.2.3. Estudios realizados

De los diferentes estudios realizados con modelos de redes neuronales en gasificación, se resalta el de Guo [38] quien utilizó una red neuronal híbrida 'hybrid neural Network' para simular la gasificación de biomasa en un gasificador de lecho fluidizado con vapor como agente gasificante. Se realizaron una serie de pruebas experimentales con cuatro tipos de biomasa para entrenar la red neuronal. Basado en este modelo se analizó aplicabilidad y la efectividad de las redes neuronales en procesos de gasificación. Para analizar la eficiencia de los diseños de gasificadores, Brown [14] realizó un modelo de equilibrio de las reacciones junto con una red neuronal, donde los carbonizados fueron caracterizados por análisis último, los alquitranes se definieron por la concentración de especies moleculares conocidas en estos. El comportamiento en condiciones de no equilibrio de los gases, alquitranes y carbonizados fue explicado por medio de ecuaciones estequiométricas. Luego de definir todo el comportamiento en estado de equilibrio y no equilibrio de los gases, alquitranes y carbonizados del proceso de gasificación se elaboró una red neuronal que implementa una regresión no lineal para relacionar los cambios de temperatura con respecto a la composición de los combustibles y los parámetros

operacionales del gasificador. Al realizar un modelo de equilibrio termodinámico antes de llevar los datos a una red neuronal, se logró disminuir el margen de error que usualmente se obtiene en los modelos neuronales.

Se pueden resaltar los modelos de Sreejith [82] y Arnavat [69] quienes lograron obtener resultados comparables con los datos experimentales obtenidos en diferentes pruebas. Sreejith desarrolló una red neuronal unidireccional para predecir la temperatura de gasificación y la composición del gas producido. Para lograr un modelo confiable, Sreejith incluyó los alquitranes y el carbonizado sin reaccionar, y calculo las eficiencias térmicas del proceso. Este modelo fue comprobado con coeficientes de correlaciones, errores porcentuales promedios y varianzas, e incluso se demostró que los resultados obtenidos por la red neuronal fueron más aproximados a la realidad que los resultados obtenidos por un modelo de equilibrio termodinámico realizado por el mismo autor. Arnavat [69] desarrolló dos modelos de redes neuronales, uno para un gasificador de lecho fluidizado circulante, y el otro para un gasificador de lecho fluidizado burbujeante. El objetivo de los dos modelos fue determinar la composición y la cantidad del gas producido en la gasificación. Para lograr un modelo más completo Arnavat consideró el efecto de las cenizas, humedad y el contenido de carbono, hidrógeno y oxígeno de la biomasa. Contrario a lo observado en otras investigaciones y revisiones sobre redes neuronales en gasificación, estos dos modelos demostraron que es posible aplicar redes neuronales a la gasificación, obteniendo resultados confiables y errores relativos bajos. Los resultados de las predicciones obtenidas en las redes neuronales fueron validados con diferentes datos experimentales publicados (Figura 4-9), logrando una correlación mayor a 0,95.

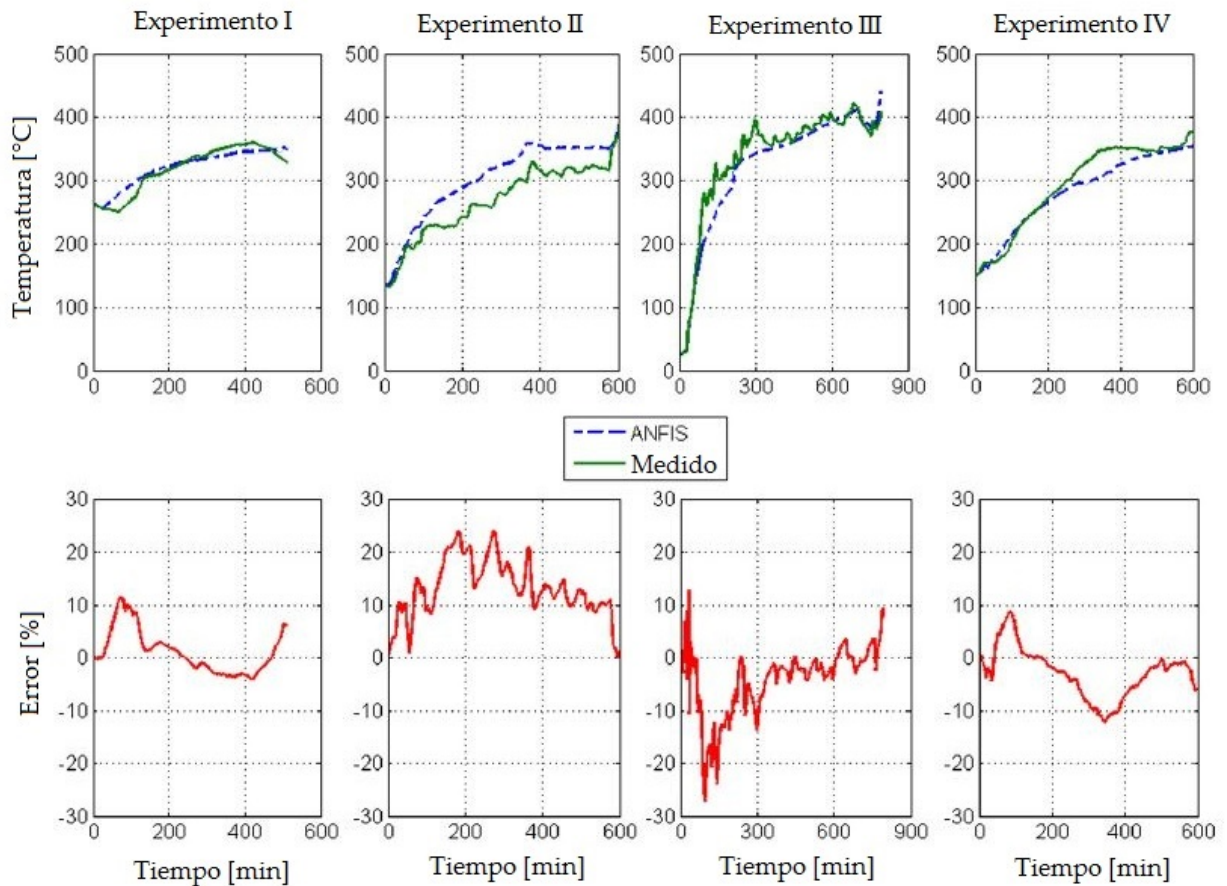
Para gasificadores de lecho fijo Mikuandric [56] analizó la posibilidad de predecir en poco tiempo y con alta precisión parámetros del proceso de gasificación por medio de redes neuronales. La metodología implementada fue el análisis de datos provenientes de diferentes revisiones bibliográficas y de pruebas experimentales para determinar cuál sería la aproximación más correcta para gasificadores de lecho fijo. Las pruebas experimentales fueron realizadas con dos gasificadores, un gasificador de lecho fijo y corriente descendente, y un gasificador de lecho fijo y corriente ascendente. Las pruebas fueron realizadas midiendo el flujo másico de la biomasa, el flujo de aire, la temperatura y composición del gas de síntesis, la presión en el gasificador y la temperatura de la entrada de aire. Los resultados obtenidos por la red neuronal fueron comparados con los resultados experimentales (Figura 4-10). La red neuronal obtuvo buenos resultados para la composición del gas de síntesis, con un error de aproximadamente del 10% entre las pruebas experimentales y la red neuronal. La temperatura del gas de síntesis también presentó errores relativamente bajos para diferentes condiciones de operación del gasificador, incluyendo un arranque en frío y un arranque con precalentamiento.



**Figura 4-9:** Comparación de resultados experimentales y predicciones de la red neuronal para la composición del gas producto de gasificación (Tomado de [69])

Otro modelo de redes neuronal para gasificadores de lecho fijo fue realizado por Baruah [9], quién resalta la importancia del estudio de gasificadores de lecho fijo, al ser los más utilizados en procesos de gasificación a pequeña escala. Al igual que Mikuandric y muchos de los modelos anteriormente mencionados, Baruah predice la composición del gas producto de la gasificación en términos de las moléculas de gases más presentes en este gas ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ ). El modelo de red neuronal es uno sencillo, con una capa de entrada, una oculta y una de salida, y utiliza datos experimentales obtenidos a través de revisiones bibliográficas para validar el modelo. Al momento de validar se obtuvieron correlaciones de 0,99 y superiores para la concentración de  $\text{CH}_4$  y  $\text{CO}$ , y de 0,98 y superiores para las concentraciones de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$  (Figura 4-11).

Es claro que no es muy común desarrollar modelos de redes neuronales para procesos de gasificación, principalmente por la novedad tecnológica del proceso y la falta de suficientes resultados experimentales para modelar el proceso obteniendo predicciones confiables. Sin embargo si se realizan suficientes pruebas para un mismo caso, se consultan resultados experimentales válidos y se complementan los modelos con otro tipo de modelos convencionales como el equilibrio termodinámico y la cinética de reacciones, los modelos de redes neuronales

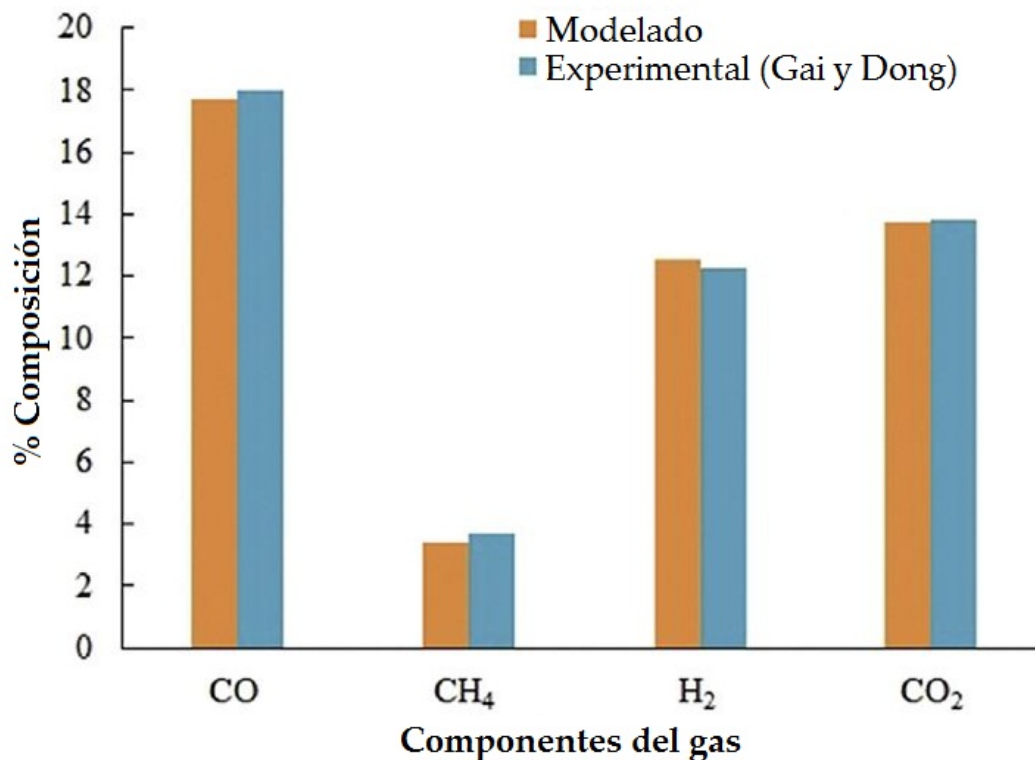


**Figura 4-10:** Comparación de resultados experimentales (Medido) y predicciones de la red neuronal (ANFIS) para la temperatura del gas producto de gasificación (Tomado de [56])

pueden proveer resultados que se acercan mucho a los resultados obtenidos en la experimentación. Se puede observar como una ventaja o desde otro punto como una desventaja, el hecho que en la red neuronal no se puede conocer un desarrollo analítico del proceso de gasificación, esto permite analizar sistemas que no se pueden calcular con otro tipo de modelos, pero impide explicar detalladamente qué ocurre durante el proceso.

### 4.3. Dinámica de fluidos computacional (CFD)

CFD o dinámica de fluidos computacional es una rama de la mecánica de fluidos que analiza diferentes problemas relacionados con flujos de sustancias. Para resolver estos problemas se utilizan diferentes métodos numéricos y algoritmos basados en las ecuaciones que rigen el comportamiento de los fluidos. Generalmente se consideran las ecuaciones de conservación



**Figura 4-11:** Comparación de resultados experimentales y predicciones de la red neuronal para la temperatura del gas producto de gasificación (Tomado de [9])

de masa, momento y energía para plantear modelos matemáticos que puedan ser resueltos por un software computacional de alto rendimiento. Sin embargo, contando incluso con supercomputadores, clusters y modelos simplificados, en muchos casos sólo se pueden resolver situaciones aproximadas a la realidad, pues la complejidad de estos modelos requiere una gran cantidad de cálculos y pequeños márgenes de error. Gracias a los desarrollos computacionales, se ha logrado aplicar modelos de CFD con mayores velocidades de cálculo y para problemas de mayor complejidad. El objetivo de los modelos CFD es utilizar las tres ecuaciones de conservación y sistema de ecuaciones diferenciales parciales para modelar un problema, y transformarlas en ecuaciones algebraicas que puedan ser resueltas en el software computacional.

Los flujos de gases y líquidos estudiados en CFD requieren millones de cálculos que se definen por medio de aproximaciones con ecuaciones algebraicas, estas ecuaciones pueden modelar diferentes situaciones, incluyendo [74]:

- Fenómenos meteorológicos (lluvias, huracanes, viento, inundaciones, incendios, etc.).
- Impactos ambientales (Contaminación del aire, transporte de contaminantes).

- Ventilación, calefacción y aire acondicionado en la industria.
- Combustión en motores y sistemas de propulsión.
- Interacción de objetos sólidos con fluidos (aire, agua, etc.).
- Flujos complejos en hornos, intercambiadores de calor y diferentes reactores químicos.
- Procesos en el cuerpo humano (circulación de la sangre, respiración, etc.).

Para modelar este tipo de problemas el software CFD ofrece varios módulos, que tienen programadas ecuaciones y parámetros específicos para cada caso. La mayoría de situaciones se puede modelar bajo los siguientes módulos:

- Flujos no reactivos de una sola fase.
- Transferencia de calor.
- Flujos de partículas (multifase).
- Superficie libre.
- Flujos dispersos multifase.
- Flujos reactivos.
- Turbomaquinaria.
- Optimización de forma.
- Material altamente reológico.
- Interacción fluido-estructura.

Después de definir el tipo de problema a analizar con CFD, se deben considerar las características o propiedades del fluido de trabajo y el tipo de flujo del mismo (Tabla 4-2).

Todos los modelos realizados con dinámica de fluidos computacional se desarrollan por medio de la misma metodología en la cual se define el modelo matemático desde las ecuaciones diferenciales parciales u ordinarias a las ecuaciones algebraicas, y se implementa el software computacional. La metodología que se sigue es la siguiente:

1. Definición del problema (geometría, modelo matemático, condiciones iniciales y de contorno).
2. Discretización del sistema (enmallado).

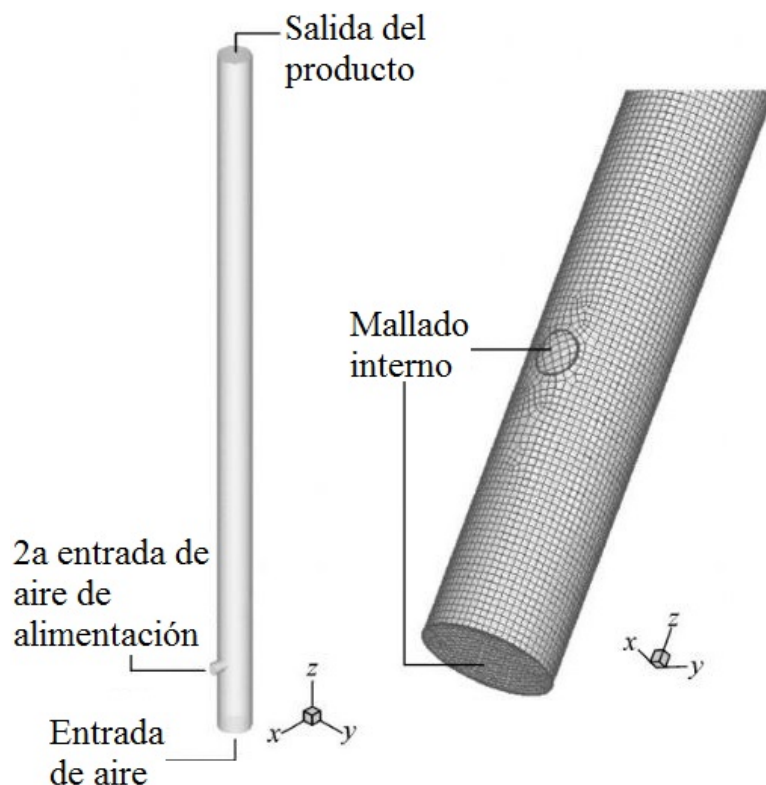
**Tabla 4-2:** Propiedades y tipo de flujo del fluido a estudiar

Propiedades del fluido	Tipo de flujo
Densidad	Viscoso o inviscido
Viscosidad	Compresible o incompresible
Presión	En estado estable o transitorio
Temperatura	Laminar o turbulento
Velocidad	Monofásico o multifásico

3. Discretización de las ecuaciones que rigen el modelo.
4. Transformación de las ecuaciones diferenciales parciales u ordinarias a ecuaciones algebraicas.
5. Definición de las condiciones de frontera.
6. Resolución del sistema de ecuaciones.
7. Análisis de resultados y visualización.
8. Posprocesamiento (validación y ajustes).

El enmallado o discretización espacial del sistema es uno de los pasos más importantes y consiste en dividir los dominios del sistema y del fluido en subdominios por medio de figuras geométricas simples (cubos, cuadrados, triángulos, etc.) Cada uno de estos subdominios es analizado con las ecuaciones generales que gobiernan el sistema por medio de diferentes aproximaciones, incluyendo volúmenes finitos, elementos finitos o diferencias finitas (Figura 4-12). El análisis por medio de CFD ofrece una perspectiva de problemas complejos o difíciles de estudiar a manera experimental, se puede aplicar para varias situaciones del mismo caso, con una alta resolución del espacio y el tiempo bajo diferentes condiciones operacionales, permite realizar simulaciones económicas, multipropósito y paralelas a otras simulaciones. Sin embargo, debido a las limitaciones tecnológicas, el modelo se puede ver limitado a la capacidad de los computadores utilizados, puede ser muy sensible a errores de planteamiento matemático, de iteración o a modelos muy simplificados y requiere una alta experiencia en simulación y planteamiento de modelos matemáticos ya que los software CFD aún no están a un nivel en el que se pueda confiar totalmente en los resultados.





**Figura 4-12:** Ejemplo de enmallado de un cilindro con entradas y salidas de aire (Tomado de [84])

### 4.3.1. CFD en gasificación

CFD es una alternativa efectiva y económica para explorar las diferentes configuraciones y condiciones operacionales de los gasificadores. Sin embargo los resultados son válidos únicamente si los modelos químicos y físicos empleados en la simulación se realizan correctamente y pueden ser validados con resultados de pruebas experimentales. Los modelos computacionales pueden emplearse para estudiar los casos de pirólisis y reducción en diferentes tipos de gasificadores, ya que generalmente los fenómenos que ocurren cada una de las etapas se pueden describir con comportamientos similares. La ventaja de emplear CFD para modelos de gasificación es que permite un análisis global de impacto de fenómenos pequeños que ocurren durante el proceso, e igualmente permite la identificación de los parámetros más sensibles del proceso. Teniendo en cuenta estas ventajas, con modelos CFD se puede analizar el efecto de la composición de la biomasa o de los parámetros operacionales y de diseño del gasificador en la concentración de las diferentes especies del gas producido durante el proceso.

La implementación de software CFD ofrece una ventaja para analizar la formación de alquitranes y otro tipo de especies en la gasificación, pues se puede observar el comportamiento de diferentes secciones de tamaños variados a un nivel tridimensional y realizar análisis de

sensibilidad para comprender los procesos internos que ocurren en la gasificación. Este tipo de modelos permite optimizar diferentes etapas de la gasificación para así predecir la composición y cantidad de los parámetros de salida, incluyendo el gas producto de la gasificación y los carbonizados sin reaccionar. Una de las limitaciones y desventajas más grandes de los procesos de gasificación es el alto contenido de alquitranes en el gas producido, causando obstrucciones y residuos peligrosos. Para disminuir la cantidad de alquitranes producidos, es necesario optimizar el diseño y las condiciones operacionales de los gasificadores. Considerando que los alquitranes se forman en diferentes etapas de la gasificación y de diferentes maneras, es muy complejo diseñar sistemas de control en la experimentación con gasificadores, ya que requiere un entendimiento a un nivel muy profundo de la formación de alquitranes, además la configuración de los gasificadores restringe las mediciones que se pueden tomar durante la experimentación que permiten analizar la formación de alquitranes [65].

El diseño de gasificadores que se emplean en la industria se lleva a cabo como cualquier proceso diseño de reactores o equipos, es necesario realizar todos los cálculos matemáticos y de diseño y elaborar un prototipo experimental donde se puedan realizar pruebas y analizar el comportamiento del prototipo para luego escalarlo al tamaño que se desea implementar en la industria. Esto requiere altas inversiones económicas para la construcción y prueba del prototipo, e igualmente consume un tiempo significativo del tiempo total disponible para la realización del proyecto. Con diferentes modelos CFD se ha planteado evitar la construcción de un prototipo piloto al validar el diseño con una simulación de la gasificación bajo todas las condiciones del gasificador que se desea construir. Se ha demostrado con CFD que aumentar el tamaño del gasificador, algo que se aplica normalmente del prototipo al gasificador final, puede afectar el desempeño de la gasificación, ya que la hidrodinámica del proceso (dinámica del fluido, interacción del fluido con las paredes) involucra diferentes fenómenos que impiden establecer una relación directa con el tamaño del gasificador [65]. Sin embargo debido a las limitaciones computacionales del CFD, aún es necesario realizar modelos experimentales o combinaciones de CFD y experimentación para validar los resultados obtenidos con software computacional.

Como se había mencionado anteriormente, la validación de los modelos CFD es muy importante para obtener modelos confiables. Esta validación es actualmente una de las principales razones que impiden que los modelos CFD sean ampliamente utilizados para la gasificación en la industria y en la investigación, pues los análisis realizados en CFD son relativamente complejos de comprobar en pruebas experimentales [65]. Se ha observado por medio de un análisis crítico, que prácticamente ninguno de los modelos existentes, a pesar de incluir validaciones, no tienen suficiente credibilidad para aplicarse en problemas de gasificación reales [35]. Los únicos datos que realmente se pueden utilizar para comparar con resultados obtenidos en CFD son estadísticas de flujos de gases, y permiten únicamente realizar comparaciones cualitativas, pues no existen pruebas experimentales confiables que hagan análisis

tridimensionales del comportamiento dinámico de los fluidos de gasificación y del comportamiento de los gasificadores. Para la validación de la modelación CFD comportamiento de las reacciones y la concentración de las especies en la gasificación, sería necesario poder analizar la evolución de la composición del gas producido y de las reacciones de una manera experimental. Esto define un nuevo límite en el proceso de validación de modelos CFD, ya que normalmente, los gasificadores experimentales e industriales miden la concentración del gas producido al final de la gasificación, o en pocas secciones del gasificador.

### 4.3.2. Estudios realizados

A partir de modelos matemáticos de gasificación planteados con diferentes tipos de ecuaciones se puede utilizar diferentes tipos de software dependiendo del enfoque que se desee en el análisis, si se desea elaborar un sistema en estado estable o estado estacionario, y si se desean modificar los parámetros de entrada y diseño, o se desea fijar parámetros constantes para todo el modelo. De los diferentes tipos de software existentes, ASPEN PLUS, HYSYS, PETRONAS iCON, y Chemcad son los más destacados. Para casos en los que se desee realizar simulaciones dinámicas se utiliza software como ANSYS Fluent, MatLab, ANSYS CFX y Fortran. La mayor parte de los modelos realizados con CFD son para el análisis de la gasificación de carbón o biomasa, analizando la hidrodinámica, las reacciones o los diseños de los gasificadores.

Utilizando las ecuaciones de conservación de masa momento y energía Jakobs [44] desarrolló un modelo para analizar gasificadores a alta presión, analizando la velocidad del gas y la presión del reactor para estudiar la calidad del proceso de gasificación. Al aumentar la presión del reactor se pudo observar como aumenta el diámetro de las partículas, mientras que al aumentar la velocidad del gas se observaron partículas de menor tamaño. Este modelo se pudo comprobar que el tamaño de las partículas del agente gasificante puede afectar significativamente la calidad el proceso de gasificación. Janaajreh [45] analizó la eficiencia del proceso de gasificación en un gasificador de corriente descendente de pequeña escala con gasificación de maderas. Se realizó experimentalmente un perfil de temperaturas al interior del gasificador y una simulación CFD basada en modelos lagrangianos para flujos multifase de partículas. El flujo multifásico se consideró como un flujo con turbulencia y reacciones para fases sólidas y gaseosas, haciendo que este modelo fuera de alta complejidad y requerimiento computacional. La temperatura promedia calculada con el modelo CFD fue más alta que la medida experimentalmente, y la eficiencia del gas de salida fue significativamente menor que la calculada con caso ideal.

Es posible realizar modelos CFD para analizar todas las zonas del proceso de gasificación. Rogel [73] estudió un modelo híbrido (unidimensional y bidimensional) que incorpora todas las reacciones que ocurren en las zonas de secado, pirolisis, oxidación y gasificación, y asi-

mismo tiene en cuenta la descomposición de los alquitranes y la reducción del tamaño de partícula durante la gasificación. La primera parte del modelo, fue un sistema unidimensional para modelar las partículas bajo las ecuaciones de conservación de masa y energía escritas en coordenadas esféricas. Para la segunda parte se utilizó un análisis bidimensional en coordenadas cilíndricas considerando las ecuaciones anteriores y agregando la ecuación de conservación de momento. Los resultados del modelo fueron validados experimentalmente con correlaciones altas para la composición del gas producido en la gasificación, el perfil de temperatura del gas y el comportamiento de la biomasa.

Como para todos los tipos de modelos, para los modelos con CFD la modelación de la formación de alquitranes en gasificación es muy exigente debido a la complejidad de los alquitranes y todos los componentes de estos, es por esto que hay muy pocas investigaciones relacionadas con el modelamiento CFD de gasificación incluyendo el análisis de los alquitranes.

La ventaja de emplear modelos CFD es que permiten modelar las diferentes especies presentes en el proceso en sus diferentes fases, ya sean sólidas o gaseosas por medio de flujos multifásicos. Anil [6] desarrolló un modelo CFD bidimensional multifásico para analizar el comportamiento de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante, separando las fases de la biomasa y las especies presentes en el proceso, por medio de una aproximación euleriana, teniendo en cuenta el efecto de la turbulencia en los gasificadores al hacer una comparación entre un flujo laminar y uno turbulento en el proceso de gasificación. Se desarrollaron las ecuaciones de continuidad y de momento para las fases sólidas y gaseosas, y las ecuaciones de energía y de transporte de especies, teniendo en cuenta parámetros de entrada como material, densidad diámetro de partícula y fracción de volumen inicial para el lecho del gasificador y la biomasa, y parámetros generales como la presión, velocidad del gas, cantidad de iteraciones a tener en cuenta en la simulación, criterio para la convergencia, y el paso de tiempo del modelo. Con este modelo se analizaron diferentes factores, incluyendo el efecto de la turbulencia en el lecho fluidizado (Figura 4-13), el efecto de la tasa de vapor vs biomasa utilizada, el efecto del precalentamiento del gasificador en la composición del gas producido, y el efecto de la temperatura del vapor en la composición del gas producido (Figura 4-14).

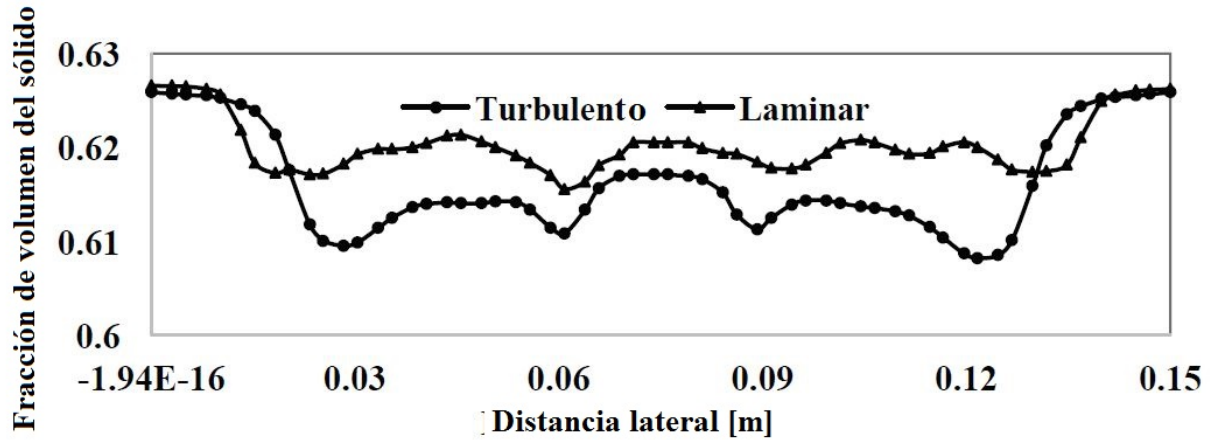


Figura 4-13: Variación radial de la fracción de volumen con respecto a la distancia lateral del gasificador para flujo laminar y turbulento (Tomado de [6])

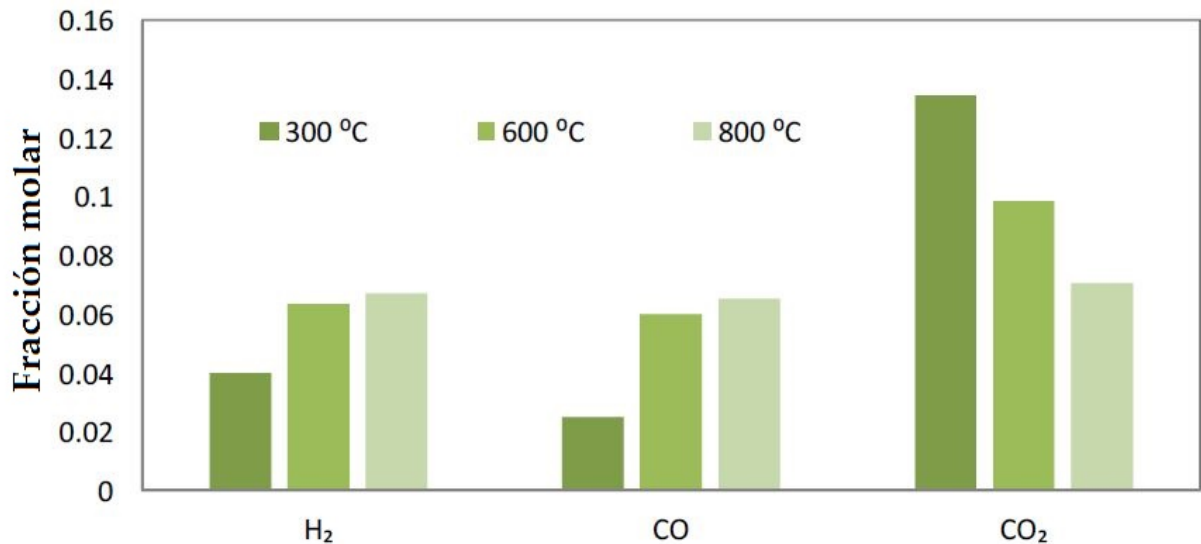


Figura 4-14: Efecto de la temperatura del vapor en la composición del gas producto de la gasificación (Tomado de [6])

El alto nivel tecnológico y la precisión de los modelos CFD demuestran que estos modelos en un futuro cercano van a ser la forma más económica, confiable y rápida de analizar diferentes casos de gasificación, desde el comportamiento hidrodinámico, la optimización del diseño de gasificadores, el análisis de especies por medio de reacciones químicas, la validación de modelos estequiométricos y de ecuaciones de conservación, y el análisis de diferentes dominios del proceso. Sin embargo, debido a las limitaciones tecnológicas actuales y la falta de experimentación confiable para validar modelos, el CFD debe realizarse de una manera más simplificada y paralelamente con otro tipo de modelos para lograr resultados confiables.

