

MODELO MATEMÁTICO DEL PROCESO DE CALCINACIÓN DEL CARBONATO BÁSICO DE NÍQUEL (CBN) EN EL HORNO TUBULAR ROTATORIO

(MATHEMATICAL MODEL OF THE CALCINATION PROCESS OF THE BASIC
NICKEL CARBONATE (BNC) IN THE ROTARY KILN)

ÁNGEL OSCAR COLUMBIÉ NAVARRO

Ingeniero, Profesor Auxiliar, Dpto. Eléctrica, Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín

JUAN RODRÍGUEZ GAMBOA

Doctor. C., Dpto. Metalurgia, Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín

DANIEL GUZMÁN DEL RÍO

Máster Sc., Dpto. Eléctrica, Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín

JOSÉ LUIS SEVILA RODRÍGUEZ

Ingeniero, Dpto. Eléctrica, Instituto Superior Minero Metalúrgico. Moa, Holguín

RESUMEN: El presente trabajo recoge los resultados de los autores en lo relacionado con la modelación matemática del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel en el horno tubular rotatorio. Se exponen las ecuaciones que conforman el modelo y la fundamentación científica sobre la cual fueron obtenidas. La modelación se basa principalmente en el planteamiento de las ecuaciones del balance material y energético en forma dinámica, que lleva a la obtención de un sistema de ecuaciones diferenciales en derivadas parciales, las

cuales se complementan con otras ecuaciones algebraicas que establecen la relación entre los diferentes coeficientes y parámetros físicos.

Palabras claves: Modelación matemática, horno rotatorio, calcinación, carbonato básico de níquel.

ABSTRACT: The present work shows the results of the authors related with the mathematical modelling of the calcination process of the basic nickel carbonate in the

rotary kiln. Equations that conform the model and its scientific fundamentals are exposed. The modelling is based, mainly, in the establishment of the material and energetic balances in the dynamic way, that carries to the obtainment of a partial derivatives differential equations system, which is complemented with others algebraic equations that establish the relation between the different coefficients and parameters.

Key words: Mathematical modelling, rotary kiln, calcination, basic nickel carbonate.

INTRODUCCIÓN

Para llevar a cabo la dirección del proceso de calcinación del carbonato básico de níquel (CBN) sobre bases científicamente fundamentadas, resulta necesaria la modelación matemática del mismo tomando en consideración el agregado en el cual ocurre. En este caso el horno rotatorio es un objeto con un alto grado de complejidad desde el punto de vista de la transferencia de calor y

de masa. Por sus características constructivas y tecnológicas el modelo matemático más aceptado debe conformarse en derivadas parciales, por ser éste un objeto que puede considerarse como de parámetros distribuidos debido a su gran relación largo/diámetro (50.5/3.5). Este trabajo se plantea como objetivo realizar la modelación matemática del proceso de calcinación del CBN en el horno tubular rotatorio considerándolo un objeto de parámetros distribuidos.

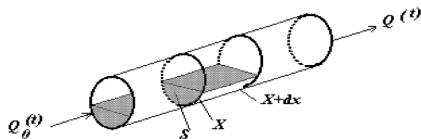


Figura No.1. Esquema para la conformación del modelo matemático del proceso de calcinación

DESARROLLO

El planteamiento del balance energético para un diferencial del horno (Figura No.1) arroja:

$$\rho c S dx \frac{\delta \theta(x,t)}{\delta t} = c [Q(x,t)\theta(x,t) - Q(x+dx,t)\theta(x+dx,t)] + K_1 dx [\theta_g(x,t) - \theta(x,t)] + K_2 dx [\theta_p(x,t) - \theta(x,t)] \tag{1}$$

donde:

- ρ - Densidad del sólido, kg/m³;
- c - Calor específico del sólido, J/kg K;
- S - Sección transversal del sólido, m²;
- $\theta, \theta_g, \theta_p$ - Temperatura del sólido, gas y pared respectivamente, K;
- K_1 - Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas al sólido por unidad de longitud, W/mK;
- K_2 - Coeficiente superficial de transferencia de calor de la pared al sólido por unidad de longitud, W/mK;

En la expresión (1) la parte izquierda caracteriza la velocidad de variación de la temperatura $\theta(t)$ del elemento de material dx ; el primer miembro de la parte derecha es el calor que entra con el flujo de material Q al elemento dx ; el segundo es el calor que sale con el material; el tercero y cuarto miembros son el calor entregado por los gases y la pared al material según la ley de Newton-Richman.

Para la determinación de los coeficientes K_1 y K_2 es necesario tener en cuenta las formas de transferencia de calor presentes en el horno de calcinación. El calor del gas al sólido se transmite por radiación y por convección (Arljuk 1985, Brimacombe y Watbmison 1978a, Brimacombe y Watbmison 1978b, Detkov 1986) y resulta válida para el coeficiente de transferencia de calor la siguiente expresión.

$$\alpha_{gs} = \alpha_g + \frac{C_o \epsilon_{red} (\theta_g^4 - \theta^4)}{(\theta_g - \theta)} \tag{2}$$

Donde el segundo término de la parte derecha toma en consideración la transferencia de calor por radiación y el coeficiente α_g la transferencia de calor por convección. En este caso

- C_o - Coeficiente de radiación del cuerpo negro, W/m² K⁴
- α_g - Coeficiente de transferencia de calor por convección, W/m² K

$$\epsilon_{red} = \frac{\epsilon_s \hat{\epsilon}_g}{\epsilon_s + \hat{\epsilon}_g (1 - \epsilon_s)} \Rightarrow \text{es el grado reducido de radiación integral.}$$

