

EVALUACIÓN DE DIFERENTES ESTRATEGIAS PARA COMPENSAR NO LINEALIDADES GENERADAS POR LA VÁLVULA DENTRO DE UN LAZO DE CONTROL DE FLUJO

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: válvulas de control, bloques de cómputo, control no lineal.

Introducción

El Grupo de Investigación en Automática y Diseño A+D de la Universidad Pontificia Bolivariana – Medellín, ha implementado un proceso industrial a escala de laboratorio que sirva de plataforma de estudio y desarrollo de sistemas de control no lineal.

En un trabajo previo, Castrillón y Vásquez [1], proponen cuatro diferentes estrategias para compensar las no linealidades en un sistema de control de nivel. Se evaluaron en un entorno de simulación (Matlab®) con resultados preliminares los cuales son aprovechados para la implementación en el proceso real que se presenta en este trabajo.

Es deseable la presencia de una respuesta lineal en el proceso, ya que el desempeño de un controlador clásico por retroalimentación será similar para todo el rango de operación. Sin embargo, muchos sistemas no son lineales, como el caso de un proceso de control de flujo con una válvula que tiene una característica instalada no lineal (relación entre el flujo y la señal de control) y que además presenta una histéresis significativa.

Una solución a este problema consiste en cambiar la característica no lineal de la válvula, lo cual puede lograrse por diferentes métodos, existiendo posibilidades diferentes al uso de posicionadores no lineales. En su lugar pueden ser empleados bloques de cómputo o caracterizadores entre el controlador y la válvula, que desarrollen la función o característica requerida; adicionalmente ciertas estrategias sencillas del control no lineal pueden ser aplicadas.

La planta utilizada es la red de fluidos del laboratorio de Ingeniería Mecánica de la UPB (Figura 1), la cual está instrumentada para la realización de mediciones de flujo volumétrico y presión en tuberías y que ha sido adaptada en este trabajo para labores de control, [11].

Figura 1. Red para control de flujo volumétrico



Se obtuvo un modelo experimental a partir de la respuesta en lazo abierto, y se implementó un controlador digital usando LabVIEW®.

Las cuatro estrategias que se comparan entre sí, permiten compensar la no linealidad generada por la válvula, y son implementadas como bloques de cómputo para integrarlas al sistema automático de control. La comparación es realizada usando los indicadores IAE, tiempo de estabilización y el sobrepaso.

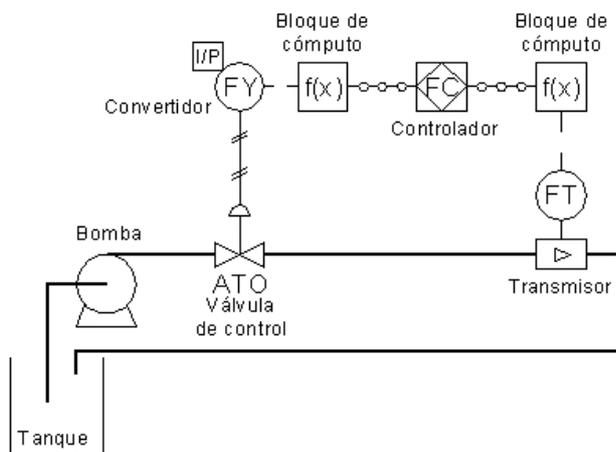
Metodología

Se realiza la identificación del sistema con una prueba en planta y se implementa en el sistema real un controlador PI digital, usando LabVIEW®, que opera alrededor de un punto de operación específico.

Descripción y modelación del proceso

- Los elementos constituyos del lazo cerrado de control son los siguientes:
- Medidor de flujo vórtex: marca Fischer & Porter, modelo 10VT1000; alimentación: 24VDC; rango: 0 – 211.6 gpm; salida: 4 – 20 mA DC.
- Tarjeta de adquisición de datos: marca National Instruments, modelo PCI MIO 16XE – 1.
- Computador con LabVIEW® 7.0 y Matlab® 6.5.
- Convertidor corriente – presión: marca Sauter, modelo XEP1 F002. Alimentación: 1,3 bar (19 psig). Señal de entrada: 4 – 20 mADC. Señal de salida: 0,2 – 1,0 bar (2,9 – 14,5 psig).
- Válvula de control neumática: marca Dwyer, modelo 2004 VA32-231, 1½", cerrada en falla, 3-15 psig.

Figura 2. Diagrama de Instrumentación y tubería.



En la Figura 2. se puede observar un diagrama de instrumentación y tubería que representa el proceso de flujo (para simplificación no se muestra la alimentación de los instrumentos).

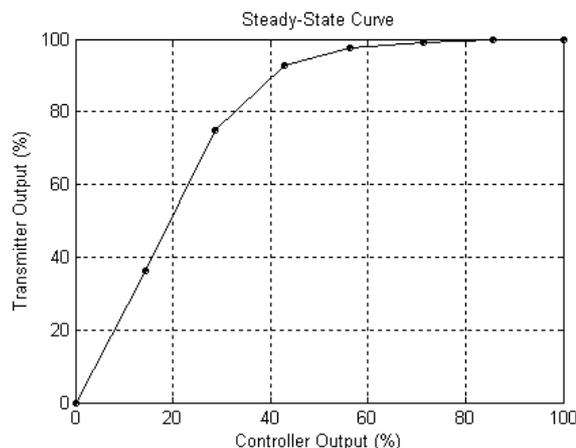
Modelación del sistema.

