

# Algoritmos y Sistemas de Control Borroso Aplicados en una Planta de Calcinación de la Industria de Producción de Níquel

Ph.D.Dr.Sc. Ing. Antonio Faustino Muñoz Moner \* †

## Resumen

Los hornos rotatorios de calcinación constituyen procesos multivariados caracterizados por una gran incertidumbre y fuerte no linealidad en su comportamiento. Los principales objetivos del control en los mismos son garantizar la calidad del producto final y lograr un ahorro de energía, lo que se obtiene manteniendo un perfil de temperaturas adecuado y una buena combustión. En el presente trabajo se presentan los resultados alcanzados con la simulación del control borroso de un horno de calcinación de níquel empleando un software propio que se corresponde con una estructura clásica de controlador borroso. Se realiza una comparación de estos resultados con los que se obtienen mediante la utilización de un algoritmo PI discreto ya implementado y otros paradigmas de control tales como robusto y óptimo, observándose que el control borroso ofrece respuestas más suaves.

**Palabras claves:** *Control borroso, proceso de calcinación, algoritmo de control PI discreto.*

## Abstract

Calcination rotating kilns constitute multivalued processes which are characterized by uncertainty and a strong nonlinearity on their behavior. The main objectives of controlling such processes are to guarantee the quality of the final product and to save energy. This is possible by keeping an appropriate temperature profile and a good combustion. This work presents the results obtained by the simulation of the fuzzy control of a nickel calcination kiln using a software which corresponds to the classical structure of a fuzzy controller. A comparison of these results with those obtained by using a discrete PI algorithm, already implemented, and other control paradigms such as optimal and robust is made. The results show that fuzzy control offers smoother responses.

**Key words:** *Fuzzy control, calcination process, control discrete PI algorithm.*

## 1 Introducción

En la Industrial del Níquel Cubana existen dos tipos de procesos industriales para la obtención de níquel a partir del mineral laterítico, en uno de ellos, el que emplea la lixiviación amoniacal, uno de los equipos más importantes es el horno rotatorio de calcinación, en el cual se obtiene como producto final un óxido de níquel bajo en azufre; lo que se logra mediante un flujo a contracorriente entre el material alimentado y los gases producto de la | en el pasado se han

---

\* Universidad Autónoma de Bucaramanga, Coordinador de la Facultad de Ingeniería Mecatrónica, Docente-Investigador del Laboratorio de Cómputo Especializado - División de Ciencias Naturales e Ingeniería, amunozm@bumanga.unab.edu.co

aplicado diferentes estrategias de control convencional, que no han tenido éxito, entre otras causas, debido a que han estado constituidas por lazos de control individuales (inconexos), sin compensaciones, lo que afecta la estabilidad de los sistemas multivariables, como éste.

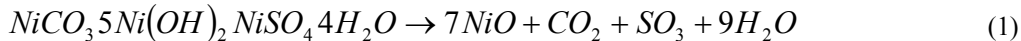
El proceso tecnológico de calcinación de níquel es un proceso muy complejo, pues su naturaleza no lineal, distribuida y variable en el tiempo hace imposible la obtención de un modelo matemático preciso, utilizable para fines de control. Esto ha llevado a apelar al desarrollo de estrategias de control que no requieren de modelos clásicos, entre ellas técnicas de inteligencia artificial basadas en la experiencia de operación manual (humana) del proceso.

El control borroso constituye un método de emular el comportamiento humano cuando se controlan procesos complejos, especialmente adecuado para sistemas con un alto grado de incertidumbre, los cuales a menudo son controlados exitosamente por operadores humanos, quienes utilizan como estrategia de control reglas lingüísticas.

Este artículo describe los ensayos realizados a escala de simulación (con datos reales) para el control borroso del horno mencionado, con el objetivo de obtener conclusiones preliminares para la posible implementación del algoritmo en un sistema de supervisión y control en tiempo real.

## 2 Breve descripción del proceso de calcinación en el horno (kiln)

El proceso de calcinación de níquel constituye una importante etapa dentro de esta planta niquelífera, la cual usa como materia prima mineral laterítico y lixiviación amoniaca. En este proceso se obtiene óxido de níquel a partir de carbonato básico de níquel en un horno rotatorio (kiln). En la primera etapa dentro del horno el material se seca, eliminándose totalmente el agua libre y parcialmente la de constitución de las moléculas. En la segunda etapa ocurre la calcinación consistente en la descomposición del carbonato, la cual se puede representar por la siguiente ecuación:



En la etapa final (la 3ra.) tiene lugar la combustión, donde la temperatura alcanza valores entre 1000 y 1400 °C, aquí ya se obtiene el producto final que pasa a la zona de enfriamiento antes de su descarga.

Existe invariablemente incertidumbre en las características del material procesado que pueden atribuirse al contenido de humedad variable y a la naturaleza también variable de su composición química. El proceso de calcinación es por tanto no lineal y no estacionario por naturaleza.

