

DISMINUCIÓN DEL CONSUMO ENERGÉTICO A TRAVÉS DEL CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS

Fabio Castrillón Hernández, Rafael Esteban Vásquez Moncayo

Universidad Pontificia Bolivariana
Grupo de Investigación en Automática y Diseño A+D
Circular primera # 70-01 bloque 11. Medellín, Colombia.
Tel. (+574) 4159020, fax. (+574) 4118779
e-mail: rafavasquez@upb.edu.co

Palabras Clave: control de procesos, técnicas adicionales de control, ahorro energético.

Introducción

En el ambiente altamente competitivo de la industria química de hoy, los sistemas automáticos de control deben, además de mantener las variables controladas en el punto de control, minimizar los costos de operación, y entre ellos, el consumo energético para incrementar la rentabilidad económica de los procesos.

En la literatura se encuentran varias comparaciones de sistemas de control aplicados a un proceso específico, los índices utilizados para calificar el rendimiento de cada uno de los sistemas están ligados a la teoría de control, por ejemplo el IAE, tiempo de respuesta, máxima desviación de la variable controlada [1,5,7]; sin embargo un aspecto crucial y no tenido en cuenta es el costo energético que implica la eliminación de la desviación en la variable de interés lo mismo que el trabajo realizado por el elemento final de control.

En este trabajo se comparan diferentes estrategias de control, que van desde la sintonía de controladores PID convencionales a partir de reglas prácticas hasta la aplicación de un algoritmo de control por acción precalculada y compensación dinámica, pasando por el ajuste de controladores PID usando modernos métodos de síntesis, [2] y estrategias nuevas de retroalimentación como el control con modelo interno, [6]. Para jerarquizar el rendimiento de cada una de las aplicaciones se utilizan como indicadores el IAE, máxima desviación

de la variable controlada, tiempo de respuesta, trabajo del elemento final de control, gasto energético asociado a la variable manipulada y costo estimado de la instrumentación requerida en el contexto de un país latinoamericano. Las estrategias comparadas se pueden implementar actualmente utilizando instrumentación industrial típica.

Para fines de comparación se utiliza un proceso de calentamiento para un fluido. La variable controlada es la temperatura del producto, la variable manipulada es el flujo de vapor que llega al calentador y la perturbación principal es el flujo de alimentación del producto, [13]. El control de la temperatura es crítico ya que un valor óptimo de ésta garantiza un apropiado grado de mezcla, mientras que un sobrecalentamiento excesivo podría generar daños en el producto (por ejemplo si este es de carácter alimentario).

Se demuestra como las técnicas adicionales de control utilizadas, bien sea para determinar los parámetros de controladores PID convencionales o para generar estrategias distintas a la retroalimentada, pueden disminuir apreciablemente los costos energéticos ligados con el trabajo del sistema automático de control.

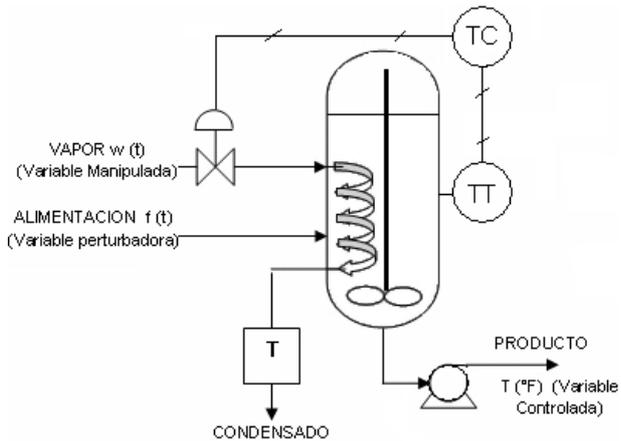
Metodología

El proceso sujeto de estudio corresponde al ejemplo

6.1.1 del texto *Principles and practice of automatic process control. 2nd ed.*, cuyos autores son Smith y Corripio, [13].

En la Figura 1 se presenta un diagrama de instrumentación y tubería simplificado que permite identificar los elementos del sistema.