Para determinar la linealidad o no linealidad estática de la planta, basta obtener la curva de estado estacionario del sistema. Para ello, se fuerza la señal de salida del controlador en lazo abierto, la cual va de 0 a 100%, generando un escalón de pequeña magnitud y esperando a que la variable controlada

(flujo volumétrico) se estabilice. Esto se repite hasta barrer todo el rango de la señal, almacenando los datos en un archivo por medio de un panel de control en LabVIEW®.

En la Figura 3 se muestra la curva de estado estacionario obtenida a partir de cambios en la salida del controlador realizados de forma ascendente.

Figura 3. Curva de estado estacionario.



La no linealidad obedece a que la característica inherente de la válvula es del tipo apertura rápida, lo que genera una característica instalada del mismo tipo pero más pronunciada, como se observa en la Figura 3. Apertura rápida no indica que la válvula se abra en un periodo de tiempo corto, sino que para el primer 50% del rango de la señal de control la válvula se abre casi por completo y para la segunda mitad, la variación de apertura (y por ende de caudal) es ínfima. Esto implica una ganancia que varía considerablemente, siendo muy grande al inicio del rango y luego se hace casi cero al final; sin embargo, hay un rango estrecho de caudales alrededor de 50 gpmUS donde la ganancia varía muy poco, por lo cual se escoge como punto de operación para fines de diseño de un controlador lineal.

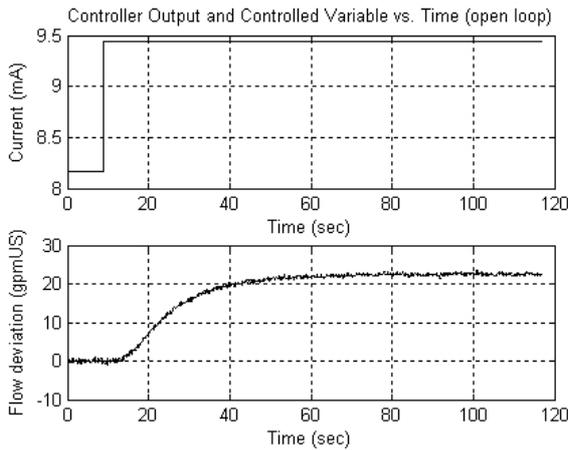
La ganancia de la planta se calcula promediando los valores de pendiente discreta entre tres puntos consecutivos alrededor del valor seleccionado como el punto de operación.

$$K_i \approx \frac{(q_i - q_{i+1}) \text{gpmUS}}{(s_i - s_{i+1}) \text{mA}} \quad (1)$$

$$K = \frac{k_1 + k_2 + k_3}{3} = 17.835 \text{ gpmUS} / \text{mA}$$

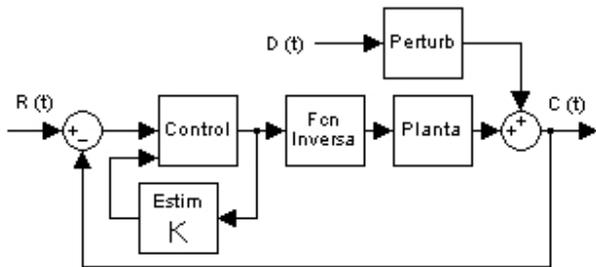
Para la caracterización dinámica de la planta, se realizó un escalón ascendente en la salida del controlador en lazo abierto alrededor del punto de operación elegido. El resultado del escalón se muestra en la Figura 4.

Figura 4. Prueba dinámica en lazo abierto.



En las prueba realizada se observó que el sistema corresponde a un orden superior más tiempo muerto, pero que puede aproximarse por medios grafo – analíticos a un modelo primer orden más tiempo muerto, el cual abarca la dinámica del convertidor digital analógico, del convertidor de corriente a presión, de la válvula, el retardo de transporte del proceso, la dinámica del sensor y del convertor analógico digital. Por ello, el diagrama de bloques se simplifica como se muestra en la Figura 5:

Figura 5. Diagrama de bloques simplificado



De la Figura 4 se obtiene el modelo de primer orden más tiempo muerto (*FOPTD* en inglés), con el método de los dos puntos, Smith y Corripio, [10]:

$$t_1 = t_0 + \tau \quad (2) \quad \text{y} \quad t_2 = t_0 + \frac{\tau}{3} \quad (3)$$

Los instantes de tiempo t_1 y t_2 se miden a partir del momento en que se realizó el escalón y corresponden a los valores de 28.3% y 63.2% del cambio total en la salida. Los resultados para la gráfica ascendente son:

$$t_0 = 6.88 \text{ s} \quad \text{y} \quad \tau = 11.65 \text{ s}$$

Por tanto, el modelo de la planta alrededor del punto de operación en el dominio de Laplace es:

$$G_p(S) = \frac{K}{\tau \cdot S + 1} \cdot e^{-t_0 \cdot S} = \frac{17.835}{11.65 \cdot S + 1} \cdot e^{-6.88 \cdot S} \quad (4)$$

Síntesis del controlador

Los procesos de control de flujo en redes de tubería responden rápidamente, y la dinámica presente en el proceso se debe principalmente a elementos tales como la válvula de control y el transmisor de flujo. Para este tipo de sistemas, según la práctica del control de procesos químicos, se recomienda un controlador PI, [5].

La parte integral se hace necesaria para eliminar el error de estado estacionario, mientras que la parte derivativa se omite debido a que el flujo que circula por el interior de una tubería industrial, es generalmente turbulento y desordenado, lo cual genera una señal retroalimentada fluctuante, aún en condiciones de flujo estable. Como es bien sabido, la acción derivativa del controlador tiende a amplificar las fluctuaciones rápidas y el ruido de la señal retroalimentada, comprometiendo la estabilidad de la respuesta en lazo cerrado, lo que podría demostrarse con un análisis de respuesta en frecuencia, [10].

