

Control Robusto de Orden Fraccionario de la Presión del Vapor en el Domo Superior de una Caldera Bagacera

R. Rivas-Perez^{a,*}, F. Castillo-García^b, J. Sotomayor-Moriano^c, V. Feliu-Batlle^b

^a Programa de Maestría en Ingeniería de Control y Automatización, Pontificia Universidad Católica del Perú; Universidad Politécnica de la Habana, CUJAE, Cuba

^b Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales, Universidad de Castilla-La Mancha, Campus Universitario s/n, Ciudad Real, 13005, España

^c Programa de Maestría en Ingeniería de Control y Automatización, Pontificia Universidad Católica del Perú, Av. Universitaria 1801, San Miguel, Lima, Perú.

Resumen

En el presente trabajo se desarrolla un controlador de orden fraccionario del tipo $ID^{\alpha-1}$ para el control robusto de la presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera, el cual posibilita aumentar la efectividad en el control, así como la eficiencia energética de estos equipos. La aplicación de un controlador de orden fraccionario se justifica por el hecho de que la dinámica del proceso objeto de estudio puede cambiar de forma drástica con la variación del calor específico de combustión (I). Se obtiene un modelo matemático nominal de la variación de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera. Los resultados de validación del modelo matemático obtenido muestran un elevado grado de adecuación. Mediante estudios experimentales se estimó el rango de variación de los parámetros dinámicos del modelo matemático obtenido cuando el calor específico de combustión varía en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$. El diseño del controlador $ID^{\alpha-1}$ se realiza en base a especificaciones en el dominio de la frecuencia. Se muestran los resultados comparativos de simulación del sistema de control desarrollado con controladores $ID^{\alpha-1}$ vs PI e $ID^{\alpha-1}$ vs PID , en el sentido de exhibir el mismo comportamiento dinámico en lazo cerrado para las especificaciones de la planta nominal y en presencia de perturbaciones. Estos resultados demuestran que cuando la ganancia de la presión del vapor en el domo superior de la caldera bagacera presenta variaciones en el rango $[K_{\min}, K_{\max}]$ el controlador $ID^{\alpha-1}$ diseñado exhibe mejores prestaciones, así como una mayor robustez. Copyright © 2014 CEA. Publicado por Elsevier España, S.L. Todos los derechos reservados.

Palabras Clave:

controlador de orden fraccionario $ID^{\alpha-1}$, control robusto de presión de vapor, caldera bagacera, modelo matemático, eficiencia energética.

1. Introducción

Los ingenios azucareros tradicionales se caracterizan por su elevado consumo de energía y contaminación del medio ambiente, en gran parte debido a la tecnología de baja eficiencia con la que cuentan (Hugott, 1996; Marín Hernández et al., 2007). En estos ingenios las calderas bagaceras constituyen las plantas que presentan las principales pérdidas energéticas (Rein, 2007). Es por ello que en la industria de transformación de la caña de azúcar, como resultado del incremento del costo de los combustibles, de la elevada competitividad en los mercados energéticos y de las fuertes exigencias medioambientales, los trabajos encaminados a aumentar la eficiencia energética, así como disminuir el impacto de la actividad industrial sobre el medio ambiente presentan una elevada actualidad e importancia científico-técnica (De Prada Moraga et al., 2009).

Las calderas bagaceras constituyen plantas vitales para la industria de transformación de la caña de azúcar, debido a que garantizan la producción de energía de forma relativamente económica mediante el uso del bagazo como combustible, el cual representa un desecho propio de la industria (Kohan, 2000; Rivas-Perez, 2011). Estas calderas se caracterizan por presentar un comportamiento dinámico complejo (parámetros variantes en el tiempo (LPV)), así como diversos procesos interactuantes que usualmente se controlan de forma independiente, mediante controladores PID (Astrom and Bell, 2000; Dukelow, 1991; Rivas-Perez et al., 2000; Yu and Xu, 2005). En la Figura 1 se muestra una imagen frontal de una caldera bagacera.

Es bien conocido que diversas calderas bagaceras operan con tecnología obsoleta pese a las grandes ventajas que reportan (Marín Hernández et al., 2007). La operación de esta clase de calderas con buenos niveles de eficiencia posibilita obtener un elevado beneficio económico y medio-ambiental. Por ejemplo,

* Autor en correspondencia.