El horno que analizamos (ver fig. 1), consiste en este caso concreto en un cilindro rotatorio de acero de 56 m de longitud y 3.5 m de diámetro, éste posee una ligera inclinación con respecto a la horizontal y está revestido interiormente con aislante refractario. Dicho cilindro rota a una velocidad constante de 48 rph y el material es alimentado por el extremo superior. La inclinación del cilindro y su rotación permiten que el material se desplace a través de las distintas zonas (etapas antes descritas).

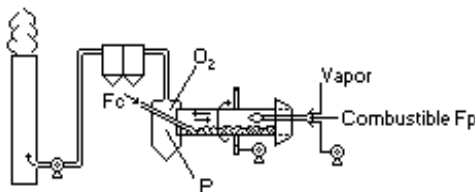


Fig.1 Horno rotatorio de calcinación.

El calor en el horno se provee mediante la combustión de petróleo atomizado con vapor y mezclado con aire en un quemador situado en la parte inferior. Los gases que se producen durante el proceso son extraídos continuamente mediante un ventilador de tiro inducido, por la parte superior; mientras que el polvo arrastrado por éstos se recupera en un ciclón y un precipitador electrostático dispuestos en serie y se devuelve al horno a través de transportadores sinfín.

La operación del horno debe cumplir los siguientes objetivos:

- Obtener un producto con calidad, lo que se expresa a través de las especificaciones siguientes:

Níquel  $\geq 76 \%$

Azufre  $\leq 0.03 \%$

Hierro  $\leq 0.70 \%$

Cobalto  $\leq 1.30 \%$

Densidad: 275 - 285 g/cm<sup>3</sup>

- Obtener la mayor cantidad posible de producto en la unidad de tiempo.
- Consumir la menor cantidad posible de petróleo.

Según la experiencia, acumulada durante años por el personal encargado del trabajo del horno para obtener un producto con calidad, es decir, dentro de las especificaciones dadas se deben tener en cuenta los tres aspectos principales siguientes:

- Mantener cierto perfil dado de temperaturas dentro del horno.
- Lograr una buena combustión.
- Mantener una alimentación estable.

El proceso de intercambio calórico tiene como fuerza motriz el gradiente de temperatura dentro del horno, y es el principal factor en la obtención de un producto con la calidad requerida. Es por esto que es importante mantener el perfil de temperaturas dentro del horno. A su vez, en la práctica, este perfil está gobernado por la temperatura en la zona de secado.

Para operar con un consumo mínimo posible de petróleo es decir de forma eficiente, se debe lograr una combustión adecuada. Esto se consigue manteniendo una relación correcta aire-petróleo-vapor de atomización. Una combustión adecuada garantiza además una atmósfera favorable dentro del horno para la reacción química y evita la presencia de azufre en el producto calcinado. Entre el 20 - 40 % del aire necesario para la combustión (aire primario), se introduce en el horno junto con el combustible, la otra parte del aire necesario (aire secundario), se obtiene mediante el tiro inducido y penetra al horno a través del sistema de descarga del producto final, contribuyendo a su enfriamiento, por tanto entra caliente al horno. Por otra parte el tiro inducido modifica la forma de la llama, lo que permite transportar calor de una zona a otra del horno.

En cuanto a producir la mayor cantidad posible de óxido, esto se logra manteniendo un flujo alto y estable de material dentro del horno, lo que depende básicamente de la operación de los equipos precedentes, así como de los otros subprocesos de la planta.

En el pasado, en este mismo horno objeto de nuestra investigación se implementaron diferentes estrategias de control clásico las cuales no tuvieron éxito. La dirección de la empresa atribuye esto fundamentalmente a la concepción de aquellos sistemas de control, formados por lazos separados para las variables sin tener en cuenta las interacciones mutuas entre éstas. Al realizarse nuestros trabajos la operación está totalmente en manos de los operadores.

Para propósitos de modelado y control es necesario caracterizar al proceso con un enfoque sistémico (de caja negra): estados, entradas, salidas. De entre las principales variables de estado y de control del horno, se seleccionaron como variables de entrada: el cambio en el flujo de petróleo

( $\Delta Fp$ ), el cambio en la presión de tiro ( $\Delta P$ ), el flujo másico de carbonato alimentado o carga ( $Fc$ ), la humedad ( $Hc$ ) y la composición del mismo ( $Cc$ ), de ellas las dos primeras son variables de acción, en tanto que las últimas son consideradas perturbaciones, y como variables de salida se tomaron la temperatura de la zona de secado ( $T3$ ) y el porcentaje de oxígeno en los gases de salida ( $O2$ ).

En la fig.2 se muestra un esquema en bloques que representa el proceso del horno como “caja negra”

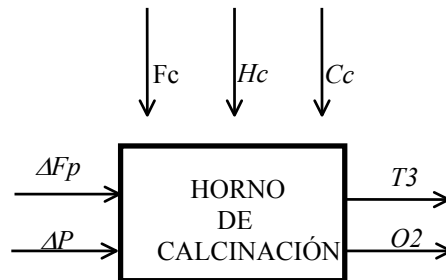


Fig.2 Proceso de calcinación como “caja negra”.