Figura 1. Diagrama de Instrumentación y tubería



Los valores de operación del proceso son los siguientes:

Temperatura operación = 150 °F

Flujo de alimentación operación = 15 ft³/min

Flujo de vapor operación = 42.2 lbm/min

Temperatura de alimentación = 100 °F

Presión de vapor saturado = 30 psia

Para fines de diseño de las estrategias de control se hizo una simplificación del modelo matemático reportado por Smith y Corripio, [13], usando la "regla de la mitad" desarrollada por Skogestad y reportada por Seborg, D. Edgar y T. Mellichamp, D, [9], Obteniéndose:

$$G(S) = \frac{1.9543 \cdot e^{-1.075 \cdot S}}{8.715 \cdot S + 1} \quad (1)$$

Donde:

La ganancia, $K=1.9543$ %/%,

El tiempo muerto, $t_o=1.075$ min, y

La constante de tiempo, $\tau = 8.715$ min.

La función de transferencia representada por (1), corresponde a la combinación de válvula, proceso y sensor – transmisor de temperatura.

$$G_D(S) = \frac{-3.34 \cdot (0.524 \cdot S + 1) \cdot e^{-0.877 \cdot S}}{8.715 \cdot S + 1} \quad (2)$$

Donde:

La ganancia, $K=-3.34$ %/ft³/min,

El tiempo muerto, $t_o=0.877$ min, y

La constante de tiempo, $\tau = 8.715$ min

La constante de tiempo de adelanto, $\tau_a=0.524$ min.

$G_D(S)$ corresponde a la función de transferencia de la combinación elemento perturbador y sensor – transmisor de temperatura.

A continuación se presenta un bosquejo del procedimiento de diseño de cada una de las estrategias planteadas.

Controlador PID sintonizado a partir de reglas prácticas

Es común en la práctica industrial sintonizar los controladores PID utilizando métodos de ensayo y error, [4], o reglas prácticas en las cuales se recomiendan valores para cada uno de los parámetros del algoritmo de control.

Se utilizaron valores que se encuentran dentro de los intervalos recomendados para el control de temperatura por Willis, [14], para los parámetros de un controlador PID ideal.

$K_p= 2.5$ %/%

$K_i= 0.2941$ rep/min

$K_d=5.325$ min

Cabe aclarar que la sugerencia no discrimina el tipo de proceso térmico en el cual se controla la variable.

Controlador PI sintonizado a partir de la síntesis de Chen y Seborg

Chen y Seborg, [2], desarrollaron un método de sintonía basado en síntesis directa para operación reguladora, encontrando las siguientes fórmulas para la ganancia y el tiempo integral de un controlador PI.

$$K_C = \frac{1}{K} \cdot \frac{\tau \cdot t_o - 2 \cdot \tau \cdot \tau_c - \tau_c^2}{(\tau_c + t_o)^2} \quad (3)$$

$$\tau_i = \frac{\tau \cdot t_o - 2 \cdot \tau \cdot \tau_c - \tau_c^2}{\tau + t_o} \quad (4)$$

Donde:

K_c : ganancia del controlador

τ_i : tiempo integral

K , τ y t_o son los parámetros de $G(S)$, (1).

τ_c : es un parámetro de sintonía relacionado con la velocidad de respuesta del sistema automático de control frente a perturbaciones, fijado por el usuario y que debe cumplir la siguiente restricción, [2]:

$$0 < \tau_c < \tau + \sqrt{\tau^2 + \tau \cdot t_o} \quad (5)$$

Seborg, Edgar y Mellichamp, recomiendan para τ_c un valor de $\tau/3$, [9].

$$\tau_c = 2.91 \text{ min}$$

Con lo anterior se obtiene:

$$K_c = 1.66 \text{ \%/\%}$$

$$\tau_i = 5.27 \text{ min/rep}$$

Llevando los anteriores parámetros a los de un controlador PI ideal, se encuentra:

