

Modelación matemática del proceso de activación de carbón vegetal en horno cilíndrico rotatorio

Carlos Zalazar-Oliva
Ever Góngora-Leyva
Yoalbys Retirado-Mediaceja
Manuel Arturo Falconí- Borja
Luis Fernando Mata-Jácome

Resumen

La activación del carbón vegetal por el método físico o térmico regularmente se realiza bajo una atmósfera en presencia de aire, dióxido de carbono (CO_2) o vapor de agua, a temperaturas entre 800 °C y 900 °C. En el presente trabajo se realizó la modelación matemática del proceso de activación de carbón con el objetivo de predecir el comportamiento de la distribución de la temperatura de gas y del carbón en el interior de un horno cilíndrico rotatorio. El mismo quedó constituido en un sistema de ecuaciones diferenciales no lineales y las ecuaciones para determinar la temperatura de la pared interior del cilindro y los coeficientes de transferencia de calor. Para su solución se utilizó el método numérico Runge-Kutta 4to orden. La comparación de los resultados obtenidos de la modelación de la temperatura del gas en el interior del cilindro con los datos experimentales demostró que la variación es insignificante, con un error menor de 5 %.

Palabras clave: modelo matemático; activación; carbón vegetal; horno cilíndrico rotatorio.

Mathematical modeling for charcoal activation in a rotating cylindrical furnace

Abstract

The activation of charcoal by applying physical or thermal methods is carried out under an atmosphere containing air, carbon dioxide or water vapor at temperatures ranging from 800 °C and 900 °C. This investigation was completed based on the mathematical modeling for the coal activation process in order to estimate the gas distribution and coal temperatures inside a rotating cylindrical kiln. The model consists of a system of non-linear differential equations and equations to calculate the temperature of the cylinder internal wall and heat transfer coefficients. The 4th order Runge–Kutta method was used for the calculations. The comparison of the results obtained from modeling gas temperatures in the interior of the cylinder and the experimental data indicated that the variation is insignificant with an error margin below 5 %.

Keywords: mathematical modeling; activation; vegetal coal; rotating cylindrical furnace.

1. INTRODUCCIÓN

El carbón activado es un producto de estructura cristalina reticular similar a la del grafito. Es extremadamente poroso y puede desarrollar áreas superficiales del orden de 1 500 m²/g de carbón que, por medio de la adsorción, atrapan en su superficie una alta gama de moléculas (Gómez *et al.* 2004; Corredor 2014); por ello se utilizan en la extracción de metales, la purificación y tratamiento de agua, la medicina, la clarificación y eliminación de olores, la purificación de glicerina, el control de emisiones de gases en automóviles, en filtros de purificación y de máscaras antigás. Estas aplicaciones condujeron al desarrollo de numerosas investigaciones, en su mayoría, relacionadas con su preparación y caracterización (Bah 2012).

Debido a las especificaciones de cada material y a las dificultades de asociarlas a la cinética de las reacciones de activación, los modelos matemáticos para predecir el comportamiento estacionario y dinámico en hornos rotatorios para la activación de carbón se obtienen de manera empírica y a escala piloto (Laine, Simoni & Calles 1991). Aunque estos equipos tienen amplia aplicación en la industria aún su estudio se hace difícil (Watkinson & Brimacombe 1978). No obstante, Ortiz y otros investigadores (2003) han presentado un modelo relacionado con la activación del carbón de leña con vapor de agua en hornos cilíndricos rotatorios a escala piloto, el cual es empleado por Kim (2012) para estudiar el proceso de pirólisis en un horno cilíndrico rotatorio, para la recuperación de los compuestos orgánicos volátiles contenidos en los gases que se producen en el proceso.

La activación del carbón, en el objeto de estudio analizado, se realiza por el método térmico o físico, que consiste en la activación del carbón mediante la acción de gases oxidantes como vapor de agua, dióxido de carbono, aire o mezcla de los mismos, siendo el oxígeno el responsable de quemar las partes más reactivas del esqueleto carbonoso y el alquitrán retenido dentro de la estructura porosa, aportándole al carbón la propiedades adsorptivas (Bah 2012). En este método los parámetros cinéticos de las reacciones del oxígeno con las moléculas del carbón son muy sensibles a las limitaciones impuestas por la energía. Cuando la reacción es exotérmica, el carbono reacciona a los 700 K, aproximadamente, y más precipitadamente a los 1 600 K . Es decir, la magnitud de la reacción tiene que ser limitada con la temperatura, por tal motivo, su control debe ser riguroso (Marsh & Reinoso 2006).