## 4.4. Cinética de reacciones

La cinética de reacciones o cinética química estudia cómo cambian las reacciones químicas bajo diferentes variables y los diferentes eventos que ocurren en ellas. En general se ocupa de analizar la rapidez de las reacciones y encontrar las diferentes ecuaciones que relacionen esta rapidez con variables experimentales. Estos estudios son muy complejos, ya que la rapidez de las reacciones no depende únicamente de las concentraciones de las especies involucradas y las constantes de equilibrio, sino de diferentes factores incluyendo solventes, catalizadores, fenómenos de transporte y material de los reactores empleados entre otros. Las reacciones pueden ser simples o compleja dependiendo de sus estados de transición, igualmente pueden ser homogéneas o heterogéneas cuando ocurren en una sola fase, o en más de una fase. En caso de ser heterogéneas se deben considerar parámetros adicionales como el área superficial de las especies sólidas y su reducción durante la reacción.

La velocidad de una reacción es la cantidad de sustancia que se transforma por unidad de volumen y tiempo. Si se quiere analizar el origen de las velocidades de reacción, se considera la dinámica química, que estudia más detalladamente las interacciones entre las partículas de las diferentes sustancias, y su importancia en una reacción química. La velocidad de reacción no es constante en las reacciones y depende principalmente de la concentración de los reactivos, ya que si hay mayor concentración, habrá mayor cantidad de colisiones en cierto tiempo. La rapidez de reacción está dada en unidades de (mol/l)/s, y para conocerla es necesario tener información sobre la cantidad de reactivo que desaparece por unidad de tiempo [39] Conociendo una reacción química con sus coeficientes estequiométricos, la velocidad se define con las ecuaciones 4-18 y 4-19:



$$v = -\left(\frac{1}{a}\right) \left(\frac{d[A]}{dt}\right) = -\left(\frac{1}{b}\right) \left(\frac{d[B]}{dt}\right) = \left(\frac{1}{c}\right) \left(\frac{d[C]}{dt}\right) = \left(\frac{1}{d}\right) \left(\frac{d[D]}{dt}\right) \quad (4-19)$$

El signo negativo en la reacción significa que el reactivo disminuye en el tiempo de la reacción. Esta velocidad depende de diferentes factores, incluyendo:

- Concentración.
- Presión.
- Orden de la reacción.
- Temperatura.

- Naturaleza de la reacción.
- Solvente.
- Radiación electromagnética.
- Catalizador.
- Superficie de contacto.

Uno de los factores principales que afecta las reacciones es la temperatura, ya que los coeficientes de reacción dependen de esta por medio de la ecuación de Arrhenius 4-20, que expresa la dependencia de la constante de velocidad en una reacción con la temperatura en la que se realiza la reacción. Por medio de esta reacción, también se puede observar cómo se debe adquirir una mínima cantidad de energía para transformar los reactivos en productos. Esta se conoce como la energía de activación. La ecuación de Arrhenius está expresada por el factor pre-exponencial A, la energía de activación  $E_a$ , la constante universal de los gases R y la temperatura de la reacción T

$$k = Ae^{\frac{-E_a}{RT}} \quad (4-20)$$

k Se conoce como la constante de velocidad, y es una función de la temperatura y de la presión, esta constante varía dependiendo del orden de la reacción. La constante de velocidad es utilizada para calcular el flujo de la reacción r con la Ecuación 4-21 :

$$r = k(T)[A]^m[B]^n \quad (4-21)$$

Donde m y n son los órdenes que depende del mecanismo de reacción, y A y B son las especies presentes en la reacción

#### 4.4.1. Cinética de reacciones en gasificación

Los procesos de gasificación se pueden describir de la misma manera que los diferentes procesos físico-químicos, utilizando ecuaciones de balance. Por medio de estas ecuaciones se puede expresar cómo la cantidad de concentración con respecto al tiempo depende de los flujos de entrada y salida y la generación o consumo durante el proceso. Este balance se describe de la siguiente manera por medio de una ecuación diferencial 4-22,[34]:

$$\frac{\delta c_i}{\delta t} = -\nabla \vec{\varphi}_i + \sum_{j=1}^n v_{ij} * r_j \quad (4-22)$$

Donde  $\delta c_i \delta t$  es el cambio de concentración con respecto al tiempo,  $-\nabla \vec{\varphi}_i$  son los flujos de entrada y salida en la reacción, y  $\sum_{j=1}^n v_{ij} * r_j$  es la generación o consumo en la reacción.

La generación o el consumo se expresan por medio de la velocidad de reacción de las diferentes especies que participan en las reacciones del sistema. La velocidad de reacción (Ecuación 4-23) define el cambio de concentración con respecto al tiempo y al lugar de reacción. En las reacciones heterogéneas se tiene en cuenta la masa momentánea y el área superficial del sólido que se está gasificando.

$$r_{ij} = v_{ij} r_j = \frac{dn_{ij}}{dt} \frac{1}{O} \quad (4-23)$$

A partir de la velocidad de reacción se expresa el flujo de reacción (Ecuación 4-24):

$$R_{ij} = r_{ij} O = \frac{dn_{ij}}{dt} \quad (4-24)$$

Los modelos cinéticos ofrecen información esencial de los mecanismos cinéticos que describen el proceso de gasificación de biomasa, permitiendo diseñar, mejorar y analizar los gasificadores. Este tipo de modelos son muy detallados y ofrecen resultados muy confiables, pero requieren un alto procesamiento computacional. Los modelos cinéticos se utilizan para predecir la cantidad y composición del gas producto de la gasificación después de cierta cantidad de tiempo, o a través de la distancia del gasificador. La ventaja de este tipo de modelos es que permite predecir, observar y analizar los perfiles de composición del gas, temperatura, presión y velocidad a través del gasificador y en las diferentes etapas del proceso. La cinética considera la cinética de gasificación y la hidrodinámica de los reactores. Este tipo de modelos son útiles para procesos de gasificación en los que los tiempos de conversión de reactivos en reactantes son considerablemente altos, por lo que no se llega a un estado de equilibrio. Igualmente su aplicación es más apropiada para procesos de temperaturas relativamente bajas [8].

A diferencia de los modelos de equilibrio termodinámico, los modelos cinéticos si pueden relacionar los parámetros de diseño del gasificador con los productos de la gasificación, al considerar las tasas de reacción, el tiempo de residencia, la altura y el diámetro del gasificador, la velocidad del gas, la tasa de difusión y otros parámetros relacionados con la hidrodinámica. Al considerar todos estos parámetros, los modelos cinéticos pueden estudiar no solamente el comportamiento de la gasificación, sino el comportamiento de un gasificador con características específicas, y como se había explicado anteriormente, todos estos parámetros hacen que el modelo sea complejo y requiera alto procesamiento computacional, por lo que generalmente en los modelos de cinética de reacciones de gasificación se separan las diferentes etapas de gasificación y se modelan individualmente. Al ser la etapa o zona de reacción la que más se desea estudiar, en muchos casos se realiza un modelo independiente



para la reducción, y otro modelo para las demás zonas (secado, pirólisis, oxidación) [64]. Al separar las diferentes zonas en los modelos, se logran simulaciones más simples que pueden ser resueltas computacionalmente y siguen siendo aproximadas a las pruebas experimentales.

Los modelos cinéticos en la zona de reducción describen el proceso de reducción de los carbonizados provenientes de la pirólisis. Estos resultados de pirólisis se obtienen por medio de pruebas experimentales o por medio de modelos realizados para el estudio de la zona de pirólisis [68]. La tasa de gasificación de carbonizados es función del área superficial de la biomasa utilizada y del volumen del gasificador, pues se tiene en cuenta las pérdidas de masa que se pueden observar en la reducción del tamaño de las partículas o la reducción de la densidad de las mismas.

Desde el análisis hidrodinámico de los gasificadores, se consideran diferentes tipos de modelos que se ajusten al proceso de gasificación que se desea modelar; Modelo cero dimensional, modelo unidimensional, modelo bidimensional y modelo tridimensional. Siendo el modelo cero dimensional el más sencillo y menos preciso, y el tridimensional el más complejo y el que obtiene resultados más confiables [8].

La complejidad de los modelos cinéticos puede reducirse de diferentes maneras, ya que la complejidad de estos puede aumentar significativamente al tener en cuenta la relación directa entre la parte cinética y la parte hidrodinámica del modelo. Entre más detalles tenga una de las partes, la otra igualmente necesitará más detalles, igualmente si se desea mayor complejidad en el modelo, las partes cinética e hidrodinámica necesitan complementarse y justificarse fuertemente. La complejidad de los modelos se reduce considerando modelos de cero o una dimensión, considerando suposiciones de las diferentes reacciones químicas, considerando únicamente las reacciones químicas más importantes y despreciando las demás, y simplificando las características de diseño del gasificador. Sin embargo, entre más suposiciones y más reducciones en la calidad del modelo, la confiabilidad de los resultados y predicciones puede verse fuertemente afectadas [8].

#### 4.4.2. Parámetros y ecuaciones

Los modelos cinéticos en gasificación tienen en cuenta la cinética de las principales reacciones y los fenómenos de transporte en todas las fases de la gasificación. Para esto se debe definir la tasa de reacción de cada una de las reacciones (Ecuación 4-25) [5], que considera la reacción de los productos (P) y de los reactivos (A,B, etc.), e igualmente se debe tener en cuenta el parámetro de la temperatura que está definido por la ecuación de Arrhenius 4-20. Luego de plantear estas dos ecuaciones se deben considerar los principios de conservación de masa, momento y energía para completar el modelo. Dependiendo de la complejidad del modelo,

se consideran todas las ecuaciones, o se pueden considerar únicamente dos o tres ecuaciones.

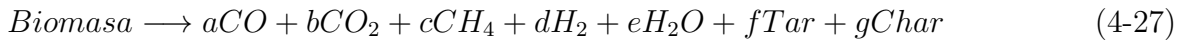
$$r_i = k_i A^m B^n - k_{i,2} P^q \quad (4-25)$$

Para cada una de las zonas del gasificador se consideran las reacciones más importantes que se pueden observar a continuación [79]:

1. Secado: como primer paso de la gasificación, el secado consiste en remover la humedad de la biomasa, y se puede expresar en función de la ecuación de Ahrrenius 4-26:

$$R_{secado} = A_{H_2O} e^{\frac{-E_{H_2O}}{RT}} \quad (4-26)$$

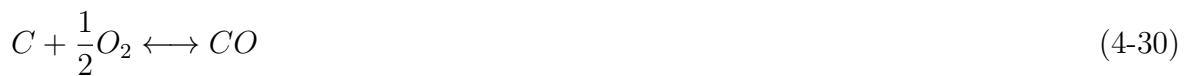
2. Pirólisis: se describe una sola reacción global que detalla el proceso de desvolatilización, en la que se separan las diferentes especies y los carbonizados y el alquitrán (Ecuación 4-27):



El alquitrán producto de la pirólisis se separa de la siguiente manera (Ecuación 4-28):

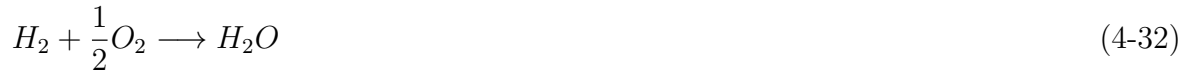


3. Oxidación: se llevan a cabo las siguientes reacciones homogéneas y heterogéneas: Heterogéneas (Ecuaciones 4-29 y 4-30):



Homogéneas (Ecuaciones 4-31, 4-32 y 4-33):

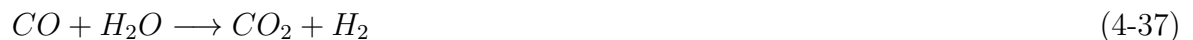




4. Reducción: se llevan a cabo las siguientes reacciones homogéneas y heterogéneas:  
Heterogéneas (Ecuaciones 4-34, 4-35 y 4-36):



- Homogéneas (Ecuaciones 4-37, 4-38):



### 4.4.3. Estudios realizados

Para modelar la gasificación por medio de cinética de reacciones, se han empleado diferentes modelos, incluyendo desde los cero dimensionales hasta los tridimensionales, e incluyendo diferentes complejidades en la cinética y en la hidrodinámica del proceso. Blasi [13] realizó un modelo uni-dimensional para un gasificador de corriente descendente estratificado. En este modelo se tienen en cuenta las ecuaciones de cinética para cada una de las 4 zonas de gasificación, e incluye balances de masa y energía para cada una de las fases (sólido y gaseoso) que hacen parte de las reacciones. Blasi despreció la porosidad de el lecho, pues consideraba que no afecta prácticamente en la desvolatilización de la biomasa ni en otras etapas del proceso. Para la etapa de reducción tuvo en cuenta los parámetros de salida de la

pirólisis, y se simuló un proceso de reducción con una temperatura de  $850^{\circ}\text{C}$ , la combustión de los volátiles se aproximó al mismo proceso para los gasificadores de lecho fijo. Se realizó un modelo de la reducción del tamaño de partícula. Sin embargo, el modelo no fue validado debido a la falta de suficientes datos provenientes de pruebas experimentales, aunque se realizaron análisis cualitativos que mostraron que las predicciones describen el comportamiento de gasificadores de corriente descendente.

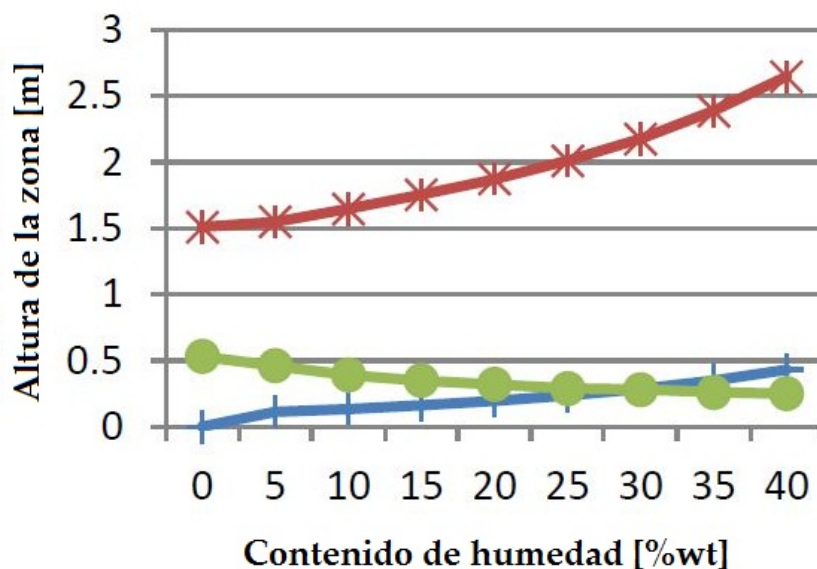
Un modelo más simplificado fue realizado por Giltrap [33], quien realizó un modelo en estado estacionario para predecir la concentración del gas de salida y la temperatura al interior de un gasificador de corriente descendente. Este modelo además de restringirse al estado estable, se concentró en analizar únicamente la zona de reducción, considerando que los productos finales de la pirólisis fueron descompuestos y reaccionaron totalmente. Todas las tasas de reacción fueron analizadas con respecto a la ecuación de Arrhenius, considerando el efecto de la temperatura y la energía de activación de cada una de las reacciones. El modelo fue solucionado utilizando siete ecuaciones diferenciales de primer orden, obtenidas a partir de balances de masa y energía, además se consideraron ecuaciones para la pérdida de presión y la variación de la velocidad. Como resultado se pudo observar que la composición del gas producto de la gasificación es razonablemente similar a la composición obtenida en pruebas experimentales y concuerda con diferentes modelos realizados por otros investigadores.

Wang y Kinoshita [83] desarrollaron un modelo en el que se analizan los mecanismos de reacción en la zona de reducción para un tiempo de residencia y una temperatura de gasificación. Este tipo de modelos es dependiendo de la confiabilidad de los parámetros de entrada, que se consideran como los datos experimentales de la zona de pirólisis. Para poder utilizar estos datos, se debe asumir que todo el oxígeno reacciona, y que los productos de la pirólisis se han separado completamente. La presencia de carbonizados se debe al porcentaje de carbonizados que salen de la zona de pirólisis, y el factor de reactividad (constante en la zona de reducción) de esos carbonizados es considerado esencial para el proceso de simulación del modelo. La validación se pudo realizar para todas las especies, excepto para el metano.

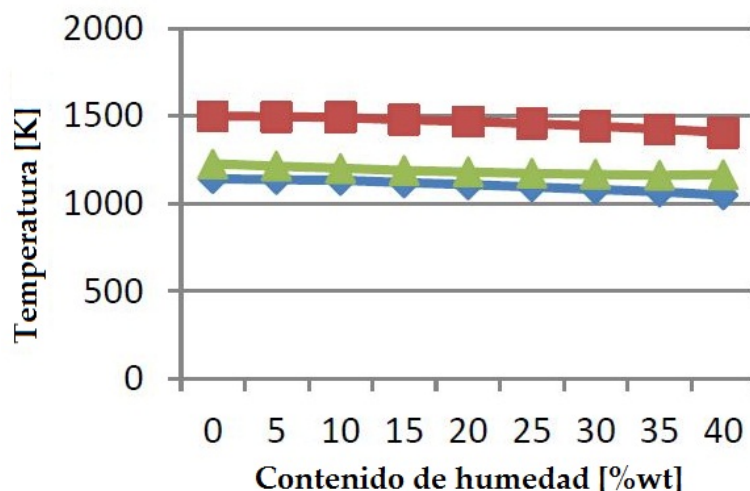
Para estimar la longitud de la zona de reducción en un gasificador, el diámetro del mismo y la importancia de diferentes parámetros de diseño y operacionales, Chen [18] desarrolló un modelo de tres partes; la primera parte determina la tasa de oxígeno/combustible necesaria como un parámetro fijo bajo distintas condiciones operacionales. Esta tasa se utilizó como parámetro de entrada en una zona combinada de secado y pirólisis. La tercera zona es la zona de reducción, en la que se predicen los perfiles de temperatura a través de un eje vertical en esta zona. Este modelo además de estimar el perfil de temperaturas, calcula la composición del gas producto de la gasificación, la eficiencia de la conversión y la longitud de la zona de reducción para diferentes intervalos de tiempo.

Lo siguiente que se debe realizar después de formular el modelo matemático con las ecuaciones de conservación de masa, momento y energía, y teniendo en cuenta las tasa de reacción y las diferentes reacciones, es realizar un modelo matemático computacional, ya que debido a la complejidad de las ecuaciones, estas no se pueden resolver manualmente, y necesitan métodos numéricos o solucionadores de sistemas de ecuaciones diferenciales para poder calcular todas las variables en diferentes posiciones de tiempo y de altura de gasificación. Nikoo y Mahinpey [59] desarrollaron una simulación basada en cinética de reacciones, utilizando el software ASPEN plus, y validaron la simulación, comparando el efecto de la temperatura del gasificador, el tamaño de partícula de la biomasa, la tasa de vapor/aire como agentes gasificantes y la composición de los gases de salida. De la misma manera Saravanakumar [78] desarrolló un modelo computacional para anticipar con predicciones el desempeño y las características de un gasificador de corriente ascendiente.

Para simplificar el modelo y poder realizar simulaciones con menores requerimientos de procesamiento computacional, se pueden combinar diferentes modelos que se ajusten a cada una de las zonas del gasificador. Dejtrakulwong [21] realizó un modelo matemático de cuatro zonas (secado, pirólisis, combustión y reducción) utilizando un modelo cinético unidimensional para las zonas de secado y reducción, y modelos de equilibrio termodinámico para las zonas de pirólisis y combustión. El modelo fue validado experimentalmente, observando cómo el contenido de humedad de la biomasa aumenta la altura de las zonas de secado y de pirólisis y disminuye la altura de la zona de reducción (Figura 4-15) (secado(+), pirólisis(\*) y reducción(●) vs porcentaje de humedad). El cambio de temperatura en las diferentes zonas con respecto al porcentaje de humedad en la biomasa se puede ver en la Figura 4-16 (pirólisis(◇), combustión(caja) y reducción(triángulo) vs porcentaje de humedad).



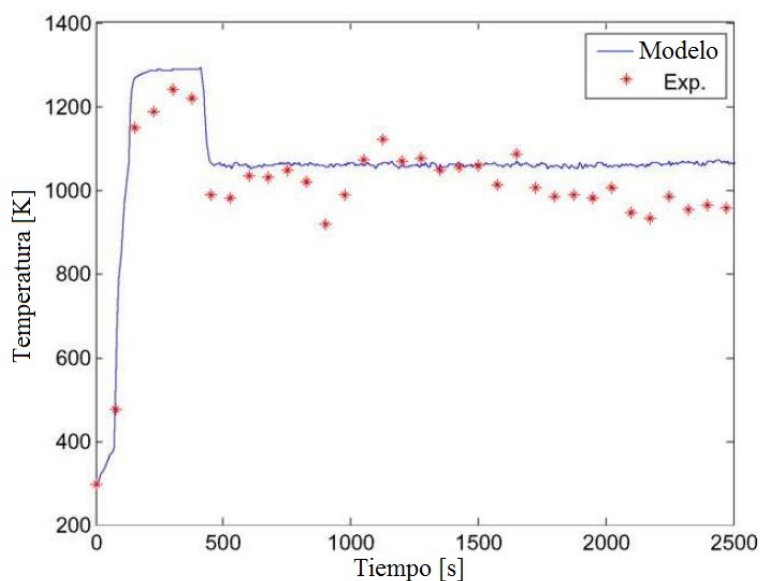
**Figura 4-15:** Validación del modelo de Dejtrakulwong del contenido de humedad vs la altura en cada una de las zonas de gasificación (Tomado de [21])



**Figura 4-16:** Validación del modelo de Dejtrakulwong del contenido de humedad vs la altura en cada una de las zonas de gasificación (Tomado de [21])

Uno de los modelos más acercados a los resultados experimentales es el de Ozgun [62], donde se realiza un modelo cinético de la gasificación de un gasificador de corriente descendente, utilizando métodos numéricos para evaluar el transporte, la cinética, la estructura y diferentes ecuaciones auxiliares en el gasificador. El modelo utilizó la misma configuración del gasificador empleado en la experimentación. Se puede destacar de este modelo el planteamiento de las ecuaciones de conservación, ya que se consideran balances separados para la

conservación del a biomasa, de la humedad, de los carbonizados, de todas las especies gaseosas, y además se separan las fases sólidas de las fases gaseosas. Los principales parámetros validados fueron el cambio de temperatura en el tiempo de gasificación (Figura 4-17) y el cambio de concentración en cada una de las especies con respecto a la altura del gasificador (Figura 4-18) y al tiempo (Figura 4-19).



**Figura 4-17:** Temperatura del gasificador vs tiempo (Tomado de [62])

A partir de la revisión realizada se puede observar que para realizar modelos cinéticos es necesario contar con software o simulaciones matemáticas que permitan solucionar el modelo computacionalmente, ya que la complejidad de las ecuaciones, y el hecho de considerar varias variables dependientes como la temperatura, la concentración de especies, la altura del gasificador, la presión la velocidad y las tasas de reacción entre otras, hacen que los modelos de cinética de reacciones sean considerablemente complejos y requieran una solución por métodos numéricos o solucionadores de sistemas de ecuaciones diferenciales. Asimismo, para lograr mejores resultados con modelos más simples, es necesario analizar únicamente una zona de gasificación (usualmente la zona de reducción) y considerar como parámetros de entrada los parámetros de salida de las otras zonas. Estos parámetros se obtienen a partir de pruebas experimentales o de diferentes tipos de modelos matemáticos. A pesar de la complejidad y la alta cantidad de consideraciones y variables que se tienen en cuenta en estos modelos, los resultados aún no se pueden validar de una manera general, sino para casos específicos, ya que es difícil encontrar relaciones adecuadas entre todas las variables y las ecuaciones diferenciales y modelarlas con parámetros iniciales y correlaciones experimentales.

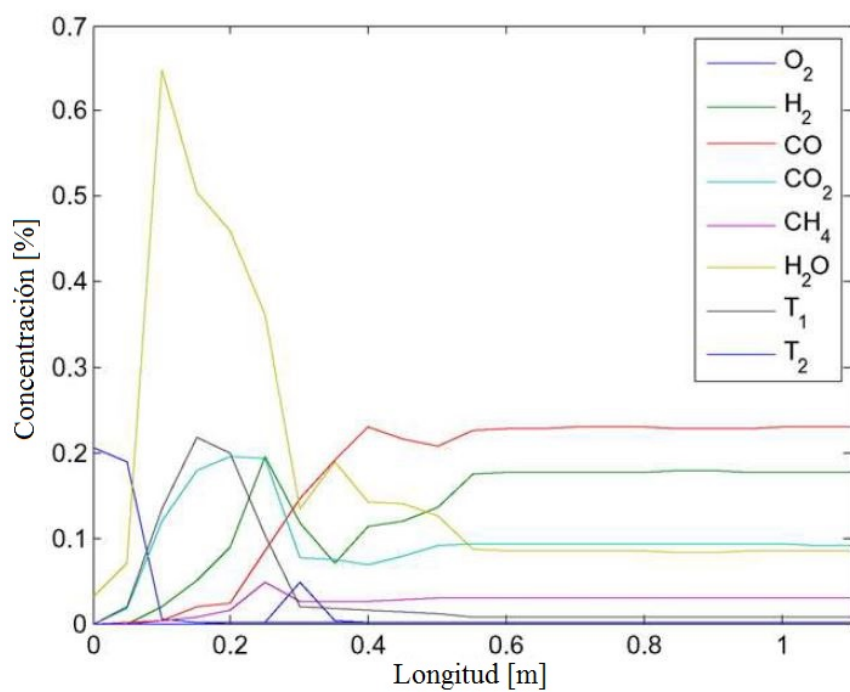


Figura 4-18: Modelamiento de concentración de especies vs altura del gasificador (Editado de [62])

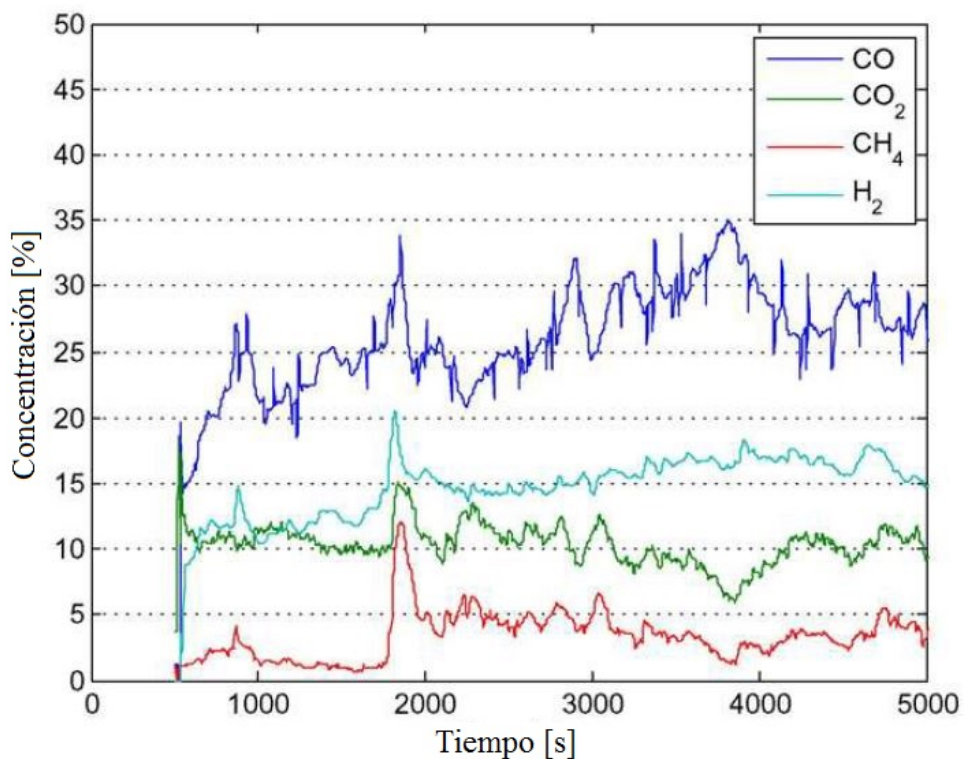


Figura 4-19: Experimentación de la concentración de especies vs tiempo (Tomado de [62])



## 5 Desarrollo del modelo

En este capítulo se lleva a cabo el desarrollo de un modelo de cinética de reacciones para la zona de reducción del gasificador de lecho fijo y corriente descendente del laboratorio de Plantas Térmicas y Energías Renovables. Se describe el proceso como se definen y se utilizan los parámetros de entrada basados en resultados experimentales y parámetros del gasificador, y el desarrollo matemático de la cinética de reacciones para las reacciones de reducción.

### 5.1. Parámetros de entrada y suposiciones

El proceso de gasificación en gasificadores de lecho fijo y corriente descendente ocurre en cuatro etapas diferentes; secado, pirólisis, combustión y reducción (Figura 5-1). Como para el modelo cinético se va a considerar únicamente la zona de reducción, enfocándose en las reacciones que suceden en esta zona, y en los perfiles de temperatura y presión de la misma, los productos de las demás zonas pueden considerarse como parámetros de entrada al realizar un balance general de la biomasa total que ingresa al proceso, cómo esta biomasa se consume en cada una de las zonas y cómo se generan los productos. Es por esto que para realizar un modelo de la zona de reducción, es necesario contar con todos los parámetros de las zonas anteriores. Estos son obtenidos de manera experimental o por medio de otros modelos matemáticos. En este caso a partir de los datos se han realizado pruebas experimentales para el casahuate de coco y la guadua (capítulo siete), se pueden utilizar los datos obtenidos para considerarlos como parámetros iniciales.