El controlador PI implementado es digital, [3], y se presenta por medio de una ecuación en diferencias (6) que se modifica en el caso del controlador PI no lineal como se observa más adelante.

$$m(t) = \bar{m} + K_p \cdot e(t) + \int K_i \cdot e(t) \cdot dt \quad (5)$$

Es de anotar que la constante integral se deja al interior del operador, con el fin de suavizar los cambios de la acción integral cuando se tiene un valor de K_i variable, caso del controlador con ganancias programadas, Khalil [2]. Esta es una buena práctica en el momento de la implementación ya que el algoritmo de control tiene cierta acción de filtrado que le permite mejorar su desempeño ante una variable con cambios aleatorios y rápidos (Flujo de líquido).

La ecuación en diferencias que permite digitalizar controlador esta dada por:

$$m(k) = \bar{m} + K_p \cdot e(k) + \sum_{j=1}^k T \cdot K_i(j) \cdot e(j) \quad (6)$$

Para la sintonía del controlador se usó el método de síntesis directa utilizando los lineamientos de Seborg, Edgar y Mellichamp [5], el cual se desarrolla para operación servo, teniendo en cuenta que la mayoría de los lazos de control de flujo trabajan como esclavos dentro de sistemas en cascada, [8].

$$K_p = \frac{\tau}{K \cdot (t_o + \tau_c)} \quad (7)$$

$$K_i = \frac{1}{K \cdot (t_o + \tau_c)} \quad (8)$$

Donde τ_c : es la constante de tiempo para el sistema automático de control en operación servo.

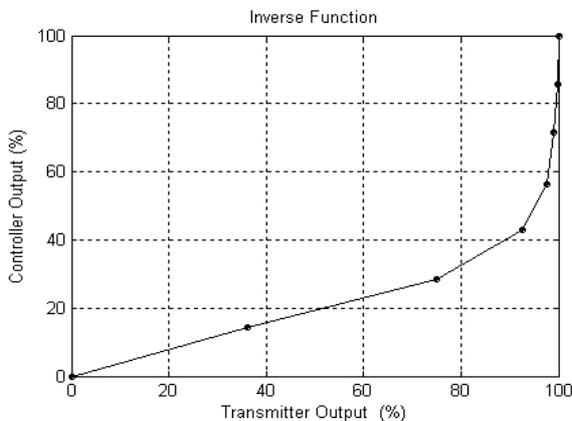
El valor de τ_c fue establecido de acuerdo al siguiente lineamiento, Seborg [5]: $t_o < \tau_c < \tau$. Los valores obtenidos fueron: $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

Función inversa

Este método consiste en utilizar un caracterizador de funciones, implementado en un bloque de cómputo que se inserta a la salida del controlador, Figura 5, con el fin de simular la función inversa de la planta.

En este caso se pretende linealizar una válvula de apertura rápida y el caracterizador debe tomar una forma opuesta a la característica de la válvula, Figura 6. Debido a la zona de saturación que presenta la válvula su función inversa presenta una zona de alta ganancia para valores altos de salida del transmisor, se pueden vislumbrar problemas en la implementación para la variable controlada del proceso, la cual es ruidosa por naturaleza y presenta cambios súbitos cada vez más pronunciados a medida que aumenta el flujo (esto implica un aumento del número de Reynolds y por lo tanto un aumento de la turbulencia al interior de la tubería).

Figura 6. Función Inversa de la válvula de control



La implementación se hace en Labview® mediante un bloque de cómputo que interpola racionalmente en tiempo real, durante cada periodo de muestreo, y modifica la salida del controlador mediante la curva de la función inversa para linealizar el proceso.

Caracterizador Universal

Este método, ajusta una función hiperbólica a la función inversa de la válvula de control. La función seleccionada es, [6]:

$$f(m) = \frac{m}{L + (1-L) \cdot m} \quad (9)$$

Donde m es la salida del controlador y L es un parámetro ajustable que determina la linealidad de la función. Es decir, si L es igual a uno, quiere decir que la función es lineal, mientras que los valores de L que son mayores o menores que uno le dan la forma a la curva en direcciones opuestas.

El parámetro L que utiliza esta función se ajustó por medio de regresión no lineal utilizando mínimos cuadrados. En la ecuación, m es la salida del controlador y $f(m)$ la señal que llega a la válvula de control. Un ajuste inicial realizado por mínimos cuadrados arrojó un valor para $L=22$, pero el sistema se indetermina con valores de la salida del controlador muy cercanos de 1 ($m=1.04$) que son factibles debidos al ruido, además este valor genera una pendiente alta en la zona de saturación de la válvula, por lo tanto se usó un valor más conservador que no garantiza el ajuste preciso, pero que se torna menos agresivo en las regiones de alto flujo. Se tomó un valor de $L=10$ y se evaluó la función para el rango de salida del transmisor en fracción, con lo cual se implementó un bloque de cómputo en Labview® similar al bloque generado para la función inversa.

Controlador PI no lineal

Una posible alternativa para compensar la presencia de no linealidades en el lazo es modificar el PI convencional, de forma tal que sea capaz de encontrar la manera de salir lo más rápido posible de la zona no lineal, en la cual se encuentra el sistema siempre que se aleja del punto de operación. Para tal efecto puede hacerse una modificación a la estructura convencional del PI, para que la ganancia sea proporcional al error (PI de error cuadrático). Los autores realizan una modificación al algoritmo normalmente propuesto en la literatura, [6,10]:

$$m(t) = \bar{m} + \frac{|c(t)|}{100} \left(K_p \cdot e(t) + \int K_i \cdot e(t) \cdot dt \right) \quad (10)$$

En este caso la sensibilidad del controlador a los errores no depende directamente del error, sino del valor absoluto de la variable controlada. A medida que aumenta el flujo, disminuye la ganancia del proceso, y se necesita una acción más agresiva del controlador, lo cual se logra cuando su salida es proporcional al valor de la variable controlada con un valor alto.

