

PROCESO DE LIXIVIACIÓN CARBONATO-AMONIAICAL: CONTROL MULTIVARIABLE A TRAVÉS DEL ARREGLO INVERSO DE NYQUIST PARA EL MEZCLADO DE MINERAL Y LICOR

AMMONIAC-CARBONATE LEACHING PROCESS: MULTIVARIABLE CONTROL THROUGH INVERSE NYQUIST ARRAY FOR MIXING MINERAL AND LIQUOR

DANIEL GUZMÁN DEL RÍO
MIGUEL A. RODRÍGUEZ BORROTO
ÁNGEL O. COLUMBIÉ NAVARRO
ROGER MISA LLORCA

E-mail: dguzman@ismm.edu.cu
Instituto Superior Minero Metalúrgico

Universidad Central Marta Abreu, de Las Villas

ISMMM

Instituto Superior Politécnico José Antonio Echeverría

RESUMEN: El trabajo muestra el resultado obtenido por los autores en el estudio y simulación del sistema del Tanque de Contacto de mineral reducido con licor carbonato-amoniaco existente en la Industria del Níquel. Partiendo de un estudio de su comportamiento en lazo abierto, se seleccionan los tipos de controladores para ser implementados. Se elige primeramente una técnica de control clásica basada en el Controlador PID Multilazo y se compara con una técnica de control de avanzada, representada por el Controlador Multivariable con Desacoplamiento a partir del Arreglo Inverso de Nyquist. Los resultados finales son mostrados en gráficos y curvas de respuestas, simulados con MATLAB, lo que permite determinar el mejor desempeño.

Palabras clave: Modelado, simulación, mezclado, enfriadores de licor, proceso lixiviación, control de procesos, Arreglo Inverso de Nyquist.

ABSTRACT: The work shows the result obtained by the authors in the study and simulation of the system of the Contact tank of reduced mineral with liquor carbonate-amoniaco existent in the Nickel Industry. From a study of the behavior in open loop the selection of the types of controllers to be implemented is carried out. A classic control technique based on Controller PID Multiloop is selected firstly and it is compared with an advanced control technique, represented by Multivariable Controller with Decoupling through Inverse Nyquist Array (INA). The final results are shown in graphics obtained using MATLAB, that allows to determine the best behavior.

Key words: Modeling, Simulation, Mixing, Liquor Coolers, Leaching Process, Process Control, Inverse Nyquist Array (INA).

INTRODUCCIÓN

Para utilizar técnicas de control con desacoplamiento en sistemas industriales es necesario inicialmente realizar un estudio dinámico de los objetos para regular (Guzmán, 1999). Al proponer una estrategia para ello, es necesario seleccionar una variante que desde el punto de vista técnico sea adecuada; de ahí que, el objetivo del trabajo sea aplicar un procedimiento de control clásico y uno de avanzada al sistema del Tanque de Contacto y los Enfriadores de Licor, presentes en el Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniaco de los Minerales de Níquel, teniendo en cuenta lo recomendado por Nobile (1997), y Seborg *et al.* (1989).

En la actualidad, en este sistema no existe sistema de control a lazo cerrado instalado, por lo que se realiza el trabajo sólo a partir de un sistema supervisor instalado

que únicamente registra y muestra en pantalla el valor de los parámetros de las variables de mayor importancia.

MATERIALES Y MÉTODOS

Partiendo del método de la modelación matemática dinámica y simulación virtual desarrollada por Guzmán (2000) para este sistema del Tanque de Contacto y los Enfriadores de Licor se analiza su comportamiento dinámico, teniendo en cuenta que a los enfriadores llega el flujo de licor y el de agua a contracorriente, por lo que se produce en éstos el necesario intercambio térmico, con la disminución de la temperatura del licor, el cual pasa al tanque mezclador para unirse con el mineral reducido proveniente de los enfriadores rotatorios, en una proporción de seis partes de licor por una de sólido. A la salida del tanque, debido a exigencias metalúrgicas para la ocurrencia óptima de

