

CONTROL MULTIVARIABLE DE UN PROCESO DE MEZCLADO EN PLANTAS NIQUELÍFERAS

DANIEL GUZMÁN

Facultad de Ingeniería Eléctrica. Instituto Superior Minerometalúrgico de Moa. Holguín, Cuba

MIGUEL RODRÍGUEZ

*Facultad de Ingeniería Eléctrica. Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas.
Santa Clara, Cuba*

ROGER MISA

Facultad de Ingeniería Eléctrica. Instituto Superior Politécnico "José Antonio Echevarría". Habana, Cuba.

CLAUDIO GARCÍA

*Departamento de Ingeniería Electrónica, Laboratorio de Automatización y Control.
Escuela Politécnica de la Universidad de Sao Paulo, Brasil.*

ANGEL COLUMBIE

*Facultad de Ingeniería Eléctrica. Instituto Superior Minerometalúrgico de Moa.
Holguín, Cuba.*

ORLYS TORRES

*Facultad de Ingeniería Eléctrica. Instituto Superior Minerometalúrgico de Moa.
Holguín, Cuba.*

Recibido para revisar 12 de Diciembre de 2001, aceptado 24 de Marzo de 2002, versión final 8 de Mayo de 2002.

RESUMEN: El trabajo muestra el resultado obtenido por los autores en el estudio, simulación y control del proceso de lixiviación en la Industria del Níquel. Se realiza un estudio de su comportamiento en lazo abierto, para seleccionar los tipos de controladores a ser implementados. Se selecciona primeramente una técnica de control clásica basada en el Controlador PID Multilazo y se compara con una técnica de control 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 CLAVES: Modelado, Mezclado, Enfriadores de Licor, Proceso Lixiviación, Control de Procesos.

ABSTRACT: The work shows the results obtained by the authors in the study, simulation and control of a leaching process in the Nickel Industry. A study of the open loop behavior is carried out in order to select the types of controllers to be implemented. A classical control technique based on a Multiloop PID Controller is selected firstly and it is compared with an advanced control technique constituted by a Multivariable Controller with Decoupling through Inverse Nyquist Array (INA). The final results are shown in graphics obtained using Matlab, that allow to determine the best behavior.

KEYWORDS: Modeling, Mixing, Liquor Coolers, Leaching Process, Process Control.

DEPTO. DE BIBLIOTECAS
BIBLIOTECA "EE" GOMEZ

1 INTRODUCCIÓN

Para utilizar técnicas de control con desacoplamiento en sistemas industriales es necesario inicialmente realizar un modelado dinámico de los objetos a regular (Guzmán, 1999). En este caso el objetivo del trabajo consiste en aplicar un procedimiento de control clásico y uno de avanzada al proceso que tiene lugar en el tanque de contacto y los enfriadores de licor, presentes en la lixiviación carbonato-amoniaca de los minerales de níquel en la empresa mionerometalúrgica de Moa, Holguín, Cuba; teniendo en cuenta lo recomendado por Nobile, 1997, y Seborg et al., 1989. Actualmente, en la planta en cuestión no existe un sistema de control a lazo cerrado para este proceso, realizándose el trabajo solamente a partir de un sistema supervisor instalado que solamente registra y muestra en pantalla el valor de los parámetros de las variables de mayor importancia. De ahí que este trabajo revista gran importancia dado que, en la actualidad, esta industria representa el tercer renglón en la economía del país.

2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso se muestra esquemáticamente en la Figura 1. Al sistema de enfriadores llega el flujo de licor y el de agua a contracorriente. El licor a más baja temperatura se pasa al tanque mezclador para unirse con el mineral reducido, proveniente de los enfriadores rotatorios (no indicados), 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 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 esta planta formada por el Tanque de Contacto y los 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 como se muestra en el esquema estructural de la Figura 2. 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} y en el tanque son el flujo de mineral Q_{me} , su temperatura T_{me} , y la densidad de mineral ρ_{me} .

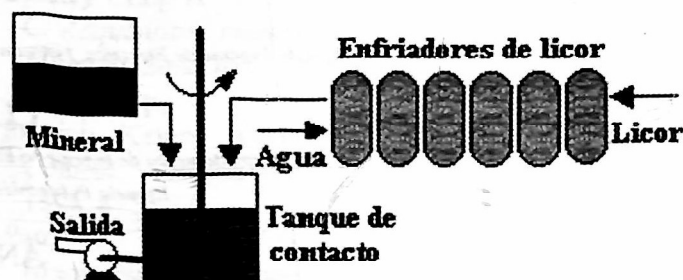


Figura 1. Tanque de contacto y enfriadores de licor.

