



Corpoica. Ciencia y Tecnología
Agropecuaria

ISSN: 0122-8706

revista_corpoica@corpoica.org.co

Corporación Colombiana de Investigación
Agropecuaria
Colombia

Sánchez Castro, Zamir; Mendieta Menjura, Oscar Andrés
Ajuste de un modelo matemático para la combustión de bagazo de caña en una cámara
Ward-Cimpa
Corpoica. Ciencia y Tecnología Agropecuaria, vol. 15, núm. 2, julio-diciembre, 2014, pp.
133-151
Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria
Cundinamarca, Colombia

Disponible en: <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=449945182001>

- Cómo citar el artículo
- Número completo
- Más información del artículo
- Página de la revista en redalyc.org

redalyc.org

Sistema de Información Científica
Red de Revistas Científicas de América Latina, el Caribe, España y Portugal
Proyecto académico sin fines de lucro, desarrollado bajo la iniciativa de acceso abierto

AGROENERGÍA

ARTÍCULO DE INVESTIGACIÓN CIENTÍFICA Y TECNOLÓGICA

Ajuste de un modelo matemático para la combustión de bagazo de caña en una cámara Ward-Cimpa

Setting of a mathematical model for the sugarcane bagasse combustion in a Ward-Cimpa chamber

Zamir Sánchez Castro¹, Oscar Andrés Mendieta Menjura²

¹Ingeniero Químico, MSc. Centro de Estudios e Investigaciones Ambientales, Universidad Industrial de Santander, Bucaramanga, Santander, Colombia. ingsanchezcastro@gmail.com.

²Ingeniero Químico, MSc. Corporación Colombiana de Investigación Agropecuaria, Mosquera, Cundinamarca, Colombia. omendieta@corpoica.org.co.

Fecha de recepción: 11/11/2013

Fecha de aceptación: 22/04/2014

ABSTRACT

Colombian *panela* agroindustry uses bagasse, a milling byproduct, as fuel for fixed bed furnaces to obtain the energy required in the *panela* production process. At the moment, the Ward-Cimpa combustion chamber is the most efficient furnace available; but, it is empirically designed and constructed, since detailed mathematical models describing the combustion of biomass in these furnaces are not reported. This situation leads in many cases to inappropriate designs, which generate losses of 10% by incomplete combustion and of 40% unburned material. This research proposes a mathematical model -which involves kinetic expressions- for drying, devolatilization and oxidation of volatiles and carbonized material stages, based on the mass, energy and momentum balances for the solid and gaseous phases. The kinetic parameters were fitted to experimental data using the stochastic optimization algorithm: simulated annealing. The fitted model describes with an average error of 11%, the combustion rate, bed temperature and CO₂ and O₂ concentration in the flue gas, depending on the primary air flow and the moisture mass fraction. However, the model overestimated the CO concentration by about 50%.

Key words: biomass combustion, moisture content, air flow, fixed bed, *panela*.

RESUMEN

La agroindustria panelera colombiana utiliza el bagazo de caña, subproducto de la etapa de molienda, como combustible en hornos de lecho fijo para obtener la energía necesaria en el proceso de producción de *panela*. El horno más eficiente con que se cuenta en el momento es la cámara de combustión Ward-Cimpa; sin embargo, su diseño y construcción se realizan empíricamente, ya que no existen modelos matemáticos detallados que describan la combustión de la biomasa en estos hornos. Esto ocasiona en muchos casos diseños inadecuados que generan pérdidas por combustión incompleta de 10% y material inquemado hasta de 40%. En la presente investigación se propone un modelo matemático -que involucra expresiones cinéticas- para las etapas de secado, de desvolatilización y de oxidación de volátiles y material carbonizado, a partir de los balances de masa, energía y cantidad de movimiento, para la fase sólida y la fase gaseosa. Los parámetros cinéticos se ajustaron con datos experimentales utilizando el algoritmo de optimización estocástica: recocido simulado. El modelo ajustado describe con un error promedio de 11% la tasa de combustión, la temperatura del lecho y la concentración de CO₂ y O₂ en los gases de combustión, en función del flujo de aire primario y la fracción másica de humedad. No obstante, el modelo sobreestima en 50% la concentración de CO.

Palabras claves: combustión de biomasa, contenido de humedad, flujo de aire, lecho fijo, *panela*.

INTRODUCCIÓN

La agroindustria panelera es una de las más importantes de Colombia. La producción de panela en el país asciende a 1.470.000 toneladas por año, la cual contribuye con 7,3% del producto interno bruto (PIB) agrícola, vincula 12% de la población rural económicamente activa y lo ubica como segundo productor mundial. Colombia también es el primer consumidor per cápita de panela con 37,3 kg por habitante al año (Osorio, 2007).

El proceso de producción de panela inicia con el corte de la caña de azúcar (*Saccharum officinarum* L). Los tallos cosechados se transportan a la planta de producción, denominada trapiche, donde son molidos para obtener el jugo de caña y una biomasa residual conocida como bagazo de caña (BC). El jugo de caña se somete a un proceso de evaporación hasta alcanzar una concentración de sólidos solubles de 94 °Brix. Este proceso se realiza en una hornilla panelera, la cual consta de una cámara de combustión, un ducto de humos, un tren de evaporadores y una chimenea (Gordillo y García, 1992).

El BC que sale del molino, con fracciones másicas de humedad de 50%, puede utilizarse directamente como combustible (cámara de combustión Ward-Cimpa) o puede transportarse a cobertizos (bagaceras) donde se reduce la humedad hasta una fracción másica de 30% y posteriormente se utiliza como combustible mezclado con el bagazo húmedo (cámara de combustión plana-Cimpa). Se estima que Colombia posee 250.000 ha sembradas de caña de azúcar para la producción de panela, con un rendimiento promedio de 60 t/ha. El 40% de la masa cultivada corresponde al BC, por lo tanto la producción de esta biomasa en el país es alrededor de 6.000.000 t/año (García *et al.*, 2007).

La eficiencia energética de una hornilla panelera se encuentra entre 30% y 50%, con pérdidas energéticas por combustión incompleta y material particulado hasta de 10% y 40%, respectivamente. Por este motivo se utilizan en muchos casos combustibles adicionales como madera, carbón y caucho de llanta, lo que genera inconvenientes ambientales y aumenta el costo de producción (García, 2011).

Actualmente existen dos tipos de cámaras de combustión de hornillas paneleras, desarrolladas por el Centro de Investigación para el Mejoramiento de la Agroindustria Panelera (Corpoica-Cimpa): plana-Cimpa y Ward-Cimpa. Las dos cámaras, a diferencia de los hornos de combustión

de biomasa convencionales, son de geometría rectangular, en los cuales el BC se incinera en lecho fijo. La cámara plana-Cimpa posee un volumen de reacción limitado, por lo cual reporta bajos rendimientos de combustión. La cámara Ward-Cimpa posee un volumen de reacción 4 veces mayor que la cámara plana-Cimpa, y se divide en dos zonas: primaria y secundaria. En la zona primaria se lleva a cabo la combustión del lecho de bagazo con el aire primario que ingresa a través de la parrilla. Los volátiles y el material inquemado que escapan del lecho reaccionan en la zona secundaria con un flujo de aire adicional que ingresa en la parte superior del lecho (Gordillo y García, 1992).

El diseño de las cámaras de combustión se ha realizado durante años empíricamente, sin contar con modelos matemáticos para la combustión del bagazo de caña. El primer modelo matemático lo presentaron Gordillo y García (1992), el cual consistió básicamente en los balances de masa y energía globales del horno. Posteriormente estos balances fueron incorporados en un software, desarrollado en Visual Basic, para el diseño de hornillas paneleras (Mahecha, 1997). Soler y Gómez (2004) simularon la combustión del bagazo de caña en el simulador de procesos HYSYS y obtuvieron un modelo matemático termodinámico, el cual fue validado y ajustado en campo por Rojas y Castellanos (2010), con buenos resultados. Sin embargo, este modelo no tiene en cuenta las cinéticas de las reacciones de combustión ni los fenómenos de transporte de masa y energía en el lecho, los cuales son limitantes en un proceso de combustión en lecho fijo.

Básicamente, los modelos matemáticos de combustión encontrados en la literatura pueden estar basados en partículas individuales o en lecho. Para partículas individuales de madera en forma de troncos (Galgano y Di Blasi, 2004) y esferas (Mehrabian *et al.*, 2012) se han desarrollado modelos matemáticos teniendo en cuenta los gradientes internos de temperatura. La condición no isotérmica ocasiona que las etapas de combustión se desarrollen como frentes que viajan desde la superficie al centro de la partícula. Los resultados obtenidos demuestran que el tamaño y la forma de la partícula, junto con el contenido de humedad, influyen en la evolución de cada frente y, por ende, el tiempo de combustión, la composición de los gases y la temperatura.

La combustión en lecho fijo de partículas de biomasa ha sido ampliamente estudiada para desechos sólidos municipales, paja y madera. Durante la combustión de

desechos sólidos municipales se estudió la turbulencia del horno, mediante la simulación en Fluent (software para dinámica computacional de fluidos-CFD) (Kim *et al.*, 1996). Los resultados demuestran que la geometría del incinerador y el flujo de aire primario influyen significativamente en el régimen de turbulencia y el contenido de compuestos tóxicos del gas de chimenea. Posteriormente, para esta misma biomasa, se estudió el efecto del contenido de humedad y el flujo de aire primario, mediante un modelo matemático que describe las etapas de combustión: secado, desvolatilización y oxidación del material carbonizado (Yang *et al.*, 2004). El modelo indica que el incremento de humedad retrasa el inicio de la desvolatilización y aumenta los tiempos de combustión. Con respecto al flujo de aire primario existe un punto crítico donde se alcanza la máxima tasa de combustión.

