

# Modelado con validación experimental de un gasificador de biomasa

Luis Santamaría-Padilla \* Luis Alvarez-Icaza \* Jesús Alvarez \*\*

\* *Universidad Nacional Autónoma de México, Instituto de Ingeniería,  
Ciudad de México, C.P.04510, México*

\*\* *Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, Departamento de  
Ingeniería de Procesos e Hidráulica, Ciudad de México, C.P.09340,  
México*

---

Resumen: En este trabajo se presenta la descripción de un gasificador de biomasa en configuración Imbert, representado como un tren de  $N$  reactores continuos de tanque agitado (RCTA) con retromezclado, esto con la finalidad de poder utilizar el modelo para el desarrollo de esquemas de monitoreo y control avanzado. Con base en la comparación de los resultados obtenidos del modelo contra datos experimentales, se realiza un ajuste a algunos parámetros de la cinética química, pues de esta forma el modelo representa mejor el comportamiento del reactor de gasificación en estado estacionario.

*Palabras clave:* Reactor de gasificación, Configuración Imbert, Modelado, Validación experimental

---

## 1. INTRODUCCIÓN

Un gasificador es un reactor tubular, en el que una fuente de carbono reacciona con un agente oxidante ( $O_2$  puro o aire) y con agentes gasificantes ( $CO_2$ ,  $H_2O$ ,  $H_2$ ), dando como resultado un combustible gaseoso, llamado gas de síntesis, compuesto principalmente de  $CH_4$ ,  $H_2O$ ,  $H_2$ ,  $CO$  y  $CO_2$ , el cual es fácil de manejar y posee un poder calórico utilizable (Badillo, 2014). El gas de síntesis puede utilizarse para generación de energía eléctrica, calefacción de hogares, combustible para vehículos o como fuente de calor para instalaciones industriales (Demirbas, 2006). Dependiendo de la aplicación que demande la utilización del gas de síntesis y de la biomasa utilizada, las condiciones de operación del reactor: temperatura, composición del gas de síntesis y consumo de biomasa se pueden ver afectadas, lo que puede incidir en la eficiencia y seguridad del sistema. Debido a esto, es conveniente contar con un esquema de control basado en modelo que mantenga la operación en condiciones tales que la producción del gas de síntesis sea la adecuada y se realice de forma segura. En la literatura existe una gran cantidad de trabajos enfocados a esta tarea de modelado. Patra y Sheth (2015) presenta el estado del arte en el modelado de gasificadores de biomasa y muestra que los principales son: modelos de equilibrio, de combinación de cinética y transporte, por dinámica de fluidos computacional, redes neuronales artificiales y mediante el uso del software de optimización de procesos químicos. Debido a la naturaleza distribuida de los reactores de gasificación, en la mayoría de los casos la descripción se realiza mediante ecuaciones diferenciales parciales (EDP) y se emplean métodos de diferencias finitas, elemento finito o algún paquete computacional para su discretización y simulación numérica, obteniendo

sistemas de ecuaciones de alto orden (1,000 – 10,000).

Si se comprende el comportamiento de un sistema y se posee una representación de bajo orden, es posible abordar problemas de estimación y control con teoría avanzada; en esta dirección, el trabajo de Badillo (2014) presenta una metodología para obtener un modelo de bajo orden de un gasificador estratificado. En este trabajo se retoma dicha metodología aplicándola a un gasificador en configuración Imbert.

La aportación principal de este trabajo radica en la obtención de un modelo dinámico en parámetros concentrados de estructura simple y con sentido físico, que se ajusta a datos experimentales en estado estacionario de un gasificador piloto del Instituto de Ingeniería; con esto se prueba que la metodología propuesta por Badillo (2014) es aplicable a diferentes configuraciones de gasificadores si se realizan las adecuaciones necesarias para cada caso particular.

La estructura de este trabajo es la siguiente, en la sección 2 se describen las configuraciones principales de reactores de gasificación, así como una descripción del sistema de estudio. En la sección 3 se presenta la estructura general del modelo del reactor, un sistema de  $N$  reactores continuos de tanque agitado con retromezclado, y se introduce el criterio utilizado para determinar el número máximo de tanques con que se realizarán las simulaciones. En la sección 4 se describe el comportamiento observado del reactor con base en el registro de resultados experimentales, que posteriormente se comparan con el modelo matemático para así identificar diferencias y ajustar algunos parámetros de la cinética química, como la composición del carbonizado, con lo que se consigue mejorar la aproximación mediante el modelo a los datos experimentales. Finalmente en la

