

# Método de diferencias finitas para determinar la composición del gas generado en un gasificador downdraft

Elbis D'Espaux Shelton<sup>1</sup>

<sup>1</sup>Universidad de las Ciencias Informáticas, Cuba. Email: [eshelton@uci.cu](mailto:eshelton@uci.cu)

## Resumen

En este trabajo se desarrolló un modelo matemático para un gasificador de lecho fijo downdraft, flujos en paralelo y aire como agente de gasificación. Este permite predecir los perfiles de temperatura y la composición del gas generado mediante el proceso de gasificación para residuos de madera y el cálculo de los parámetros de operación en el interior del gasificador. El modelo se fundamenta en las características termofísicas de la biomasa, las leyes aerodinámicas y el planteamiento de las ecuaciones de balance de energía y especies para un sistema heterogéneo de fases sólida y gaseosa, utilizando un sistema de ecuaciones diferenciales en derivadas parciales. Se empleó el método de volumen de control y los elementos finitos. Teniendo en cuenta una serie de consideraciones de la gasificación, se llega a discretizar las ecuaciones diferenciales. La solución se generó mediante la metodología de diferencias finitas, respondiendo a una primera aproximación del proceso estudiado.

**Palabras clave:** diferencias finitas, ecuaciones diferenciales, gasificación, gasificador downdraft

## Abstract

In this work, a mathematical model was developed for a downdraft fixed bed gasifier, parallel flows and air as a gasification agent. This allows predicting the temperature profiles and composition of the gas generated through the gasification process for wood waste and the calculation of the operating parameters inside the gasifier. The model is based on the thermophysical characteristics of the biomass, the aerodynamic laws and the approach to the energy and species balance equations for a heterogeneous system of solid and gas phases, using a system of partial differential equations. The control volume method and finite elements were used. Taking into account a series of gasification considerations, the differential equations are discretized. The solution was generated using the finite difference methodology, responding to a first approximation of the studied process.

**Keywords:** finite differences, differential equations, gasification, downdraft gasifier

## 1. Introducción

La gasificación de biomasa se utiliza para mejorar la eficiencia y reducir los costes de inversión de la generación eléctrica a través de la tecnología de uso de turbinas de gas, motores de combustión interna (MCI), entre otras. La modelación de la gasificación constituye una vía económica a la hora de diseñar un gasificador, con el propósito de describir el proceso dando la composición de los gases a obtener sin tener que desarrollar experimentos, pues se requieren equipos costosos para llevar a cabo la experimentación y no es factible siempre su adquisición [1].

La gasificación es la conversión de un caudal sólido en un combustible gaseoso o líquido que puede ser quemado para liberar energía o ser utilizado para la producción de sustancias químicas valiosas y constituye uno de los recursos que permite sustituir una parte importante de los combustibles fósiles; requiere de un agente gasificante para reordenar la estructura molecular de la biomasa y convertirla en un combustible útil con una relación mayor de la relación hidrógeno-carbón (H/C) [2]. La calidad del gas producido en la instalación depende no solo de las características del flujo de gas, del agente gasificante utilizado, del tipo de biomasa experimental y del

diseño del reactor, sino también de los parámetros de operación [3].

El proceso está conformado por varios fenómenos complejos que van desde los mecanismos de transferencia de masa y energía en un sistema reactivo heterogéneo, derivando las etapas de secado y devolatilización del combustible para dar paso a la oxidación de los volátiles y el carbón, con el consecuente cambio del diámetro de las partículas y las pérdidas de presión en el lecho [4].

El proceso de gasificación se realiza en los gasificadores. Estos reactores son apropiados para la producción de energía a pequeña y mediana escala. Debido a las características del mismo es difícil mantener una temperatura de operación uniforme al interior del reactor. Por ello es que resulta impredecible conocer la composición del producto [5].

La biomasa a medida que va atravesando el reactor sufre varias transformaciones hasta su total devolatilización ya que va descomponiéndose hasta convertirse en gas y en otros subproductos que resultan desechables en el proceso final.

Los modelos matemáticos de la mayoría de sistemas, ya sean térmicos, mecánicos, hidráulicos, etc, se representan mediante ecuaciones diferenciales parciales y ordinarias que en la mayoría de los casos requieren de soluciones numéricas. Estas ecuaciones nacen de los balances de masa, de cantidad de movimiento, de energía y de especies (cuando se tienen reacciones químicas) para el sistema a modelar.

