

Estudio experimental de control de pH con control de modelo interno con ganancia variable

Vinante C*, García M., Amaya, E.

Laboratorio de Controles e Instrumentación Departamento de Automática,
Facultad de Ingeniería, LUZ

Resumen

Este trabajo presenta la aplicación experimental del control de modelo interno con ganancia variable para el control de pH en un tanque agitado, donde se neutraliza una corriente de ácido clorhídrico con hidróxido de sodio. El proceso se modeló como de primer orden con tiempo muerto y ganancia variable. Los parámetros del modelo fueron identificados, para diferentes condiciones del proceso, utilizando un método mejorado de autoentonamiento basado en control por relé. El comportamiento del sistema fue estudiado experimentalmente para cambios en el valor deseado y perturbaciones de carga, usando control IMC con ganancia del proceso fija y variable. El controlador IMC con ganancia del proceso variable y el método de identificación utilizado para su determinación se adecuan bien a aplicaciones donde se esperan considerables fluctuaciones en la ganancia del proceso.

Palabras Claves: Control de pH, Control de Modelo Interno, Identificación por Relé.

Experimental study of pH control with internal model control with variable gain

Abstract

This paper presents the experimental application of internal model control with variable process model gain to pH control of a continuous stirred-tank, neutralizing a stream of hydrochloric acid with sodium hydroxide. The process was "crudely" modelled as a first-order equation with both delay and variable gain. The model parameters were identified, at different process conditions, using simple relay experiments. The performance of the system to changes in set-point and load disturbances, under IMC control with fixed and variable gain, were experimentally compared. The IMC controller and the identification method used are well suited for applications where considerable fluctuations in process gain are expected.

Key words: pH Control, Internal Model Control, Relay identification.

Introducción

Como es bien conocido los sistemas de control de pH frecuentemente muestran un comportamiento deficiente.

Los problemas en control de pH se deben principalmente a dos causas: variaciones de flujo en la corriente a ser neutralizada y cambios en su composición. El primer problema puede ser

*. A quien se debe dirigir la correspondencia

Estudio experimental de control de pH con control de modelo interno con ganancia variable

Vinante C*, García M., Amaya, E.

Laboratorio de Controles e Instrumentación Departamento de Automática,
Facultad de Ingeniería, LUZ

Resumen

Este trabajo presenta la aplicación experimental del control de modelo interno con ganancia variable para el control de pH en un tanque agitado, donde se neutraliza una corriente de ácido clorhídrico con hidróxido de sodio. El proceso se modeló como de primer orden con tiempo muerto y ganancia variable. Los parámetros del modelo fueron identificados, para diferentes condiciones del proceso, utilizando un método mejorado de autoentonamiento basado en control por relé. El comportamiento del sistema fue estudiado experimentalmente para cambios en el valor deseado y perturbaciones de carga, usando control IMC con ganancia del proceso fija y variable. El controlador IMC con ganancia del proceso variable y el método de identificación utilizado para su determinación se adecuan bien a aplicaciones donde se esperan considerables fluctuaciones en la ganancia del proceso.

Palabras Claves: Control de pH, Control de Modelo Interno, Identificación por Relé.

Experimental study of pH control with internal model control with variable gain

Abstract

This paper presents the experimental application of internal model control with variable process model gain to pH control of a continuous stirred-tank, neutralizing a stream of hydrochloric acid with sodium hydroxide. The process was "crudely" modelled as a first-order equation with both delay and variable gain. The model parameters were identified, at different process conditions, using simple relay experiments. The performance of the system to changes in set-point and load disturbances, under IMC control with fixed and variable gain, were experimentally compared. The IMC controller and the identification method used are well suited for applications where considerable fluctuations in process gain are expected.

Key words: pH Control, Internal Model Control, Relay identification.

Introducción

Como es bien conocido los sistemas de control de pH frecuentemente muestran un comportamiento deficiente.

Los problemas en control de pH se deben principalmente a dos causas: variaciones de flujo en la corriente a ser neutralizada y cambios en su composición. El primer problema puede ser

*. A quien se debe dirigir la correspondencia

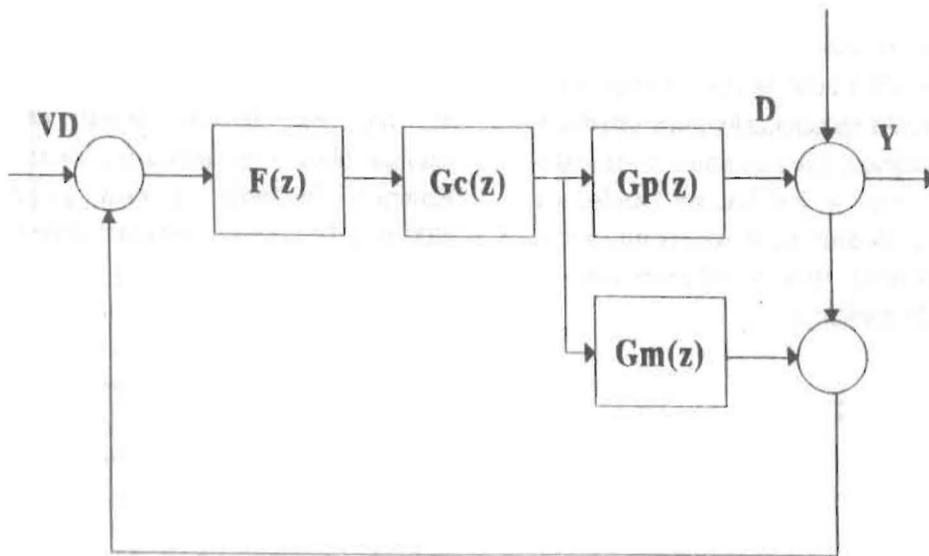


Figura 1. Control IMC

$G_m(z)$ es la función de transferencia del modelo, y $G_c(z)$ la del controlador. $D(z)$ representa las perturbaciones.

Las relaciones de entrada-salida pueden ser expresadas como:

$$Y(z) = G_p [1 + G_c (G_p - G_m)]^{-1} G_c (V_D - d) + D, \quad (1)$$

y

$$u(z) = [1 + G_c (G_p - G_m)]^{-1} G_c (V_D - D). \quad (2)$$

De la ecuación 1, si $G_p = G_m$ (Modelo Perfecto) y si G_m^{-1} es realizable, el ajuste $G_c = G_m^{-1}$ conduce a $Y = V_D$ para cualquier perturbación, (Control Perfecto).

Morari [9] estableció que este controlador perfecto no puede ser aplicado debido a varias razones: divergencia modelo-proceso, la presencia de retardos de tiempo del proceso (su inversión requeriría una predicción), y ceros fuera del círculo unitario (la inversión llevaría a un controlador inestable). Debido a que $G_c(z)$ debe ser estable, es necesario introducir la siguiente factorización de la ecuación del modelo.

$$G_m(z) = G_m^+(z) G_m^-(z) \quad (3)$$

donde G_m^+ contiene la parte de fase no mínima de la función de transferencia.