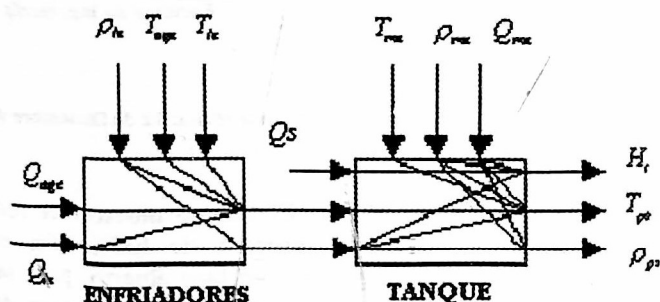


Figura 2. Variables de entrada, salida y perturbaciones en el tanque de contacto más enfriadores de licor.

El modelo matemático obtenido (Guzmán, 1999) para este proceso, resumidamente está dado por:

Balance de masa de la parte sólida de la mezcla:

$$\frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} = (\rho_{me} - \rho_{le})[M_1 + M_2] = M_3 + M_4 \quad (1)$$

donde,

$$M_3 = (\rho_{me} - \rho_{le}) \left[\frac{-Ax_1(t)^2 \rho_{le} + Ax_1(t)^2 \rho_{me} + Ax_1(t) \rho_{le}}{AH_t(t) [2\rho_{me}x_1(t) - 2\rho_{me}x_1(t) + \rho_{le}]} \right] \frac{dH_t(t)}{dt} \quad (2)$$

$$M_4 = (\rho_{me} - \rho_{le}) \frac{[-Q_{le}(t)\rho_{le}x_{11}(t) - Q_s(t)\rho_{ps}(t)x_1(t)]}{AH_t(t)[2\rho_{me}x_1(t) - 2\rho_{me}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (3)$$

En estas expresiones A representa el área de la sección uniforme del tanque mezclador, X_1 y X_2 son las fracciones por volumen de sólidos y líquido respectivamente en la mezcla, X_{11} representa la fracción de sólidos en el licor y t el tiempo.

Balance global de masa:

$$\frac{dH_t(t)}{dt} = M_{5a} + M_{5b} + M_6 + M_7 \quad (4)$$

donde,

$$M_{5a} = \frac{Q_s(t) [\rho_{me}^2 x_1(t)^2 - 2x_1(t)^2 \rho_{me} \rho_{le} + 2x_1(t) \rho_{me} \rho_{le}]}{A[\rho_{me}x_1(t) - \rho_{le}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (5)$$

$$M_{5b} = \frac{Q_s(t) [\rho_{le}^2 x_1(t)^2 - 2x_1(t)^2 \rho_{le}^2 + \rho_{le}^2]}{A[\rho_{me}x_1(t) - \rho_{le}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (6)$$

$$M_6 = \frac{Q_{me}(t) [\rho_{me}^2 - 2x_1(t)\rho_{me}^2 - 2\rho_{me}\rho_{le} + 2\rho_{me}\rho_{le}x_1(t)]}{A[\rho_{me}x_1(t) - \rho_{le}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (7)$$

$$M_7 = \frac{Q_{le}(t) [-\rho_{le}^2 x_1(t) + x_1(t)\rho_{me}\rho_{le} - 2x_1(t)\rho_{me}\rho_{le} + 2\rho_{le}^2 x_1(t) - \rho_{le}^2]}{A[\rho_{me}x_1(t) - \rho_{le}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (8)$$

Balance de energía en el tanque:

$$\frac{dT_{ps}(t)}{dt} = M_8 + M_9 \quad (9)$$

donde:

$$M_8 = \frac{Q_{me}(t) [\rho_{me}c_{pm}T_{me}(t) + \rho_{me}c_{pp}T_{ps}(t)]}{AH_t(t)c_{pp}[-\rho_{le} + \rho_{me}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (10)$$

$$M_9 = \frac{Q_{le}(t) [-\rho_{le}c_{pl}T_{le}(t) + \rho_{le}c_{pp}T_{ps}(t)]}{AH_t(t)c_{pp}[-\rho_{le} + \rho_{me}x_1(t) + \rho_{le}]} \quad (11)$$

donde; c_{pm} , c_{pp} , c_{pl} representan los calores específicos del mineral a la entrada, del producto a la salida y del licor a la entrada respectivamente.

También fue necesario realizar el modelado matemático del sistema de enfriadores de licor (Figura 1), formado en este caso por una batería de seis enfriadores en cascada. Se establecen los balances de energía en el lado del licor y del agua en cada intercambiador, resultando el modelo que se muestra a continuación.

Para el primer enfriador; balance en el lado del licor:

$$\frac{dT_{lst}(t)}{dt} = \frac{Q_{l2}[T_{l2}(t) - T_{lst}(t)]}{V_{l1}} - \frac{UA_T \Delta T_{\xi 1}(t)}{(\ln \xi 1)k_1 V_{l1}} \quad (12)$$

donde,

T_{lst} : Temperatura del licor a la salida del enfriador 1.

Q_{l2} : Flujo volumétrico de licor a la entrada del primer enfriador.