### 3 Estrategia de control del horno

Nuestro controlador borroso posee una estructura conceptual clásica [3], puede trabajar con cualquier número de variables de entrada y salida, (solo limitado por la memoria disponible), cuyos universos de discurso pueden tener cualquier número de particiones con funciones de pertenencia de diferentes tipos, tales como: triangulares, trapezoidales, gaussianas, exponenciales y sigmoideas. Además permite la selección de dos operadores composicionales sup-min y sup-producto y es capaz de admitir los datos de diferentes formas: teclado, programa, fichero, memoria y puerto. La complejidad, diversidad e interrelación de las funciones de control de la planta de calcinación, exige el empleo de herramientas computacionales que permitan ampliar las aplicaciones y recursos en un ambiente integrado. Por otro lado, no solo se requiere herramientas de dibujo, sino también con algún grado de inteligencia en el diseño, validando las acciones realizadas para facilitar la tarea del control. De esta forma se permite interacción entre distintas funciones, facilitando un trabajo concurrente sobre la misma fuente de información, tal como ocurre al incorporar Sistemas de Información del proceso de calcinación en las diversas tareas de la Ingeniería de control, para lo que se requiere interactuar con datos propios de la planta industrial y con datos de referencia. [1, 2, 3].

En el desarrollo se ha utilizado MicroStation 95 [4, 5], un software CAD profesional para dos o tres dimensiones (2D/3D), orientado al dibujo, diseño, visualización, modelación, análisis y administración de bases de datos. Entre otras características de esta plataforma se pueden señalar las siguientes:

- Operación en diversas máquinas: Microcomputadores, Macintosh, Silicon Graphics, DEC ALFA.
- Operación en múltiples sistemas operativos: DOS, Windows 3.x, Windows 95, Windows NT, IBM-OS/2 Warp, IRIX.
- Portabilidad de sistemas, requiriendo solamente recompilación de archivos fuentes.
- Capacidad de comunicación con otras aplicaciones a través de estándares.
- Utilización de herramientas de programación para aplicaciones específicas.



El modelo de Base de Datos se ha diseñado con la flexibilidad adecuada para los requerimientos de los estudios que se realizan en plantas, permitiendo incorporar y/o modificar los elementos típicos que constituyen un sistema industrial.

En la Base de Datos Externa se han definido dos tipos de tablas: Tablas tipo Biblioteca, que almacenan un conjunto de datos básicos conteniendo la estructura del sistema; y Tablas tipo Diagrama, que contienen los datos de la planta de calcinación a simular.

En las tablas tipo Biblioteca se encuentra las tablas: Componentes, que contiene el conjunto de elementos tales como cargas, agregados, procesos, etc. Modelos, que contiene los modelos asociados a cada uno de los componentes (modelo  $\Pi$ , secuencia positiva, secuencia negativa, límites, etc.). Parámetros, que contiene cada uno de los parámetros asociados a un determinado modelo. Por ejemplo: X, R,  $V_{m\acute{a}x}$ , T,  $f_p$ , módulo de Z, ángulo de Z, etc. (la tabla Parámetros del Diagrama contiene el valor de dichos parámetros). Finalmente, la tabla de Subsistemas, que contiene una agrupación genérica de componentes, orientada a subsistemas, por ejemplo: combustión, secado, etc.

Bibliotecas de células, es parte de la base de datos y contienen el conjunto de células o símbolos gráficos utilizados por un determinado espacio de trabajo.

Biblioteca de Ajustes o Simbología, contiene un conjunto de variables por cada elemento, agregado, proceso (células, líneas tecnológicas, etc.).

La base de conocimiento y especialmente la partición borrosa de las variables, se obtuvieron a partir de los criterios de operadores experimentados. La partición borrosa de las variables de entrada y salida se muestra en la fig.3. Como puede verse, elegimos funciones de pertenencia de forma trapezoidal, donde:

- |                 |                     |
|-----------------|---------------------|
| MB: Muy baja(o) | DM: Disminuir Mucho |
| B: Baja (o)     | D: Disminuir        |
| N: Normal       | M: Mantener         |
| A: Alta(o)      | AU: Aumentar        |
| MA: Muy Alta(o) | AM: Aumentar mucho  |

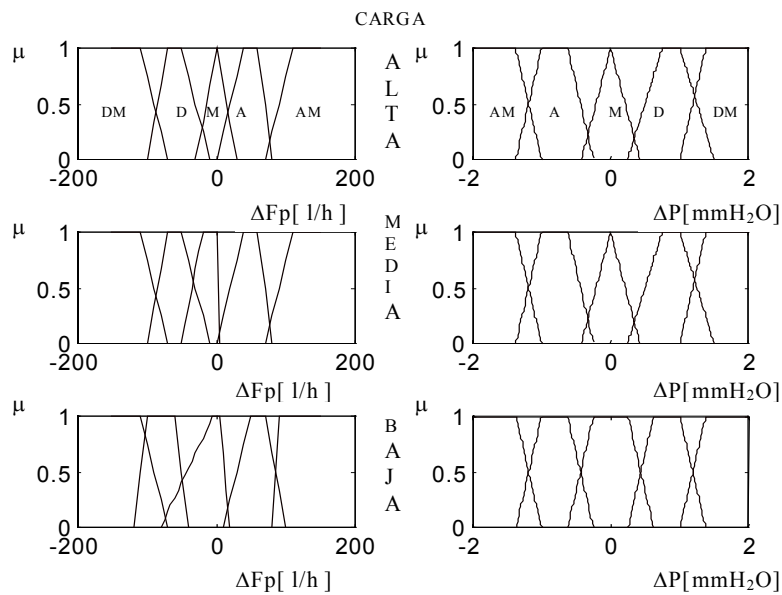


Fig. 5 Partición borrosa de las variables.