Para valores pequeños de $|c(t)|$ la ganancia del proceso es alta y por ende se necesita menos acción de control para eliminar el error. Con la propuesta se evita además el rebote proporcional al realizar cambios ascendentes del punto de control. La implementación se hizo en Labview®.

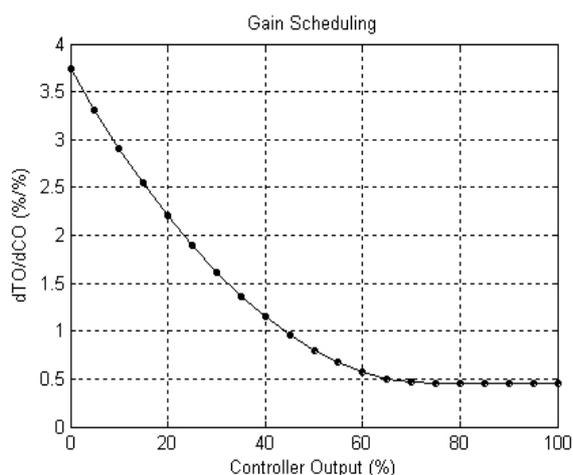
Controlador PI con ganancias programadas

El método se caracteriza por modificar los parámetros proporcional e integral, de acuerdo a los valores que tome la ganancia del proceso en cada punto de operación.

Lo anterior se logró ligando los valores de la ganancia del proceso, Figura 7, con la señal de salida del controlador, de tal manera que para cada valor se determina la ganancia del proceso y se actualizan los parámetros del controlador, (7) y (8), durante cada instante de muestreo.

Para el diseño del algoritmo se siguieron los lineamientos de Khalil [2] y Stephanopoulos [9]. La implementación se hizo mediante un bloque de cómputo en Labview®.

Figura 7. Ganancia del proceso para estimar el valor de K



Resultados y Discusión

Para la evaluación de las diferentes estrategias se hicieron diferentes pruebas en la planta, tres pruebas del tipo escalón en la referencia para evaluar la operación servo del sistema de control y una perturbación en la velocidad de operación de la bomba para evaluar la operación reguladora del controlador. Las gráficas muestran, para cada estrategia de control, la señal de salida del controlador que permite evaluar el trabajo realizado por el actuador y, de manera simultánea, el valor de la referencia y de la variable controlada.

Prueba 1 (Figuras 8 – 12): cambio en el punto de control de 50 a 65 gpmUS

- Menor tiempo de estabilización: Controlador PI con ganancias programadas.
- Menor sobrepaso: Controlador PI con ganancias programadas.
- Menor IAE: Función inversa.

Prueba 2 (Figuras 13 – 17): cambio en el punto de control de 65 a 80 gpmUS

- Menor tiempo de estabilización: Controlador PI con ganancias programadas.
- Menor sobrepaso: Controlador PI con ganancias programadas.
- Menor IAE: Controlador PI Lineal.

Prueba 3 (Figuras 18 – 22): cambio en el punto de control de 80 a 50 gpmUS

- Menor tiempo de estabilización: Función inversa.
- Menor sobrepaso: Controlador PI con ganancias programadas.
- Menor IAE: Función inversa.

Prueba 4 (Figuras 23 – 27): cambio en la velocidad de la bomba de 1550 rpm a 1350 rpm.

- Menor tiempo de estabilización: Controlador PI Lineal.
- Menor IAE: Controlador PI Lineal.

Prueba del tipo escalón en la referencia, valor inicial de operación 50 gpmUS, valor final de operación 65 gpmUS.

Figura 8. Controlador PI Lineal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

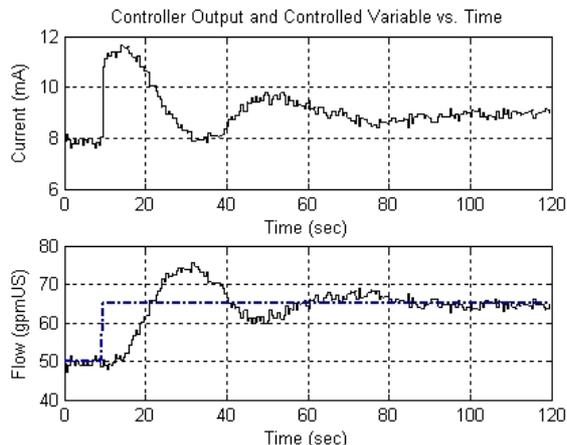


Figura 9. Controlador PI No lineal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

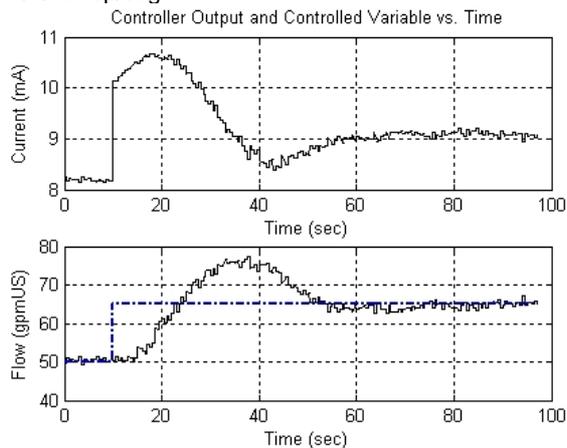


Figura 10. Bloque de cómputo con la función inversa. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