T_{l2} : Temperatura del licor a la entrada del primer enfriador.

U : Coeficiente global de transferencia de calor de los tubos y carcasa al licor.

A_T : Superficie de transferencia del calor.

V_{l1} : Volumen del licor en el intercambiador 1.

k_2 : Constante que depende de los calores específicos y de la densidad.

$\xi 1$ se define como:

$$\xi 1 = \frac{T_{lst} - T_{age}}{T_{l2} - T_{agl}} \quad (13)$$

Donde T_{age} y T_{agl} representan la temperatura del agua a la entrada y a la salida respectivamente del enfriador 1. Además, se tiene que:

$$\Delta T_{\xi 1}(t) = (T_{lst} - T_{age}) - (T_{l2} - T_{agl}) \quad (14)$$

Balance en lado del agua:

$$\frac{dT_{agl}(t)}{dt} = \frac{Q_{age}[T_{age}(t) - T_{lm}(t)]}{V_{agl}} - \frac{UA_T \Delta T_{\xi 1}(t)}{(\ln \xi 1)k_2 V_{agl}} \quad (15)$$

donde; Q_{age} indica el flujo volumétrico del agua de entrada al primer intercambiador del enfriador y V_{agl} el volumen ocupado por el agua en el mismo. De forma análoga se obtienen ecuaciones similares para el resto de los intercambiadores. En aras de la simplicidad expresamos a continuación el par correspondiente al último intercambiador (sexto) que lo denotamos por el índice m (por donde se alimenta el mineral). Así tenemos:

$$\frac{dT_{lm}(t)}{dt} = \frac{Q_{let}(t)[T_{let}(t) - T_{lm}(t)]}{V_{lrm}} - \frac{UA\Delta T_{\xi_m}(t)}{(\ln \xi_m)k_1 V_{lrm}} \quad (16)$$

$$\frac{dT_{ags}(t)}{dt} = \frac{Q_{agm-1}(t)[T_{agm-1}(t) - T_{ags}(t)]}{V_{agtm}} - \frac{UA\Delta T_{\xi_1}(t)}{(\ln \xi_1)k_2 V_{agtm}} \quad (17)$$

donde,

$$\Delta T_{\xi_m}(t) = (T_{lm}(t) - T_{ag(m-1)}(t)) - (T_{let}(t) - T_{ags}(t)) \quad (18)$$

$$\xi_m = \frac{\Delta T_{\max}(t)}{\Delta T_{\min}(t)} = \frac{(T_{lm}(t) - T_{ag(m-1)}(t))}{(T_{let}(t) - T_{ags}(t))}$$

$$Q_{let} = Q_s(t), \quad Q_{agm-1}(t) = Q_{agd}(t), \quad V_{lrl} = V_{agtm} \quad (19)$$

$$V_{agl} = V_{agtm} \quad (20)$$

3 ESTRUCTURA DE LA HERRAMIENTA

3.1 Análisis dinámico del proceso a lazo abierto

El modelo desarrollado fue simulado utilizando los valores reales de los parámetros obtenidos de la planta en forma experimental, pudiéndose evaluar el comportamiento de cada una de las salidas del proceso ante excitaciones en sus variables manipuladas en lazo abierto, tal como se muestra en las Figuras 3, 4 y 5, y ante excitaciones en las perturbaciones como si indica en las Figuras 6 y 7. Como entradas fueron utilizadas señales tipo paso escalón de $\pm 20\%$ con relación al valor nominal de operación.

Como se observa de las Figuras 3, 4 y 5 las variables de salida alcanzan los valores nominales de operación del proceso, mostrándose un comportamiento de primer orden para el caso de la temperatura y la densidad y un comportamiento integrador en el caso del nivel. Ante variaciones en el flujo de agua de entrada sólo varía la temperatura de la pulpa, mientras que ante variaciones en el flujo de salida, sólo lo hace el nivel del tanque lo cual se aviene al proceso real.

En las Figuras 7 y 8 se observa un comportamiento dinámico típico de un sistema de primer orden no-lineal en las variables de salida. Las funciones de transferencia para cada uno de estos canales, determinadas a partir de estos gráficos, son mostradas en (Guzmán, 1999).

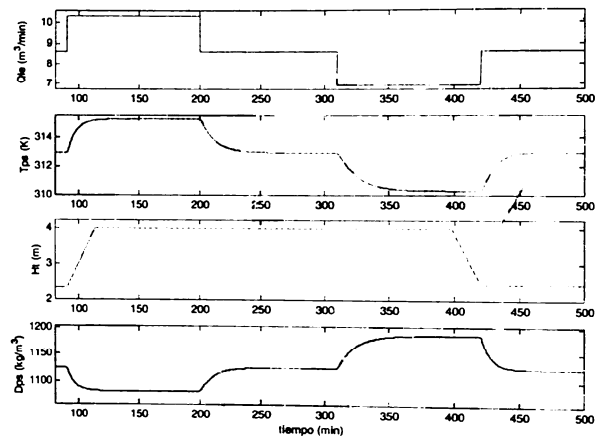


Figura 3. Respuesta del nivel, la temperatura y la densidad ante variaciones en el flujo de licor.