La base de reglas está integrada por 75 reglas agrupadas en 3 “sub-bases” de 25 reglas, para cada uno de los tres rangos de carga considerados (Baja, Media y Alta):

- Baja (7 a 10 t/h)
- Media (11 a 15 t/h)
- Alta (16 a 20 t/h)

En este caso existen “metareglas” de inferencia clásicas (no borrosas), que conmutan a cada una de las tres sub-bases de reglas independientes. Lo que se explica a continuación valdría cualitativamente para cualquiera de ellas. El rango distintivo entre las tres sub-bases de reglas viene dado por el hecho de que, ante igual antecedente tienen en general diferente consecuente.

Siendo el proceso de múltiple entrada-múltiple salida y teniendo en cuenta las interacciones entre las variables, optamos por un controlador también de M.E.M.S., en el que cada regla puede ser expresada mediante una sentencia lingüística de la forma:

$$\text{IF (X is } A_i \text{ AND Y is } B_i \text{) THEN (Z1 is } C_i \text{ , Z2 is } D_i \text{), } i=1,2,\dots,25 \quad (2)$$

Donde:

X e Y : variables lingüísticas que representan las dos variables de estado del proceso.

Z1 , Z2 : variables lingüísticas que representan las variables de control.

Ai , Bi , Ci , Di : conjuntos borrosos en los universos de discurso U, V, W, S, respectivamente.

El antecedente forma un conjunto borroso  $A_i \times B_i$  en el espacio producto  $U \times V$ . El consecuente es la unión de dos acciones de control independientes, es decir, el algoritmo de control funciona como el de dos controladores borrosos de múltiple entrada y simple salida separados. Por tanto la i-ésima regla RiMIMO puede representarse como una implicación borrosa

$$R_{iMIMO} : ( A_i \times B_i ) \rightarrow ( Z1 \times Z2 ) \quad (3)$$

Una de las sub-bases que integran la base de reglas, representada en forma de arreglo, resulta como sigue:

Tabla 1. - Sub-base de reglas para carga baja

→ T3

		MB		B		N		A		MA	
		ΔFp	ΔP	ΔFp	ΔP	ΔFp	ΔP	ΔFp	ΔP	ΔFp	ΔP
↓ O2	MB	MA	AM	MA	AM	D	MA	DM	MA	DM	MA
	B	AU	AM	AU	AM	MA	AU	D	MA	DM	D
	N	AU	AU	AU	AU	MA	MA	D	D	DM	D
	A	AM	M	A	M	M	DM	M	DM	M	DM
	MA	AM	A	AM	M	M	DM	D	D	DM	DM

Una regla típica de esta sub-base sería, por ejemplo

R4 : Si T3 es MB (“Muy Baja”) Y O2 es A (“Alto”) ENTONCES ΔFp es AM (“Aumentar mucho”); ΔP es M (“Mantener”)

$$(4)$$

Para la toma de decisiones se tomó el operador composicional “sup-min” (Zadeh), de forma tal que:

$$R = \left\{ \bigcup_{i=1}^{25} R_{MIMO}^i \right\} = \left\{ \bigcup_{k=1}^2 \bigcup_{i=1}^{25} [(A_i \cdot B_i) \rightarrow Z_k] \right\} \quad (5)$$

La estrategia de desemborronado empleada es el centro de gravedad

$$U_i^\circ = \frac{\int \mu(U_i) dU_i}{\int d\mu} \quad (6)$$

Donde:

$U_i$  : iésima variable de salida (acción)

$U_i^\circ$  : valor determinista de  $U_i$  para algún vector de entrada dado.

$\mu(U_i)$  : función de pertenencia que representa la distribución posibilística de salida resultante de la unión R.

#### 4 Simulación del control del horno, modelo aproximado

Ante la necesidad de realizar experimentos sobre un modelo computacional, se simuló el proceso mediante un modelo clásico determinista que se obtuvo a partir de la respuesta dinámica del kiln ante cambios en escalón de las entradas, utilizando el clásico método de la curva de reacción. Esta forma de representación constituye, de hecho, una simplificación aproximada debido a que, como antes explicamos, el horno está sometido a perturbaciones aleatorias que no pueden ser cuantificadas y además la respuesta del proceso ante cambios en las entradas de control es no lineal, extremadamente variable y depende de las condiciones prevalecientes en el horno de acuerdo al modelo se encuentran canales que al variar la carga en un amplio diapasón, sus parámetros  $T_3$ ,  $H_c$  y  $O_2$ , presentan una dinámica de acuerdo a las funciones de transferencia obtenidas.

