

# Modelado de un gasificador estratificado de lecho móvil de biomasa, utilizando CFD

## *CFD Modelling of an Open Core Downdraft Moving Bed Biomass Gasifier*

A. Rogel-Ramírez  
FES Zaragoza-UNAM, Cd. de México.  
E-mail: ARogelR@ingen.unam.mx

(Recibido: junio de 2007; aceptado: diciembre de 2007)

### Resumen

Este estudio describe un modelo numérico bidimensional, basado en Dinámica de Fluidos Computacional (CFD), desarrollado para simular el flujo y las reacciones que ocurren en un gasificador estratificado de flujos paralelos, en el que se resuelven ecuaciones de conservación Eulerianas para los componentes de la fase gaseosa, la fase sólida, velocidades y entalpías específicas. El modelo está basado en el código PHOENICS y representa una herramienta que puede ser utilizada en el análisis y diseño de gasificadores. En las reacciones globales homogéneas se consideran las contribuciones de la cinética química y la rapidez de mezclado, usando el modelo Eddy Brake-UP (EBU). La media harmónica de la cinética química y la transferencia de masa, determinan las velocidades globales de las reacciones heterogéneas entre el carbón activo y O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. El efecto de la turbulencia en la fase gaseosa se determina usando el modelo  $\kappa$ - $\epsilon$ . El modelo proporciona información de la composición del gas, velocidades y temperaturas de salida y el comportamiento del reactor, y permite cambiar los parámetros de operación, y las propiedades de la alimentación. Finalmente, se comparan los valores predichos por el modelo con datos disponibles en la literatura, mostrando congruencia satisfactoria desde un punto de vista cualitativo.

**Descriptores:** Modelado CFD, gasificación de biomasa, gasificador estratificado, modelo Eddy Brake-UP.

### Abstract

*This paper contains the description of a bidimensional Computational Fluid Dynamics (CFD), model developed to simulate the flow and reaction in a stratified downdraft biomass gasifier, whereby Eulerian conservation equations are solved for particle and gas phase components, velocities and specific enthalpies. The model is based on the PHOENICS package and represents a tool which can be used in gasifier analysis and design. Contributions of chemical kinetic and the mixing rate using the EBU approach are considered in the gas phase global homogeneous reactions. The harmonic blending of chemical kinetics and mass transfer effects, determine the global heterogeneous reactions between char and O<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>O. The turbulence effect in the gas phase is accounted by the standard  $\kappa$ - $\epsilon$  approach. The model provides information of the producer gas composition, velocities and temperature at the outlet, and allows different operating parameters and feed properties to be changed. Finally, a comparison with experimental data available in literature was done, which showed satisfactory agreement from a qualitative point of view, though further validation is required.*

**Keywords:** *CFD modeling, Biomass Gasification, Stratified Downdraft Gasifier, Eddy Brake Up Model.*

## Introducción

Entre las fuentes de energía renovables (solar, viento, hidráulica, mareomotriz) la biomasa es la que tiene mayor potencial para producción de energía. La gasificación, un proceso termoquímico, convierte a la biomasa alimentada a un reactor (gasificador) en un gas combustible con poder calorífico de 3-5 MJ/Nm<sup>3</sup> (Mansaray *et al.*, 2000), cuando se utiliza aire como oxidante (de 10-20 MJ/Nm<sup>3</sup>, usando oxígeno y/o vapor de agua como oxidante), esta energía es disponible debido al contenido de CO y H<sub>2</sub> del gas producido. Este gas puede ser utilizado en calentadores, intercambiadores de calor, motores de combustión interna, combustibles y químicos sintéticos. Este trabajo describe el diseño de un gasificador estratificado de flujos paralelos.

En un gasificador estratificado de flujos paralelos (GEFP, downdraft) el combustible se alimenta por la parte superior del gasificador mediante un tornillo sínfin y el aire, a través de cuatro entradas radiales, distribuidas circunferencialmente. Los flujos paralelos de partículas sólidas y aire se mueven lentamente a lo largo del gasificador. Se deposita una alimentación continua de biomasa fresca en la superficie del lecho, para mantener el nivel constante de la cama mientras procede la gasificación. La cantidad de aire es controlada de modo que existan suficientes reacciones de combustión para mantener la temperatura del sistema lo suficientemente alta para pirolizar al combustible, pero de manera que no todos los volátiles sean consumidos. Las reacciones de la fase gaseosa ocurren rápidamente, produciendo una mezcla de CO, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O y N<sub>2</sub>. Una vez que los volátiles se han desprendido del sólido, permanece una mezcla de carbón fijo y cenizas como remanente. El carbón fijo reacciona con CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O para producir CO y H<sub>2</sub>.