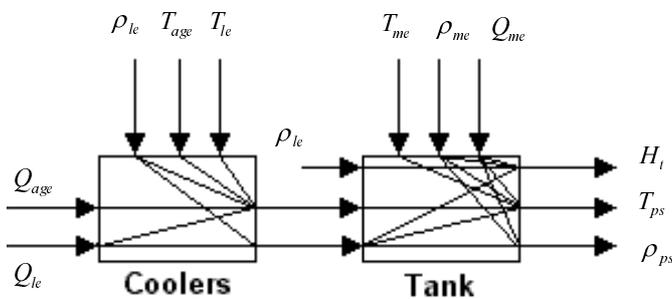


Figura 1. Variables de entrada, salida y perturbaciones en el Tanque de Contacto más Enfriadores de Licor.

las reacciones químicas en la siguiente etapa de los reactores, es necesario controlar la densidad de la pulpa que se forma, la temperatura y el nivel. En este sistema del Tanque de Contacto y Enfriadores de Licor, existen tres variables de entrada y tres de salida, más seis de perturbación, tres en los Enfriadores y tres en el Tanque, tal y como se muestra en la figura 1. Se han considerado como variables de entrada o manipuladas el flujo de licor fresco Q_{le} , el flujo de pulpa en la salida del Tanque de Contacto Q_s y el flujo de agua de enfriamiento en los Enfriadores de Licor Q_{age} . Las variables de salida o controladas son: la densidad de la pulpa ρ_{ps} , la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel del Tanque de Contacto H_t . Las variables de perturbación en los Enfriadores de Licor son: la temperatura del agua de enfriamiento T_{age} , la temperatura del licor de entrada T_{le} y la densidad del licor ρ_{le} ; en el tanque son: el flujo de mineral Q_{me} , su temperatura T_{me} , y la densidad de mineral ρ_{me} .

De esta dinámica se obtiene la matriz de funciones de transferencia del proceso a partir de las curvas de reacción del mismo ante las excitaciones tipo paso escalón positivos y negativos. Esta matriz esta dada por:

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} -\frac{25,51}{6s+1}e^{-0,05s} & 0 & 0 \\ \frac{1,4}{6s+1}e^{-0,05s} & -\frac{1,05}{7,5s+1}e^{-0,05s} & 0 \\ \frac{0,4058}{s}e^{-0,05s} & 0 & -\frac{7,813}{s}e^{-0,01s} \end{bmatrix} \quad (1)$$

La matriz de ganancias del sistema, K_p para $s = 0$ queda:

$$K_p = \begin{bmatrix} -25,51 & 0 & 0 \\ 1,4 & -1,05 & 0 \\ 0,4058 & 0 & -7,813 \end{bmatrix} \quad (2)$$

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Para la implementación y prueba de los dos tipos de

controladores a partir de la simulación del sistema es preciso, primeramente, determinar el período de muestreo (Zanabria, 1997). Muchas sugerencias y reglas han sido descritas para su selección en el caso de los controladores PID (Seborg *et al.*, 1989; Smith y Corripio 1997). Consideraciones prácticas indican que el tiempo de muestreo debe ser menor que el de la constante de tiempo dominante (Seborg *et al.*, 1989; Clarke 1981). Según Marlin (1995) este tiempo puede ser aproximadamente $0,05 (\tau + \theta)$, donde τ es la constante de tiempo dominante del proceso y θ es el tiempo muerto o de atraso.

En este caso se selecciona por la primera consideración, teniendo en cuenta además la presencia en este proceso de tres constantes de tiempo diferentes para cada una de las respuestas. Tomando la constante de tiempo de la respuesta más rápida, correspondiente al nivel H_t , el tiempo de muestreo escogido fue de 6 segundos. Al descomponer la matriz de régimen estacionario del sistema analizado en sus valores singulares, según Guzmán (1999), se pueden escoger los mejores pares de variables para el control, de ahí que se tenga:

$$K_p = \begin{bmatrix} -25,51 & 0 & 0 \\ 1,4 & -1,05 & 0 \\ 0,4058 & 0 & -7,813 \end{bmatrix}$$