Bajo la suposición de que $G_p(z) = G_m$, la suma del cuadrado de los errores es minimizado por el regulador y el servocontrolador cuando

$$G_c(z) = [G_m^-]^{-1}. \quad (4)$$

También se puede demostrar que este controlador producirá cero desviación frente a perturbaciones persistentes, Morari [9].

Para tomar en cuenta desviaciones del modelo-proceso es conveniente desensibilizar el controlador IMC. Esto se realiza incluyendo un bloque de filtro paso-bajo $F(z)$ en la señal de retroalimentación. Este filtro también atenuará variaciones pronunciadas de la variable manipulada. Si se utiliza un filtro de primer orden, su constante de tiempo está directamente relacionada a las características de lazo cerrado del sistema (15), y la ecuación para el controlador IMC se transforma en:

$$G_c(z) = [G_m^-(z)]^{-1} F(z). \quad (5)$$

Selección del Filtro

En esta sección se presentarán algunas consideraciones generales acerca de la selección de los filtros a utilizar con los controladores IMC.

Suponiendo que la ganancia de estado estacionario del controlador es igual a la ganancia del modelo, y que el sistema es estable en lazo cerrado, el sistema es de tipo 1 y además el error de control desaparece asintóticamente para todos los cambios asintóticamente

constantes en el valor deseado y en las perturbaciones. Esto implica que no existe desviación en estado estacionario. Para satisfacer la primera condición, las funciones de transferencia continuas G_+ y F deben ser iguales a 1 para s igual a 0. El filtro más simple que satisface esta condición tiene la siguiente función de transferencia continua:

$$F(s) = \frac{1}{(T_f s + 1)^r} \quad (6)$$

Donde r es lo suficientemente grande para garantizar que el controlador IMC es correcto.

Si $G = G_M$ y $G_+ = 1$ (modelo perfecto y de fase mínima) entonces,

$$F(z) = \frac{Y(z)}{Vd(z)} \quad (7)$$

De la ecuación (7), el parámetro T_f o e^{-T/T_f} , que puede ser ajustado por el operador, determina la velocidad de la respuesta de lazo cerrado.

Para un sistema de fase mínima el ancho de banda es proporcional a $1/T_f$, esto es

$$\omega_b = \omega_c = 1/T_f, \text{ para } r = 1 \quad (8)$$

y

$$1/T_f > \omega_b > 1/(rT_f) > \omega_c, \text{ para } r > 1 \quad (9)$$

donde ω_b es el ancho de banda de lazo cerrado y ω_c es la frecuencia de corte de la ganancia. Incrementar el ancho de banda implica menor atenuación de la señal de referencia, respuesta rápida y rechazo más efectivo a las perturbaciones. Para un margen de fase menor o igual a $\pi/2$ (la situación más común) el ancho de banda es siempre menor o igual a la frecuencia de corte de la ganancia. Para sistemas de fases no mínima el ancho de banda alcanzable está inherentemente limitado por la planta. Por ejemplo para $G_+ = \exp(-s\theta)$ y $r=1$ se tiene

$$G_+ F = e^{-s\theta} / (T_f s + 1) \quad (10)$$

y $\omega_c = \omega_b$ puede ser aproximado por $1/(\theta + T_f)$. Usando esta aproximación se nota que hasta que T_f no sea de un orden de magnitud comparable a θ no tendrá un efecto sobre ω_c . Entonces haciendo T_f muy pequeño para sistemas de fase no mínima tiene poco efecto sobre el ancho de banda y comportamiento, pero deteriora mucho la robustez. A mayor T_f menor es la respuesta y las acciones de la variable manipulada y el rango disponible de T_f está limitado por el grado de discrepancia entre la planta y el modelo. El ancho de banda de lazo cerrado obtenido con el filtro debería ser más pequeño que el ancho de banda sobre el cual el modelo del proceso es válido.

Modelo del proceso

Gustafsson [10] obtuvo un modelo riguroso para procesos de neutralización utilizando el concepto de reacciones químicas invariantes. Las reacciones químicas invariantes son computadas utilizando mediciones de pH y un modelo del sistema. Utilizar una ganancia lineal de retroalimentación en esta fórmula, significa, desde el punto de vista de pH, utilizar un controlador de ganancia no lineal. Simplificando este concepto mediante el uso de un modelo sencillo y determinando experimentalmente los parámetros se obtiene el controlador de ganancia variable.

El modelo dinámico de un proceso de reacción ácido-base en un CSTR frecuentemente se toma, en forma aproximada, como un sistema de primer orden con un retraso y ganancia de proceso variable, esto es,

$$\tau \frac{d(\text{pH})}{dt} + \text{pH} = u(t - \theta), \quad (11)$$

donde τ es la constante de tiempo del proceso, θ es el tiempo de retraso, y K_p es la ganancia variable del proceso relacionando la salida del controlador con el pH en el tanque de mezclado.

Este modelo simplificado, ya ha sido utilizado por varios autores. Jacobs y otros [11] derivaron para la neutralización de un ácido fuerte con una base fuerte y lo utilizaron en la implementación de un algoritmo de control adap-

tativo "encamisado" para una planta industrial, con resultados relativamente buenos.

Desde un punto de vista de ingeniería este es un modelo linealizado. Si la tasa de flujo no cambia significativamente la constante de tiempo y el tiempo de retardo pueden ser considerados aproximadamente constantes. La ganancia del proceso varía con el pH y la composición del buffer en el CSTR.

Discretizando la ecuación 11 se tiene,

$$\frac{pH(z)}{u(z)} = G_m(z) = z^{-N-1} \frac{K_p(1-\alpha)}{(1-\alpha z^{-1})} \quad (12)$$

$$\alpha = e^{-T/\tau}$$

donde T es el tiempo de muestreo, y se asume que el retardo es un múltiplo entero N del tiempo de muestreo.

Para este modelo la factorización dada por la ecuación 3, conduce a,

$$G_m^-(z) = K_p(1-\alpha) / (1-\alpha z^{-1}) \quad (13)$$

De la ecuación 4 y utilizando un filtro de primer orden, la ecuación para el controlador IMC, resulta:

$$G(z) = \frac{(1-\alpha_f z^{-1})}{K_p(1-\alpha)} \frac{(1-\alpha_f)}{(1-\alpha_f z^{-1})} \quad (14)$$

$$\alpha_f = e^{-T/\tau_f}$$

Donde τ_f es la constante de tiempo del filtro y es el único parámetro ajustable del controlador.