- ϵ_s - Emisividad del sólido;
- $\hat{\epsilon}_g$ - Emisividad del gas más el arrastre;

Para la determinación del coeficiente de transferencia de calor por convección del gas al sólido puede utilizarse la ecuación común para el movimiento turbulento de un gas en tubos rectos y redondos.

$$N_u = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.4} \psi \tag{3}$$

Donde:

- $N_u = (\alpha_g \text{ deq}) / \lambda_g \Rightarrow$ Criterio de Nusselt;
- λ_g - Conductividad térmica del gas, W/m K;
- $\text{deq} = (4S) / U \Rightarrow$ Diámetro equivalente, m;
- S - Área de la sección transversal del horno, m² ;
- U - Perímetro total interior del horno, m;
- Pr - Criterio de Prandtl;
- Re - Criterio de Reynolds;
- $\psi = 1.38 (l / \text{deq})^{-0.12}$ - coeficiente de ajuste.

Por tanto:

$$\alpha_g = 0.021 \left(\frac{\lambda_g}{\text{deq}} \right) Re^{0.8} Pr^{0.4} \psi \tag{4}$$

Todos los parámetros en la expresión (4) deben ser tomados a la temperatura del gas.

El número de Reynolds

$$Re = \frac{4 V_g (1 + \omega)}{\pi d_{eq} \xi \eta_g} \tag{5}$$

donde:

- V_g - Velocidad de gas, m / s;
 - ω - Contenido de humedad en el gas, kg humedad / kg gas seco;
 - η_g - Coeficiente de viscosidad dinámico, kg/m s;
 - ξ - Grado de llenado del horno con sólido;
- El diámetro equivalente d_{eq} es el diámetro interior del horno dint.
 El coeficiente de llenado del horno ξ es

$$\xi = \frac{S}{S_T} \tag{6}$$

donde:

- S es el área de la sección transversal ocupada por el sólido, m^2 ;
 - S_T es el área total de la sección transversal del horno, m^2 .
- Para la determinación de ξ se hace necesario definir la función $\beta = f(Q)$ para lo cual se halla el área de la sección transversal ocupada por el sólido a partir de la integral doble, como aparece a continuación (ver figura No.2):

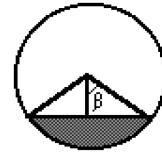


Figura No. 2. Esquema para la determinación de las superficies de transferencia de calor

$$S = \int_{-R \text{sen} \beta}^{R \text{sen} \beta} dx \int_{-\sqrt{R^2 - X^2}}^0 dy = \int_{-R \text{sen} \beta}^{R \text{sen} \beta} \sqrt{R^2 - X^2} dx = \frac{R^2}{2} \arcsen \frac{X}{R} \Big|_{-R \text{sen} \beta}^{R \text{sen} \beta} + \frac{X}{2} \sqrt{R^2 - X^2} \Big|_{-R \text{sen} \beta}^{R \text{sen} \beta} = R^2 \beta + R^2 \text{sen} \beta \cos \beta = R^2 \left(\beta + \frac{\text{sen} 2\beta}{2} \right) \tag{7}$$

Asumiendo $\text{sen} 2\beta \approx 2\beta$ se obtiene:

$$S = 2 R^2 \beta \tag{8}$$

teniendo en cuenta que la carga del sólido es,

$$Q = S \rho V \tag{9}$$

se obtiene

$$\beta = \frac{Q}{2 R^2 \rho V} \tag{10}$$

La expresión (10) relaciona el ángulo β con la carga alimentada $\beta = f(Q)$.
 La velocidad lineal del sólido según expresión desarrollada en el Instituto de Minas de Leningrado
 Donde:

- φ - Ángulo de inclinación del horno;
- v - Velocidad de rotación del horno;
- D - Diámetro del horno.

El número de Prandtl se determina a través de

$$Pr = \frac{\eta_g c_g}{\lambda_g} \tag{11}$$

donde:

- c_g - capacidad calorífica del gas húmedo J / kg K;
 - η_g - Coeficiente de viscosidad dinámica, kg/m h;
- La viscosidad dinámica del gas húmedo se determina según:

$$\eta_g = 0,36 \left[0,1603 + 0,44634(0,001t_g) - 0,1539(0,001t_g)^2 + 0,0319(0,001t_g)^3 \right] \tag{12}$$

El calor específico o capacidad calorífica del gas húmedo c_g es determinado por:

$$c_g = \frac{c_{gs} + c_{vh} \omega}{1 + \omega} \tag{13}$$

siendo

$c_{g,s}$ es la capacidad calorífica del gas seco;
 $c_{v,h}$ es la capacidad calorífica del vapor de agua.

Y según (Rioshkevich, Podkorbinshy y Rejnik 1979)

$$c_{v,s} = 0,442 + 0,0755(0,001t_g) + 0,142(0,001t_g)^2 + 0,066(0,001t_g)^3 \tag{14}$$

$$c_{g,s} = 0,239 + 0,0202(0,001t_g) + 0,142(0,001t_g)^2 - 0,312(0,001t_g)^3 \tag{15}$$

y la conductividad del gas:

$$\lambda_g = 0,01964 + 0,07296(0,001t_g) + 0,0012(0,001t_g)^2 - 0,00022(0,001t_g)^3 \tag{16}$$

El coeficiente de ajuste Ψ

$$\Psi = 1,38 \left(\frac{1}{deg} \right)^{-0,12}$$

Como se observa de la figura No. 2, la superficie de transferencia del calor del gas al sólido para el diferencial de longitud es

$$S_{g,s} = D dx \text{ sen } \beta$$

Siendo $\beta = f(Q)$

luego

$$K_l = \alpha_{g,s} D \text{ sen } \beta \tag{17}$$

donde D es el diámetro interior del horno, m;