En los trabajos precedentes se presentan modelos fenomenológicos que describen el comportamiento de las variables del proceso en toda la

longitud del cilindro. Sin embargo, estas instalaciones cilíndricas horizontales rotatorias aún se diseñan empíricamente debido a la falta de un modelo apropiado de transferencia de calor que lo caracterice, razón importante para su estudio (Wang *et al.* 2010).

En tal sentido, el objetivo de esta investigación fue establecer un modelo matemático que permita predecir el comportamiento de las temperaturas de los gases de combustión y el carbón vegetal durante el proceso de activación del carbón en un horno cilíndrico rotatorio.

2. MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Método de modelación matemática

Para el modelado del proceso de activación del carbón vegetal, en un horno cilíndrico rotatorio, se parte del balance de energía y masa, a través del cual se obtiene un sistema de ecuaciones diferenciales que incluye las reacciones químicas entre el carbón y el vapor de agua. Además, se plantean las ecuaciones que caracterizan a los coeficientes de transferencia de calor y de masa en el interior y el exterior del horno. Este método de modelación ha sido empleado con éxito por diversos investigadores para el análisis de equipos similares como hornos y secadores cilíndricos rotatorios (Kim & Srivastava 1990; Ortiz *et al.* 2003; Han & Chang 2012). Para la elaboración del modelo se realizan las consideraciones siguientes:

- Los cambios de velocidades para el carbón y el gas, así como las partículas de carbón arrastradas por el gas, son despreciables.
- Todas las variables son uniformes en la dirección radial.
- El flujo de vapor y la presión en el horno son constantes.
- La reacción química obedece a la Ley de Arrhenius y las reacciones secundarias no se tienen en cuenta.

En la solución del modelo se utilizó el método numérico Runge Kutta cuarto orden, con ayuda del software profesional MATLAB, para las condiciones de operaciones de diseño del horno.

2.2. Descripción de la instalación

El horno cilíndrico rotatorio objeto de estudio tiene 1,6 m de diámetro y 12 m de longitud; posee un ángulo de inclinación de 15 grados sexagesimales, respecto al plano horizontal, para facilitar el mezclado y traslado del material. El mismo trabaja en isocorriente (Figura 1) y con las condiciones de operación expuestas en la Tabla 1.

Para garantizar la energía requerida en el proceso se utilizan los gases generados en la cámara de combustión (1), los cuales se suministran al

interior del cilindro (2) junto con el vapor de agua saturado (4). El carbón que se emplea para la activación se suministra a través de bandas transportadoras que descarga a una tolva (3) con dosificadores que garantiza el flujo de carbón fijado para el proceso. El carbón activado sale del horno por medio de un serpentín enfriador de descarga que rodea la superficie exterior final del horno hacia un transportador de tornillo sinfín (5) de 0,138 m de diámetro.

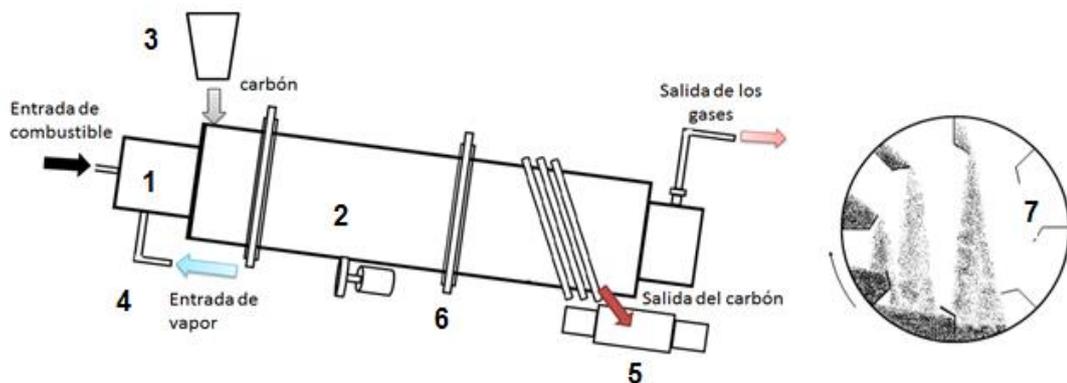


Figura 1. Horno de activación del carbón.

Además, en la parte interna del horno están dispuestas una serie de palas o aletas soldadas (7) que favorecen la elevación y volteo del material, mientras el cilindro rota apoyado sobre rodillos (6), permitiendo un mejor contacto entre el sólido y la corriente gaseosa. Las referidas paletas están inclinadas con respecto al eje del cilindro para facilitar el desplazamiento del material a lo largo del mismo.