El objetivo de este trabajo es desarrollar un modelo matemático que permita predecir con mayor exactitud la composición del gas generado en un gasificador downdraft usando residuos de madera de Algarrobo a través del control de las variables que intervienen en el proceso.

## 2. Métodos y metodología

El proceso de gasificación se modela utilizando ecuaciones diferenciales para describir los fenómenos de combustión y las reacciones químicas involucradas.

Se identifican las especies gaseosas involucradas en el proceso de gasificación, como el oxígeno, el dióxido de carbono, el metano, el monóxido de carbono, el dióxido de carbono y otros productos de gasificación.

Se formulan las ecuaciones de balance de masa para cada especie involucrada y las ecuaciones de balance de energía para describir cómo se cambia la energía en el reactor de gasificación.

Luego se integran las ecuaciones diferenciales para obtener las soluciones que describen cómo cambian las concentraciones de las especies y la energía en el gasificador en función del tiempo y del espacio.

Los procesos de transformación de biomasa que se presentan al interior del gasificador de lecho fijo se presentan de manera independiente y secuencial a medida que la biomasa va fluyendo a lo largo del gasificador e incrementa su temperatura. Estos procesos al tener dos fases se pueden modelar de manera independiente y luego ser vinculados en el desarrollo del modelo general [6].

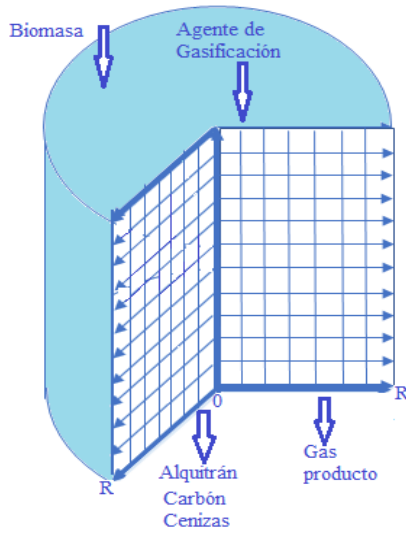
Por tal motivo la metodología para determinar el gas que se obtiene consiste en emplear primeramente el método de los volúmenes de control, el cual se basa en la aplicación de los balances de masa, de energía y de cantidad de movimiento para cada uno de estos. Este permite llegar a una forma discretizada de las ecuaciones diferenciales y no requiere de conocer previamente las ecuaciones diferenciales que se aplican en cada volumen de control, además demanda de un menor manejo matemático y permite una mayor comprensión de los fenómenos físicos presentes. Luego para cada uno de los volúmenes se aplica el método numérico que más se ajusta que son los elementos finitos y dentro de estos el método de Diferencias Finitas [7].

### 2.1. Ecuaciones para los balances de especies y energía en las fases gaseosa y sólida

Se debe tener en cuenta que las propiedades de la fase sólida no tienen influencia sobre las propiedades de la fase gaseosa, excepto en la dispersión.

Los principales compuestos obtenidos en el gas son: CO (Monóxido de Carbono), CO<sub>2</sub> (Dióxido de Carbono), H<sub>2</sub> (Hidrógeno), CH<sub>4</sub> (metano), N<sub>2</sub> (Nitrógeno), alquitranes y agua. Las ecuaciones de balance de especies se desarrollan para la cantidad de movimiento en la dirección radial ya que se supone que la velocidad en tubo vacío para la sección transversal del reactor es constante.

Se utiliza convenientemente las coordenadas cilíndricas para plantear las ecuaciones de balance de energía y de masa por la geometría cilíndrica del reactor. De este modo se eliminan algunas raíces cuadradas que se involucran y resulta un modelo más sencillo. El sistema de coordenadas es mostrado en la Figura 1.



**Figura 1.** Representación en coordenadas cilíndricas.  
Fuente: Elaboración propia.

En las ecuaciones de balance de la fase gaseosa se considera que la presión total dentro del gasificador permanece constante y es igual a la presión atmosférica.