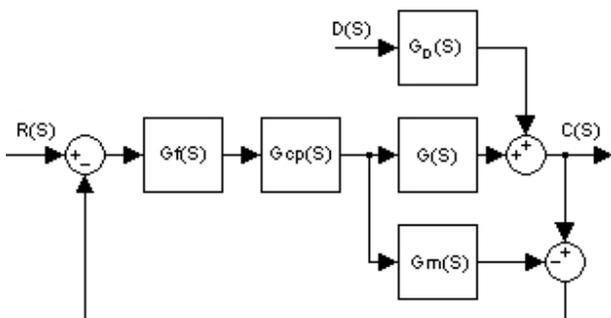
$$K_p = 1.66 \text{ \%/\%}$$

$$K_i = 0.315 \text{ rep/min}$$

Control con modelo interno (IMC)

Rivera, Morari y Skogestad, [8], desarrollaron una estrategia retroalimentada, diferente a la convencional, en la cual un modelo del proceso corre paralelo a este, Figura 2. Se dispone de un controlador predictivo y un filtro pasabajos.

Figura 2. Diagrama de bloques para el IMC



Donde:

$G_f(S)$: función de transferencia del filtro pasabajos.

$G_{CP}(S)$: función de transferencia del controlador predictivo.

$G_m(S)$: función de transferencia del modelo de la

combinación válvula – proceso – transmisor.

Para el diseño de esta estrategia se siguieron los lineamientos propuestos por Marlin, [6].

$$G_f(S) = \left[\frac{1}{\tau_f \cdot S + 1} \right]^N \quad (6)$$

Donde:

τ_f : constante de tiempo del filtro.

N : orden del filtro.

$$G_{CP}(S) = [G_m^-(S)]^{-1} \quad (7)$$

Donde:

$G_m^-(S)$: es la parte de la función de transferencia de la combinación válvula – proceso – transmisor que es invertible.

Para el sistema en estudio se eligió $N=1$, y se obtuvo:

$$G_{CP}(S) = 0.5117 \cdot (8.715 \cdot S + 1) \quad (8)$$

Adicionalmente τ_f se calculó a partir del método gráfico desarrollado por Ciancone (1993) y reportado por Marlin, [6]. $\tau_f = 5.14$ min.

La combinación filtro – controlador predictivo a implementar viene dada por:

$$G_f(S) \cdot G_{CP}(S) = 0.5117 \cdot \frac{(8.715 \cdot S + 1)}{(5.14 \cdot S + 1)} \quad (9)$$

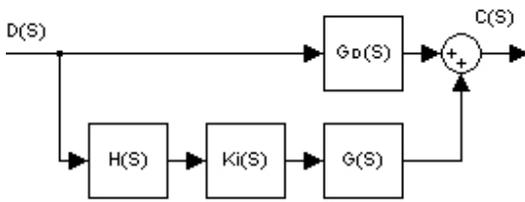
Que corresponde a unidad de adelanto – retardo (Lead – Lag).

Control de relación

Teniendo en cuenta que la variable perturbadora principal es el flujo de alimentación de producto, Figura 1, es posible pensar en una estrategia de control de relación que cambie la variable manipulada (flujo de vapor), en la medida que se reporten los cambios de la variable perturbadora (la cual debe ser medida).

Los cambios en la variable manipulada estarán ajustados a la relación que existe entre ésta y la variable perturbadora, para los valores normales de operación.

Figura 3. Diagrama de bloques para el control de relación



Donde:

$H(S)$: función de transferencia del sensor – transmisor de flujo de alimentación. Se supuso un comportamiento ideal en el sensor – transmisor de flujo de producto, tal que $H(S)=1$.

$K_i(S)$: función de transferencia del controlador de relación.

$G_D(S)$: función de transferencia del elemento perturbador.