Como se puede observar en la Figura 5-2 al gasificador de lecho fijo y corriente descendente se le suministra una cantidad específica de biomasa tamizada y seleccionada para el tamaño de partícula deseado, esta biomasa tiene un porcentaje de humedad que se debe remover en la zona de secado por medio de una fuente de calor que aumente la temperatura de la biomasa hasta que quede libre de humedad, luego se realiza el proceso de pirólisis en el que la biomasa se descompone en volátiles que se convierten en gases  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  y  $\text{O}_2$ , alquitranes y un porcentaje que queda como carbonizado sin descomponer. Este carbonizado llega a la zona de combustión y junto con el agente gasificante se llevan a cabo las reacciones de combustión que tiene como resultado gases, alquitranes y carbonizado sin descomponer. La etapa final, de reducción se lleva a cabo con el carbonizado sin descomponer, los gases producto de la pirólisis y combustión, y los alquitranes que se descomponen en  $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$ ,  $\text{H}_2$  y alquitranes que no se descomponen. Por medio de las reacciones de reducción se

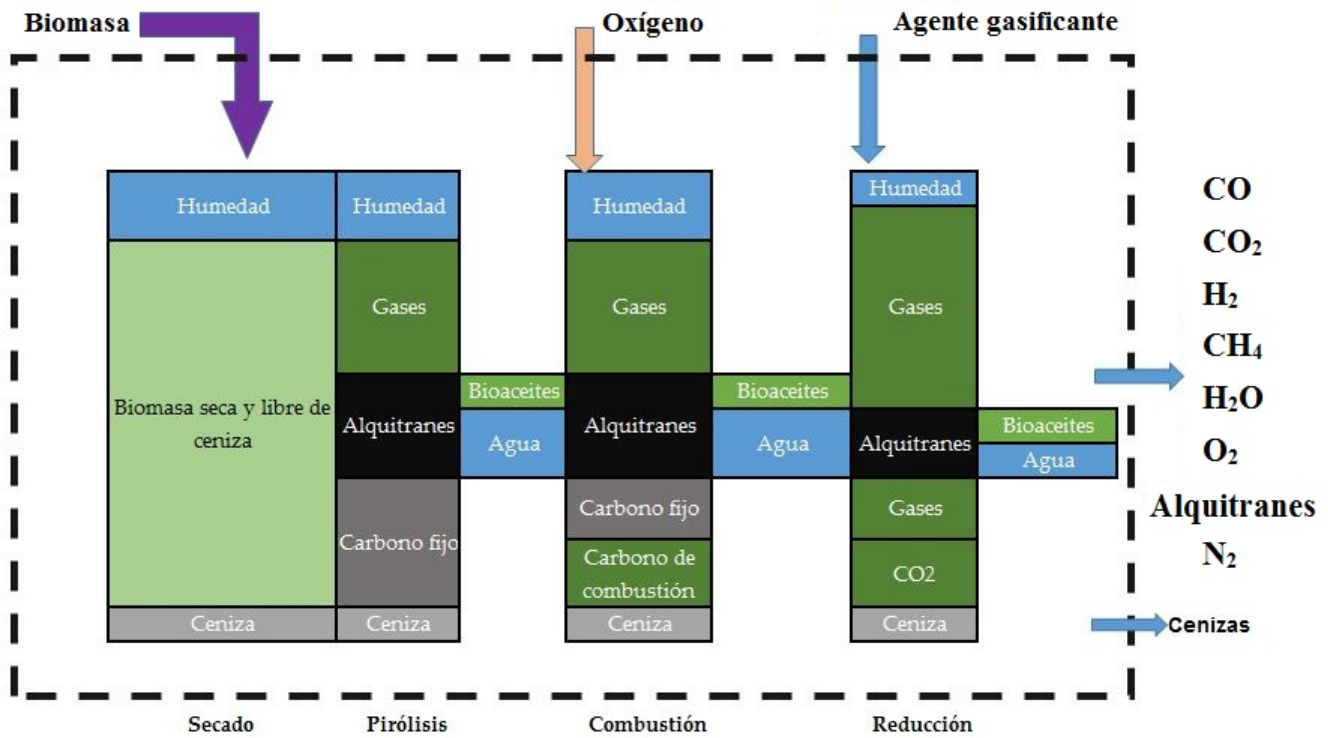
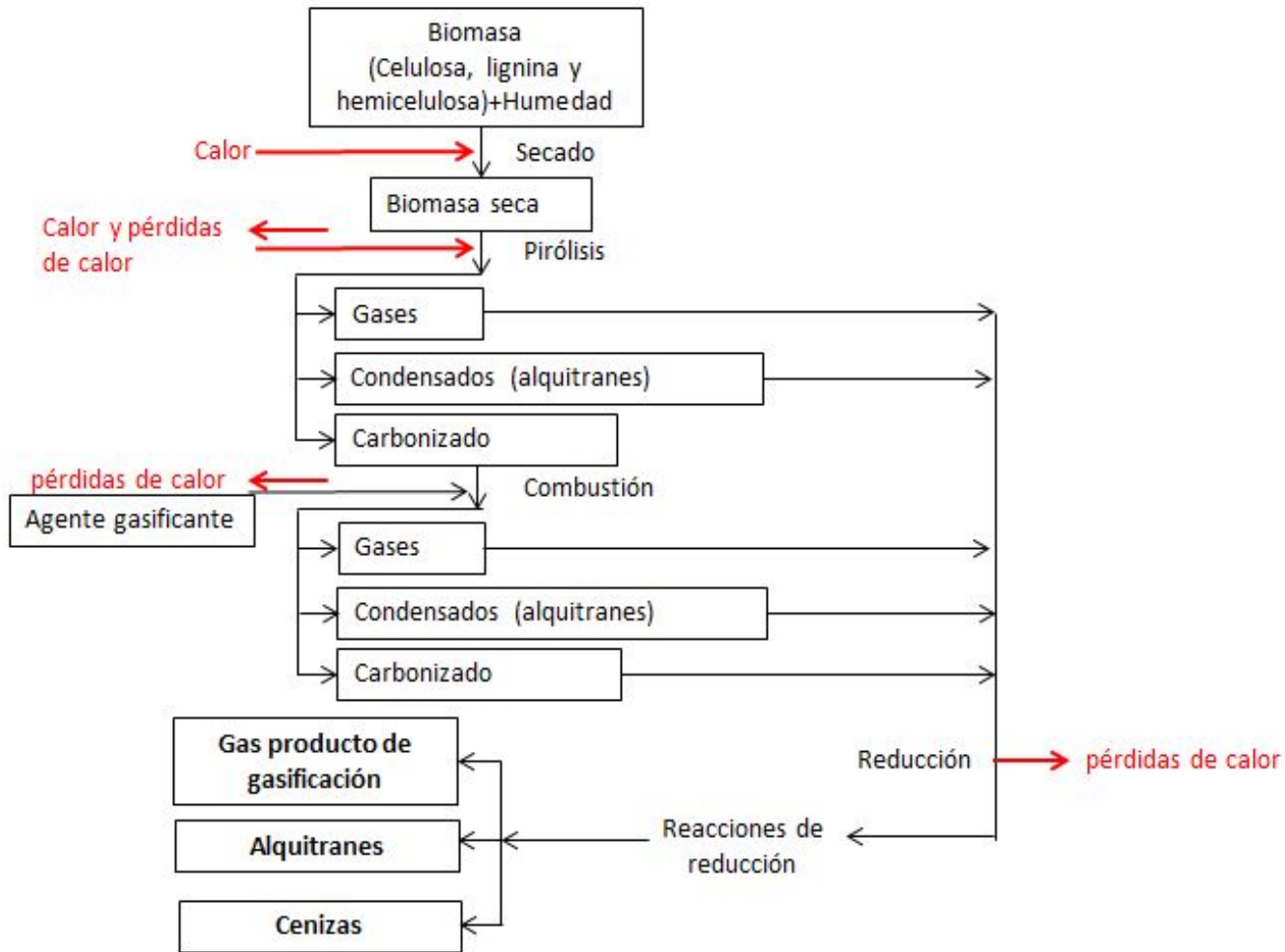


Figura 5-1: Etapas de gasificación

produce el gas de gasificación, alquitranes y cenizas. Aunque este proceso se describe por etapas, en la experimentación las reacciones pueden ocurrir simultáneamente para diferentes partículas de biomasa, mientras unas se están pirolizando, otras pueden estar en la zona de reducción y otras ya se han formado como gas de gasificación. Para realizar un modelo simplificado matemático que sea posible de solucionar con métodos numéricos y ecuaciones diferenciales, es necesario separar las zonas del gasificador, y considerar los parámetros de salida de una zona como parámetros de entrada de la siguiente. El proceso para calcular los parámetros de entrada en la zona de reducción es el siguiente (Figura 5-2):

Para calcular la cantidad de carbonizado que entra a la zona de reducción se realizan los siguientes pasos:

Biomasa que ingresa al sistema  $m_B$



**Figura 5-2:** Diagrama del proceso de gasificación y las zonas en las que se divide

La biomasa es secada en la zona de secado removiendo humedad y disminuyendo la cantidad de biomasa (Ecuación 5-1):

$$m_{secado} = m_B - m_B * \%_{humedad} \tag{5-1}$$

La biomasa seca entra a la zona de pirólisis, un porcentaje se consume en pirólisis, produciendo gases y alquitranes, y el remanente es carbonizado sin descomponer (Ecuación 5-2):

$$m_{carbpiro} = m_{secado} - m_{secado} * \%_{consumo_{piro}} \tag{5-2}$$

El carbonizado y el agente gasificante entran a la zona de combustión y es consumido produciendo gases y alquitranes, y el remanente es carbonizado sin descomponer (Ecuación

5-3).

$$m_{carbcomb} = m_{carbpiro} - m_{carbpiro} * \%consumo_{comb} \quad (5-3)$$

El carbonizado sin descomponer de la zona de combustión es el carbonizado que entra a la zona de reducción (Ecuación 5-4):

$$m_{carbcomb} = m_{carbredox} \quad (5-4)$$

Para determinar los gases que ingresan a la zona de reducción se hacen las siguientes operaciones:

Para los gases de pirólisis (Ecuación 5-5):

$$m_{secado} * \%consumo_{piro} = m_{gasespiro} + m_{alquitranespiro} \quad (5-5)$$

Donde la biomasa que se consume en la pirólisis se divide en gases producidos y alquitranes. Los gases producidos por la descomposición de la biomasa son CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y O<sub>2</sub> (Ecuación 5-6):

$$m_{gasespiro} = m_{CO} + m_{CO_2} + m_{CH_4} + m_{H_2} + m_{H_2O} + m_{O_2} \quad (5-6)$$

Los alquitranes producto de la pirólisis al encontrarse a altas temperaturas se pueden descomponer en diferentes gases (Ecuación 5-7):

$$m_{alquitranespiro} = m_{CO} + m_{CO_2} + m_{CH_4} + m_{H_2} + m_{alquitranesfinalp} \quad (5-7)$$

Por lo que la masa de los gases producto de las descomposición de los alquitranes se puede expresar como un porcentaje  $\gamma$  de la masa inicial de los alquitranes (Ecuaciones 5-8, 5-9, 5-10 y 5-11):

$$m_{CO} = m_{alquitranespiro} * \gamma_{CO} \quad (5-8)$$

$$m_{CO_2} = m_{alquitranespiro} * \gamma_{CO_2} \quad (5-9)$$

$$m_{CH_4} = m_{alquitranespiro} * \gamma_{CH_4} \quad (5-10)$$

$$m_{H_2} = m_{alquitranespiro} * \gamma_{H_2} \quad (5-11)$$

$$(5-12)$$

Para los gases de combustión (Ecuación 5-13):

$$m_{carbpiro} * \%_{consumo_{comb}} = m_{gasescomb} + m_{alquitranescomb} \quad (5-13)$$

Donde la biomasa que se consume en la combustión más la entrada del agente gasificante (Aire) se dividen en gases producidos y alquitranes. Los gases producidos por la descomposición de la biomasa son CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y O<sub>2</sub> (Ecuación 5-14):

$$m_{gasescomb} + m_{agentegasificante} = m_{CCO} + m_{CCO_2} + m_{CCH_4} + m_{CH_2} + m_{CH_2O} + m_{CO_2} + m_{CN_2} \quad (5-14)$$

Por lo tanto los productos que entran a la zona de reducción son los siguientes (Ecuación 5-15):

$$Productos = gases_{piro} + alquitranes_{piro} + gases_{comb} + alquitranes_{comb} + carbonizado_{redox} \quad (5-15)$$

Haciendo un balance de masa (Ecuación 5-16):

$$m_{redox} = m_{gasespiro} + m_{alquitranespiro} + m_{gasescomb} + m_{agentegasificante} + m_{alquitranescomb} + m_{carbredox} \quad (5-16)$$

Todos estos productos de entrada se descomponen en carbonizados, gases y alquitranes que entran a la zona de reducción, donde  $mp_i$  es la masa producto de la pirólisis y  $mc_i$  es la masa producto de la combustión:

- Monóxido de carbono:  $m_{CO} = mp_{CO} + m_{alquitranespiro} * \gamma_{CO} + mc_{CO}$
- Dióxido de carbono:  $m_{CO_2} = mp_{CO_2} + m_{alquitranespiro} * \gamma_{CO_2} + mc_{CO_2}$
- Metano:  $m_{CH_4} = mp_{CH_4} + m_{alquitranespiro} * \gamma_{CH_4} + mc_{CH_4}$
- Hidrógeno:  $m_{H_2} = mp_{H_2} + m_{alquitranespiro} * \gamma_{H_2} + mc_{H_2}$
- Vapor de agua:  $m_{H_2O} = mp_{H_2O} + mc_{H_2O}$
- Alquitranes:  $m_{Tar} = m_{alquitranespiro} * \gamma_{alquitranesfinal} + m_{alquitranescomb}$
- Nitrógeno:  $m_{N_2} = mc_{N_2}$
- Oxígeno:  $m_{O_2} = mp_{O_2} + mc_{O_2}$

- Carbonizados:  $m_{carb} = m_{carbredox}$

Estos gases se consideran como los gases que reaccionan y hacen parte del proceso de reducción. Por lo tanto son considerados como los gases de entrada a la zona de reducción, y deben ser convertidos de su valor en masa a un valor de concentración en mol/m<sup>3</sup> para poder utilizarlos en las ecuaciones de cinética de reacciones.

Otros valores de entrada que se deben tener en cuenta son los siguientes:

- Presión en el gasificador antes de iniciar la zona de reducción: P [Pa].
- Temperatura inicial en la zona de reducción:  $T_w$  [K].
- Area transversal del gasificador en la zona de reducción:  $A_T$  [m<sup>2</sup>].
- Longitud de la zona de gasificación:  $z$  [m].
- Espesor promedio de la biomasa:  $dp$  [m].
- Velocidad inicial superficial de los gases de entrada:  $v_g$  [m/s].
- Cambio de velocidad vs altura de los gases:  $dv_g/dz$  [1/s].

Teniendo en cuenta todos estos parámetros de entrada se puede definir un modelo unidimensional de cinética de reacciones a partir de las siguientes suposiciones.

- El gasificador se asume que está perfectamente aislado del medio externo, despreciando así las pérdidas por transferencia de calor con el ambiente.
- No se considera y no se tiene información sobre las secuencias de las reacciones químicas en la reducción ni de reacciones intermedias.
- Se analiza solamente la zona de reducción, considerando los productos de las otras zonas como parámetros de entrada.
- No es necesario modelar la formación de alquitrans como una variedad de especies poliaromáticas, sino únicamente como un sólo tipo de alquitrán.
- Los datos utilizados de la pirólisis se basan en que la biomasa se modela considerando las moléculas que se presentan en mayor concentración (Generalmente se consideran C, H, O, N).
- Los gases y las moléculas considerados se comportan como gases ideales.
- Los carbonizados que entran a la zona de reducción se consumen completamente, por lo que al final de la reducción la cantidad de carbonizados sin descomponer es igual a cero.

- Los gases que se consideran para el modelo son: CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, Tar, N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>.
- La porosidad de el lecho y de la biomasa es constante.
- No se considera un modelo que analice el cambio del tamaño de partícula con respecto al tiempo o a la longitud de la zona de reducción.
- La formación de cenizas no se considera en los balances de energía.
- Se consideran reacciones homogéneas y heterogéneas, pero el carbono no se tiene en cuenta en las ecuaciones de tasa de reacción.
- El cambio de la velocidad vs. altura del gasificador es constante o equivalente a cero, por lo que la velocidad superficial de los gases tiene un comportamiento lineal.
- El proceso se analiza en estado estable.
- El agente gasificante reacciona en la zona de combustión, por lo que el oxígeno y el nitrógeno no participan en las reacciones de reducción.
- Los parámetros iniciales y los valores de las constantes son tomados de pruebas experimentales o de revisiones bibliográficas relacionadas con cinética de reacciones para gasificación.
- Se utilizan unidades del sistema internacional.

## 5.2. Modelo matemático

Teniendo en cuenta los parámetros iniciales y suposiciones definidas anteriormente, se desarrolla un modelo cinético para calcular las concentraciones finales de los gases de salida, la formación de alquitranes, las reacciones de reducción y las tasas de reacción de cada una y los perfiles de temperatura, presión y velocidad en el gasificador.

### 5.2.1. Reacciones

El primer paso que se debe considerar es definir las reacciones que hacen parte del proceso de reducción. Sepe [79] define cinco reacciones de reducción, tres reacciones heterogéneas, y dos homogéneas:

Heterogéneas:

Reacción de bouduard (Ecuación 5-17):



Formación de metano (Ecuación 5-18):



Reformado del carbonizado (Ecuación 5-19):



Homogéneas:

Agua gas/ Water gas shift (Ecuación 5-20):



Reformado del metano (Ecuación 5-21)



### 5.2.2. Tasas de reacción

Luego de definir las reacciones que se tienen en cuenta en el modelo, se plantean las ecuaciones de tasa de reacción para cada una de las reacciones. Las reacciones fueron reordenadas de la siguiente manera (Ecuaciones 5-22, 5-23, 5-24, 5-25 y 5-26):



Ahora se definen las tasas de reacción  $R_j$  para cada una de las reacciones y para los alquitranes  $R_6$  (Ecuaciones 5-27, 5-28, 5-29, 5-30, 5-31 y 5-32), que dependen del factor pre-exponencial  $A_j$  [17], la energía de activación  $E_j$ , la constante universal de los gases  $R_g$ , la temperatura  $T_g$ , las constantes de equilibrio  $K_{eqj}$  y las concentraciones de las especies en estado gaseoso presentes en las reacciones  $C_{CO}$ ,  $C_{CO_2}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{H_2}$  y  $C_{H_2O}$  [79], [76], [21]:

$$R_1 = A_1 e^{\frac{-E_1}{R_g T_g}} \left( C_{H_2}^2 - \frac{C_{CH_4}}{k_{eq1}} \right) \quad (5-27)$$



$$R_2 = A_2 * e^{\frac{-E_2}{R_g T_g}} \left( C_{CO} C_{H_2O} - \frac{C_{CO_2} C_{H_2}}{k_{eq2}} \right) \quad (5-28)$$

$$R_3 = A_3 * e^{\frac{-E_3}{R_g T_g}} \left( C_{CO_2} - \frac{C_{CO}^2}{k_{eq3}} \right) \quad (5-29)$$

$$R_4 = A_4 * e^{\frac{-E_4}{R_g T_g}} \left( C_{CH_4} C_{H_2O} - \frac{C_{CO} C_{H_2}^3}{k_{eq4}} \right) \quad (5-30)$$

$$R_5 = A_5 * e^{\frac{-E_5}{R_g T_g}} \left( C_{H_2O} - \frac{C_{CO} C_{H_2}}{k_{eq5}} \right) \quad (5-31)$$

$$R_6 = A_6 * e^{\frac{-E_6}{R_g T_g}} (C_{Tar}) \quad (5-32)$$

### 5.2.3. Balance de masa

Se realiza un balance de masa para la sección de reducción del gasificador, teniendo en cuenta el balance de especies que se utiliza para cinética de reacciones (Ecuación 5-33):

$$\frac{\delta C_i}{\delta t} = -\nabla \vec{\varphi}_i + \sum_{j=1}^n v_{ij} * r_j \quad (5-33)$$

Como se desea evaluar el cambio con respecto a la altura  $z$  y no con respecto al tiempo, y como no se consideran flujos de entrada o salida, la ecuación se puede escribir como el cambio de concentración con respecto a la altura para un  $\Delta z$  muy pequeño (Ecuaciones 5-34 y 5-35):

$$\frac{\delta C_i}{\delta t} = \frac{dC_i}{dz} A_T \Delta z \quad (5-34)$$

$$\frac{dC_i}{dz} \Delta z = \sum_{i=1}^n C_{i_{z+\Delta z}} v_g - \sum_{i=1}^n C_{i_z} v_g \quad (5-35)$$

A partir de esto se puede realizar un balance para cada una de las especies presentes en la reducción y para el alquitrán, teniendo en cuenta que el cambio de concentración con

respecto a la altura se puede representar como las tasas de reacción de cada reacción más la concentración por el cambio de velocidad vs altura. Por lo tanto, para cada especie se hace un balance considerando las reacciones en las que cada especie participa (Ecuaciones 5-36, 5-37, 5-38, 5-39, 5-40, 5-41, 5-42 y 5-43)[17]:

$$v_g \frac{dC_{CO}}{dz} = C_{CO} \frac{dv_g}{dz} + R_2 - 2R_3 - R_4 - R_5 + \gamma_{CO} R_6 \quad (5-36)$$

$$v_g \frac{dC_{CO_2}}{dz} = C_{CO_2} \frac{dv_g}{dz} - R_2 + R_3 + \gamma_{CO_2} R_6 \quad (5-37)$$

$$v_g \frac{dC_{CH_4}}{dz} = C_{CH_4} \frac{dv_g}{dz} - R_1 + R_4 + \gamma_{CH_4} R_6 \quad (5-38)$$

$$v_g \frac{dC_{H_2}}{dz} = C_{H_2} \frac{dv_g}{dz} + 2R_1 - R_2 - 3R_4 - R_5 + \gamma_{H_2} R_6 \quad (5-39)$$

$$v_g \frac{dC_{H_2O}}{dz} = C_{H_2O} \frac{dv_g}{dz} + R_2 + R_4 + R_5 \quad (5-40)$$

$$v_g \frac{dC_{Tar}}{dz} = C_{Tar} \frac{dv_g}{dz} + \gamma_{alquitranes\ final} R_6 \quad (5-41)$$

$$v_g \frac{dC_{N_2}}{dz} = C_{N_2} \frac{dv_g}{dz} \quad (5-42)$$

$$v_g \frac{dC_{O_2}}{dz} = C_{O_2} \frac{dv_g}{dz} \quad (5-43)$$

Ahora, la concentración total se define como la sumatoria de todas las concentraciones (Ecuación 5-44):

$$C_g = \sum_{i=1}^8 C_i \quad (5-44)$$

### 5.2.4. Balance de energía

El balance de energía se realiza de manera similar al balance de masa, para un cambio con respecto a la altura  $z$  y no con respecto al tiempo, la ecuación se puede escribir como el cambio con respecto a la altura para un  $\Delta z$  muy pequeño (Ecuación 5-45) [17]:

$$\left( v_g \sum_{i=1}^8 C_i C_{pi} \right) \frac{dT_g}{dz} = - \sum_{j=i}^6 R_j E_j - v_g \frac{dP}{dz} - P \frac{dV_g}{dz} - \sum_{i=1}^8 C'_i C_{pi} T_g \quad (5-45)$$

Considerando el calor específico  $C_{pi}$  de cada una de las especies y  $C'_i$  como el cambio de concentración con respecto a la altura para cada especie, la ecuación que define el cambio de presión  $P$  con respecto a la altura del gasificador  $z$  es la ecuación de Ergun [27], [62], que depende de el espesor promedio de la biomasa  $dp$  y la constante  $\epsilon$  [17] (Ecuación 5-46):

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{150\mu(1-\epsilon)^2}{dp^2\epsilon^3} + \frac{1,75C_g(1-\epsilon)}{dp\epsilon^3} \quad (5-46)$$

Donde  $\mu$  es una correlación para la viscosidad de los gases [13].

A partir del balance de masa y el balance de energía se obtiene un sistema de ecuaciones diferenciales, con once ecuaciones y once incógnitas ( $C_{CO}$ ,  $C_{CO_2}$ ,  $C_{CH_4}$ ,  $C_{H_2}$ ,  $C_{H_2O}$ ,  $C_{Tar}$ ,  $C_{N_2}$ ,  $C_{O_2}$ ,  $T_g$ ,  $P$  y  $v_g$ ), considerando que  $dv_g/dz$  es cero o un valor constante. Este sistema de ecuaciones diferenciales se puede resolver por medio de métodos numéricos utilizando software computacional como Scilab, Matlab, Octave y otros software especializados.

## 5.3. Modelo computacional

Para solucionar el sistema de ecuaciones diferenciales se implementó el solucionador numérico de ecuaciones diferenciales de Matlab ODE45. Este solucionador basa su algoritmo en el método numérico explícito de Runge-Kutta, un método numérico que consiste en un conjunto de métodos iterativos para solución de ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden y de orden superior.

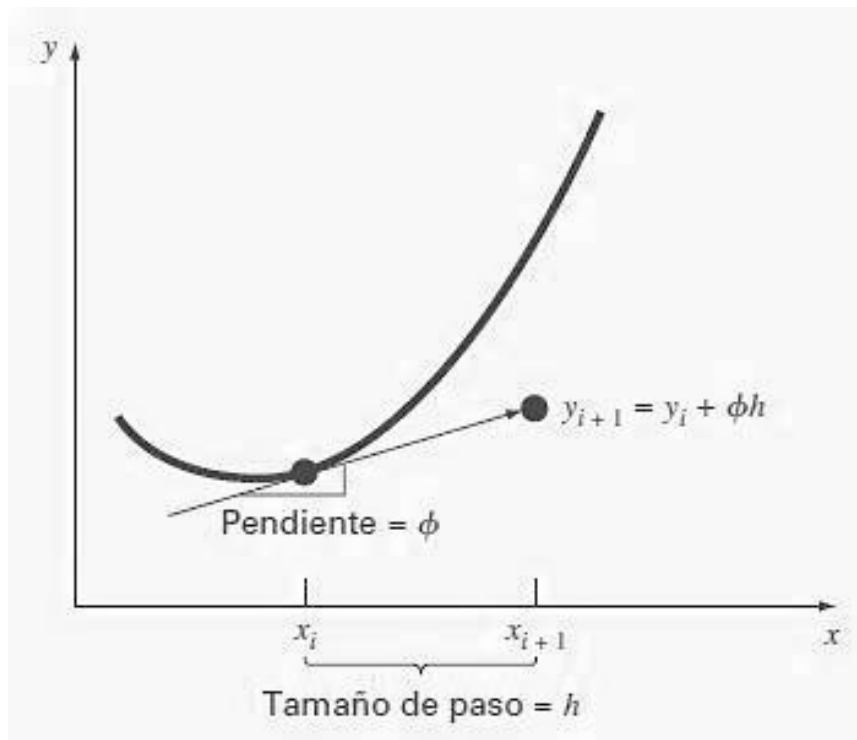
Los métodos de Runge-Kutta utilizan el problema del valor inicial, es decir una o varias ecuaciones diferenciales ordinarias junto con un valor especificado como condición inicial para poder describir cómo evoluciona la ecuación diferencial o el sistema de ecuaciones. El método utiliza el siguiente principio general [16] (Ecuaciones 5-47 y 5-48):

Para ecuaciones diferenciales de la forma  $dy/dx=f(x,y)$ :

$$Nuevovalor = valoranterior + pendiente * tamanodepaso \quad (5-47)$$

$$y_{i+1} = y_i + \phi * h \quad (5-48)$$

Runge-Kutta utiliza la pendiente  $\phi$  para extrapolar un valor nuevo desde un valor anterior en una distancia o tamaño o de paso  $h$  (Figura 5-3)



**Figura 5-3:** Método de Runge-Kutta (Tomado de [16])

El método de Runge-Kutta generalizado se describe entonces de la siguiente manera (Ecuación 5-49):

$$y_{i+1} = y_i + \phi(x_i, y_i, h) * h \quad (5-49)$$

Siendo  $\phi$  la función incremento, o la pendiente representativa de un intervalo  $h$  (Ecuación 5-50).

$$\phi = a_1 k_1 + a_2 k_2 + \dots + a_n k_n \quad (5-50)$$

a son constantes y k (Ecuación 5-51):

$$\begin{aligned}
k_1 &= f(x_i, y_i) \\
k_2 &= f(x_i + p_1 h, y_i + q_{11} k_1 h) \\
&\cdot \\
&\cdot \\
k_n &= f(x_i + p_{n-1} h, y_i + q_{n-1,1} k_1 h + q_{n-1,2} k_2 h + \dots + q_{n-1,n-1} k_{n-1} h)
\end{aligned} \tag{5-51}$$

Runge-Kutta utiliza relaciones  $k$  de recurrencia, las cuales vuelven a este método eficiente para el uso computacional.

El solucionador ODE45 integra sistemas de ecuaciones diferenciales de la forma  $y' = f(t, y)$  desde un valor inicial a un valor final, contando con las condiciones iniciales, y retorna un arreglo de soluciones de acuerdo a un paso establecido  $tspan$  [54].

Se seleccionó el solucionador ODE45, sobre ODE23s, ODE15s y ODE23t, ya que es el solucionador más versátil [54] y que funciona para la mayoría de problemas de solución de sistemas de ecuaciones diferenciales. Las funciones de Matlab con las que se puede llamar al programa ODE45 es:

```

[t,y] = ode45(odefun,tspan,y0)
[t,y] = ode45(odefun,tspan,y0,options)
[t,y,te,ye,ie] = ode45(odefun,tspan,y0,options)
Soluci\{'o}n: sol = ode45(____)

```

# 6 Caracterización y puesta a punto del equipo

En este capítulo se realiza una descripción del equipo utilizado en la experimentación, y los diferentes procedimientos aplicados para lograr el funcionamiento correcto del mismo.

## 6.1. Equipo de gasificación

En esta sección se describe el gasificador de lecho fijo y corriente descendente del grupo de investigación Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética.

### 6.1.1. Variables de la gasificación

A continuación se describen las variables que se deben considerar durante el proceso de gasificación con aire como agente gasificante, en un gasificador de lecho fijo y corriente descendente. Estas son las variables que se deben medir o considerar como variables de entrada durante el proceso:

- Temperatura de gasificación: La gasificación con aire como agente gasificante se realiza entre 700 °C y 1000 °C. Las características del gasificador permiten temperaturas superiores a los 1200 °C, por lo que realizar la gasificación a las temperaturas deseadas no es un inconveniente, y además el sistema de medición permite mantener un registro controlado de las temperaturas durante las pruebas.
- Flujo de aire: Se debe tener en cuenta el flujo de aire que entra durante el proceso para incluirlo en el balance de masa, por lo que este flujo debe ser medido y controlado en la experimentación.
- Tiempo de residencia: Se debe tener en cuenta el tiempo en el que se realiza la gasificación, y el tiempo en el que se lleva a cabo todo el proceso. Un sistema de adquisición de datos permite conocer los cambios de concentración y temperatura para poder determinar los tiempos de cada una de las fases de la gasificación.
- Materia prima: Cuesco de coco y guadua.

- Masa de entrada: El sistema debe registrar la cantidad de biomasa que se carga en el gasificador, y tomar datos de los cambios de masa, para calcular la descomposición de la biomasa durante el proceso. Las celdas de carga permiten registrar esta información.
- Tamaño de grano: Tamaño promedio de la biomasa de entrada, tanto el cuesco de coco como la guadua.

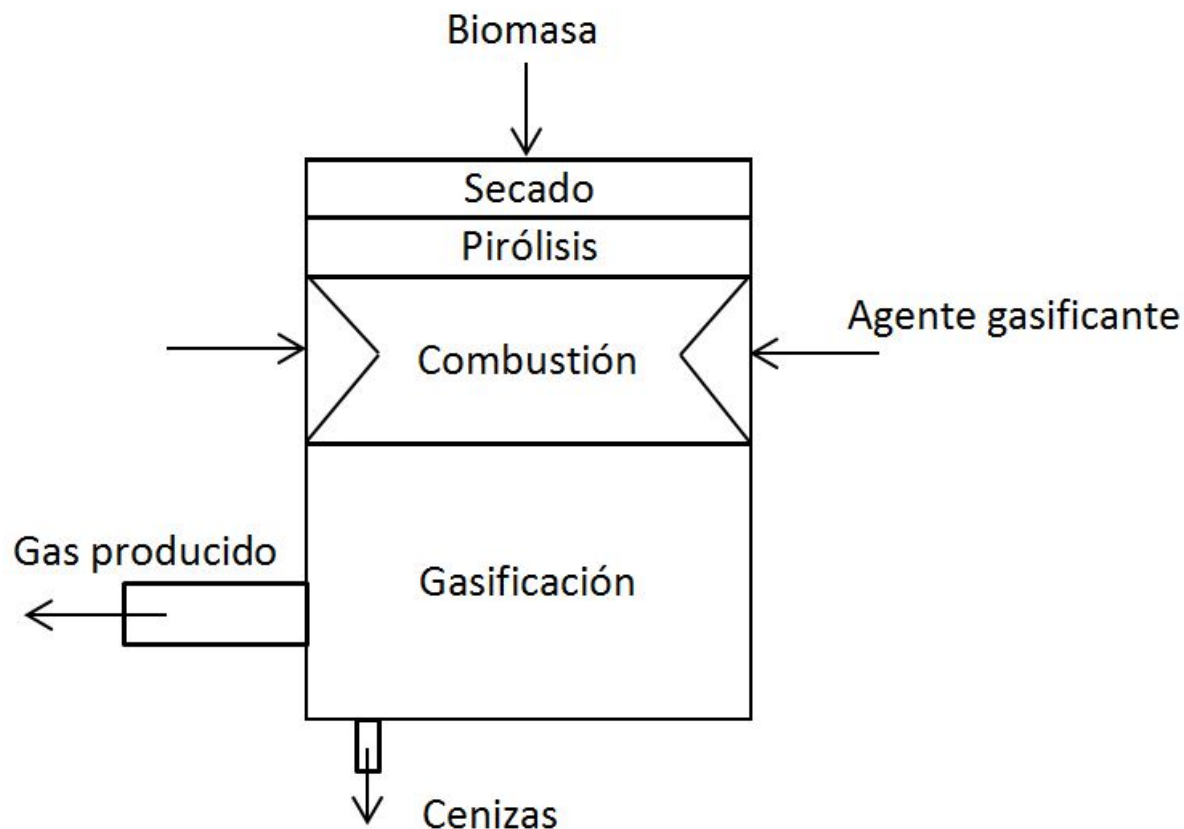
### 6.1.2. Gasificador

Para realizar las pruebas de gasificación con cuesco de coco y guadua, se utilizará el gasificador de lecho fijo de corriente descendente o flujo paralelo, diseñado y construido por el grupo de investigación Mecanismos de desarrollo Limpio y gestión Energética del Departamento de Ingeniería Mecánica y Mecatrónica de la Universidad Nacional. En este gasificador el tamaño del lecho permanece constante en el reactor, y asimismo las zonas de secado, pirolisis, combustión y reducción permanecen constantes. El gasificador opera al llenarse de biomasa y hasta que toda la biomasa sea consumida. Al implementar un gasificador de lecho fijo, se reduce la cantidad de alquitranes producidos, y debido a su diseño, permite desmontar el gasificador por etapas, para realizar su mantenimiento, limpieza, y alimentación.