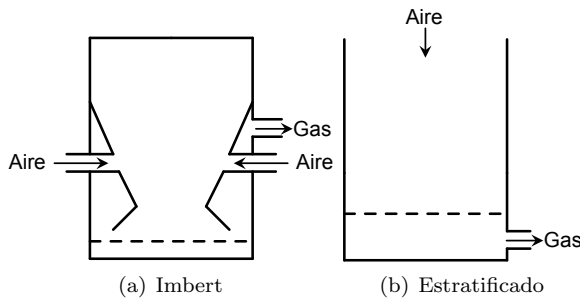


Figura 1. Gasificadores de flujos concurrentes

sección 5 se presenta la conclusión obtenida a partir de lo expuesto.

## 2. DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE ESTUDIO

### 2.1 Clasificación de reactores de gasificación

Existen dos tipos principales de reactores de gasificación, relacionados con la dirección de los flujos dentro del ellos (Reed y Das, 1988):

- **Contracorriente.** La biomasa se alimenta por la parte superior y el aire entra desde el fondo. El gas de síntesis sale por la parte superior, acompañado de una gran cantidad de alquitranes y humedad.
- **Concurrentes.** La biomasa y el aire fluyen en la misma dirección, hacia el fondo del reactor. El gas de síntesis que se obtiene tiene un bajo contenido de alquitranes, debido a que éstos se consumen al avanzar por el reactor. Existen dos configuraciones principales, la estratificada e Imbert (Bhavanam y Sastry, 2011); la diferencia radica en que para el primero la alimentación de biomasa y aire es en la parte superior del reactor y que posee una sección transversal constante, mientras que para la segunda configuración, el aire se introduce en una zona donde existe un cambio en la geometría interna del reactor; en la Fig. 1 se muestran ambas configuraciones.

Dentro del reactor de gasificación, independientemente de la clasificación o configuración, se llevan a cabo 4 procesos principales: secado, pirólisis, combustión y reducción (Reed y Das, 1988), en la siguiente sección se detalla lo que ocurre en cada proceso para el caso particular del sistema de estudio.

### 2.2 Gasificador GEK TOTTI

El sistema de gasificación con que se cuenta es el GEK TOTTI de la empresa ALL Power Labs, el cual es de flujos concurrentes en configuración Imbert. En la Fig. 2 se muestran las zonas donde se llevan a cabo los procesos de secado, pirólisis, combustión y reducción, éstos se desarrollan de la siguiente manera

- La biomasa se almacena en una tolva, de donde por acción de la gravedad llega al cubo de secado, que es un intercambiador de calor que toma energía del

Tabla 1. Características del gasificador de 10kW y requerimientos de la biomasa

Rango de potencia de salida	2 – 10kW
Consumo de biomasa	160 – 320 kg/día
Rango de flujo de gas	5 – 27 m <sup>3</sup> /hr
Tamaño de partícula	1.27 – 3.81 cm
Porcentaje de humedad máxima de la biomasa	30 %
Proporción de carbono fijo y volátiles	> 0.25
Contenido de cenizas	> 5 %

gas de síntesis para incrementar la temperatura de la biomasa a alrededor de 100 – 200°C, y reduce su contenido de humedad, dejándola por debajo del 30%.

- Posteriormente, la biomasa seca llega a la zona de pirólisis, donde se transforma en carbonizado y alquitranes gaseosos inflamables; esto se lleva a cabo utilizando calor proveniente de las zonas más bajas del reactor; la temperatura alcanza entre 400 – 600°C.
- Después de la zona de pirólisis, el carbón y los alquitranes descienden a la zona de combustión, donde una porción se quema para suministrar calor para el resto de los procesos, mientras los alquitranes restantes se descomponen en CO y H<sub>2</sub>.
- La zona de combustión se encuentra en la región comprendida entre la entrada del aire y el final del estrangulamiento; ahí se tienen 5 boquillas que suministran el aire precalentado a alrededor de 600°C, lo que incrementa la eficiencia de la combustión y permite que se alcancen temperaturas dentro del reactor entre 1000 – 1300°C; también facilita que los alquitranes que fluyen hacia abajo se quemen y se obtenga un gas de síntesis más limpio.
- El vapor de agua y el dióxido de carbono, producidos en la zona de combustión, reaccionan con el carbonizado caliente en la zona de reducción para obtener H<sub>2</sub>, CO y CH<sub>4</sub>. Esta zona comienza debajo del estrangulamiento y se extiende hasta la rejilla donde se deposita el carbonizado que ya no reaccionó, y tiene temperaturas mayores a 600°C. El gas de síntesis obtenido alcanza temperaturas entre 700 – 800°C, por lo que posee una gran cantidad de calor que se utiliza para precalentar el aire que entra en la zona de combustión y la biomasa en la zona de secado.