Tabla 1. Condiciones de operación horno cilíndrico rotatorio utilizado para la activación del carbón

Variables del proceso	Valores	Unidad
Flujo de carbón al horno	150-200	kg/h
Flujo de vapor	300-350	kg/h
Velocidad de rotación	6	rev/min
Tiempo de permanencia	3-4	h
Temperatura del vapor	123-140	°C
Presión del vapor al horno	2	kgf/cm ²
Temperatura de la cámara de combustión	1 100-1 400	°C
Temperatura de los gases en el horno		
Sección 1	900-950	°C
Sección 2	850-950	°C
Sección 3	850-900	°C

Sección 4	700-800	°C
Temperatura de salida de los gases	750-800	°C
Presión interna del horno	2,5-6,0	kgf/cm ²

2.2.1. Identificación de los procesos de transferencia de calor

La Figura 2 muestra los procesos de transferencia de calor que se ponen de manifiesto en el horno cilíndrico rotatorio utilizado en la activación del carbón. En la instalación, los gases producto de la combustión y el vapor de agua saturado le transfieren calor por convección y radiación al carbón y a la pared interior del cilindro no cubierta por el sólido (1). El calor absorbido por la pared es transferido por conducción: una parte, al sólido en contacto con la pared (2) y, la otra parte, por conducción desde la pared interior a la exterior y de esta por convección y radiación a los alrededores (3).

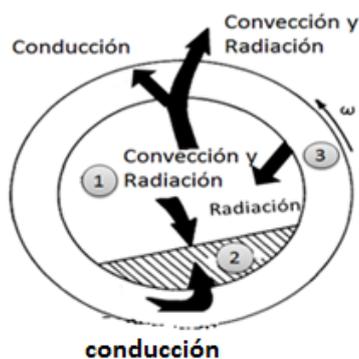


Figura 2. Corte transversal del horno para la activación.

Algunos investigadores plantean que el carbón en el interior del reactor se comporta como un fluido y proponen estimar la transferencia de calor entre el sólido y la pared cubierta del cilindro a través de la convección (Gorog, Adams & Brimacombe 1982; Ortiz *et al.* 2003; Kim 2012).

3. MODELACIÓN MATEMÁTICA

3.1. Pérdida de sólido por reacción química

Según (Yehaskel 1978), durante el proceso de activación parte del carbón reacciona con el vapor de agua, obteniéndose monóxido de carbono y hidrógeno, liberándose 28,5 kcal/mol (ecuación 1).



La cantidad de masa de sólido perdida se determina por la ecuación 2, obtenida experimentalmente en condiciones similares a las de un horno rotatorio para la activación de carbón. Es una ecuación cinética que tiene en cuenta a la Ley de Arrhenius y considera el flujo de vapor para la activación constante (Martínez 1998; Ortiz *et al.* 2003).

$$r_s = -\frac{\partial \dot{m}_s}{\partial z} = \frac{6,005 \left[\exp\left(\frac{-8033}{T_s}\right) \right] \cdot \dot{m}_v \cdot \dot{m}_s}{V_s} \quad (2)$$

3.2. Balance de masa

Para determinar la variación de la humedad en el sólido se tienen en cuenta las dos fases de secado de una sustancia. La primera, está gobernada por la evaporación y se considera que la superficie sólida permanece saturada. En la segunda, el proceso de secado se gobierna por la difusión de humedad desde adentro de la partícula hacia su superficie (Coulson & Richardson 1981). Para la humedad crítica de 10 % y suponiendo la continuidad de las dos fases, la variación de la humedad en el sólido en la dirección axial se expresa por la ecuación 3.

$$\frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} = -\frac{h_t \cdot A \cdot (T_g - T_s) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_s)} \quad (3)$$

Teniendo en cuenta el análisis de la pérdida de sólido por la reacción química y la variación de la humedad (ecuaciones 2 y 3) se obtiene la expresión 4 para el balance de masa del carbón a lo largo del cilindro. La misma permite determinar la variación del flujo del carbón a lo largo del reactor, considerando que los movimientos del sólido a través del reactor es en dirección positiva de la coordenada "z" (Ortiz *et al.* 2003).

$$\frac{\partial \dot{m}_s}{\partial z} = -K_e \cdot e^{-\left(\frac{8033}{T_s}\right)} \cdot \dot{m}_v \cdot \frac{\dot{m}_s}{V_s} - \frac{h_t \cdot A \cdot (T_g - T_s) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_s)} \quad (4)$$

El balance de masa para el gas, que considera el incremento del flujo de gases debido a la evaporación de la humedad de la cama sólida y los gases producto de la reacción química, se realiza por la ecuación 5 (Ortiz *et al.* 2003).

$$\frac{\partial \dot{m}_g}{\partial z} = K_e \cdot e^{-\left(\frac{8033}{T_s}\right)} \cdot \dot{m}_a \cdot \frac{\dot{m}_s}{V_s} \cdot \frac{30}{12} + \frac{h_t \cdot A \cdot (T_g - T_s) \cdot \dot{m}_h}{H_v \cdot (0,1 \cdot \dot{m}_s)} \quad (5)$$