El gasificador fue diseñado con los siguientes parámetros [67]:

- Eficiencia térmica: 70 %
- Consumo en plena carga: 100,4 kW

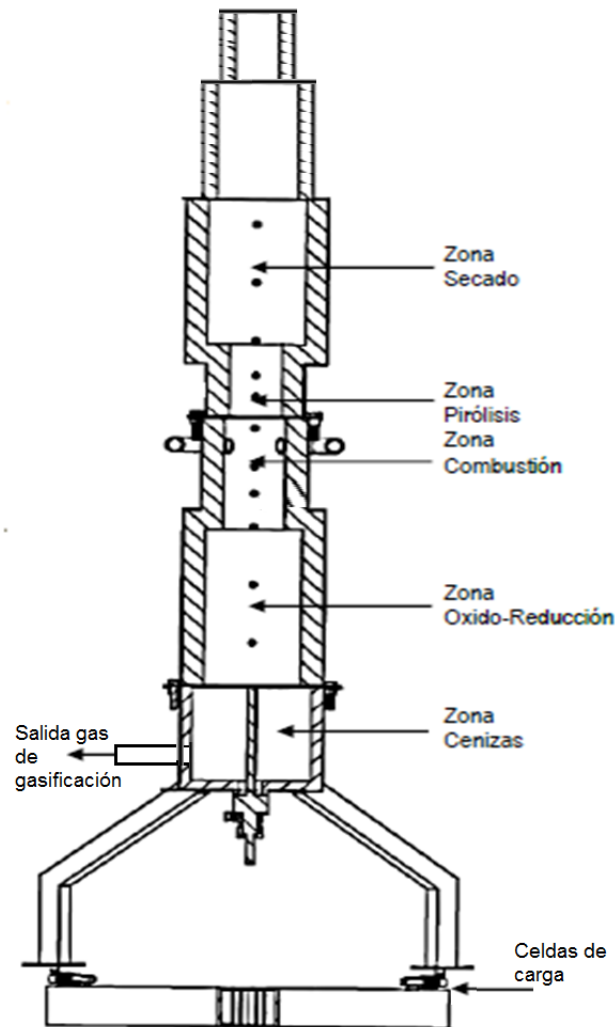
El gasificador cuenta con diferentes zonas (Figura 6-1) ; zona de secado, pirolisis, combustión, gasificación y recolección de cenizas. En la zona de secado se remueve la humedad de la biomasa, por medio del calor transferido desde las zonas inferiores, en esta región la temperatura oscila entre 70 °C y 200 °C. La zona de pirolisis donde se realiza la degradación térmica de la biomasa se encuentra a temperaturas entre 350 °C y 500 °C. En la zona de gasificación el carbonizado reacciona con los gases resultantes de la combustión para generar el gas de síntesis que sale con temperaturas entre 200 °C y 300 °C. Esta zona tiene temperaturas entre 700 °C y 1000 °C, y además de producir el gas de síntesis, genera residuos de ceniza, alquitranes y vapor de agua, que son filtrados y separados.



**Figura 6-1:** Diagrama de configuración de las zonas de gasificación en gasificador de lecho fijo y corriente descendente (Adaptado de [72])

Entre la zona de pirólisis y el inicio de la zona de combustión el gasificador que se utilizará cuenta con un diseño cónico en la garganta (ángulo del cono de  $80^\circ$ ), este diseño (Figura 6-2) fue construido luego de que se observara un cambio abrupto de diámetro entre las dos secciones, que impedía un largo y estable funcionamiento, al no alcanzar un proceso estable en la combustión por falta de combustible. Este y otros cambios realizados en trabajos anteriores permiten un mejor funcionamiento del gasificador, para que pueda ser utilizado en las pruebas experimentales.





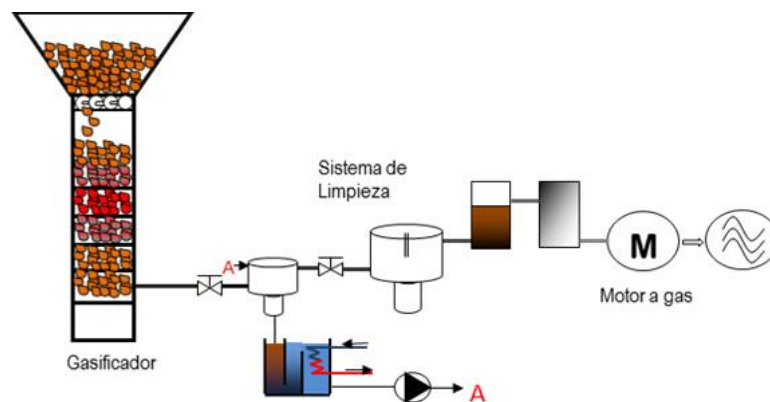
**Figura 6-2:** Diagrama de configuración del gasificador en vista de corte interno (Tomado de [15])

El gas obtenido del proceso de gasificación contiene una gran cantidad de impurezas, por lo que es necesario depurarlo luego de que este sale del gasificador. Para realizar este proceso, el equipo cuenta con un ciclón, donde el gas entra tangencialmente y es sometido a fuerzas centrífugas, y por la acción de estas fuerzas el polvo contenido en el gas sale por la parte inferior del ciclón, y el gas sale limpio por la parte superior del ciclón.

A continuación se puede observar el gasificador con el sistema de adquisición de datos (Figura 6-3) y el sistema completo de gasificación (Figura 6-4) instalado [15] en el Laboratorio de Plantas Térmicas y Energías Renovables, el sistema consiste de un gasificador, un sistema de limpieza del gas de síntesis generado, y un motor a gas, en el cual se genera potencia a partir del gas de síntesis.



**Figura 6-3:** Gasificador de lecho fijo y corriente descendente con sistema de recolección y análisis de datos



**Figura 6-4:** Sistema completo de gasificación del laboratorio de Plantas térmicas y energías renovables (Tomado de [15])

### 6.1.3. Sensores de temperatura

Como se puede observar en (Figura 6-5) el gasificador cuenta con sensores de temperatura en las diferentes zonas de gasificación. El principal objetivo de estos sensores es tomar los datos de temperatura en las zonas de pirólisis, combustión y gasificación. Teniendo en cuenta que las temperaturas en estas zonas pueden ser superiores a los (1000 °C), las termocuplas instaladas son termocuplas tipo K, que pueden medir temperaturas hasta de 2000 °C. Estas termocuplas están fijadas en el gasificador, llegan hasta el centro del lecho y es primordial no desinstalarlas sino cuando sea totalmente necesario, ya que se pueden dañar rápidamente. Además de las diferentes termocuplas para temperatura de las zonas del gasificador, hay una termocupla para medir la temperatura del gas de salida, y otra para medir la temperatura ambiente.

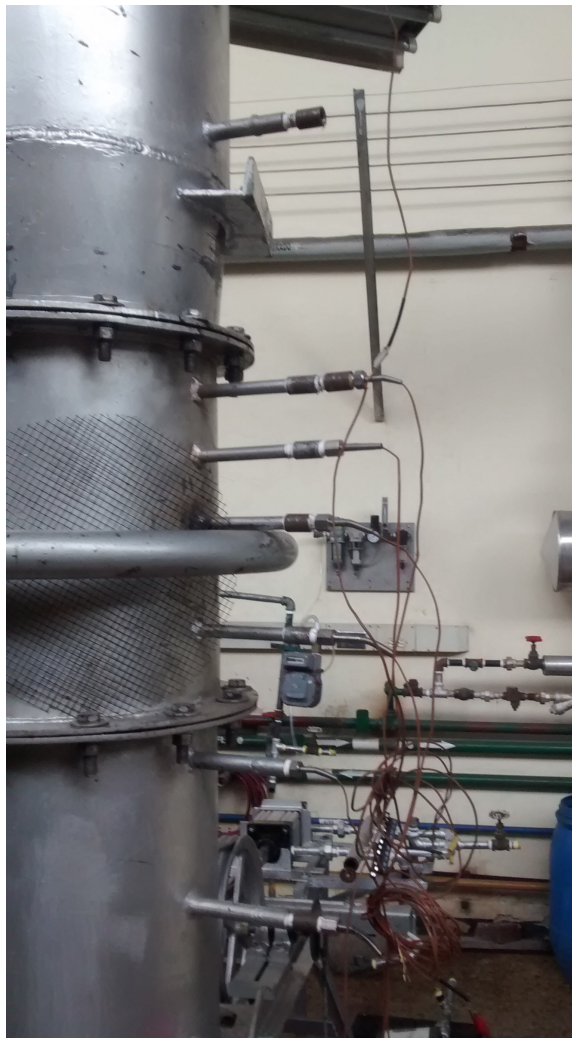


Figura 6-5: Sensores de temperatura en el gasificador

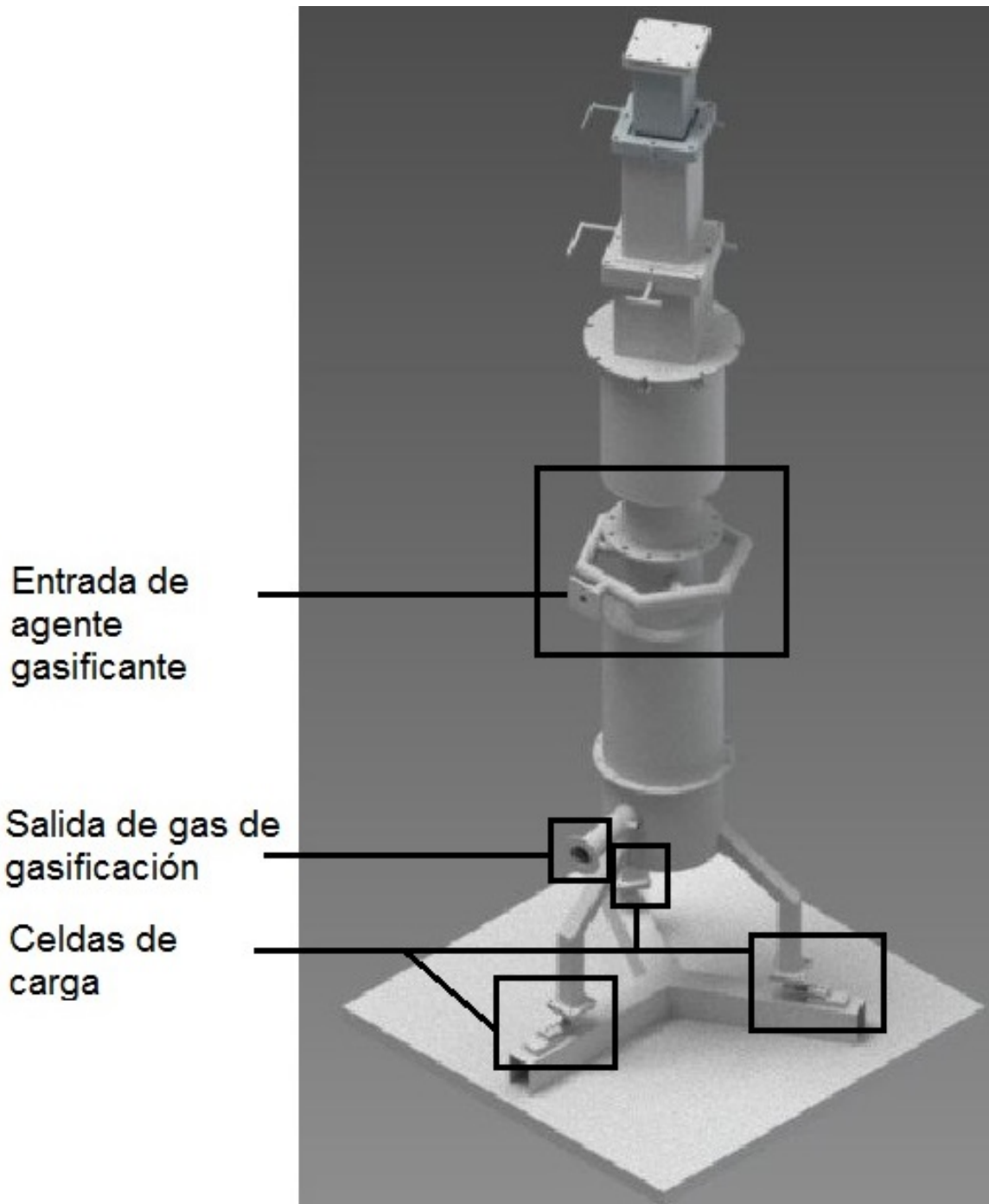
#### 6.1.4. Aislamiento térmico

El equipo cuenta con un aislamiento térmico externo en todas las zonas, que ayuda a controlar y mantener altas las temperaturas internas, para así mejorar la calidad del gas obtenido, requerir menos energía, utilizar mejor la biomasa y realizar pruebas que tengan una mayor duración de tiempo. El equipo cuenta con un aislante concreto refractario, que soporta temperaturas cercanas a los  $1600\text{ }^{\circ}\text{C}$  y tiene un coeficiente de conducción bajo  $0,4\text{ W/m}^{\circ}\text{C}$  en todas las zonas del gasificador, ya que aunque sería necesario únicamente en las zonas de más altas temperaturas (combustión y gasificación), en trabajos anteriores se observó que un aislamiento completo del equipo mejora el perfil de temperaturas y la calidad del gas producido, y disminuye la producción de alquitranes (tesis diseño gasificador). Anteriormente el gasificador contaba con un aislamiento externo de fibra de vidrio. El aislamiento térmico permite que en el equipo se alcancen temperaturas superiores a  $1200\text{ }^{\circ}\text{C}$  en la zona de combustión. Según (tesis diseño gasificador) las pérdidas de calor que tiene el gasificador contando con el aislamiento térmico son de aproximadamente  $287\text{ kW}$ , valor que es admisible en pérdidas de calor para este gasificador.

#### 6.1.5. Entrada de agente gasificante (aire)

El gasificador cuenta con un sistema de alimentación de aire por medio de tres entradas alimentadas con aire comprimido por una válvula reguladora y un medidor e caudal de aire (Figura 6-6). Esto permite regular el paso del aire y calcular el flujo másico durante la operación del equipo. Igualmente el flujo de aire se puede variar dependiendo de los requerimientos de la experimentación. Aunque existe el sistema de regulación de aire en el gasificador, cabe resaltar que este equipo puede operar adecuadamente tomando por sí mismo aire atmosférico. A pesar de esto, se utiliza un sistema de regulación del aire, para poder parametrizar y controlar la variable de la entrada de aire y utilizarla en la realización del modelo y en la toma de datos experimentales.

El gasificador cuenta con una relación de aire/combustible de  $6,2962$ , siendo el aire el agente gasificante, y permitiendo un consumo de biomasa de  $0,0527\text{ m}^3/\text{h}$ , el consumo de aire es de aproximadamente  $0,0023\text{ m}^3/\text{s}$ . El caudal de aire es medido con un sistema de válvulas unido a un manómetro y un medidor de flujo de aire. Con estas válvulas se puede variar el flujo de aire para optimizar el proceso de entrada de aire como agente gasificante.



**Figura 6-6:** Modelo 3D del gasificador de lecho fijo y corriente descendente, con celdas de carga, entrada de agente gasificante, y salida de gas

### 6.1.6. Celdas de carga

Para medir la descomposición de la biomasa en el gasificador, el equipo cuenta con un sistema de celdas de carga instaladas en la base del gasificador en cada uno de los soportes, (Figuras 6-9 y 6-7). Las celdas de carga miden constantemente el peso del reactor y su contenido, y el cambio de peso a través del tiempo. Para evitar afectar las mediciones de peso del gasificador, la salida del gas se lleva a cabo por medio de una tubería metálica flexible, que evita agregar pesos extra al sistema de medición. El tipo de apoyo de la celda de carga se puede observar en la Figura 6-8.



Figura 6-7: Celdas de carga del gasificador (Tomado de [72])

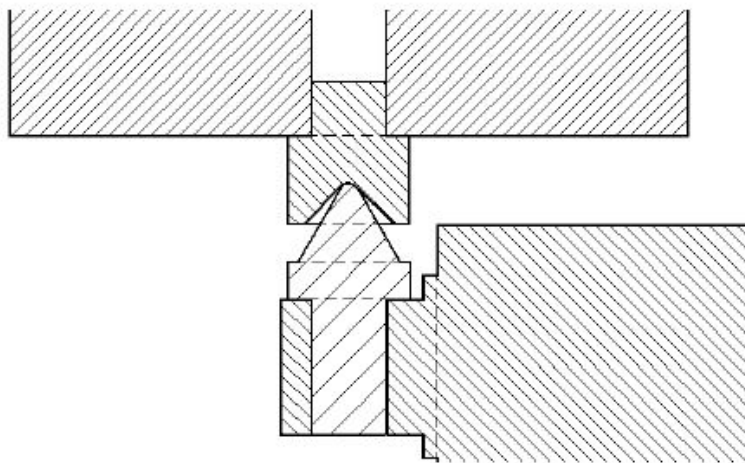


Figura 6-8: Configuración del apoyo de las celdas de carga (Tomado de [72])





Figura 6-9: Celdas de carga del gasificador

### 6.1.7. Analizador de gases

El gasificador cuenta con un equipo analizador de gases que es capaz de medir la concentración de los gases producto de la gasificación, incluyendo; dióxido de carbono, monóxido de carbono, metano, hidrógeno, vapor de agua y oxígeno. El equipo implementado realiza análisis continuo de los gases durante todo el tiempo que toman las pruebas experimentales, y envía los datos al sistema de recolección de datos para ser guardados en los mismos intervalos de tiempo que los datos de temperatura y masa. Para medir esta concentración de gases, es necesario que anteriormente se separen totalmente los alquitranes y las impurezas para evitar el taponamiento del equipo. El analizador de gases se integró a un sistema que se encarga de preparar los gases para ser analizados (Figura 6-10). El sistema cuenta con dos entradas, una entrada para calibración y una para operación, un filtro, un regulador de presión, una válvula direccional, una válvula de cierre, un filtro de  $2\ \mu\text{m}$ , un flujómetro, y finalmente el analizador. Para preparar el gas, este pasa por una bomba que genera el flujo, luego por una válvula de cierre y un flujómetro que regulan el flujo másico del gas y un filtro que asegura que el gas quede sin impurezas. Luego de pasar por el filtro, el gas es analizado.

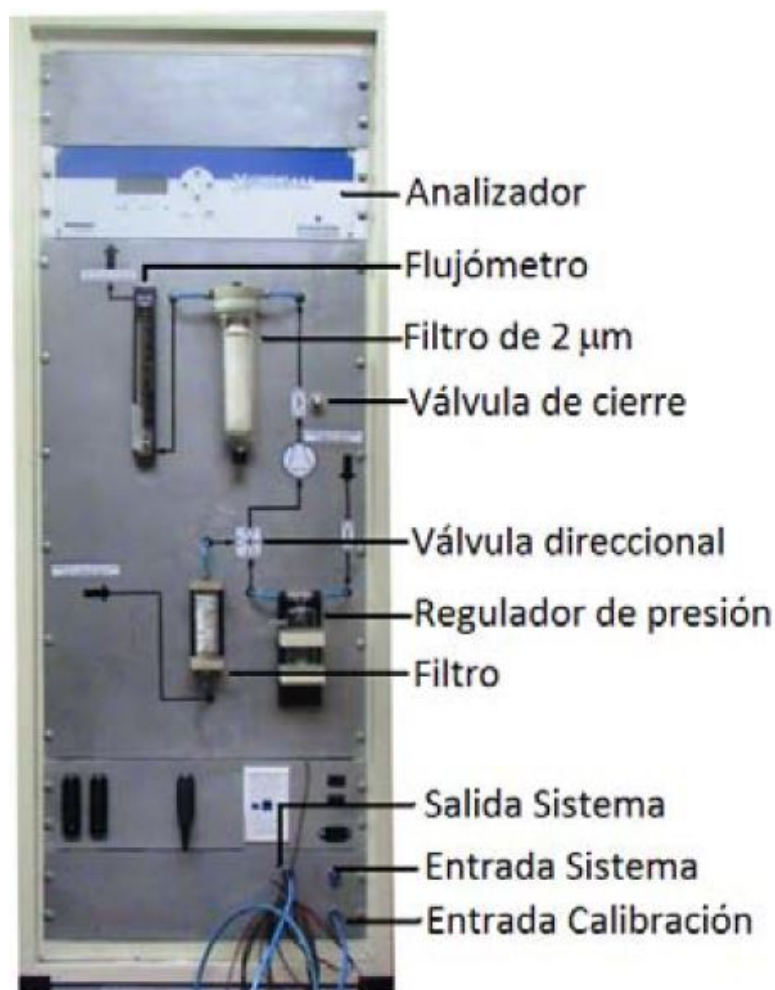


Figura 6-10: Sistema continuo de análisis de gases (Tomado de [72])

### 6.1.8. Adquisición de datos

Para conocer los diferentes parámetros como las temperaturas en el gasificador, presión, peso del lecho, caudal del aire de entrada, temperatura y composición del gas producto de la gasificación, se cuenta con diferentes equipos de instrumentación, como potenciómetros, galgas extensométricas, detectores de temperatura resistivos (RTD), termopares, actuadores y otros instrumentos. Toda esta instrumentación utilizada puede generar dos tipos de señales, señales análogas o señales digitales. Los dispositivos que generan señales análogas, permiten leer la información directamente en el dispositivo de medición, la instrumentación que genera señales digitales envía toda la información a un computador, donde esta puede ser leída. Para esto, el equipo cuenta con un sistema de adquisición de datos, que recibe todas las señales digitales y las registra durante todo el proceso de experimentación. Estas señales son convertidas a datos que se pueden leer, para luego contar con los resultados de la experimentación [15]. El sistema de adquisición de datos utiliza el software LabView.



El equipo cuenta con 12 termocuplas tipo K, 10 instaladas en las diferentes zonas del gasificador, e introducidas hasta el eje central del lecho, una termocupla instalada a la salida del gas de síntesis, para medir la temperatura de este, y una termocupla que mide la temperatura ambiente durante la gasificación, las señales generadas por las termocuplas son graficadas con el software en perfiles de temperatura vs. tiempo de gasificación.

Además de las termocuplas se cuenta con 3 celdas de carga que envía una señal de los cambios de peso durante la gasificación. Los cambios de peso indican la tasa en la que el combustible sólido se descompone térmicamente y se transforma en gas, cenizas y alquitrán. Las celdas miden el peso del gasificador, y el contenido que este tenga, indicando que un cambio de peso significa la transformación de biomasa de fase sólida a gaseosa. Las 3 celdas de carga, son cargas puntuales instaladas en la base del gasificador, estas celdas envían la señal digital al sistema de adquisición de datos.

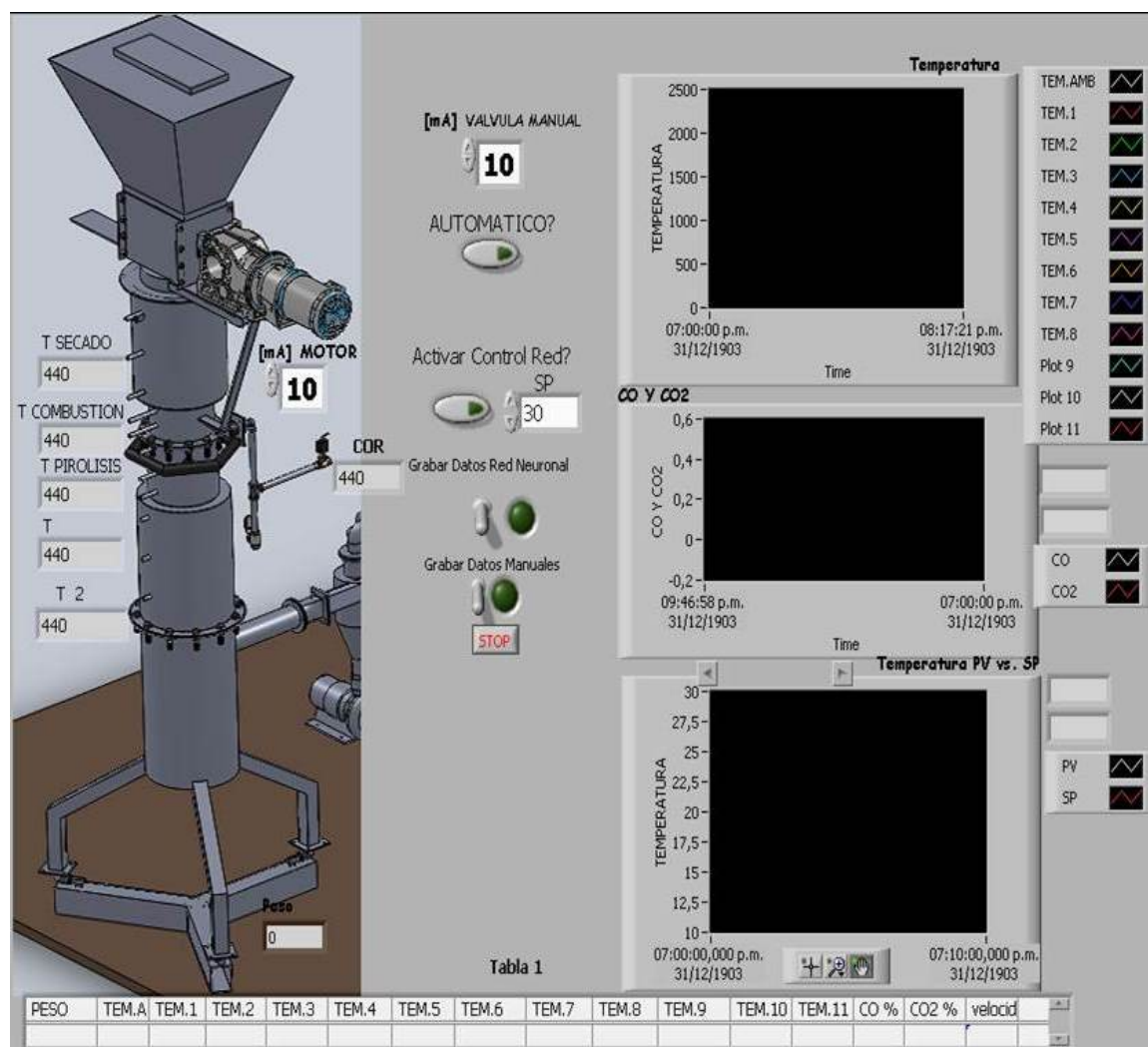
Todas estas señales digitales de temperatura y de carga son interpretadas por tarjetas de adquisición de datos, haciendo una conversión directa a unidades de temperatura para las mediciones en milivoltios de las termocuplas, y obteniendo una curva para convertir la señal en milivoltios de las celdas de carga, a unidades de masa en kilogramos. El sistema de adquisición de datos cuenta con un lector de tarjetas National instruments, y diferentes tarjetas para entradas en voltios o amperios, y salidas para cada uno de los mismos (Figura 6-11).



**Figura 6-11:** Sistema de adquisición de datos

Estas tarjetas están conectadas a un software en el que se registran, grafican y guardan todos los datos de la gasificación. Por medio de un programa realizado en LabView [15], se pueden registrar datos y gráficas de todas las temperaturas vs. el tiempo de gasificación, así

como el cambio másico del sistema vs. el tiempo, y la concentración de los gases de salida. El programa permite configurar la cantidad de mediciones que se van a tener en cuenta, así como el paso del tiempo de las mismas (Figura 6-12). Además de contar con este software, anterior al proceso de gasificación se utiliza el software Measurement & Automation Explorer para reconocer las tarjetas que están conectadas, y configurarlas (Figura 6-13)



**Figura 6-12:** Interfaz de programa realizado en LabView para interpretación y registro de datos experimentales (Tomado de [15])

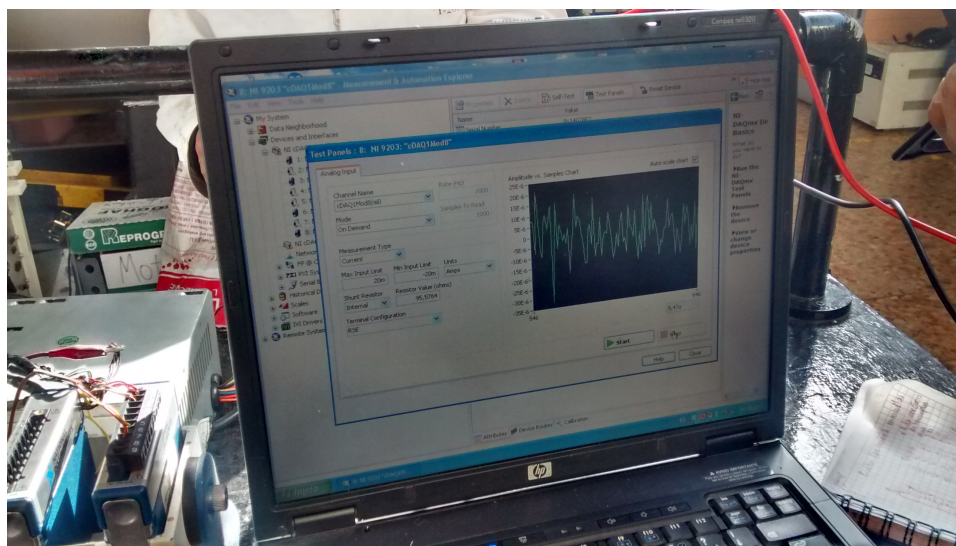


Figura 6-13: Programa de reconocimiento de entradas

## 6.2. Puesta a punto y prueba del equipo

Antes de iniciar las pruebas experimentales se realizó una evaluación y revisión de todo el equipo de gasificación para probar su correcto funcionamiento. Después de verificar todo el equipo se realizó una prueba en frío, donde se comprueba el funcionamiento de todos los sensores y del sistema de recolección de datos. El procedimiento general de revisión del equipo fue el siguiente:

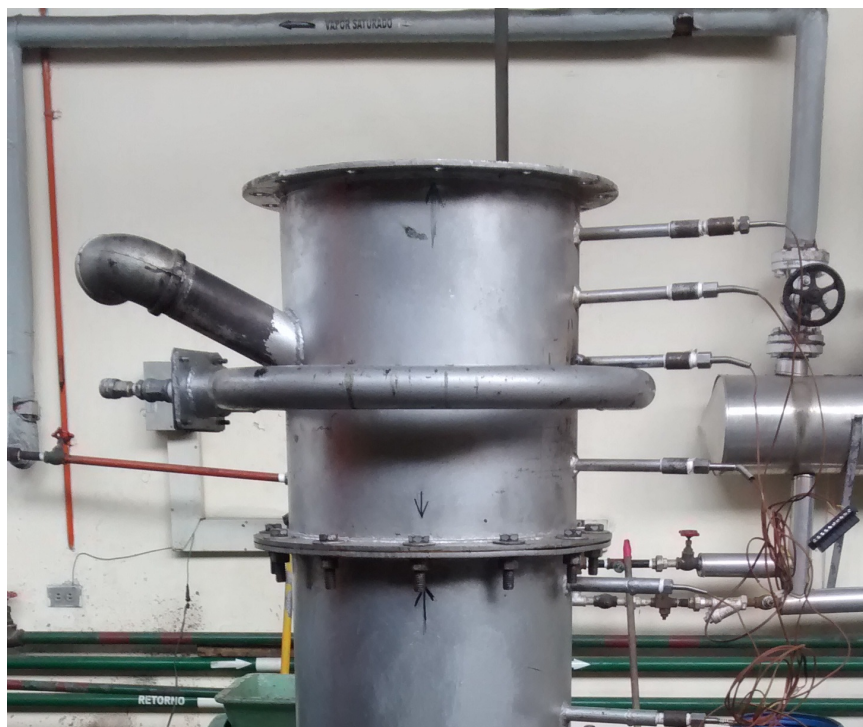
1. Revisión de manuales de operación e investigaciones anteriores para conocer todas las partes del equipo y su funcionamiento: El gasificador de lecho fijo ha sido usado anteriormente en varias investigaciones del grupo Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética. Por lo tanto se hizo una revisión de las tesis y proyectos anteriores incluyendo trabajos desde la construcción del gasificador (Tesis diseño gasificador), puesta a punto [72], diseño y construcción del sistema de recolección de datos [15] y el diseño de un sistema para limpiar y filtrar los gases para ser analizados [75]. Además se hizo una revisión de pruebas experimentales anteriores con diferentes tipos de biomasa como cáscara de coco y cuesco de palma.
2. Desarme del gasificador: El gasificador está dividido en cinco etapas que se pueden desmontar. Para dejar listo el equipo para nuevas pruebas, es necesario revisar si hay residuos de gasificaciones anteriores, incluyendo carbonizados, cenizas y alquitranes. Además, se debe revisar y medir el tipo de lecho utilizado durante los procesos de gasificación. El gasificador fue desarmado en cuatro partes; parte inferior donde quedan los residuos de cenizas, zona de gasificación y donde se ubica el lecho (Figura 6-14), este lecho fue pesado y cargado de nuevo, zona de combustión y pirólisis (Figura 6-15),



y por último la zona de secado y alimentación del gasificador (Figura 6-16). En todas estas zonas se hizo una limpieza de residuos remanentes, y una revisión del estado del concreto refractario.