Tomamos las funciones de transferencia [5], siendo las mismas de segundo orden, tal como se aprecia en (7).

$$\begin{aligned} \frac{\Delta T_3(s)}{\Delta Fp(s)} &= \frac{K_1}{(T_1s + 1)(T_2s + 1)} \\ \frac{\Delta O_2(s)}{\Delta Fp(s)} &= \frac{K_2}{(T_3s + 1)(T_4s + 1)} \\ \frac{\Delta T_3(s)}{\Delta P(s)} &= \frac{K_3}{(T_5s + 1)(T_6s + 1)} \\ \frac{\Delta O_2(s)}{\Delta P(s)} &= \frac{K_4}{(T_7s + 1)(T_8s + 1)} \end{aligned}$$

(7)



Sobre la base del modelo del proceso previamente definido, el esquema general del sistema de control a simular es el descrito en la fig.6.

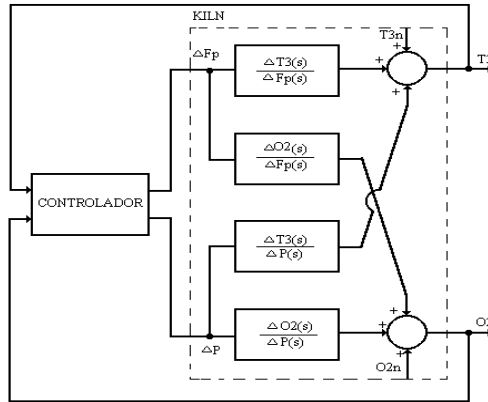


Fig. 6 Esquema del sistema de control simulado.

Para cada rango de carga (baja, media y alta) [5], se tomó de un juego de valores de los parámetros del proceso  $K$ ,  $T1$ ,  $T2$ , según se muestra en la tabla 2, atendiendo a que el comportamiento del horno varía de una condición de carga a la otra.

Tabla 2. Parámetros de las funciones de transferencia del proceso

Carga	$K1$ (°C/l/h)	$K2$ (%/l/h)	$K3$ (°C/mm H <sub>2</sub> O)	$K4$ (%/mm H <sub>2</sub> O)	Const. De tiempo (min)							
					$T1$	$T2$	$T3$	$T4$	$T5$	$T6$	$T7$	$T8$
Baja	0,7	-0,004	-44	-0,3	3	2	0,5	1	3	2	1	2
Media	0,6	-0,005	-36	-0,4								
Alta	0,7	-0,006	-24	-0,5								

El modelo entre las perturbaciones  $F_c$ ,  $H_c$  y  $C_c$  y las variables controladas  $T3$  y  $O2$  se describe a través de las funciones de transferencia ya identificadas :

$$T3(s)/F_c(s) = \frac{0.1063s^2 - 0.4251s + 0.4251}{s^2 + 0.5823s + 0.1179} ; \quad T3(s)/H_c(s) = \frac{3.604}{5.101s + 1}$$

$$O2(s)/F_c(s) = \frac{-0.0121s^2 + 0.0483s - 0.0483}{s^2 + 0.5823s + 0.1179} ; \quad O2(s)/H_c(s) = \frac{-0.4097}{5.103s + 1}$$

$$T3(s)/C_c(s) = \frac{0.51s + 0.25}{s^2 + 0.84s + 0.142} ; \quad O2(s)/C_c(s) = \frac{1.33s + 0.72}{s^2 + 0.633s + 2.147}$$

Para la simulación de dichas perturbaciones durante las pruebas se utilizó la señal escalón, con la condición de variación de un 20% respecto a los parámetros reales; la identificación se realizó de acuerdo al algoritmo que aparece en la fig. 7

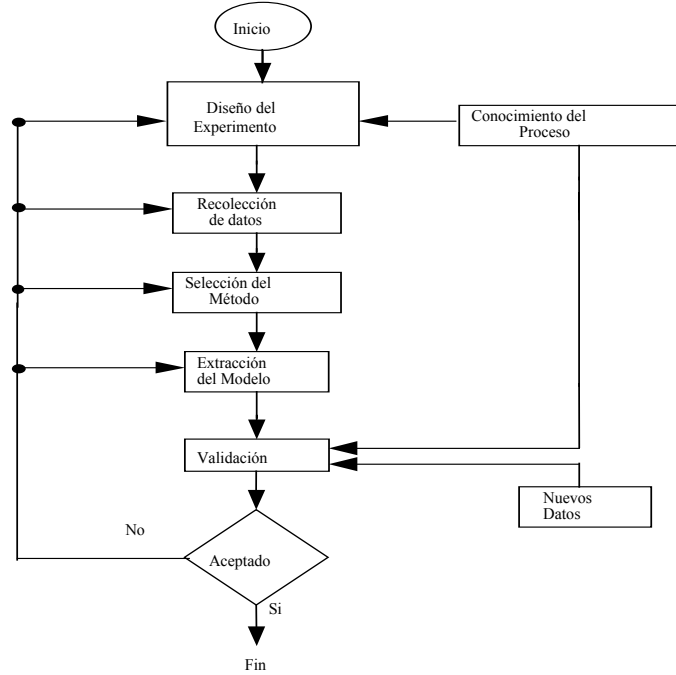


Fig. 7 Algoritmo de identificación

Para el control borroso, el bloque llamado controlador posee una estructura clásica que aparece en la fig. 8.