El balance de energía de esta fase se simplifica suponiendo que la transferencia de calor por dispersión en la dirección axial es despreciable por ser mucho menor que la transferencia de calor por convección debido al alto flujo de gas y la velocidad de los gases en la dirección radial es despreciable y por lo tanto la transferencia de calor por convección en esa dirección también lo es. La ecuación general de balance de energía para la fase gaseosa es:

$$(cC_{p,m})^g \frac{\partial T^g}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r D_{r,th}^g \frac{\partial T^g}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_{ax,th}^g \frac{\partial T^g}{\partial z} \right) + (cC_{p,m})^g w_r^g \frac{\partial T^g}{\partial r} - (cC_{p,m})^g w_{ax}^g \frac{\partial T^g}{\partial z} - \frac{h_{GP} A_{esp}}{\epsilon_b} (T^g - T_{sup}^s) - q_{th}^g \quad (1)$$

Donde  $(cC_{p,m})^g$  corresponde a los gases albergados en los poros de la fase sólida,  $\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r D_{r,th}^g \frac{\partial T^g}{\partial r} \right)$  es la transferencia de calor por dispersión en la dirección radial,  $\frac{\partial}{\partial z} \left( D_{ax,th}^g \frac{\partial T^g}{\partial z} \right)$  es transferencia de calor por dispersión en la dirección axial,  $(cC_{p,m})^g w_r^g \frac{\partial T^g}{\partial r}$  la transferencia de calor por convección en la dirección radial,  $(cC_{p,m})^g w_{ax}^g \frac{\partial T^g}{\partial z}$  es transferencia de calor por convección en la dirección axial,  $c$  es la concentración total de la fase gaseosa,  $C_{p,m}$  la capacidad calorífica del gas,  $\frac{h_{GP} A_{esp}}{\epsilon_b} (T^g - T_{sup}^s)$  la transferencia de calor por convección entre la fase sólida y gaseosa teniendo en

cuenta la porosidad del lecho. Este término apunta a la resolución simultánea de la ecuación en ambas fases [6],  $q_{th}^g$  refiere la generación por las reacciones químicas al interior del reactor en la fase gaseosa y  $A_{esp}$  es el área específica de transferencia, representa el área de transferencia de calor entre las fases sólida y gaseosa por unidad de volumen.

$$q_{th}^g = \sum_{j=1}^n \Delta h_{r,m} r_{v,i} \quad (2)$$

$$A_{esp} = \frac{A_p n_p}{V_{total}} \quad (3)$$

$$A_p = \pi d_p^2 \quad (4)$$

$$n_p = \frac{V^s}{V_p} \quad (5)$$

El término  $\Delta h_{r,m}$  es la entalpía de reacción de la fase gaseosa y  $r_{v,i}$  la velocidad de reacción. El área superficial de las partículas es  $A_p$ , las partículas son consideradas esféricas.

A partir del sistema de coordenadas es posible establecer las condiciones de frontera. En el punto medio del gasificador, el gradiente de temperatura desaparece debido a la simetría térmica, por tanto, se tiene  $r=0$  lo cual significa que  $\frac{\partial T^g}{\partial r} = 0$ .

La transferencia de calor por convección entre la pared y el gas en la pared del gasificador cuando  $r=R$  significa que:

$$\lambda_r^g \frac{\partial T^g}{\partial r} = h_{WG} (T_W - T_R^g) \quad (6)$$

A la entrada del gasificador la fase gaseosa se encuentra a una temperatura establecida  $z=0$  que significa  $T^g = T_0$ .

A la salida del gasificador no se presenta transferencia de calor.  $z=L$  significa que  $\frac{\partial T^g}{\partial z} = 0$

Como condición inicial se tiene que la temperatura de la fase gaseosa es conocida,  $t=0$  significa que  $T_{m,n}^g = T_{in}^g$ .

La ecuación de balance de especies para cada componente  $i$  de la fase gaseosa es:

$$\frac{\partial c_i}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r D_{i,r} \frac{\partial c_i}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( D_{i,ax} \frac{\partial c_i}{\partial z} \right) + \frac{\partial (w_r^g c_i)}{\partial r} - \frac{\partial (w_{ax}^g c_i)}{\partial z} - \frac{\beta A_{esp}}{\varepsilon_b} (c_i^g - c_{i,sup}^s) \quad (7)$$