**Figura 6-14:** Descarga, revisión y carga del lecho del gasificador



**Figura 6-15:** Revisión zona de combustión y pirólisis



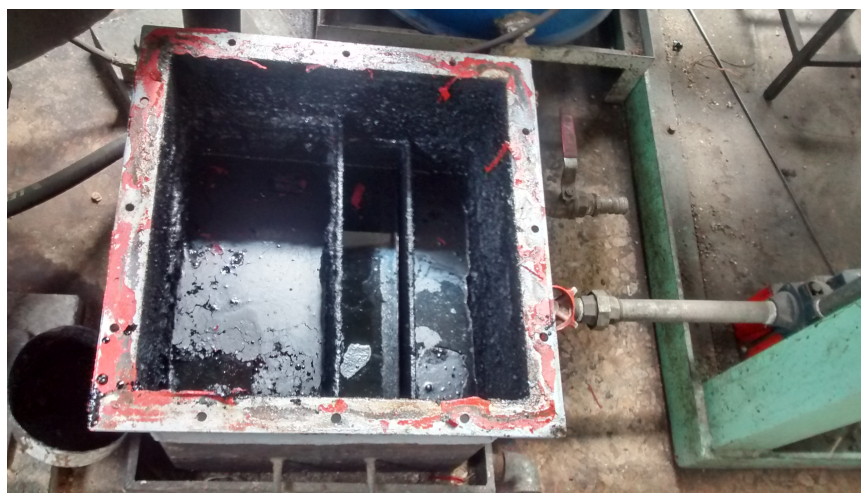
**Figura 6-16:** Revisión zona de secado y alimentación

3. Limpieza de tanques de agua y de almacenamiento de alquitranes: los tanques de agua y de almacenamiento de alquitranes deben limpiarse periódicamente para evitar taponamientos durante las pruebas de gasificación. Además estos tanques deben estar cargados para permitir el funcionamiento de las bombas de arrastre y de retorno al tanque. El tanque de agua no debe estar taponado (Figura 6-17), y el tanque de

alquitranes (Figura 6-18) debe estar sellado para evitar el escape de gases y olores que pueden afectar al personal que realiza las pruebas de gasificación.



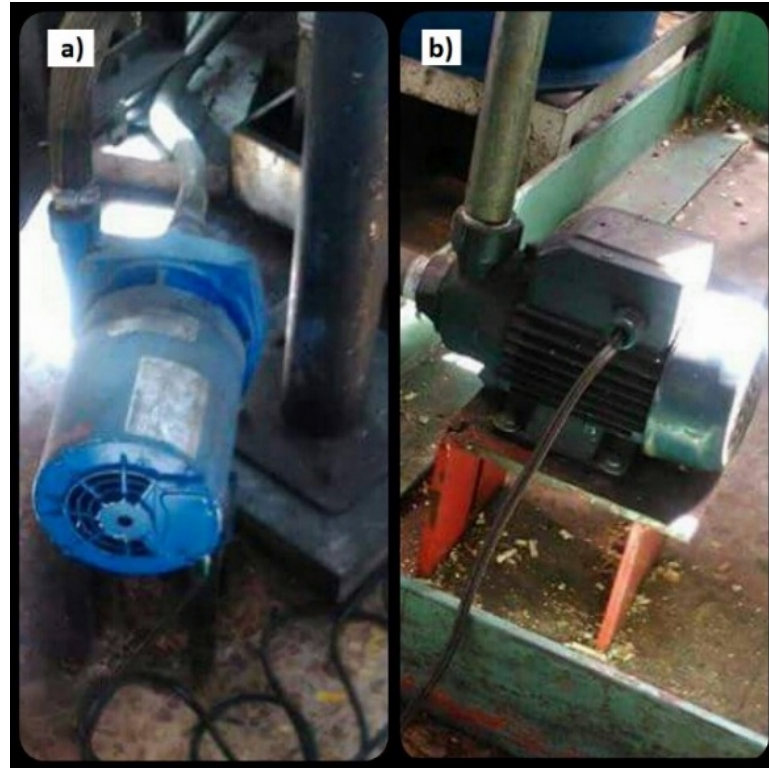
**Figura 6-17:** Revisión tanque de agua (Tomada del protocolo de pruebas experimentales)



**Figura 6-18:** Limpieza y revisión tanque de alquitranes

4. Verificación del funcionamiento de las bombas de arrastre y de desagüe (Figura 6-19): se realizaron pruebas de funcionamiento de las bombas a las frecuencias estándar de funcionamiento durante las pruebas de gasificación. Las bombas deben funcionar correctamente durante toda la duración de las pruebas, ya que entre otros se encargan de succionar los gases producto de la gasificación. Igualmente se verificaron los filtros de guata y de manga del sistema.





**Figura 6-19:** Bombas de arrastre (a) y de desagüe (b) (Tomada del protocolo de pruebas experimentales)

5. Revisión del estado de las termocuplas y las celdas de carga: se realizó una revisión de las conexiones, el estado de los cables y de los sensores para cada termocupla y para las celdas de carga.
6. Revisión del estado de las tarjetas de adquisición de datos y el RAQ.
7. Prueba en frío de termocuplas: por medio del programa Measurement and Automation se realiza una revisión de los sensores de temperatura (Figura 6-20), comprobando que todos midan la temperatura ambiente con un margen de error inferior al 10 %. Igualmente, al revisar el funcionamiento de las termocuplas se comprueba el funcionamiento adecuado de las tarjetas de adquisición de datos y el RAQ.
8. Prueba en frío de celdas de carga: por medio del programa Measurement and Automation se realiza una prueba de las celdas de carga, verificando que las mediciones estén en el orden de los milivoltios. Luego, se realiza una recta para transformar las mediciones en voltios a unidades de masa (kg). Esta recta se realiza con pesos calibrados, conociendo sus valores en masa, se obtienen los valores en voltaje y se halla ecuación lineal que relaciona el voltaje con la masa (Figura 6-21). Se buscó lograr un error de medición inferior al 10 %.

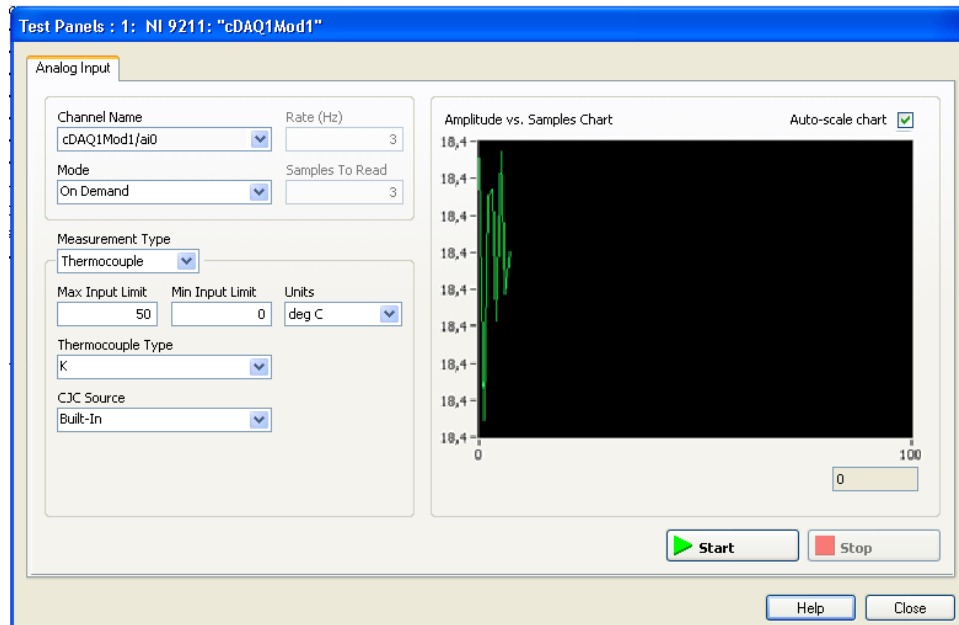


Figura 6-20: Revisión de funcionamiento de termocuplas con Measurement an Automation

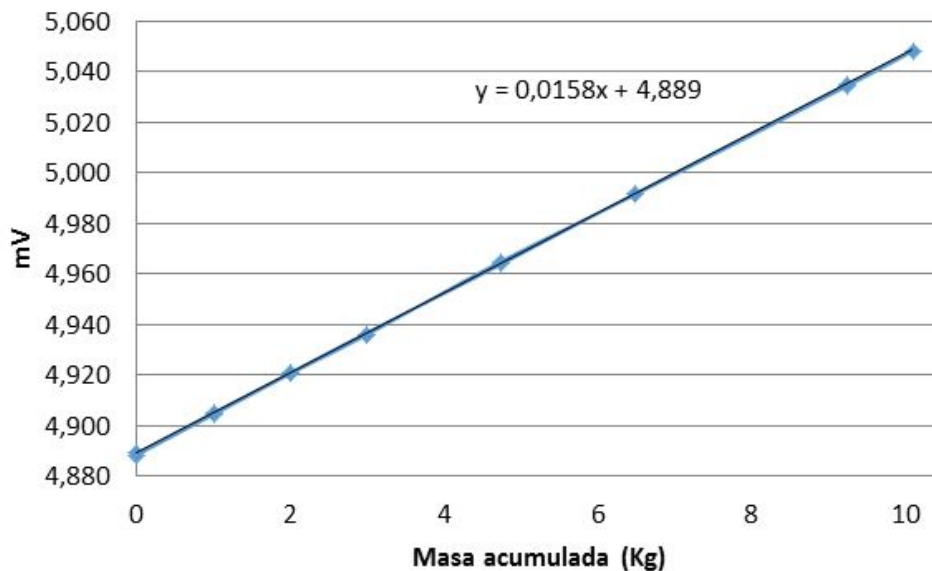


Figura 6-21: Calibración de celdas de carga

### 6.2.1. Funcionamiento del equipo

Para que el proceso de gasificación se lleve a cabo correctamente y de una manera controlada se deben tener en cuenta algunas consideraciones previas y durante el proceso. Desde la



preparación de la biomasa, hasta el monitoreo de distintos parámetros.

La materia prima, en este caso biomasa debe introducirse con un tamaño promedio de máximo una pulgada de diámetro o lados de una pulgada si la forma se aproxima a secciones rectangulares. Además la biomasa debe ser tamizada para evitar el ingreso de pequeñas partículas como polvo y aserrín, este tipo de partículas pueden llevar a que se produzca aglutinamiento, al juntarse con productos de las diferentes zonas de la asociación, y producir taponamiento que impida seguir con el desarrollo de la prueba. La biomasa debe estar caracterizada, desde análisis elemental, análisis próximo, termogravimetría y análisis de diferentes valores como el poder calorífico y el contenido de humedad. Entre menos humedad tenga la biomasa, el rendimiento del gasificador va ser más alto, y los tiempos del proceso total van a disminuir. Por lo tanto es recomendable realizar un proceso de pre-secado de la biomasa con equipos externos, e igualmente un proceso de tamizado y selección por tamaño de partícula. La cantidad de biomasa que se va a utilizar en la pruebas debe estar meticulosamente controlada para poder realizar los diferentes balances de masa y de descomposición de la biomasa en los gases producidos. Es importante alimentar al gasificador de una manera controlada, para evitar pérdida de masa por partículas que no ingresen al gasificador debido a errores en la alimentación.

Para realizar una prueba de gasificación se utiliza un lecho, que tiene como función realizar el arranque del proceso, iniciando un proceso de combustión que permite dar inicio a las diferentes reacciones de pirólisis, combustión y gasificación. El lecho debe ser pesado antes de cargarla al gasificador, tomando muestra del tipo de lecho utilizado para realizar una caracterización. Otro procedimiento que se realiza para iniciar las diferentes reacciones es la alimentación de una fuente de calor externa, que permita llevar al gasificador a las temperaturas de pirólisis, combustión y gasificación, después de llegar a estas temperaturas el gasificador puede funcionar de manera autónoma con un flujo constante de agente gasificante.

El gasificador cuenta en la parte superior con un sistema de dos compuertas que permiten realizar una alimentación continua de biomasa, o permiten sellar el equipo para gasificar únicamente la biomasa que se alimenta inicialmente. Estas dos opciones permiten realizar dos tipos de experimentos. El primero consiste en una prueba donde se carga el gasificador con biomasa y se sella totalmente, en este tipo de pruebas se realiza un proceso de gasificación hasta que toda la biomasa se consuma en un determinado tiempo de establecimiento, permitiendo calcular la cantidad y composición del gas producto de gasificación, los alquitranes, las cenizas y los carbonizados sin descomponer. El segundo tipo de experimentos consiste en una alimentación continua, en la que luego de un tiempo de estabilización del sistema, se llevan a cabo las diferentes etapas de la gasificación al mismo tiempo en su respectiva zona. Este tipo de experimento permite analizar cada una de las zonas de gasificación, observando los productos de cada una.

Una de las principales ventajas del gasificador y todo el sistema es la forma en que se adquieren los datos. El RAQ y las tarjetas de adquisición de datos se encargan de una manera autónoma de registrar, guardar y graficar todos los datos durante todo el proceso con un paso de tiempo determinado según los requerimientos experimentales. Esto permite que durante las pruebas el equipo de investigación se enfoque en controlar que todas las mediciones sean correctas y en analizar y comprender el proceso de gasificación por medio de las gráficas actualizadas de una manera simultánea. Este sistema de control y lectura de datos evita la toma de medidas manuales, que en muchas experimentaciones puede llevar a diferentes tipos de errores de medición que afectan la veracidad de los datos de la prueba.

Uno de los componentes esenciales para realizar las pruebas de gasificación es el sistema de bombeo y de filtros a la salida del gasificador, este por medio de una bomba de arrastre succiona el gas de salida, evitando la estanqueidad, y un flujo constante de gas que llega al analizador continuo de gases, pero es anteriormente filtrado de impurezas y separado de alquitranes. Aunque se cuenta con un tanque para almacenar los alquitranes, el hecho que estos pueden encontrarse en diferentes estados (partículas sólidas, líquido o gaseoso) impide concentrar todos los alquitranes en un solo tanque y por lo tanto realizar mediciones de la cantidad de alquitranes que se producen. Por otro lado, la mayoría de las cenizas si puede almacenarse en la misma sección (zona inferior del gasificador), y el remanente de cenizas y polvo en el gas de salida es separado con un ciclón.

El desempeño del equipo debe monitorearse constantemente durante toda la prueba, desde el inicio hasta el fin, pues el hecho que las mediciones sean registradas por un sistema automático, no evita que pueda haber un mal funcionamiento de las termocuplas o de las celdas de carga y el analizador de gas, obteniendo mediciones incorrectas. Igualmente pueden ocurrir cambios no deseados durante el proceso, que deben ser corregidos o registrados de una manera manual para su posterior análisis. Como se pudo observar a partir de la revisión de pruebas experimentales anteriores, los tiempos y las condiciones del proceso de gasificación son muy variables, por lo que cada experimentación es única y debe ser controlada detalladamente. Otra observación obtenida de las revisiones son los diferentes cambios abruptos e inesperados que pueden suceder durante el proceso, incluyendo disminuciones de la temperatura en las diferentes etapas. La mayoría de estos cambios ocurren usualmente al principio del proceso cuanto el sistema no es estable.

En el capítulo siete se puede observar la experimentación y los protocolos pre durante y pos de los procesos de gasificación realizados.

# 7 Experimentación y resultados

En este Capítulo se muestra el proceso y los resultados de las pruebas experimentales de gasificación de cuesco de coco y de guadua en el gasificador de lecho fijo y corriente descendiente. Se describe el proceso pre, durante y pos experimentación. Además se indican los resultados del modelo de cinética de reacciones para gasificación, detallando los cambios de concentración de especies vs altura para poder predecir el tipo de gas que se produce en el modelo de gasificación.

## 7.1. Pruebas experimentales

En esta sección se detallan los procesos pre, durante y pos pruebas experimentales de gasificación, considerando que la descripción general, caracterización y puesta a punto de los equipos se encuentra descrita en el Capítulo anterior.

### 7.1.1. Preparación de los equipos y materiales

El primer proceso realizado antes de iniciar las pruebas de gasificación fue la caracterización de la biomasa ya utilizada. Esta caracterización incluye análisis próximo, análisis elemental, poder calorífico, análisis estructural y densidad a granel. Todos estos análisis fueron realizados por el grupo de investigación Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión energética de la Universidad Nacional de Colombia.

El siguiente proceso realizado fue la selección de la biomasa utilizada en las pruebas, aunque se contaba con la materia prima para realizar la experimentación, era necesario seleccionar la que fuera apropiada para alimentar el gasificador, teniendo en cuenta que se debe tener un rango determinado de tamaño de partícula para evitar aglutinamiento en el gasificador, o grandes diferencias en los tiempos de gasificación, ya que si las partículas son de tamaño variado, van a pasar por cada una de las etapas de gasificación en tiempos diferentes. Para el cuesco de coco se hizo un proceso de selección y tamizado para obtener partículas de tamaño cercano a 2,5 cm x 2,5 cm, es decir aproximadamente una pulgada, y un espesor aproximado de 5 mm. Las partículas de menor tamaño, incluyendo polvo y aserrín fueron tamizados y descartados, ya que estas son las que provocan el aglutinamiento, igualmente muestras de tamaños superiores a 2,5 cm x 2,5 cm fueron cortados. Para la guadua se hizo el corte en tamaños de partículas de longitud de aproximadamente 5 cm y sección transversal de 1 cm x

1 cm. Igualmente se realizó una selección por tamaño de partícula, descartando polvo, fibras y aserrín

Antes de cargar la biomasa en el gasificador se realizó un proceso de pre-secado directo al exponer la biomasa seleccionada al sol a temperatura ambiente. Este proceso de pre-secado fue esencial en la gasificación, ya que al considerar que la biomasa puede aumentar su porcentaje de humedad durante el almacenamiento, y asimismo los cambios de temperatura y humedad en el ambiente pueden alterar el porcentaje de humedad en la biomasa, especialmente en ciudades como Bogotá donde la temperatura media es de  $13,1^{\circ}\text{C}$ , el porcentaje de humedad relativa varía entre 77% y 83% y el promedio de lluvia es de 797 mm por año [41]. En las figuras 7-1 y 7-2 se puede observar el proceso de secado directo por convección realizado para el cuesco de coco previamente seleccionado por tamaño de partícula.



**Figura 7-1:** Pre-secado de cuesco de coco



**Figura 7-2:** Pre-secado de guadua

Luego de secar la biomasa, esta se pesó y se cargó en el gasificador, ya que para lograr una gasificación completa, es necesario cargar el gasificador hasta la sección de secado (Ver figura 6-3 Capítulo 6), así se puede obtener un perfil de temperaturas de todas las zonas, y lograr un mayor tiempo de residencia en las pruebas. Por lo tanto se cargaron 18,41 kg de cuesco de coco pre-secado y 9,92 kg de guadua presecada para la prueba de gasificación con guadua.

La carga de la biomasa se realizó desde la zona de alimentación como se puede observar en las figuras 7-3 y 7-4:



**Figura 7-3:** Carga de biomasa



**Figura 7-4:** Carga de biomasa

Teniendo la biomasa cargada y el gasificador completamente montado se realizó una prueba en frío para realizar una revisión de todos los sensores de temperatura y el funcionamiento de todos los equipos del sistema de gasificación que se observan en el Capítulo anterior. El objetivo de la prueba en frío fue revisar que todas las termocuplas funcionaran correctamente y fueran reconocidas por el sistema de adquisición de datos. Para las pruebas se consideraron diez temperaturas, iniciando desde la zona de secado y acabando con la temperatura del gas producto de gasificación y teniendo en cuenta la temperatura ambiente. Otro procedimiento

que se realizó en la prueba en frío fue la calibración de las celdas de carga para la masa del gasificador cargado. Este proceso se detalla en el Capítulo anterior (Figura 6-21). Para que toda la información proveniente de los sensores de temperatura y de carga sea leída de una manera correcta, se realizó una revisión del funcionamiento y del estado de las tarjetas de adquisición de datos y del RAQ de adquisición de datos (Figura 6-11).

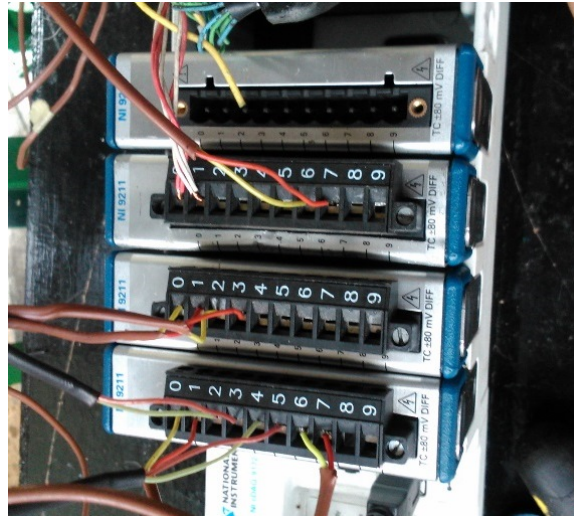
Además de los procedimientos anteriores, en la prueba en frío se realizó una prueba de funcionamiento de las bombas de arrastre y de desagüe y del software que controla el encendido de las bombas y su funcionamiento a diferentes frecuencias, e igualmente se realizó una revisión de los tanques de agua y alquitranes, ya que aunque todo esto se había realizado en la puesta a punto del equipo, es necesario volverlo a revisar antes de cada prueba experimental de una manera menos detallada.

### 7.1.2. Experimentación

Se realizaron pruebas de experimentación para el cuesco de coco y la guadua, previamente secados y cargados al gasificador, para iniciar las pruebas es necesario seguir un protocolo estándar que se divide en los siguientes pasos, algunos de estos pasos se realizaron en la pre-experimentación, otros en la puesta a punto del equipo, y los demás durante las pruebas de gasificación:

- Verificación de tanques de agua: como en la puesta a punto y la pre-experimentación se verificó que el nivel de los tanques permitiera almacenar los alquitranes a producir en la prueba.
- Verificación de funcionamiento de las bombas.
- Verificación de filtros.
- Apertura de válvula que conduce a campana de salida de gas.
- Apertura de válvulas de tanques de alquitranes y agua.
- Conexión y encendido de bombas de arrastre y desagüe, configurando la bomba de arrastre a una frecuencia de 40 Hz con el programa Superdrive: las dos bombas se iniciaron de manera casi simultánea para que la circulación en el equipo fuera completa, y para que hubiera succión en el ducto de succión del gasificador.
- Conexión de termocuplas y celdas de carga a la tarjeta de adquisición de datos (Figura 7-5 y apertura del programa Labview para registro de datos: verificación de lectura

de datos congruentes, al encontrarse el gasificador a temperatura ambiente, las termocuplas registraron la misma temperatura, igualmente el cambio de masa debía ser cercano a cero.



**Figura 7-5:** Conexión de termocuplas y celdas de carga en las tarjetas de adquisición de datos

- Inicio del encendido del gasificador por el ducto de succión (Figura 7-6): para iniciar el gasificador se suministró una entrada de energía por medio de una llama controlada en el ducto de succión, esto inició la transferencia de calor hacia la biomasa, y por lo tanto el aumento de la temperatura de la misma y del sistema en general.



**Figura 7-6:** Encendido del gasificador por el ducto de succión

- Inicio del programa Labview y de un archivo que guarde todos los datos registrados en el RAQ: se creó un archivo que registre todos los datos leídos por las tarjetas, en intervalos de tiempo establecidos.



- Registro de temperaturas, cambios de masa y concentración de gases: el programa inició el registro de las temperaturas en cada sección del gasificador, así como los cambios de masa y las concentraciones de los gases de salida (Figura 7-7).

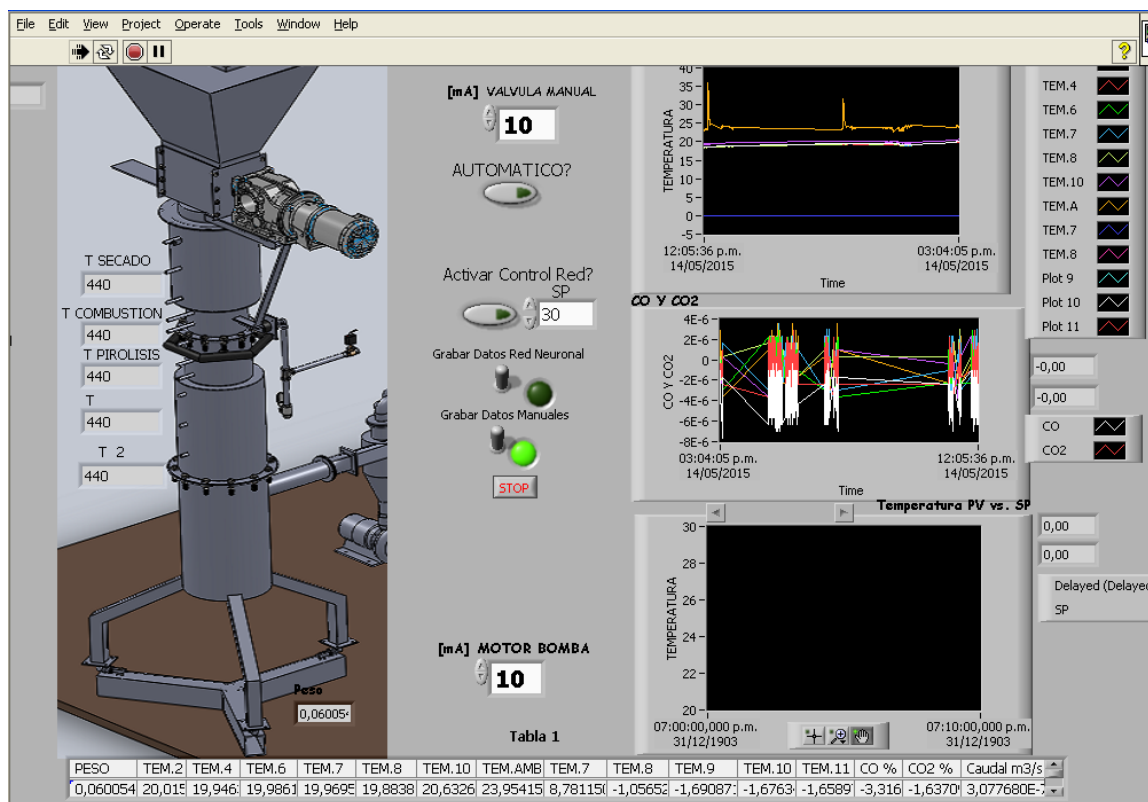


Figura 7-7: Visor de datos medidos en el sistema de control

- Finalización de la etapa de secado e inicio de pirólisis, combustión y gasificación: tan pronto se leyeron temperaturas superiores a los 200 °C en la zona de combustión, se cierra el ducto de succión del gasificador para continuar con alimentación controlada de aire.
- Inicio de alimentación con flujo de aire constante controlado: al superar la temperatura deseada, se suministró un flujo de aire continuo y constante durante el periodo restante de las pruebas.
- Verificación continua de salida de gas producto de gasificación en la campana de salida (Figura 7-8): en la campana de salida de gas se debe mantener una llama indicando que se está produciendo gas en la gasificación. La mayor parte del gas salió por la campana de salida, mientras una parte sale por un ducto separado para ser analizado por el analizador de gases.





**Figura 7-8:** Salida gas producto de gasificación

- Estabilización de temperaturas de reducción: utilizando el programa Labview se mantiene una inspección de las temperaturas en todas las zonas, después de cierto tiempo del inicio de la reducción se logró un comportamiento cercano a temperaturas estables, que se mantienen hasta la finalización de las pruebas.
- Finalización alimentación de aire y registro de datos: tan pronto se estabiliza el sistema y se toman datos de temperatura en todas las zonas y de masa, se puede decidir cómo finalizar el experimento. La primera opción es dejar que se consuma toda la biomasa, con tiempos de residencia largos, la segunda es consumir un porcentaje de la biomasa y finalizar la prueba, con esta opción se puede observar el comportamiento de la biomasa en todas las zonas, ya que mientras algunas partículas se encuentran en reducción, otras pueden estar en oxidación o pirólisis. Para la prueba experimental se llevó a cabo la prueba hasta alcanzar la reducción y una temperatura de estabilización en esta zona.

Para poder realizar las pruebas se establecieron los siguientes parámetros iniciales en la experimentación. Para el cuesco de coco (Tabla 7-1) y para la guadua (Tabla 7-2).

**Tabla 7-1:** Parámetros iniciales en la experimentación con cuesco de coco

Parámetro	Valor
Masa cuesco de coco	18,41 kg
Humedad cuesco de coco	11 %
Espesor promedio cuesco de coco	5 mm
Tamaño promedio cuesco de coco	25 mm x 25 mm
Temperatura ambiente inicial $T_{amb_i}$	19,52 °C
Intervalos de tiempo de medición	0,5 s
Flujo de aire promedio en gasificación cuesco de coco	4,81 kg/h
Gases de salida medidos	6 CO, CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> %vol Hidrocarburos C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> , O <sub>2</sub> %vol

**Tabla 7-2:** Parámetros iniciales en la experimentación con guadua

Parámetro	Valor
Masa guadua	9,92 kg
Humedad guadua	14 %
Longitud promedio guadua	50 mm
Área transversal promedio guadua	10 mm x 10 mm
Temperatura ambiente inicial $T_{amb_i}$	19,52 °C
Intervalos de tiempo de medición	0,5 s
Flujo de aire promedio en gasificación guadua	2,99 kg/h
Gases de salida medidos	6 CO, CH <sub>4</sub> , H <sub>2</sub> , CO <sub>2</sub> %vol Hidrocarburos C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> , O <sub>2</sub> %vol

### 7.1.3. Pos-experimentación

Luego de realizar las pruebas es necesario seguir un protocolo para cuantificar los productos de la gasificación diferentes a gas, incluyendo cenizas y carbonizado sin descomponer.

1. Desconexión de sensores y tarjetas de adquisición de datos: después de realizar las pruebas experimentales es necesario desconectar todas las termocuplas y desinstalar todo el sistema de adquisición de datos que está ensamblado al sistema de gasificación, ya que para desmontar el gasificador es necesario que todas las secciones queden libres de conexiones y acoples.
2. Desmontaje del gasificador: de la misma manera que se hace el montaje por partes del gasificador indicado en el Capítulo 6 se desmonta el gasificador en sus partes principales, separando la zona de secado y alimentación, la zona de combustión y pirólisis, la zona de reducción y la zona de recolección de cenizas.
3. Medición y análisis de residuos de gasificación: paralelo al desmontaje del gasificador se recolectaron todos los residuos internos del gasificador, incluyendo cenizas, carbonizados sin descomponer y el lecho del gasificador. Cada uno de estos fue separado y medido para futuro análisis.
4. Limpieza de gasificador: se realizó una limpieza del gasificador en todas las zonas, dejando las termocuplas libres de material que pueda afectar las mediciones de las siguientes pruebas, y removiendo todos los residuos que se pegaron a las paredes internas del gasificador y residuos de cenizas y alquitranes que quedaron almacenados en la zona inferior del equipo.
5. Limpieza de tanques y ductos de sistema: se realizó una limpieza general para desocupar los tanques de alquitranes y remover material solidificado de estos. Igualmente se remueven partículas y alquitranes almacenados en todos los ductos que transportan el gas producto de gasificación para evitar taponamiento en las siguientes pruebas.
6. Montaje del gasificador: hay dos opciones en este paso; la primera es realizar un nuevo montaje del gasificador, cargando el lecho con carbonizado, la nueva biomasa y montando todas las zonas para realizar una nueva prueba, la segunda opción es dejar el gasificador desmontado. La primera opción se realiza cuando se van a hacer pruebas de gasificación dentro de pocos días o máximo una semana. La segunda opción se realiza cuando no hay planes de realizar pruebas, ya que si se deja montado el gasificador con nueva biomasa y las pruebas no se realizan dentro un rango de tiempo cercano, la biomasa puede aumentar su porcentaje de humedad y afectar el desarrollo de las pruebas futuras.

## 7.2. Resultados cuesco de coco

En esta sección se detallan los resultados experimentales para las pruebas de gasificación con cuesco de coco en el gasificador de lecho fijo y corriente descendiente. Se realizó una prueba de gasificación con cuesco de coco a partir de los parámetros establecidos en la Tabla 7-1 y para un tiempo de gasificación en el que se llegara a una temperatura de estabilización en la zona de reducción. Es por esto que la prueba tuvo una duración de 285 min o 4,75 h desde el inicio de la gasificación con el secado de la biomasa, hasta el consumo de 4,23 kg de biomasa.

El consumo de biomasa y el flujo de aire como agente gasificante se pueden observar en la Tabla 7-3.