Para predecir la composición del gas producido, el perfil de temperatura del sólido y del gas y el comportamiento del gasificador cuando las condiciones de operación y de alimentación varían, se han propuesto varios modelos numéricos para sistemas de conversión de biomasa. Muy pocos modelos matemáticos han acoplado la cinética de reacciones químicas y los fenómenos de transporte a gasificadores estratificados de flujos paralelos (Manurung y Beenackers, 1994). Un modelo de equilibrio fue usado para predecir el proceso de

gasificación en un GEFP, determinando la composición del gas y su poder calorífico (Zainal *et al.*, 2001). Presentaron un modelo transiente unidimensional para la partícula y el lecho (1-D+1-D) para un gasificador de flujos cruzados, resolviendo balances de masa, momentum y energía para todo el sistema (Wurzenberger *et al.*, 2002). Modelaron los procesos de gasificación de madera, basándose en la minimización de la energía libre de Gibbs y utilizando el simulador de procesos ASPEN PLUS (Mathieu y Dubuisson, 2002). Desarrollaron un modelo fenomenológico de la gasificación de biomasa en un GEFP, bajo régimen permanente, basado en reacciones cinéticas de la literatura para la zona de reducción (Gildrap *et al.*, 2003). Modificaron el modelo de Gildrap incorporando la variación del factor de reactividad del carbonizado (CRF) a lo largo del la zona de reducción del GEFP, para predecir la composición del gas producido y el perfil de temperatura de la fase gaseosa (Babu y Sheth, 2006).

Todos los trabajos mencionados anteriormente consideran un flujo unidireccional (flujo pistón) y no se considera la turbulencia del gas en el lecho fijo.

Este trabajo se avoca a la construcción de un modelo dinámico bidimensional en coordenadas cilíndricas esféricas para el gasificador y en coordenadas esféricas para la partícula de biomasa, considerando los fenómenos químicos y de transporte, la energía cinética turbulenta y su disipación en el gas que cruza el lecho móvil en un GEFP. Además, las constantes cinéticas de las reacciones involucradas, consideran a la partícula de biomasa térmicamente “gruesa” (Bryden *et al.*, 2002).

## El modelo presente

### Ecuaciones de conservación

En cualquier tiempo, cualquier propiedad de la fase gaseosa o fase sólida ( $\Phi_i$ ), se puede determinar resolviendo la ecuación de conservación Euleriana

$$\frac{\partial(\rho_i r_i \Phi_i)}{\partial t} + \nabla(\rho_i r_i V_i \Phi_i) - (\Gamma_{\Phi_i} r_i \nabla \Phi_i) = S_{\Phi_i} + \|m_{j \rightarrow i}\| \Phi_+ - \|m_{i \rightarrow j}\| \Phi_- + f_{j \rightarrow i} (\Phi_j - \Phi_i). \quad (1)$$

En la ecuación (1)  $\Phi_+$  representa el valor de  $\Phi$  en la fracción másica ( $m_{j \rightarrow i}$ ) proveniente de la fase  $j$  hacia la fase  $i$ ; similarmente  $\Phi_-$ . La doble barra ( $\parallel$ ) es un operador, que toma el valor máximo entre cero y la cantidad encerrada y  $f_{j \rightarrow i}$  es un coeficiente del factor de fricción para el transporte difusivo de  $\Phi$  entre las fases. Para la ecuación de momentum,  $f_{j \rightarrow i}$  representa la modificación a la ecuación de Navier-Stokes para un flujo a través de un lecho fijo o fuerzas volumétricas o de fricción sobre la partícula. Para la ecuación de entalpía, la transferencia de calor entre las fases. Finalmente  $S_{\Phi_i}$ , representa otras fuentes, por ejemplo los gradientes de presión en las ecuaciones de momentum.  $\rho_i$  es la densidad de la fase sólida o gaseosa,  $r_i$  es la fracción volumétrica de cada fase,  $V_r$  es la velocidad de la fase y  $\Gamma_{\Phi_i}$  es el coeficiente convectivo.