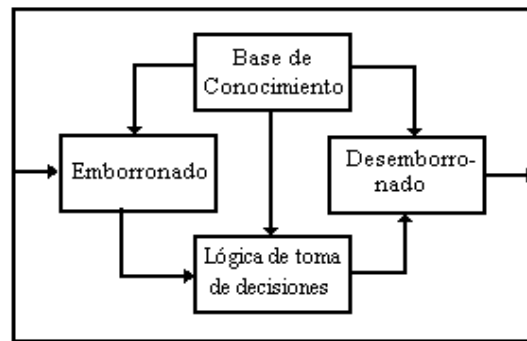


Fig. 8 Estructura interna del regulador borroso.

Cuando se emplean reguladores PID, la estructura resulta ser la que se muestra en la fig. 9, donde se utilizaron desacopladores para eliminar las interacciones. En ella ET3 es el error de T3 y EO2 es el error de O2.

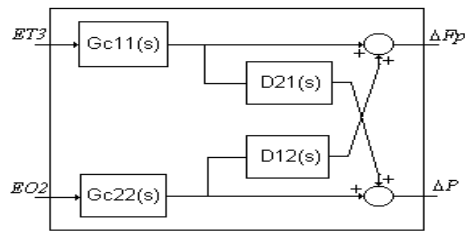


Fig. 9 Estructura interna del regulador PI.

Para facilitar la modificación de los setpoints de T3 y O2, se previó una interfaz de operación la cual permite variarlos sin interferir con el controlador y que cumple con el criterio de rendimiento denominado mínima integral del valor absoluto del error (IAE), definida por la siguiente ecuación:

$$I A E = \int_0^{\infty} |e| dt$$

donde e es el error definido por  $e = r - c$ ; por la tanto IAE es el área total subrayada en la Fig. 10.

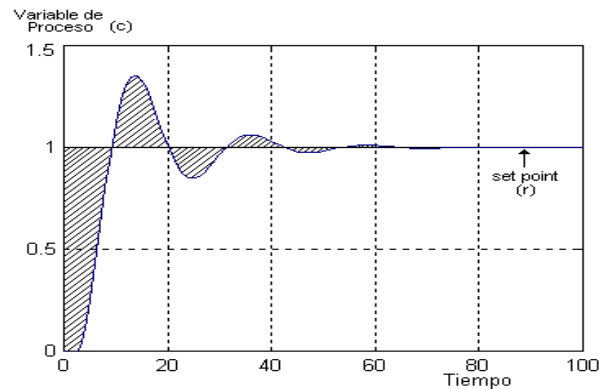


Figura 10. Descripción del criterio de rendimiento IAE.

Los resultados de la comparación con la aplicación del criterio IAE se muestra en las tablas 3, 4, 5 y 6 donde se ajustaron los parámetros de control para cada caso por el método de Ziegler-Nichols, en base al modelo nominal del proceso. El análisis del comportamiento se realizó de acuerdo a los indicadores siguientes:

- Ganancia del proceso .....K
- Tiempo de establecimiento.....Tss.
- Máximo sobrepaso en % .....Mp
- Integral absoluta del error.....IAE (Mejora (%))

K	Tss	Mp	Mejora (%)
0.14	210	23	42.3
0.24	200	33	47.3
0.34	200	61	44
0.44	245	192	46
0.65	400	200	49

Tabla 3. Resultados de la aplicación del criterio IAE para el Control Convencional

K	Tss	Mp	Mejora (%)
0.14	210	23	97
0.24	200	33	98
0.34	200	61	99.4
0.44	245	192	98
0.65	400	200	96

Tabla 4. Resultados de la aplicación del criterio IAE para el Control Borroso

K	Tss	Mp	Mejora (%)
0.14	210	23	75
0.24	200	33	84
0.34	200	61	91
0.44	245	192	96
0.65	400	200	92

Tabla 5. Resultados de la aplicación del criterio IAE para el Control Robusto

K	Tss	Mp	Mejora (%)
0.14	210	23	92
0.24	200	33	97
0.34	200	61	96
0.44	245	192	89
0.65	400	200	84

Tabla 6. Resultados de la aplicación del criterio IAE para el Control Óptimo

Los resultados del estudio comparativo demostraron que la causa principal que determina la baja precisión y la presencia ocasionalmente de oscilaciones o respuestas extremadamente lentas de los distintos sistemas de control son los controladores determinísticos (de parámetros fijos) para regular un proceso cuyas características dinámicas varían en alto grado; y en el caso del control borroso, al evaluar las diferentes variantes posibles, se llega a la conclusión, que es la más adecuada como se verifica en los resultados de las tablas anteriores.