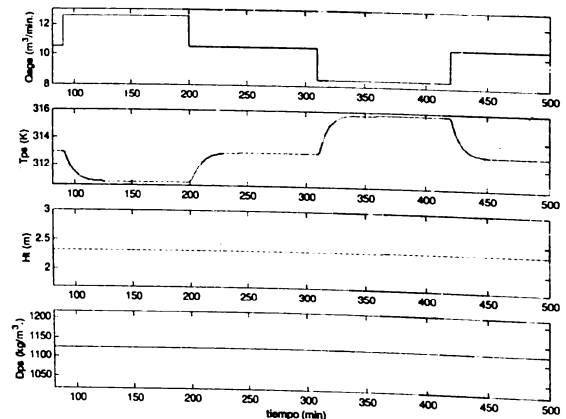


Figura 4. Respuesta del nivel, la temperatura y la densidad ante variaciones en el flujo de agua.

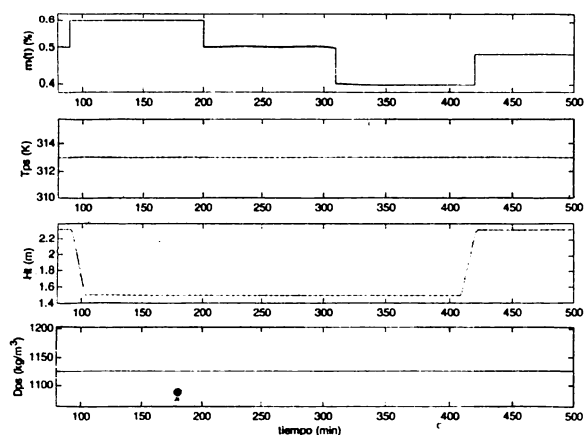


Figura 5. Respuesta del nivel, la temperatura y la densidad ante variaciones en el flujo de salida.

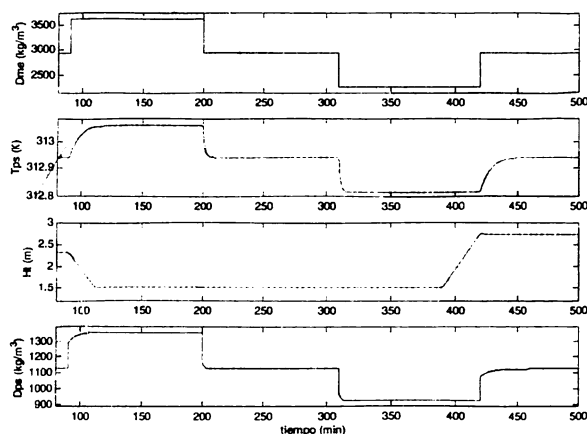


Figura 6. Respuesta del nivel, la temperatura y la densidad ante variaciones en el flujo de mineral.

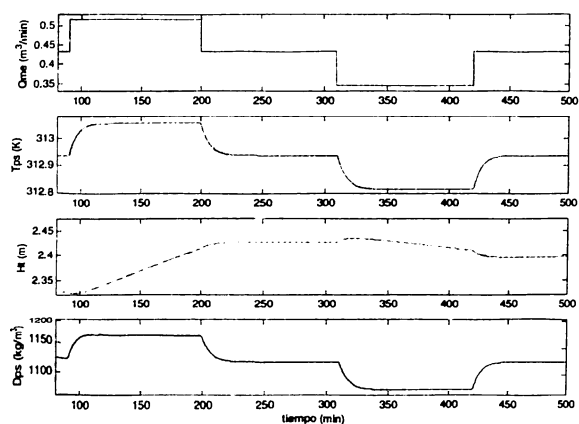


Figura 7. Respuesta del nivel, la temperatura y la densidad ante variaciones en la temperatura del mineral.

3.2 Implementación de los controladores

3.2.1 Determinación del período de muestreo

Para la investigación mediante simulación de los dos tipos de controladores seleccionados 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 et al., 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 el período de muestreo está dado aproximadamente por: $0.05(\tau + \theta)$, donde τ es la constante de tiempo dominante del proceso y θ es el tiempo de retardo.

En este caso se selecciona a partir de la primera consideración, teniendo en cuenta además, la presencia en este proceso de tres constantes de tiempo diferentes para cada una de las repuestas. Tomando la constante de tiempo de la repuesta más rápida, correspondiente al nivel H_t , el tiempo de muestreo resultó ser de 6 seg.