Para el diseño de esta estrategia se siguieron los lineamientos sugeridos por Smith y Corripio,[13], que establecen:

$$K_i(S) = \lim_{s \rightarrow 0} \left(-\frac{G_D(S)}{G(S) \cdot H(S)} \right) \quad (10)$$

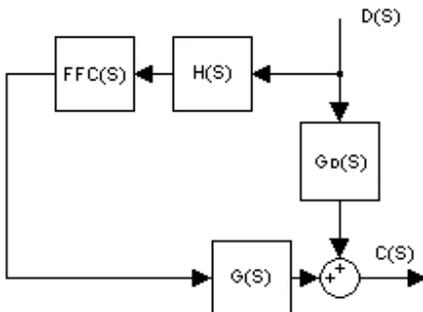
Obteniéndose $K_i(S)=1.7091 \text{ \%} / \text{ft}^3/\text{min}$

Que corresponde a una ganancia pura.

Control por acción precalculada (FeedForward)

En esta estrategia se pretende compensar el efecto de la variable perturbadora inmediatamente ésta afecta al proceso, para esto se mide y se lleva a un algoritmo de control FeedForward, el cual debe estar acorde con la dinámica del proceso y generar un cambio en variable manipulada de tal forma que la variable controlada permanezca durante todo tiempo en el punto de control.

Figura 4. Diagrama de bloques para el control FeedForward.



Donde $FFC(S)$ corresponde a la función de transferencia de la ley de control FeedForward.

Para el diseño de esta estrategia basta determinar una expresión para $FFC(S)$, de tal forma que la variable controlada no sea afectada por cambios en la variable perturbadora.

Smith y Corripio, [13], reportan la siguiente expresión para $FFC(S)$:

$$FFC(S) = -\frac{G_D(S)}{G(S) \cdot H(S)} \quad (11)$$

A pesar de que (11) tiene en cuenta la dinámica del proceso y la instrumentación, podría arrojar un controlador que no sea físicamente realizable, por lo que la implementación del controlador FeedForward se realizó siguiendo los lineamientos de Coughanowr, [3], y Shinkey, [11], los cuales recomiendan configurar $FFC(S)$ como una unidad de adelanto – retardo.

$$FFC(S) = K_{FF} \left(\frac{\tau_{LD} S + 1}{\tau_{LG} S + 1} \right) \quad (12)$$

Donde:

K_{FF} : ganancia del controlador FeedForward

τ_{LD} : constante de tiempo de adelanto

τ_{LG} : constante de tiempo de retardo

A partir de la metodología propuesta por Shinskey, [8] se obtuvieron los siguientes valores para los parámetros:

$K_{FF}= 1.7091 \text{ \%} / \text{ft}^3/\text{min}$

$\tau_{LD}= 0.722 \text{ min}$

$\tau_{LG}= 0.001 \text{ min}$

Evaluación de las diferentes estrategias

Se introdujo una perturbación representada por la reducción del flujo de alimentación en $-5 \text{ ft}^3/\text{min}$ y se simuló la respuesta del sistema automático de control usando Simulink®.

A partir de las respuestas obtenidas, se evaluaron los indicadores seleccionados: IAE, máxima desviación de la variable controlada, tiempo de respuesta, trabajo del elemento final de control, gasto energético asociado a la variable manipulada y costo estimado de la instrumentación requerida.

Resultados y Discusión

De la Figura 5 a la Figura 10, se muestran los resultados obtenidos con el simulador.

Figura 5. Control PID sintonizado mediante reglas prácticas. Desviación en la variable controlada.

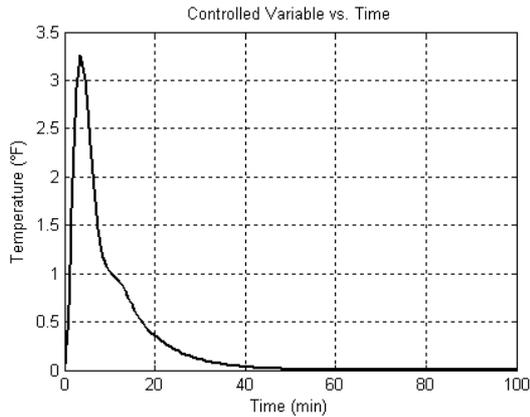


Figura 6. Control PID sintonizado mediante reglas prácticas. Desviación en la variable manipulada.