El calor de la pared al sólido se trasmite por las tres vías (Arliuk 1985, Brimacombe y Watbmison 1978a, Brimacombe y Watbmison 1978b, Detkov 1986); por conducción, convección y radiación de la pared cubierta al sólido y por radiación de la pared descubierta al sólido. En el primer caso el coeficiente de transferencia de calor puede definirse por la ecuación:

$$\alpha_{psc} = K \sqrt{c \lambda \gamma n} + c_0 \cdot 10^{-8} \frac{\epsilon_s \epsilon_p}{\frac{1}{\epsilon_s} + \frac{1}{\epsilon_p} - 1} \frac{\theta_p^4 - \theta^4}{\theta_p - \theta} \tag{18}$$

donde:

K - Coeficiente de no-uniformidad de la temperatura del material;

λ - Conductividad térmica del material, W/ m K;

n - Velocidad de rotación del horno, s⁻¹;

γ - Masa (a granel) del material, kg / m³ ;

ϵ_p - Emisividad de la pared;

En la expresión (18) el primer término de la parte derecha toma en consideración la transmisión del calor por conducción y convección y el segundo la porción de calor transferida por radiación.

La superficie cubierta por el sólido, según la figura No. 2 resulta:

$$S_{psc} = \frac{2 \pi D \beta}{360} dx \tag{19}$$

La transferencia de calor de la pared descubierta al sólido puede ser caracterizada por la ecuación:

$$\alpha_{psd} = C_0 \cdot 10^{-8} \epsilon_s \epsilon_p \frac{[(1 - \hat{\epsilon}'_g) \theta_p^4 - (1 - \hat{\epsilon}''_g) \theta^4]}{\theta_p - \theta} \tag{20}$$

donde:

α_{psd} - Coeficiente de transferencia de calor de la pared descubierta al sólido, W/m² K;

$\hat{\epsilon}'_g$ - Emisividad del gas más el arrastre a la temperatura de la pared;

$\hat{\epsilon}''_g$ - Emisividad del gas más el arrastre a la temperatura del sólido;

En este caso la superficie de transferencia sería (ver Fig. No. 2)

$$S_{psd} = \pi D \left(\frac{1 - 2\beta}{360^\circ} \right) dx \tag{21}$$

entonces

$$K_2 = \alpha_{psc} \left(\frac{2\pi D \beta}{360^\circ} \right) + \alpha_{psd} \pi D \left(\frac{1 - 2\beta}{360^\circ} \right) \tag{22}$$

De la expresión (21) se obtiene:

$$\begin{aligned} \rho_g c_g S' \frac{\delta \theta(x,t)}{\delta t} + c [Q(x,t) \frac{\delta \theta(x,t)}{\partial x} + \theta(x,t) \frac{\delta \theta(x,t)}{\partial x}] + K_3 \theta(x,t) = \\ = K_1 \theta_g(x,t) + K_2 \theta(x,t) \end{aligned} \tag{23}$$

siendo:

$$K_3 = K_1 + K_2 \tag{24}$$

El planteamiento del balance térmico para los gases arroja la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \rho_g c_g S' dx \frac{\partial \theta_g(x,t)}{\partial t} = c_g Q_g(x,t) \theta_g(x,t) - c_g Q_g(x+dx,t) \theta_g(x+dx,t) + \\ + K_4 dx (\theta_g(x,t) - \theta_p(x,t)) + K_1 dx (\theta_g(x,t) - \theta(x,t)) - \\ - h^i Q_c \end{aligned} \tag{25}$$

donde:

ρ_g - Densidad de los gases, kg / m³ ;

c_g - Capacidad calorífica de los gases, J/ kg K ;

Q_g - Flujo de gas, kg / h;

S' - Sección transversal de espacio ocupado por el gas, m² ;

K_4 - Coeficiente superficial de transferencia de calor del gas a la pared por unidad de longitud, W/mK;

h^i - Potencia calorífica inferior del combustible, J / kg;

Q_c - Flujo de combustible, kg / h;

En la igualdad (25) el miembro izquierdo caracteriza la velocidad de variación de la temperatura $\theta_g(t)$ del elemento de gas dx; el primer término del miembro derecho es el calor que sale con el gas del elemento dx, el segundo es el calor que entra con el gas al elemento dx; el tercero y cuarto término representan el calor transmitido por el gas a la pared y al material; y el último término considera el calor producto de la combustión del combustible.

El calor es transferido a la pared por convección y radiación, luego el coeficiente de transferencia de calor.

$$\alpha_{gp} = \alpha_g + C_0 \cdot 10^{-8} \varepsilon \frac{(\hat{\varepsilon}_g \theta_g^4 - \hat{\varepsilon}''_g \theta_p^4)}{(\theta_g - \theta_p)} \tag{26}$$

donde:

$\hat{\varepsilon}''_g$ - Emisividad del gas a la temperatura de la pared cubierta por el material.

$$K_4 = \alpha_{gp} \pi D \frac{(1 - 2\beta)}{360^\circ} \tag{27}$$

Y de la ecuación (25)

$$\rho_g c_g S' \frac{\delta \theta_{g(x,t)}}{\delta t} + c Q_{g(x,t)} \frac{\delta \theta_{g(x,t)}}{\delta x} + K_3 \theta_{(x,t)} = - K_4 \theta_{p(x,t)} - K_1 \theta_{(x,t)} - h^i Q_c \tag{28}$$

$$K_3 = - K_1 - K_4 \tag{29}$$

Del balance térmico para la pared, según la ecuación diferencial de la conducción despreciando la transmisión de calor en dirección axial, resulta:

$$c_p M_p dx \frac{\partial \theta_p}{\partial t} + c_p M_p a \frac{\partial^2 \theta_p}{\partial x^2} = K_4 dx (\theta_g - \theta_p) - K_2 dx (\theta_p - \theta) - K_6 (\theta_p - \theta_m) dx \quad (30)$$

donde:

K_6 - Coeficiente integral de transmisión de calor a través de la pared del horno por unidad de longitud, W/mK;

a - Coeficiente de temperatura, m²/s;

θ_m - Temperatura del medio, K;

c_p - Calor específico de la pared, J/kgK;

M_p - Masa de la pared, kg/m;

El coeficiente K_4 toma en consideración la transferencia de calor al medio por las tres vías: conducción a través de la pared, convección y radiación de la carcasa al medio.

$$K_6 = \frac{\pi}{\frac{\ln \frac{D'}{D}}{2 \lambda_{refr}} + \frac{\ln \frac{D_e}{D'}}{2 \lambda_{carc}} + \frac{l}{\alpha_{cm} D_e}} \quad (31)$$

siendo:

D' , D_e - Diámetro interior y exterior de la carcasa, respectivamente, m;

λ_{refr} , λ_{carc} - Conductividad térmica del refractario y la carcasa, respectivamente, W/mK;

α_{cm} - Coeficiente de transferencia de calor de la carcasa al medio, W/m² K;

Para α_{cm} resulta válida la expresión:

$$\alpha_{cm} = \alpha_c + \alpha_r \quad (32)$$

donde:

α_c - Coeficiente de transmisión de calor por convección de la carcasa al medio, W/m² K;

α_r - Coeficiente de transmisión de calor por radiación de la carcasa al medio, W/m² K.

Según (Rioshkevich, Podkornbinshy y Rejnik, 1979)

$$\alpha_c = 1.314 \left(\frac{\Delta \theta_c}{D_e} \right)^{0.25} = 1.314 \left(\frac{\theta_k - \theta_m}{D_e} \right)^{0.25} \quad (33)$$

$$\alpha_r = 5.67 \varepsilon_k \frac{\left(\left(\frac{\theta_k}{100} \right)^4 - \left(\frac{\theta_m}{100} \right)^4 \right)}{(\theta_k - \theta_m)} \quad (34)$$

siendo:

ε_k - Emisividad de la carcasa;

θ_k - Temperatura de la carcasa, K;

Luego de la ecuación (30) se obtiene:

$$c_p M_p \frac{\partial \theta_p}{\partial t} + c_p M_p a \frac{\partial^2 \theta_p}{\partial x^2} + K_7 \theta_p = K_4 \theta_g + K_2 \theta + K_6 \theta_m \quad (35)$$

donde:

$$K_7 = K_2 + K_4 + K_6 \quad (36)$$

Para el planteamiento del balance material dinámico es necesario tomar en consideración que este objeto presenta tres zonas fundamentales donde ocurre el proceso tecnológico en cuatro etapas (Romero, 1991; Columbié y Guzmán, 1992):

- Desprendimiento de la humedad hidratada (I).
- Liberación del agua de constitución (II).
- Descomposición del carbonato (III).

- Descomposición del sulfato (IV).

El estudio profundo de este proceso (Romero, 1991) asume de forma concluyente como más probable un modelo cinético de difusión con actividad decreciente del reaccionante y el paso limitante de la velocidad de las transformaciones, la velocidad de difusión de los productos gaseosos de la descomposición a través de la capa de productos sólidos. La consideración de estas conclusiones permite describir consecuentemente los procesos de transferencia de masa que tienen lugar en el horno. Luego, a partir de la ley de acción de las masas y teniendo en cuenta la cinética de descomposición (Romero, 1991) se puede plantear la siguiente ecuación:

- **Para la primera etapa que ocurre a temperaturas del sólido entre 313 < q < 437°K**

$$\frac{\partial \omega_{HH}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{HH}}{\partial x} = K_I \tag{37}$$

donde:

K_I - Término que tiene en cuenta la cinética de desprendimiento de la humedad hidrosfópica;
 ω_{hh} - Humedad hidrosfópica, kg/s;
 v - Velocidad del sólido, m/s;

$$K_I = A_I e^{-\frac{E_I}{R\theta}} Q_0 \left(1 - \frac{\omega_{HH}}{Q_0}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{HH}}{Q_0}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \tag{38}$$

Siendo

Q_0 - Flujo de sólido inicial, kg/s;

$$Q_0 = Q_{NiO}^0 + Q_{NiS}^0 + Q_{NiCO_3}^0 \tag{39}$$

En esta etapa también ocurre el desprendimiento de la humedad del sulfuro:

$$\frac{\partial \omega_{HH}^{NiS}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{HH}^{NiS}}{\partial x} = A_I e^{-\frac{E_S}{R\theta}} Q_0^{NiS} \left(1 - \frac{\omega_{HH}^{NiS}}{Q_0^{NiS}}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{HH}^{NiS}}{Q_0^{NiS}}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \tag{40}$$

donde:

ω_{HH}^{NiS} - Humedad hidrosfópica liberada del sulfuro, kg/s;
 Q_0^{NiS} - flujo inicial de sulfuro, kg/s.

- **Para la segunda etapa (437 < q < 536°K).**

$$\frac{\partial \omega_{ac}}{\partial t} + v \frac{\partial \omega_{ac}}{\partial x} = K_{II} \tag{41}$$

donde:

ω_{ac} - Agua de constitución liberada, kg/s;
 K_{II} - Término que tiene en cuenta la cinética de la liberación del agua de constitución.

$$K_{II} = A_{II} e^{-\frac{E_{II}}{R\theta}} Q_0' \left(1 - \frac{\omega_{ac}}{Q_0'}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{\omega_{ac}}{Q_0'}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \tag{42}$$

Siendo:

Q_0' - Flujo inicial de sólido para la segunda etapa, kg/s.