La implementación de este algoritmo de control consta de tres ecuaciones: para el modelo interno (Ec. 15a), el comparador (Ec. 15b), y el controlador IMC (Ec. 15c)

$$pH(n) = \alpha pH(n-1) + K_p(1-\alpha)u(n-N-1) \quad (15.a)$$

$$e(n) = V_D(n) - [pH(n) - pH_{meas.}(n)] \quad (15.b)$$

$$u(n) = \frac{(1-\alpha_f)}{K_p(1-\alpha)} [e(n) - \alpha e(n-1)] + \alpha_f u(n-1) \quad (15.c)$$

La entrada u utilizada en la ecuación 15a debería ser la entrada actual al sistema. Esto provee "anti-reset windup" automático (Arkun y Morari [12]).

Estimación de los parámetros del modelo

Para estimar los parámetros del modelo utilizado en el controlador IMC, en particular la ganancia variable del proceso, es necesario contar con un método rápido y reproducible ante la presencia de no linealidades, histeresis, etc. En las respuestas de lazo abierto frente a cambios de escalón de la misma magnitud en la variable manipulada, se observaron estados estacionarios diferentes, debido a la histéresis de los componentes. Por lo tanto aún cuando este método podría ser utilizado para conseguir un estimado inicial de la constante de tiempo y tiempo muerto, no es un método confiable para la determinación de la ganancia del proceso, que es de fundamental importancia en el control de pH. Basado en esto se decidió explorar la posibilidad de adaptar el método de autoentonamiento propuesto inicialmente por Astrom [13], para la caracterización del proceso.

La técnica de control de relé determina, primero, la intersección de la curva de Nyquist de la función de transferencia de lazo abierto con el eje real negativo. Este punto caracterizado por la ganancia crítica y el periodo crítico, se determina colocando el lazo cerrado bajo control de relé, con amplitud "d", y histeresis opcional con amplitud ϵ , para hacer el sistema menos sensible al ruido de medición. Ver figura 2.

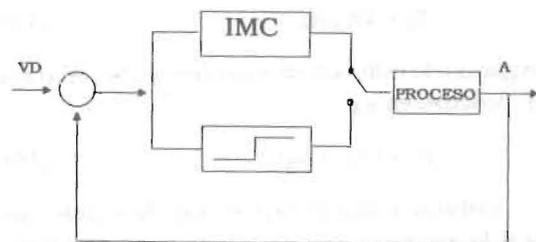


Figura 2. Control por relé

La determinación del punto crítico está basada en la observación de que un proceso con un retraso de fase de al menos 180° para algunas frecuencias, oscilará, bajo control de relé con un período crítico T_c .

La señal de error "e" en el lazo de retroalimentación es periódica (con período T_c), y, por lo tanto, la salida del relé es una señal periódica de onda cuadrada. Aproximando esta señal por la primera armónica de su expansión de Fourier, cuya amplitud es $4d/\pi$, la ganancia crítica "K" puede ser aproximada por,

$$K=4d/\pi A, \quad (16)$$

donde A es la amplitud de la salida del proceso.

Los valores de K y T_c se determinan fácilmente leyendo los puntos de cruce de cero y los valores pico a pico para varias oscilaciones. La Figura 3 muestra una curva experimental típica para este método de determinación.

El período crítico, T_c , es el inverso de la

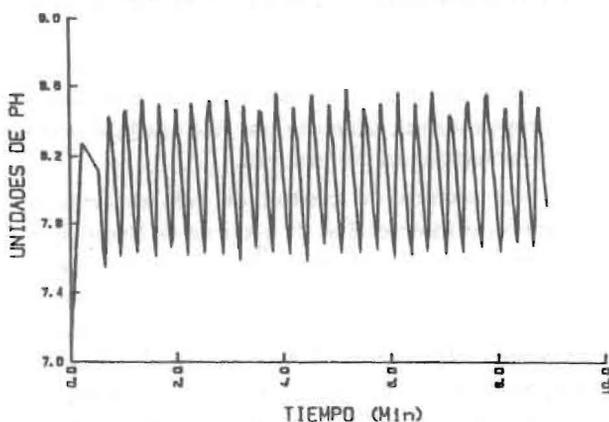


Figura 3. Salida de Control por Relé

frecuencia de corte de fase, esto es,

$$T_c = 2\pi / \omega_\phi, \quad (17)$$

y la ganancia crítica K es la inversa de la ganancia del proceso en ω_ϕ ,

$$K = |G_p(\omega_\phi)|^{-1} \quad (18)$$

Debido a que el relé es un dispositivo no lineal la ganancia última y la frecuencia última obtenidas a partir de una prueba de autoentonamiento serán en alguna manera diferentes de la

ganancia última y frecuencia última del proceso real.

Para cuantificar esto, Luyben [16] realizó comparaciones entre las ganancias últimas y frecuencias últimas obtenidas a partir del método no-lineal de autoentonamiento y las reales, simulando varios modelos. Los resultados obtenidos para el modelo aproximado utilizado en el presente trabajo se muestran en la Tabla 1. Todos los parámetros de la función de transferencia fueron especificados. A partir de la simulación, utilizando un método standard de integración numérica, se obtienen las predicciones del autoentonamiento para la ganancia última y frecuencia última.

Para comparar, conociendo todos los parámetros de $G(s)$, es posible calcular la ganancia última y frecuencia última exacta determinando la frecuencia donde el ángulo de fase es igual a π y la magnitud a esa frecuencia. De la tabla 1 puede notarse que los errores en el método de autoentonamiento están en el rango de 5% a 20%, y que el error normalmente incrementa a medida que la relación de tiempo muerto a constante de tiempo incrementa.

La mayoría de los procesos químicos pueden ser modelados adecuadamente utilizando funciones de transferencia de primer y segundo orden con tiempo muerto y ganancia de estado estacionario, esto es,

$$\text{Modelo 1} \quad G(s) = \frac{K_p e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (19)$$

y

$$\text{Modelo 2} \quad G(s) = \frac{K_p e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (20)$$

Para cada uno de estos modelos, se pueden utilizar dos ecuaciones para determinar las incógnitas, una ecuación se toma de la magnitud de la función de transferencia y la otra del argumento, esto es,

$$\text{Modelo 1} \quad \tau = (1/\omega_u) [(K_p/M)^2 - 1]^{.5} \quad (21)$$

$$\tau = -(1/\omega_u) \tan(A + \omega_u \theta) \quad (22)$$

$$\text{Modelo 2} \quad M = \frac{k_p}{[1 + (\omega_u \tau_1)^2]^{.5} [1 + (\omega_u \tau_2)^2]^{.5}} \quad (23)$$

$$A = -\omega_u \tau + \text{artan}(-\omega_u \tau_1) + \text{artan}(-\omega_u \tau_2) \quad (24)$$