La combustión de paja inicialmente fue modelada asumiendo equilibrio térmico entre las partículas de biomasa y el gas de combustión, lo cual simplificó el balance de energía a la solución de una sola ecuación de conservación (Van der Lans *et al.*, 2000). Los resultados del modelo se ajustan aceptablemente a los datos experimentales e indican la existencia del punto crítico de flujo de aire primario, al igual que Yang *et al.* (2004). Sin embargo el modelamiento realizado por Zhou *et al.* (2005) demostró que pueden existir diferencias significativas entre las temperaturas del gas y el sólido. El incremento de la humedad para un flujo de aire constante, a pesar de reducir la tasa de consumo, puede aumentar la temperatura, debido a que se incrementa el exceso de oxígeno.

Bauer *et al.* (2010) desarrollaron un modelo matemático para la combustión de lascas de madera en hornos de parrilla móvil, tomando en cuenta solo las cinéticas aparentes de secado, desvolatilización y oxidación de material carbonizado. La simulación sugiere que para este tipo de hornos industriales el frente de combustión se mueve en co-corriente con el flujo de aire primario. La combustión de madera también fue estudiada para parrillas circulares giratorias, involucrando las ecuaciones de conservación de masa, energía y cantidad de movimiento (Boriouchkine *et al.*, 2012). Los resultados demuestran que existe una gran influencia de la humedad, el tamaño de partícula y el flujo de aire primario, sobre el rendimiento de la combustión.

Los modelos anteriores tienen en común la suposición de medio poroso para el sólido, es decir que ignoran

fenómenos de transporte internos de la partícula. Sin embargo, si el tamaño de la partícula de biomasa es muy grande (conglomerados, briquetas y troncos), considerar el lecho de combustible como un lecho poroso ocasiona una sobreestimación de los valores de la tasa de combustión y las temperaturas. Por lo anterior, surgió la necesidad de desarrollar modelos para la combustión de biomasa más robustos, los cuales involucran dos submodelos: uno en el lecho y otro en la partícula.

Los modelos más sencillos involucran una sola dimensión para cada submodelo y son llamados “modelos 1D-1D”. Bryden y Ragland (1996) desarrollaron uno de estos modelos en estado estable para la combustión de troncos de madera en hornos industriales, con el fin de evaluar la influencia del contenido de humedad, el tamaño de partícula y el flujo de aire primario. El modelo tiene en cuenta la variación del radio de los troncos con respecto a la altura en el horno, debido a las reacciones en el sólido, pero ignora la transferencia de cantidad de movimiento en la fase sólida y gaseosa. Gort y Brouwers (2001) desarrollaron un modelo matemático generalizado para partículas de combustible esféricas, en función de los números adimensionales de Lewis (Le) y Zeldovich (Y), el cual permite evaluar el orden de reacción y la transferencia de calor por conducción, convección y radiación, tanto fuera como dentro de la partícula. Yang *et al.* (2005) presentaron un modelo para evaluar la influencia del tamaño de partícula en la combustión de madera de pino, incluyendo balances para el flux de calor por radiación.

Las condiciones de combustión para una partícula pueden variar tanto con el radio como con su posición en el lecho. Los modelos que tienen en cuenta estas variaciones son denominados “modelos 1D-2D”. Johansson *et al.* (2007) desarrollaron un modelo 1D-2D para la combustión de esferas de madera, y determinaron que la suposición de lecho poroso es válida para diámetros menores o iguales a 0,50 cm. Adicionalmente, otros estudios han incluido en sus modelos canales dentro del lecho, los cuales infieren en la reacción produciendo óxidos de nitrógeno y en la cantidad de material carbonizado quemado (Hermansson y Thunman, 2011).

A pesar que existen diversos modelos matemáticos para la combustión de biomasa en lecho fijo, la variación en las características como la composición química, el contenido de humedad y el tamaño de partícula, así como las condiciones de operación de los hornos,

hacen imposible que se puedan generalizar. Por lo tanto es necesario el desarrollo de modelos particulares para cada tipo de biomasa. Para BC se cuenta con una serie de modelos termogravimétricos que explican la descomposición térmica de partículas de biomasa en atmósferas inertes (Manyá y Arauzo, 2008), en atmósferas oxidantes (Ramajo-Escalera *et al.*, 2006) y la oxidación de material carbonizado (Daood *et al.*, 2010), mediante ecuaciones de Arrhenius. No obstante, estos modelos son elaborados con partículas tan pequeñas que no son afectadas por los fenómenos de transporte, lo cual los hace inapropiados para explicar la combustión en lecho fijo.

El objetivo de la presente investigación fue plantear un “modelo matemático unidimensional para la combustión del bagazo de caña” (MUCBC), en una cámara Ward-Cimpa. El modelo involucra los fenómenos de transporte de masa, energía y cantidad de movimiento en el sólido y en el gas, y expresiones cinéticas para el secado, la desvolatilización y la oxidación de volátiles y material carbonizado. El modelo se ajustó con datos experimentales de la tasa de combustión, la temperatura y la composición del gas a la salida del lecho, en función del flujo de aire primario (FAP) y la fracción másica de humedad (FMH).

MATERIALES Y MÉTODOS

Variables dependientes e independientes

El modelo matemático fue evaluado manipulando el flujo de aire primario y el contenido de humedad del bagazo de caña. Las variables de respuesta fueron la tasa de combustión, la temperatura promedio en el lecho y la composición de CO , CO_2 y O_2 en los gases de combustión. El flujo de aire primario fue probado en tres niveles: 0,25; 0,54 y 0,75 kg/s por m^2 de parrilla, y el secundario se mantuvo constante en 0,84 kg/s por m^2 de parrilla. La fracción másica de humedad del bagazo de caña tomó valores de 10%, 30% y 42%.

Horno de combustión

Para las pruebas experimentales se utilizó un horno prototipo con una cámara Ward-Cimpa (figura 1) de 0,3 m de ancho, 0,3 m de profundo y 2,23 m de alto. El horno se ubicó en las instalaciones del Corpoica-Cimpa en Barbosa, Santander (05° 55' 57" latitud norte y 73° 37' 16" longitud oeste), a 1.580 msnm, con temperatura media de 22 °C, precipitación media anual de 1.800 mm y humedad relativa de 75%.

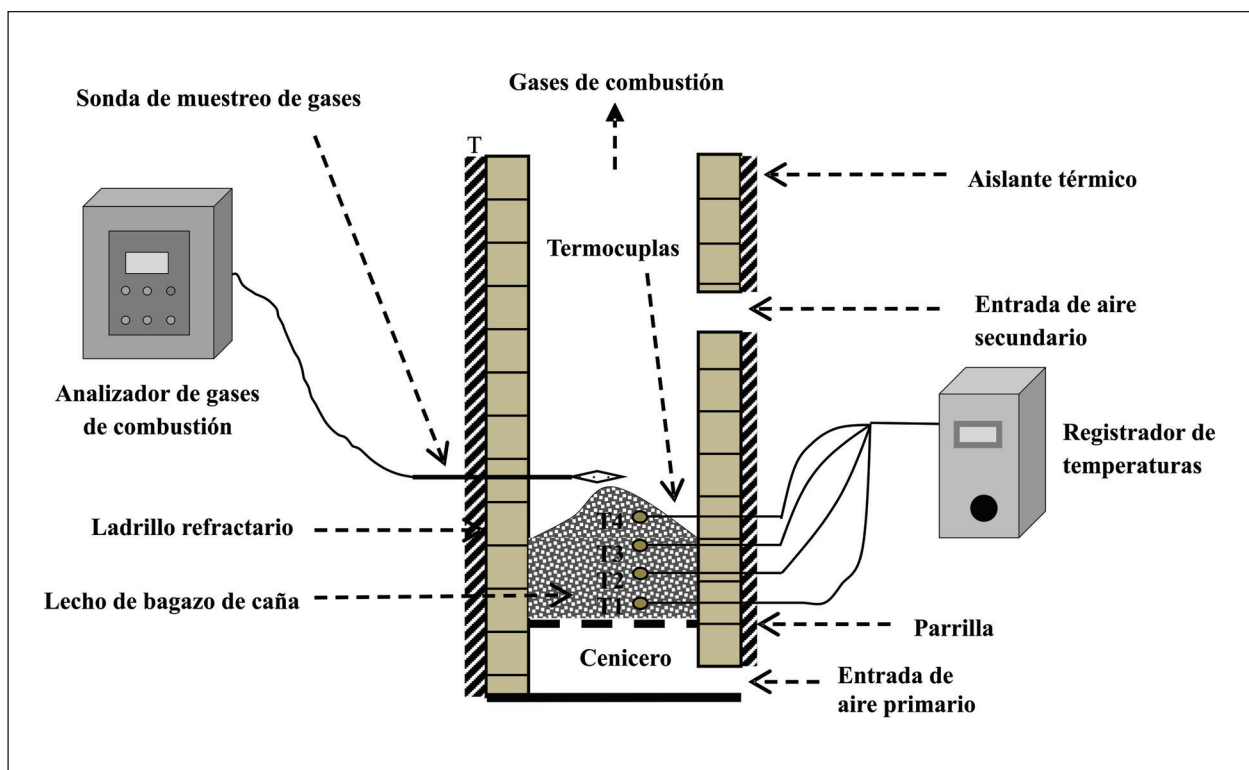


Figura 1. Esquema del horno del lecho fijo utilizado; ubicación de equipos y de termocupas

Las paredes del horno están construidas en ladrillo refractario con un grosor de 0,2 m y recubiertas con aislante térmico de fibra de vidrio. El horno posee dos entradas para el aire, suministrado por medio de dos ventiladores centrífugos de potencia variable. El flujo de aire primario se alimentó a través de la parrilla, y el flujo secundario a través de dos orificios de 5,0 cm de diámetro.

Las temperaturas en el lecho se registraron con 4 termocuplas tipo K, marca Instrumatic, distribuidas axialmente a una profundidad de 15 cm y separadas 10 cm entre ellas. Las termocuplas se conectaron a un equipo registrador de datos para almacenar los valores de las temperaturas. La concentración de CO_2 , CO y O_2 en el gas de combustión se midió a la salida del lecho, mediante un analizador de gases Testo 350 XL.