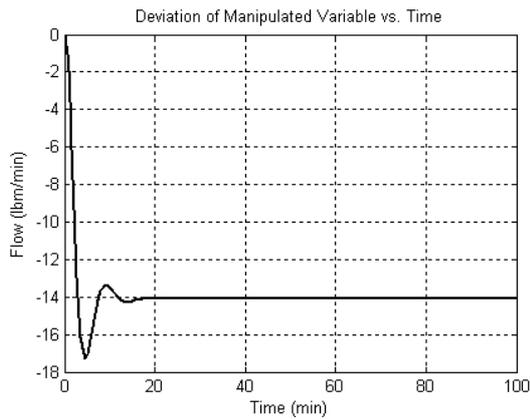


Figura 7. Control PI sintonizado mediante la síntesis de Chen y Seborg. Desviación en la variable controlada.

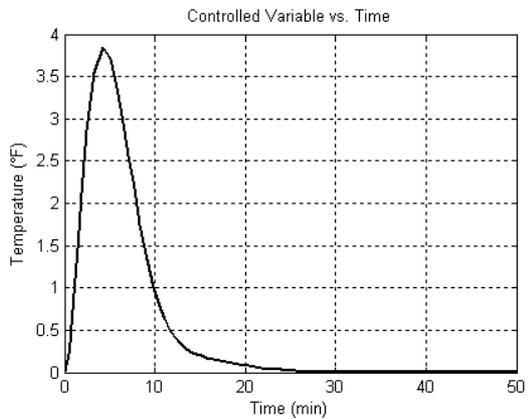


Figura 8. Control PI sintonizado mediante la síntesis de Chen y Seborg. Desviación en la variable manipulada

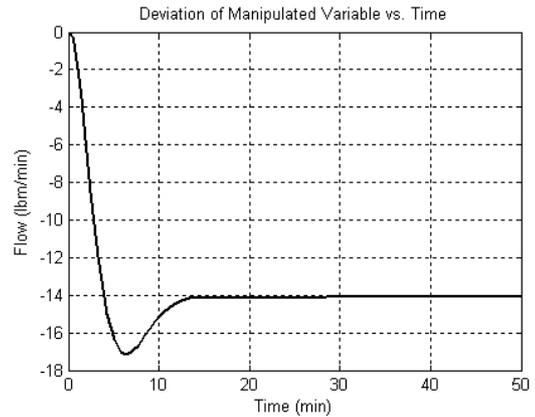


Figura 9. Control con modelo interno. Desviación en la variable controlada.

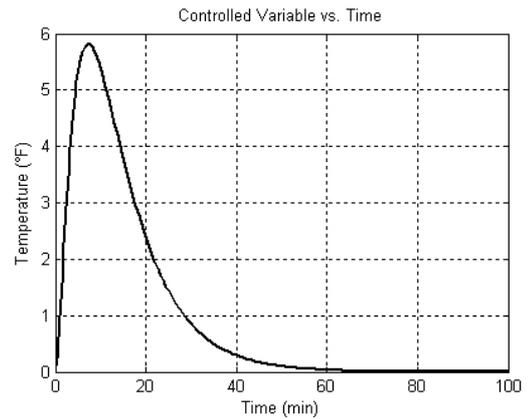


Figura 10. Control con modelo interno. Desviación en la variable manipulada.

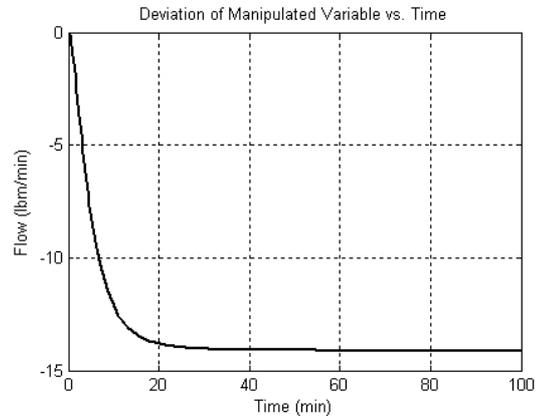


Figura 11. Control de relación. Desviación en la variable controlada.