Tabla 1.
Determinación de ω_u y K_u utilizando el método de autoentonamiento

		Valores actuales		Determinados por Autoenton		Porcentaje de error	
D	τ	ω_u	K_u	ω_u	K_u	% ω_u	% K_u
.1	.1	20.29	2.26	21.37	2.03	5.34	-10.41
.1	1	16.32	16.35	16.62	13.5	1.85	-17.38
1	5	15.83	47.76	16.03	39.4	1.74	-17.54
.1	20	15.74	314.80	15.95	258.2	1.32	-17.88
1	.1	2.86	1.04	2.45	1.27	2.45	22.41
1	1	2.03	2.26	2.11	2.02	4.14	-10.86
1	5	1.69	8.50	1.72	7.04	1.72	-17.22
1	20	1.60	23.06	1.61	26.16	0.67	-18.38
2	.1	1.5	1.01	1.52	1.27	1.61	-25.92
2	1	1.14	1.52	1.20	1.47	4.77	-3.09
2	5	0.90	4.59	0.92	3.87	2.57	-15.72
2	20	0.82	16.35	0.84	13.39	0.94	-18.09

Donde M es la magnitud de la función de transferencia ($M=1/K_u$) A es el argumento de la función de transferencia ($a=-\pi$) y ω_u es la frecuencia última.

Para un modelo dado una prueba de autoentonamiento provee dos ecuaciones para la magnitud y el argumento de la función de transferencia. Si se necesitan más ecuaciones para determinar los parámetros, se pueden realizar pruebas adicionales de autoentonamiento agregando al proceso tiempos muertos conocidos.

La metodología, resultante de adaptar el método de control de relé, desarrollada en este trabajo para la identificación se puede resumir en los siguientes pasos.

1.- Obtener las ganancias últimas y frecuencias últimas a partir de pruebas de

autoentonamiento, agregando tiempos muertos si es necesario.

2.- Utilizar dos o más ecuaciones tomadas de la magnitud de la función de transferencia (ecuaciones algebraicas). Estas ecuaciones son:

$$\text{Modelo 1} \quad -\tau^2 \omega_u + K_p^2 K_u^2 = 1 \quad (25)$$

$$\text{Modelo 2} \quad K_u^2 K^2 - \omega_u^2 [\tau_1^2 + \tau_2^2] - \omega_u^4 \tau_1^2 \tau_2^2 = 1 \quad (26)$$

Si se utilizan más ecuaciones que incógnitas, el sistema lineal se resuelve en el sentido de mínimos cuadrados.

3.- Con los valores de la ganancia de estado estacionario y las constantes de tiempo obtenidas en los pasos anteriores, es posible determinar el tiempo muerto utilizando las ecuaciones del argumento de la función de transferencia.

Los tiempos muertos añadidos en las pruebas de autoentonamiento para obtener ecuaciones adicionales deberían ser tales que cada tiempo muerto añadido da un ángulo de fase de aproximadamente $\pi/4$, Luyben [16].

Las Tablas 2 y 3 muestran los resultados obtenidos en las identificaciones de parámetros para modelos de primer y segundo orden con tiempo muerto y ganancia de estado estacionario igual a 1. Estos resultados de simulación muestran que el método da estimados razonables para los parámetros de los procesos, y puede ser utilizado experimentalmente para determinar los parámetros para el modelo del CSTR.

2. Estudiar la respuesta del proceso en lazo cerrado, con el controlador propuesto, para cambios en el valor deseado y perturbaciones de carga.

3. Comparar las respuestas de la etapa 2 con las obtenidas utilizando controladores IMC y PI con ganancia fija, correspondientes a distintos niveles de pH. La comparación se hace desde el punto de vista de velocidad de respuesta y estabilidad del sistema.

Los datos reportados fueron obtenidos en un proceso a escala de planta piloto. La figura 4 muestra la disposición del equipo experimental. La parte fundamental del proceso fue

Tabla 2A.

Resultados del autoentonamiento para un modelo de primer orden.
Ganancia del Proceso = 1, Tiempo muerto = 2, Constante de tiempo = 10

Tiempo Muerto agregado D	0	1	2	3	4	5
Ganancia Ultima K_u	8.8	4.9	3.9	3.3	2.9	2.6
Frecuencia Ultima ω_u	1.1	.59	.38	.38	.32	.28

Resultados Experimentales

a) Metodología y equipo experimental

Para estudiar experimentalmente el comportamiento del controlador propuesto con ganancia adaptable, este se aplicó a un proceso a escala Planta Piloto, implementándolo en un computador personal. Las etapas experimentales consistieron en:

1. Caracterizar al proceso, mediante el método de identificación propuesto, para distintos niveles de pH en el tanque agitado. Esto con el propósito de obtener una relación pH vs ganancia del proceso para aplicarla al controlador. Una respuesta experimental típica se muestra en la figura 3.

un tanque agitado de 80 litros de capacidad donde se neutraliza un flujo ácido.

Un flujo de ácido clorhídrico, preparado con agua corriente y mantenido en un pH de 3, fue la entrada a ser neutralizada por una corriente de hidróxido de sodio con cantidades variables de NaHCO_3 .

El flujo de la variable manipulada fue controlado con una válvula neumática con posicionador para eliminar la histeresis. Los controladores fueron implementados en un microcomputador. Se utilizó un sistema de adquisición de datos con transductores y acondicionadores de señal apropiados. Las condiciones del proceso se listan en la Tabla 4.

Tabla 2B.
Parámetros obtenidos agregando diferentes tiempos muertos

Tiempo Muerto Agregado	Ganancia del Proceso	Constante de Tiempo	Tiempo Muerto Promedio
0-2	1.27	10.9	1.9
0-1-2	1.1	9.2	1.9
0-1-2-3-4	0.97	8.2	1.97

Tabla 3A.
Resultados del autoentonamiento para un modelo de segundo orden.
Ganancia del Proceso = 1, Tiempo Muerto = 2, Constante de tiempo = 10,1

Tiempo Muerto agregado D	0	1	2	3	4
Ganancia Ultima K_u	6.6	4.7	3.8	3.2	2.8
Frecuencia Ultima ω_u	0.6	.46	.37	.32	.28

Tabla 3B.
Parámetros obtenidos agregando diferentes tiempos muertos

Tiempo Muerto Agregado	Ganancia del Proceso	Constante de Tiempo	Tiempo Muerto Promedio
0-2-4	1.22	10.8, 1.22	1.7
0-1-2-3	1.05	9.13, 1.23	1.72
1-2-3-4	0.95	8.12, 1.33	1.82