Donde  $\frac{\partial c_i}{\partial t}$  representa la concentración para cada especie,  $\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r D_{i,r} \frac{\partial c_i}{\partial r} \right)$  es transferencia de masa por dispersión en la dirección radial,  $D_{i,r}$  es la constante de difusión másica en esa dirección. Además se tiene  $\frac{\partial}{\partial z} \left( D_{i,ax} \frac{\partial c_i}{\partial z} \right)$  como la transferencia de masa por dispersión en la dirección axial,  $D_{i,ax}$  es la constante de difusión másica en esa dirección,  $\frac{\partial (w_r^g c_i)}{\partial r}$  es la transferencia de masa convección en la dirección radial,  $\frac{\partial (w_{ax}^g c_i)}{\partial z}$  transferencia de masa por convección en la dirección axial y  $\frac{\beta A_{esp}}{\varepsilon_b} (c_i^g - c_{i,sup}^s)$  es la transferencia de masa por convección entre la fase sólida y gaseosa teniendo en cuenta la porosidad del lecho.

En el balance de especies supone que la transferencia de masa por dispersión en la dirección axial se desprecia por ser mucho menor que la transferencia por convección debido al alto flujo de gas y la velocidad de los gases en la dirección radial es despreciable, por tanto, la transferencia de masa por convección también lo es. En el punto medio del gasificador, el gradiente de concentración desaparece debido a la simetría del equipo.

A la entrada del reactor la fase gaseosa se encuentra con una composición de entrada establecida  $z=0$  que significa que  $c_i^g = c_{i,in}^g$  y a la salida del gasificador no se presenta transferencia de calor por tanto  $z=L$  significa que  $\frac{\partial c_i^g}{\partial z} = 0$ .

La ecuación general del balance de energía para la fase sólida es:

$$(cC_{p,m})_e^s \frac{\partial T^s}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial z} \right) + (cC_{p,m})_e^s w_r^s \frac{\partial T^s}{\partial r} - (cC_{p,m})_e^s w_{ax}^s \frac{\partial T^s}{\partial z} - \frac{h_{GP} A_{esp}}{1 - \varepsilon_b} (T^g - T_{sup}^s) - q_{th}^s \quad (8)$$

Donde  $(cC_{p,m})_e^s \frac{\partial T^s}{\partial t}$  representa la acumulación,  $\frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial r} \right)$  transferencia de calor por conducción en la dirección radial efectiva,  $\frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial z} \right)$  es transferencia de calor por conducción en la dirección axial efectiva,  $(cC_{p,m})_e^s w_r^s \frac{\partial T^s}{\partial r}$  transferencia de calor por convección

en la dirección radial,  $(cC_{p,m})_e^s w_{ax}^s \frac{\partial T^s}{\partial z}$  es la transferencia de calor por convección en la dirección axial,  $\frac{h_{GP} A_{esp}}{1 - \varepsilon_b} (T^g - T_{sup}^s)$  es la transferencia de calor de fase sólida a gaseosa teniendo en cuenta la porosidad del lecho y  $q_{th}^s$  representa la generación debido a las reacciones químicas al interior del reactor en la fase sólida, consumo energético.

En el balance de energía de la fase sólida se supone que la transferencia de calor en la dirección radial se presenta solo por conducción, ya que no se presenta flujo de partículas en esa dirección.

La transferencia de calor en la dirección axial se presenta por conducción y convección, obteniendo la ecuación:

$$(cC_{p,m})_e^s \frac{\partial T^s}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial r} \left( r \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial r} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left( \lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial z} \right) - (cC_{p,m})_e^s w_{ax}^s \frac{\partial T^s}{\partial z} - \frac{h_{GP} A_{esp}}{1 - \varepsilon_b} (T^g - T_{sup}^s) - q_{th}^s \quad (9)$$

En el punto medio del gasificador, el gradiente de temperatura desaparece debido a la simetría del equipo,  $r=0$  significa que  $\frac{\partial T^s}{\partial r} = 0$ .

La transferencia de calor por conducción y radiación entre la pared y las partículas, en la pared del gasificador se manifiesta cuando  $r=R$  como  $\lambda_e^s \frac{\partial T^s}{\partial r} = (h_{WP} + h_{rad,WP})(T_W - T_R^s)$  siendo este término la transferencia de calor por conducción y radiación entre la pared y las partículas.

A la entrada del gasificador la biomasa se encuentra con la temperatura del ambiente circundante, o sea  $z=0$  significa que  $T^s = T_{amb}$ .