El término  $\nabla(\Gamma_{\Phi_i} \nabla r_i \Phi_i)$ , en la ecuación (1) es la difusión turbulenta inherente a la fase y solo está presente en la fase gaseosa.

Para la fase sólida de biomasa, la ecuación (1) se resuelve para: dos componentes de velocidad (radial y axial), la entalpía, las fracciones másicas de los componentes (biomasa cruda, carbonizado y agua).

Para la fase gaseosa la ecuación (1) se resuelve para: dos componentes de velocidad, entalpía, energía cinética turbulenta y su disipación y las fracciones másicas de todas las especies químicas de la fase gaseosa (CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>).

## Turbulencia

Enfatizaron que en lechos empacados, basado en gráficas de ecuaciones tipo Ergun y de varios autores, que la desviación del régimen estrictamente laminar llega a ser significativo a valores mucho menores del número de Reynolds, alrededor de 100 (Niven, 2002). Cubriendo un amplio intervalo de condiciones de turbulencia, estudiaron los coeficientes de transferencia de calor entre las partículas de un lecho empacado, con Re = 250-690. En el flujo de aire alrededor de esferas establecieron Re=100 para considerar flujo turbulento (Collier *et al.*, 2004). En este estudio utilizamos el modelo de turbulencia estándar.

## Transferencia de calor entre la partícula y la fase gaseosa

El calor convectivo es modelado como (Souza-Santos, 2004):

$$q_{j \rightarrow i} = \frac{12.36}{D} \rho_1 C_p w_1 \text{Re}^{-0.575} \text{Pr}^{-1/6} (T_j - T_i) \quad (2)$$

Donde  $q_{j \rightarrow i}$  es el calor convectivo, Re y Pr, son los números de Reynolds y Prandtl para la fase gaseosa, respectivamente.  $\rho_1$  Es la densidad del gas,  $(T_j - T_i)$  es la diferencia de temperaturas entre las fases, D es el diámetro de la partícula,  $C_p$  el calor específico del gas y  $w_1$  es la velocidad de la fase gaseosa.

La fuerza de fricción entre las partículas y la fase gaseosa es modelada como:

$$f_{i \rightarrow j} = f_{j \rightarrow i} = \frac{3}{4D} \rho_1 C_D |V_r| \quad (3)$$

Donde  $|V_r|$  es la velocidad relativa entre la partícula y el gas, D es el diámetro de la partícula,  $f_{i \rightarrow j} = f_{j \rightarrow i}$  es la fuerza de fricción y  $C_D$  es el coeficiente de fricción determinado por:

$$C_D = \frac{24(1+0.15\text{Re}^{0.687})}{\text{Re}}. \quad (4)$$

Donde Re es el número de Reynods dado por:

$$\text{Re} = \frac{\rho_g |V_r| D}{\mu_g}. \quad (5)$$

Donde  $\rho_g$  es la densidad del gas y  $\mu_g$  la viscosidad de la fase gaseosa.

## Propiedades físicas

Se considera que el flujo gaseoso tiene un comportamiento de gas ideal, de modo que la densidad, capacidad calorífica y entalpía de la fase gaseosa dependen de la temperatura y la composición del gas, ecuación (6). La entalpía considera ambas, la entalpía térmica y la química (ecuación 7).

$$\rho = \frac{P}{RT \sum_{k=1}^n \frac{y_k}{w_k}}. \quad (6)$$

Donde  $P$  es la presión de la fase gaseosa,  $R$  la constante universal del gas ideal,  $T$  es la temperatura de la fase gaseosa,  $y_k$  es la fracción másica de cada componente de la fase gaseosa y  $w_k$  es el peso molecular de cada componente del gas.

$$h_k = \Delta h_{form,k} + \int_{T_0}^T C_p k dT. \quad (7)$$

Donde  $T^0$  es la temperatura de referencia,  $C_p$  es la capacidad calorífica a presión constante para la  $k$ ésima especie y  $\Delta h_{form,k}$  es la entalpía de formación de la  $k$ ésima especie; definida como el calor requerido cuando un kmol de sustancia es formado a partir de sus elementos en el estado estándar. Para la biomasa, la capacidad calorífica y la densidad se consideran constantes y su temperatura se determina de su entalpía.