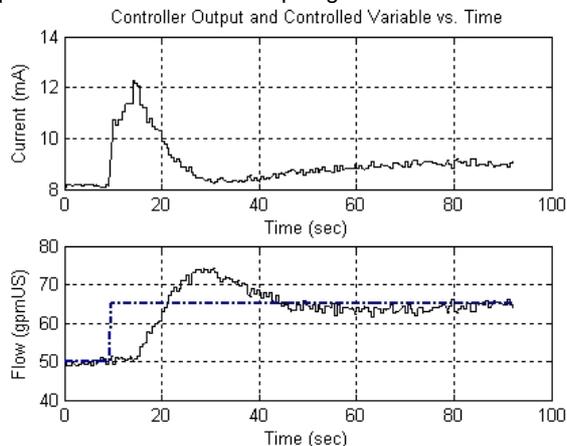


Figura 11. Bloque de cómputo con caracterizador universal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

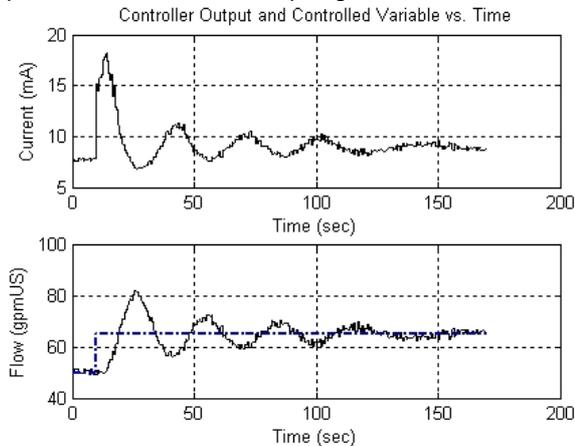


Figura 12. Controlador PI con Ganancias Programadas

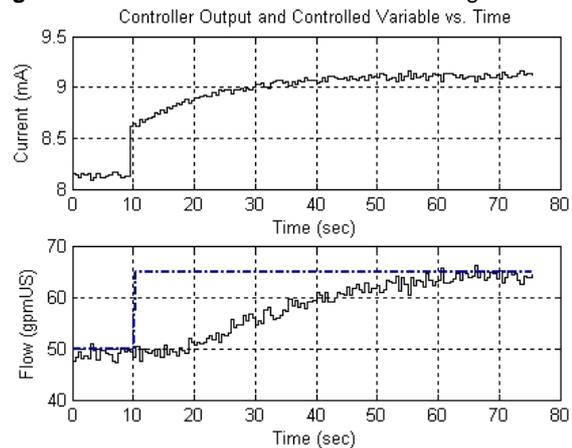


Tabla 1. Comparación de las diferentes estrategias de control para la operación Servo entre 50 y 65 gpmUS.

	IAE (gpm*seg)	Mp (%)	Ts (seg)
PI Lineal	357.33	70.11	114
PI No lineal	365.13	83.2	87
Función Inversa	283.24	61.05	82
Caracterizador Universal	578.75	111.69	156
Ganancias programadas	421.49	4	65.5

Prueba del tipo escalón en la referencia, valor inicial de operación 65 gpmUS, valor final de operación 80 gpmUS

Figura 13. Controlador PI Lineal $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

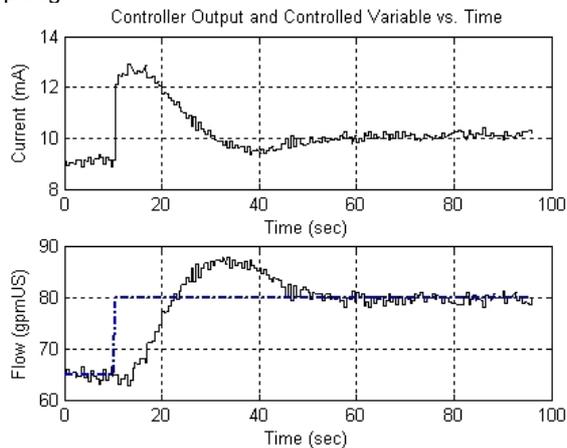


Figura 14. Controlador PI No lineal $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

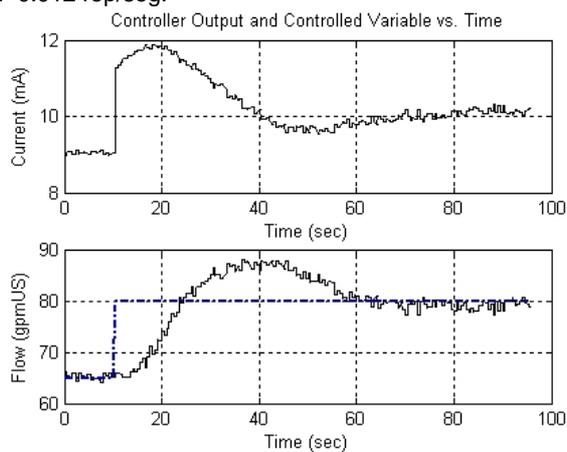


Figura 15. Bloque de cómputo con la función inversa. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

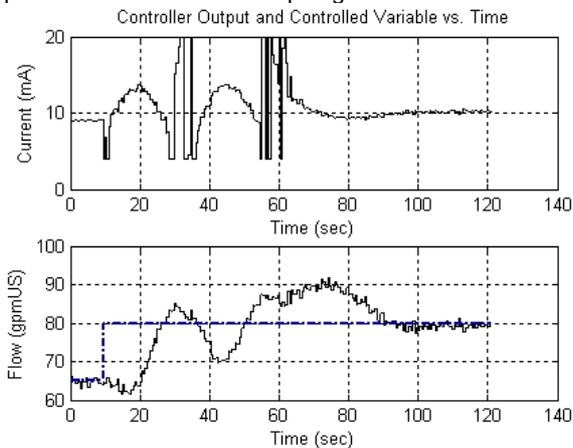


Figura 16. Bloque de cómputo con caracterizador universal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