Metodología

El bagazo de caña se recolectó de un trapiche panelero del municipio de Barbosa, Santander, Colombia, directamente a la salida del molino, con un tamaño de partícula variable y fracción másica de humedad alrededor de 50%. El bagazo de caña se secó en condiciones ambientales de temperatura y presión, en un patio de cemento bajo un techo de zinc. Para mejorar el secado se realizaron volteos constantes a las pilas de bagazo. Los tiempos de secado variaron dependiendo de la humedad final: para una fracción másica de humedad de 42% se dejó secar el bagazo durante un día; para humedad de 30% se dejó secar cerca de 2 meses; para humedad de 10% el bagazo tuvo que secarse cerca de 3 meses.

Después de realizar el secado del bagazo de caña, se redujo de tamaño mediante un molino de martillos Farm King 51001. El BC molido se clasificó con tamices estandarizados (ASTM E-11/95), permitiendo la separación de partículas con geometría aproximada a la cilíndrica de 2 cm de longitud y 0,5 cm de diámetro.

Las mejores condiciones de operación de un horno Ward-Cimpa se logran con un flujo de aire primario de 0,54 kg/s por m^2 de parrilla (Sánchez, 2013), una fracción másica de humedad de 10% y un tamaño de partícula de 0,5 cm (Sánchez *et al.*, 2013). Por lo tanto, en la validación del MUCBC se seleccionaron estos valores para las variables de operación.

La combustión del BC se realizó en operación discontinua (por lotes). La carga de BC en cada prueba se calculó para contener 1,5 kg de materia seca. La ignición de BC

se realizó en el tope del lecho con ayuda de un mechero de ACPM. Las temperaturas del lecho fueron registradas cada 10 s, y la concentración de los gases de combustión cada 5 s.

La tasa de combustión se evaluó con la ecuación propuesta por Zhou *et al.* (2005):

$$r_c = v_f^* \rho_b \quad (1)$$

La velocidad de propagación del frente de ignición se obtuvo con la ecuación 2 (Zhao *et al.*, 2008):

$$V_f = \frac{\Delta s}{\Delta t} \quad (2)$$

Donde, Δs (m) es la distancia entre dos puntos de medición de temperatura adyacentes, y Δt (s) es el tiempo necesario para que el frente de ignición se desplace la distancia Δs .

La diferencia Δt se obtuvo directamente de los perfiles de temperatura, tomando 400 °C como la temperatura de referencia para el frente de ignición (Ramajo-Escalera *et al.*, 2006). La temperatura del lecho para cada prueba se tomó como la media de las máximas medidas.

Ajuste del modelo matemático

Se seleccionaron expresiones cinéticas para el secado, la desvolatilización y la oxidación del material carbonizado y volátil, de estudios anteriores basados en la combustión de biomásas con composiciones similares al BC. Estas expresiones cinéticas se incorporaron en los balances diferenciales de masa, energía y cantidad de movimiento para el gas y el sólido en estado transitorio. Las ecuaciones diferenciales se aproximaron utilizando volúmenes finitos y se solucionaron con el algoritmo Simple (semi implicit method for pressure-linked equations) propuesto por Patankar y Spalding (1972).

Los parámetros de las expresiones cinéticas seleccionadas se ajustaron a los datos experimentales utilizando el método de optimización estocástica recocido simulado (García y Sánchez, 2007). La función objetivo que se minimizó fue el error promedio dado por la ecuación 3 (Babu, 2004):

$$\%E = \frac{\sqrt{[(X_{cal} - X_{exp})/X_{exp}]^2}}{N} \times 100 \quad (3)$$

Donde X_{cal} y X_{exp} son los valores calculados con el modelo matemático y el experimental respectivamente, para cada una de las variables de respuesta, y N es el número de datos totales.

La caracterización fisicoquímica promedio del BC se tomó de los resultados reportados por Escalante *et al.* (2011) para la industria panelera de Colombia, y se presenta en las tablas 1 y 2.

Tabla 1. Análisis próximo del bagazo de caña en base seca

Componente	Fracción másica (%)
Carbono fijo	1,63
Material volátil	96,8
Cenizas	1,60

Fuente: Escalante *et al.* (2011).

Tabla 2. Análisis último del bagazo de caña en base seca y libre de cenizas

Compuesto	Fracción másica (%)
Carbono	49,27
Hidrógeno	5,67
Oxígeno	42,87
Nitrógeno	0,58
Azufre	0,04

Fuente: Escalante *et al.* (2011).

Planteamiento del modelo matemático

La combustión de una biomasa se lleva a cabo en tres etapas: secado, desvolatilización y oxidación del material carbonizado. Inicialmente se libera la humedad contenida en las partículas de biomasa. La temperatura de la biomasa seca se incrementa hasta el grado de descomposición térmica. Si la descomposición térmica se realiza en presencia de oxígeno se denomina desvolatilización. Los productos de la etapa de desvolatilización son los volátiles y un compuesto sólido denominado material carbonizado.

Los volátiles se componen de gases (principalmente CO, CO₂, H₂, CH₄ y C₂H₆) y alquitranes. Los volátiles liberados reaccionan con el oxígeno circundante liberando calor y formando una llama. Por último, el material carbonizado reacciona con el oxígeno produciendo CO y CO₂.

Durante la combustión de biomásas en hornos de lecho fijo, las etapas de combustión se propagan como frentes desde el tope del lecho hacia el fondo, en contracorriente con el aire primario (Porteiro *et al.*, 2010). El MUCBC involucra un modelo particular para cada etapa.

Modelamiento de la etapa de secado

Para la etapa de secado se seleccionó el modelo matemático propuesto por Yang *et al.* (2002) que combina la transferencia de calor y la difusión:

$$r_{H_2O} = k_d \cdot S \cdot (C_{W,S} - C_{W,g}) \text{ para } T_s < 373 \text{ K} \quad (4)$$

$$r_{H_2O} = Q_{cr} / H_{evp} \text{ para } T_s = 373 \text{ K} \quad (5)$$

El área superficial del lecho por unidad de volumen se obtiene a partir de la ecuación 6:

$$S = \frac{a_p \cdot n_p}{V_b} \quad (6)$$

Reemplazando el área superficial de las partículas cilíndricas:

$$S = \frac{2\pi \left(\frac{d_p}{2}\right) l_p \cdot n_p}{V_b} \quad (7)$$

El número total de partículas en el lecho puede determinarse en función de la relación de las densidades del lecho y de la partícula:

$$n_p = \frac{\rho_b \cdot V_b}{\rho_p \cdot V_p} \quad (8)$$

Reemplazando 8 en 7 obtenemos S en función de las densidades del lecho y de la partícula.

$$S = \frac{2\rho_b}{\left(\frac{d_p}{2}\right)\rho_p} \quad (9)$$

El calor transferido a la partícula por unidad de volumen, se calcula como la suma de los calores transferidos por convección, radiación y conducción (Yang *et al.*, 2002):

$$Q_{Cr} = S \cdot \left(h_{rad} (T_g - T_s) + k_{cond,s} \frac{\partial T_s}{\partial Z} \right) \quad (10)$$

El coeficiente h_{rad} incluye la contribución de la convección y la radiación (Chern y Hayhurst, 2006):

$$h_{rad} = h_c + e_b \cdot \sigma (T_g^3 + T_g^2 \cdot T_s + T_g \cdot T_s^2 + T_s^3) \quad (11)$$

Para flujos transversales a cilindros el coeficiente h_c viene dado en función del número de Reynolds (Re) y el número de Prandtl (Pr) (Holman, 1999):

$$h_c = 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + \left(\frac{0,4}{Pr} \right)^{1/4} \right]} \left[1 + \left(\frac{Re}{282.000} \right)^{5/8} \right]^{4/5} \quad 10^2 < Re < 10^7 \quad (12)$$

Modelamiento de la etapa de desvolatilización

En la tabla 3 se presentan las composiciones promedio de los volátiles liberados durante la desvolatilización, calculados a partir de los datos reportados por García *et al.* (2002) para la pirólisis al vacío de BC en un horno eléctrico.

El alquitrán obtenido se representa por la fórmula elemental promedio $CH_{1,68}O_{0,557}N_{0,012}$ (Islam *et al.*, 2010).

Para la desvolatilización de biomásas Yang *et al.* (2002) obtuvieron resultados satisfactorios respecto a la tasa de producción y composición de los productos, suponiendo un mecanismo de un solo paso, el cual se asumió para el desarrollo del MUCBC:

$$\text{Biomasa} \rightarrow \text{volátiles} + \text{material carbonizado} \quad (13)$$

Tabla 4. Parámetros cinéticos para la ecuación 14

Biomasa	Parámetro	Hemicelulosa	Celulosa	Lignina	Autor
Madera	$A(s^{-1})$	$1,30 \times 10^8$	$2,20 \times 10^8$	$1,10 \times 10^7$	Johansson <i>et al.</i> (2007)
	E/R (K)	16.875	16.009	14.602	
Maíz	$A(s^{-1})$	$3,74 \times 10^5$	$9,00 \times 10^{11}$	$1,60 \times 10^{-3}$	Miltner <i>et al.</i> (2008)
	E/R (K)	9.077	15.456	1.804	
Bagazo de caña	$A(s^{-1})$	$2,80 \times 10^{16}$	$7,80 \times 10^{18}$	526	Manyá y Arauzo (2008)
	E/R (K)	23.815	29.649	6.892	

Tabla 3. Composición másica de los volátiles liberados durante la combustión de bagazo de caña

Compuesto	Fracción másica (%)
Alquitranes	71,05
CO ₂	20,29
CO	7,33
H ₂	0,04
CH ₄	0,88
C ₂ H ₆	0,40

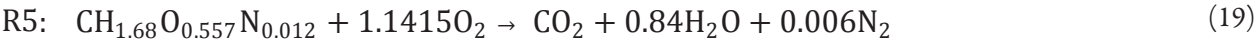
La tasa de liberación de volátiles del BC es una función de la velocidad de descomposición de sus principales pseudocomponentes (hemicelulosa, celulosa y lignina), la cual sigue una función de Arrhenius (Manyá y Arauzo, 2008):

$$r_{vol} = A_1 \exp \left[\frac{-E_1}{RT} \right] (C_1^* - C_1) + A_2 \exp \left[\frac{-E_2}{RT} \right] (C_2^* - C_2) + A_3 \exp \left[\frac{-E_3}{RT} \right] \frac{(C_3^* - C_3)^3}{(C_3^*)^2} \quad (14)$$

Donde el subíndice 1 representa la hemicelulosa, 2 la celulosa y 3 la lignina.