El gasificador piloto en configuración Imbert del Instituto de Ingeniería, es un modelo con una potencia máxima de 10 kW. La Tabla 1 lista las características principales que proporciona el fabricante, así como recomendaciones de la biomasa a utilizar.

## 3. MODELO DE GASIFICADOR EN CONFIGURACIÓN IMBERT

Para obtener el modelo de un gasificador en configuración Imbert se toma como referencia el trabajo de Badillo (2014), el cual parte de la ecuación de transporte generalizada Bird et al. (1960), que se desarrolla para resultar en un modelo unidimensional axial de dos fases que de ma-

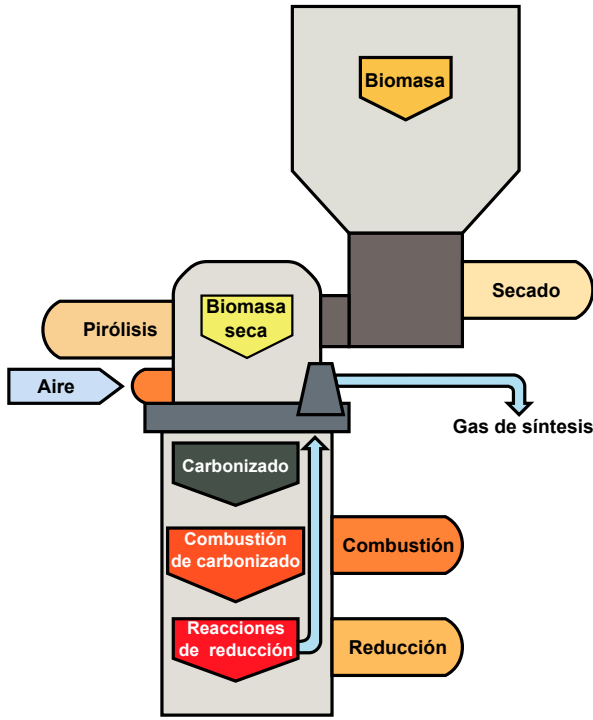
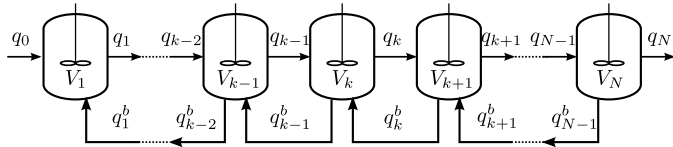


Figura 2. Esquema del gasificador GEK


 Figura 3. Tren de  $N$  RCTAs

nera general se puede escribir como (1), que es un sistema de EDPs que describen la dinámica no lineal y compleja del reactor de gasificación espacialmente distribuido.

$$\partial_t \varphi_\pi = -(\partial_Z \cdot u_\pi \varphi_\pi) + (\partial_Z \cdot D_\pi \partial_Z \varphi_\pi) + S_\pi(\varphi_\pi, \mathbf{r}) \quad (1)$$
 donde:  $\varphi$  es la propiedad que se conserva por unidad de volumen,  $u_\pi$  es la velocidad del flujo convectivo en el estado  $\pi$  (sólido o gas),  $D$  es el coeficiente de transporte por dispersión,  $S$  es el término fuente generalizado y  $\mathbf{r}$  es el vector tridimensional del sistema de coordenadas espaciales.

Para reducir el orden del modelo, Badillo (2014) identifica que la dinámica de los gases es mucho más rápida que la de los sólidos (estado cuasi-estacionario para los gases) y que es posible asumir equilibrio térmico entre fases (sólido y gas). Con base en las consideraciones anteriores, se obtiene un modelo reducido del reactor, el cual discretiza y realiza una analogía con un tren de  $N$  Reactores Continuos de Tanque Agitado (RCTA) con retromezclado, que se ilustra en la Fig. 3.