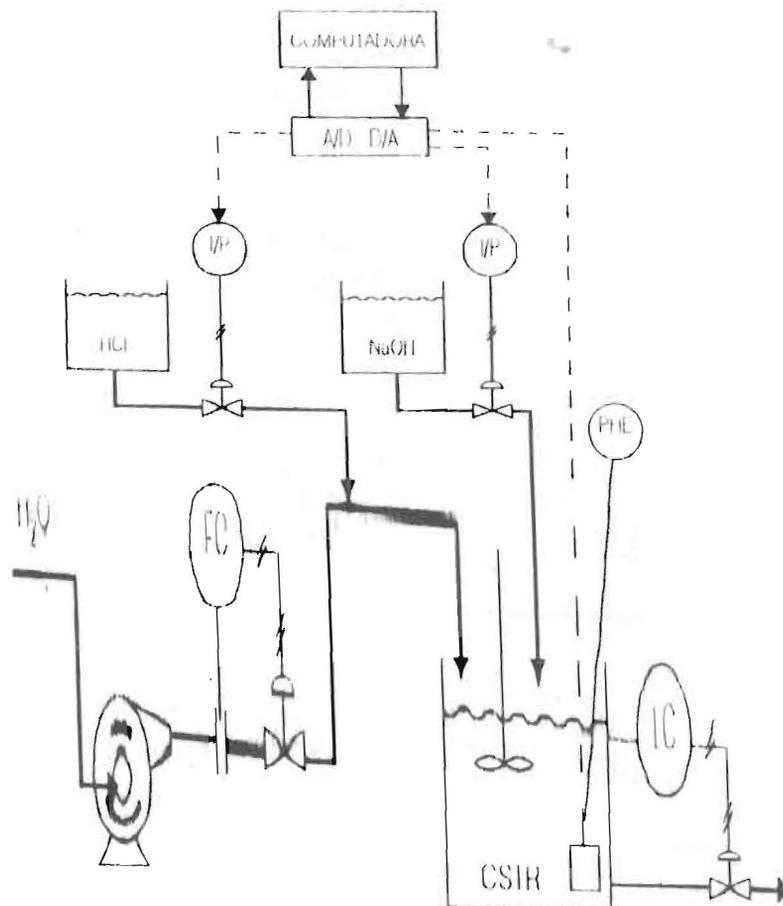


Figura 4. Aparato Experimental

Tabla 4.
Resultados Experimentales de Autocontrolamiento

Nivel de pH	9	7.5	4
Tiempo Muerto Agregando (D) seg.	0 - 10 - 20	0 - 10	0 - 10
Ganancia Ultima K_u (pH/mA)	25.5-9.6-5.9	6.4 - 2.6	14.42 - 6.26
Frecuencia Ultima w_u (sec ⁻¹)	.045-.018-.012	.047 - 0.20	.052 - .018
Ganancia Promedio del Proceso pH/mA	.32	1.36	.58
Constante de Tiempo T Promedio min	3.1	3.32	2.9
Tiempo Muerto Promedio Seg	6.26	5.1	5.9

b) Resultados experimentales

La Tabla 5 muestra los resultados de la determinación de la ganancia última y de la frecuencia última para tres niveles de pH y con la adición de tiempos muertos conocidos al lazo para obtener diferentes puntos en el Diagrama de Nyquist. Los resultados muestran que para este sistema el tiempo muerto y la constante de tiempo del proceso permanecen aproximadamente constantes para cambios en el nivel de pH, y sus valores concuerdan con los obtenidos utilizando la prueba escalón. Los valores de la ganancia del proceso se muestran en la Tabla 6, y su gráfica ajustada a una función lineal por partes se muestra en la figura 5.

Para este sistema de neutralización, la región de alta ganancia del proceso está localizada aproximadamente entre pH 7.5 y pH 8.5. La función que relaciona la ganancia del proceso con el pH es ,

$$K_p = \begin{cases} 0,32 - 0,90(\text{pH}-9,5), & 9,0 < \text{pH} < 12 \\ 1,36 - 2,08(\text{pH}-8,5), & 8,5 < \text{pH} < 9 \\ 1,36, & 8,5 < \text{pH} < 8,5 \quad (27) \\ 1,36 - 1,26(7,5-\text{pH}), & 7,0 < \text{pH} < 7,5 \\ 0,93 - 0,12(7,0-\text{pH}), & 6,0 < \text{pH} < 7,0 \end{cases}$$

Esta ganancia del proceso engloba la pendiente de la curva de titulación, y las ganancias de todos los componentes intermedios del lazo de control entre la salida del computador y

Tabla 5.
Parámetros Experimentales para Estudio de Control

CSTR Volumen	Flujo de Acido Clorhidrico	pH del Acido Clorhidrico	Concentración de la Base
50 l	7.5 l / min	3	0.05 N

Tabla 6.
Valores experimentales de los parámetros del Proceso utilizados en el Controlador IMC

	Retardo (Sec)		Const. tiempo (Min)			Const de filtro (a)	
	6		3,1			0,95	
pH CSTR	4	6	7	7,5	8	8,5	9
Ganan. Crit.	14,1	13,4	11,3	6,05	6,05	6,05	25,4
Período Crit. (seg)	23,1	20,82	20,6	24	24	24	23,18
Ganan. Proceso (pH / mA)	0,58	0,61	0,73	1,36	1,36	1,36	0,32

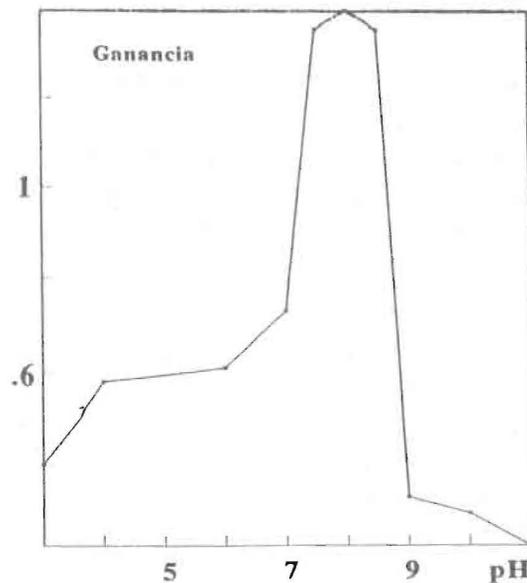


Figura 5. Ganancia del proceso linealizado por partes

el medidor de pH. Esto es válvulas, transductores, etc. Esta ecuación fue utilizada para el IMC con ganancia variable. Los controladores IMC fueron probados experimentalmente para cambios escalón en el valor deseado, y perturbaciones tipo pulso, agregando pequeños volúmenes de ácido clorhídrico en el tanque agitado. El estado estacionario inicial para todas las pruebas se colocó en pH 8, y se aplicaron cambios escalón a pH 7 y pH 9. Cuando se utilizó un modelo de ganancia fija para el controlador, la ganancia utilizada fue la ganancia alta correspondiente al valor inicial de estado estacionario a pH 8, o la ganancia baja correspondiente a los estados finales a pH 7 o pH 9.