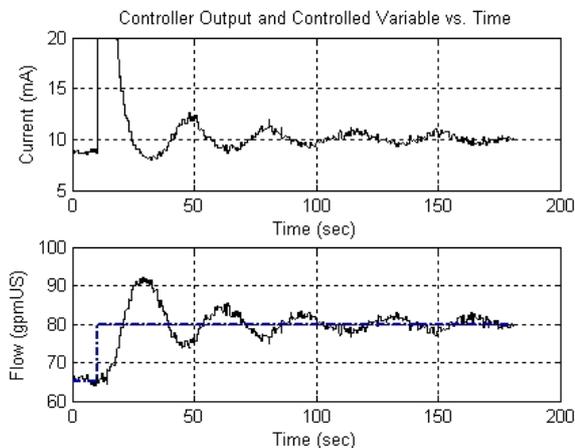


Figura 17. Controlador PI con Ganancias Programadas

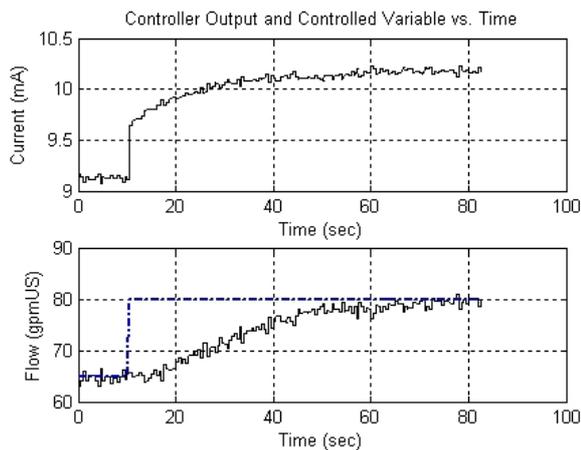


Tabla 2. Comparación de las diferentes estrategias de control para la operación Servo entre 65 y 80 gpmUS.

	IAE (gpm*seg)	Mp (%)	Ts (seg)
PI Lineal	276.77	51.9	90.5
PI No lineal	329.43	53.57	86
Función Inversa	604.39	77.5	111
Caracterizador Universal	492.38	79.58	170.5
Ganancias programadas	384.08	6.5	72.5

Prueba del tipo escalón en la referencia, valor inicial de operación 80 gpmUS, valor final de operación 50 gpmUS

Figura 18. Controlador PI Lineal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

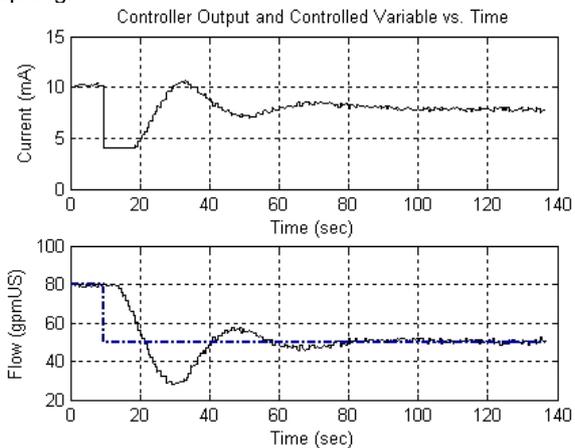


Figura 19. Controlador PI No lineal $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

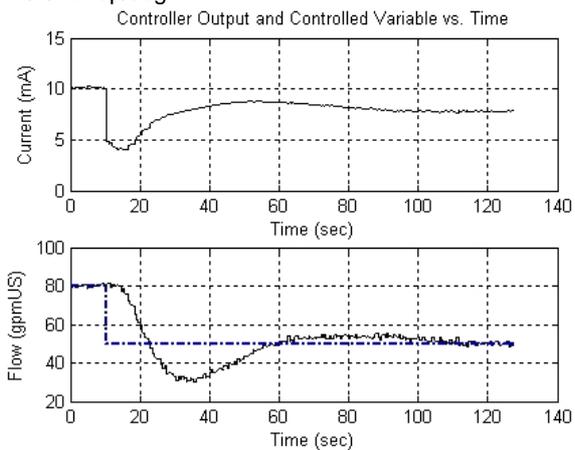


Figura 20. Bloque de cómputo con la función inversa. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

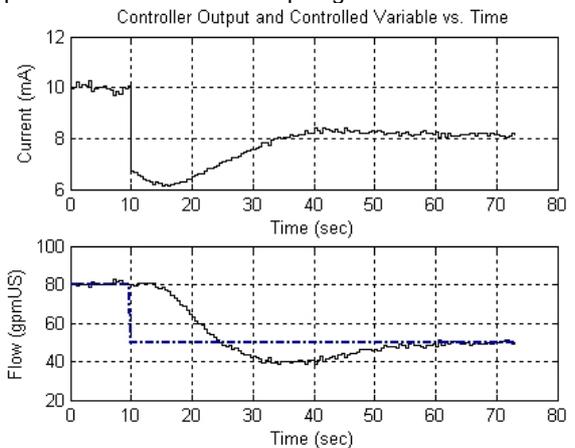


Figura 21. Bloque de cómputo con caracterizador universal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