3.2.2 Determinación del mejor acoplamiento

Para determinar el mejor acople entre las variables de mando y las salidas se aplicó el método de la componente principal (Desphande, 1989a) en los vectores laterales derecho e izquierdo de la descomposición en valores singulares (SVD) de la matriz transferencial estacionaria del sistema. En este caso dicha matriz es la siguiente:

$$K_p = \begin{bmatrix} -25.51 & 0 & 0 \\ 1.4 & -1.05 & 0 \\ 0.4058 & 0 & -7.813 \end{bmatrix} \quad (21)$$

Cuya descomposición en valores singulares es:

$$U = \begin{bmatrix} -0.9983 & -0.0175 & -0.0549 \\ 0.0549 & 0.0010 & -0.9985 \\ 0.0175 & -0.9998 & -0.0000 \end{bmatrix} \begin{matrix} \rho_{ps} \\ T_{ps} \\ H_t \end{matrix} \quad (22)$$

$$S = \begin{bmatrix} 25.5521 & 0 & 0 \\ 0 & 7.8119 & 0 \\ 0 & 0 & 1.4977 \end{bmatrix} \quad (23)$$

$$V = \begin{bmatrix} 1.0000 & -0.0054 & 0.0032 \\ -0.0032 & -0.0002 & 1.0000 \\ -0.0054 & 1.0000 & 0.0002 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{bmatrix} \quad (24)$$

Al tomar el componente principal de cada uno de los vectores de la izquierda (U), con el correspondiente a cada uno de los vectores de la derecha (V), resulta el siguiente acoplamiento entre las variables manipuladas y controladas para este proceso:

$Q_{le}(1,0) \Rightarrow \rho_{ps}(-0,9983)$ (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).

$Q_s(1,0) \Rightarrow H_t(0,9998)$ (flujo de salida del tanque con el nivel del tanque).

3.2.3 Estrategias utilizadas en el controlador

La estrategia inicial seleccionada fue el controlador PID multilazo, aplicado al Tanque de Contacto el cual resultó ser una planta no lineal. El esquema estructural de control se muestra en la Figura 8.

El diseño del controlador se realizó a partir de las especificaciones de margen de fase y margen de ganancia y el método dado (Weng et al., 1997) para sistemas multivariantes lineales; así como a partir del método de ajuste secuencial para sistemas multivariantes lineales (Shing-Jia, 1998).

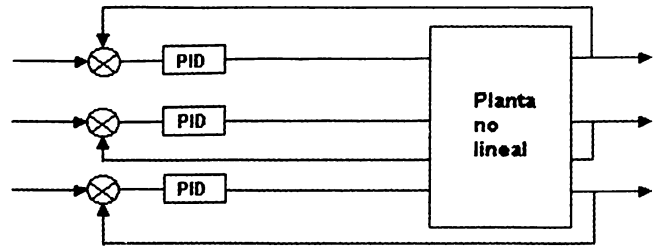


Figura 8. Sistema con controlador PID multilazo para el tanque de contacto.

Como segunda estrategia se aplicó un desacoplador estacionario para atenuar las interacciones de los lazos en el proceso de la planta completa. El esquema estructural del sistema se muestra en la Figura 9.

El diseño del desacoplador se realiza a partir del Arreglo Inverso de Nyquist siguiendo la metodología de diseño dada en (Deshpande, 1989b) la cual está basada en la teoría de la dominancia diagonal (Chenel et al., 1989). El método se fundamenta en determinar una matriz inversa de precompensación $\hat{K}_{PR}(s)$ y posiblemente una de poscompensación $\hat{L}_{PO}(s)$ de modo que la matriz transferencial inversa del lazo:

$$\hat{Q}(s) = \hat{K}_{PR}(s) \hat{G}_p(s) \hat{L}_{PO}(s) \quad (25)$$

resulte diagonalmente dominante.

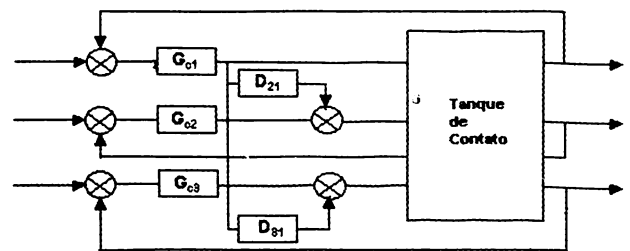


Figura 9. Sistema con desacoplamiento simplificado, en el tanque de contacto.

Una vez alcanzada la dominancia diagonal, los controladores pueden ser diseñados como en el caso SISO.

La matriz transferencial de nuestro proceso está dada por:

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} -\frac{25,51}{6s+1}e^{-0,05s} & 0 & 0 \\ \frac{1,4}{6s+1}e^{-0,05s} & -\frac{1,05}{7,5s+1}e^{-0,05s} & 0 \\ \frac{0,4058}{s}e^{-0,05s} & 0 & -\frac{7,813}{s}e^{-0,01s} \end{bmatrix} \quad (26)$$

La matriz de precompensación estacionaria $\hat{K}_{PR}(0)$ se determina mediante transformaciones fundamentales aplicadas a la matriz estacionaria del proceso $G_p(0)$. Aplicando estas transformaciones a (21) resulta:

$$\hat{K}_{PR}(s) = G(0) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ -1,33 & 1 & 0 \\ -0,054 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (27)$$

El poscompensador en este caso se tomó igual a la matriz identidad.