Correos electrónicos: rivas@electrica.cujae.edu.cu (R. Rivas-Perez),
vicente.feliu@uclm.es (V. Feliu-Batlle),
fernando.castillo@uclm.es (F. Castillo-García),
jsotom@pucp.edu.pe (J. Sotomayor-Moriano)



Figura 1: Caldera bagacera.

por cada 10°C de disminución de la temperatura de salida de los gases de la combustión se reduce el consumo de bagazo en aproximadamente un 3.5%. De forma similar, durante el proceso de combustión por cada 10% de reducción en el exceso de aire el consumo de bagazo disminuye aproximadamente un 3%. Para asegurar una elevada eficiencia en la operación de esta clase de calderas son esenciales dos requerimientos (Hugott, 1996): 1) garantizar que en todo momento se queme la cantidad de bagazo que posibilita mantener la presión de vapor dentro de los límites requeridos, independientemente de las variaciones en la carga; 2) mantener una correcta relación aire/bagazo, lo cual posibilita que la combustión sea completa dentro de los límites de diseño de la caldera.

Estos requerimientos no pueden ser garantizados si no se cuenta con un controlador efectivo de la presión de vapor en el domo superior de la caldera (Dukelow, 1991; Fernandez et al. 1998; Rivas-Perez, 2011; Sun et al., 2010).

Entre los controladores más utilizados en el control de la presión de vapor en el domo superior de las calderas bagaceras se encuentran los *PID* convencionales (analógicos o discretos), debido a la simplicidad de su estructura, flexibilidad, ajuste sencillo, así como a sus propiedades generales de robustez (Dukelow, 1991; Havlena and Findejs, 2005; Hogg and El-Rabaie, 1990). Sin embargo, como resultado del complejo comportamiento dinámico que presenta este proceso (retardo de tiempo dominante, parámetros dinámicos variantes en el tiempo, (LPV), diferentes perturbaciones medibles y no medibles, etc.) los controladores convencionales no posibilitan obtener un efectivo control (Guin et al., 1989; Dong et al., 2005; Rivas-Perez et al., 1998; Gonzalez Rodriguez et al., 2011; Tung et al., 1995; Xin et al., 2010). Por consiguiente, cualquier controlador que se diseñe debe caracterizarse por presentar una adecuada robustez frente a esta clase de comportamiento dinámico (Martinez et al., 2006).

Para contrarrestar el efecto negativo del complejo comportamiento dinámico que presenta la variación de presión en el domo superior de las calderas, se han propuesto diversas estrategias de control (control inteligente con modelo de referencia, control predictivo multivariable, control predictivo generalizado, control neuro-difuso, control multivariable, control *PID* adaptativo difuso, control no lineal, etc.), las cuales han sido reportadas por diferentes autores (Dong et al., 2005; El-Rabaie

and Hogg, 1991; Havlena and Findejs, 2005; Hogg and El-Rabaie, 1990; Liu and Lara-Rosano, 2003; Rivas-Perez et al., 1998; Sun et al., 2010; Xin et al., 2010; Xu et al., 2008; Yu and Xu, 2005). Entre los principales inconvenientes de estas estrategias se encuentran: baja robustez frente a incertidumbres paramétricas de la planta y compleja implementación práctica. Por consiguiente, el desarrollo de métodos sistemáticos de diseño de controladores robustos de la presión de vapor en el domo superior de las calderas bagaceras constituye un área de investigación de elevado interés científico-técnico y práctico.

Por otro lado, en los últimos años, como resultado de una mejor comprensión del cálculo de orden fraccionario, los operadores de orden fraccionario han sido aplicados con resultados satisfactorios en el modelado y control de procesos con comportamiento dinámico complejo (Castillo-Garcia et al., 2013; Chen et al., 2004; Dzielinski et al., 2011; Feliu-Battle et al., 2013, 2012, 2005a, 2005b; Machado, 1997; Monje et al., 2010; Petras, 2002; Podlubny, 1999; Rivas-Perez et al., 2014, 2011a, 2008; Sanchez-Rodriguez et al., 2008; Vinagre and Monje, 2012, 2006; Vinagre et al., 2007, 2000).