En la tabla 4 se presentan para madera, maíz y bagazo de caña algunos valores de los parámetros cinéticos para cada pseudocomponente, reportados en estudios previos.

Las reacciones homogéneas de oxidación de los volátiles se presentan en las ecuaciones 15 a 19:



En la tabla 5 se presentan los modelos cinéticos más utilizados para la oxidación de volátiles durante la combustión de biomásas.

Tabla 5. Expresiones cinéticas para las reacciones de oxidación de volátiles

Reacción	Tasa de reacción (mol/(m ³ s))	Autores	Biomasa
R1	$r_{\text{co}} = A * \exp \left[\frac{-E}{RT} \right] C_{\text{C}_0}^a C_{\text{O}_2}^b C_{\text{H}_2}^c$	Bryden y Ragland (1996)	Madera
		Yang <i>et al.</i> (2002)	Desechos sólidos municipales
R2	$r_{\text{CH}_4} = A * \exp \left[\frac{-E}{RT} \right] C_{\text{CH}_4}^a C_{\text{O}_2}^b$	Zhou <i>et al.</i> (2005)	Paja
		Johansson <i>et al.</i> (2007)	Madera
R3	$r_{\text{H}_2} = A * \exp \left[\frac{-E}{RT} \right] C_{\text{H}_2}^a C_{\text{O}_2}^b$	Miltner <i>et al.</i> (2008)	Maíz
		Hermansson y Thunman (2011)	Madera
R4	$r_{\text{C}_2\text{H}_6} = A * \exp \left[\frac{-E}{RT} \right] C_{\text{C}_2\text{H}_6}^a$	Shin y Choi (2000)	Mezcla de biomásas
		Gungor (2008)	Desechos sólidos municipales
R5	$r_{\text{alq}} = A * \exp \left[\frac{-E}{RT} \right] C_{\text{alq}}^a C_{\text{O}_2}^b$	Sharma (2011)	Madera
		Boriouchkine <i>et al.</i> (2012)	Madera

El orden de magnitud de los parámetros preexponenciales de las reacciones R1 a R5 se encuentra entre 1×10^3 y 1×10^{18} . E/R toma valores entre 3.000 y 50.000 K, y los órdenes de magnitud de a, b y c varían entre 0 y 1,5.

Modelamiento de la etapa de oxidación del material carbonizado

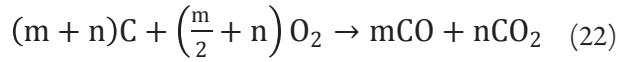
La tasa de oxidación del material carbonizado es controlada por la difusión de O₂ hacia la partícula y la reacción

química. Bauer *et al.* (2010) presentan una expresión cinética que involucra estos dos efectos (difusión y reacción):

$$r_{\text{char}} = k_o \cdot \rho_{\text{char}} \cdot P_{\text{O}_{2,g}} \quad (20)$$

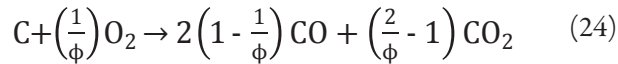
$$k_o = \frac{1}{\left(\frac{RT_s}{\Phi M_{\text{C.S}}} \right) \frac{1}{k_d} + \frac{1}{k_c}} \quad (21)$$

El primer término del denominador de la ecuación 21 indica la difusión de O_2 y el segundo término, la reacción química. Los productos de la oxidación del material carbonizado son CO y CO_2 como lo describe la reacción global:



Dividiendo todos los términos de la ecuación 22 en el número de moles de carbono que reaccionan ($m + n$), se encuentra la relación estequiométrica ϕ :

$$\phi = \frac{2(m+n)}{m+2n} \quad (23)$$



La relación entre las moles formadas de CO (m) y CO_2 (n) puede ser calculada a partir de una función de Arrhenius (Zhou *et al.*, 2005):

$$r_o = \frac{m}{n} = 12 \exp\left(\frac{-3.300}{T_s}\right) \quad (25)$$

Reemplazando la ecuación (25) en la ecuación (23), se obtiene la expresión para calcular ϕ en función de r_o :

$$\phi = \left(1 + \frac{1}{r_o}\right) / \left(\frac{1}{2} + \frac{1}{r_o}\right) \quad (26)$$

Las ecuaciones 24 y 26 permiten calcular el número de moles de CO y CO_2 producidos durante la reacción de oxidación del material carbonizado. La difusión de O_2 hacia la partícula se determina con una correlación para flujos a través de lechos empacados por el factor de Colburn (J) (Van der Lans *et al.*, 2000):

$$\epsilon_b \cdot J = \frac{0,765}{Re^{0,82}} + \frac{0,365}{Re^{0,368}} \quad (27)$$

El factor J se define como:

$$J = \frac{Sh}{Sc^{1/3} Re} \quad (28)$$

Donde Sh y Sc son los números de Sherwood y Schmidt respectivamente, y se definen como:

$$Sh = \frac{k_d d_p}{D} \quad (29)$$

$$Sc = \frac{\mu_g}{\rho_g D} \quad (30)$$

De esta manera se puede obtener el coeficiente de transferencia de masa (k_d). Por otro lado, la constante cinética de la reacción química se calcula con la ecuación 31 (Zhou *et al.*, 2005):

$$k_c = 8.620 \exp\left(\frac{-15.900}{T_s}\right) \quad (31)$$

Tasa de mezclado gas – aire

Los volátiles y el CO producido durante la oxidación del material carbonizado deben mezclarse con el aire circundante antes de reaccionar. Por consiguiente, la tasa de combustión de los gases combustibles depende de las cinéticas de oxidación y de la tasa de mezclado con el aire. Para un lecho poroso la tasa de mezclado de los gases se puede determinar con la ecuación 32 (Yang *et al.*, 2002):

$$r_{mix} = k_{mix} * C_{mix} * \min\left\{\frac{C_{gas,i}}{S_{gas,i}}, \frac{C_{O_2}}{S_{O_2}}\right\} \quad (32)$$

La expresión “min” en la ecuación 32 indica que se debe tomar el mínimo entre $C_{gas,i}/S_{gas,i}$ y CO_2/SO_2 . Frigerio *et al.* (2008) demuestran en su estudio sobre mezclado de gases en lechos fijos que C_{mix} debe tomar un valor de 0,85 y k_{mix} debe ser calculada por:

$$k_{mix} = 150 \frac{D_m (1 - \epsilon)^{2/3}}{1_p^2 \cdot \epsilon} + 1,75 \frac{V_g (1 - \epsilon)^{1/3}}{1_p \cdot \epsilon} \quad (33)$$

La tasa de combustión de cada especie volátil se toma como el mínimo entre su cinética de oxidación y la tasa de mezclado con el oxígeno:

$$r = \min[r_i, r_{mix}] \quad (34)$$

Balances de masa, energía y cantidad de movimiento

Durante la combustión de BC, la temperatura, la composición del gas y la composición del sólido presentan variaciones con la altura del lecho y el tiempo de operación. La descripción completa de los frentes de secado, desvolatilización y oxidación se obtiene mediante el planteamiento de los balances de masa, energía y cantidad de movimiento a un elemento diferencial de BC en el lecho (figura 2).

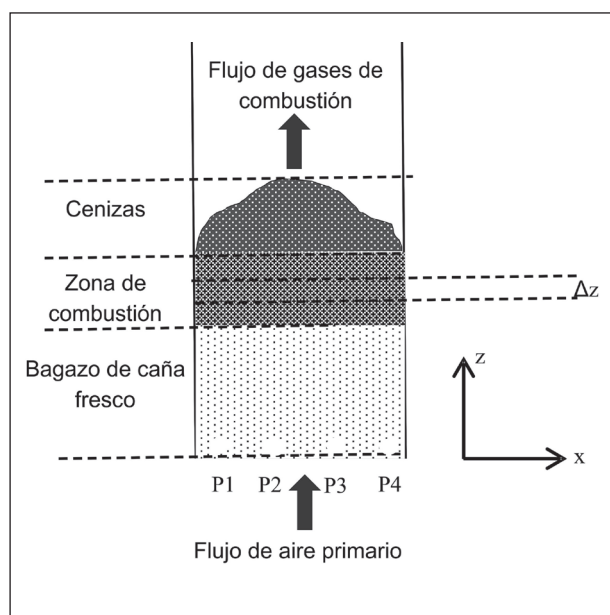


Figura 2. Esquema del lecho de combustión del BC

Las simplificaciones realizadas a los balances son:

Se consideran variaciones sólo con la altura (modelo unidimensional). Experimentalmente se encontró que las temperaturas registradas en las posiciones P1, P2, P3 y P4 (figura 2) en un horno industrial de panela no presentan una gran diferencia.

Debido a que la combustión se realiza en lecho fijo y que no se considera la reducción de las partículas de BC, el sólido no tiene velocidad.

Se asume el sólido como un medio poroso. Esta suposición es válida para tamaños menores o iguales a 0,5 cm (Johansson *et al.*, 2007).

Se asume el gas como un gas ideal, ya que el horno opera a presión atmosférica y altas temperaturas.