La Figura 10 muestra el diagrama de Nyquist para cada una de las funciones de transferencias inversa de la matriz $G_p(s)$, así como las bandas de Gershgoring correspondientes sin el precompensador incluido. Se observa que sólo la función \hat{g}_{33} no es diagonalmente dominante debido a que la banda correspondiente incluye al origen. El valor de la ganancia (f_2) al tocar las bandas del eje real negativo para el diagrama de \hat{g}_{22} es 0,902 y para \hat{g}_{33} es 1,99.

Una vez obtenida $\hat{Q}(s)$ a partir de (25) es posible trazar de nuevo las bandas de Gershgoring como se muestra en la Figura 11. Obsérvese ahora el carácter diagonalmente dominante de esta matriz, pues ninguna de las bandas incluye al punto origen.

Para evaluar el desempeño de ambos controladores (el PID multilazo y del multivariable desacoplado) en su variante estática y dinámica, se consideraron perturbaciones, tipo paso escalón tanto en la carga como en la señal de referencia. Estas perturbaciones se encuentran en el rango permisible para el proceso real.

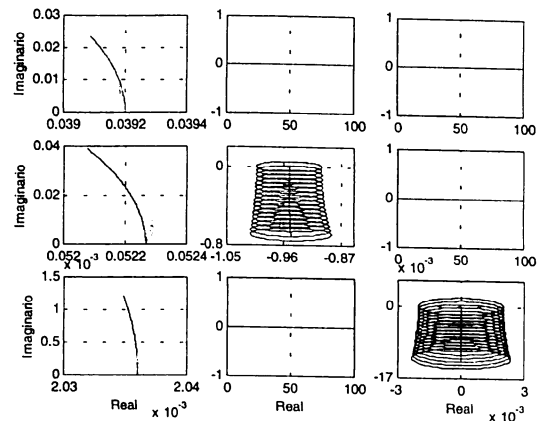


Figura 10. Diagrama de Nyquist y bandas de Gershgoring para cada una de las funciones de transferencias inversa antes de alcanzar la dominancia diagonal (sistema descompensado). $f_2 = 0,902$ y $f_3 = 1,99$.

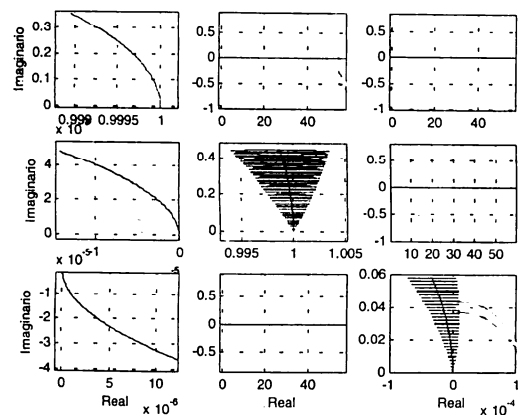


Figura 11. Diagrama de Nyquist y bandas de Gershgoring correspondientes para cada una de las funciones de transferencias inversa cuando alcanza la dominancia diagonal (sistema compensado).

Los resultados obtenidos de las simulaciones son mostrados en las Figuras 12 y 13, para las variaciones en la señal de referencia y las Figuras 14 y 15 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 de estado estable 12 minutos después de ocurrida la perturbación. El comportamiento de ambos controladores es

similar como se muestra en la Figura 12 (superior).

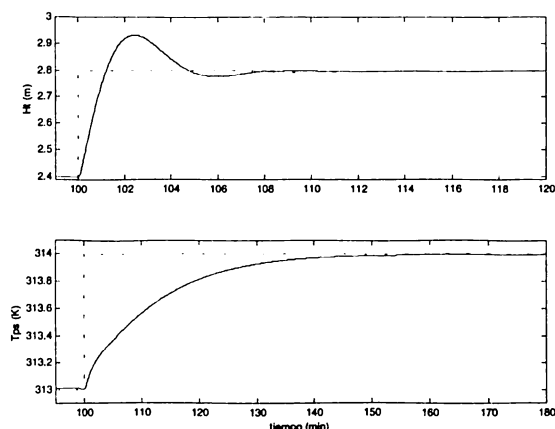


Figura 12. Efecto en el nivel H_i y la temperatura de la pulpa T_{ps} cuando se altera su valor de referencia.