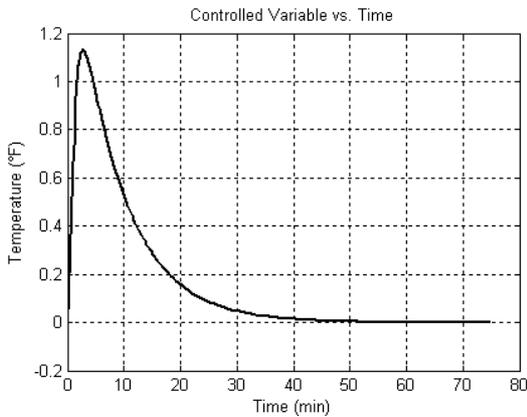


Figura 12. Control de relación. Desviación en la variable controlada.

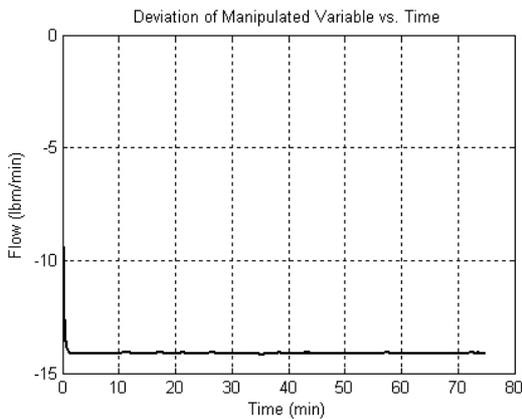


Figura 13. Control FeedForward. Desviación en la variable controlada.

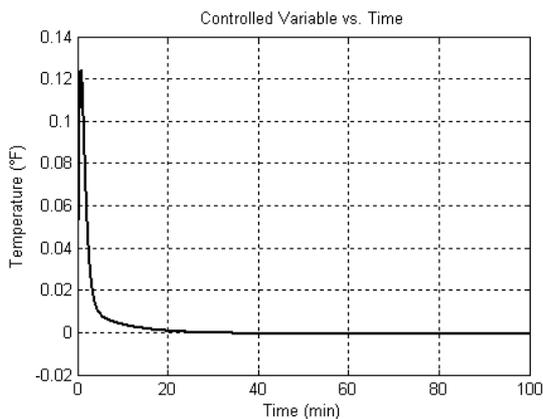
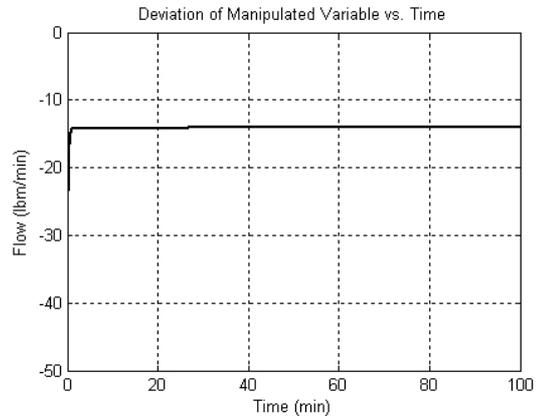


Figura 14. Control FeedForward. Desviación en la variable manipulada.



Los resultados obtenidos, en términos de los indicadores propuestos, se resumen en la tabla 1.

Tabla 1. Comparación de indicadores para las estrategias de control evaluadas

Estrategia	IAE	Ts	e _{máx}	w	Mv	US\$
Reglas prácticas	29.05	74.20	3.2	2125	24.04	4800
Síntesis	27.12	38.40	3.84	1096	21.09	4800
IMC	103.8	86.65	5.82	2515	15.29	6350
Relación	2.36	65.00	1.12	1836	16	9120
Feedforward	0.31	30.00	0.12	847	241.7	9120

Donde:

- $IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt$, [=] °F*min. Integral del valor absoluto del error.
- T_s [=] min. Tiempo de respuesta del sistema automático de control.
- $e_{máx}$ [=] °F. Máxima desviación presentada en la variable controlada.
- w [=] lbm. Masa total de vapor consumida para fines de control (para eliminar el error).
- $Mv = \int_0^{\infty} \left| \frac{dm(t)}{dt} \right| dt$, [=] lbm/min. Variabilidad de la variable manipulada (flujo de vapor).
- $US\$$ [=] USD. Costo aproximado de la instrumentación requerida.