c) Discusión de resultados

La figura 6a muestra el comportamiento del controlador IMC con adaptación de ganancia frente a cambios en el valor deseado. Se observa una respuesta rápida prácticamente sin ninguna oscilación. Las figuras 6b y 6c muestran que para un modelo de ganancia fija la respuesta es lenta cuando se utiliza la ganancia de pH 8 (alta ganancia), o altamente oscilatoria cuando se utiliza la ganancia correspondiente a pH 7 o pH 9 (ganancia del proceso baja). Por lo tanto el comportamiento del controlador IMC con ganancia variable es marcadamente superior al de ganancia fija, independientemente del nivel de pH en el que esta se

fije. La calidad de las respuestas obtenidas con ganancia variable es cualitativamente superior a las obtenidas en las pruebas experimentales presentadas en [2], donde se utiliza control óptimo y adaptación de un modelo lineal, implicando esto una serie de suposiciones y selección de parámetros que complican la implementación. En ese trabajo se usaron el mismo tipo de pruebas pero con geometría del neutralizador y componentes distintos.

Las figuras 7a y 7b muestran las respuestas frente a perturbaciones pulso de diferente magnitud. El controlador IMC con ganancia variable rechaza las perturbaciones más rápido y con menos oscilaciones, que el controlador con ganancia fija. Nuevamente la calidad de la respuesta es superior a la reportada en [2].

La figura 8 muestra los resultados de pruebas de obtenidas con un controlador PI, ambos con adaptación de ganancia. Los parámetros del controlador PI fueron seleccionados utilizando el criterio de Ziegler - Nichols. Los resultados muestran que ambos controladores presentan comportamiento comparable para este proceso siempre y cuando exista adaptación de ganancia.

De los resultados experimentales mostrados, representativos de muchas pruebas comparativas realizadas, [14] y [17], se puede observar que la variación de la ganancia del pro-

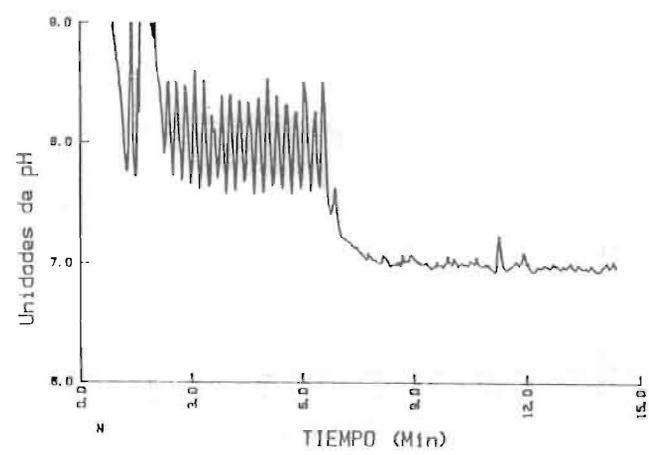
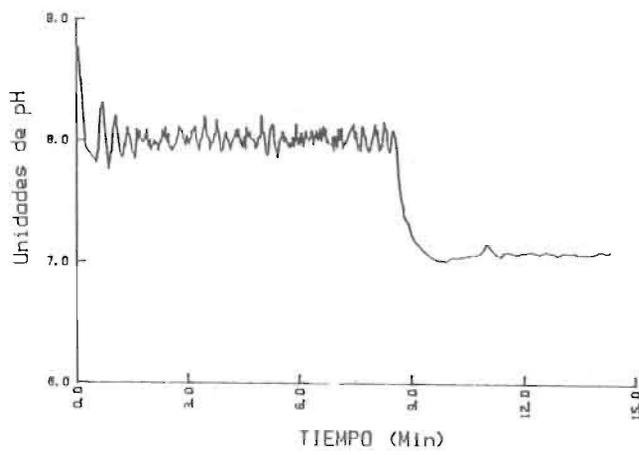
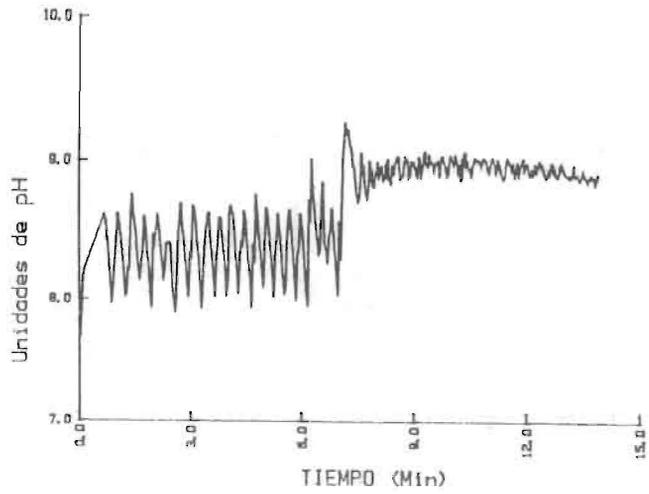
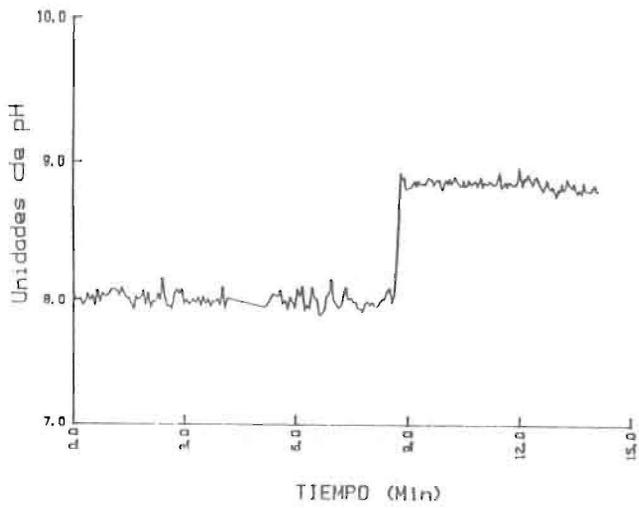


Figura 6a. Respuesta de pH a cambios en el valor deseado. IMC con ganancia de modelo variable

Figura 6b. Respuesta de pH a cambios en el valor deseado. IMC con ganancia de modelo constante a pH = 8