## Modelado de reacciones químicas

### Pirólisis

Cuando la madera es calentada la hemicelulosa y la lignocelulosa se descomponen por ruptura térmica de sus uniones químicas, desprendiendo materiales volátiles. Este proceso no oxidativo llamado pirólisis o devolatilización tiene un fuerte efecto sobre el proceso global de gasificación.

En este modelo se supone que la velocidad de pirólisis primaria es proporcional a la fracción mísica de volátiles remanentes en la partícula, considerada térmicamente "gruesa".

En el proceso de devolatilización, se considera que la biomasa cruda se consume para formar carbón activo (y ceniza) en la fase sólida y gas (y alquitrán) en la fase gaseosa (Bryden *et al.*, 2002). La rapidez de devolatilización es

$$r_p = A_p \rho_2 \gamma_2 \exp(-E_p / RT_s). \quad (8)$$

Donde  $A_p$  es una constante,  $\rho_2$  la densidad de la biomasa,  $\gamma_2$  la biomasa cruda remanente en la fase sólida,  $E_p$  la energía de activación,  $R$  la constante universal de los gases y  $T_s$  la temperatura de la fase sólida.

### Reacciones heterogéneas sólido-gas

Las reacciones heterogéneas de combustión y gasificación del carbonizado son descritas por el modelo de núcleo no reactivo y partícula reducida. La rapidez de reacción global se obtiene de la media harmónica de la velocidad de reacción cinética y la rapidez de transferencia de masa.

$$k_{Gi} = \frac{1}{(1/k_{ki}) + (1/k_{Di})} \quad i = O_2, CO_2 \text{ y } H_2O \quad (9)$$

El orden aparente de las reacciones heterogéneas es 1 (Manurung y Beenackers, 1994; Di Blasi, 2000; de Souza, 2004) y se calculan como:

$$r_{het} = \frac{3}{D} k_{Gi} p_i. \quad (10)$$

El coeficiente cinético de transferencia de masa se determina por

$$k_k = A_k e^{-E_k / RT_s}. \quad (11)$$

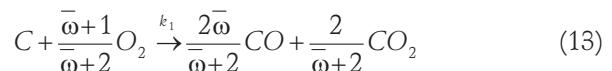
Donde  $A_k$  es el factor preexponencial,  $E_k$ , la energía de activación, para  $CO_2$ ,  $H_2O$  y  $O_2$  y  $T_s$  la temperatura de la partícula de carbono.

Y el coeficiente difusivo de transferencia de masa como:

$$k_D = \frac{Sh D_k M c}{R T_1 D}. \quad (12)$$

Donde  $Sh$  es el número de Sherwood de la partícula,  $D_k$  es el coeficiente de difusión para  $O_2$ ,  $CO_2$  y  $H_2O$  y  $M c$  es el peso molecular del carbón.

En este trabajo se consideran las siguientes reacciones globales:



La razón de producción de  $CO$  a  $CO_2$ ,  $\bar{\omega}$ , cambia con la temperatura, como se muestra en la tabla 1.

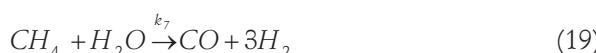
Tabla 1. Expresiones cinéticas para las reacciones heterogéneas de combustión/gasificación

Rapidez de reacción	Unidades	Fuente
$\dot{r}_1 = 1.5 \times 10^6 \exp\left(\frac{-13,078}{T_2}\right) p_{O_2} (1 - X_c)^{1/2}$	s <sup>-1</sup>	Di Blasi, 2000
$\eta = 3 \times 10^8 \exp\left(\frac{-30,178}{T_2}\right)$	----	Monson <i>et al.</i> , 1995
$\dot{r}_2 = 4,364 \exp\left(\frac{-29,844}{T^2}\right) c_{CO_2}$	s <sup>-1</sup>	Biggs y Agarwal, 1997
$\dot{r}_3 = \frac{k_4 p_{H_2O}}{1 + k_5 p_{H_2O} + k_6 p_{H_2}}$	s <sup>-1</sup>	Mühlen <i>et al.</i> , 1985
$k_4 = 4.93 \times 10^3 \exp\left(\frac{-18,522}{T_2}\right)$	s <sup>-1</sup> bar <sup>-1</sup>	Mühlen <i>et al.</i> , 1985
$k_5 = 1.11 \times 10^1 \exp\left(\frac{-3,548}{T_2}\right)$	bar <sup>-1</sup>	Mühlen <i>et al.</i> , 1985
$k_6 = 1.53 \times 10^{-9} \exp\left(\frac{25,161}{T_2}\right)$	bar <sup>-1</sup>	Mühlen <i>et al.</i> , 1985

## Reacciones homogéneas en fase gaseosa

El material volátil, que incluye alquitrances y metano, reacciona con oxígeno para formar vapor de agua y monóxido de carbono, de acuerdo con una reacción global finita. También se consideran reacciones globales para la oxidación de CO y H<sub>2</sub> a CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O, respectivamente. Los alquitrances son modelados como metano.