**Tabla 7-3:** Consumo de cuesco de coco, flujo y caudal del agente gasificante

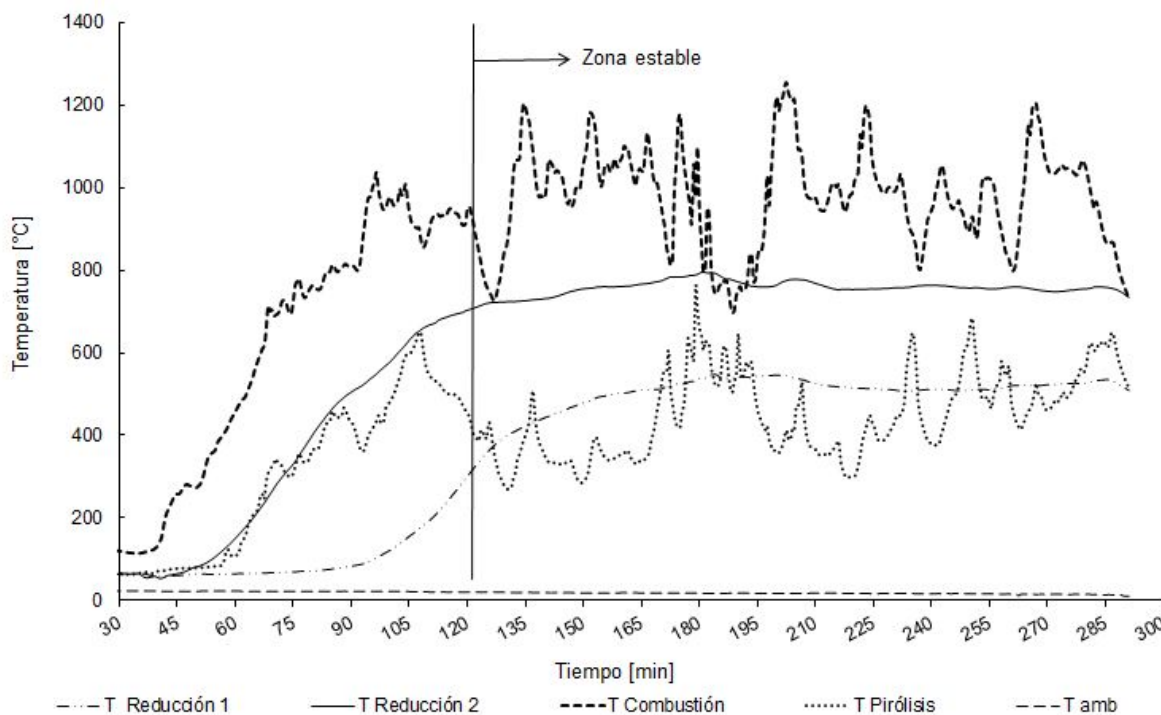
Consumo biomasa [kg/h]	2,40
Consumo biomasa [kg/min]	0,04
Caudal de aire [m <sup>3</sup> /h]	2,74
Caudal de aire [m <sup>3</sup> /min]	0,046
Flujo másico de aire [kg/h]	4,81
Flujo másico de aire [kg/min]	0,08

### 7.2.1. Temperatura

En la Figura 7-9 se pueden observar los perfiles de temperatura para dos mediciones en la zona de reducción, para la zona de pirólisis, la zona de combustión, y la temperatura ambiente, durante todo el proceso de gasificación.

En la figura 7-9 se observa cómo se tomaron datos de temperatura para cada una de las zonas del gasificador, desde el inicio de la gasificación hasta el minuto 285 cuando se finalizó el proceso. El RAQ de adquisición de datos se configuró para tomar mediciones cada 30 s, registrando un total de 582 datos para cada uno de los sensores.

Se puede observar en la Figura 7-9 que la degradación térmica en la zona de pirólisis inicia desde el minuto 68 cuando se registra una temperatura mayor a 300 °C, la cual oscila desde los 300 °C hasta 760 °C. En esta zona se puede observar que la temperatura de pirólisis no es una temperatura estable sino que varía dependiendo del intercambio de calor entre las diferentes zonas del gasificador. Sin embargo, desde que se empezó la pirólisis en el gasificador, únicamente en tres ocasiones se registran temperaturas menores a 300 °C en los minutos 130,



**Figura 7-9:** Perfil de temperaturas vs. tiempo en las zonas de reducción, pirólisis y combustión

150 y 219. Igualmente únicamente se registraron tres picos de temperatura superiores a los  $650^{\circ}\text{C}$  en los minutos 107, 179 y 250.

Para la zona de combustión, se observa que desde el minuto 92 se superan temperaturas de  $800^{\circ}\text{C}$ , las cuales se tratan estabilizar de ahí en adelante, aunque se registran periodos de tiempo en los que la temperatura es inferior a  $800^{\circ}\text{C}$  (124 – 129 min y 181 – 194 min). Se alcanzó una temperatura máxima de  $1254^{\circ}\text{C}$  en el minuto 202. Los datos medidos muestran cómo se relacionan los picos inferiores y superiores de temperatura para las zonas de combustión y pirólisis, y cómo para estas zonas es muy difícil mantener una temperatura estable.

En la zona de reducción se tomaron mediciones en dos secciones de la zona, una sección inferior, cercana a la salida de gas del gasificador y a la zona de recolección de cenizas, y una sección superior cercana a la zona de combustión. Se puede observar la diferencia de temperaturas entre las dos secciones que pertenecen a la misma zona. La sección 1 supera  $400^{\circ}\text{C}$  desde el minuto 130, mientras que la sección 2 los supera desde el minuto 80 y llega a temperaturas superiores a los  $700^{\circ}\text{C}$  desde el minuto 118, alcanzando una temperatura máxima de aproximadamente  $800^{\circ}\text{C}$ , y una estabilización desde el minuto 140 con una variación de temperaturas entre  $740^{\circ}\text{C}$  y  $800^{\circ}\text{C}$ . La figura 7-9 muestra como las temperaturas de la zona de reducción tienen un comportamiento más estable que las temperaturas de

pirólisis y combustión.

La temperatura ambiente promedio registrada fue de 23,06 °C con un máximo registrado de 32,83 °C y un mínimo de 18,93 °C.

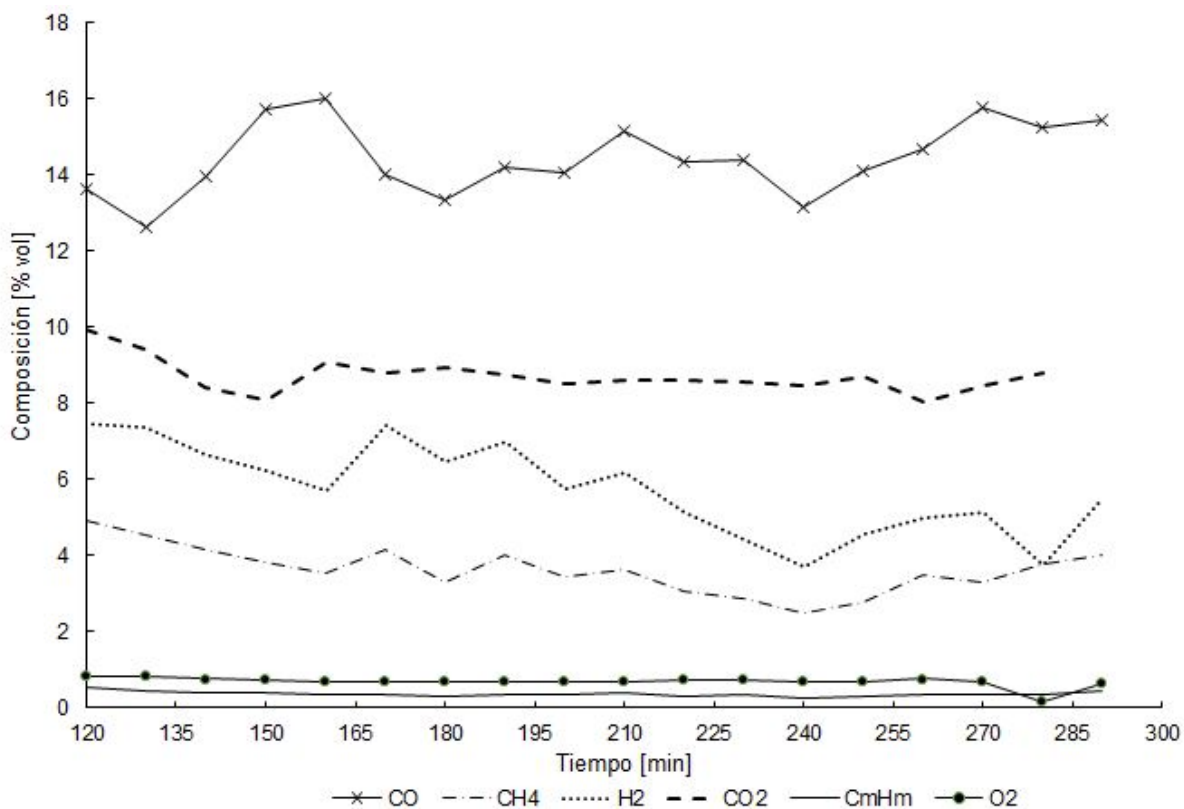
Se puede observar una muestra de los datos experimentales en los anexos en la Tabla **10-1**.

### 7.2.2. Composición de gases

Los gases de salida del gasificador fueron medidos en intervalos de tiempo de 10 min, desde  $t = 30$  min cuando se superan temperaturas cercanas a los 120 °C en la zona de combustión y 60 °C en la zona de secado. Se tomaron datos de composición en porcentaje de volumen [% vol] para los siguientes gases:

- Monóxido de carbono CO
  
- Metano CH<sub>4</sub>
  
- Hidrógeno H<sub>2</sub>
  
- Dióxido de carbono CO<sub>2</sub>
  
- Hidrocarburos C<sub>m</sub>H<sub>n</sub>
  
- Oxígeno O<sub>2</sub>

Los datos medidos de concentración se pueden observar en la Figura **7-10** y en los anexos en la Tabla **10-2**.



**Figura 7-10:** Concentración vs. tiempo de gases de salida productos de la gasificación con cuesco de coco

En la Figura 7-10 se observan la mediciones de concentración para cada uno de los gases en 285min.

La concentración de monóxido de carbono inició con un valor de 6,23 %vol y aumentó hasta llegar a un valor máximo de 16,03 %vol en el minuto 160 de la prueba, luego, la concentración varió entre 16 % y 13 %, hasta obtener un valor final de 15,46 %vol.

Para el dióxido de carbono, la concentración inició con un valor de 10,59 %vol, aumentó hasta un valor máximo de 10,76 %vol en el minuto 80 y fue disminuyendo hasta obtener una concentración final de 8,82 %vol.

El hidrógeno tuvo un comportamiento más inestable, iniciando con una concentración de 4,07 %vol, aumentando hasta un valor máximo de 8,25 %vol en el minuto 110 y obteniendo una concentración final de 5,5 %vol.

Para esta prueba se observó que la concentración de metano inició y terminó con el mismo valor 4 %vol, con valores máximos de 5,69 %vol en el minuto 80, y mínimos de 2,51 %vol

en el minuto 240.

Los hidrocarburos se mantuvieron en una concentración estable, iniciando con 0,4 %vol y terminando con una concentración de 0,45 %vol.

La concentración de oxígeno inició con un porcentaje alto 4,63 %vol y llegó a un máximo valor de 6,9 %vol en  $t=40$  min, y se observa como disminuyó drásticamente desde el minuto 70, que es el momento donde se cierra el ducto de succión y se suministra un flujo de aire controlado, manteniendo una concentración promedio de 0,7 %vol hasta el final de la gasificación.

La composición final del gas producto de la gasificación se puede observar en la Tabla 7-4:

**Tabla 7-4:** Composición final de gases en gasificación con cuesco de coco

CO [%vol]	15,46
CO <sub>2</sub> [%vol]	8,82
H <sub>2</sub> [%vol]	5,50
CH <sub>4</sub> [%vol]	4,00
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> [%vol]	0,45
O <sub>2</sub> [%vol]	0,65

### 7.3. Resultados guadua

En esta sección se detallan los resultados experimentales para las pruebas de gasificación con guadua en el gasificador de lecho fijo y corriente descendiente. Se realizó una prueba de gasificación con guadua a partir de los parámetros establecidos en la Tabla 7-2 y para un tiempo de gasificación en el que se llegara a una temperatura de estabilización en la zona de reducción. Es por esto que la prueba tuvo una duración de 340 min o 5,67 h desde el inicio de la gasificación con el secado de la biomasa, hasta el consumo de 2,70 kg de biomasa.

El consumo de biomasa y el flujo de aire como agente gasificante se pueden observar en la Tabla 7-5.

En la figura 7-11, se puede observar una gráfica del consumo de biomasa desde el inicio hasta el final de la gasificación, donde se observan los resultados medidos por la celda de carga, y una línea de tendencia con una correlación  $R^2$  de 0,9191.



**Tabla 7-5:** Consumo de guadua, y flujo y caudal del agente gasificante

Consumo biomasa [kg/h]	1,62
Consumo biomasa [kg/min]	0,27
Caudal de aire [m <sup>3</sup> /h]	2,40
Caudal de aire [m <sup>3</sup> /min]	0,04
Flujo másico de aire [kg/h]	2,99
Flujo másico de aire [kg/min]	0,05

### 7.3.1. Temperatura

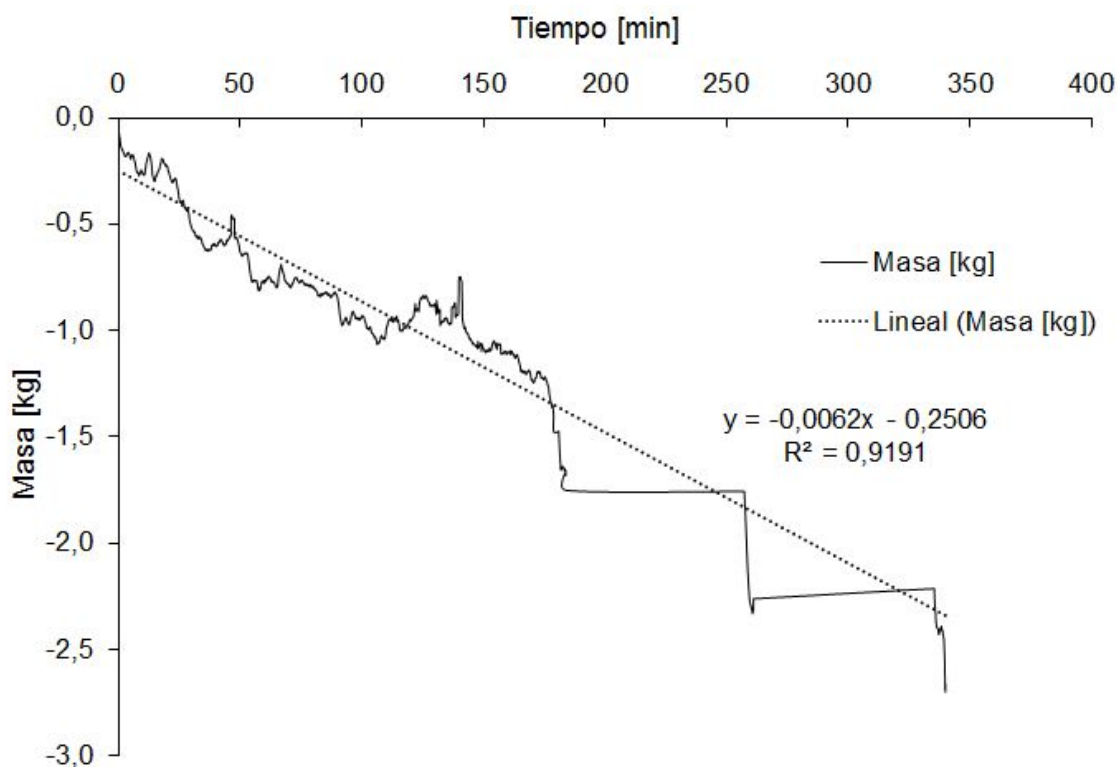
En la Figura 7-12 se pueden observar los perfiles de temperatura para las mediciones en las zonas de reducción, pirólisis, combustión, y la temperatura ambiente, durante todo el proceso de gasificación.

En la figura 7-12 se observa cómo se tomaron datos de temperatura para cada una de las zonas del gasificador, desde el inicio de la experimentación hasta el minuto 340 cuando se finalizó el proceso. El RAQ de adquisición de datos se configuró para tomar mediciones cada 1,74 s, registrando un total de 11724 datos para cada uno de los sensores. Para la prueba guadua los tiempos de estabilización y de inicio de cada una de las etapas fueron más largos, ya que el contenido de humedad era más alto

Se puede observar en la Figura 7-12 que la degradación térmica en la zona de pirólisis inicia desde el minuto 250 cuando se registra una temperatura mayor a 300 °C, la cual oscila desde los 300 °C hasta 540 °C. En la experimentación con Guadua en esta zona se observa que de la misma manera que para el cuesco de coco la temperatura de pirólisis no es una temperatura estable sino que varía dependiendo del intercambio de calor entre las diferentes zonas del gasificador. A diferencia de las pruebas para el cuesco de coco, desde que inicia la gasificación de Guadua no se registraron temperaturas inferiores a 300 °C en la zona de pirólisis. Igualmente, la temperatura más alta registrada fue de 540 °C en el minuto 305

Para la zona de combustión, se observa que desde el minuto 251 se superan temperaturas de 700 °C, las cuales se tratan estabilizar de ahí en adelante aunque oscilan entre 700 °C y 900 °C, registrando periodos de tiempo en los que la temperatura es inferior a 700 °C (305 – 308 min y 328 – 340 min). Se alcanzó una temperatura máxima de 888 °C en el minuto 274. Los datos medidos muestran cómo cuando hay caídas de temperatura en la combustión, igualmente hay caídas de temperatura en la pirólisis.

En la zona de reducción se tomaron mediciones en una sección de la zona. Se puede observar

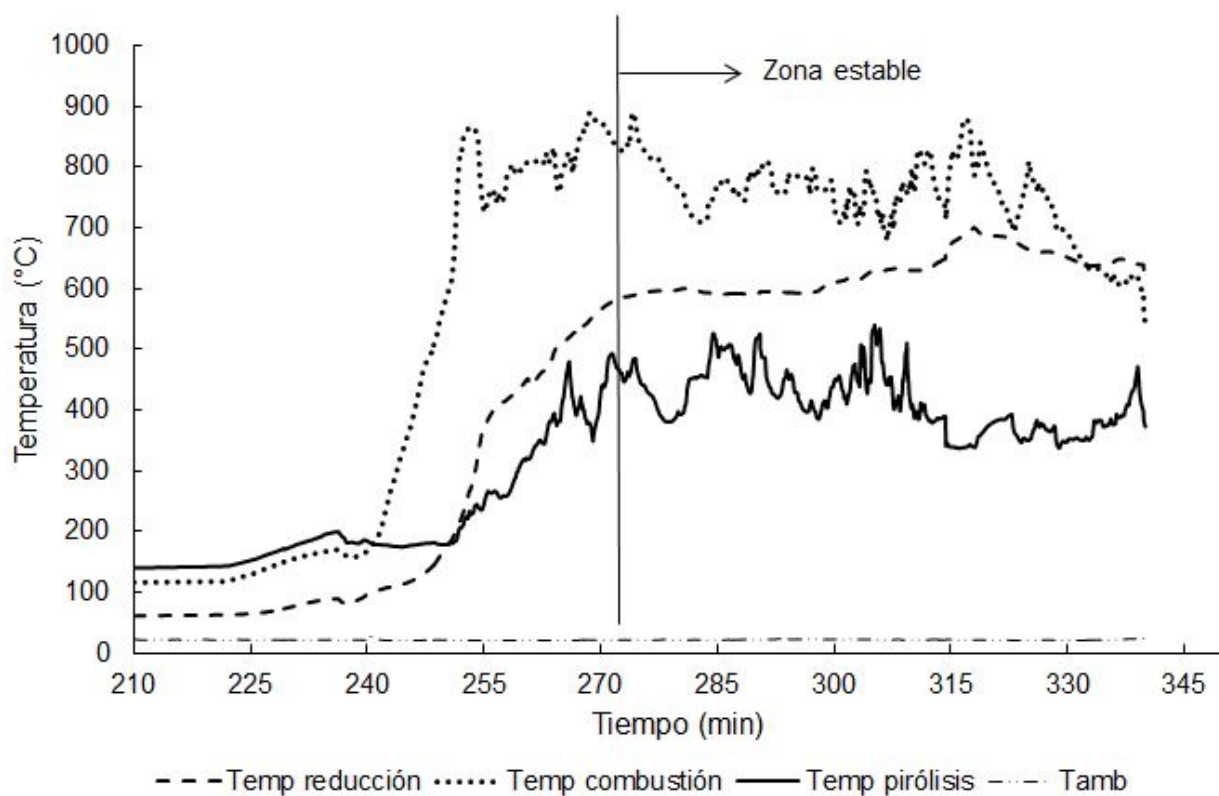


**Figura 7-11:** Masa vs. tiempo. Consumo de guadua en la prueba de gasificación y línea de tendencia

que a diferencia del experimento con cuesco de coco, para la guadua la temperatura no es igual de estable después de alcanzar  $500\text{ }^{\circ}\text{C}$ , aunque sin embargo se observa una estabilidad desde el minuto 271 – 314. Después de esta zona con temperatura estable, la temperatura de reducción aumenta mientras que la temperatura de la zona de combustión disminuye. Se alcanzó una temperatura máxima de  $700\text{ }^{\circ}\text{C}$  en el minuto 317, de ahí en adelante, la temperatura empieza a disminuir, hasta el momento en el que se finaliza la prueba. La figura **7-12** muestra como la temperatura de la zona de reducción tiene un comportamiento más estable que las temperaturas de pirólisis y combustión.

La temperatura ambiente promedio registrada fue de  $20,926\text{ }^{\circ}\text{C}$  con un máximo registrado de  $31,55\text{ }^{\circ}\text{C}$  y un mínimo de  $17,57\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Se puede observar una muestra de los datos experimentales desde  $600\text{ }^{\circ}\text{C}$  en la zona de gasificación en los anexos en la Tabla **10-3**.



**Figura 7-12:** Perfil de temperaturas vs. tiempo en las zonas de reducción, pirólisis y combustión

### 7.3.2. Composición de gases

Los gases de salida del gasificador fueron medidos en intervalos de tiempo de 10 min, desde el minuto 270 cuando inicia la zona estable de la gasificación, con 600°C. Se tomaron datos de composición en porcentaje de volumen [%vol] para los siguientes gases:

- Monóxido de carbono CO
- Metano CH<sub>4</sub>
- Hidrógeno H<sub>2</sub>
- Dióxido de carbono CO<sub>2</sub>
- Hidrocarburos C<sub>m</sub>H<sub>n</sub>
- Oxígeno O<sub>2</sub>

A pesar de haber realizado mediciones de concentración de gas cada 10 minutos, en la prueba de gasificación con guadua se presentaron inconvenientes en la medición de datos, ya que el

analizador de gases tomó principalmente mediciones de aire atmosférico, obteniendo en la mayoría de mediciones únicamente concentraciones de oxígeno del 20 – 21 %vol. Por lo tanto se tuvo en cuenta únicamente los datos que indicaban mediciones de especies presentes en el gas producto de la gasificación. Tabla 7-6.

**Tabla 7-6:** Composición de gases en gasificación con guadua

Tiempo [min]	CO [%vol]	CO <sub>2</sub> [%vol]	CH <sub>4</sub> [%vol]	C <sub>n</sub> H <sub>m</sub> [%vol]	H <sub>2</sub> [%vol]	O <sub>2</sub> [%vol]
280	5,47	7,39	2,73	0,19	2,01	10,71
290	1,62	4,24	2,14	0,21	2,56	2,21
330	6,34	11,60	2,43	0,18	2,51	8,72

Se puede observar en la tabla 7-6 que las especies predominantes en la gasificación con guadua son el CO, CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub>, con concentraciones superiores al 5 %vol. La concentración de metano no supero el 3 %vol, la de los diferentes hidrocarburos se mantuvo constante entre 0,18 y 0,21 %vol y la concentración de hidrógeno no supero el 2,6 %vol.

La composición final del gas producto de la gasificación se puede observar en la Tabla 7-7. Para la gasificación con guadua, se tomaron los datos finales registrados en el minuto 330:

**Tabla 7-7:** Composición final de gases en gasificación con guadua

CO [%vol]	6,34
CO <sub>2</sub> [%vol]	11,60
H <sub>2</sub> [%vol]	2,51
CH <sub>4</sub> [%vol]	2,43
C <sub>m</sub> H <sub>n</sub> [%vol]	0,18
O <sub>2</sub> [%vol]	8,72

## 7.4. Resultados modelo Matlab

Se desarrolla un código en Matlab para predecir la concentración de productos de la gasificación con cuesco de coco y guadua a partir de las ecuaciones planteadas en el Capítulo 5 'Desarrollo del modelo', utilizando las ecuaciones de balance de masa y energía (5-36 y 5-45). Se realizó el código utilizando el solucionador de sistemas de ecuaciones diferenciales ODE45 de Matlab.

Para modelar todo el comportamiento de las especies en la zona de gasificación, se definieron las siguientes características dimensionales:

- Diámetro zona de gasificación 0,24 m
- Altura  $z_f$  zona de gasificación 0,15 m

A partir de estas características dimensionales se definió un paso de altura de 0,0001 m (0,1 mm) para dividir la zona de gasificación en 1500 etapas. El modelo inicia desde  $z = 0m$  en la parte superior de la zona de reducción, y finaliza en  $z = 0,15m$  en la parte inferior de la zona de gasificación.

Teniendo en cuenta las ecuaciones presentadas en el Capítulo 5 se definieron las condiciones iniciales requeridas para correr la simulación de Matlab:

- Altura del gasificador  $z_f$  [m]
- Paso  $z$  [m]
- CO [kg]
- CO<sub>2</sub> [kg]
- CH<sub>4</sub> [kg]
- H<sub>2</sub> [kg]
- H<sub>2</sub>O [kg]
- Alquitranes Tar [kg]
- N<sub>2</sub> [kg]
- O<sub>2</sub> [kg]
- Temperatura T [K]
- Presión P [Pa]
- Velocidad  $v$  [m/s]

El código realizado en Matlab se puede ver en los anexos.

### 7.4.1. Cuesco de coco

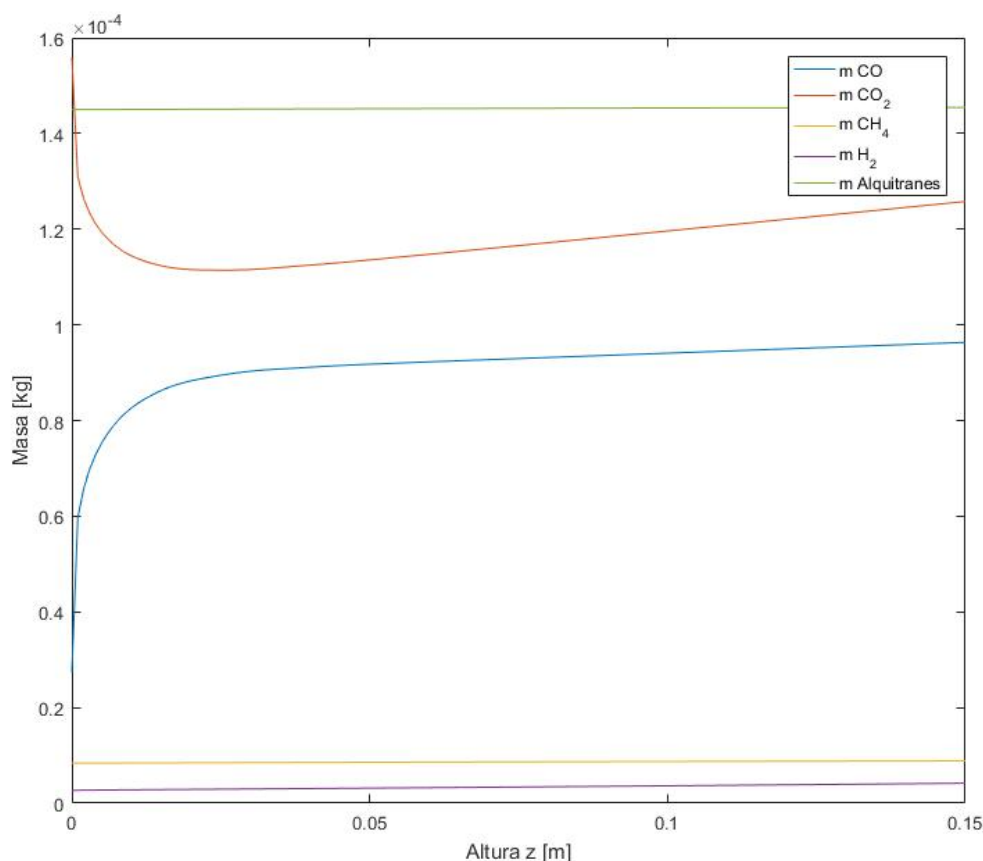
Para el cuesco de coco se realizó un modelo de cinética de reacciones utilizando el código de Matlab descrito anteriormente, considerando las siguientes condiciones iniciales:

- Altura del gasificador  $z_f = 0,15$  m
- Paso  $z = 0,0001$  m
- $\text{CO} = 2,7312 \times 10^{-5}$  kg
- $\text{CO}_2 = 1,5594 \times 10^{-4}$  kg
- $\text{CH}_4 = 8,3810 \times 10^{-6}$  kg
- $\text{H}_2 = 2,6622 \times 10^{-6}$  kg
- $\text{H}_2\text{O} = 2,1833 \times 10^{-4}$  kg
- Alquitrane Tar =  $1,45007 \times 10^{-4}$  kg
- $\text{N}_2 = 0,00105553$  kg
- $\text{O}_2 = 2,80583 \times 10^{-4}$  kg
- Temperatura  $T = 1123,15$  K
- Presión  $P = 76000$  Pa

La masa de las especies fue calculada a partir de los porcentajes de cada especie resultantes de la pirólisis del cuesco de coco, y ajustados para el consumo de biomasa según la Tabla **7-3**, para poder implementar los parámetros iniciales en el modelo, se calcularon las condiciones de entrada por segundo.

Los resultados obtenidos del cambio de masa con respecto a la altura del gasificador para el CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y alquitrane se pueden observar en la Figura **7-13**.

Como se puede observar en la Figura **7-13** el monóxido de carbono aumenta al final de la etapa de reducción, pasando de  $2,7312 \times 10^{-5}$  kg a  $9,6334 \times 10^{-5}$  kg, aumentando más de 3,5 veces, el principal incremento se genera en los primeros 0,04 m de la zona de reducción. Para el dióxido de carbono, la masa disminuye de  $1,5594 \times 10^{-4}$  kg a  $1,2579 \times 10^{-4}$  kg, se puede observar como la masa disminuye a  $1,1 \times 10^{-4}$  kg al inicio de la zona de reducción, y luego aumenta a partir de aproximadamente  $z=0,04$  debido a las reacciones que generan dióxido de carbono.

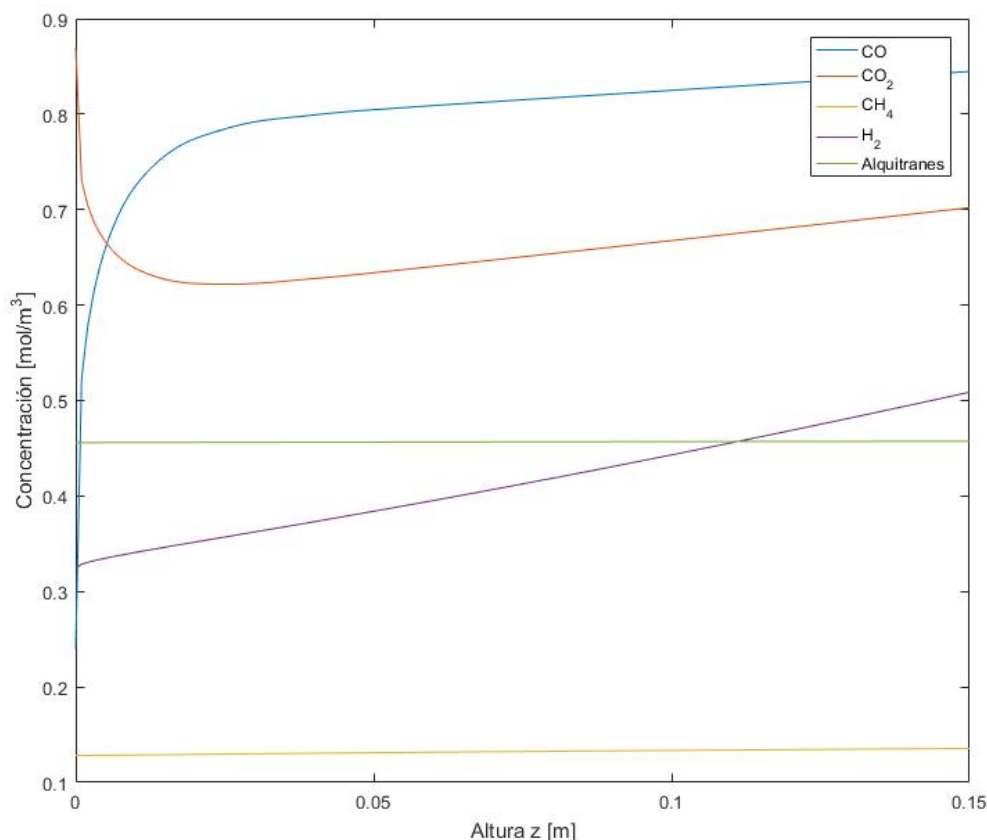


**Figura 7-13:** Masa vs Altura para cada especie en gasificación con cuesco de coco

El metano aumenta, aunque el cambio no es tan significativo como para el dióxido o el monóxido de carbono, iniciando con  $8,3810 \times 10^{-6}$  kg y aumentando hasta  $8,3817 \times 10^{-6}$  kg. El incremento del metano se puede aproximar al de una función lineal. Para el hidrógeno se observa un comportamiento similar al metano, con una masa inicial de  $2,6622 \times 10^{-6}$  kg que aumenta de una manera lineal hasta  $4,1761 \times 10^{-6}$  kg. Igualmente los alquitrane aumentan de manera lineal, desde  $1,45007 \times 10^{-4}$  kg hasta  $1,4546 \times 10^{-4}$  kg.