- **Para la tercera etapa (536 < q < 843°K)**

$$\frac{\partial Q_{CO_2}}{\partial t} + v \frac{\partial Q_{CO_2}}{\partial x} = K_{III} \tag{43}$$

donde:

Q_{CO_2} - Cantidad de CO_2 desprendido durante la descomposición de los carbonatos, kg/s;
 K_{III} - Término que toma en consideración la cinética de descomposición de los carbonatos.

$$K_{III} = A_{III} e^{-\frac{E_{III}}{R\theta}} Q_0'' \left(1 - \frac{Q_{CO_2}}{Q_0''}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{CO_2}}{Q_0''}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \tag{44}$$

Siendo:

Q_0'' - Flujo inicial del sólido para la tercera etapa, kg/s;

- **Para la cuarta etapa ($q > 843^{\circ}\text{K}$).**

$$\frac{\partial Q_{SO_3}}{\partial t} + v \frac{\partial Q_{SO_3}}{\partial x} = K_{IV} \quad (45)$$

donde:

Q_{SO_3} - Cantidad de SO_3 producto de la descomposición de los sulfatos, kg/s;

K_{IV} - Término representativo de la cinética de descomposición de los sulfatos;

$$K_{IV} = A_{IV} e^{-\frac{E_{IV}}{R\theta}} Q_0''' \left(1 - \frac{Q_{SO_3}}{Q_0'''}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{SO_3}}{Q_0'''}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (46)$$

Siendo:

Q_0''' - Flujo inicial de sólido para la cuarta etapa, kg / s;

Para la descomposición de los sulfatos productos del NiS se tiene:

$$\frac{\partial Q_{SO_3}^{NiS}}{\partial t} + v \frac{\partial Q_{SO_3}^{NiS}}{\partial x} = K_{VI} \quad (47)$$

$$K_{VI} = A_{VI} e^{-\frac{E_{VI}}{R\theta}} Q_{01}^{NiS} \left(1 - \frac{Q_{SO_3}^{NiS}}{Q_{01}^{NiS}}\right)^{\frac{4}{3}} \left[\left(1 - \frac{Q_{SO_3}^{NiS}}{Q_{01}^{NiS}}\right)^{\frac{1}{3}} - 1 \right]^{-1} \quad (48)$$

donde

$Q_{SO_3}^{NiS}$ - cantidad de SO_3 desprendido producto de la descomposición de los sulfatos producido a partir del NiS, kg/s;

$$Q_{01}^{NiS} = Q_0^{NiS} - \omega_{HH_0}^{NiS} \quad (49)$$

En las ecuaciones anteriores se tiene:

$$Q'_0 = Q_0 - \omega_{HH_0} \quad (50)$$

$$Q''_0 = Q'_0 - \omega_{ac_i} = Q_0 - \omega_{HH_0} - \omega_{ac_i} \quad (51)$$

$$Q'''_0 = Q''_0 - Q_{CO_2t} = Q_0 - \omega_{HH_0} - \omega_{ac_i} - Q_{CO_2t} \quad (52)$$

donde el subíndice (0) identifica las cantidades iniciales del componente en el sólido y (t) las cantidades totales liberadas del componente.

Partiendo de consideraciones estequiométricas puede plantearse la expresión para la cantidad de óxido de níquel obtenido.

$$Q_{NiO} = 4,167\omega_{ac.} + 1,705Q_{CO_2} + 0,938(Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) + Q_{NiO}^0 \quad (53)$$

De forma análoga pueden expresarse las cantidades de oxígeno y dióxido de azufre en el gas teniendo en cuenta los productos de la combustión.

$$Q_{O_2} = Q'_{O_2} + 0,2(Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) \quad (54)$$

$$Q_{SO_2} = Q'_{SO_2} + 0,8(Q_{SO_3} + Q_{SO_3}^{NiS}) \quad (55)$$

$$Q_{CO_2} = Q'_{CO_2} + Q_{CO_2}^{CO_3} \quad (56)$$

y la cantidad de gas obtenida será

$$Q_g = \omega_{HH}^{CO_3} + \omega_{ac} + Q_{CO_2} + Q_{SO_3} + \omega_{HH}^{NiS} + Q'_{O_2} + Q'_{H_2O} + q_g Q_c \quad (57)$$

La cantidad de gases producto de la combustión por unidad de masa de combustible (kg/kg comb);

$$q_g = \rho_g V_{gc} \quad (58)$$

Siendo:

V_{gc} - Volumen de los productos de la combustión por unidad de masa de combustible, m^3/kg comb.
 Partiendo de las reacciones de combustión y, tomando en consideración su estequiometría.

$$V_{gc} = \left(0,0187C^P + 0,007S^P + 0,112H^P + 0,0124H_2O^P + 0,008N^P + 0,79Q_a / \rho_a \right) \quad (59)$$

Donde:

$C^P, S^P, H^P, H_2O^P, N^P$ - Contenido de carbono, azufre, hidrógeno, humedad y nitrógeno en el petróleo;
 Q_a - Flujo de aire primario, kg/s ;
 ρ_a - Densidad del aire, kg/m^3 ;
 α_{ea} - Coeficiente de exceso de aire.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

El modelo fue identificado en un horno tubular rotatorio de calcinación del carbonato básico de níquel de 50 x 3.5 m y se obtuvieron los siguientes valores de los parámetros identificados.