Balance diferencial de masa en el sólido:

$$\frac{\partial \rho_b}{\partial t} = -r_{H_2O} - r_{vol} - r_{char} \quad (35)$$

Balance diferencial de energía en el sólido:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_b \cdot H_s) = \frac{\partial}{\partial z} \left(k_{cond,s} \frac{\partial T_s}{\partial z} \right) + h_{rad} \cdot S(T_g - T_s) + Q_{rx,s} - Q_{H_2O} \quad (36)$$

Debido a que no existe información sobre la variación de la conductividad térmica del BC durante su combustión, se tomó como aproximación la correlación presentada por Zabaniotou y Damartzis (2007) para madera:

$$k_{cond,s} = 0,13 + 0,0003(T_s - 273) \quad (37)$$

Balance diferencial de masa en el gas:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_b \cdot \rho_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot v_g) = r_{H_2O} + r_{vol} + r_{char} \quad (38)$$

Balance diferencial de masa por especies:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_b \cdot \rho_g \cdot Y_i) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot v_g \cdot Y_i) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\epsilon_b \cdot D_i \cdot \rho_g \frac{\partial Y_i}{\partial z} \right) + \epsilon_b \cdot r_{i,s} + r_{i,g} \quad (39)$$

Balance diferencial de energía del gas:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\epsilon_b \cdot \rho_g \cdot H_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot v_g \cdot H_g) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\epsilon_b \cdot k_{cond,g} \frac{\partial T_g}{\partial z} \right) + h_{rad} \cdot S(T_s - T_g) + Q_{rx,g} \quad (40)$$

Para resolver las ecuaciones 38, 39 y 40 se necesita determinar el campo de velocidades del gas. Por este motivo se plantea el balance de cantidad de movimiento para la fase gaseosa:

$$\frac{\partial}{\partial t} (\rho_g \cdot v_g) + \frac{\partial}{\partial z} (\rho_g \cdot v_g \cdot v_g) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\mu_g \frac{\partial v_g}{\partial z} \right) - \frac{\partial P}{\partial z} - \epsilon_b \cdot \rho_g \cdot g \quad (41)$$

Para resolver los balances de energía en función de las temperaturas del sólido (T_s) y el gas (T_g), las entalpías son representadas usando las capacidades caloríficas medias (Zhou *et al.*, 2005):

$$H_{S(g)} = \overline{C_{P_{S(g)}}} \cdot \Delta T_{S(g)} = \int C_{P_{S(g)}} dT_{S(g)} \quad (42)$$

De esta manera se tiene un sistema de seis ecuaciones diferenciales parciales que deben ser resueltas simultáneamente junto con la ecuación de gas ideal, para obtener: T_s , T_g , Y_i , v_g , ρ_b , ρ_g y P . Las propiedades del gas (C_p , μ_g , $k_{\text{cond,g}}$ y D_i) se calculan por medio de las correlaciones presentadas por Reid *et al.* (1987).

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En la tabla 6 se presenta el error obtenido en las simulaciones, calculado con la ecuación 3. Se utilizaron los parámetros cinéticos reportados por diferentes autores para madera, paja y maíz de las reacciones R1 a R5, así como los encontrados por Manyá y Arauzo (2008) para la desvolatilización de BC del sector azucarero registrados en la tabla 4.

Los errores encontrados para la temperatura, la tasa de combustión y las concentraciones de CO_2 y O_2 , en función del FAP y la FMH se encuentran en un rango amplio (2% a 85%), y el error obtenido para la concentración de CO supera en todos los casos el 200%.

Estos resultados demuestran que los parámetros cinéticos son una función del tipo de biomasa y que las expresiones cinéticas de la tabla 5 deben ser ajustadas para usarse en la combustión de BC en cámaras Ward-Cimpa.

Se optimizaron los factores preexponenciales (A) y las energías de activación (E) de la expresión cinética de la tasa de desvolatilización (ecuación 14) y de las reacciones R1, R2, R3 y R5, para un total de 23 parámetros. Los parámetros cinéticos de la tasa de oxidación del material carbonizado y de la reacción R4 no se variaron, debido a que para el BC, la concentración de carbono fijo (fracción másica de 1,45%) y C_2H_6 en los volátiles (fracción másica de 0,40%) es tan baja que no afecta significativamente la combustión. Para la reacción R4 se utilizó el modelo cinético propuesto por Zhou *et al.* (2005):

$$r_{\text{C}_2\text{H}_6} = (2,7 \times 10^8) T_g^{0,5} \left[\frac{-20.131}{T_g} \right] C_{\text{C}_2\text{H}_6} C_{\text{O}_2} \quad (43)$$

Tabla 6. Errores obtenidos de las diferentes expresiones cinéticas aplicadas a la combustión de bagazo de caña

Autor	Biomasa	Variable	%E Temperatura	%E Tasa de combustión	% E Concentración del gas de combustión		
					CO_2	CO	O_2
Zhou <i>et al.</i> (2005)	Paja	FAP	36	37	42		37
		FMH	41	31	47		24
Johansson <i>et al.</i> (2007)	Madera	FAP	72	62	82		62
		FMH	74	73	81		51
Miltner <i>et al.</i> (2008)	Maíz	FAP	72	61	79		62
		FMH	74	73	85		51
Sharma (2011)	Madera	FAP	72	72	77	>200	61
		FMH	74	73	80		51
Bryden y Ragland (1996)	Madera	FAP	19	10	33		24
		FMH	34	29	33		2
Gungor (2008)	Madera	FAP	12	12	34		20
		FMH	14	11	33		11
Boriouchkine <i>et al.</i> (2012)	Madera	FAP	52	35	27		33
		FMH	48	29	9		7

Los parámetros cinéticos óptimos encontrados para la tasa de desvolatilización se presentan en la tabla 7.

Tabla 7. Parámetros cinéticos óptimos para la tasa de desvolatilización

Reacción	Ecuación	Parámetro	Hemicelulosa	Celulosa	Lignina
Desvolatilización	14	A (s ⁻¹)	2,29 x 10 ¹⁵	4,30 x 10 ¹⁸	526
		E/R (K)	20.330,70	26.007,20	8.090,64

Los parámetros cinéticos óptimos para las reacciones R1, R2, R3 y R5 se presentan en la tabla 8.

Tabla 8. Parámetros cinéticos óptimos para las reacciones de oxidación de volátiles

Reacción	Ecuación	A (s ⁻¹ mol ^{-(a+b+c)})	E/R (K)	a	b	c
R1	15	7,60 x 10 ¹⁴	20.022,77	0,18	0,91	0,70
R2	16	3,04 x 10 ¹⁴	17.400,71	0,46	1,16	----
R3	17	7,76 x 10 ¹⁷	3.449,75	1,35	0,56	----
R5	19	86.599,49	12.911,42	0,50	1,41	----

Ajuste del modelo con el flujo de aire primario

La figura 3 muestra la comparación entre las tasas de combustión obtenidas con el MUCBC y los datos experimentales, en función del FAP y una FMH de 10%.

Tanto los datos experimentales como los resultados del MUCBC muestran que inicialmente la tasa de combustión se incrementa con el FAP, alcanzando un valor de 0,11 kg/m²s y posteriormente decrece. Durante la combustión en lecho fijo de madera (Porteiro *et al.*, 2010) y paja (Khor *et al.*, 2007) se ha evidenciado la formación de dos zonas en la tasa de combustión. En la primera zona la combustión de la biomasa es controlada por la difusión de oxígeno en el horno; por este motivo la tasa de combustión se incrementa con el FAP, hasta alcanzar un punto crítico (valor máximo). Si el FAP se incrementa por encima del punto crítico se presenta un enfriamiento por convección del lecho de biomasa, lo cual ocasiona una reducción en la tasa de combustión. Si el FAP es muy elevado, el calor retirado por convección puede superar al calor liberado en la zona de reacción, ocasionando la extinción de la combustión. Los resultados de la simulación muestran que la extinción del lecho de BC se consigue con FAP superiores a 0,90 kg/m²s.

Los resultados de la combustión del BC demuestran que el FAP donde se alcanza la máxima tasa de combustión

es mayor al presentado en la combustión de paja (cerca de 0,20 kg/m²s) (Khor *et al.*, 2007) y en la combustión de madera (cerca de 0,31 kg/m²s) (Porteiro *et al.*, 2012). Por otra parte, las tasas de combustión de la madera (0,06 kg/m²s) son mucho menores que las encontradas para el BC en este trabajo, debido a que el lecho de madera presenta mayor densidad (Di Blasi *et al.*, 2001). Por su parte el lecho de paja posee densidades muy cercanas a las del BC, por lo tanto posee tasas de combustión similares (0,11 kg/m²s). El MUCBC se ajusta con 92% de exactitud al comportamiento de la tasa de combustión del BC con respecto al FAP.

En la figura 4 se presenta la comparación de la temperatura del lecho simulada y experimental, en función del FAP y una FMH de 10%. Los resultados experimentales y el MUCBC muestran que la temperatura del lecho en el rango de FAP estudiado (0,25 a 0,75 kg/m²s) se mantiene cercana a 850 °C. A pesar de que el aumento del FAP por encima de 0,54 kg/m²s causa una reducción en la tasa de combustión de 21% (figura 3), la temperatura del lecho solo se reduce 3%. Este comportamiento se debe a que la reducción en la tasa de combustión ocasiona una caída en la tasa de oxidación del material volátil, lo cual permite que más oxígeno quede disponible para reaccionar con el material carbonizado. El calor adicional liberado por la reacción

del carbono contrarresta la caída de la tasa de combustión, reduciendo el efecto del FAP sobre la temperatura del lecho (Zhou *et al.*, 2005). Sin embargo, la simulación predice que si el FAP sobrepasa 0,75 kg/m²s el lecho de BC se enfriará rápidamente, lo cual corrobora el comportamiento de la tasa de combustión (figura 4). El MUCBC se ajusta con 94% de exactitud al comportamiento de la temperatura del lecho respecto al FAP.

La concentración promedio de CO₂, O₂ y CO, simuladas y experimentales, en función del FAP y una FMH de 10% se presentan en la figura 5.

Los resultados experimentales y las simulaciones del MUCBC muestran que las concentraciones de CO₂ y O₂ presentan una variación respecto al FAP (tan solo de 13%). No obstante, se puede apreciar que la mayor concentración de CO₂ se logra con un FAP de 0,54 kg/m²s, la cual coincide perfectamente con el menor valor encontrado para el O₂ y la mayor tasa de combustión (figura 3). Este hecho indica que para este FAP se logra la mayor conversión de carbono a CO₂, dando lugar a la mayor liberación de calor. Esto ocasiona la máxima temperatura en el lecho (figura 4). El MUCBC representa con una exactitud cercana al 92% la concentración del CO₂ y O₂ en función del FAP.