El calor generado por las reacciones exotérmicas es importante para la pirólisis y las reacciones de gasificación. En el presente trabajo se consideran las siguientes reacciones homogéneas:



La reacción (16) está limitada por el equilibrio. A bajas temperaturas, se favorece la producción de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>, a altas temperaturas CO y H<sub>2</sub>O. La constante de equilibrio se calcula a partir de la energía libre de Gibbs de la reacción. El equilibrio de las reacciones (17-21) esta desplazado hacia los productos, por lo tanto, la reacción inversa puede ser despreciada. Todos los parámetros cinéticos se obtuvieron de la literatura y se muestran en la tabla 2.

Tabla 2. Expresiones cinéticas para las reacciones homogéneas en la fase gaseosa

Rapidez de reacción	Unidades	Fuente
$r_4 = 2.78 \times 10^{-3} \exp\left(\frac{-1,510}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Souza-Santos (2004)
$r_5 = 3.98 \times 10^{14} \exp\left(\frac{-20,119}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Groppi <i>et al.</i> , (2000)
$r_6 = 2.19 \times 10^{12} \exp\left(\frac{-13,127}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Groppi <i>et al.</i> , (2000)
$r_7 = 1.58 \times 10^{13} \exp\left(\frac{-24,343}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Groppi <i>et al.</i> , (2000)
$r_8 = 3.21 \times 10^2 \exp\left(\frac{-468}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Zhubrin <i>et al.</i> , (2000)
$r_9 = 3.21 \times 10^2 \exp\left(\frac{-468}{T_g}\right)$	s <sup>-1</sup>	Zhubrin <i>et al.</i> , (2000)

Las rapideces de las reacciones (16-21) se computan por:

$$k = \min(k_{Ar}, k_{EBU}) \quad (22)$$

Donde  $k_{Ar}$  y  $k_{EBU}$  son la rapidez cinética (tipo Arrhenius) y la velocidad de mezclado turbulento,  $k_{EBU}$  se calcula con el modelo Eddy Breakage-Up (EBU):

$$k_{EBU} = C_{EBU} \frac{\varepsilon}{\kappa} \min\left(\frac{y_1^i}{S_i}, \frac{y_1^j}{S_j}\right) \quad (23)$$

Donde  $y_1^i$  y  $y_1^j$  son las fracciones mísicas de las especies participantes en la reacción,  $S_i$ , y  $S_j$  son los coeficientes estequiométricos asociados,  $\kappa$  y  $\varepsilon$  la energía cinética turbulenta y su rapidez de disipación, respectivamente. En este trabajo, todas las rapideces fueron evaluadas utilizando los valores locales promedio de temperatura y concentración. Para la constante  $C_{EBU}$  se usó el valor de 4.

## Metodología

El gasificador estratificado de flujos paralelos es simétrico, por lo que solamente se simuló la mitad en dos dimensiones, en coordenadas cilíndricas polares. Se utilizó un método de volumen finito para resolver las ecuaciones de transporte, usando un código CFD comercial. El código PHOENICS, con un algoritmo IPSA se usó

para resolver el acoplamiento de presión-volumen-fracción volumétrica. Se utilizó una malla de 5x20 (radial-axial). El refinamiento de la malla no mejora los resultados, por lo que se considera el modelo independiente del tamaño de malla.