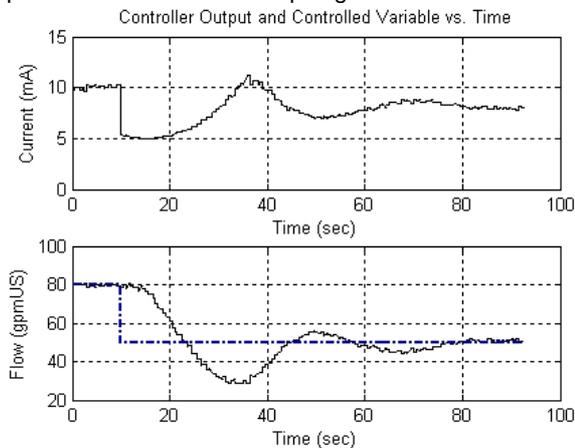


Figura 22. Controlador PI con Ganancias Programadas

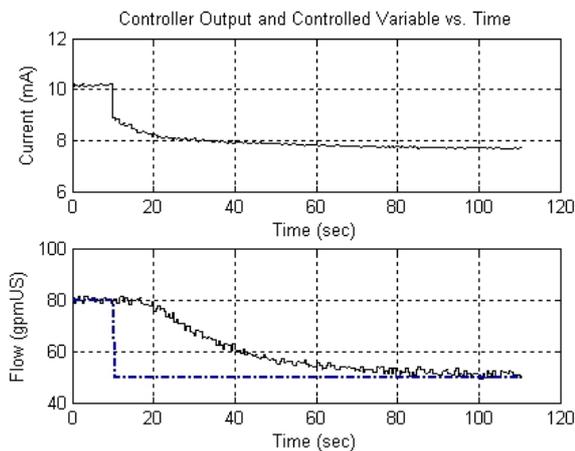


Tabla 3. Comparación de las diferentes estrategias de control para la operación Servo entre 80 y 50 gpmUS.

	IAE (gpm*seg)	Mp (%)	Ts (seg)
PI Lineal	637.84	73.75	124
PI No lineal	811.2	66.87	117.5
Función Inversa	499.9	37.95	63
Caracterizador Universal	647.97	71.61	82.5
Ganancias programadas	897.27	2.45	100.5

Perturbación en la velocidad de la bomba; la velocidad de operación es de 1550 rpm y se hizo un cambio a 1350 rpm.

Figura 23. Controlador PI Lineal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

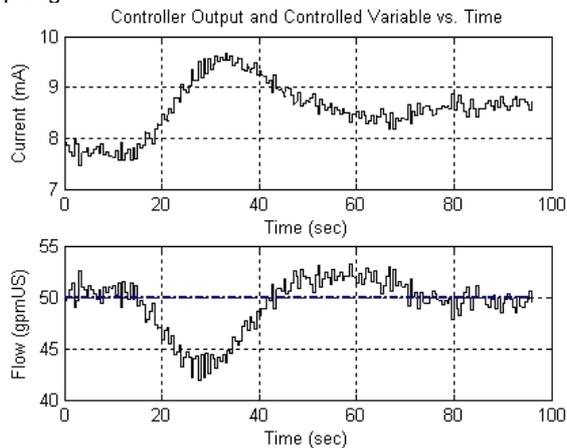


Figura 24. Controlador PI No lineal $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

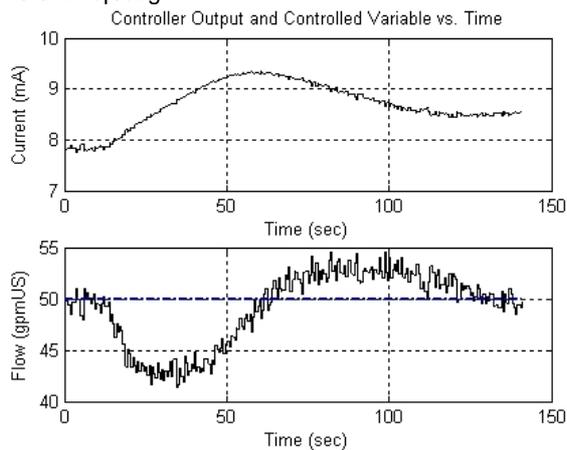


Figura 25. Bloque de cómputo con la función inversa. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

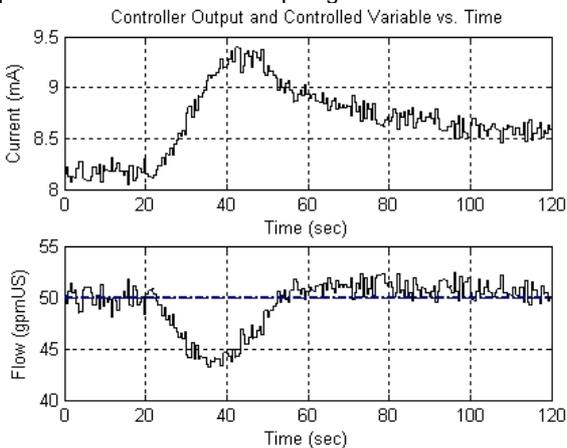


Figura 26. Bloque de cómputo con caracterizador universal. $K_p=0.14$ mA/mA $K_i=0.012$ rep/seg.