TABLA NO. 1. VALORES DE LOS PARÁMETROS IDENTIFICADOS

Parámetro	Unidad	Valor	Parámetro	Unidad	Valor
K_1	W/m.K	970	A_3	s-1	$4.1 \cdot 10^4$
K_2	W/m.K	1142.3	E_{III}	J/mol	88540
K_4	W/m.K	1.200	A_4	s-1	$0.6 \cdot 10^{12}$
K_6	W/m.K	38.9	E_{IV}	J/mol	324400
A_1	s-1	$2.7 \cdot 10^{14}$	A_5	s-1	$0.31 \cdot 10^{14}$
E_I	J/mol	88000	E_V	J/mol	2000
A_2	s-1	$2.6 \cdot 10^3$	A_6	s-1	$0.2 \cdot 10^{12}$
E_{II}	J/mol	97500	E_{VI}	J/mol	15000

Las figuras 3-9 muestran los resultados de la comparación de las características estáticas y dinámicas obtenidas por vía experimental y por el modelo.

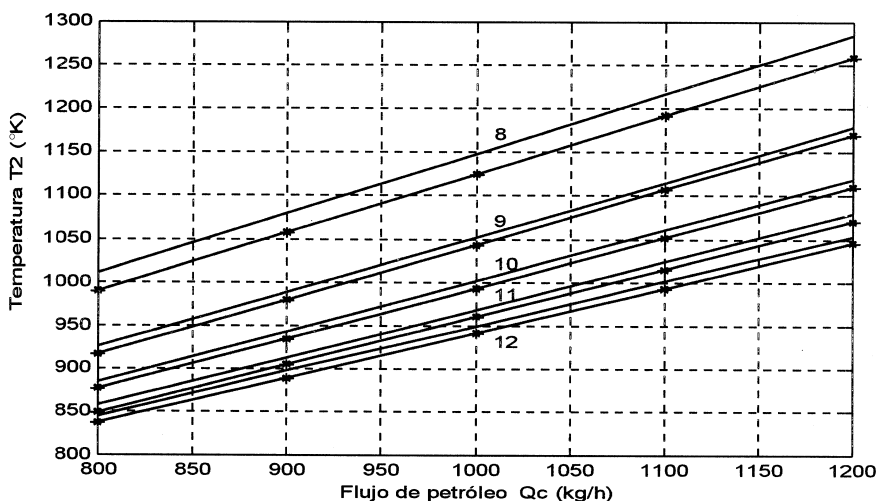


Figura No. 3. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea continua con *) para la dependencia de la temperatura T2 del flujo de combustible. Los valores que se encuentran al lado de las gráficas representan la carga en t/h.

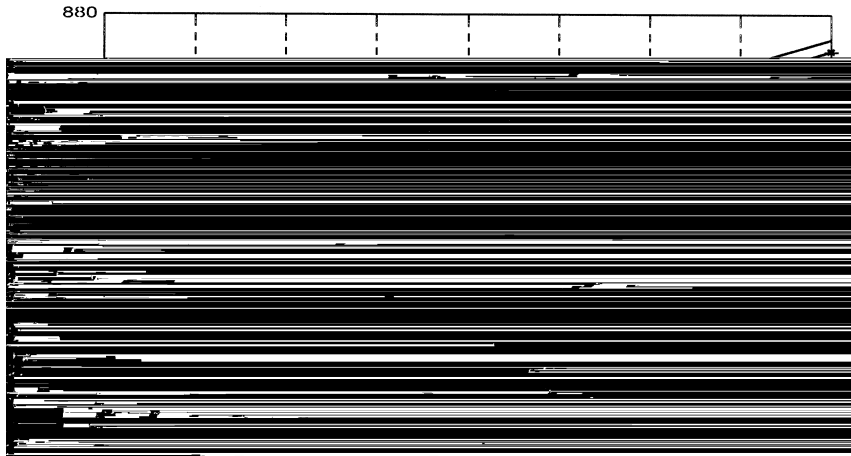


Figura No. 4. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea continua con *) para la dependencia de la temperatura T3 del flujo de combustible. Los valores que se encuentran al lado de las gráficas representan la carga en t/h.

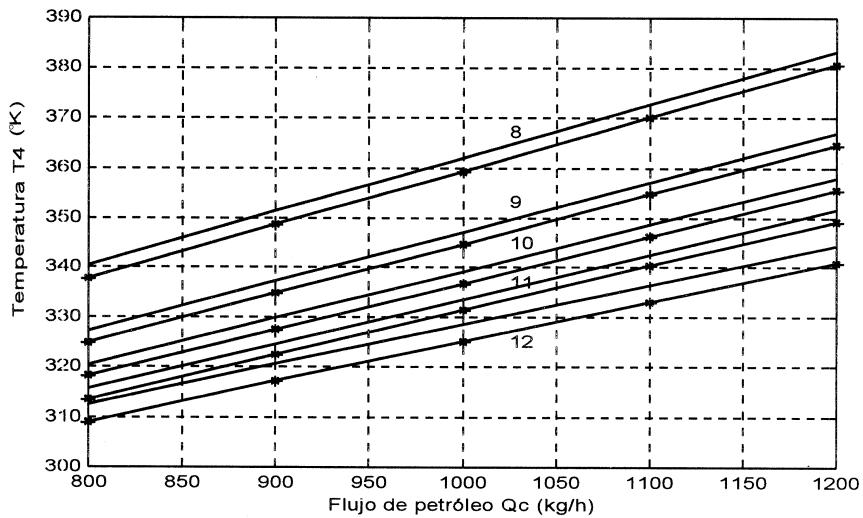


Figura No. 5. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea continua con *) para la dependencia de la temperatura T4 del flujo de combustible. Los valores que se encuentran al lado de las gráficas representan la carga en t/h.