La simulación se realizó utilizando partículas de biomasa de 2.5E-02 m de diámetro, con un contenido de 80% de material volátil y 15% de humedad. El aire alimentado se considera compuesto de 77% mol de Nitrógeno y 21% de oxígeno en mol y una temperatura de 300K. Todos los restantes componentes de la fase gaseosa (YCH4, YH2, YCO, YCO2 y YH2O) tienen un valor inicial de 0 %. Se considera un gasificador de planta piloto (ID=0.50 m y altura de 0.50 m), con una porosidad constante de 0.5. Se considera una operación en estado permanente considerando las dos variables operacionales: la rapidez de alimentación de biomasa ( $B_f$ ) y la cantidad de aire por cada kilogramo de biomasa alimentada ( $A_f$ ). La rapidez de alimentación de biomasa se varió en el intervalo 5-25 kg/h, para una relación de aire combustible ( $A_f/B_f$ ) de 1.5. También se estudió el efecto de la relación aire/combustible variándolo de 1.2-2.25 Nm<sup>3</sup>/kg de biomasa alimentada, para una rapidez de alimentación de biomasa de 15 kg/h.

## Resultados y discusión

Se realizó un primer conjunto de simulaciones variando la cantidad de biomasa alimentada en el intervalo de 5-25 kg/h para una relación de 1.5 de Nm<sup>3</sup> de aire por cada kilogramo de biomasa seca alimentada. Se estudió el efecto de la cantidad de aire alimentado variando en el intervalo de 1.2-2.5 Nm<sup>3</sup> de aire por cada kilogramo de biomasa alimentada para un flujo biomásico de 18 kg/h. Se supuso que la biomasa se alimenta seca al gasificador, inyectando su contenido de agua inicial con el aire precalentado. La tabla 3 muestra los datos utilizados en la simulación de modelo.

### Perfiles de composición

Como puede verse en la figura 1, el modelo predice adecuadamente los perfiles de composición de los componentes relevantes del gas combustible obtenido (CO, H<sub>2</sub>

y CO<sub>2</sub>). El oxígeno es consumido rápidamente debido a las reacciones de combustión del carbón fijo y los volátiles (CH<sub>4</sub>). El carbón fijo es consumido por las reacciones de gasificación produciendo CO y H<sub>2</sub>, la reacción de reformación del metano con vapor de agua también produce CO y H<sub>2</sub>. Las altas concentraciones de CO y H<sub>2</sub> son reducidas por las reacciones de sustitución, reducción de CO y oxidación de H<sub>2</sub>. Como puede verse en la tabla 3, los valores predichos por este modelo están muy cercanos a los valores para materiales biomásicos reportados en la literatura.

*Tabla 3. Parámetros y condiciones de operación utilizados en la simulación del gasificador estratificado de flujos paralelos, utilizando cascarilla de arroz (Manurung y Beenackers, 1994)*

<b>Biomasa</b> (cascarilla de arroz)		
Flujo Másico	10-25 Kg/h	
Temperatura	300K	
Composición	Análisis próximo % peso: Humedad 11-13 Ceniza: 5 Carbón fijo: 12 Volátiles: 68	Análisis último % peso: Carbón: 49.5 Oxígeno: 45.0 Hidrógeno: 5.2 Nitrógeno: 0.4
Diámetro medio inicial	2.5 E-02 m	
Poder calorífico inferior	15-18 MJ/Kg	
Densidad inicial	650 Kg/m <sup>3</sup>	
<b>Aire</b>		
Flujo Volumétrico	1.0-2.5 Nm <sup>3</sup> /Kg biomasa	
Temperatura	500 K	
Diámetro de lecho	0.50 m	
Altura de lecho	0.50 m	
Espesor de pared de reactor	0.25 m	
Presión del gasificador	1.013 bar	
Temperatura interna del gasificador	1,100 K	