El cambio de concentración [ $\text{mol}/\text{m}^3$ ] con respecto a la altura del gasificador para el CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y alquitrane se puede observar en la Figura 7-14.

Los cambios de concentración de especies  $\text{mol}/\text{m}^3$  en la zona de reducción se pueden observar en la Figura 7-14. El monóxido de carbono tiene un comportamiento similar en masa y concentración, con un aumento significativo desde  $z=0$  m hasta  $z=0,04$  m, y luego un incremento menos acelerado hasta el final de la zona de reducción, empezando en  $0,2395 \text{ mol}/\text{m}^3$  y llegando hasta  $0,8447 \text{ mol}/\text{m}^3$ . El dióxido de carbono igualmente se comporta de una



**Figura 7-14:** Concentración vs Altura para cada especie en gasificación con cuesco de coco

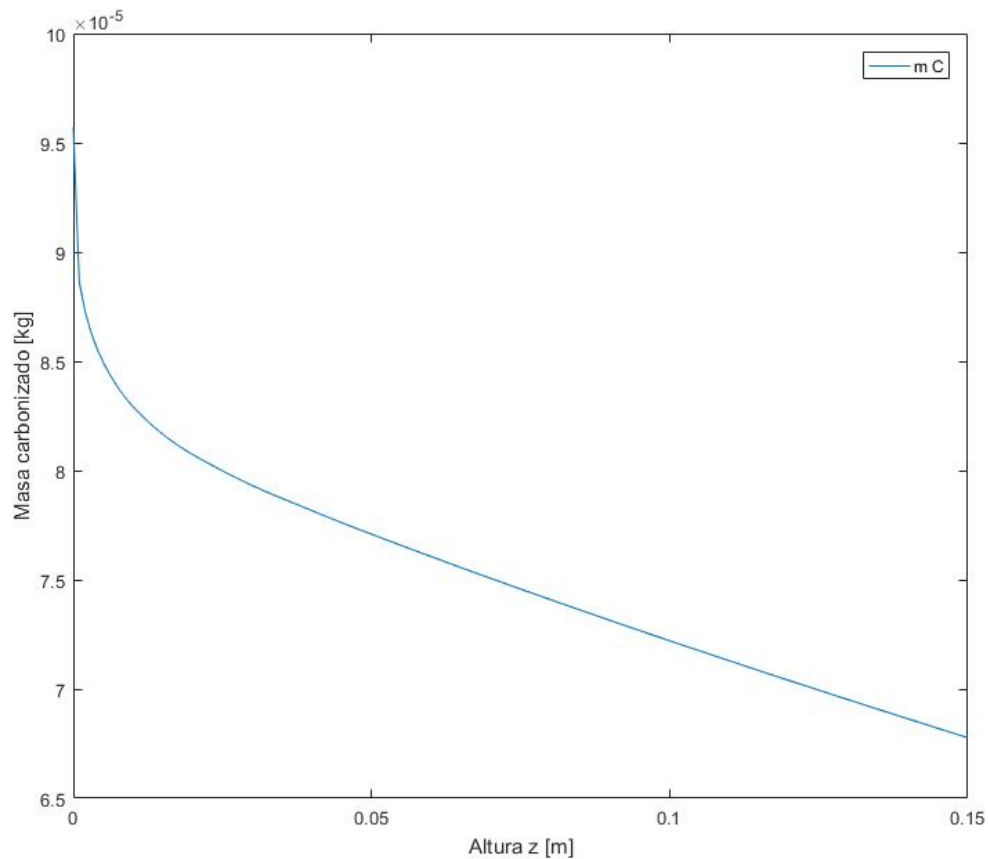
manera similar en masa y concentración, iniciando con  $0,8703 \text{ mol/m}^3$  y llegando hasta  $0,7021 \text{ mol/m}^3$ .

El cambio de concentración de metano tiene un comportamiento lineal, iniciando con  $0,1283 \text{ mol/m}^3$  y finalizando con  $0,1355 \text{ mol/m}^3$ . El hidrógeno presenta una pendiente más elevada en su cambio de concentración, iniciando con  $0,3243 \text{ mol/m}^3$  y terminando con una concentración de  $0,5088 \text{ mol/m}^3$ . La concentración de alquitranes se mantiene casi estable, ya que únicamente aumenta de  $0,4560 \text{ mol/m}^3$  a  $0,4574 \text{ mol/m}^3$ .

El consumo de carbonizado remanente de las zonas anteriores del gasificador con respecto a la altura del gasificador se puede observar en la Figura 7-15.

En la figura 7-15 se puede observar cómo se va consumiendo el carbonizado en la zona de reducción, iniciando con  $9,57 \times 10^{-5} \text{ kg}$  de carbonizado, y disminuyendo en  $z=0,15 \text{ m}$  hasta  $6,777 \times 10^{-5} \text{ kg}$ . En los primeros  $0,04 \text{ m}$  de la zona de reducción se presenta el mayor consumo





**Figura 7-15:** Consumo de carbonizado vs Altura en gasificación con cuesco de coco

de carbonizado, mientras que desde este punto hasta el final de la zona de reducción, la disminución del carbonizado tiene un comportamiento que se aproxima a una función lineal.

#### 7.4.2. Guadua

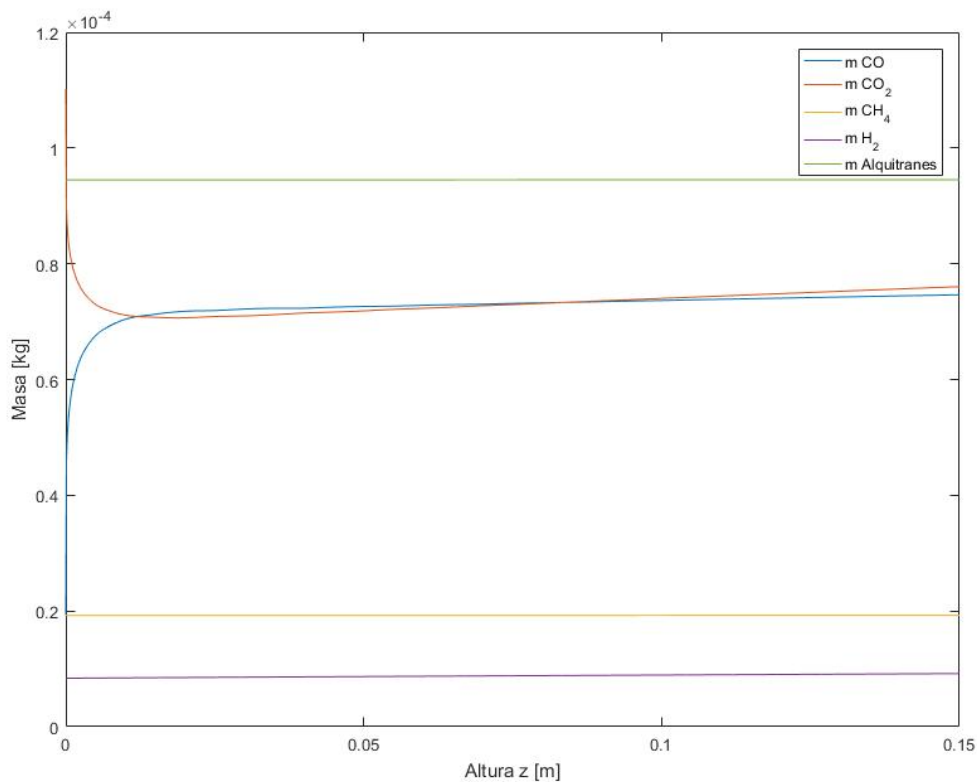
Para la guadua se realizó un modelo de cinética de reacciones utilizando el código de Matlab descrito anteriormente, considerando las siguientes condiciones iniciales basadas en [47], [25]:

- Altura del gasificador  $z_f = 0,15$  m
- Paso  $z = 0,0001$
- $\text{CO} = 1,9278 \times 10^{-5}$  kg
- $\text{CO}_2 = 1,1026 \times 10^{-4}$  kg
- $\text{CH}_4 = 1,9221 \times 10^{-5}$  kg

- $H_2 = 8,3538 \times 10^{-6} \text{ kg}$
- $H_2O = 1,5750 \times 10^{-4} \text{ kg}$
- Alquitrane Tar =  $9,4500 \times 10^{-5} \text{ kg}$
- $N_2 = 0,0006561 \text{ kg}$
- $O_2 = 0,0001744 \text{ kg}$
- Temperatura  $T = 1123,15 \text{ K}$
- Presión  $P = 76000 \text{ Pa}$

La masa de las especies fue calculada a partir de los porcentajes de cada especie resultantes de la pirólisis de la guadua, y ajustados para el consumo de biomasa según la Tabla 7-5, para poder implementar los parámetros iniciales en el modelo, se calcularon las condiciones de entrada por segundo.

Los resultados obtenidos del cambio de masa con respecto a la altura del gasificador para el CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y alquitrane se pueden observar en la Figura 7-16



**Figura 7-16:** Masa vs Altura para cada especie en gasificación con guadua

Como se puede observar en la Figura 7-16 el monóxido de carbono aumenta al final de la etapa de reducción, pasando de  $1,9278 \times 10^{-5}$  kg a  $7,4641 \times 10^{-5}$  kg, aumentando más de 3,88 veces, el principal incremento se genera en los primeros 0,03 m de la zona de reducción. Para el dióxido de carbono, la masa disminuye de  $1,1026 \times 10^{-4}$  kg a  $7,605 \times 10^{-5}$  kg, se puede observar como la masa disminuye a  $7,065 \times 10^{-5}$  kg al inicio de la zona de reducción, y luego aumenta a partir de aproximadamente  $z=0,019$  m debido a las reacciones que generan dióxido de carbono.

Para la guadua, el aumento de la masa de metano es menor al 1 % iniciando con  $1,9221 \times 10^{-5}$  kg y aumentando hasta  $1,9240 \times 10^{-5}$  kg. El incremento del metano se puede aproximar al de una función lineal. Para el hidrógeno se observa un comportamiento similar al metano, con una masa inicial de  $8,3538 \times 10^{-6}$  kg que aumenta de una manera lineal hasta  $9,1842 \times 10^{-6}$  kg. Igualmente los alquitranes aumentan menos del 1 % de manera lineal, desde  $9,4500 \times 10^{-5}$  kg hasta  $9,4512 \times 10^{-5}$  kg.

El cambio de concentración [ $\text{mol}/\text{m}^3$ ] con respecto a la altura del gasificador para el CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, H<sub>2</sub> y alquitranes se puede observar en la Figura 7-17.

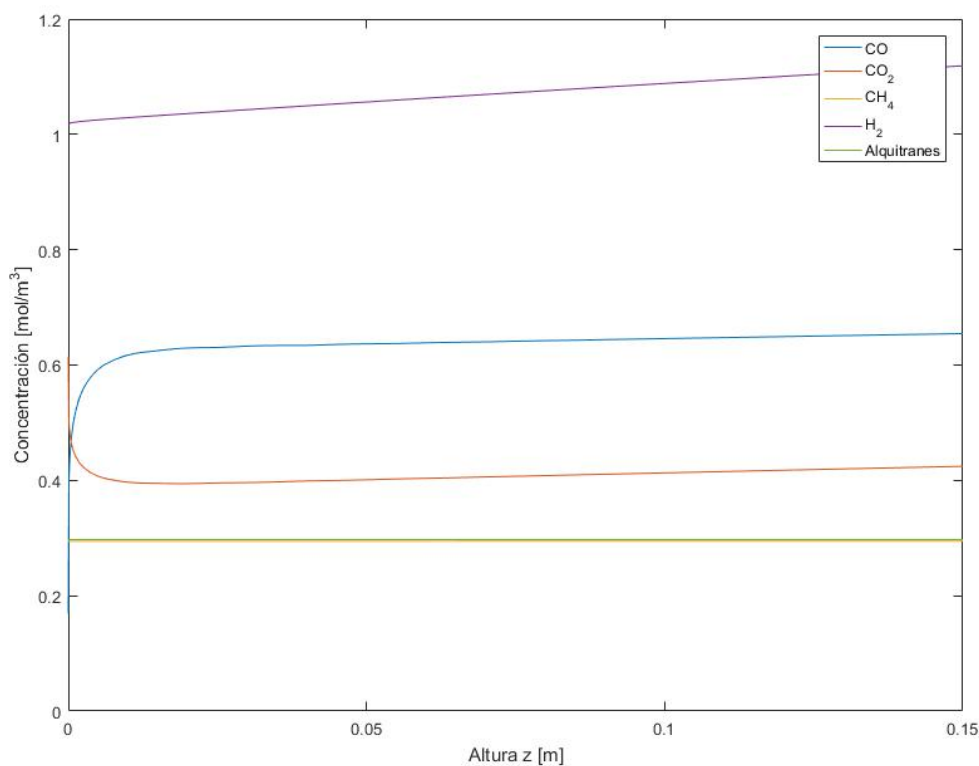
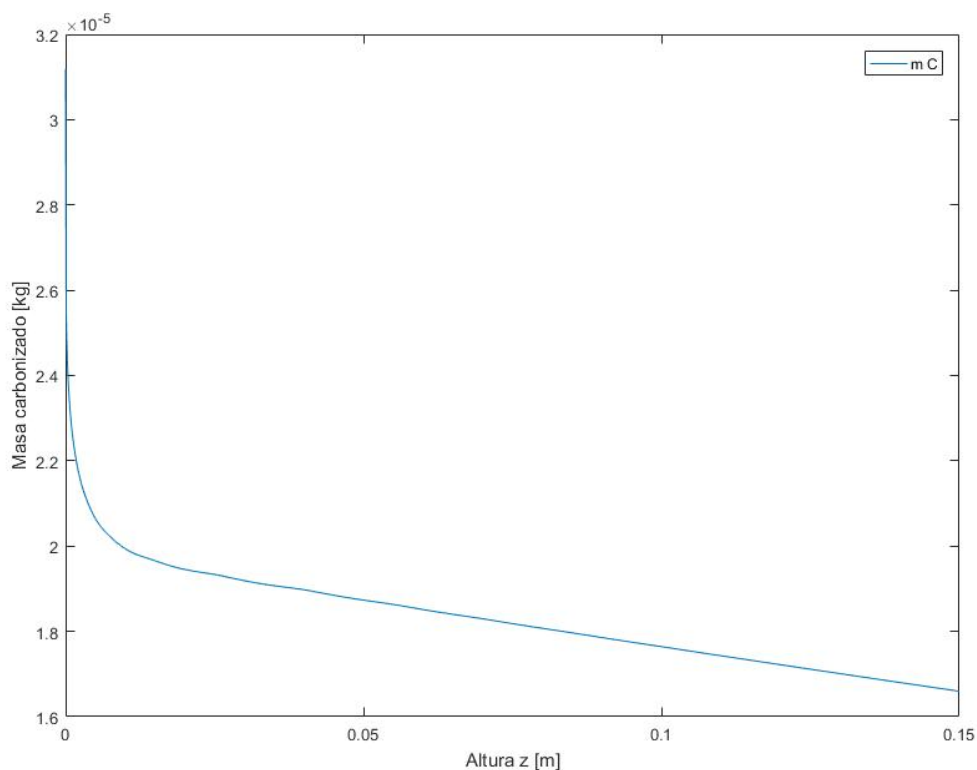


Figura 7-17: Concentración vs Altura para cada especie en gasificación con guadua

Los cambios de concentración de especies para la gasificación con guadua  $\text{mol/m}^3$  en la zona de reducción se pueden observar en la Figura 7-17. El monóxido de carbono tiene un comportamiento similar en masa y concentración, con un aumento significativo desde  $z=0\text{ m}$  hasta  $z=0,019\text{ m}$ , y luego un incremento menos acelerado hasta el final de la zona de reducción, empezando en  $0,1691\text{ mol/m}^3$  y llegando hasta  $0,6545\text{ mol/m}^3$ . El dióxido de carbono se comporta de una manera similar con una alta disminución en la concentración desde  $z=0\text{ m}$  hasta  $z=0,015\text{ m}$ , iniciando con  $0,6153\text{ mol/m}^3$  y llegando hasta  $0,4244\text{ mol/m}^3$ .

El cambio de concentración de metano tiene un comportamiento lineal, iniciando con  $0,2943\text{ mol/m}^3$  y finalizando con  $0,2946\text{ mol/m}^3$ . El hidrógeno presenta una pendiente mas elevada, iniciando con  $1,0180\text{ mol/m}^3$  y terminando con una concentración de  $1,1190\text{ mol/m}^3$ . La concentración de alquitranes se mantiene casi estable, ya que únicamente aumenta de  $0,2971\text{ mol/m}^3$  a  $0,2972\text{ mol/m}^3$ .

El consumo de carbonizado de guadua remanente de las zonas anteriores del gasificador con respecto a la altura del gasificador se puede observar en la Figura 7-18.



**Figura 7-18:** Consumo de carbonizado vs Altura en gasificación con guadua

En la figura 7-18 se puede observar cómo se va consumiendo el carbonizado en la zona

---

de reducción, iniciando con  $3,118 \times 10^{-5}$  kg de carbonizado, y disminuyendo en  $z=40,15$  m hasta  $1,6613 \times 10^{-5}$  kg. En los primeros 0,02 m de la zona de reducción se presenta el mayor consumo de carbonizado, mientras que desde este punto hasta el final de la zona de reducción, la disminución del carbonizado tiene un comportamiento lineal.

## 8 Análisis de resultados

En la presente sección se analizan los datos obtenidos en el modelo de cinética de reacciones para el proceso de gasificación de cuesco de coco y de guadua en un gasificador de lecho fijo y corriente descendiente. La primera parte del análisis incluye la comparación de los resultados experimentales de la gasificación del cuesco de coco y los resultados del modelo cinético **8-1**. La segunda parte consiste en el análisis de los resultados experimentales y los resultados del modelo cinético para la gasificación con guadua **8-2**.

### 8.1. Cuesco de coco

En el modelo cinético de reacciones para gasificación con cuesco de coco se evalúa el comportamiento de 4 gases ( $\text{CO}$ ,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{CH}_4$  y  $\text{H}_2$ ) y de los alquitranes, desde la etapa inicial de la gasificación, hasta la etapa final, observando el cambio de masa y concentración con respecto a la altura de la zona de gasificación, que tiene una altura total de  $0,15m$ . Figuras **7-13** y **7-14**. Se puede observar que al final de la gasificación aumenta la concentración de los gases que componen al gas producto de gasificación, incluyendo el monóxido de carbono, el hidrógeno y el metano. El monóxido de carbono presentó un incremento significativo del  $252,7\%$  con respecto a su valor inicial, el dióxido de carbono disminuyó un  $19,3\%$ , el hidrógeno aumentó un  $56,9\%$  y el metano presentó un incremento menor, equivalente al  $5,6\%$ . Esta composición final de los principales gases de la gasificación, demuestra cómo el modelo realizó una predicción del comportamiento de los gases vs la altura de la zona de gasificación que se adecúa a los comportamientos habituales de los procesos de gasificación, donde la concentración de monóxido de carbono e hidrógeno aumentan significativamente, la de metano aumenta un pequeño porcentaje, y la concentración de dióxido de carbono disminuye [17].

Sin embargo, la mejor manera de validar el modelo de reacciones es compararlo con los datos experimentales de la gasificación, ya que cada modelo realizado en otros trabajos se ha programado con diferentes condiciones operacionales, incluyendo características del gasificador, reacciones utilizadas, biomasa utilizada, condiciones operacionales, características de la zona de gasificación y condiciones ambientales. Por lo tanto no es válido realizar una comparación entre los diferentes modelos, ya que todos funcionan para casos específicos diferentes.

En la Tabla 8-1 se pueden observar los resultados experimentales y del modelo para la gasificación con cuesco de coco. Estos resultados han sido tomados del capítulo anterior y transformados a valores de porcentaje de volumen para poder compararlos entre sí. Ya que el modelo evalúa el comportamiento de los gases en unidades de masa, estos resultados fueron transformados a %vol para poder ser comparados con la experimentación. Para esto se tomó un valor promedio de la temperatura de gasificación 7-9, y la densidad de los gases a esta temperatura.

**Tabla 8-1:** Comparación de datos experimentales y modelo en gasificación con Cuesco de Coco

Gas	$CO$	$CO_2$	$H_2$	$CH_4$
Temperatura promedio [K]	1030,03			
Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	0,2486	0,3906	0,0179	0,1423
<b>Concentración Experimento [% vol]</b>	<b>15,46 %</b>	<b>8,82 %</b>	<b>5,50 %</b>	<b>4,40 %</b>
<b>Concentración Modelo [% vol]</b>	<b>4,90 %</b>	<b>4,07 %</b>	<b>2,95 %</b>	<b>0,74 %</b>

En la Tabla 8-1 se observa una comparación entre la concentración en porcentaje de volumen para  $CO$ ,  $CO_2$ ,  $H_2$  y  $CH_4$  en los resultados experimentales y los resultados del modelo cinético de reacciones. Se puede observar que aunque existen diferencias entre los datos experimentales y los predichos por el modelo, la mayor concentración la presenta el monóxido de carbono en los dos casos, seguido por el dióxido de carbono y el hidrógeno. Aunque las concentraciones medidas y predichas no son totalmente similares, con una diferencia porcentual mínima del 46 % para el hidrógeno, y máxima del 83 % para el metano, vale la pena señalar que el modelo cinético es un modelo aproximado a la realidad, donde se consideraron las cinco reacciones más importantes y se realizaron diferentes suposiciones que permiten que este modelo tenga una solución real. La complejidad del sistema de ecuaciones y del comportamiento de las reacciones, impide realizar un modelo en el que se tengan en cuenta todas las consideraciones.

Sin embargo, las predicciones de concentración de las diferentes especies presentes en el gas producto de gasificación del cuesco de coco se comportaron como se esperaba para un proceso de gasificación, observando que cada gas tiene una velocidad diferente de reacción, ya que está presente en más de una reacción como gas que se produce o gas que se descompone, y observando que unos gases aumentan en su concentración, especialmente los gases que son componentes fundamentales en el gas producto de gasificación ( $CO$  y  $H_2$ ), mientras que otros gases se descomponen, a pesar de encontrarse en altas concentraciones. Por ejemplo, el dióxido de carbono que se crea principalmente durante la combustión, es consumido en las reacciones de gasificación, y evidentemente este consumo se puede observar en las prediccio-

nes del modelo.

Para el cuesco de coco se obtiene en el modelo un gas con una concentración de monóxido de carbono similar a la del dióxido de carbono. Al comparar con la concentración experimental, estas concentraciones predichas son inferiores a las experimentales, esto se debe a que no se tienen en cuenta todas las reacciones que ocurren, debido a cuestiones de complejidad, y a que los factores pre-exponenciales que caracterizan a las reacciones son tomados de bibliografías, seleccionando los valores que más se ajusten al modelo realizado, sin embargo, estos factores no son los factores reales del modelo que se calculan a partir de datos experimentales, sino los que más se adecuaban al modelo.

## 8.2. Guadua

En el modelo cinético de reacciones para gasificación con guadua se evalúa el comportamiento del CO, CO<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub> y H<sub>2</sub>) y de los alquitranes, desde la etapa inicial de la gasificación, hasta la etapa final, observando el cambio de masa y concentración con respecto a la altura de la zona de gasificación, que tiene una altura total de 0,15m. Figuras 7-16 y 7-17. Se puede observar que de la misma manera que para la gasificación con cuesco de coco al final de la gasificación aumenta la concentración de los gases que componen al gas producto de gasificación, incluyendo el monóxido de carbono, el hidrógeno y el metano. El monóxido de carbono presentó un incremento significativo del 287,0% con respecto a su valor inicial, el dióxido de carbono disminuyó un 31,0%, el hidrógeno aumentó un 9,9% (menor que el incremento para el cuesco de coco) y el metano presentó un incremento muy leve, quedando en un valor muy similar al inicial, equivalente al 0,1%. Esta composición final de los principales gases de la gasificación, demuestra cómo igualmente que para el cuesco de coco el modelo con guadua realizó una predicción del comportamiento de los gases vs la altura de la zona de gasificación que se adecuaba a los comportamientos habituales de los procesos de gasificación.

De la misma manera que para el cuesco de coco, para la guadua la mejor manera de validar el modelo de reacciones es compararlo con los datos experimentales de la gasificación. Por lo tanto no es válido realizar una comparación entre los diferentes modelos, ya que todos funcionan para casos específicos diferentes.

En la Tabla 8-2 se pueden observar los resultados experimentales y del modelo para la gasificación con guadua. Estos resultados han sido tomados del capítulo anterior y transformados a valores de porcentaje de volumen para poder compararlos entre sí. Ya que el modelo evalúa el comportamiento de los gases en unidades de masa, estos resultados fueron transformados a %vol para poder ser comparados con la experimentación. Para esto se tomó un valor promedio de la temperatura de gasificación 7-12, y la densidad de los gases a esta



temperatura.

**Tabla 8-2:** Comparación de datos experimentales y modelo en gasificación con Guadua

Gas	CO	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CH <sub>4</sub>
Temperatura promedio [K]	899,292			
Densidad [kg/m <sup>3</sup> ]	0,22848	0,4478	0,0205	0,1631
<b>Concentración Experimento [% vol]</b>	<b>4,48 %</b>	<b>7,74 %</b>	<b>2,36 %</b>	<b>2,43 %</b>
<b>Concentración Modelo [% vol]</b>	<b>5,49 %</b>	<b>3,56 %</b>	<b>9,38 %</b>	<b>2,47 %</b>
Masa Modelo [kg]	$7,46 \times 10^{-05}$	$7,61 \times 10^{-04}$	$9,18 \times 10^{-06}$	$1,92 \times 10^{-05}$
Volumen modelo [m <sup>3</sup> ]	$2,62 \times 10^{-04}$	$1,70 \times 10^{-04}$	$4,48 \times 10^{-04}$	$1,18 \times 10^{-04}$

En la Tabla 8-2 se observa una comparación entre la concentración en porcentaje de volumen para CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> en los resultados experimentales y los resultados del modelo cinético de reacciones para la gasificación con guadua. Se puede observar que aunque para este caso no existen diferencias grandes entre los datos experimentales y los predichos por el modelo, la mayor concentración en la experimentación y el modelo ya no la presenta el monóxido de carbono, sino el dióxido de carbono en la experimentación y el monóxido en el modelo. La concentración de hidrógeno y metano es similar en la experimentación y en el modelo, a excepción del hidrógeno que tiene un porcentaje mayor con respecto a los demás datos. Las concentraciones medidas y predichas no son totalmente similares pero presentan diferencias porcentuales bajas en la mayoría de los casos, con una diferencia porcentual mínima del 1,5 % para el metano. Para el hidrógeno se predijo una concentración casi tres veces mayor a la experimental, aunque esta diferencia es alta, el porcentaje de hidrógeno y su comportamiento no se desvía de los comportamientos de las especies producidas en la gasificación [17]. De la misma manera que para el modelo de cuscú de coco, para la guadua vale la pena señalar que el modelo es aproximado a la realidad, considerando únicamente las cinco reacciones más importantes y realizando diferentes suposiciones que permitieron que este modelo tuviera una solución real.

Las predicciones de concentración de las diferentes especies presentes en el gas producto de gasificación de guadua se comportaron como se esperaba para un proceso de gasificación, observando que cada gas tiene un comportamiento diferente debido a que está presente en más de una reacción. En el modelo para la gasificación de guadua se puede observar igualmente que unos gases aumentan notablemente en su concentración con respecto a la altura de la zona de gasificación, especialmente los gases que son componentes fundamentales en el gas producto de gasificación (CO), mientras que otros gases se descomponen, a pesar de encontrarse en altas concentraciones. Por ejemplo, el dióxido de carbono que se crea

principalmente durante la combustión, es consumido en las reacciones de gasificación, y su consumo es un más alto que para la gasificación con cuesco de coco.

Para la guadua se obtiene en el modelo un gas con una concentración de monóxido de carbono más baja que la de hidrógeno. Al comparar con la concentración experimental, todas estas concentraciones predichas excepto la de hidrógeno son inferiores a las experimentales, esto se debe a que el modelo es igual al de cuesco de coco pero con parámetros diferentes y por lo tanto tampoco se tienen en cuenta todas las reacciones que ocurren en el proceso, debido a cuestiones de complejidad matemática, y a que los factores pre-exponenciales que caracterizan a las reacciones son tomados de bibliografías.

## 9 Conclusiones

En el trabajo realizado se estudió un gasificador de lecho fijo a escala piloto para procesos de gasificación parcial y total con diferentes tipos de biomasa residual. Se llevó a cabo la puesta en funcionamiento de un gasificador de lecho fijo y corriente descendiente que permite la generación de gas producto de la gasificación de cuesco de coco y guadua. Igualmente se realizó una revisión de los principales tipos de modelos existentes para analizar los procesos de gasificación, escogiendo uno de estos modelos y utilizándolo para predecir la concentración de gases de salida en la gasificación con cuesco de coco y guadua a ciertos parámetros iniciales y condiciones de operación.

Por medio de una revisión bibliográfica se evaluaron los tipos de modelos que existen para describir los procesos de gasificación, específicamente en la zona de reducción de un gasificador de lecho fijo y corriente descendiente. Se realizó una revisión de modelos de equilibrio termodinámico, redes neuronales, dinámica de fluidos computacional (CFD) y cinética de reacciones. A partir de esta revisión se pudo observar que el modelo más completo y adecuado para el análisis de la zona de reducción es la cinética de reacciones, que involucra variables de diseño del gasificador, condiciones operacionales de la gasificación, características de la biomasa utilizada y las principales reacciones químicas del proceso. Además se observó que existe poca información relacionada con el modelamiento cinético de gasificación a pequeña escala, considerando que aunque los modelos realizados han sido validados experimentalmente, aún no se ha llegado al punto donde la predicción modelada tenga un comportamiento totalmente válido comparado con la experimentación.

Se realizó una caracterización del equipo por medio de la revisión de trabajos elaborados anteriormente en el grupo de investigación Mecanismos de Desarrollo Limpio y Gestión Energética para comprender el funcionamiento del gasificador de lecho fijo y corriente descendiente, y asimismo detallar todas las características de diseño del gasificador. A partir de esta revisión y de la observación del equipo, se realizó una caracterización de todos los sistemas que hacen parte del gasificador, y un análisis del funcionamiento del equipo y de los sistemas que debían ponerse a punto para operarlo correctamente en las pruebas experimentales.

La puesta a punto del gasificador y todos sus sistemas consistió en la revisión de manuales y protocolos experimentales, el desarme del equipo en todas sus etapas (secado, pirólisis,

combustión y reducción). Además se verificó el funcionamiento de las bombas, las termocuplas, el analizador de gases, las celdas de carga, las tarjetas de adquisición de datos. Se pudo observar cómo la constante manipulación y operación del equipo para pruebas de gasificación afecta el estado de los diferentes sensores y equipos de medición, observando que especialmente los residuos de carbonizado y alquitranes que se sedimentan y acumulan en el equipo afectan el desempeño del mismo, por lo que es necesario una revisión planificada por periodos de tiempo, y una calibración de los equipos internos de medición cada vez que se haga una prueba. Una gasificación con menor cantidad de residuos de carbonizado y alquitranes reduce entre otros los costos de mantenimiento y operación.

Se realizaron pruebas experimentales de gasificación con cuesco de coco y guadua bajo las mismas condiciones operacionales descritas en los Capítulos 6 y 7, controlando el flujo de agente gasificante y la carga inicial de biomasa. Bajo estas condiciones se llevó la biomasa a todas las etapas del gasificador, iniciando la prueba con el secado de la biomasa, iniciando la alimentación de agente gasificante tan pronto se observara la producción de gas de síntesis, y terminando la prueba después de cierto tiempo de estabilización de la temperatura en la zona de reducción. Se observó, que aunque el equipo cuenta con aislamiento térmico refractario, es necesario para futuras pruebas instalar un sistema de aislamiento externo como fibra de vidrio, para evitar pérdidas de calor y riesgos de seguridad por quemaduras durante la operación. Igualmente, es necesario contar con una mayor cantidad de sensores de temperatura en la zona de reducción para observar el perfil y cambios de temperatura en esta zona, y tener un comparativo más preciso con los modelos computacionales.