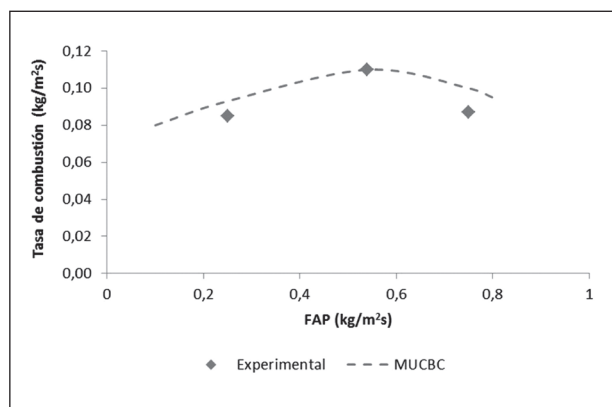


Figura 3. Datos experimentales y simulados de la tasa de combustión, como una función del FAP (FMH de 10%)

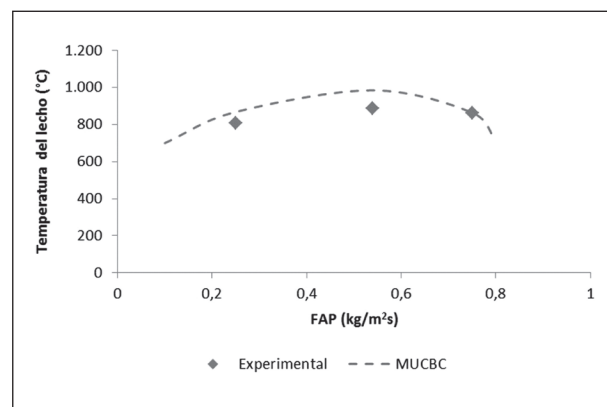


Figura 4. Datos experimentales y simulados de la temperatura del lecho, como una función del FAP (FMH de 10%)

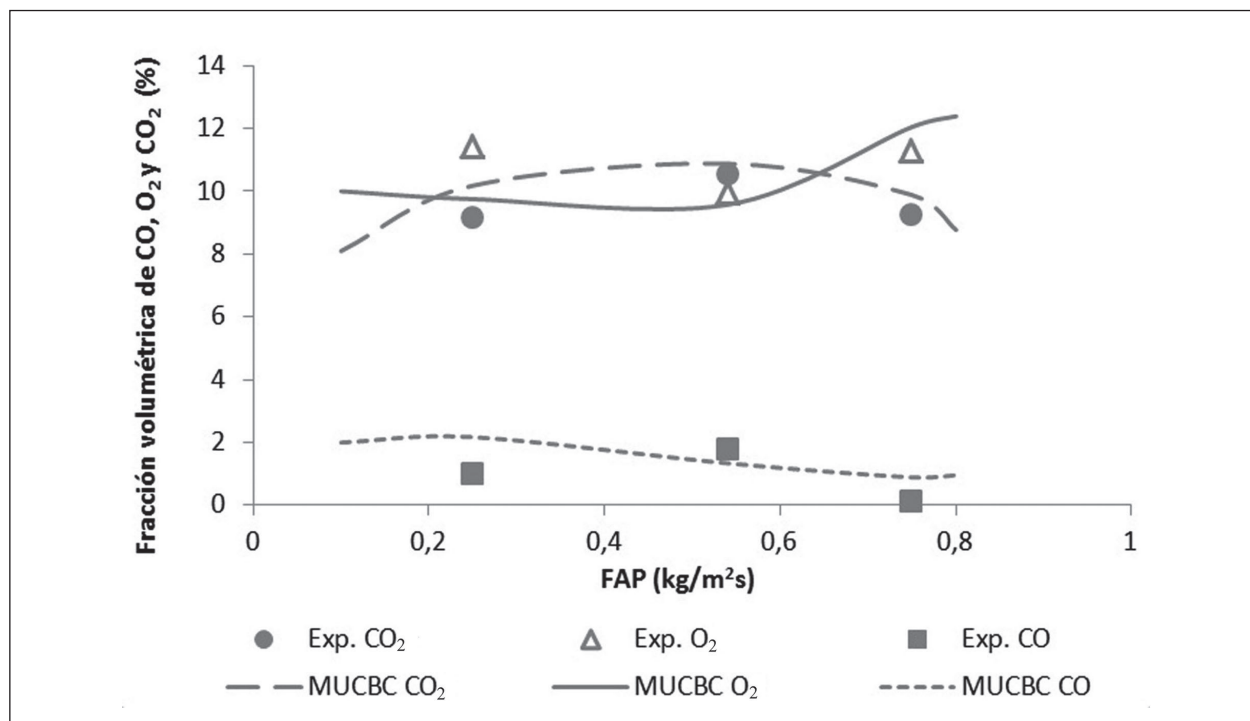


Figura 5. Datos experimentales y simulados de la concentración de CO₂, O₂ y CO, como una función del FAP (FMH de 10%)

A pesar de que la concentración de CO experimental se mantuvo baja durante todas las pruebas, con una fracción volumétrica promedio de 0,97%, se puede observar un leve aumento para un FAP de 0,54 kg/m²s, debido a la mayor tasa de combustión. Por su parte, los resultados de las simulaciones presentan una media en la concentración de CO de 1,47%, lo cual indica que el MUCBC sobreestima en casi 50% estas concentraciones. En el presetado modelo se utilizó una composición promedio de volátiles para BC (tabla 1) reportada por Escalante *et al.* (2011); posiblemente para el caso del BC del sector panelero la fracción másica de CO es menor, lo cual ocasiona que el MUCBC genere valores superiores a los experimentales. Sin embargo, los valores obtenidos con el MUCBC al igual que los experimentales se mantienen bajos, por lo tanto el modelo sigue siendo aceptable para la predicción de la concentración de CO.

Ajuste del modelo con la fracción másica de humedad

En la figura 6 se presentan los datos experimentales y simulados para la tasa de combustión, en función de la FMH y un FAP de 0,54 kg/m²s.

Tanto los datos experimentales como los resultados del MUCBC muestran una reducción lineal de la tasa de combustión con el incremento de la FMH del BC.

El aumento en la FMH causa un incremento en el tiempo de secado, lo cual retrasa el inicio de la etapa de desvolatilización y conlleva a una reducción en la tasa de conversión de la biomasa (Yang *et al.*, 2004). El MUCBC se ajusta con una exactitud de 98% a la tasa de combustión con respecto al contenido de humedad de la biomasa.

La figura 7 presenta la temperatura del lecho simulada y experimental, en función de la FMH, con un FAP de 0,54 kg/m²s.

Los datos experimentales muestran que para una FMH entre 10% y 30% la temperatura tiene un valor cercano a 900 °C, aunque se presenta un leve aumento de 5 °C. Para una FMH de 42% la temperatura desciende a cerca de 700 °C.

Debido a que el FAP es constante, la caída de la tasa de combustión con la FMH entre 10% y 30% (figura 6) ocasiona mayor cantidad de oxígeno disponible para reaccionar con el material carbonizado. Esto incrementa la liberación de calor en la zona de reacción, evitando la caída de la temperatura. Por encima de una FMH del 30% el aumento en el calor gastado durante el secado es mayor al calor adicional liberado en la oxidación del material carbonizado, por lo cual la temperatura se reduce. Este mismo comportamiento lo presenta la combustión de paja en lecho fijo con FMH entre 5% y 45% (Zhao *et al.*, 2008).

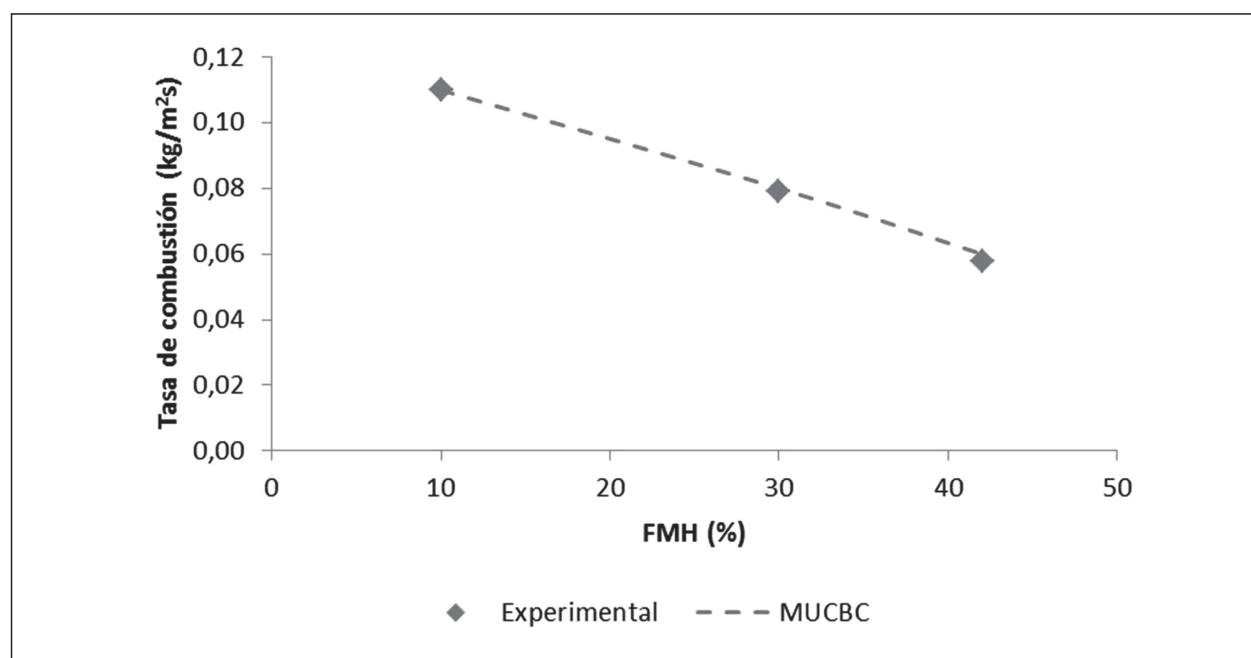


Figura 6. Datos experimentales y simulados de la concentración de la tasa de combustión, como una función de la FMH (FAP de 0,54 kg/m²s)

El MUCBC tiende a sobreestimar la temperatura del lecho, generando un error cercano a 21%, con un máximo de 1.200 °C para un FAP cercano a 0,54 kg/m²s. En el presente estudio se tomó un valor constante para el calor latente de vaporización del agua de 2.257 kJ/kg; sin embargo, estudios anteriores dan indicio de que este requerimiento energético es una función del contenido de humedad inicial para FMH menores o iguales a 30% (Galgano y Di Blasi, 2004).