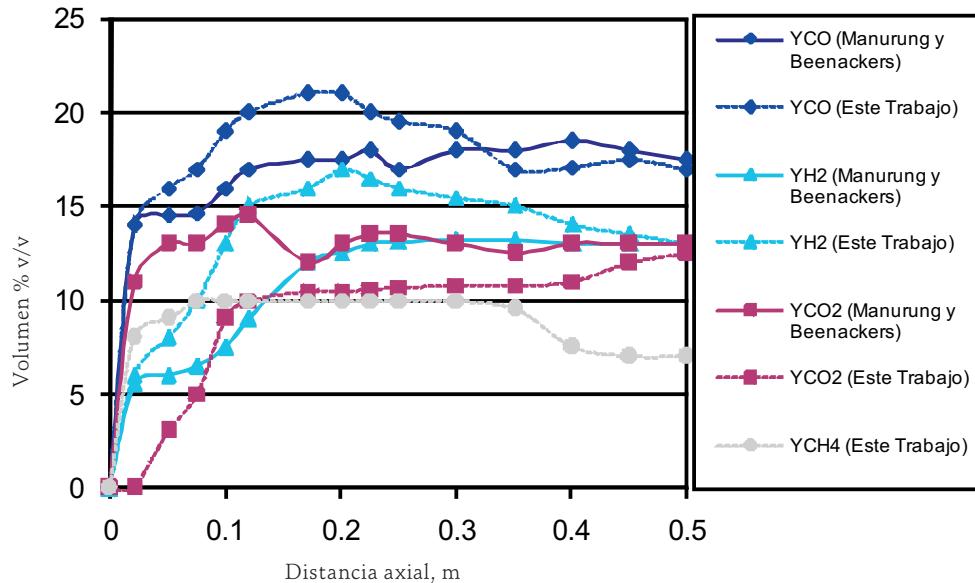


Figura 1. Perfiles de los principales componentes del gas combustible

Tabla 4. Comparación entre la composición del gas combustible predicha por el modelo y los datos disponibles en la literatura

% volumen	Manurung y Beenackers (1994) Experimental	Di Blasi, 2000 Simulación	Jayah <i>et al.</i> , (2003) Experimental	Babu y Sheth (2006) Simulación	Este trabajo Simulación
CO	17-18	18.5-20.3	22	23	17-18
H <sub>2</sub>	12-13.5	9.8-16.8	20	17	12-13
CH <sub>4</sub>	---	2.4-4.5	1-2	3-4	6-7
CO <sub>2</sub>	12-13	10-16	10	12	11-12
N <sub>2</sub>	45-55	43-60	52	51	47-52

### Perfiles de velocidad

La figura 2 muestra la variación de la velocidad de la fase gaseosa, con valores mayores en la zona de oxidación, debido a la devolatilización y a las reacciones exotérmicas de combustión de volátiles y carbón fijo. La velocidad disminuye por las reacciones endotérmicas de gasificación y al final aumenta, desde una distancia de 0.38m, debido a la reacción exotérmica de reducción de CO. La variación de la velocidad de la fase sólida es menor.

### Conclusiones

La pirólisis y la combustión parcial de volátiles y carbón fijo suceden en una región de 0.05-0.07 m. (en la parte superior del gasificador). En esta zona el oxígeno es completamente consumido (su concentración ulterior es de 10<sup>-4</sup>), que es congruente con las reacciones de oxidación anteriores.

El modelo predice adecuadamente, desde un punto de vista cualitativo, la composición del gas combustible,

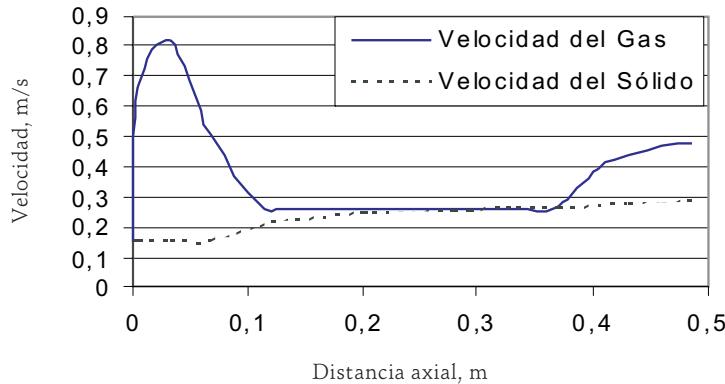


Figura 2. Perfiles de velocidad de la fase gaseosa (línea continua) y fase sólida (línea punteada)

velocidades de la fase gaseosa y fase sólida y la temperatura del gas en el gasificador.

La contribución de las velocidades radiales a las velocidades totales de ambas fases es muy pequeña ( $10^{-4}$ ), por lo que se considera la componente axial, casi igual a la velocidad resultante, justificando el flujo pistón tan utilizado.

Es necesario considerar a la energía cinética turbulenta y su rapidez de disipación en el modelado de gasificadores de lecho móvil, toda vez que el número de Reynolds varía de 100-1000, por lo que se consideró la contribución de la velocidad de mezclado (EBU) a la velocidad de reacción de las reacciones homogéneas, en fase gaseosa.