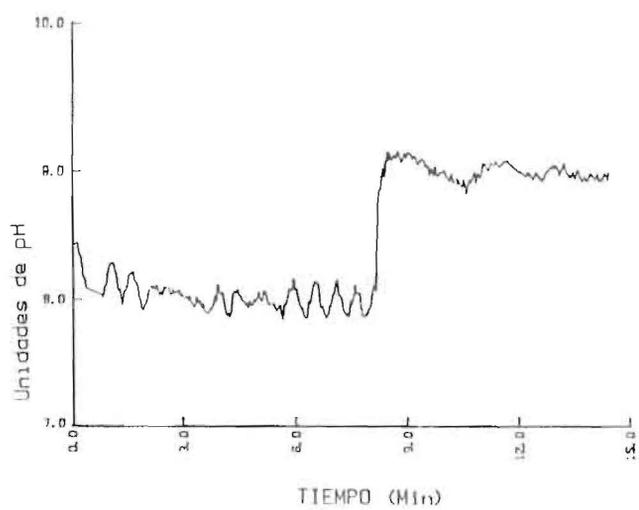


Figura 6c. Respuesta de pH a cambios en el valor deseado. IMC con ganancia de modelo constante a pH = 7

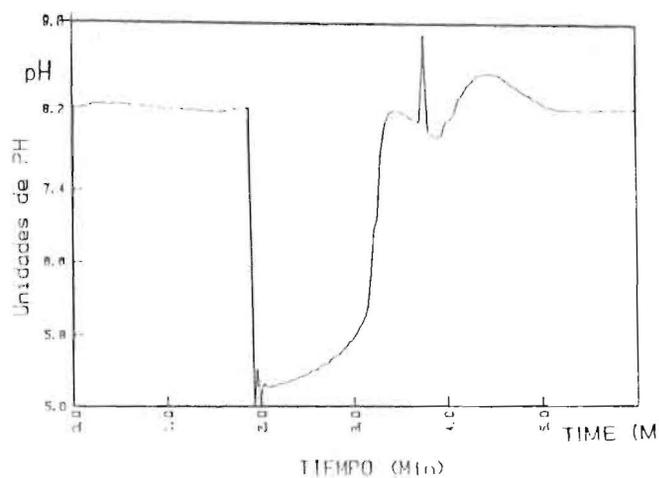
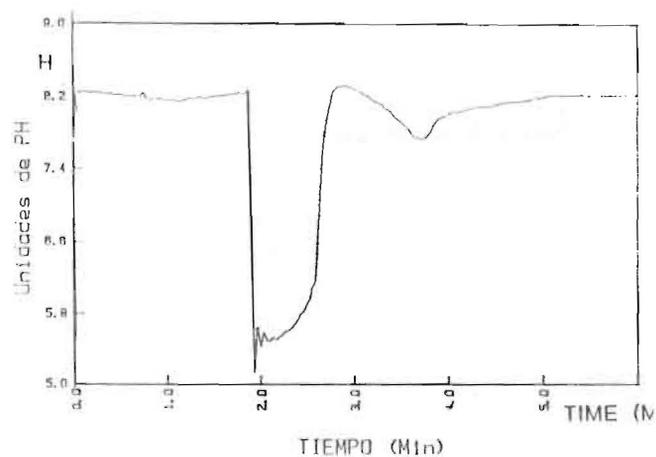
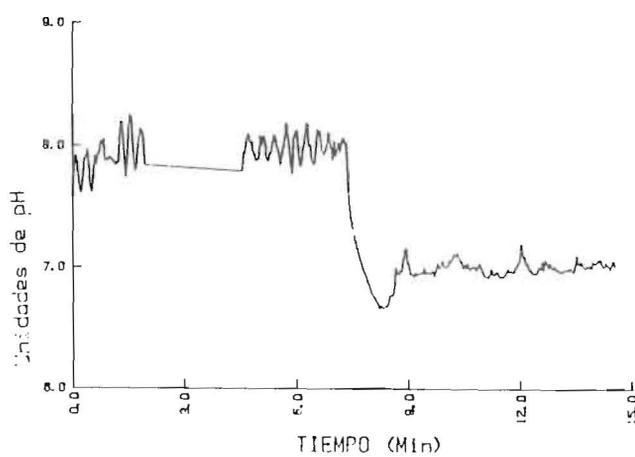


Figura 7a. Respuesta de pH a perturbación pulso. 20 ml-HCl concentrado



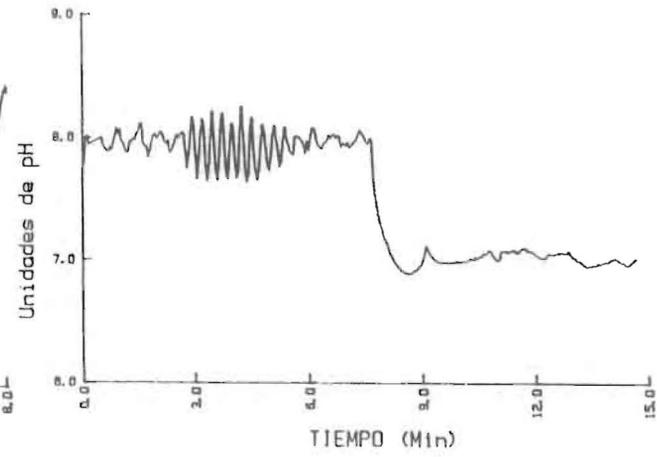
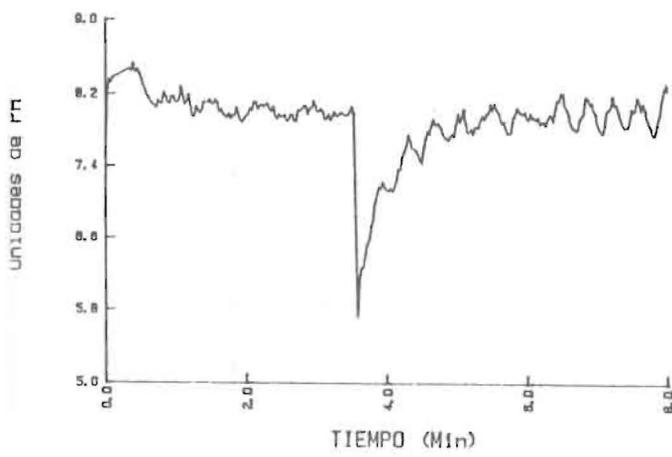
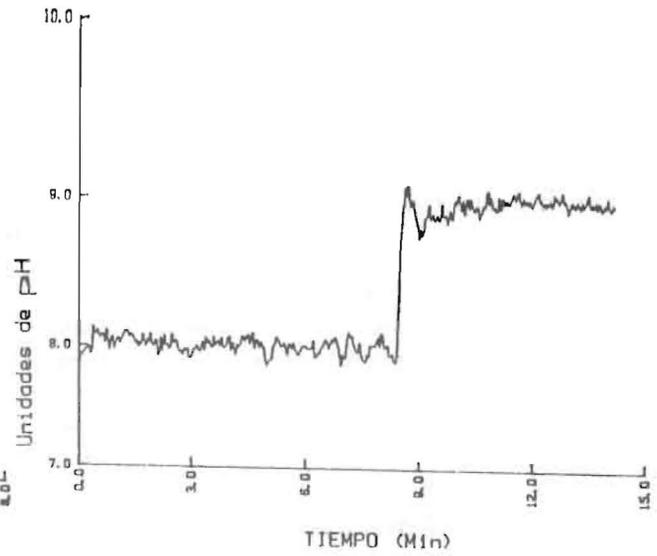
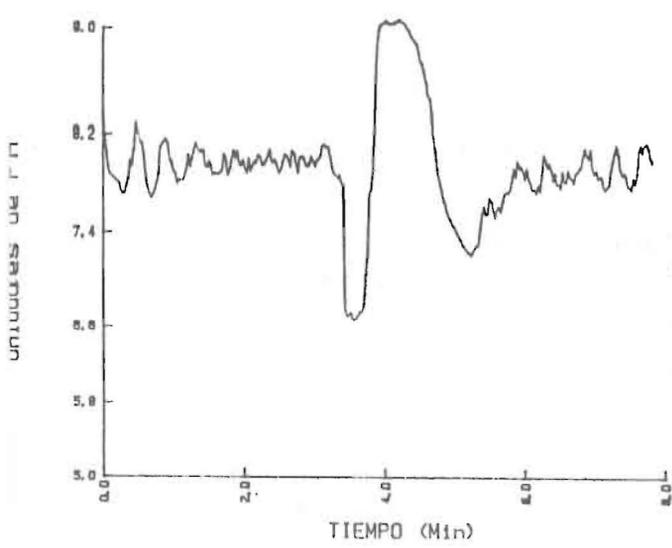