3.3. Balance de energía

Ortiz y demás investigadores (2003) plantean que al realizar el balance energético para el gas (ecuación 6) se infiere que la variación del flujo de calor del gas a lo largo de la coordenada "z" depende del calor transferido por la convección y radiación por la combinación gas-sólido, y gas-pared, más el calor sensible añadido por el vapor de agua para la activación del carbón. Las variables K_1 , K_2 , K_3 , K_4 , K_5 y K_6 son los coeficientes de

transferencia de calor por convección y radiación del gas al sólido (expresiones 7-12).

$$\frac{\partial(\dot{m}_g \cdot C_g \cdot T_g)}{\partial z} = \left[\begin{array}{l} -K_1 \cdot (T_g - T_s) - K_2 \cdot (T_g^4 \cdot e_g - T_s^4 \cdot A_v) - K_3 \cdot (T_g - T_w) \\ -K_4 \cdot (T_g^4 \cdot e_g - T_w^4 \cdot A_v) + \frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} \cdot C_v \cdot (T_s - 373) \end{array} \right] \quad (6)$$

Siendo:

$$K_1 = h_{gs} \cdot L_{ss} \quad (7)$$

$$K_3 = h_{gw} \cdot L_{pnc} \quad (8)$$

$$K_2 = \frac{\sigma \cdot L_{ss} \cdot e_w}{[1 - (1 - e_s) \cdot (1 - A_v)]} \quad (9)$$

$$K_4 = \frac{\sigma \cdot L_{pnc} \cdot e_w}{[1 - (1 - e_w) \cdot (1 - A_v)]} \quad (10)$$

$$K_5 = h_{sw} \cdot L_{pcs} \quad (11)$$

$$K_6 = \sigma \cdot L_{ss} \cdot \phi_{sw} \cdot e_w \cdot e_s \quad (12)$$

La variación de flujo de calor del sólido a lo largo de la coordenada "z" depende del calor transferido por: convección y radiación del gas al sólido; convección y radiación de la pared al sólido; el calor de vaporización de la humedad y el calor de la reacción química del sólido para la activación. Al considerar todos los calores antes mencionados la ecuación de balance de energía para el carbón es la siguiente.

$$\frac{\partial(\dot{m}_s \cdot C_s \cdot T_s)}{\partial z} = \left[\begin{array}{l} K_1 \cdot (T_g - T_s) + K_2 \cdot (T_g^4 \cdot e_g - T_s^4 \cdot A_v) + K_5 \cdot (T_w - T_s) + \\ K_6 \cdot (T_w^4 \cdot e_w - T_s^4 \cdot A_v) - \frac{\partial \dot{m}_h}{\partial z} \cdot H_v - K_e \cdot e^{-\left(\frac{8033}{T_s}\right)} \cdot \frac{\dot{m}_s}{V_s} \cdot \dot{m}_v \cdot \Delta H \end{array} \right] \quad (13)$$

Para resolver las ecuaciones anteriores (ecuación 12 y 13) es necesario conocer la temperatura de la pared en el interior del cilindro; para ello se realiza un balance de energía para la pared considerando el flujo de calor neto transferido del interior al exterior del cilindro (Figura 3): gas-pared interior-pared exterior-ambiente exterior (Gorog, Adams & Brimacombe 1982). En este caso el calor transferido por conducción y

convección entre la pared cubierta y el sólido no es considerado porque se asume que ambas poseen la misma temperatura (expresión 14).

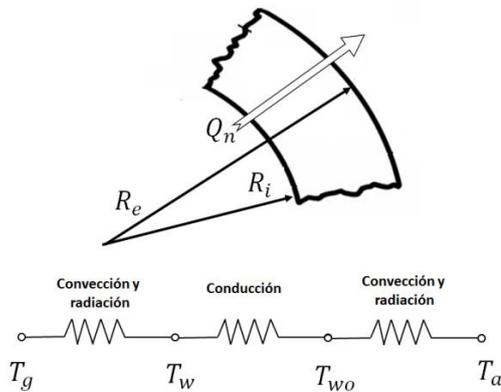


Figura 3. Circuito de resistencia para el flujo de calor del interior del cilindro al exterior.