Para este trabajo se retomaron las ideas de Badillo (2014), aplicándolas para un gasificador en configuración Imbert. En la representación del sistema como un tren de  $N$ -RCTAs, se omitió el término correspondiente a la entrada de aire del primer tanque y se incluyó en un tanque interior. De forma general, el gasificador se representa como un sistema algebraico diferencial definido por

$$\begin{aligned} \dot{\mathbf{x}}_1 &= f_1(\mathbf{x}_1, \mathbf{x}_2, \mathbf{z}_1, \mathbf{z}_2, \mathbf{u}_s) \\ \mathbf{z}_1 &= g_1(\mathbf{x}_1, \mathbf{x}_2, \mathbf{u}_s) \\ &\vdots \\ \dot{\mathbf{x}}_k &= f_k(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_k, \mathbf{x}_{k+1}, \mathbf{z}_{k-1}, \mathbf{z}_k, \mathbf{z}_{k+1}) \\ \mathbf{z}_k &= g_k(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_k, \mathbf{x}_{k+1}) \\ &\vdots \\ \dot{\mathbf{x}}_\xi &= f_\xi(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_\xi, \mathbf{x}_{\xi+1}, \mathbf{z}_{\xi-1}, \mathbf{z}_\xi, \mathbf{z}_{\xi+1}, \mathbf{u}_g) \\ \mathbf{z}_\xi &= g_\xi(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_\xi, \mathbf{x}_{\xi+1}, \mathbf{u}_g) \\ &\vdots \\ \dot{\mathbf{x}}_N &= f_N(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_N, \mathbf{z}_{N-1}, \mathbf{z}_N) \\ \mathbf{z}_N &= g_N(\mathbf{x}_1, \dots, \mathbf{x}_N) \end{aligned} \quad (2)$$

donde:  $\mathbf{x}_i$  son los estados lentos (densidad de sólidos  $\rho_B, \rho_C$  y temperatura del lecho  $T$ );  $\mathbf{z}_i$  los estados rápidos (concentración de los gases  $C$ , velocidad de sólidos y del gas  $v_s, v_g$ );  $\xi$  el tanque en el cual entra el aire;  $\mathbf{u}_s$  la alimentación de biomasa (temperatura de la biomasa a la entrada  $T_0$  y gasto másico  $\dot{m}_B$ );  $\mathbf{u}_g$  la alimentación de aire (temperatura del aire entrante  $T_{aire}$  y gasto másico  $\dot{m}_{aire}$ );  $f_i, g_i$  son funciones no lineales para estados lentos y rápidos, respectivamente;  $N$  el número de tanques.

$$\begin{aligned} \mathbf{x}_i &= [\rho_{B,i} \ \rho_{C,i} \ T_i]^T, \quad i = 1, \dots, k, \dots, \xi, \dots, N \\ \mathbf{z}_i &= [C_{O_2,i} \ C_{H_2,i} \ C_{CO,i} \ C_{CO_2,i} \ C_{CH_4,i} \ C_{T,i}]^T \\ \mathbf{u}_s &= [T_0 \ \dot{m}_B]^T \\ \mathbf{u}_g &= [T_{aire} \ \dot{m}_{aire}]^T \end{aligned}$$

El orden  $M$  del sistema algebraico diferencial (2) se obtiene de la dimensión de las variables de estado, obteniendo

$$\begin{aligned} M &= M_d + M_a = N \times (n_s + n_g + 3) \quad (3) \\ M_d &= \dim(\mathbf{x}) = N \times (n_s + 1) \\ M_a &= \dim(\mathbf{z}) = N \times (n_g + 2) \end{aligned}$$

donde  $M_d$  - número de ecuaciones diferenciales,  $M_a$  - número de ecuaciones algebraicas,  $n_s$  - número de especies sólidas,  $n_g$  - número de especies gaseosas. Para este estudio se considera que  $n_s = 2$ ,  $n_g = 6$ , por lo que el orden del sistema es  $M = 11 \times N$ .

Hay diferentes criterios para seleccionar el número de tanques  $N$  con que se discretiza el sistema, de acuerdo al estudio de Kramers y Alberda (1953) en sistemas de baja dispersión es posible elegir  $N$  como

$$N = \frac{Pe}{2} \quad (4)$$

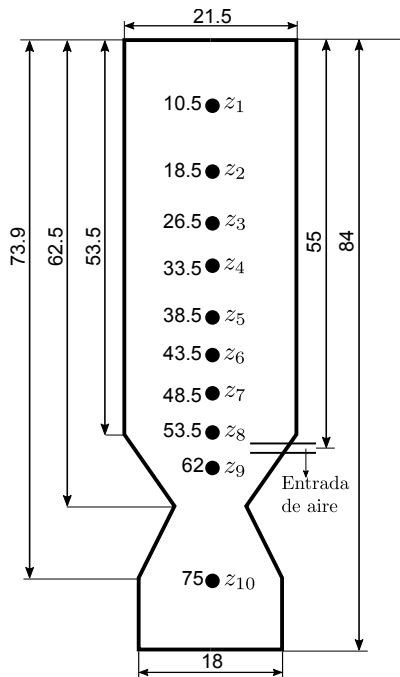
donde  $Pe$  es el número de Péclet.