Figura 7b. Respuesta de pH a perturbación pulso. 1.5 ml HCl

Figura 8. Respuesta de pH a cambios en el valor deseado. PI con ganancia variable

ceso con las distintas condiciones de operación es el factor que más influye en el comportamiento del lazo de control.

Controladores, donde se trata de modelar la curva de titulación, suponiendo que se conocen concentraciones, coeficientes de actividad, constantes de disociación, etc. de todas las especies presentes, como los propuestos en [3] o en [5], deberían dar respuestas cualitativamente superiores a las obtenidas con el controlador propuesto. Desafortunadamente, en las aplicaciones prácticas, la composición de las corrientes, las especies presentes y sus concentraciones son desconocidas y varían con el tiempo, lo que hace imposible modelar analíticamente la curva de titulación, y por lo tanto la implementación exacta de los controladores. Además aún persiste el problema de determinar la ganancia de los otros componentes del lazo de control, para la implementación experimental.

Conclusiones

Los resultados experimentales presentados en este trabajo demuestran que un controlador IMC o PI con el agregado de adaptación de ganancia presenta un comportamiento muy superior al de los mismos controladores con ganancia fija en el control de pH. Los controladores con ganancia fija son en la actualidad los más comúnmente usados en las aplicaciones industriales debido a su sencillez. La posibilidad de usar un método de identificación de la ganancia como el propuesto en este trabajo, que es sencillo de implementar, reproducible y estable hace posible el uso de controladores de ganancia variable sin aumentar la complejidad de la implementación, y obtener comportamientos similares a los obtenidos con controladores más complejos, reportados en la literatura.

Nomenclatura

A	Amplitud de la salida del proceso bajo control de relé.
d	Amplitud de relé.
D	Perturbación entrando al lazo cerrado.
e	Error del controlador IMC

G _c	Función de transferencia del controlador IMC
G _m	Función de transferencia del modelo del proceso
G _p	Función de transferencia del proceso
K	Ganancia crítica
K _p	Ganancia del proceso
pH	Modelo del proceso de pH
pH _{meas}	Valor medido de pH
T _c	Período crítico
u	Salida del controlador
V _D	Valor deseado
Y	Salida del Proceso
α	Constante del Proceso
α _f	Constante del Filtro
ω _f	Frecuencia de corte

Referencias

- Balhoff, R. A.; Corripio, A.B., "An Adaptive feedforward control algorithm for computer control of waste water neutralization", IFAC Real time digital control applications, Guadalajara, 1983.
- Buchholt, F; Kummel, M. "Self-tuning control of a pH neutralization process", Automatica, Vol. 15, pp 665-671, 1979
- Gustafsson, T., "An experimental study of a class of algorithms for adaptive pH control", Chem. Eng. Sci., Vol. 40, pp 827-837, 1985.
- Jutila P., Int. J. Control, Vol. 38, pp 639, 1983.
- Pajunen, G., "Comparison of linear and nonlinear adaptive control of a pH process", IEEE Control Sys. Mag., Vol. 7, No 1 pp 39-44, 1987.
- Rhinehart, R; Williams, G; Riggs, J., "In line process model based control of wastewater pH using dual base injection", Ind. Eng. Chem., Vol. 29, pp 1254-1259, 1990.
- Shinsky, F.G., "A self-adjusting system for effluent pH control", ISA, CPD 73123, pp 1139-144, 1973.
- Brosilow, C.B.; Parrish, J.R., "Nonlinear inferential control" AIChE J., Vol. 34, No. 4, pp 633-644, 1988.
- Morari, M.; Garcia, C., "Internal model control. I. A unifying review and some new

- results", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 21, pp 308-329, 1982.
10. Gustafsson, T.K.; Waller K.V., "Dynamic modelling and reaction invariant control of pH", *Chem. Eng. Sci.*, Vol 38, pp 196, 1984
 11. Jacobs, O.; Hewkin, M.; While, C., "Online Computer control of pH in an industrial process", *IEE Proc.*, Vol 127, Pt D No. 4, pp 161-168, 1980.
 12. Arkun, Y.; Morari M. et al. "Experimental study of internal model control", *Ind. Chem. Process Des. Dev.*, Vol 25, pp 102, 108, 1986.
 13. Astrom, K.J.; Hagglund, T., "Automatic tuning of simple regulators with specifications on phase and amplitude margins", *Automatica*, Vol. 20, No 5, pp 645-651, 1984.
 14. Garcia, M., "Estudio experimental de control de modelo interno de pH", Technical Report, Control and Instr. Lab., Zulia University, December 1990.
 15. Garcia, C.; Morari, M. "Internal Model Control 4. PID controller design", *Ind. Chem. Process Des. Dev.*, Vol 25, pp 252-265
 16. Luyben W.; Eskinat, E., "An improved autotune identification Method", *Ind. Chem. Process Des. Dev.*, 1991, Vol. 30, 1530-1541
 17. Vinante, C.; Garcia, M. "pH Control", ISA International Conference, Anaheim USA, Oct. 28-31, 1991.

Recibido el 26 de Junio de 1992

En forma revisada el 31 de Mayo de 1993