A la salida del gasificador no se presenta transferencia de calor,  $z=L$  significa que  $\frac{\partial T^e}{\partial z} = 0$ .

La condición inicial es que la temperatura de la fase sólida es conocida,  $t=0$  significa que  $T_{m,n}^s = T_0^s$ .

Según referencia [6], el balance de especies para la fase gaseosa contenida en los poros de la fase sólida se simplifica en la siguiente expresión:

$$r_{v,i} = \frac{\varepsilon_b}{1 - \varepsilon_b} \beta A_{esp} (c_i^g - c_{i,sup}^s) \quad (10)$$

Esta ecuación representa la transferencia de masa entre la fase gaseosa y los gases contenidos en los poros de la fase sólida y es válida suponiendo que no existen

gradientes de concentración al interior de las partículas, es decir cuando la fase sólida se considera homogénea.

Para la condición inicial se tiene que la composición de la fase gaseosa contenida en los poros de la fase sólida es conocida e igual a la del agente de gasificación empleado.

## 2.2. Descripción de la metodología empleada

Los métodos de elementos finitos representan una herramienta muy útil como alternativa para la solución de problemas complejos de transferencia de calor. El mismo permite la aproximación de soluciones de ecuaciones diferenciales. Entre estos está el método de diferencias finitas el cual se aplica en la modelación de gasificadores downdraft para resolver ecuaciones diferenciales parciales que describen el comportamiento del proceso de gasificación. A continuación, se presentan los pasos generales para su aplicación:

Primeramente se divide el espacio en intervalos finitos, creando una malla que cubre el dominio del problema. Cada nodo en la malla se conoce como un punto de control. Luego se utilizan las ecuaciones del modelo para describir el comportamiento del proceso de gasificación. Estas ecuaciones se aplican a cada nodo en la malla y a cada intervalo de tiempo.

Estas ecuaciones se discretizan, lo cual implica reemplazar las derivadas parciales por diferencias finitas, transformando las ecuaciones en sistemas de ecuaciones algebraicas. Posteriormente se resuelve el sistema de ecuaciones algebraicas utilizando el método de Gauss para las matrices y el método de Newton. De este modo se obtiene la temperatura y la composición del gas.

Al final se comparan los resultados numéricos con datos experimentales para validar la precisión del modelo.

## 3. Resultados

Para comenzar con los cálculos necesarios para la utilización del modelo deben determinarse primeramente las propiedades físicas y químicas en las fases sólida y gaseosa de la biomasa. Además, deben tenerse los coeficientes de transferencia de calor y masa en función de la temperatura y composición.

Se empleó residuo de madera de Algarrobo, por la disponibilidad de cinéticas de reacción y de pruebas experimentales para la validación del modelo [8].

Inicialmente, para cuantificar la producción de gas se caracterizó la biomasa. El algarrobo es un árbol común de madera dura, muy usado para producir carbón de buena calidad. Las características de esta biomasa se

obtuvieron por termogravimetría en el laboratorio de la Universidad de Hasselt en Bélgica.

Las experiencias se desarrollaron en un equipo estándar TGA (Modelo TG-v5.2B) a presión atmosférica y en atmósfera de Nitrógeno. Luego de tener tabulados los resultados se realizó un procesamiento estadístico de la data para caracterizarla utilizando el programa Statistica 12 [9].

Como variables independientes se tienen la presión y la temperatura de un sistema, ya que, al ser variables intensivas, nunca serán dependientes para el modelo presentado; también las propiedades del sólido son independientes, debido a que únicamente dependen del material del sólido cuya condición no se evalúa en el presente modelo.

Como variables dependientes se presentan la entalpía de reacción de la fase gaseosa, las propiedades del gas, la velocidad del gas y el coeficiente de película, debido a que todos dependen del cálculo de la temperatura para poder conocer su valor.

Se determinó que el modelo posee un grado de libertad, por consiguiente, este sistema posee infinitas soluciones, pero como el modelo requiere de una suposición inicial para la temperatura, debido a que es necesario el cálculo de la misma para poder obtener las demás condiciones del modelo y a continuación realizar la cantidad de iteraciones necesarias hasta que el modelo converja, por tanto, la obtención de la solución final depende de la suposición inicial de temperatura realizada.