Conclusiones

La tabla 1 muestra los resultados de los indicadores utilizados para evaluar cada una de las estrategias de control en comparación, para las simulaciones realizadas.

Las siguientes son algunas conclusiones que pueden ser extractadas.

Control PID sintonizado mediante reglas prácticas

Su rendimiento es bajo, ya que genera uno de los consumos de vapor más altos, gran variabilidad de la variable manipulada y un tiempo de respuesta bastante elevado.

Control PI sintonizado mediante la síntesis de Chen y Seborg

Su rendimiento es alto, sobretodo si se tiene en cuenta su carácter retroalimentado; el consumo de vapor que genera es uno de los menores. La variabilidad de la variable manipulada es intermedia y la velocidad de respuesta es una de las más altas.

Control con modelo interno

Su única ventaja para el proceso en estudio, es la baja variabilidad de la variable manipulada que produce. Su rendimiento es el más bajo, de acuerdo a los indicadores analizados.

Control de relación

Presenta una buena velocidad de respuesta, un bajo valor de IAE, baja variabilidad de la variable manipulada y un consumo de vapor intermedio.

Control FeedForward

Es la mejor estrategia desde el punto de vista energético, presenta el menor valor de IAE, el mínimo tiempo de estabilización, la mínima desviación, sin embargo la variabilidad de la variable manipulada supera por un amplio margen a las otras estrategias, lo cual afectaría sustancialmente la vida útil del elemento final de control.

Agradecimientos

Los autores del presente trabajo presentan sus agradecimientos a la Ingeniera Katherina Sánchez P., integrante del Instituto de Energía y Termodinámica de la UPB y al estudiante de Ingeniería Química Andrea Ochoa M.

Bibliografía

1. Abbas, A. (1997). A new set of controller tuning relations. *ISA transactions*. Vol 36. p. 183-187.
2. Chen, D. Seborg, D. (2002). PI/PID Controller

design based on direct synthesis and disturbance rejection. *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol. 41. p. 4807-4822.

3. Coughanowr, D. (1991). *Process systems analysis and control*. 2nd ed. Singapore: McGraw hill. p. 566.

4. Creus, A. (1989). *Instrumentación Industrial*. 4 ed. Barcelona: Marcombo Boixareu. p. 717.

5. Luyben, W. (2001). Effect of derivative algorithm and tuning selection on the PID control of dead time process. *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol. 40. p. 3605-3611.

6. Marlin, T. (1995). *Process Control*. Singapore: McGraw Hill. p. 954.

7. Otero, F. Sanjuan, M, Acuña, A. Smith, C. (1998). Performance evaluation of advanced control strategies on a variable dead time process. En: *Memorias del III Congreso de la Asociación Colombiana de Automática*. Rionegro. Sep 24-27. p. 139 – 144.

8. Rivera, D. Morari, M. y Skogestad, S. (1986) Internal Model Control. 4. PID controller design. *Int. Eng. Chem. Process Des. Dev.* Vol. 25. p. 252-265.

9. Seborg, D. Edgar, T. Mellichamp, D. (2003). *Process dynamics and control*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons. P. 713.

10. Shinskey, F.G (1994). *Feedback Controllers for the Process Industries*. Mc Graw Hill, Singapur. p. 281.

11. Shinskey, F.G (1996). *Sistemas de control de procesos. Tomos I y II*. Mexico: McGraw Hill. p. 265.

12. Shinskey, F.G (2000). Optimización de la regulación de la carga. En: *Ingeniería Química*. p. 115-120.

13. Smith, C. Corripio, A. (1997). *Principles and practice of automatic process control*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons, Inc.

14. Willis, M. (1999). *Proportional – Integral – Derivative Control*. Dept. of Chemical and Process Engineering University of Newcastle. <http://lorien.ncl.uk/ming/Dept/Swot/connotes.htm>