Mientras que Hlavacek et al. (1999) propone que un reactor de lecho empacado se puede ver como un tren de  $N$  RCTAs con

$$N = \frac{L}{d_p} \quad (5)$$

donde  $L$  es la longitud del reactor y  $d_p$  el diámetro de partícula.

De las expresiones (4) y (5), es posible determinar que el número de tanques con que se debe discretizar el reactor puede estar comprendido entre


 Figura 4. Dimensiones del gasificador en  $cm$ 

$$\frac{Pe}{2} \leq N \leq \frac{L}{d_p} \quad (6)$$

Para este trabajo se considera una discretización con el límite superior, es decir  $N = \frac{L}{d_p}$ .

#### 4. RESULTADOS

El gasificador de estudio posee las dimensiones mostradas en la Fig. 4, donde los puntos representan la ubicación de los termopares, medidas a partir de la cima del reactor.

Se realizaron experimentos con el gasificador siguiendo las recomendaciones dadas por el fabricante, en las Figs. 5 y 6 se muestran las lecturas registradas para temperaturas y composición del gas de síntesis, respectivamente. De la Fig. 5, se observa que entre 30 – 40  $min$  el reactor alcanza un estado estacionario ya que las mediciones de los termopares  $z_1$ ,  $z_9$  y  $z_{10}$  no presentan grandes variaciones. Sin embargo, debido a que las demás lecturas no parecen llegar a un valor fijo, se obtuvieron la media y desviación estándar en dicho intervalo de tiempo, condiciones que también se aplicarán a las mediciones del analizador de gases. Con los valores de la media se define un perfil de temperatura y una composición del gas de síntesis nominales, mientras que con la desviación estándar se genera una banda de incertidumbre debida a las mediciones, en las Tablas 2 y 3 se presenta dicha información.

Para la simulación numérica los parámetros utilizados son  $d_{p0} = 2.54 \text{ cm}$ ,  $T_0 = 300 \text{ K}$ ,  $T_{aire} = 873 \text{ K}$ ,  $\dot{m}_s = 13.33 \text{ kg/hr}$ ; la relación aire/biomasa  $W_{a/b} = 1.5$  y porosidad del lecho de  $\alpha_g = 0.37$ , se toman de Di Blasi y Branca (2013). Los parámetros de la cinética química son los mismos utilizados en Badillo-Hernandez et al. (2013). Se utilizó una malla uniforme de 35 nodos para tener  $N = 33$  RCTAs a lo largo de todo el reactor y con los resultados obtenidos se observó lo siguiente:

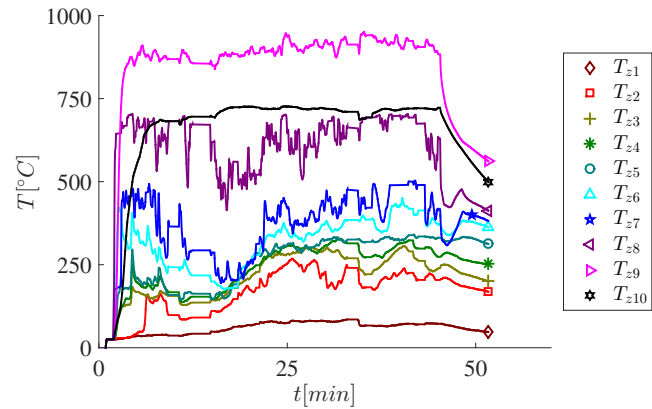


Figura 5. Mediciones Termopares 18/05/2015

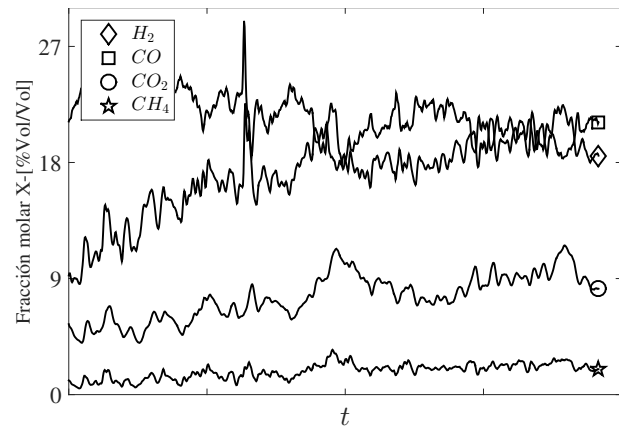


Figura 6. Mediciones analizador de gases 18/05/15

 Tabla 2. Temperatura ( $^{\circ}C$ ) en los termopares  $\mu_{Tz_i}$  - valor medio,  $\sigma_{Tz_i}$  - desviación estándar