Se finaliza cuando los cambios en las variables calculadas son tan despreciables que se considera que se ha alcanzado el estado estacionario. El error se calcula como la diferencia entre los valores absolutos de cada variable en cada iteración.

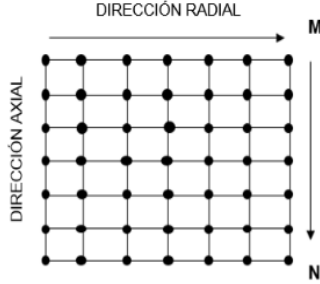
La solución en este estudio se fijó con 3 cifras decimales exactas, o sea cuando el error sea menor que 0,0005.

La realización de una suposición para una variable desconocida en un sistema con 1 grado de libertad reduce el mismo a 0 grados de libertad, llevando el modelo matemático a que posea una única solución y que cumpla con la condición básica que permite su resolución.

### 3.1. Discretización de las ecuaciones

Para una validación teórica hay que discretizar las ecuaciones, utilizando el método de los volúmenes de control empleando el método de diferencias finitas, analizando cada tipo de nodo en la malla tal como se muestra en la Figura 2.

Para integrar se especifican perfiles de variación de la variable dependiente entre los puntos de la malla para evaluar las integrales resultantes. La solución obtenida del sistema de ecuaciones discretizadas resultante satisface en forma exacta las ecuaciones consideradas, sin depender del tamaño de la malla.



**Figura 2.** Malla bidimensional para resolver las ecuaciones discretizadas. Fuente: Elaboración propia.

Se definen los nodos superiores  $np=0, 0 \leq mp \leq m$ . Para estos la temperatura de las fases sólida y gaseosa será constante e igual a la temperatura ambiente. La discretización de la ecuación de balance de masa para la fase gaseosa se realiza de manera similar a las ecuaciones de balance de energía, teniendo en cuenta las ecuaciones de balance y condiciones de frontera planteadas.

$$\begin{aligned} & \frac{D_{r,th}^g}{r} \frac{T_{m+1,n} - T_{m,n}}{\Delta r} + S(T) \left[ \frac{T_{m+1,n} - T_{m,n}}{\Delta r} \right]^2 \\ & + D_{r,th}^g \left[ \frac{T_{m+1,n} - 2T_{m,n} + T_{m-1,n}}{\Delta r^2} \right]^2 \\ & + \frac{T_{m-1,n} - T_{m,n}}{\Delta r} - (cC_{p,m})^g w_{ax}^g \frac{T_{m,n+1} - T_{m,n}}{\Delta z} \\ & - \frac{h_{GP} A_{esp}}{\varepsilon_b} (T^g - T_{sup}^s) - q_{th}^g \end{aligned} \quad (11)$$

Análogamente para la fase sólida la ecuación queda:

$$\begin{aligned} & \frac{\lambda_e^s}{r} \frac{T_{m+1,n} - T_{m,n}}{\Delta r} \\ & + \lambda_e^s \frac{T_{m+1,n} - 2T_{m,n} + T_{m-1,n}}{\Delta r^2} \\ & + \lambda_e^s \frac{T_{m,n+1} - 2T_{m,n} + T_{m,n-1}}{\Delta z^2} \\ & - (cC_{p,m})_e^s w_{ax}^s \frac{T_{m,n+1} - T_{m,n}}{\Delta z} - \frac{h_{GP} A_{esp}}{1 - \varepsilon_b} (T^g \\ & - T_{sup}^s) - q_{th}^s \end{aligned} \quad (12)$$

sí se va haciendo para todas las ecuaciones diferenciales y esto genera una matriz.

Se calcula la matriz de temperatura en cada posición mediante las ecuaciones obtenidas en el balance de energía utilizando la discretización. Se realiza este procedimiento y se analiza el cambio de la temperatura

entre iteración e iteración hasta que la desviación está definida por una función de error y este debe ser menor al error prefijado, en este punto se deja de iterar.

Se utiliza el método de Gauss para la solución de las ecuaciones discretizadas. En este método, cada nodo es visitado en cierto orden y se calcula el nuevo valor de la variable de interés a partir de las ecuaciones discretizadas. El cálculo del nuevo valor para un nodo específico requiere del conocimiento de los valores de sus nodos vecinos (norte, sur, este, oeste, de la otra fase y del tiempo anterior). Para los nodos vecinos que ya han sido visitados durante la iteración actual, el valor de la variable de interés es el de esa iteración, sin embargo, para aquellos nodos vecinos que aún no han sido visitados, su valor es el de la iteración anterior. Este método requiere el almacenamiento de los campos de variables de la iteración actual ( $t + 1$ ) y los valores encontrados en el instante de tiempo anterior ( $t$ ) para cada una de las fases.