La figura 8 presenta las concentraciones de CO₂, O₂ y CO, experimentales y obtenidas con el MUCBC, en función de la FMH y un FAP de 0,54 kg/m²s.

Los datos experimentales y los resultados de la simulación muestran una reducción en la concentración de CO₂ con el aumento de la FMH, debido a la reducción en la cantidad de carbono oxidado con la tasa de combustión. Este comportamiento del CO₂ concuerda con el aumento en la concentración de O₂. El MUCBC se ajusta en 87% a los datos experimentales de las concentraciones de CO₂ y O₂. La concentración de CO se mantuvo baja en una fracción volumétrica promedio de 0,8%, mientras que el MUCBC predice una concentración de 1,18%. Nuevamente se observa que el MUCBC tiende a sobreestimar la concentración de CO, causando un error de 50%.

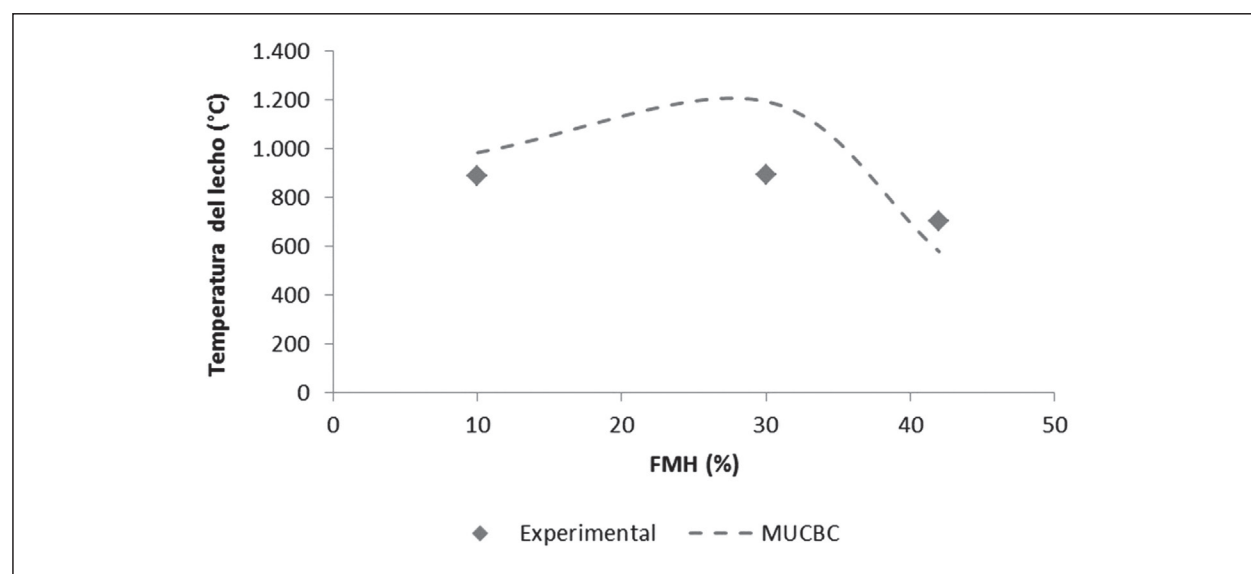


Figura 7. Datos experimentales y simulados de la temperatura del lecho, como una función de la FMH (FAP de 0,54 kg/m²s)

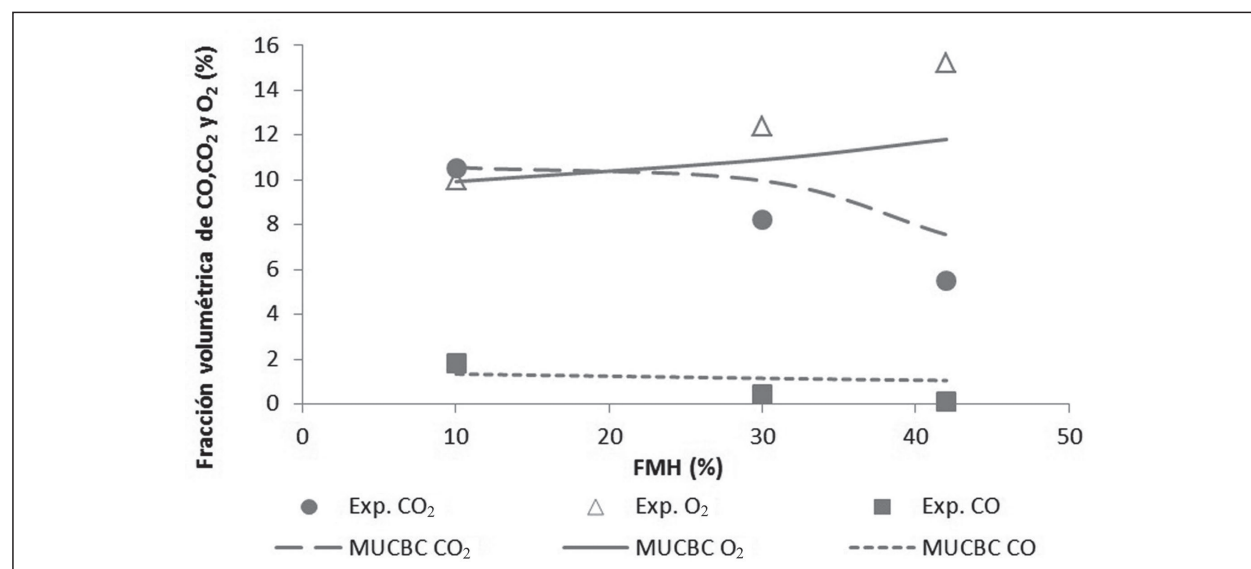


Figura 8. Datos experimentales y simulados de la concentración de CO₂, O₂ y CO, como una función de la FMH (FAP de 0,54 kg/m²s)

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Los resultados demuestran que el uso de los modelos matemáticos reportados en la literatura para la combustión de madera, paja y maíz presenta errores muy grandes (hasta de 90%) cuando son usados para simular la combustión del bagazo de caña en cámaras Ward-Cimpa. El ajuste de los parámetros cinéticos de las reacciones de desvolatilización y oxidación de volátiles, con un algoritmo de optimización estocástica, permitió reproducir los datos experimentales de la tasa de combustión, la temperatura del lecho y las concentraciones de CO₂ y O₂, en función del flujo de aire primario y el contenido de humedad, con un error promedio de 11%. No obstante, las fracciones volumétricas de CO simuladas

son 50% superiores a las experimentales, debido posiblemente a que no se realizó una caracterización de los volátiles del BC y se utilizó una composición reportada en otro estudio. Sin embargo, las concentraciones son bajas (no superan 2%), por lo tanto no afectan notablemente el desempeño del modelo.

Con miras a un mayor ajuste del modelo matemático propuesto, en futuros trabajos se debe realizar un estudio detallado de las cinéticas de desvolatilización y oxidación de volátiles, así como una caracterización exacta de los volátiles liberados por el bagazo de caña del sector panelero. Esto con el objetivo de desarrollar expresiones cinéticas más exactas que puedan ser incorporadas al modelo.

NOMENCLATURA

a_p	Área superficial de una partícula de biomasa, m ² .
$C_{gas,i}$	Concentración másica del gas combustible i, kmol/m ³ .
C_j	Concentración másica acumulada de volátiles liberados por el pseudocomponente j, kg/m ³ .
C_j^*	Concentración másica inicial del pseudocomponente j en la biomasa, kg/m ³ .
C_{mix}	Constante adimensional de mezclado.
$C_{w,g}$	Concentración de la humedad en el gas, kg/m ³ .
$C_{w,s}$	Concentración de la humedad en la superficie de la biomasa, kg/m ³ .
D_i	Difusividad molecular del compuesto i en el gas.
D_m	Coefficiente de dispersión molecular del gas, m ² /s.
d_p	Diámetro de una partícula de biomasa, m.
e_b	Emisividad del sólido.
g	Aceleración de la gravedad, m/s ² .
h_c	Coefficiente de transferencia de calor por convección, W/m ² K.
H_{evp}	Calor latente de evaporación del agua, J/kg.
H_g	Entalpía específica del gas, J/kg.
H_{rad}	Coefficiente corregido de transferencia de calor, W/m ² K.

H_s	Entalpía específica del sólido, J/kg.
k_c	Constante cinética de la reacción de oxidación del material carbonizado, $s^{-1} Pa^{-1}$.
$K_{cond,g}$	Conductividad térmica del gas, W/m K.
$K_{cond,s}$	Conductividad térmica de la biomasa, W/m K.
K_d	Coeficiente de transferencia de masa, m/s.
K_{mix}	Constante de mezclado del gas en el lecho, s^{-1} .
K_o	Constante cinética global de oxidación del material carbonizado, $s^{-1} Pa^{-1}$.
l_p	Longitud de una partícula de biomasa, m.
n_p	Número total de partículas de biomasa en el lecho.
P	Presión del sistema, Pa.
$P_{O_2,g}$	Presión parcial de O_2 en el gas, Pa.
Q_{cr}	Calor transferido a la partícula por unidad de volumen, W/m ³ .
Q_{H_2O}	Calor consumido durante la evaporación de la humedad, W/m ³ .
$Q_{rx,S}$	Calor liberado por las reacciones de oxidación en el lecho, W/m ³ .
r_c	Tasa de combustión, kg/m ² s.
r_{char}	Tasa de oxidación del material carbonizado, kg/m ³ s.
R_{H_2O}	Tasa de secado, kg/m ² s.
$r_{i,g}$	Tasa de producción del compuesto i en el gas, kg/m ³ s.
$r_{i,S}$	Tasa de producción del compuesto i en el sólido, kg/m ³ s.
r_{mix}	Tasa de mezclado del gas en el lecho, kmol/m ³ s.
r_{vol}	Tasa de volatilización del bagazo de caña, kg/m ³ s.
S	Área superficial del lecho por unidad de volumen, m ² /m ³ .
$S_{gas,i}; S_{O_2}$	Coeficientes estequiométricos en las reacciones R1-R5.