El cálculo de orden fraccionario representa a la teoría que involucra a derivadas e integrales de orden arbitrario, la cual generaliza y unifica los conceptos de diferenciación e integración de orden entero (Podlubny, 1999). El operador básico de integración y diferenciación de orden no necesariamente entero (real e incluso complejo) se representa como ${}_a D_t^\alpha$ donde a y t son los límites de operación y α ($\alpha \in \mathbb{R}$) es el orden del operador. Este operador se puede definir, por ejemplo, mediante la expresión (Chen et al., 2009):

$${}_a D_t^\alpha = \begin{cases} \frac{d^\alpha}{dt^\alpha} & : \alpha > 0 \\ 1 & : \alpha = 0 \\ \int_a^t (d\tau)^\alpha & : \alpha < 0 \end{cases} \quad (1)$$

En este sentido han sido propuestas diferentes definiciones de este operador, entre las que se encuentran las de: Riemann-Liouville, Caputo y Grünwald-Letnikov (Podlubny, 1999). Por lo

general, el límite inferior a del operador integro-diferencial (1) se toma igual a cero (Podlubny, 1999).

En el dominio del tiempo estos operadores se encuentran definidos por la operación de convolución, por lo que están especialmente indicados para describir fenómenos con memoria (difusión, transporte, etc.). En el dominio de Laplace este operador se corresponde con s^a (siempre que las condiciones iniciales sean cero) y por lo tanto su respuesta en frecuencia es $(j\omega)^a$ (Vinagre y Monje, 2006).

Esta última característica es muy atractiva en el diseño de controladores con especificaciones en el dominio de la frecuencia, ya que posibilita la obtención de sistemas de control con nuevos comportamientos asintóticos en el dominio de la frecuencia, tanto en magnitud, como en fase (Monje et al., 2010).

La aplicación de controladores de orden fraccionario (FOC) posibilita ampliar las acciones de control que se pueden desarrollar sobre una variada clase de procesos industriales, así como resolver el problema de la automatización efectiva de procesos cuyos comportamientos dinámicos se describen mediante modelos de orden no entero, sin utilizar aproximaciones (Monje et al., 2010; Chen et al., 2009).

Una de las ventajas de los controladores de orden fraccionario consiste en que posibilitan el diseño de sistemas de control robusto de procesos cuyos parámetros dinámicos varían en un amplio rango (LPV) o de procesos con amplias variaciones en la carga (Feliu et al., 2013; Monje et al., 2010).

Por consiguiente, el comportamiento cualitativo, así como la robustez de los controladores PID industriales utilizados en el control de la presión del vapor en el domo superior de las calderas bagaceras puede mejorarse mediante el diseño de controladores $PI^\beta D^\lambda$, los cuales involucran un integrador de orden β y un derivador de orden λ .

Este trabajo presenta como objetivo fundamental el desarrollo de un controlador de orden fraccionario del tipo ID^{a-1} para el control robusto de la presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera, intentando aumentar la efectividad en el control, así como la eficiencia energética de estos equipos.

La principal contribución de este trabajo consiste en la propuesta (por primera vez) de un controlador de orden fraccionario del tipo ID^{a-1} para el control robusto de la presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera con resultados muy satisfactorios, ofreciendo una solución práctica al complejo problema del diseño de controladores robustos con modelos imprecisos (con grandes incertidumbres) de la dinámica de las calderas bagaceras y verificando que los controladores de orden fraccionario pueden mejorar el comportamiento de los controladores convencionales (PI y PID) en esta clase de aplicaciones.

Este trabajo ha sido estructurado de la siguiente forma. En la Sección 2 se presentan las características fundamentales de la caldera bagacera objeto de estudio. En la Sección 3, mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas, se obtiene un modelo matemático del comportamiento dinámico nominal de la presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera, así como el rango de variación de los parámetros dinámicos de dicho modelo cuando el calor específico de combustión varía en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$. En la Sección 4 se realiza el diseño de los controladores PI , PID e ID^{a-1} para el control del proceso objeto de estudio. En la Sección 5 se analizan los resultados comparativos del sistema de control

desarrollado con los controladores diseñados ID^{a-1} vs PI e ID^{a-1} vs PID . Finalmente, en la última Sección se ofrecen las conclusiones.

2. Caldera bagacera

El objetivo fundamental de esta clase de plantas consiste en transformar la energía contenida en el bagazo, mediante su combustión, en energía térmica disponible y transferirla al agua para generar vapor a presión y temperatura específicas, en correspondencia con las condiciones de operación de la caldera (Hugott, 1996). Este vapor, en adelante, se utiliza en la generación de energía mecánica y eléctrica, o como tal para alimentar a otros equipos y procesos de la propia industria.