$$U = \begin{bmatrix} -0,9983 & 0,0175 & -0,0549 \\ 0,0549 & -0,0010 & -0,9985 \\ 0,0175 & 0,9998 & -0,0000 \end{bmatrix} \begin{matrix} \rho_{ps} \\ T_{ps} \\ H_t \end{matrix}$$

$$V = \begin{bmatrix} 1,0 & -0,0054 & 0,0023 \\ 0,0023 & 0,001 & 1,0 \\ -0,0054 & -1,0 & 0,0001 \end{bmatrix} \begin{matrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{matrix} \quad (3)$$

De aquí se toma el mayor componente de cada uno de los vectores de la izquierda (U), con el mayor componente de cada uno de los vectores de la derecha (V), apareciendo los pares de variables manipuladas y controladas para este sistema (Deshpande, 1989):

$Q_{le}(1,0) \Rightarrow \rho_{ps}(-0,9983)$ (flujo de licor de entrada en los enfriadores con la densidad de la pulpa a la salida).

$Q_{age}(1,0) \Rightarrow T_{ps}(-0,9985)$ (flujo de agua de enfriamiento a la entrada de las torres con la temperatura de la pulpa a la salida del tanque).

$Q_s(-1,0) \Rightarrow H_t(0,998)$ (flujo de salida del tanque con el nivel del tanque).

Para el caso del Tanque de Contacto, que representa un sistema 3 x 3, la estrategia inicial seleccionada fue el

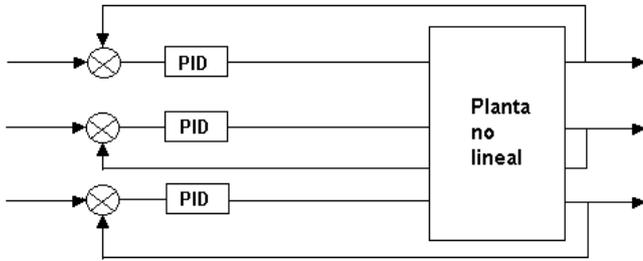


Figura 2. Sistema con controlador PID Multilazo para el Tanque de Contacto.

Controlador PID Multilazo, aplicado a una planta no lineal que tiene la forma que se muestra en la figura 2.

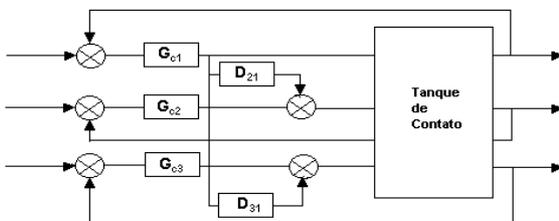
El diseño del Controlador PID Multilazo a través del margen de fase y margen de ganancia dados por Weng *et al.* (1997) para sistemas multivariables lineales, así como el de ajuste secuencial para sistemas multivariables lineales (Shing-Jia y Shyh-Hong, 1998), se aplica aquí a un sistema no-lineal real simulado (Guzmán, 1999) tomando los valores nominales de las variables alrededor de su punto de funcionamiento. A este sistema representado por el Tanque de Contacto y los Enfriadores de Licor, también se le puede adicionar un desacoplador simplificado para atenuar las interacciones existentes entre las variables, con lo que se convierte en un sistema de Control Multivariable con Desacoplamiento, la que sería la segunda estrategia seleccionada, que toman la forma que se muestra en la figura 3. El diseño del desacoplador se realiza a partir del Arreglo Inverso de Nyquist. La metodología para su diseño, según Deshpande (1989), está basada en la teoría de la dominancia diagonal (Chen y Munro, 1989).