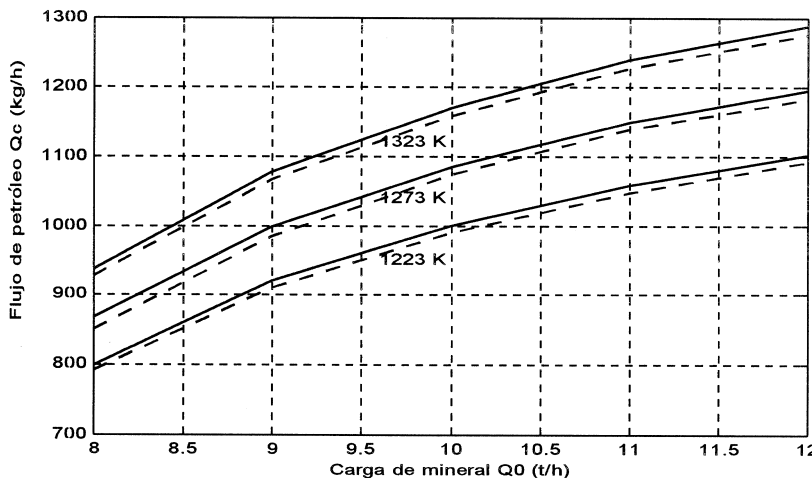


Figura No. 6. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para la dependencia entre flujo de combustible y la carga para temperaturas T2 constantes.

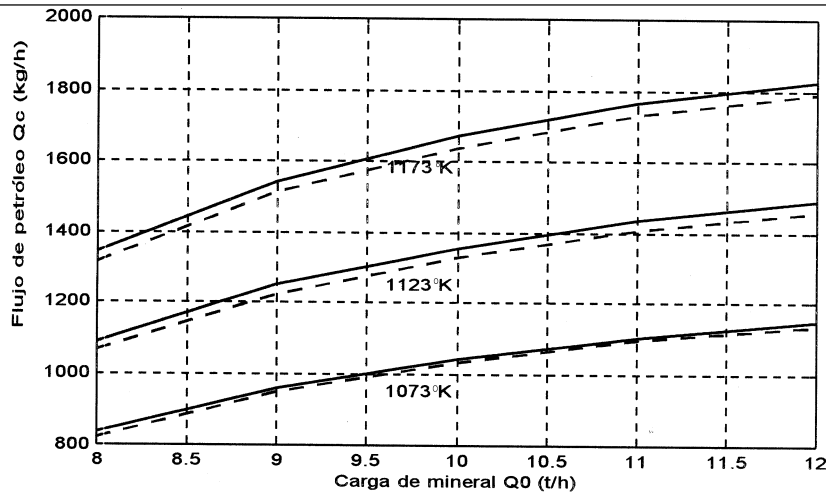


Figura No. 7.-Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para la dependencia entre flujo de combustible y la carga para temperaturas T3 constantes.

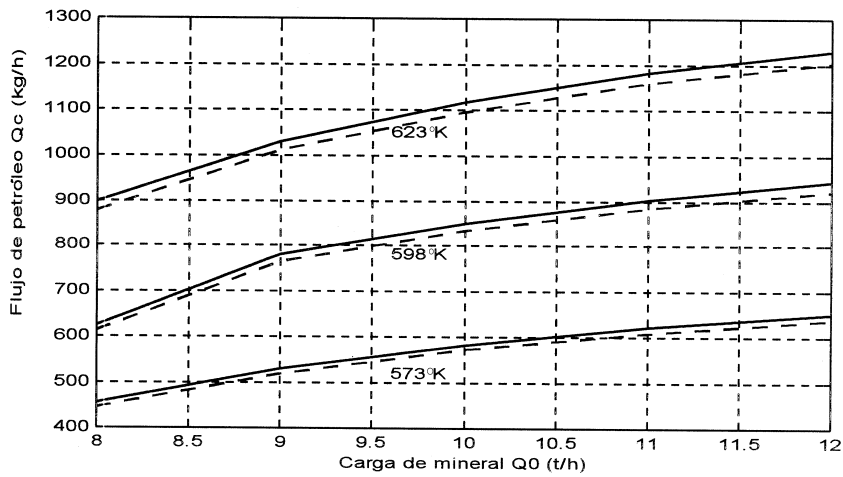


Figura No. 8. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para la dependencia entre flujo de combustible y la carga para temperaturas T4 constantes.

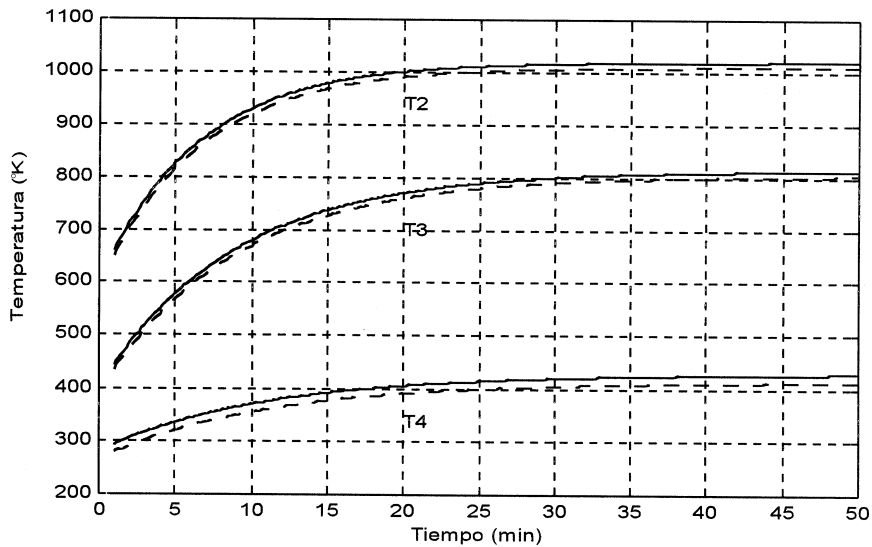


Figura No. 9. Comparación entre los valores obtenidos experimentalmente (línea continua) y por vía del modelo (línea discontinua) para las características dinámicas de T2, T3 y T4.