La caldera bagacera objeto de estudio pertenece al Central Agro Industrial (CAI) 30 de Noviembre, ubicado en la provincia de Artemisa, Cuba. Esta caldera es de tubos de agua, y presenta dimensiones de 12 m de altura, 8.80 m de largo y 4.95 m de ancho. La misma puede generar hasta 60 T/h de vapor con una presión máxima de 31 Kg/cm².

En la Figura 2 se muestra un diagrama funcional de dicha caldera, en el cual es posible observar sus diferentes estructuras y superficies auxiliares, entre las que se encuentran: el hogar, los domos superior e inferior, los haces de tubos descendentes y ascendentes, los ventiladores de tiro forzado (VTF) y tiro inducido (VTI), el sobrecalentador, el economizador, el calentador de aire y la chimenea.

Igualmente, se muestran los diferentes sensores/transmisores utilizados en la caldera: caudal de bagazo, caudal de aire, presión de vapor, caudal de agua de alimentación, caudal de vapor sobrecalentado, analizador de oxígeno, temperatura del aire de combustión y temperatura de los gases de combustión.

El bagazo, luego de ser sometido a un procedimiento de secado (en el secador de bagazo) y trituración, mediante una estera transportadora es conducido hasta los alimentadores rotativos (conocidos como alimentadores de bagazo), que son los que introducen el bagazo necesario en el hogar para su combustión. Este tipo de alimentadores posee un motor que hace girar a dos rodillos, cuya velocidad de rotación es proporcional al caudal másico de bagazo que ingresa al hogar.

La presión de vapor requerida en el domo superior de la caldera determina el caudal másico de bagazo que ingresa al hogar y por ende la velocidad de los motores de los alimentadores rotativos. La velocidad de los motores de estos dispositivos es regulada mediante variadores de frecuencia (velocidad) y puede alcanzar desde 7 rpm a 25 Hz hasta 17 rpm a 60 Hz. La presión de vapor de operación nominal en el domo superior de la caldera, ascendente a 25 kg/cm², se alcanza con la combustión de un caudal nominal de bagazo de 8 000 Kg/h.

Para la combustión del bagazo en el hogar se requiere el suministro de aire para garantizar una determinada relación aire/bagazo, así como la extracción de los gases y cenizas producto de la combustión. El VTF suministra el aire de combustión requerido al hogar a través del calentador de aire, con el objeto de aprovechar parte del calor que contienen los gases producto de la combustión para calentar el aire. Este aire se divide en dos caudales que se introducen tanto en la parte superior como en la inferior de la zona de combustión del hogar con el objeto de que el bagazo permanezca en suspensión mientras se quema, mejorándose de esta forma la eficiencia del proceso de combustión, debido a que el mismo se desarrolla de forma más rápida y con una menor cantidad de productos no quemados.

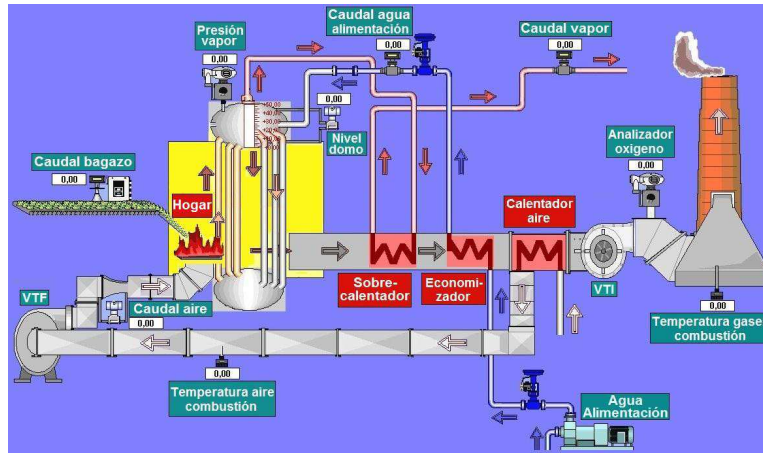


Figura 2: Diagrama funcional de la caldera bagacera objeto de estudio.