Las funciones de transferencia de los distintos bloques son las que aparecen a continuación. Los valores de ganancia  $Kp_j$  y de tiempo de integración  $Ti_j$  varían en el intervalo señalado para los distintos rangos de carga.

$$Gc_{11}(s) = Kp_1 \left( 1 + \frac{1}{Ti_1 s} \right) : Kp_1(1.6 - 2), Ti_1(7.3 - 8.7)$$

$$Gc_{22}(s) = Kp_2 \left( 1 + \frac{1}{Ti_2 s} \right) : Kp_2(-2.94 a -4.18), Ti_2(4 - 4.72)$$

(8)

$$D_{21}(s) = -146.6 \left[ \frac{(0.33s + 0.33)}{(s + 0.33)} \right]$$

$$D_{12}(s) = 0.0684 - \left[ \frac{(0.074s + 0.0627)}{(0.5s^2 + 1.5s + 1)} \right]$$

En este caso el ajuste de los reguladores se hizo empleando el método BLT (Biggest Log Modulus Tuning) propuesto por R. Luyben [1]. Para ambos algoritmos el período de muestreo elegido fue de 0.05 segundos.

## 5 Experimentos de simulación

Se realizaron varios ensayos para demostrar la eficiencia del regulador borroso propuesto para el control del horno, ante la presencia de diferentes perturbaciones, en igualdad de condiciones con el caso en que se emplea un controlador PI discretizado.

La figura 11 ilustra los resultados obtenidos cuando se ha producido una disminución brusca de la temperatura en la zona de secado (de 20 °C), como consecuencia de un aumento de la humedad del carbonato alimentado. En este caso la carga del horno es de 17 t/h y el valor prescrito se situó en 540 °C para T3 y en 1% para el O2. La respuesta del sistema cuando se emplea el controlador borroso presenta un error a estado estacionario de 1,9 % para T3 y de 9 % para el O2.

La figura 12 muestra la respuesta del sistema cuando se ha producido un aumento brusco de la temperatura en la zona de secado (20 °C), producto digamos de un cambio en la composición del carbonato alimentado. La carga del horno es de 8 t/h y se tomaron como valores prescritos T3 = 510 °C y O2 = 0.9 %. Aquí puede apreciarse que la respuesta para el regulador borroso presenta un error a estado estacionario de un 2 % para la temperatura y de un 4 % para el oxígeno; mientras que la respuesta para el PI tiene una gran precisión.

En la figura 13 aparecen los resultados alcanzados para ambos casos ante un aumento brusco de la carga en 1 t/h; la carga en el horno es de 12 t/h y los valores prescritos son: T3 = 520 °C y O2 = 0.95 %. En las mismas se aprecia también error a estado estacionario aunque menor que en las experiencias anteriores; 0.6 % para T3 y 1 % para el O2.

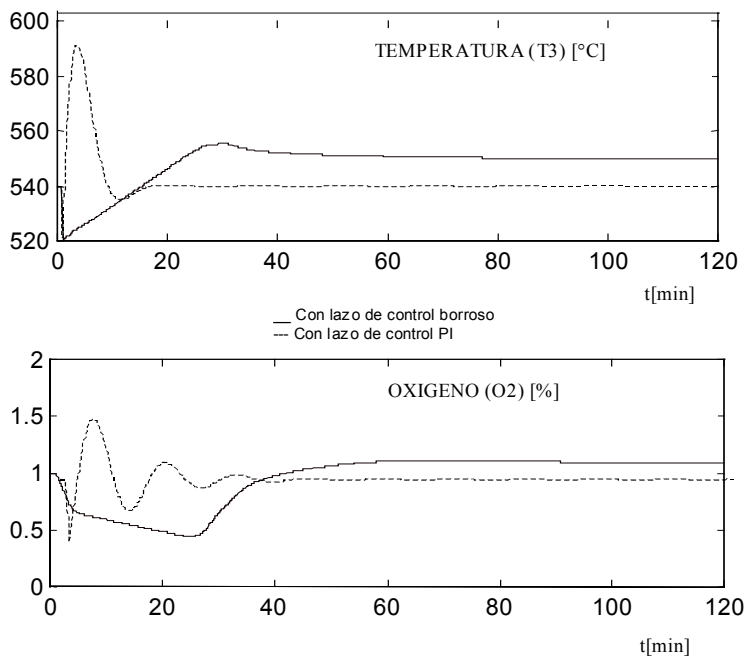


Fig. 11 - Simulación en carga alta ante un cambio brusco de la humedad del material alimentado.