El método para reducir las interacciones entre los lazos de control, se fundamenta en determinar una matriz inversa de precompensación $\hat{K}_{PR}(s)$ y posiblemente una de poscompensación $\hat{L}_{PO}(s)$, tal que:

$$\hat{Q}(s) = \hat{K}_{PR}(s) \hat{G}_p(s) \hat{L}_{PO}(s) \tag{4}$$

Donde la matriz inversa $\hat{Q}(s)$ tiene que ser diagonalmente dominante. Cuando la dominancia es alcanzada, entonces los controladores pueden ser diseñados como en el caso SISO. La matriz inversa de precompensación que hace el trabajo de desacoplador estático garantiza una dominancia diagonal, se logra partiendo de la matriz inver-

Figura 3. Sistema con Desacoplamiento Simplificado en el Tanque de Contacto.



sa de la representada en la ecuación (1), se obtiene:

$$\hat{G}_p(s) = \begin{bmatrix} 0,039(6s+1)e^{0,05s} & 0 & 0 \\ \frac{0,026}{(15s+2)}e^{0,05s} & -\frac{0,476}{(15s+2)}e^{0,05s} & 0 \\ 0,002(6s+1)e^{0,01s} & 0 & -0,13se^{0,01s} \end{bmatrix} \tag{5}$$

De aquí se puede obtener una matriz inversa de precompensación $\hat{K}_{PR}(s)$ que hace el trabajo de desacoplador estático, garantizando una dominancia diagonal.

$$\hat{K}_{PR}(s) = G(0) = \begin{bmatrix} -25,51 & 0 & 0 \\ 1,4 & -1,05 & 0 \\ 0,4058 & 0 & -7,813 \end{bmatrix}$$

su equivalente es :

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ -1,3333 & 1 & 0 \\ -0,05192 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

(6)

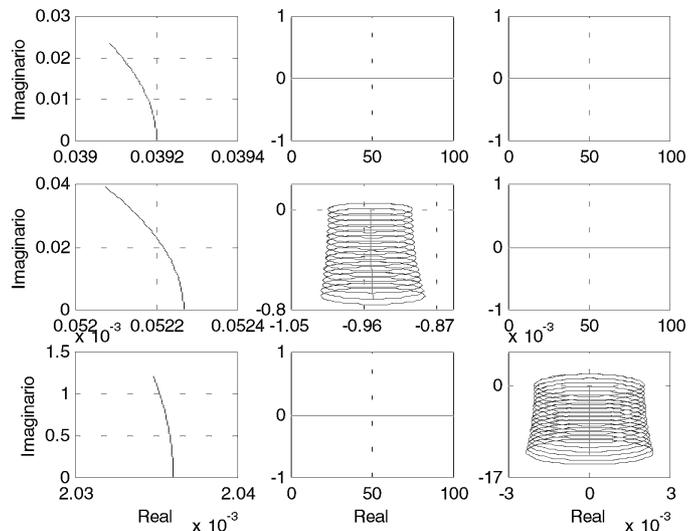
La inversa de esta matriz coincide con la matriz determinada para el desacoplador estático. Se obtiene entonces la matriz inversa del sistema compensado:

$$\hat{Q}(s) = \begin{bmatrix} (6s+1)e^{0,05s} & 0 & 0 \\ -0,0549(6s+1)e^{0,05s} + \frac{0,0274}{(15s+2)}e^{0,05s} & \frac{0,5}{(15s+2)}e^{0,05s} & 0 \\ -0,0159(6s+1)e^{0,05s} + 0,0159(6s+1)e^{0,01s} & 0 & se^{0,01s} \end{bmatrix}$$

(7)

La figura 4 muestra el diagrama de Nyquist para cada una de las funciones de transferencia inversa antes de alcanzar la dominancia diagonal (sistema descompensado), se observa que sólo la función g33 no es diagonalmente

Figura 4. Diagrama de Nyquist y bandas de Gersgoring para cada una de las funciones de transferencia inversa antes de alcanzar la dominancia diagonal (sistema descompensado). $f_2=0,902$ y $f_3=1,99$.