T_g	Temperatura del gas, K.
T_s	Temperatura del sólido, K.
V_b	Volumen del lecho de biomasa, m ³ .
V_f	Velocidad de propagación del frente de ignición, m/s.
V_g	Velocidad del gas, m/s.
V_p	Volumen de una partícula de biomasa, m ³ .
Y_i	Fracción másica del compuesto i en el gas.

Símbolos griegos

ε_b	Porosidad del lecho.
ρ_b	Densidad aparente del lecho, kg/m ³ .
ρ_{char}	Densidad del material carbonizado en el lecho de biomasa, kg/m ³ .
ρ_g	Densidad del gas, kg/m ³ .
ρ_p	Densidad de una partícula de biomasa, kg/m ³ .
μ_g	Viscosidad dinámica del gas, Pa s.
σ	Constante de Stefan Boltzmann, W/m ² K ⁴ .
ϕ	Relación estequiométrica de la conversión de carbono.

REFERENCIAS

Babu BV, Chaurasia AS. 2004. Heat transfer and kinetics in the pyrolysis of shrinking biomass particle. *Chemical Engineering Science* 59(10): 1999-2012.

Bauer R, Göllés M, Brunner T, Dourdoumas N, Obernberger I. 2010. Modelling of grate combustion in a medium scale biomass furnace for control purpose. *Biomass and Bioenergy* 34(4): 417-427.

Boriouchkine A, Zakharov A, Jämsä-Jounela S. 2012. Dynamic modeling of combustion in a biograte furnace: the effect of operation parameters on biomass firing. *Chemical Engineering Science* 69(1): 669-678.

Bryden KM, Ragland KW. 1996. Numerical modeling of a deep, fixed bed combustor. *Energy and Fuels* 37(3): 269-275.

Chern JS, Hayhurst AN. 2006. A model for the devolatilization of a coal particle sufficiently large to be controlled by heat transfer. *Combustion and Flame* 146(3): 553-571.

Daood SS, Munir S, Nimmo W, Gibbs BM. 2010. Char oxidation study of sugar cane bagasse, cotton stalk and Pakistani coal under 1% and 3% oxygen concentrations. *Biomass and Bioenergy* 34(3): 263-271.

Di blasi C, Branca C, Santoro A, Pérez RA. 2001. Weight loss dynamics of wood chips under fast radiative heating. *Analytical and Applied Pyrolysis* 57(1): 77-90.

Escalante H, Orduz J, Zapata HJ, Cardona MC, Duarte M. 2011. Atlas del potencial energético de la biomasa residual en Colombia. Bucaramanga, Ediciones Universidad Industrial de Santander, 180 p.

Frigerio S, Thunman H, Leckner B, Hermansson S. 2008. Estimation of gas phase mixing in packed bed. *Combustion and Flame* 153(1-2): 137-148.

Galgano A, Di Blasi C. 2004. Modeling the propagation of drying and decomposition fronts in wood. *Combustion and Flame* 139(1-2): 16-27.

- García CE, Sánchez Z. 2007. Comparación del desempeño de algoritmos de optimización avanzada en síntesis óptima de redes de intercambio de calor [Tesis]. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. 61 p.
- García HR. 2011 (Corpoica). Desarrollo de modelos demostrativos de hornillas de alta eficiencia térmica y bajo impacto ambiental de acuerdo con los niveles socioeconómicos y técnicos de las principales regiones productoras de panela en Colombia. Bogotá: Ministerio de Agricultura y Desarrollo Rural. Informe final.
- García HR, Albarracín L, Toscano A, Santana N, Insuasty O. 2007. Guía tecnológica para el manejo integral del sistema productivo de caña panelera. Bogotá, Produmedios, 152 p.
- García M, Chala A, Roy C. 2002. Vacuum pyrolysis of sugarcane bagasse. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 65(2): 111-136.
- Gordillo G, García HR. 1992. Manual para el diseño y operación de hornillas paneleras. Barbosa, Corpoica, 90 p.
- Gort R, Brouwers JJH. 2001. Theoretical analysis of the propagation of a reaction front in a packed bed. *Combustion and Flame* 124(1-2): 1-13.
- Gungor A. 2008. Two-dimensional biomass combustion modeling of CFD. *Fuel* 87(8-9): 1453-1468.
- Hermansson S, Thunman H. 2011. CFD modelling of bed shrinkage and channeling in fixed-bed combustion. *Combustion and Flame* 158(5): 988-999.
- Holman JP. 1999. Transferencia de calor. 10a reimpresión, México, Compañía Editorial Continental, 624 p.
- Islam MR, Parveen M, Haniu H. 2010. Properties of sugarcane waste-derived bio-oils obtained by fixed-bed fire-tube heating pyrolysis. *Bio Resource Technology* 101(11): 4162-4168.
- Johansson R, Thunman H, Leckner B. 2007. Influence of intraparticle gradients in modeling of fixed bed combustion. *Combustion and Flame* 149(1-2): 49-62.
- Khor A, Ryu C, Yang Y, Sharifi VN, Swithenbank J. 2007. Straw combustion in a fixed bed combustor. *Fuel* 86(1-2): 152-160.
- Kim S, Shin D, Choi S. 1996. Comparative evaluation of municipal solid waste incinerator designs by flow simulation. *Combustion and Flame* 106(3): 241-51.
- Mahecha CA. 1997. Desarrollo de una herramienta computacional para el diseño óptimo de hornillas paneleras [Trabajo de pregrado]. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
- Manyá JJ, Arauzo J. 2008. An alternative kinetic approach to describe the isothermal pyrolysis of micro-particles of sugar cane bagasse. *Chemical Engineering Journal* 139(3): 549-561.
- Mehrabian R, Zahirovic S, Scharler R, Obernberger I, Kleditzsch S, Wirtz S, Scherer V, Lu H, Baxter L. 2012. A CFD model for thermal conversion of thermally thick biomass particles. *Fuel Processing Technology* 95: 96-108.
- Miltner M, Makaruk A, Harasek M, Friedl A. 2008. Computational fluid dynamic simulation of a solid biomass combustor: modelling approaches. *Clean Technologies and Environmental Policy* 10: 165-174.
- Osorio G. 2007. Manual: Buenas Prácticas Agrícolas -BPA- y Buenas Prácticas de Manufactura-BPM- en la producción de caña y panela. Medellín, CTP Print. 199 p.
- Patankar SV, Spalding GD. 1972. A calculation procedure for heat, mass and momentum transfer in three-dimensional parabolic flows. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 15(10): 1787-1806.
- Porteiro J, Patiño D, Collazo J, Granada E, Moran J, Míguez JL. 2010. Experimental analysis of ignition front propagation of several biomass fuels in a fixed-bed combustor. *Fuel* 89(1): 26-35.
- Ramajo-Escalera B, Espina A, García JR, Sosa-Arnan JH, Nebra SA. 2006. Model-free Kinetics applied to sugarcane bagasse combustion. *Thermochimica Acta* 448(2): 111-116.
- Reid RC, Prausnitz JM, Poling BE. 1987. The properties of gases and liquids. 4a ed, New York, McGraw Hill, 668 p.
- Rojas HS, Castellanos MA. 2010. Validación y ajuste de los modelos matemáticos de combustión generados por la UIS y Corpoica para cámaras de hornillas paneleras tipo Ward-cimpa [Trabajo de grado]. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
- Sánchez Z, Gauthier-Maradei P, Escalante H. 2013. Effect of particle size and humidity on sugarcane bagasse combustion in a fixed bed furnace. *Revista ION* 26(2): 73-85.
- Sánchez Z. 2013. Desarrollo de un modelo matemático para la descripción del comportamiento del proceso de combustión de bagazo de caña en un horno de lecho fijo (tesis de maestría). Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
- Sharma AK. 2011. Modeling and simulation of a downdraft biomass gasifier 1. Model development and validation. *Energy Conversion and Management* 52(2): 1386-1396.
- Shin D, Choi S. 2000. The combustion of simulated waste particles in a fixed bed. *Combustion and Flame* 121(1-2): 167-180.
- Soler JP, Gómez FH. 2004. Determinación de parámetros de diseño y operación para cámaras de combustión tipo Ward-Cimpa y plana -Cimpa en hornillas panelera (trabajo de grado). Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander.
- Van der Lans RP, Pedersen LT, Jensen A, Glarborg P, Dam-Johansen K. 2000. Modeling and experiments of straw combustion in a grate furnace. *Biomass and Bioenergy* 2000 19(3): 199-208.
- Yang YB, Goh YR, Zakaria R, Nasserzadeh V, Swithenbank J. 2002. Mathematical modelling of MSW incineration on a travelling bed. *Waste Management* 22(4) 369-380.
- Yang YB, Ryu C, Goodfellow J, Sharifi VN, Swithenbank J. 2004. Modeling waste combustion in grate furnace. *Process Safety and Environmental Protection* 82 (3): 208-222.
- Yang YB, Ryu C, Khor A, Sharifi VN, Swithenbank J. 2005. Fuel size effect on pinewood combustion in a packed bed. *Fuel* 84(16): 2026-2038.
- Zabaniotou A, Damartzis TH. 2007. Modeling the intra-particle transport phenomena and chemical reactions of olive kernel fast pyrolysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis* 80(1): 187-194.
- Zhao W, Li Z, Zhao G, Zhang F, Zhu Q. 2008. Effect of air preheating and fuel moisture on combustion characteristics of corn straw in a fixed bed. *Energy Conversion and Management* 49(12): 3560-3565.