## Referencias

- Babu B.V. and Sheth P.N. Modeling and Simulation of Reduction Zone of Downdraft Biomass Gasifier: Effect of Char Reactivity Factor. *Energy Conversion and Management*, (47): 2602-2611, 2006.
- Biggs M.J. and Agarwal P.K. The CO/CO<sub>2</sub> Product Ratio for a Porous Char Particle Within an Incipiently Fluidized Bed: A Numerical Study. *Chem. Eng. Sci.*, (52):941-952, 1997.
- Bryden K.M., Ragland K.W., Rutland C.J. Modeling Thermally Thick Pyrolysis of Wood. *Biomass & Bioenergy*, (22): 41-53, 2002.
- Collier A.P., Hayhurst A.P., Richardson S.L. and Scott S.D. The Heat Transfer Coefficient Between a Particle and a Bed (Packed or Fluidized) of Much Larger Particles. *Chemical Engineering Science*, (59): 4613-4620, 2004.
- Di Blasi C. Dynamic Behaviour of Stratified Downdraft Gasifiers. *Chemical Engineering Science*, (55):2981-2944, 2000.
- Gildrap D., McKibbin R. and Barnes G. A Steady State Model of Gas-Char Reactions in a Downdraft Biomass Gasifier. *Solar Energy*, (74): 85-91, 2003.
- Groppi G., Tronconi E., Forzzatti P. and Berg M. Mathematical Modeling of Catalytic Combustors Fuelled by Gasified Biomass. *Catalysis Today*, (59):151-162, 2002.
- Jayah T.H., Aye L., Fuller R.G., Stewart D.F. Computer Simulation of Downdraft Wood Gasifier for Tea Drying. *Biomass and Bioenergy*, (25):459-469, 2003.
- Mansaray K.G., Al-Taweel A.M., Ugursal V.I. and Hamdullahpur F. Mathematical Modeling of a Fluidized Bed Rice Huso Gasifier: Part III- Model Verification. *Energy Sources*, (22):281-296, 2000.
- Manurung R.K. and Beenackers C.M. *Modeling and Simulation of an Open Core Downdraft Moving Bed Rice Husk Gasifier*. Advances in Thermochemical Biomass Conversion. London. Blackie A&P. 1994.
- Mathieu P. and Dubuisson R. Performance Analysis of a Biomass Gasifier. *Energy Conversion & Management*, (43):1291-1299, 2002.
- Monson C.R., Germane G.J., Blackham A.U. and Smooth L.D. Char Oxidation at Elevated Pressures. *Combustion and Flame*, (100):669-682, 1995.
- Mülhen H.J., Van-Heek K.H. and Jüngen H. Kinetic Studies of Steam Gasification of Char in the Presence of H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> and CO. *Fuel*, (41):267-278, 1985.
- Niven R. Physical Insight into the Ergun and Wen & Yu Equations for Fluid Flow in Packed and Fluidized

- Beds. *Chemical Engineering Science*, (57):527-534, 2002.
- Souza-Santos M. *Solid Fuels Combustion and Gasification, Modeling, Simulation and Equipment Operation*. USA. Marcel Dekker Inc. 2004.
- Wurzenberger J., Wallner S. and Raupenstrauch H. Thermal Conversion of Biomass: Comprehensive Reactor and Particle Modeling. *AICHE Journal*, (10):2398-2411, 2002.
- Yoon H. Wei J., Denn M.M. A Model for Moving Bed Coal Gasification Reactors. *A.I. Ch. E. Journal*, (24):885, 1978.
- Zainal Z.A., Alí R., Lean C.H. and Setharamu K.N. Prediction of Performance of a Downdraft Gasifier Using Equilibrium Modeling for Diferents Biomass Materials. *Energy Conversion and Management*, (42):1499-1515, 2001.
- Zhubrin S.V. *Modeling of Coal Gasification*. Cham Ltd, Phoenics. Demosntration case for CHAM Japan 2000.

---

#### Semblanza del autor

Alejandro Rogel-Ramírez. Es ingeniero químico con maestría por la Facultad de Química de la UNAM. Obtuvo su doctorado en la Facultad de Ingeniería de la UNAM. Su trabajo se centra en el modelado matemático de materiales biomásicos, utilizando CFD (PHOENICS), en gasificadores de lecho fijo. Realiza investigaciones sobre el incremento del potencial calorífico del syngas y la producción de hidrógeno a partir de biomasa.