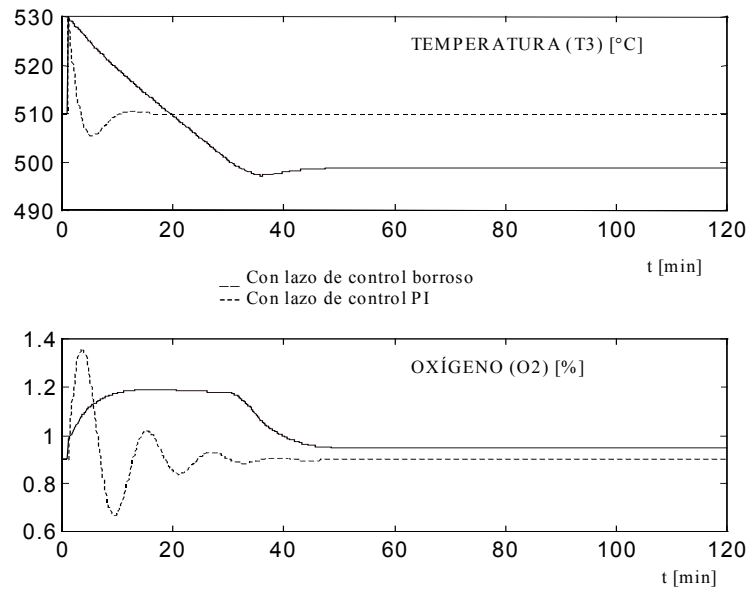


Fig.12 - Simulación en carga baja ante un cambio en la composición del material alimentado.

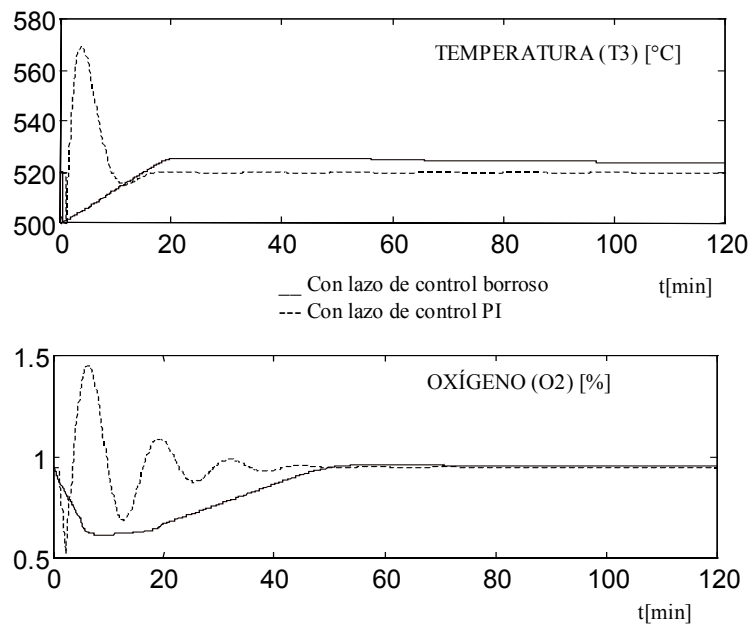


Fig. 13 - Simulación en carga media ante un aumento de carga.

## 6 Conclusiones

Como se aprecia en las simulaciones realizadas la respuesta del sistema cuando se emplea el controlador borroso es mas lenta y presenta error a estado estacionario, en tanto que la respuesta para el PI, es mas rápida y precisa pero presenta un mayor sobrepaso y en el caso del oxígeno mayores oscilaciones. En general debe señalarse que la respuesta del sistema cuando se emplea el regulador borroso es satisfactoria teniendo en cuenta que nunca las desviaciones sobrepasan la norma establecida en el manual de operación del horno [8], para estas variables: T3 (480 - 610) y O2 (0.3 - 2.5).

Los resultados obtenidos, nos permiten evaluar de satisfactoria la prueba realizada para la implementación práctica del control borroso en el horno de calcinación estudiado, que según el análisis comparativo realizado con respecto a otros paradigmas verificó su efectividad. La utilización del algoritmo PI para el control de este proceso demostró la necesidad del uso de desacopladores para eliminar las fuertes interacciones entre las variables del proceso, lo que no resulta necesario cuando se usa el controlador borroso, el cual lo tiene en cuenta intrínsecamente.

Los ensayos realizados demuestran la robustez del controlador borroso ante diferentes perturbaciones. En trabajos futuros se presentará el perfeccionamiento del algoritmo planteado introduciendo otro tipo de consecuente en las reglas que permita usar un método de desborronado menos consumidor de tiempo así como incluir como variable de entrada el cambio del error lo que debe mejorar la respuesta del sistema.

## Referencias

- [1] Muñoz A.F. Tecnología de Control Borroso ( Lógica Fuzzy ). Editorial Pueblo y Educación, 298 pags , 1.998
- [2] 2. R. Haber, J. R. Alique and C. Peres, Fuzzy Supervisory Control of End Milling Process, For published in Information Sciences: Applications (1995).
- [3] 3. C. C. Lee, Fuzzy logic in control systems: fuzzy logic controller, parts I,II, IEEE Trans.Syst., Man Cybernetics 20(2):404-435 (1990).
- [4] 4. L. P. Holmblad and J.-J. Ostergaard, The FLS application of fuzzy logic, Fuzzy Sets and Systems (70):135-146 (1995).
- [5] 5. A. Selva y H. Domínguez, Identificación Dinámica de un horno de calcinación, Revista Serie de la Universidad de Oriente 1(3)Cuba, 1976, pp. 14 - 23.
- [6] 6. Y. G. Umbers and P. J. King, An analysis of human decision making in cement kiln control and the implications for automation, Int. J. Man Mach. Studies 12(1): 369 - 381(1979).
- [7] 7. L. X. Wang, Adaptive fuzzy Systems and Control, Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, (1994).