Los parámetros empleados para las simulaciones se tomaron teniendo en cuenta las condiciones de operación de un gasificador de prueba existente en el laboratorio UNESP en Sao Paulo.

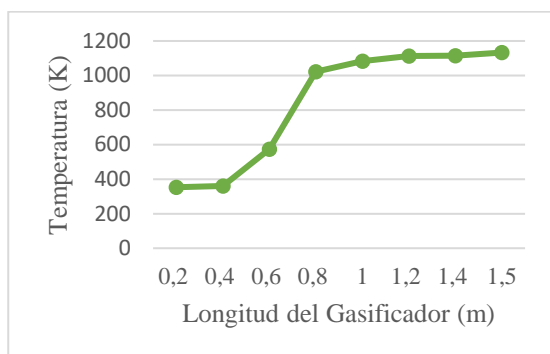
El equipo de prueba consta de un reactor tubular de acero calentado indirectamente, cuyo diámetro interno es de 8,25 cm. El reactor se encuentra dividido en dos zonas: una de secado y pirólisis y una de gasificación. La zona de secado y pirólisis se calienta mediante un intercambiador de calor tubular por el que fluye aire, que se calienta previamente a través del horno eléctrico que calienta la zona de gasificación. Este horno puede alcanzar una temperatura máxima de 1400 K. La zona de secado y pirólisis tiene una longitud de 0,5 m mientras que la zona de gasificación tiene 1,0 m, para una longitud total del reactor de 1,5m. Por la parte superior del reactor se alimenta nitrógeno que se emplea como gas de barrido y biomasa de manera continua en función de la pérdida de masa del sólido presente en su interior. Los gases generados salen por la parte inferior del reactor para su posterior análisis.

Basado en las condiciones de operación del reactor de prueba, se hicieron las siguientes suposiciones para las simulaciones:

El gasificador tiene un diámetro  $D=8,25$  cm y una longitud  $L=1,5$  m. Al inicio del proceso el reactor se encuentra lleno de biomasa. La madera de algarrobo, cuyo contenido de humedad se determinó que era del 12 %, se humedece previamente hasta el valor establecido para aumentar la concentración de aire, el cual se emplea como agente de gasificación. Las temperaturas de entrada de las fases sólida y gaseosa son iguales y constantes y son de  $T=300$  K. La

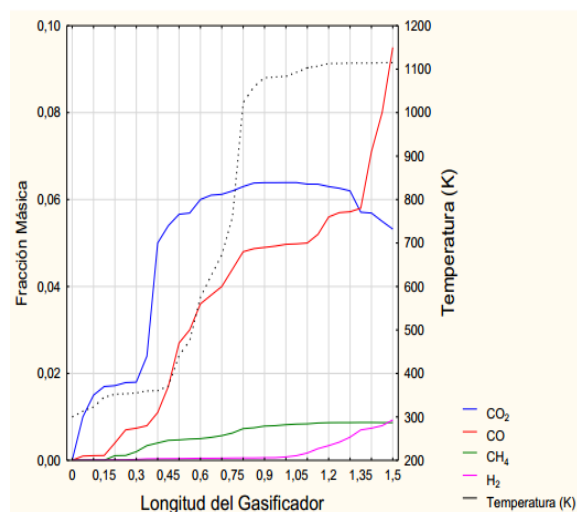
temperatura inicial de la pared del gasificador es de 300 K. Esta temperatura varía tanto con el tiempo como con la posición. La velocidad de la fase sólida a la salida del reactor es nula. El diámetro inicial de las partículas, las cuales se consideran de forma esférica, es de  $dp=0,02$  m.

En la Figura 3 se muestra la relación entre la temperatura axial y longitud del gasificador que se tomó para hacer la validación.



**Figura 3** Relación de la Temperatura axial (R/2) y longitud del gasificador. Fuente: Elaboración propia.

Uno de los resultados arrojados por el modelo logrado se muestra en la Figura 4 y es la relación de la temperatura axial (R/2) y longitud del gasificador.