Las pruebas experimentales demostraron que tanto la gasificación de cuesco de coco, como la de guadua producen gases con alta concentración de especies como monóxido de carbono, hidrógeno, metano y dióxido de carbono. El gas producido por la gasificación de cuesco de coco presentó una alta concentración de monóxido de carbono, la mayor concentración de La composición de este gas permite que tenga un potencial para ser utilizado como gas de combustión tanto en motores de combustión interna como turbinas de gas, o gasificadores de generación a pequeña escala, desarrollados específicamente para su funcionamiento en zonas rurales o no interconectadas, donde se producen cantidades considerables de residuos agrícolas como el cuesco de coco y la guadua.

Se elaboró un modelo matemático y computacional en Matlab de cinética de reacciones para predecir la composición de los gases de salida de la zona de reducción. El modelo fue basado en cinco reacciones consideradas las más relevantes para la zona de reducción, a partir de estas reacciones y de las principales especies presentes en esta zona, se elaboró un sistema de ecuaciones diferenciales por medio de ecuaciones de tasa de reacción, balances de masa y balances de energía. El sistema de ecuaciones diferenciales fue modelado computacionalmente, y resuelto con métodos numéricos bajo condiciones reales de operación para la gasificación

del cuesco de coco y la guadua. El desarrollo demostró que el modelo es sensible a los parámetros de entrada, y debido a su variabilidad es necesario realizar un estudio riguroso y detallado experimental o bibliográfico de estos parámetros para desarrollar un modelo que estudie el proceso específico de gasificación considerando la geometría del gasificador y la biomasa trabajada.

Se elaboró un análisis comparando los resultados obtenidos en las pruebas experimentales para la gasificación de cuesco de coco y guadua con los resultados predichos por el modelo de cinética de reacciones. Se compararon los resultados de concentración de los principales gases en la gasificación, incluyendo dióxido de carbono, monóxido de carbono hidrógeno y metano, observando cómo aunque la complejidad del modelo impide predecir comportamientos que sean totalmente similares a los resultados experimentales, sí se observan diferencias porcentuales similares a los de modelos de gasificación realizados por otros autores, y se observa una predicción de un gas que se puede clasificar como producto de gasificación. Para futuros desarrollos experimentales es recomendable complementar el equipo de gasificación con varios sensores analizadores de gas a lo largo de la zona de reducción, paralelos a los sensores de temperatura, para comprobar la generación de los gases en esta zona, y el efecto de cada una de las reacciones de reducción en la producción del gas producto de gasificación.

# 10 Anexo:

## 10.1. Tabla perfiles temperatura gasificación con cuesco de coco

Muestra de resultados cada *10min* 10-1

## 10.2. Tabla composición gasificación cuesco de coco

Muestra de resultados cada *10min* 10-2

## 10.3. Tabla perfiles temperatura gasificación con guadua

Muestra de resultados cada *10min* desde el minuto 120 10-3

## 10.4. Código Matlab de modelo de cinética de reacciones de la gasificación con guadua y cuesco de coco

```
clear all; close all;clc;
```

```
global paso;  
global Kc;
```

```
% Condiciones iniciales
```

```
x_carb = 9.57E-05;
```

```
% Masa Temp Presion y vel [CO CO2 CH4 H2 H2O Tar N2 O2 T P v]
```

```
x_ss(1:11) = [2.7312E-5 1.5594E-04 8.3810E-06 2.6622E-06 2.1833E-04 1.45007E-04  
0.00105553 2.80583E-04 1123.15 76000 0.16];
```

```

% Masa total
m_total = x_carb + sum(x_ss(1:8));

zf = 0.15;
paso = 0.0001;
tspan = 0:paso:zf;
%tspan = [0 zf];
% [z, x] = ode45('Modelo_Gasificacion',[0:Paso:zf],x_ss);
options = odeset('RelTol',1e-2,'AbsTol',1e-3*ones(1,11));
% options = odeset('RelTol',1e-4,'AbsTol',1e-3*ones(1,4));
[z, x] = ode45('Modelo_Gasificacion',tspan,x_ss,options);

% Masa de cada especie
plot(z(1:end),x(1:end, 1:4 ));
hold on
plot(z(1:end),x(1:end, 6 ));
legend('m CO', 'm CO_2', 'm CH_4', 'm H_2', 'm Alquitranes')
xlabel('Altura z [m]')
ylabel('Masa [kg]')

C = zeros(size(x,1),8);
for i = 1:length(x)
    for j =1:8
        C(i,j) = Kc(j)*x(i,j);
    end
end

% Masa total de gases y masa de Carbono
m_gases = sum(x(1:end,1:8)')';
m_C = m_total - m_gases;
figure, plot(z(1:end), [ m_C])
legend('m C')
xlabel('Altura z [m]')
ylabel('Masa carbonizado [kg]')

% Concentracion gases
figure, plot(z(1:end),C(1:end, 1:4 ));
hold on
plot(z(1:end),C(1:end, 6 ));
legend('CO', 'CO_2', 'CH_4', 'H_2', 'Alquitranes')

```

```

xlabel('Altura z [m]')
ylabel('Concentracion [mol/m^3]')

Modelo gasificacion

function md = Modelo_Gasificacion(z,m)

%global paso;
global Kc;
% x(1) = C_CO
% x(2) = C_CO2
% x(3) = C_CH4
% x(4) = C_H2
% x(5) = C_H2O
% x(6) = C_Tar
% x(7) = C_N2
% x(8) = C_O2
% x(9) = Tg
% x(10) = P
% x(11) = Vg

altura=0.15;
r = 0.12;
VT = pi * r^2 * altura;
M = [28.011 44.01 16.04 2.016 18.01 78.11 28.013 31.998];
for i = 1:11
    if i <=8
        Kc(i) = 1000/(0.6*M(i)*VT);
        x(i) = Kc(i)*m(i);
    else
        x(i) = m(i);
    end
end

% Factor de reaccion [1/s]
% 1=C+2H2, 2=C0+H20, 3=C+CO2, 4=CH$+H20, 5=C+H20, 6=Tar
%A = [20.8E4 2.78E3 1.12E8 3.1E3 2.07E7 1E10];
A = [20.8E-4 2.78E-5 1.12 3.1E-5 2.07E-2 1];
% Energia de activacion [J/mol] y [kJ/mol]
E = [87E3 41E3 -172E3 -206E3 -131E3 185E3];

```



```

%E = [87 41 -172 -206 -131 185];
% Calor especifico [J/kg*K] y [J/mol*K], Tomado del Incropera
%Cp = [1.114 1.13 2.254 14.61 2.085 1.738 1.098 1.031]*1000;
Cp = [0.03977009 0.025675983 0.140523691 7.24702381 0.115769017
0.022250672 0.039196088 0.032220764];

% Porcentaje concentracion de especies en alquitran de pirolisis
%CO CO2 CH4 H2 O Tar 0 0
gama = [0.497 0.362 0.102 0.026 0 0.02 0 0];
% Otros parametros
Rg = 8.314472; % Constante universal de los gases [J/mol*K]
dp = 5E-3; % Espesor promedio biomasa [m]
eps = 0.394; % Correlacion epsilon de Ergun dP/dz [adimensional]
% Funciones miu y ctes equilibrio (Correlacion de conductividad termica)
miu = (1.98E-5)*((x(9)/300)^(2/3));

% Keq1 = 10^4*exp(-26085/x(9));
% Keq2 = 0.0265*exp(7914/x(9));
% Keq3 = 10^7*exp(-26085/x(9));
% Keq4 = 16^10*exp(-24157/x(9));
% Keq5 = 10^7*exp(-26085/x(9));
Keq1 = 1;
Keq2 = 1;
Keq3 = 1;
Keq4 = 1;
Keq5 = 1;

% Funciones para tasas de velocidad [mol/(m^3*s)]
R(1) = A(1)*exp(-E(1)/(Rg*x(9))) * (x(4)^2-(x(3)/Keq1));
R(2) = A(2)*exp(-E(2)/(Rg*x(9))) * ((x(1)*x(5))-((x(2)*x(4))/Keq2));
R(3) = A(3)*exp(-E(3)/(Rg*x(9))) * (x(2)-(x(1)^2/Keq3));
R(4) = A(4)*exp(-E(4)/(Rg*x(9))) * ((x(3)*x(5))-((x(1)*x(4)^3)/Keq4));
R(5) = A(5)*exp(-E(5)/(Rg*x(9))) * (x(5)-((x(1)*x(4))/Keq5));
R(6) = A(6)*exp(-E(6)/(Rg*x(9))) * (x(6));

% sumRiEai = sum(R(1:6).*Eac(1:6));
% sumdCiCpiTg = sum(x(12:19).*Cp(1:8))*x(9);
% sumdCiCpiTg = (x(12)*Cp(1)+x(13)*Cp(2)+x(14)*Cp(3)+x(15)*Cp(4)+x(16)
*Cp(5)+x(17)*Cp(6)+x(18)*Cp(7)+x(19)*Cp(8))*x(9);
% sumCi = sum (x(1:8));
    
```

```

% sumCiCpi = sum (x(1:8)*Cp(1:8));
% sumdCi = sum (x(12:19));
% sumdCiCpi = sum (x(12:19)*Cp(1:8));

xd11 = 0;
% xd9 = -3258;
%xd10 = -10;

xd(1) = (-x(1)*xd11-R(2)+2*R(3)+R(4)+R(5)+gama(1)*R(6))*(1/(x(11)));
xd(2) = (-x(2)*xd11+R(2)-R(3)+gama(2)*R(6))*(1/(x(11)));
xd(3) = (-x(3)*xd11+R(1)-R(4)+gama(3)*R(6))*(1/(x(11)));
xd(4) = (-x(4)*xd11-2*R(1)+R(2)+3*R(4)+R(5)+gama(4)*R(6))*(1/(x(11)));
xd(5) = (-x(5)*xd11-R(2)-R(4)-R(5))*(1/(x(11)));
xd(6) = (-x(6)*xd11+gama(6)*R(6))*(1/(x(11)));
xd(7) = (-x(7)*xd11)*(1/(x(11)));
xd(8) = (-x(8)*xd11)*(1/(x(11)));

sumRiEai = sum(R(1:6).*E(1:6));
sumdCiCpiTg = x(11)*(xd(1)*Cp(1)+xd(2)*Cp(2)+xd(3)*Cp(3)+xd(4)*Cp(4)+
xd(5)*Cp(5)+xd(6)*Cp(6)+xd(7)*Cp(7)+xd(8)*Cp(8))*x(9);
sumCi = sum (x(1:8));
%sumCiCpi = sum(x(1:8)*Cp(1:8));
sumCiCpi = (x(1)*Cp(1)+x(2)*Cp(2)+x(3)*Cp(3)+x(4)*Cp(4)+x(5)*Cp(5)+
x(6)*Cp(6)+x(7)*Cp(7)+x(8)*Cp(8));

%xd(10) = xd10;
xd(10) = -((150*miu*(1-eps)^2)/(dp^2*eps^3))*x(11)+((1.75*sumCi*
(1-eps))/(dp*eps^3))*x(11)^2;
% xd(9) = xd9;
xd(9) = (-sumRiEai-x(11)*xd(10)-x(10)*xd11-sumdCiCpiTg)/(x(11)*sumCiCpi);
% xd(9) = (-sumRiEai-x(11)*xd(10)-x(10)*xd11-sumdCiCpiTg-((4*hw/Dt)*
(x(9)-Ti)))/(x(11)*sumCiCpi);
% xd(11) = (-sumRiEai/x(11)-(x(21)*((x(11)/x(9))+x(11)*sumCiCpi/x(10)))+
(sumCiCpi*sumdCi/sumCi)-sumdCiCpi)/(sumCi*Rg+sumCiCpi);
xd(11) = xd11;

for i = 1:11
    if i <=8
        md(i) = xd(i)/Kc(i);
    else

```

```
        md(i) = xd(i);  
    end  
end  
md = md';
```

**Tabla 10-1:** Temperaturas en diferentes zonas del gasificador en prueba de gasificación con cuesco de coco

Tiempo[ <i>min</i> ]	T Redox 1 [ <i>°C</i> ]	T Redox 2 [ <i>°C</i> ]	T Comb [ <i>°C</i> ]	T Piro [ <i>°C</i> ]	T amb [ <i>°C</i> ]
10	18,532	62,432	72,291	31,296	19,015
20	68,937	67,848	101,553	65,888	19,537
30	63,014	64,698	119,639	65,457	19,205
40	57,908	55,104	132,632	71,039	19,390
50	64,665	81,269	273,347	78,804	19,572
60	64,661	150,026	455,496	108,957	19,750
70	66,872	271,244	689,545	330,806	20,021
80	71,500	400,932	763,572	366,231	20,821
90	82,723	504,590	811,014	431,886	21,095
100	121,295	577,438	978,146	481,757	21,005
110	191,974	666,589	889,290	549,796	21,135
120	300,490	702,912	946,353	456,031	21,703
130	397,467	723,388	853,034	271,605	22,394
140	442,780	731,235	974,071	350,810	22,871
150	478,287	754,902	1.059,570	286,746	23,742
160	502,188	760,858	1.074,868	352,134	23,096
170	511,940	773,783	960,951	511,707	24,224
180	537,166	792,417	947,337	658,427	24,499
190	539,257	771,516	751,557	646,509	25,362
200	545,569	763,519	1.220,904	362,632	25,273
210	525,402	767,980	974,644	365,205	25,684
220	514,997	753,227	1.013,787	300,519	26,029
230	510,300	757,078	992,710	423,132	25,633
240	511,568	763,677	946,040	377,561	25,495
250	509,273	756,938	905,844	668,589	26,355
260	518,304	758,564	826,544	566,722	25,783
270	522,713	749,158	1.048,412	464,952	27,278
280	527,217	755,104	1.043,438	571,129	29,848
290	514,519	740,888	755,457	535,559	26,061

**Tabla 10-2:** Composición gases producto de la gasificación

Tiempo [min]	CO [%vol]	CH4 [%vol]	H2 [%vol]	CO2 [%vol]	CmHm [%vol]	O2 [%vol]
30	6,23	3,96	4,07	10,59	0,40	4,63
40	7,93	3,53	4,28	8,99	0,35	6,90
50	8,02	4,33	5,54	8,19	0,38	4,48
60	8,99	4,16	4,97	8,59	0,41	6,33
70	8,00	4,99	4,89	9,30	0,47	5,93
80	10,34	5,69	7,20	10,76	0,58	2,52
90	11,83	5,17	6,86	10,19	0,64	0,40
100	12,36	5,05	7,86	10,33	0,53	0,98
110	12,20	5,40	8,25	10,67	0,56	0,87
120	13,63	4,94	7,47	9,90	0,52	0,84
130	12,63	4,56	7,38	9,96	0,43	0,80
140	13,97	4,14	6,66	9,43	0,40	0,75
150	15,74	3,80	6,21	8,43	0,37	0,72
160	16,03	3,54	5,72	8,07	0,34	0,70
170	14,02	4,16	7,41	9,08	0,35	0,67
180	13,35	3,29	6,46	8,79	0,31	0,66
190	14,22	4,00	6,97	8,93	0,36	0,68
200	14,08	3,43	5,73	8,77	0,34	0,68
210	15,16	3,65	6,16	8,50	0,37	0,68
220	14,35	3,06	5,14	8,59	0,30	0,72
230	14,41	2,85	4,41	8,60	0,33	0,72
240	13,14	2,51	3,70	8,57	0,27	0,69
250	14,11	2,78	4,56	8,45	0,29	0,66
260	14,69	3,51	4,97	8,69	0,36	0,75
270	15,77	3,30	5,15	8,02	0,36	0,66
280	15,25	3,76	3,76	8,48	0,35	0,14
290	15,46	4,00	5,50	8,82	0,45	0,65

**Tabla 10-3:** Temperaturas en diferentes zonas del gasificador en prueba de gasificación con cuesco de coco

Tiempo[ <i>min</i> ]	T redox [ <i>°C</i> ]	T Comb [ <i>°C</i> ]	T Piro [ <i>°C</i> ]	T amb [ <i>°C</i> ]
120	29,358	41,915	43,162	21,240
130	34,941	48,114	51,882	21,082
140	40,285	52,185	55,452	21,048
150	63,280	66,242	65,616	20,739
160	66,895	73,928	79,695	21,429
170	70,250	109,823	107,435	22,019
180	67,043	139,925	127,593	22,134
190	64,132	122,502	141,933	21,686
200	61,946	116,459	140,057	21,950
210	61,499	116,282	139,921	21,969
220	62,492	117,496	142,281	21,460
230	75,382	153,326	173,803	21,341
240	97,133	168,409	184,504	21,169
250	172,788	578,454	178,420	21,245
260	442,114	799,311	316,815	20,943
270	565,786	874,503	430,725	22,064
280	598,373	766,384	395,663	21,825
290	592,665	788,002	517,992	22,569
300	610,057	733,949	447,657	22,296
310	629,703	792,423	410,207	21,961
320	687,032	785,287	376,103	21,148
330	651,054	688,047	350,268	21,398
340	622,345	541,423	372,619	24,323

# Bibliografía

- [1] N. Abril Díaz, J. A. Bárcena Ruiz, E. Reyes, A. Galván Cejudo, J. Jorrín Novo, J. Peinado P., Meléndez V.: F. T., and I. Túnez Fiñana. Espectrofometría: Espectros de absorción y cuantificación colorimétrica de biomoléculas. Universidad de Cordoba, España, Consultado: 2013-11-20.
- [2] J. O. Agunsoye, S. I. Talabi, and Sanni O. S. Study of mechanical behaviour of coconut shellreinforced polymer matrix composite. *Journal of Minerals and Materials Characterization and Engineering*, 11:774–779, 2012.
- [3] J.O. Agunsoye, S.I. Talabi, S.A. Bello, and I. O. Awe. The effects of cocos nucifera (coconut shell) on the mechanical and tribological properties of recycled waste aluminium can composites. *Tribology in Industry*, 36(2):155–162, 2014.
- [4] Anis Atikah Ahmad, Norfadhila Abdullah Zawawi, Farizul Hafiz Kasim, Abrar Inayat, and Azduwin Khasri. Assessing the gasification performance of biomass: A review on biomass gasification process conditions, optimization and economic evaluation. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 53:1333–1347, 2016.
- [5] tigadwa y Ahmed, murni m Ahmad, Suzana Yusup, Abrar Inayat, and Zakir Khan. Mathematical and computational approaches for design of biomass gasification. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, (16):2034–2315, 2012.
- [6] M. Anil, S. Rupesh, C. Muraleedharan, and P. Arun. Performance Evaluation of Fluidised Bed Biomass Gasifier Using CFD. *Energy Procedia*, 90(December 2015):154–162, 2016.
- [7] Pratik Babu, B V; Sheth. Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor. *Energy Conversion and Management*, 47(15-16):2602–2611, 2006.
- [8] Dipal Baruah and D. C. Baruah. Modeling of biomass gasification: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 39:806–815, 2014.
- [9] Dipal Baruah, D.C. Baruah, and M.K. Hazarika. Artificial neural network based modeling of biomass gasification in fixed bed downdraft gasifiers. *Biomass and Bioenergy*, 98:264–271, 2017.

- [10] A.A.C.M Beenackers. Biomass gasification in moving bed, a review of european technologies. *renewable energy*, (16):1180–1186, 1999.
- [11] S. A. Bello, J. O. Agunsoye, J. A. Adebisi, Kolawole F. O., and Hassan S. B. Physical properties of coconut shell nanoparticles. *Kathmandu University Journal of Science, Engineering and Technology*, 12(I):63–79, 2016.
- [12] J. Bhaskar and V.K. Singh. Physical and mechanical properties of coconut shell particle reinforced-epoxy composite. *J. Mater. Environ. Sci.*, 4(2):227–232, 2013.
- [13] C Blasi. Dynamic behavior of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*, 55:2931–2944, 2000.
- [14] F. Brown, D; Fuchino, T; Marechal. Solid fuel decomposition modelling for the design of biomass gasification systems. In *Proceedings of the 16th European symposium on computer aided process engineering and 9th international symposium on process systems engineering*, pages 1661–1666, 2006.
- [15] JE. Castellanos Contreras. Evaluar la aplicación de un sistema de control basado en Redes Neuronales, para el proceso de gasificación con aire u oxígeno, del reactor de lecho fijo del Laboratorio de Plantas Térmicas y Energías Renovables, 2012.
- [16] Steven C. Chapra and Raymond P. Canale. *Métodos Matemáticos Para Ingenieros Capítulo 23*. 2006.
- [17] Ashish Chaurasia. Chaurasia\_Modeling-simulation-and-optimization. *Energy*, (116):1065–1076, 2016.
- [18] JS. Chen. *Kinetic engineering modelling of co-current moving bed gasification reactors for carbonaceous material*. Phd thesis, Cornell University, 1987.
- [19] World Energy Council. *World Energy Issues Monitor 2017*. 2017.
- [20] Takeuchi C.P. Caracterización Mecánica Del Bambú Guadua, 2014.
- [21] C. Dejtrakulwong and S. Patumsawad. Four zones modeling of the downdraft biomass gasification process: Effects of moisture content and air to fuel ratio. *Energy Procedia*, 52:142–149, 2014.
- [22] DIN-EN-14774-3. Feste biobrennstoffe – verfahren zur bestimmung des wassergehaltes – verfahren der ofentrocknung – teil 3: Wassergehalt in gewöhnlichen analysenproben. deutsches institut für normung e.v., berlin: Beuth verlag gmbh. page 6., 2010.
- [23] DIN-EN-14775. Feste biobrennstoffe – bestimmung des aschegehaltes- deutsche fassung en 14775:2009.



- [24] DIN-EN-15148. Feste biobrennstoffe – bestimmung des gehaltes an flüchtigen substanzen; deutsche fassung en 15148:2009.
- [25] X; Wang Z; Bi Y; Yang R; Zhang J; Luo H Niu M; Qi B; Lu C Dong, Q; Li. Effect of iron(III) ion on moso bamboo pyrolysis under microwave irradiation. *Bioresource Technology*, 243:755–759, 2017.
- [26] REN21-UN Environment. *Renewables 2017 Global Status Report*. 2017.
- [27] S Ergun. Fluid flow through packed columns. *Chem Eng Prog*, 48:89–94, 1952.
- [28] FAOSTAT. Organización para la alimentación y la agricultura (fao), dirección de estadística. <http://faostat.fao.org/site/567/DesktopDefault.aspx?PageID=567#anchor>, Consultado: 2014-09-30.
- [29] C. A. Forero-Núñez, A. Cediell-Ulloa, J. L. Rivera-Gil, A. Suaza-Montalvo, and F. E. Sierra-Vargas. Estudio preliminar del potencial energético de la palma y cáscara de coco en Colombia. *Revista Ingeniería Solidaria*, 8(14):19–25, 2012.
- [30] C.A. Forero-Núñez, C.A. Guerrero-Fajardo, and F.E. Sierra-Vargas. Producción y uso de pellets de biomasa para la generación de energía térmica: una revisión a los modelos del proceso de gasificación. *ITECKNE*, 9(1):21–30, Julio 2012.
- [31] Aimin Gao, Ningbo; Li. Modeling and simulation of combined pyrolysis and reduction zone for a downdraft biomass gasifier. *Energy Conversion and Management*, 49(12):3483–3490, 2008.
- [32] Joel George, P Arun, and C Muraleedharan. Stoichiometric Equilibrium Model based Assessment of Hydrogen. In *Procedia technology*, pages 982–989, 2016.
- [33] GRG Giltrap, DL; McKibbin R, Barnes. A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *solar energy*, 74:85–91, 2003.
- [34] Alexander Gómez, Sonia L Rincón, and Wolfgang Klose. *Gasificación de biomasa residual de procesamiento agroindustrial*. 2011.
- [35] F. Grace, J; Taghipour. Verification and validation of CFD models and dynamic similarity for fluidized beds. *Powder Technology*, 2(99-110), 139.
- [36] B. E. Grimwood and F. Ashman. *Coconut Palm Products: Their Processing in Developing Countries*. 1979.
- [37] BP Group. *BP Statistical Review of World Energy*, volume 65th. BP, 2017.
- [38] Y. Guo, B; Li, D; Cheng, C; Lu, Z; Shen. Simulation of biomass gasification with a hybrid neural network model. *Bioresource Technology*, 76(2):77–83, 2001.

- [39] Gordon M Harris. *Cinética química*. Reverté, 1973.
- [40] J. J. Hung. *The Production of Activated Carbon from Coconut Shells Using Pyrolysis and Fluidized Bed Reactors*. The University of Arizona.
- [41] IDEAM. Características climatológicas de ciudades principales y municipios turísticos. page 48, 2014.
- [42] S.A. Instituto Tecnológico de Canarias. *Energías renovables y eficiencia energética*. 2008.
- [43] M. F. Irfan, M. R. Usman, and K. Kusakabe. Coal gasification in CO<sub>2</sub> atmosphere and its kinetics since 1948: A brief review. *Energy*, 36(1):12–40, 2011.
- [44] T Jakobs, T; Djordjevic, N; Mancini, M, Weber, R; Kolb. Gasification of high viscous slurry R&D on atomization and numerical simulation. *Applied Energy*, 93:449–456, 2012.
- [45] M Janajreh, I; Al Shrah. Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of wood chips. *Energy Conversion and Management*, 65:783–792, 2013.
- [46] S; Dutta; A. Jarungthammachote. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, 32:1660–1669, 2007.
- [47] Z; Fei B; Cai Z; Yu Y; Liu Z Jiang, Z; liu. The pyrolysis characteristics of moso bamboo. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, 94:48–52, 2012.
- [48] G.R. John, C.F. Mhilu, I.S.N. Mkilaha, M. Mkumbwa, W. Lugano, and O. Mwaikondela. Prospects of high temperature air/steam gasification of biomass technology. In J.A. Mwakali G. Taban-Wani, editor, *Proceedings from the International Conference on Advances in Engineering and Technology*, pages 368 – 374. Elsevier Science Ltd, Oxford, 2006.
- [49] M La Villeta, M Costa, and N Massarotti. La\_Villeta-Modelling approaches to biomass gasification-review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, (74):71–88, 2017.
- [50] Pedro Larrañaga, Inaki Inza, and Abdelmalik Moujahid. *Redes neuronales*, 2007.
- [51] Lizano M. *Guía Técnica del cultivo de coco*.
- [52] Nader Mahinpey and Arturo Gomez. Review of gasification fundamentals and new findings: Reactors, feedstock, and kinetic studies. *Chemical Engineering Science*, 148:14–31, 2016.
- [53] H. Marsh and F. Rodriguez-reinoso. *Activated Carbon*. Elsevier Science & Technology Books, 2006.
- [54] Mathorks. Mathworks documentation- ODE45.

- [55] Melgar, A; Pérez J F; Lageta, H; horillo. Thermochemical equilibrium modelling of a gasifying process. *Energy Conversion and Management*, 48(1):59–67, 2007.
- [56] Robert Mikulandrić, Dražen Lončar, Dorith Böhning, Rene Böhme, and Michael Beckmann. Artificial neural network modelling approach for a biomass gasification process in fixed bed gasifiers. *Energy Conversion and Management*, 87(May 2015):1210–1223, 2014.
- [57] Mejia M.N. and Moreno R.D. *Estado del Arte de la Cadena de la Guadua en Colombia 2003 - 2012*. MinAmbiente, 1a edition, 2013.
- [58] Favio Orlando Narváez Argoty. *Investigación del comportamiento de las emisiones de un motor Diesel operado con Biodiesel de higuera utilizando un modelo basado en inteligencia artificial*. PhD thesis, 2012.
- [59] Nader Nikoo, mehrdokht; Mahinpey. Simulation of biomass gasification in fluidized bed reactor using ASPEN PLUS. *Biomass and Bioenergy*, 31(12):1245–1254, 2008.
- [60] niladri sekhar Barman, Ghosh Sudip, and Sudipta De. Barman-Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier – A realistic model. *Bioresource Technology*, (107):505–511, 2012.
- [61] F.S. Nogues. *Energía de la Biomasa (Vol. II): Energías Renovables*. 2010.
- [62] Yucel Ozgun and Alaittin Hastaoglu Mehmet. Kinetic modeling and simulation of throated downdraft gasifier. *Fuel Processing Technology*, (144):145–154, 2016.
- [63] Instituto para la Diversificación y Ahorro de la Energía. *Energía de la biomasa*. 2007.
- [64] Tapas Kumar Patra and Pratik N Sheth. Biomass gasification models for downdraft gasifier—A state of the art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, (50):583–593, 2015.
- [65] P Pepiot, Cj Dibble, and Td Foust. Computational fluid dynamics modeling of biomass gasification and pyrolysis. *Computational modeling in lignocellulosic biofuel production*, pages 273–298, 2010.
- [66] David Peterson and Scott Haase. Market Assessment of Biomass Gasification and Combustion Technology for Small- and Medium-Scale Applications Market Assessment of Biomass Gasification and Combustion Technology for Small- and Medium-Scale Applications. *Contract*, (July), 2009.
- [67] C Pinerós Vázquez. Diseño de gasificador de lecho fijo, 2007.

- [68] Maria Puig-Arnavat, Joan Carles Bruno, and Alberto Coronas. Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 14(9):2841–2851, 2010.
- [69] Maria Puig-Arnavat, J. Alfredo Hernández, Joan Carles Bruno, and Alberto Coronas. Artificial neural network models for biomass gasification in fluidized bed gasifiers. *Biomass and Bioenergy*, 49(May 2017):279–289, 2013.
- [70] C. A. Quintana-Jiménez. Acuerdo de competitividad 2013. *Cadena Nacional del Coco de Colombia*, page 37, 2013.
- [71] K. Raghavan. *Biofuels from coconuts*. Agosto 2010.
- [72] Santiago Ramírez Rubio. Simulación Computacional Del Proceso De Gasificación De Biomasa En El Reactor De Lecho Fijo De La Facultad De Ingeniería De La Universidad Nacional De Colombia. page 127, 2010.
- [73] J Rogel, A; Aguillon. The 2D Eulerian approach of entrained flow and temperature in a biomass stratified downdraft gasifier. *American journal of applied sciences*, 3:2068–2075, 2006.
- [74] Christopher Rumsey. Introduction: Computational Fluid Dynamics Validation for Synthetic Jets. *AIAA Journal*, 44(2):193–193, 2006.
- [75] M Ruoff. *Experimentelle Untersuchung eines Festbrennstoffvergasers zur Bestimmung der Massen- und Energiebilanz*. PhD thesis, Hochschule Offenburg, 2009.
- [76] Ahmed M Salem and Manosh C Paul. Advanced kinetic modelling of biomass gasification. *International Journal of Advances in Science Engineering and Technology*, (2):182–185, 2016.
- [77] S K Sansaniwal, K Pal, M A Rosen, and S K Tyagi. Recent advances in the development of biomass gasification technology: A comprehensive review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 72(December 2015):363–384, 2017.
- [78] KM Saravanakumar, A; Hagge, M; Haridasam TM; Bryden. Numerical modelling of a fixed bed updraft long stick wood gasifier. *Biomass and Bioenergy*, 35(10):4248–4260, 2011.
- [79] Angelo Maria Sepe, Jun Li, and Manosh C Paul. Sepe-Assessing biomass steam gasification technologies using a multipurpose model. *Energy Conversion and Management*, (128):216–226, 2016.
- [80] Shweta Sharma and Pratik N. Sheth. Air-steam biomass gasification: Experiments, modeling and simulation. *Energy Conversion and Management*, 110:307–318, 2016.

- [81] W. Simanjuntak, S Sembiring, W.A. Zakaria, , and K. D. Pandiangan. The use of carbon dioxide released from coconut shell combustion to produce  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . *Makara J. Sci.*, 18(3):65–70, 2014.
- [82] P. Sreejith, C, Muraleedharan, C; Arun. Life cycle assessment of producer gas derived from coconut shell and its comparison with coal gas: An Indian perspective. *International Journal of Energy and Environmental Engineering*, 4(1):1–22, 2006.
- [83] CM Wang, Y; Kinoshita. Kinetic model of biomass gasification. *solar energy*, 51(1):19–25, 1993.
- [84] KN Wang, Yiqun; Yan, Lifeng. CFD based combustion model for sewage sludge gasification in a fluidized bed. *Front Chem Eng Chin*, 3:138–145, 2009.
- [85] World-Health-Organization. S.3.6. bulk density and tapped density of powders. *Document QAS/11.450 FINAL*, page 6., 2012.
- [86] M. Yerizam, M. Faizal, Marsi, and Novia. Nox and co emissions of rice straw, coconut shell and biobriket combustion as alternative fuel. *Proceedings of The 5th Sriwijaya International Seminar on Energy and Environmental Science and Technology-Indonesia*, pages 118–122, 2014.
- [87] A. Yerramalaa and C. Ramachandrudu. Properties of concrete with coconut shells as aggregate replacement. *International Journal of Engineering Inventions*, 1(6):21–31, 2012.
- [88] KN Zainal, ZA; Ali, R; Lean, CH; Seetharamu. Prediction of performance of a downdraft gasifier using equilibrium modeling for different biomass materials. *Energy Conversion and Management*, 42:1499–1515, 2001.