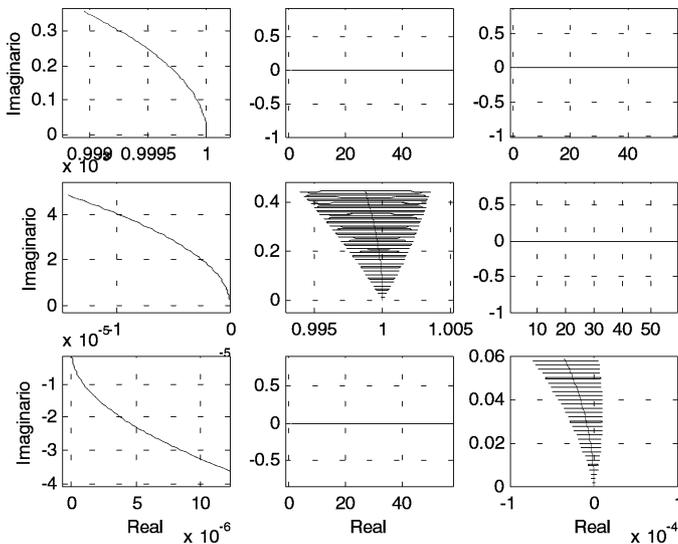


Figura 5. Diagrama de Nyquist y bandas correspondientes para cada una de las funciones de transferencia inversa cuando alcanza la dominancia diagonal (sistema compensado).

dominante debido a que las bandas de Gershgoring incluyen en su recorrido el punto de origen. El valor de la ganancia (f_2) al tocar las bandas el eje real negativo para el diagrama de g22 es 0,902 y para g33 es 1,99.

Después que se obtiene $Q(s)$ con la ayuda del precompensador de la ecuación (4), se puede observar que las funciones alcanzan la dominancia diagonal (sistema compensado, Fig. 5), debido a que las bandas no incluyen en su recorrido el origen y las ganancias anteriormente señaladas.

Para evaluar el desempeño del Controlador PID Multilazo y del Controlador Multivariable Desacoplado en su variante estática y dinámica, según Guzmán (1999), son consideradas perturbaciones, tipo paso escalón tanto en la carga

Figura 7. Efecto en la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel H_t cuando se modifica el valor de referencia de la densidad de la pulpa ρ_{ps} . (--) Controlador Multivariable, (—) Controlador PID Multilazo.

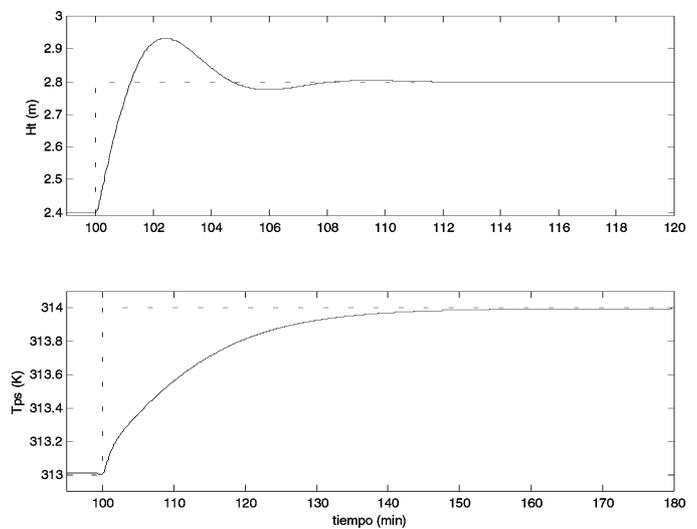
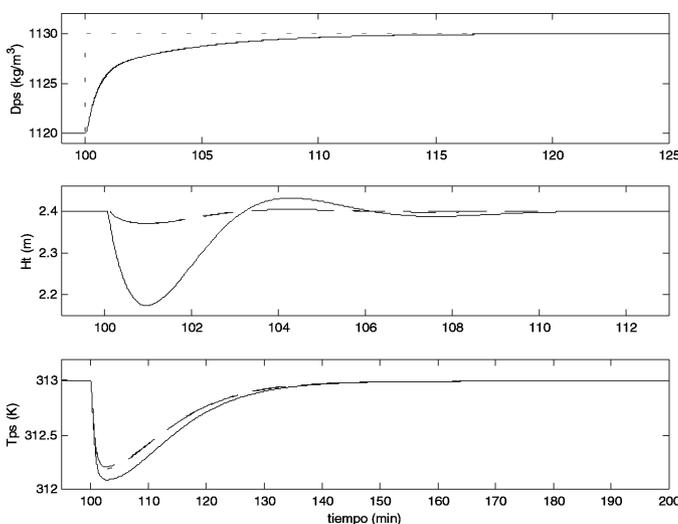