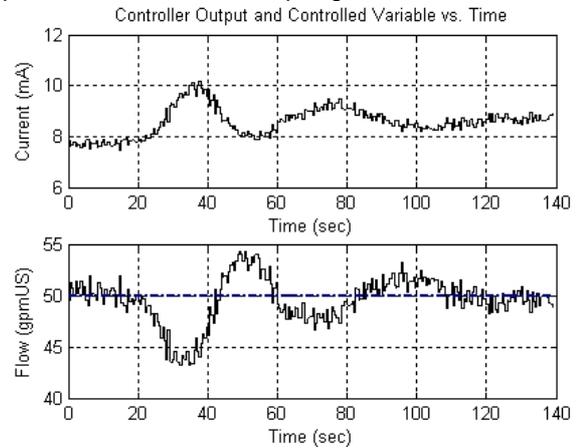


Figura 27. Controlador PI con Ganancias Programadas

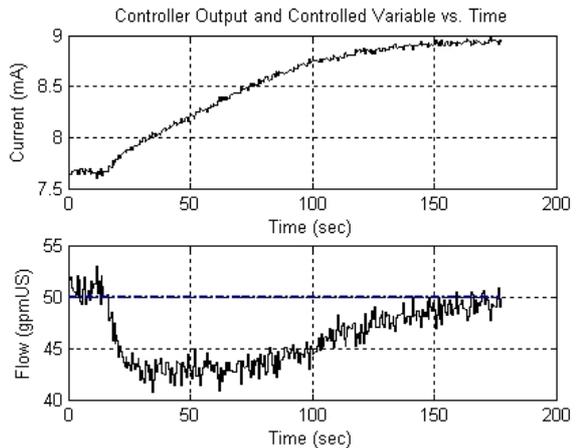


Tabla 4. Comparación de las diferentes estrategias de control para la operación reguladora con una disminución de 200 rpm en la bomba.

	IAE (gpm*seg)	Mp (%)	Ts (seg)
PI Lineal	180.82	---	90
PI No lineal	395.9	---	131
Función Inversa	185.56	---	100
Caracterizador Universal	224.67	---	125
Ganancias programadas	709.29	---	159

Conclusiones

Las tablas 1, 2, 3 y 4 muestran los resultados de los indicadores utilizados para evaluar cada una de las estrategias de control en comparación, durante cada una de las pruebas.

Las siguientes son algunas conclusiones que pueden ser extractadas.

Controlador PI lineal

En términos generales arroja valores bajos de IAE, lo cual muestra su agresividad frente a los errores, pero el sobrepaso y el tiempo de estabilización son medios y elevados frente a cambios en el punto de control. Su salida es bastante ruidosa lo que compromete la vida útil del actuador.

Función Inversa

Arroja los menores valores de IAE en operación servo y reguladora, excepto para valores de la variable controlada contenidos dentro de la zona de saturación de la válvula de control; en dicha zona la función inversa presenta un comportamiento asintótico, Figura 6. Lo anterior produce cambios bruscos en la salida, que conllevan a la saturación del controlador, Figura 15.

Caracterizador Universal

Su rendimiento es bajo, ya que proporciona respuestas demasiado oscilatorias con altos valores de sobrepaso. Para valores de la variable controlada contenidos dentro de la zona de saturación de la válvula de control, presenta una alta probabilidad de saturar la salida del controlador.

Controlador PI no lineal

Su rendimiento es moderado ya que muestra valores intermedios de los indicadores de comparación. Cabe resaltar su capacidad de filtrado y las suaves señales de corrección que entrega, beneficiando la vida útil de la válvula de control.

Controlador PI con ganancias programadas

La forma de su respuesta es independiente del tamaño del cambio realizado en el punto de control, lo cual garantiza repetibilidad en el comportamiento del sistema. Proporciona los menores valores de tiempo de estabilización y sobrepaso, frente a cambios en el punto de control. La señal de corrección que entrega siempre es suave. Presenta cierto carácter predictivo pues estabiliza la señal de salida antes de que la variable este posicionada en el punto de control.

Agradecimientos

Los autores del presente trabajo presentan sus agradecimientos a los laboratorios de la Facultad de Ingeniería Mecánica por la disposición de espacios no solo para la docencia, sino para el desarrollo de trabajos de Investigación.

Agradecen además a la Ingeniera Marisol Osorio por sus aportes en la teoría de control no lineal y sugerencias para la implementación de las estrategias de control y al Ingeniero Juan Miguel Vásquez por la realización de pruebas preliminares y puesta a punto de la instrumentación del proceso.

Bibliografía

1. Castrillón, F. Vásquez, R (2003). Compensación de no linealidades generadas por válvulas en lazos de control. *Memorias V Congreso Asociación Colombiana de automática*. Medellín. Julio 17-19.
2. Khalil, H. (2001). *Nonlinear Systems*. 3rd Ed. Prentice Hall. p. 750.
3. Kuo, B. (1995). *Digital Control Systems*. 2nd ed. Oxford University Press.. p. 784.
4. Ruel, Michel (2000). How valve performance affects the control loop. In: *Chemical Engineering*. New York. Vol. 107, No. 10; p. 64.
5. Seborg, D. Edgar, T. Mellichamp, D. (2003). *Process dynamics and control*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons. P. 713.
6. Shinskey, F.G (1994). *Feedback Controllers for the Process Industries*. Mc Graw Hill, Singapur. p. 281.
7. Shinskey, F.G (1996). *Sistemas de control de procesos. Tomo I*. Mexico: McGraw Hill. p. 265.
8. Shinskey, F.G (2000). Optimización de la regulación de la carga. En: *Ingeniería Química*. p. 115-120.
9. Stephanopoulos, G. (1984). *Chemical process control*. New Jersey: Prentice Hall. p. 696.
10. Smith, C. Corripio, A. (1997). *Principles and practice of automatic process control*. 2nd ed. New York: John Wiley & Sons, Inc.
11. Vásquez, J. Vásquez, R. (2004). Implementación de un control digital en un PC para un proceso de flujo. *Memorias VI Congreso Asociación Colombiana de automática*. Ibagué. Noviembre 13-15.