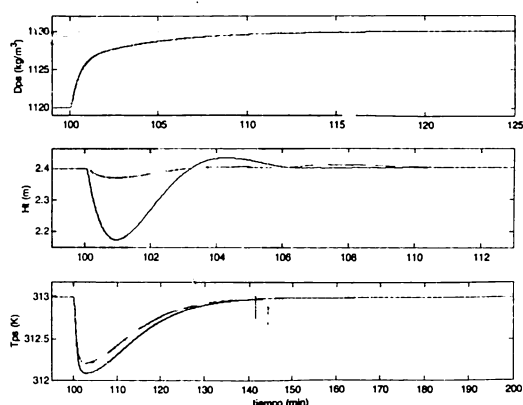


Figura 13. Efecto en la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel H_i cuando se modifica el valor de referencia de la densidad de la pulpa ρ_{ps} . (--) Controlador Multivariable, (—) Controlador PID Multilazo.

La repuesta a variaciones en la señal de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps} , Figura 12 (inferior), muestra un buen desempeño sin sobrecresta en la repuesta. Ante un cambio tipo paso de la referencia de temperatura de 313 a 314 °K, la señal de temperatura a la salida alcanza el valor final en 70 minutos. En este caso los controladores empleados mostraron un desempeño similar, como se puede apreciar en la misma Figura.

Las repuestas de la densidad ρ_{ps} , ante un cambio tipo paso de 1120 a 1130 kg/m³ en el valor de consigna son similares con ambos controladores, sin sobrecresta y con un tiempo de establecimiento de 25 minutos como se indica en la Figura 13 (superior). Ante ese cambio en el valor de consigna de la densidad, el nivel H_i , experimenta una variación máxima de 0,2 m con el Controlador PID Multilazo, lo que no ocurre cuando se emplea el Controlador Multivariable Desacoplado (estático y dinámico) como se indica en Figura 13 (intermedia). Mientras tanto, la temperatura de la pulpa T_{ps} muestra un comportamiento diferente, para cada uno de los escalones aplicados en la señal de referencia de la densidad. Así para el escalón positivo (disminución del flujo de licor Q_{le}), la temperatura de la pulpa disminuye y alcanza, nuevamente el régimen estacionario en un tiempo de casi 50 minutos. En este caso el mejor desempeño corresponde al Controlador Multivariable Desacoplado.

Veamos ahora que ocurre con el desempeño en presencia de los disturbios. Cuando el flujo de mineral a la entrada Q_{me} varía 3%, el nivel aumenta 0,025 m, cuando se utiliza el Controlador PID Multilazo. La sobrecresta se amortigua en 20 minutos; mientras tanto el Controlador Multivariable Desacoplado lo minimiza hasta 0,003 m, alcanzando nuevamente el régimen establecido en 20 minutos como muestra la Figura 14 (gráfica intermedia). La influencia de esta perturbación sobre la temperatura de la pulpa muestra mejores resultados para los controladores multivariable desacoplados, donde la sobrecresta es menor, aunque ambos controladores alcancen el régimen final al mismo tiempo como se indica en la Figura 14 (inferior). Las variaciones no superan 0,15 °K, lo que se puede considerar casi despreciable. El efecto sobre la densidad es muy pequeño (0,6 kg/m³) alcanzándose el régimen nuevamente a los 20 minutos, sin diferencia sustancial entre los mismos. Véase Figura 14 (superior). En este caso el mejor desempeño lo obtuvo el Multivariable Desacoplado dinámico para el caso de la temperatura y el PID Multilazo para el nivel y la densidad.

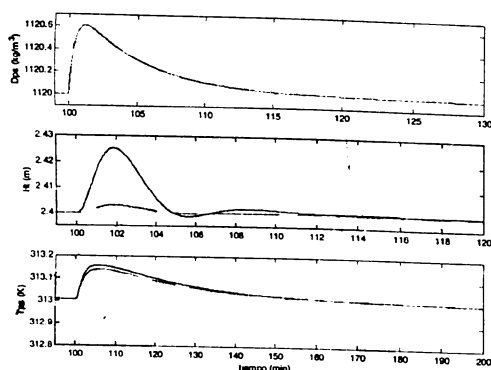


Figura 14. Influencia sobre la densidad de la pulpa ρ_{ps} , el nivel H , y la temperatura de la pulpa T_{ps} cuando ocurre una perturbación del flujo de mineral Q_{me} . (--) Controlador PID Multilazo, (—) Controlador Multivariable.

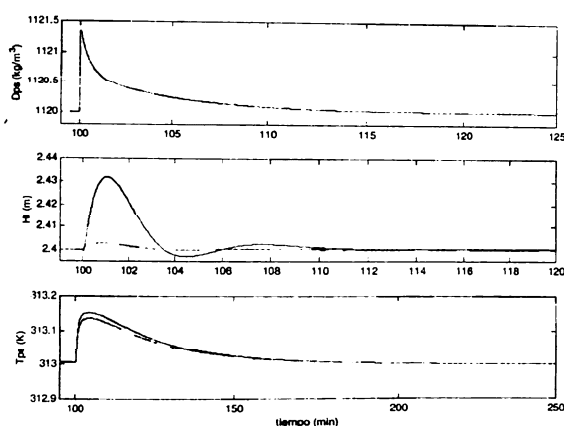


Figura 15. Influencia sobre la densidad de la pulpa ρ_{ps} , el nivel H , y la temperatura T_{ps} cuando ocurre una perturbación en la densidad del mineral ρ_{me} . (--) Controlador Multivariable, (—) Controlador PID Multilazo.