La Figura 3 muestra el circuito de resistencia que se tiene en cuenta para determinar la temperatura interior de la pared conociendo la temperatura exterior.

$$T_w = \frac{\left[\frac{T_a}{h_i \cdot R_i} + T_g \cdot \left[\frac{1}{\left[\left[1 + \frac{T_a}{T_{wo}} + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^2 + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^3 \right] \cdot e_{wo} \cdot \sigma \cdot (T_{wo})^3 + h_o \right] \cdot R_e} - \frac{\ln \frac{R_i}{R_e}}{K_w} \right] \right]}{\frac{1}{h_i \cdot R_i} + \frac{1}{\left[\left[1 + \frac{T_a}{T_{wo}} + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^2 + \left(\frac{T_a}{T_{wo}} \right)^3 \right] \cdot e_{wo} \cdot \sigma \cdot (T_{wo})^3 + h_o \right] \cdot R_e} - \frac{\ln \frac{R_i}{R_e}}{K_w}}}$$
(14)

Por otro lado, se puede considerar que la temperatura de la pared en el interior del cilindro es igual a la temperatura del gas (Leyva 2014) ya que a medida que pasa el tiempo se puede alcanzar el estado de equilibrio entre el gas y la pared interior.

4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. Validación de los modelos matemáticos

Para la validación del modelo se comparan los resultados obtenidos con el uso del modelo matemático de la temperatura de los gases producto de la combustión en el interior del cilindro y los experimentales medidos en la instalación para iguales condiciones de trabajo (Figura 4); evidenciándose un alto grado de coincidencia entre los resultados obtenidos experimentalmente y los calculados por el modelo.

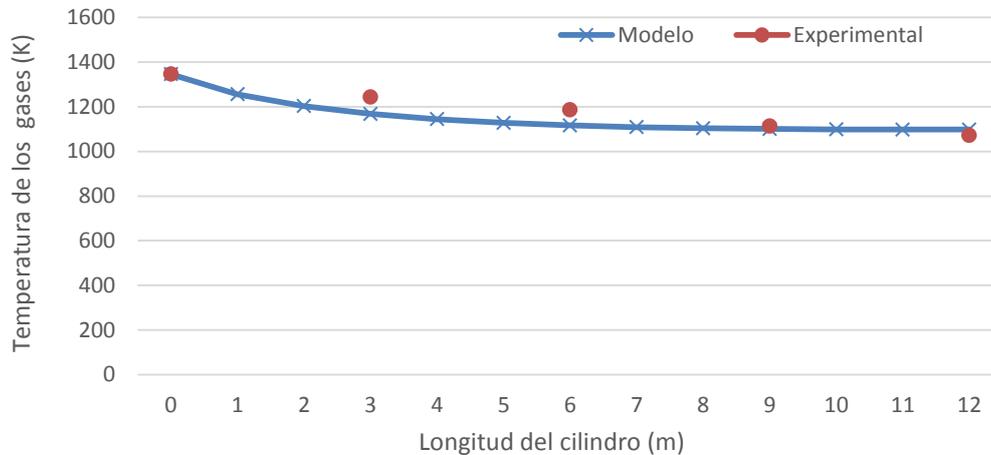


Figura 4. Comportamiento de la temperatura de los gases.

La magnitud del error relativo puntual existente entre los valores experimentales de temperatura del gas obtenidos en la instalación y los calculados con el modelo son inferiores al 5 % y el error relativo promedio es de 1,19 % (Figura 5). Estos resultados confirman la validez del modelo propuesto para predecir el comportamiento de temperatura del gas en el interior del cilindro del horno utilizado para la activación del referido material.

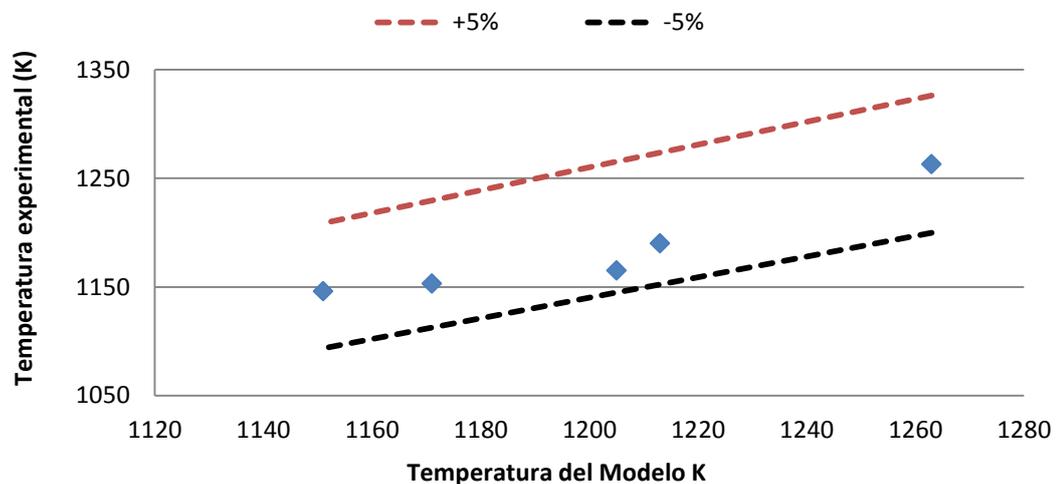


Figura 5. Comportamiento del error relativo promedio para la temperatura del carbón.