	$\mu_{Tz_i}$	$\sigma_{Tz_i}$
$T_{z1}$	78.7	4.5
$T_{z2}$	222.4	29.7
$T_{z3}$	283.0	20.8
$T_{z4}$	303.6	14.4
$T_{z5}$	314.7	12.5
$T_{z6}$	356.3	20.3
$T_{z7}$	422.4	30.0
$T_{z8}$	609.0	92.1
$T_{z9}$	912.1	16.3
$T_{z10}$	715.2	10.0

 Tabla 3. Composición del gas de síntesis,  $\mu_C$  - valor medio,  $\sigma_C$  - desviación estándar

$C_i$	$\mu_{C_i}$	$\sigma_{C_i}$
% $H_2$	18.94	1.39
% $CO$	20.72	1.15
% $CO_2$	8.77	1.06
% $CH_4$	2.18	0.29

1. La conversión de biomasa a carbonizado, así como la generación de los gases, ocurre en una zona pequeña muy cercana a la de combustión. Además el modelo predecía un exceso de contenido de  $CO$ , mientras que para el  $H_2$  y  $CO_2$  se obtenían valores menores a los registrados experimentalmente.

Tabla 4. Energías de activación resultantes

	%	[kJ/mol]
$E_{p1}$	65	68.25
$E_{p2}$	93	99.51
$E_{c3}$	93	116.79
$E_{g3}$	80	174.4

2. Bajo ninguna situación fue posible acercarse al valor de temperatura registrado en el primer termopar, pero se obtuvo un perfil de temperatura cualitativamente similar al descrito por los resultados experimentales, observando que en la parte superior del reactor el perfil de temperatura obtenido por el modelo se encuentra por debajo del experimental, mientras que al acercarse a la zona de combustión el del modelo supera al experimental.

Se identificó que el excedente de  $CO$  se puede utilizar para producir  $CO_2$  intensificando la reacción de combustión del monóxido de carbono ( $c3$ ). Para el caso de la deficiencia de  $H_2$ , se llegó a la conclusión de que con las consideraciones hechas hace falta una fuente de hidrógeno, el cual se obtiene principalmente del vapor de agua contenido en la biomasa y del carbonizado, cuando éste posee un determinado porcentaje de  $H$ , de manera particular se observó que la reacción de gasificación del carbonizado por medio de vapor de agua ( $g3$ ) es la que más  $H_2$  aporta.

Después de realizar los experimentos, una vez que el reactor se encontraba apagado, éste se abrió para revisar en qué estado se encontraba la biomasa en la parte superior, se apreció que a partir de 36 cm, medidos desde la cima, se observaban algunos pedazos de biomasa más oscura e incluso carbonizada, sin embargo el perfil obtenido con la simulación no capturó este comportamiento, por tal razón se dedujo que la pirólisis debe comenzar a desarrollarse desde zonas más altas del reactor, esto corresponde a las reacciones de pirólisis primaria ( $p1$ ) y secundaria ( $p2$ ). Con base en lo anterior y analizando las reacciones involucradas, se decidió modificar las energías de activación de las reacciones ( $p1$ ), ( $p2$ ), ( $c3$ ) y ( $g3$ ), se revisó la literatura para comparar la variación de dichos parámetros y se verificó que para cada caso se seleccionan valores diferentes, así como las ecuaciones para determinar las velocidades de reacción (Shwe (2004), Johansson et al. (2007), Senneca (2007), Di Blasi y Branca (2013)), observando que  $E_{p1}$  es el más incierto, tomando valores entre 63 – 105 [kJ/mol]. En la Tabla 4 se muestra el porcentaje que se consideró para cada energía de activación a partir de los parámetros tomados como reales, así como el valor resultante de tomar dicho porcentaje. De igual forma se cambió la composición del carbonizado a 95% $C$ , 2.5% $H$ , 2.5% $O$ , ya que inicialmente se consideraba que era 100% $C$ .