Figura 6. Efecto en el nivel H_t y la temperatura de la pulpa T_{ps} cuando se altera su valor de referencia.

como en la señal de referencia. Estas perturbaciones se encuentran en el rango permisible por el proceso real. Los resultados obtenidos de las simulaciones, dan una medida del comportamiento del Controlador PID Multilazo y el Controlador Multivariable Desacoplado. Los mismos son mostrados en las figuras 6 y 7, para las variaciones en la señal de referencia, y en las figuras 8 y 9 para las variaciones en dos de las perturbaciones.

Las variaciones en la *señal de referencia del nivel* muestran una pequeña sobrecresta que alcanza su régimen estacionario 14 minutos después de ocurrido el proceso transitorio. El comportamiento de ambos controladores es igual (Fig. 6, superior).

La respuesta a variaciones en la *señal de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps}* , (Fig. 6, inferior), muestra un buen desempeño y no aparece sobrecresta en la respuesta. Las nuevas referencias son alcanzadas 100 minutos después, cuando ésta aumenta de 313 para 314 K y en casi 200 minutos, cuando disminuye de 313 para 312 K. En este caso los controladores empleados mostraron el mismo desempeño, por lo que las respuestas son coincidentes en la figura.

Las respuestas de las variaciones en la *señal de referencia de la densidad ρ_{ps}* , con los controladores empleados, son las mismas, y no aparece sobrecresta cuando se llega a la nueva referencia que se alcanza después de 25 minutos (ver Fig. 7).

La influencia en el nivel H_t y la temperatura de la pulpa T_{ps} , muestran el acoplamiento existente. En el caso del nivel H_t , con el Controlador PID Multilazo, las variaciones son de 0,2 m, lo que no aparece cuando se emplea el Controlador Multivariable Desacoplado (estático y dinámico). La temperatura de la pulpa T_{ps} muestra un comportamiento diferente para cada uno de los escalones aplicados en la señal de referencia. Para el escalón positivo (disminución del flujo de licor Q_{lc}), la temperatura de la pulpa

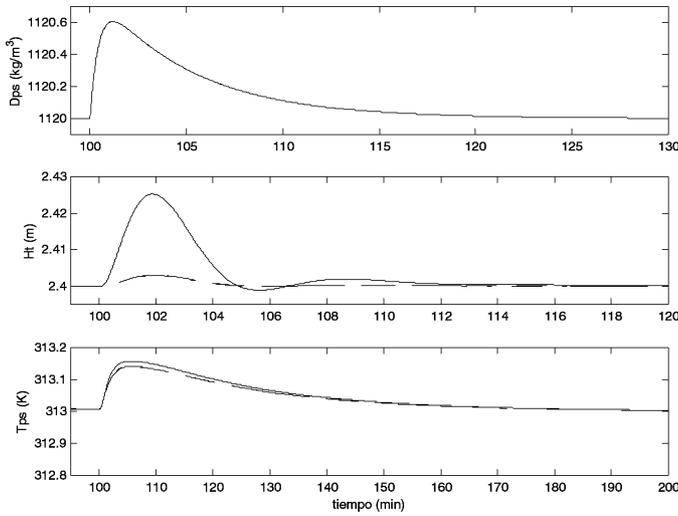


Figura 8. Influencia de la densidad de la pulpa ρ_{ps} , el nivel H_t y la temperatura de la pulpa T_{ps} cuando ocurre una perturbación del flujo del mineral Q_{me} . (--) Controlador Multivariable, (—) Controlador PID Multilazo.