4.2. Temperatura del gas y el carbón

A través del modelo propuesto se obtuvo el comportamiento de la temperatura del gas y el carbón en función de la longitud del horno (Figura 6). Como se observa, la temperatura del sólido (T_s) aumenta rápidamente en los primeros tres metros del secador, obteniendo valores entre 750 K y 900 K. Luego, se mantiene prácticamente constante en

valores ligeramente superiores a los 1 000 K, lo que constituye el perfil de temperatura requerida para su activación. En el caso de la temperatura de los gases, su decrecimiento entre los 1 350 K y 1 150 K es lógico y congruente con los resultados obtenidos en las condiciones de producción de la instalación.

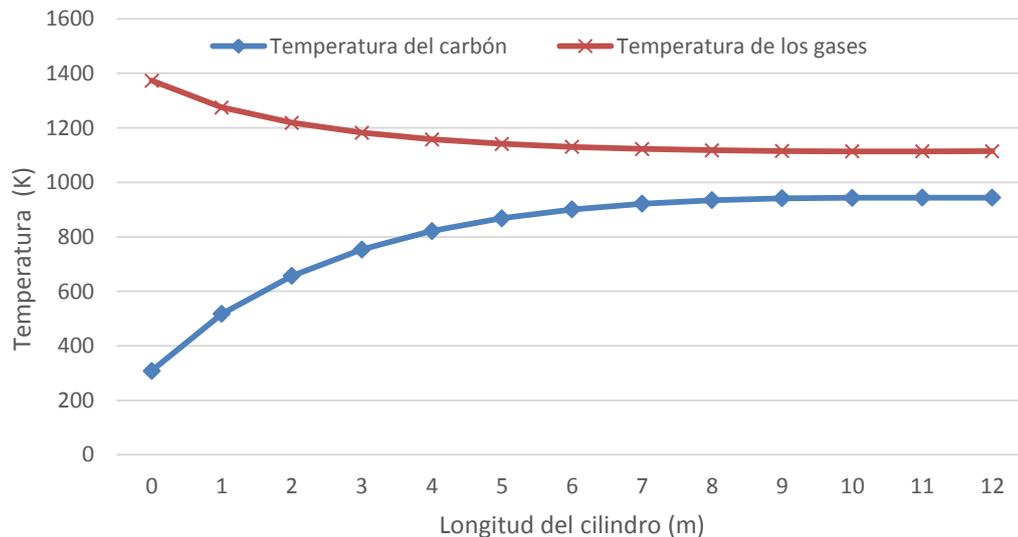


Figura 6. Comportamiento de la temperatura del gas y del carbón.

4.3. Variación de los flujos másicos

Otro de los comportamientos que se obtienen a través de la modelación fue la variación de los flujos de carbón y gas en el interior del cilindro (Figura 7).

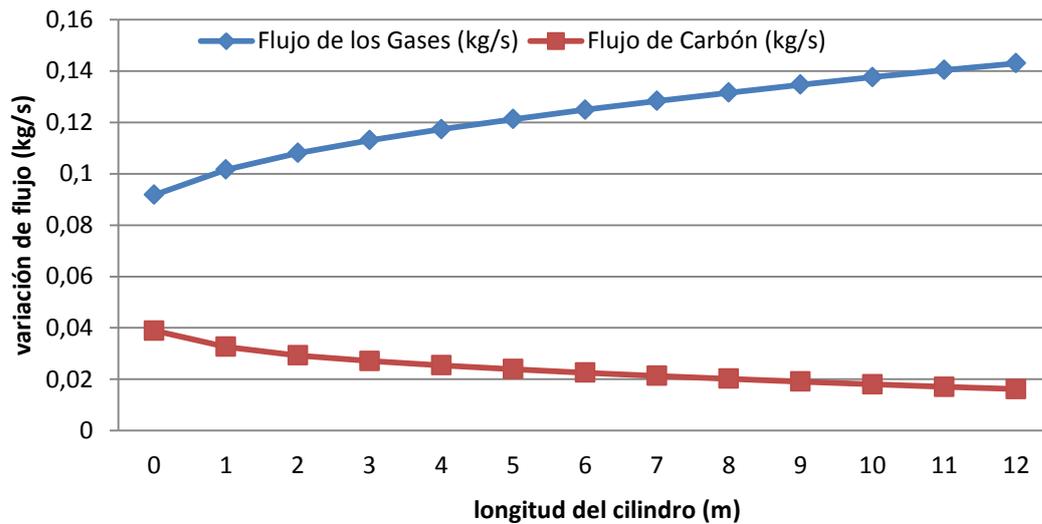


Figura 7. Comportamiento de los flujos de carbón y gas en el interior del cilindro.