Para ajustar el perfil de temperatura se despreciaron los primeros 10 cm del reactor en la simulación, pues la entrada de biomasa se localiza a aproximadamente a 13 cm, medidos desde la cima, mientras que el primer termopar está a 10.5 cm. De igual forma, se determinó que con un número de Peclet  $Pe = 6$  se obtiene un ajuste razonable. Bajo estas consideraciones, con la modificación a las energías de activación y con una malla uniforme de 32 nodos para tener  $N = 30$  RCTAs, se obtuvieron las Figs. 7, 8 y 9, para el perfil de temperatura, concentración

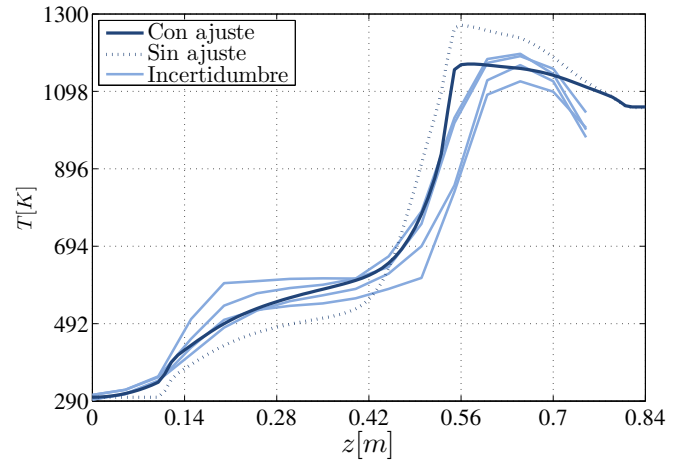


Figura 7. Perfil de temperatura

Tabla 5. Concentración de los gases en la salida %

	Sin ajuste	Con ajuste	Exp.
$H_2$	14.85	18.35	17.55-20.33
$CO$	26.4	20.7	19.57-21.87
$CO_2$	4.35	8.34	7.71-9.83
$CH_4$	1.832	2.02	1.89-2.47

de gases y densidad de sólidos, respectivamente.

De la Fig. 7 es posible observar que el perfil obtenido por el modelo ajustado se encuentra dentro de la banda de incertidumbre los primeros 50 cm del reactor, mientras que en el punto donde entra el aire parece que no se ajusta muy bien, esto puede ser debido a que no se tiene un termopar en esa zona que pueda brindar más información y determinar si el ajuste allí es el adecuado. Cabe mencionar que para estos experimentos no se cuenta con la temperatura del gas a la salida del reactor y por esta razón no se muestra el perfil experimental hasta el fondo del reactor.

Para el caso de la concentración de los gases, la Fig. 8, se muestra con una 'x' el valor medio para cada especie obtenido de la Tabla 3, en línea continua el perfil de concentración de los gases con ajuste y en discontinua sin ajuste, la principal diferencia entre ambas líneas radica en que con ajuste la zona de pirólisis se desarrolla en una zona más alta del reactor, tal y como lo reporta el fabricante. En la Tabla 5 se presentan las concentraciones a la salida obtenidas por el modelo, con y sin ajuste, es posible observar que gracias al ajuste se consigue estar dentro del rango de valores definido por la desviación estándar.

Finalmente en la Fig. 9 se muestran en línea continua las densidades con ajuste y en discontinua sin ajuste, después de aplicar el ajuste se puede apreciar que la conversión de carbonizado se inicia desde zonas más altas del reactor, lo cual corresponde con las observaciones realizadas y se complementa con lo descrito para la Fig. 8, ya que el hecho de que exista carbonizado desde dichas zonas implica que la pirólisis se desarrolla desde ahí.