Al perturbar la densidad del mineral ρ_{me} , el nivel varía $\pm 0,035$ m y alcanza nuevamente su régimen estable después de 20 minutos, con una sobrecresta inicial que se amortigua a los 18 minutos como se muestra en Figura 15 (intermedia). Las variaciones en la temperatura de la pulpa en este caso es de $\pm 0,15$ °K para la respuesta del Controlador PID Multilazo y de $\pm 0,12$ °K para el Controlador Multivariable Desacoplado, el tiempo de establecimiento es menor, lográndose mejor estabilidad como se

muestra en Figura 15 (inferior). La densidad de la pulpa varía $\pm 1,4$ kg/m³ y en un corto período de tiempo alcanza nuevamente el régimen establecido ver Figura 15 (superior). Estas variaciones son aproximadamente las mismas para ambos controladores. El mejor desempeño aquí corresponde al Multivariable Desacoplado dinámico para el caso de la temperatura y al PID multilazo para el nivel y la densidad.

4 CONCLUSIONES

La simulación del proceso con parámetros reales tomados experimentalmente de la planta mostró un desempeño para cada una de las variables alrededor de su régimen nominal de operación acorde con el proceso real, induciéndose de ahí el carácter adecuado del modelo al proceso real.

El método de ajuste secuencial del Controlador PID Multilazo, diseñado para una planta lineal, fue más preciso que los otros empleados en el entorno multivariable al ser aplicado a una planta no lineal.

El diseño del desacoplamiento a partir del Arreglo Inverso de Nyquist para el sistema propuesto 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.

El comportamiento del sistema ante variaciones en las consignas de entrada mostró un comportamiento similar para todos los controladores empleados.

El 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.

REFERENCIAS

- Chang, A. *Consideraciones Sobre la Termodinámica del Proceso de Lixiviación Carbonato-amoniaca*. Revista Minería y Geología, 3, Moa, Cuba. 1986.

- Chen, C. L.; Monro, N. *Procedure to Achieve Diagonal Dominance Using a PI/PID Controller Structure*. International Journal of Control, 50, (5), 1771-1792. 1989.
- Deshpande, P. B. *Multivariable Process Control*. North Carolina, Instrument Society of America. 1989a.
- Deshpande, P. B. *Multivariable Process Control*. North Carolina, Instrument Society of America. 1989b.
- Garcia, C. *Identificação de Sistemas e Estimação de Parâmetros*. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Cap. 5. 2000.
- Garcia, C. *Modelación y Simulación de Procesos Industriales y de Sistemas Electromecánicos*. EDUSP. Sao Paulo. 1997.
- Guzmán, D. *Modelación y simulación del sistema de mezclado en el proceso de lixiviación carbonato-amoniaco con minerales lateríticos cubanos*. Minería y Geología, 16, (3). Moa, Cuba. 2000.
- Guzman, D. *Modelagem matemática e Controle multivariável do Tanque de Contato empregado no processo de lixiviação dos minerais níquelíferos*. Boletim Técnico BT/PEE/9904, ISSN-1413-2206. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. 1999.
- Hwang, D. Sh.; Hsu, P. L.. A. *Practical Design for a Multivariable Proportional-Integral Controller in Industrial Applications*. Ind. Eng. Chem. Res. 36. 1997.
- Hwang, S. H. *Geometric Interpretation and Measures of Dynamic Interactions in Multivariable Control Systems*. Ind. Eng. Chem. Res. 34, 225. 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. 1997.
- Ogunnaike, B. A., RAY, W. H. *Process Dynamics, Modeling and Control*. New York: Oxford University Press. 1994.
- Recica, V. *Automatic Tuning of Multivariable PID Controller*. Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology, Lund Sweden. 1998.
- Seborg, D. E., Edgar, T.F., Mellichamp, D.A. *Process Dynamics and Control*. New York: John Wiley & Sons. 1989.
- Shing-Jia, S., Shyh-Hong, H. *Sequential Design Method for Multivariable Decoupling and Multiloop PID Controllers*. Ind. Eng. Chem. Res. 37, 107-119. 1998.
- Smith, C. A., Corripio, A. B. *Principles and Practice of Automatic Process Control*. New York: John Wiley & Sons Inc. 1997.
- Weng, K. H., Tong H. L., Oon P. G. *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 Engenharia Eletrônica*. Dssertação de Mestrado. São Paulo-SP. 1997.