La Figura 6 presenta la variación de temperatura del carbón y el gas a lo largo del cilindro, en la cual se muestra cómo varía el flujo de carbón de 0,038 kg/s a 0,016 kg/s y el incremento del flujo de los gases de 0,09 kg/s a 0,14 kg/s.

Para las condiciones estudiadas se determinó que el rendimiento de la producción de carbón activado varía entre 30 % y 60 %, en función de la temperatura que se tiene en los gases en el interior del horno.

Es importante destacar que estos comportamientos expuestos se obtienen por primera vez para el proceso objeto de investigación y, por tanto, constituyen aportes de esta investigación.

5. CONCLUSIONES

- Se estableció el modelo matemático que caracteriza a la transferencia de calor y masa durante el proceso de activación del carbón vegetal en un horno cilíndrico rotatorio. El mismo está formado por un sistema de ecuaciones diferenciales ordinarias de primer orden, que se obtienen del balance de energía y masa en la instalación. La precisión del modelo es superior al 95 %, por tanto, es satisfactorio para la evaluación energética del proceso investigado.
- Los comportamientos obtenidos para la distribución de temperatura del sólido y los gases producto de la combustión, en el horno, evidenciaron la validez del modelo para describir el perfil térmico que se produce en el proceso de activación del carbón vegetal. Lo anterior se corroboró con mediciones experimentales desarrolladas en una instalación real.
- El rendimiento del objeto de estudio tratado se asemeja con los obtenidos en instalaciones experimentales para la activación de carbón por el método físico.

NOMENCLATURA

C : Carbono

H_2O : Agua

CO : Monóxido de carbono

H_2 : Di-hidrógeno

V_s : Velocidad del carbón; m/s

\dot{m}_s : Flujo de carbón; (kg/h)

ζ : Longitud del cilindro; m

K_e : Constante cinética de la reacción; (s^{-1})

H_v : Calor latente de vaporización; J/kg

\dot{m}_v : Flujo del vapor; kg/s

\dot{m}_h : Contenido de agua del carbón; kg/s

A : Superficies de contacto gas-sólido; m^2/m

T_s : Temperatura del carbón; K

T_g : Temperatura del gas; K

h_t : Coeficiente de transferencia de calor en el interior; $W/(m^2 \cdot K)$

\dot{m}_g : Flujo de gases de la combustión; kg/s

C_g : Calor específico del gas; $J/(kg \cdot K)$

T_w : Temperatura de la pared; K

K_2 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la convección del gas al sólido; $W/(m \cdot K)$

K_3 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la radiación del gas al sólido; $W/(m \cdot K^4)$

K_3 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la convección del gas a la pared; $W/(m \cdot K)$

K_4 : Coeficiente de transferencia de calor variable por unidad de longitud para la radiación del gas a la pared; $W/(m \cdot K^4)$

e_g : Emisividad del gas; adimensional

A_v : Adsorción; adimensional

C_v : Calor específico del vapor de agua; $J/(kg \cdot K)$

h_{gs} : Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas al sólido; $W/(m^2 \cdot K)$

h_{gw} : Coeficiente de transferencia de calor por convección del gas a la pared en el interior del cilindro; $W/(m^2 \cdot K)$

L_{ss} : Longitud del arco del cilindro que está en contacto con el gas; m

L_{pnc} : Longitud del arco de la pared del cilindro no cubierto por el sólido; m

e_w : Emisividad de la pared; adimensional

e_{wo} : Emisividad de la pared exterior; adimensional

e_s : Emisividad del carbón; adimensional

σ : Constante de Stefan-Boltzmann; $W/(m^2 \cdot K^4)$

L_{pcs} : Longitud del arco que forma la pared cubierta por el sólido; m

ϕ_{sw} : Número de radiación; adimensional

ΔH : Calor por la reacción química entre la corriente gaseosa y el carbón; $kJ/(k \cdot mol)$

K_5 : Coeficiente variable de transferencia de calor por unidad de longitud para la convección entre el sólido y la pared; $W/(m \cdot K)$

K_6 : Coeficiente variable de transferencia de calor por unidad de longitud para la radiación entre la pared-sólido; $W/(m \cdot K^4)$

R_e : Radio exterior del horno; m

R_i : Radio interior del horno; m

K_w : Conductividad térmica de la pared; $W/(m \cdot K)$

h_i : Coeficiente de transferencia de calor en el interior; $W/(m^2 \cdot K)$

h_o : Coeficiente de transferencia de calor en el exterior; $W/(m^2 \cdot K)$

T_a : Temperatura del ambiente; K

T_{wo} : Temperatura de la pared exterior; K

r_s : Masa del carbón que reacciona con el vapor de agua; kg/h.