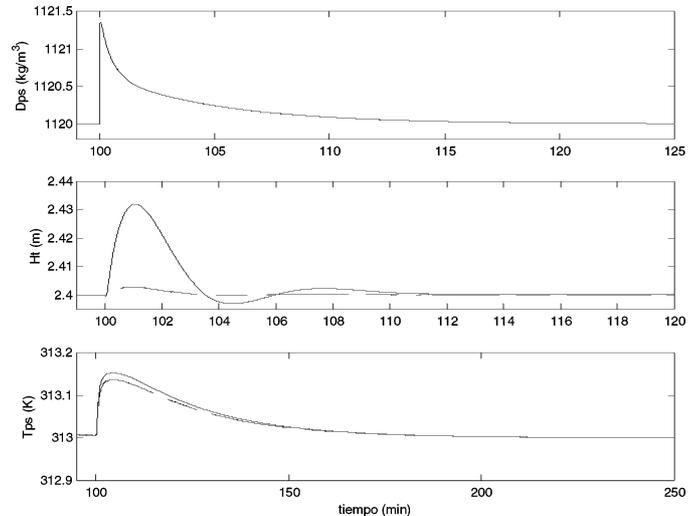


Figura 9. Influencia sobre la masa específica de la pulpa ρ_{ps} , el nivel H_t y la temperatura de la pulpa T_{ps} cuando ocurre una perturbación en la densidad del mineral ρ_{me} . (--) Controlador Multivariable, (—) Controlador PID Multilazo.

T_{ps} disminuye y alcanza, en un tiempo de casi 50 minutos, nuevamente el régimen. Para el escalón negativo (aumento del flujo de licor Q_{le}), la temperatura de la pulpa T_{ps} aumenta y no llega a alcanzar el régimen en el período analizado, lo que se espera que ocurra 400 o 500 minutos después para los tres controladores. Aquí el mejor desempeño corresponde al Controlador Multivariable Desacoplado.

Cuando el flujo de mineral a la entrada Q_{me} varía 3% (Fig. 8), el nivel H_t aumenta 0,025 m, en el caso en que el sistema trabaja con el Controlador PID Multilazo. Esta oscilación o sobrecresta es amortiguada 20 minutos después. El Controlador Multivariable Desacoplado (estático y dinámico), minimiza hasta 0,003 m la misma, y alcanza nuevamente el régimen establecido a los 10 minutos. La influencia de esta perturbación sobre la temperatura de la pulpa T_{ps} muestra mejores resultados para los controladores multivariables desacoplados, donde la sobrecresta es menor, aunque los tres controladores alcanzan el régimen al mismo tiempo. Las variaciones no superan los 0,15 K, lo que se puede considerar casi despreciable. El efecto sobre la densidad ρ_{ps} es muy pequeño ($\pm 0,6 \text{ kg/m}^3$) por lo que se alcanza el régimen de nuevo a los 20 minutos, sin diferencia sustancial entre los mismos. En este caso, el mejor desempeño fue el del controlador multivariable desacoplado dinámico para el caso de la temperatura de la pulpa T_{ps} y el del controlador desacoplado estático para el caso del nivel H_t y de la masa específica ρ_{ps} .

Al variar la densidad del mineral ρ_{me} (Fig. 9), el nivel H_t varía $\pm 0,035 \text{ m}$ y alcanza nuevamente su régimen después de 20 minutos, con una respuesta con sobrecresta inicial que es amortizada a los 18 minutos. Las variaciones en la temperatura de la pulpa T_{ps} son de $\pm 0,15 \text{ K}$ para la respuesta del Controlador PID Multilazo, que disminuye a $\pm 0,12 \text{ K}$ cuando actúa el Controlador Multivariable Desacoplado (estático y dinámico), el tiempo

de estabilización de la respuesta es menor, y mantiene mejor la estabilidad. La densidad de la pulpa a la salida ρ_{ps} varía $\pm 1,4 \text{ kg/m}^3$ y en un corto período de tiempo alcanza de nuevo el régimen establecido. Estas variaciones son aproximadamente las mismas para el caso del Controlador PID Multilazo y del Controlador Multivariable Desacoplado (estático y dinámico). El mejor desempeño aquí, corresponde al controlador multivariable desacoplado dinámico para el caso de la temperatura de la pulpa T_{ps} y al controlador desacoplado estático para el nivel H_t y la densidad ρ_{ps} .