Las figuras 3-5 muestran la dependencia de las temperaturas en las diferentes zonas del horno del flujo de combustible para diferentes valores de la carga del horno. En las mismas se puede observar la influencia que sobre estos parámetros (temperaturas) tiene el valor de la carga del horno. Las figuras 6-8 incluyen la dependencia del flujo de combustible de la carga alimentada al horno para obtener temperaturas constantes en las diferentes zonas del horno, características estas de gran importancia para el control del proceso. Finalmente la figura 9 representa la respuesta dinámica del proceso a la acción de un escalón en la alimentación del combustible.

Como se observa de las figuras anteriores el modelo matemático repite con bastante exactitud los datos experimentales, estando en todos los casos la diferencia entre los resultados teóricos y los experimentales por debajo del 0.5%. Esto permite asegurar que el modelo está validado.

CONCLUSIONES

- ◆ El modelo matemático obtenido fue validado para un horno rotatorio industrial de calcinación de carbonato básico de níquel de 50x3.5 m.
- ◆ El modelo teórico-matemático obtenido permite describir el comportamiento dinámico del proceso en el horno de calcinación del carbonato básico de níquel, y abarca, por sus características específicas de ser en derivadas parciales, el estado de dicho objeto a medida que el sólido se desplaza.
- ◆ El modelo identificado permite realizar un mejor seguimiento y control del proceso modelado, lo que da la posibilidad de acometer sobre bases científicas la dirección tanto manual como automática del mismo.

BIBLIOGRAFÍA

- Arliuk B.I. (1985): "Regularidades del intercambio de calor en los hornos rotatorios". *Ts. Metalurgia* (No.3), p. 67-73.
- _____ (1996): A thermal model for the rotary kiln including heat transfer within the bed. *International Journal of Heat and Mass Transfer* v39, July, p. 2131-&.
- Boateng, A. A. y P. V. Barr (1997): "Granular flow behaviour in the transverse plane of a partially filled rotating cylinder". *Journal of Fluid Mechanics* v330 (January 10), p. 233-249.
- Brimaconbe, J. K. y A. P. Watbmison (1978): "Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: I. Pilot Plant and experimentation". *Metalurgical Transaction B*, Vol. No. 6, p. 201-208.
- _____ (1978a): "Heat Transfer in a Direct-Fired Rotary Kiln: II. Heat Flow Results and Their Interpretation". *Metalurgical Transaction B*, Vol. No. 6, p. 209-218
- Bui, R. T. (1997): "Computational modelling of thermophysical processes in the light metals industry". *Reveu Generale de Termique* v 36 (Septiembre), p. 575 – 591.
- Columbié, N. A. y R. Guzmán (1992): "Sobre la modelación matemática del proceso de calcinación del C.B.N en el horno tubular rotatorio". *Revista Minería y Geología*, No. 1.
- Cronin, K., B. Norton y J. Taylor (1997): "Drying lumber in kilns: A methodology for stochastic analysis using Markov modelling". *Drying Technology* vol. 15 (May-June), p. 765-790 (26).
- Detkov, S. P. (1986): Intercambio de calor en los hornos rotatorios. *Ts.M* (No. 3), p. 48-51.
- Kolyfetis, E. y N. C. Markatos (1996). "Aerodynamics and coal flame modelling in the burning zone of cement rotary kilns, 1". *ZKG International*, Vol. 49, p. 326& (8).
- _____ (1996a): "Aerodynamics and coal flame modelling in the burning zone of cement rotary kilns, 2". *ZKG International*, Vol. 49, p. 24-35.
- Lebas, E., F. Hanrot, D. Ablitzer, J. L. Houzselot (1995): "Experimental study of residence time, particle movement and bed depth profile in rotary kilns". *Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol. 73 (April), p. 173-180.
- Mikos, M. y M. N. R. Jaeggi (1995): "Experiments on motion of sediment mixtures in a tumbling mill to study fluvial abrasion". *Journal of hydraulic research*. Vol. 33, p. 751-772 (22).
- Riffaud, B. J. (1972): "Modelling and simulation of an Alumine Kiln". *Chem. Ing. Proc. Tech.* Vol 17 (No. 5).
- Rioshkevich, A. S., A. M Podkorbinshy y M. M. Rejnik (1979): "Modelo matemático de la transferencia de calor y de masa para la tostación de menas oxidadas de níquel en hornos rotatorios". *Ts.M.* (No. 6), p. 11-15.
- Romero, R. M. (1991): "Cinética de reacciones topoquímicas y la caracterización de productos intermedios de la industria niquelífera" (Tesis en opción del grado científico de Doctora en Ciencias Químicas). C. Habana.
- Schuster, L., A. Delvaux y M. Degrez (1997): "Plating in a barrel, how does it work? A study of local mass transfer and current density distribution in a barrel". *Transaction of the institute of metal finishing*. Vol. 75 (July), part 4, p.154-157 (4).