**Figura 4.** Composición del gas producto para  $r=R/2$ .

Fuente: Elaboración propia.

Se muestra la fracción molar de los diferentes componentes gaseosos formados que son el CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub>, se encuentra el consumo de biomasa y la formación de fase volátil en donde se puede observar la influencia de la temperatura para  $r=R/2$ .

Es notable que la fracción molar de la biomasa disminuye porque promueve que se den las reacciones

de gasificación, lo que significa que la conversión de H<sub>2</sub> aumenta y de esta forma incrementa la concentración de hidrógeno en el gas de síntesis.

Esto puede ser logrado utilizando el modelo para cualquier punto del gasificador.

#### 4. Conclusiones

Para la modelación del proceso de gasificación en este trabajo se empleó la metodología de los volúmenes de control y los elementos finitos. Teniendo en cuenta una serie de consideraciones de la gasificación, pudo llegarse a una forma discretizada de las ecuaciones diferenciales generando la solución mediante la metodología de diferencias finitas logrando una mayor precisión en la descripción de los fenómenos físicos y químicos involucrados en el proceso.

Este modelo permitió analizar la dinámica del proceso de gasificación, incluyendo la evolución temporal y espacial de las variables involucradas, determinar los perfiles de temperatura y la composición del gas generado a través de la evaluación termodinámica y el control de las variables del proceso sin tener que utilizar un analizador de gases.

#### 5. Agradecimientos

Este trabajo fue realizado gracias a los datos ofrecidos por los laboratorios de la Universidad Hasselt de Bélgica en colaboración con el Centro de Estudios de Energías Renovables de la Universidad de Oriente y la ejecución se realizó gracias al Proyecto CAPES-MES, en especial al grupo de investigación que coordina el Profesor Dr. José Luz Silveira, de la Facultad de Ingeniería de la Universidad Estadual Paulista en Brasil.

#### 6. Referencias

- [1] A. Caballero-Chavarría, M. P. Rojas-Soto, M. M. Villalobos-Barquero y A. Davis-Barquero, «Simulación de gasificación de biomasa enriquecida con hidrocarburos,» *Tecnología en marcha*, vol. 32, pp. 60-70, Octubre-Diciembre 2019.
- [2] E. R. Gutiérrez-Gualotuña, J. A. Soria-Amancha, P. M. Tafur-Escanta y N. Rodríguez-Trujillo, «Modelos matemáticos de los parámetros energéticos de desempeño de gasificadores tipo downdraft mediante técnicas de regresión,» *Científica*, vol. 23, n° 1665-0654, pp. 69-81, enero-junio 2019.
- [3] L. I. Cristian, «Diseño del proceso de gasificación para los combustibles sólidos recuperados procedentes de una planta de tratamiento mecánico biológico,» p. 92, 2019.

[4] M. R. Muñoz, «Evaluación de un proceso factible para la producción de syngas,» *Memoria Presentación de resultados de investigación Zafra*, pp. 390-398, 2019 – 2020.

[5] J. d. L. Briseño Escalante, C. Felipe Mendoza , F. López Sánchez y E. Lima Muñoz , «Valorización energética de los residuos sólidos mediante la tecnología de gasificación por plasma,» *Revista Tendencias en Docencia e Investigación en Química*, vol. 6, n° 191, p. 6, 2020.

[6] P. Vicente, F. Albesa y M. Condorí, «Estudio Experimental de Gasificación en un gasificador Downdraft prototipo,» *ASADES*, vol. 4, pp. 06.151-06.161, 2016

[7] P. A. Acosta Camargo y L. A. Chipatecua Hernández, «Modelación del Proceso de Gasificación de biomasa en un reactor de lecho fijo con calentamiento indirecto,» *Fundación Universidad de América*, vol. BOGOTÁ D.C, 2018.

[8] C. A. Estrada Martínez, «Modelado unidimensional y multipartícula del proceso de gasificación de biomasa lignocelulósica en una planta industrial,» *Universidad de Valladolid*, Julio de 2015 .

[9] E. D’Espaux Shelton, J. R. Copa Rey y J. Luz Silveira, «Characterization of the Syngas obtained from Carob Tree Wood to Run an Internal Combustion Engine,» *XI Latin-American Congress on Electricity Generation and Transmission*, Sao Paulo, Brasil, 2015.