CONCLUSIONES

1. Al aplicar el procedimiento clásico a través del Controlador PID Multilazo, el método de ajuste secuencial, diseñado para una planta lineal, fue más preciso que los otros empleados en el entorno multivariable, al ser aplicado a un sistema no lineal como es el de mezclado de mineral y licor en el proceso de lixiviación carbonato-amoniaco, entorno de su punto de operación.
2. Aplicar el procedimiento de avanzada a través del Controlador Multivariable con diseño del desacoplamiento a partir del Arreglo Inverso de Nyquist para el sistema de mezclado de mineral y licor, permitió diseñar una matriz de compensación que asegura la dominancia diagonal y la estabilidad del sistema. Aquí se utilizó el mismo diseño de ajuste empleado para el Controlador PID Multilazo.
3. El comportamiento del sistema de mezclado de mineral y licor ante variaciones en la señal de referencia para ambos procedimientos mostró un comportamiento igual para los dos controladores empleados, por lo que las respuestas se muestran coincidentes. El procedimiento de avanzada a través del Controlador Multivariable con Desacoplamiento, mostró mejores resultados ante las perturbaciones que el Controlador PID Multilazo, debido al desacoplamiento introducido entre el flujo de

licor con el nivel y la temperatura de la pulpa.

BIBLIOGRAFÍA

- CHENG, C. L. & N. MUNRO: "Procedure to Achieve Diagonal Dominance Using a PI/PID Controller Structure", *International Journal of Control*, 50 (5) :1771-1792, 1989.
- CLARKE, D. W. & P. J. GAWTHROP: "Implementation and Applications of Microprocessor-based Self-tuners", *Automática*, 17 (1) :233-244, 1981.
- DESHPANDE, P. B.: *Multivariable Process Control*, North Carolina, Instrument Society of America, 1989.
- GUZMÁN, D.: "Modelación y simulación del tanque de contacto y los enfriadores de licor en el proceso de lixiviación carbonato-amoniaco con minerales lateríticos cubanos", *Minería y Geología*, XVII (2): 61-71, 2000.
- GUZMÁN, D.: *Modelagem matemática e Controle multivariável do Tanque de Contato empregado no processo de lixiviação dos minerais níquelíferos*, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 1999.
- MARLIN, T. E.: *Process Control: Designing Process and Control System for Dynamic Performance*, McGraw-Hill, Inc., New York, 1995.
- NOBILE, D. P.: *Controle bilinear com desacoplamento aplicado a caixa de alimentação de uma máquina de papel*, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 1997.
- SEBORG, D. E., T. F. EDGAR Y D. A. MELLICHAMP: *Process Dynamics and Control*, New York, John Wiley & Sons, 1989.
- SHING-JIA, S. Y H. SHYH-HONG: "Sequential Design Method for Multivariable Decoupling and Multiloop PID Controllers", *Ind. Eng. Chem. Res.*, 37:107-119, 1998.
- SMITH, C. A. Y A. B. CORRIPIO: *Principles and Practice of Automatic Process Control*, New York, John Wiley & Sons Inc., 1997.
- WENG, K. H., H. L. TONG Y P. G. OON: "Tuning of Multiloop Proportional-Integral-Derivative Controllers on Gain and Phase Margin Specifications", *Ind. Eng. Chem. Reser.*, 36:2231-2238, 1997.
- ZANABRIA, O. A.: *Modelamento, Simulação e Controle de um Processo de Neutralização de pH*, Escola Politecnica da Universidade de São Paulo, Departamento de Engenharia Eletrônica, Dissertacao de Mestrado, São Paulo - SP, 1997 (en portugués).