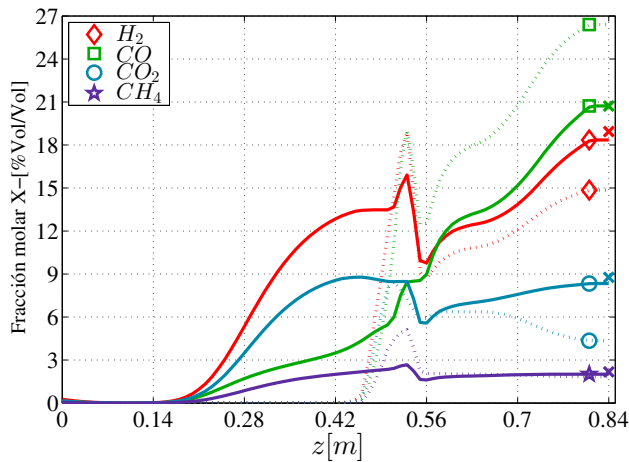


Figura 8. Perfiles de concentraciones de los gases

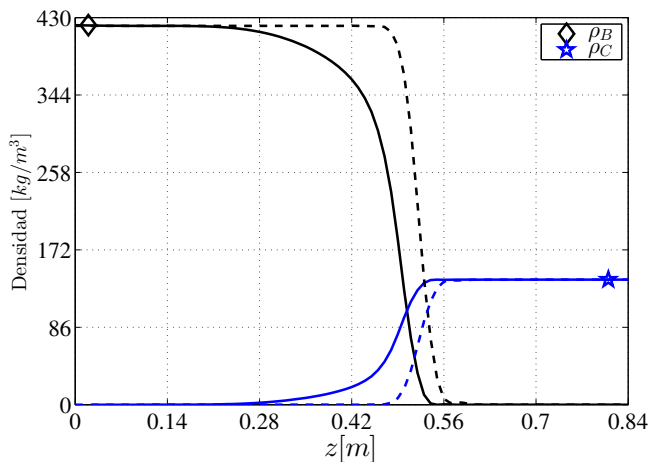


Figura 9. Perfiles de densidad de los sólidos

## 5. CONCLUSION

Como un antecedente necesario en el estudio de los problemas de monitoreo y control con teoría avanzada, en este trabajo se demostró que, siguiendo la metodología propuesta por Badillo (2014), es posible describir el comportamiento de un gasificador de biomasa en configuración Imbert mediante un tren de 30 RCTAs. Ésto se consigue a pesar de que en la literatura no se encuentra disponible la información particular para este reactor, sino que tomando la reportada para otra configuración de gasificadores y modificando solamente cuatro energías de activación y la composición del carbonizado, se alcanzó el objetivo de modelado. Cabe mencionar que el orden del modelo obtenido quizá aún sea relativamente alto para su uso en el diseño de controladores u observadores, Canales (2013) ha demostrado en su trabajo que con el uso de un factor de ponderación para la selección de una malla espacial para reactores de gasificación estratificados, es posible reducir el número de nodos y determinar su ubicación de manera sistemática preservando el comportamiento del sistema, por lo que si se realizan las adecuaciones necesarias a dicho método para la configuración Imbert, será posible reducir de manera sistemática el orden del modelo propuesto en

este trabajo, permitiendo abordar de manera manejable problemas de estimación y control para esta clase de reactores.

## REFERENCIAS

- Badillo, U. (2014). *Modelado, Observación y Control de Reactores de Gasificación*. Tesis de doctorado, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería UNAM.
- Badillo-Hernandez, U., Alvarez-Icaza, L., y Alvarez, J. (2013). Model design of a class of moving-bed tubular gasification reactors. *Chemical Engineering Science*, 101, 674–685.
- Bhavanam, A. y Sastry, R. (2011). Biomass gasification processes in downdraft fixed bed reactors: a review. *International Journal of Chemical Engineering and Applications*, 2(6), 425–433.
- Bird, R.B., Stewart, W.E., y Lightfoot, E.N. (1960). Transport phenomena. *Madison, USA*.
- Canales, L. (2013). *Reducción de orden en modelos para reactores de gasificación*. Tesis de maestría, Programa de Maestría y Doctorado en Ingeniería UNAM.
- Demirbas, A. (2006). Biomass gasification for power generation in turkey. *Energy Sources, Part A*, 28(5), 433–445.
- Di Blasi, C. y Branca, C. (2013). Modeling a stratified downdraft wood gasifier with primary and secondary air entry. *Fuel*, 104, 847–860.
- Hlavacek, V., Puszynski, J.A., Viljoen, H.J., y Gatica, J.E. (1999). Model reactors and their design equations. *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*.
- Johansson, R., Thunman, H., y Leckner, B. (2007). Sensitivity analysis of a fixed bed combustion model. *Energy & fuels*, 21(3), 1493–1503.
- Kramers, H. y Alberda, G. (1953). Frequency response analysis of continuous flow systems. *Chemical Engineering Science*, 2(4), 173–181.
- Patra, T.K. y Sheth, P.N. (2015). Biomass gasification models for downdraft gasifier: A state-of-the-art review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 50, 583–593.
- Reed, T. y Das, A. (1988). *Handbook of biomass downdraft gasifier engine systems*. Biomass Energy Foundation.
- Senneca, O. (2007). Kinetics of pyrolysis, combustion and gasification of three biomass fuels. *Fuel Processing Technology*, 88(1), 87–97.
- Shwe, S.H. (2004). A theoretical and experimental study on a stratified downdraft biomass gasifier.