6. REFERENCIAS

- BAH, A. I. 2012: Preparación y caracterización de carbón activado a partir de residuos de biomasa y su utilización en tratamientos de descontaminación del agua. Universidad de Extremadura.
- CORREDOR, S. A. A. 2014: *Preparación y caracterización de carbón activado granular obtenido a partir de cuesco de palma africana (elaeis guineensis) para la adsorción de CO₂*. Tesis doctoral. Universidad Nacional de Colombia.
- COULSON, J. M. & RICHARDSON, J. F. 1981: *Ingeniería química*. T. 2. *Operaciones básicas*. 950 p.
- GÓMEZ, A.; KLOSE, W.; RINCÓN, S. L. & WIEST, W. 2004: Proceso de producción de carbón activado a partir de cáscaras de palma de aceite en un horno rotatorio y su aplicación en la limpieza de NO. *Revista Palmas* 25(especial): 461-471.
- GOROG, J. P.; ADAMS, T. N. & BRIMACOMBE, J. K. 1982: Regenerative Heat Transfer In Rotary Kilns. *Metallurgical and Materials Transactions B* 13b(2): 153-163.
- HAN, S. H. & CHANG, D. 2012: Optimum Residence Time Analysis For A Walking Beam Type Reheating Furnace. *International Journal of Heat and Mass Transfer* 55(15-16): 4 079-4 087.
- KIM, N. & SRIVASTAVA, R. 1990: Simulation and Control of an Industrial Calciner. *Industrial & Engineering Chemistry Research* 29(1): 71-81.
- KIM, Y. H. 2012: Development of Process Model of a Rotary Kiln for Volatile Organics Compound Recovery from Coconut Shell. *Korean Journal of Chemical Engineering* 29(12): 1 674-1 679.

- LAINE, J.; SIMONI, S. & CALLES, R. 1991: Preparation Of Activated Carbon From Coconut Shell In A Small Scale Cocurrent Flow Rotary Kiln. *Chemical engineering communications* 99(1): 15-23.
- LEYVA, E. G. 2014: *Modelación del proceso de enfriamiento del mineral laterítico en cilindros horizontales rotatorios*. Tesis doctoral. Instituto Superior Minero Metalúrgico.
- MARSH, H. & REINOSO, F. R. 2006: *Activated Carbon*. Elsevier Science & Technol Ogy Books.
- MARTÍNEZ, N. 1998: Ecuación cinética para la activación de carbón de eucalipto. Instituto de Ingeniería Química, Universidad Nacional De San Juan.
- ORTIZ, O. A.; MARTÍNEZ, N. D.; MENGUAL, C. A. & NORIEGA, S. E. 2003: Steady State Simulation of a Rotary Kiln for Charcoal Activation. *Latin American Applied Research* 33(1): 51-57.
- WANG, W.; SI, X.; YANG, H.; ZHANG, H. & LU, J. 2010: Heat-transfer model of the rotary ash cooler used in circulating fluidized-bed boilers. *Energy & Fuels* 24(4): 2 570-2 575.
- WATKINSON, A. P. & BRIMACOMBE, J. K. 1978: Heat Transfer In A Direct-Fired Rotary Kiln: 1. Pilot Plant And Experimentation. *Metallurgical Transactions B* 9(2): 201-208.
- YEHASKEL, A. 1978: *Activated Carbon: Manufacture and Regeneration*. Noyes Data Corporation, New Jersey, USA.

Carlos Zalazar-Oliva, czalazar@ismm.edu.cu

Profesor Instructor. Máster en Electromecánica. Centro de Estudio de Energía y Tecnología Avanzada de Moa. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín, Cuba.

Ever Góngora-Leyva, egongora@ismm.edu.cu

Profesor Auxiliar. Doctor en Ciencias Técnicas. Departamento de Ingeniería Mecánica. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín, Cuba.

Yoalbys Retirado-Mediaceja, yretirado@ismm.edu.cu

Profesor Auxiliar. Doctor en Ciencias Técnicas. Centro de Estudio de Energía y Tecnología Avanzada de Moa. Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín, Cuba.

Manuel Arturo Falconí-Borja

Profesor. Ingeniero. Universidad Técnica Equinoccial, Santo Domingo, Ecuador

Luís Fernando Mata-Jácome

Profesor. Ingeniero. Universidad Técnica Equinoccial, Santo Domingo, Ecuador