El VTI se encarga de mantener una presión de vacío dentro del hogar, succionando los gases producto de la combustión y expulsándolos a través de la chimenea. De esta forma, se evita la fuga de aire caliente del hogar y se logra una mejor evacuación de los gases producto de la combustión (Rivas-Perez, 2011).

La extracción de las cenizas se realiza mediante dos parrillas giratorias independientes, situadas en la base del horno, sobre la cual cae la ceniza, y de ahí deriva a zanjas, donde una corriente de agua la arrastra a un pozo.

Adicionalmente, la caldera cuenta con un dispositivo para la disminución de la emisión a la atmósfera de las partículas que se originan de la combustión del bagazo y que contaminan el aire (Carbajal-Hernández et al., 2012).

3. Identificación de la presión del vapor en el domo superior de la caldera bagacera

Los métodos modernos de diseño de sistemas de control automático usualmente requieren de un modelo matemático que describa de forma adecuada el comportamiento dinámico del proceso a controlar. Cuando el comportamiento dinámico del proceso es complejo su modelo matemático se puede obtener mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas (Ljung, 1999; Rivas-Perez et al., 2011b).

El término de identificación de sistemas se define como la obtención de la estructura y parámetros de un modelo matemático, generalmente dinámico, que reproduce con suficiente exactitud, para los fines deseados, el comportamiento dinámico del proceso objeto de estudio (Ljung, 1999; Rea et al., 2013; Salcedo y Martínez, 2006).

La presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera constituye una de las principales variables a controlar en esta clase de plantas debido a que representa un indicador del balance de energía entre el vapor generado y el vapor demandado (Dukelow, 1991; Hugott, 1996; Rivas-Perez et al., 1994). Esta presión es proporcional a la producción de vapor y constituye la energía de salida, mientras que el flujo de bagazo representa la energía de entrada (Rein, 2007).

Es por ello, que el modelo matemático a obtener tendrá como variable de salida a la variación de presión de vapor en el domo superior de la caldera ($\Delta y(t)$) y como variable de entrada al % de variación de la velocidad de los motores de los alimentadores de

bagazo al hogar ($\Delta u(t)$). Las variaciones en la demanda de vapor y el % de humedad contenido en el bagazo que ingresa al hogar constituyen las perturbaciones fundamentales $D(t)$ que afectan a este proceso (Agüero et al., 2004; Rivas-Perez, 2011).

Para la obtención del modelo matemático de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio se utilizó el procedimiento de identificación de sistemas basado en la respuesta escalón (Ljung, 1999; Rodríguez-Vázquez et al., 2008).

El experimento de identificación se organizó bajo las condiciones de inicialmente descender la presión de vapor en el domo superior de la caldera hasta un valor que no afecte al funcionamiento de la turbina del CAI (21 Kg/cm²) y luego mediante una señal escalón llevar a esta variable a su valor de operación nominal (25 Kg/cm²). De esta forma, el modelo matemático a obtener de la presión de vapor representará al comportamiento dinámico nominal de dicha variable.

Una vez alcanzada la presión de vapor de 21 Kg/cm², se estimuló con una señal escalón (con la amplitud requerida para el ingreso al hogar del caudal de bagazo de operación nominal ascendente a 8 000 Kg/h) la velocidad de los motores de los alimentadores de bagazo con la ayuda de los variadores de frecuencia. Se registraron en una PC las señales correspondientes a la variación de presión de vapor en el domo superior de la caldera ($\Delta y(t)$) y al % de variación de la velocidad de los alimentadores de bagazo ($\Delta u(t)$).

Los resultados del experimento con señal escalón se exhiben en la Figura 3. La respuesta obtenida describe a un sistema de segundo orden con retardo de tiempo, cuyo comportamiento dinámico en el dominio del tiempo se representa mediante la expresión:

$$T_1 T_2 \frac{d^2 \Delta y(t)}{dt^2} + (T_1 + T_2) \frac{d \Delta y(t)}{dt} + \Delta y(t) = K \Delta u(t - \tau), \quad (2)$$

donde K es la ganancia estática, T_1, T_2 son las constantes de tiempo y τ es el retardo de tiempo.

La expresión (2) puede ser representada en la forma:

$$G(s) = \frac{\Delta y(s)}{\Delta u(s)} = \frac{K}{(T_1 s + 1)(T_2 s + 1)} e^{-\tau s}. \quad (3)$$

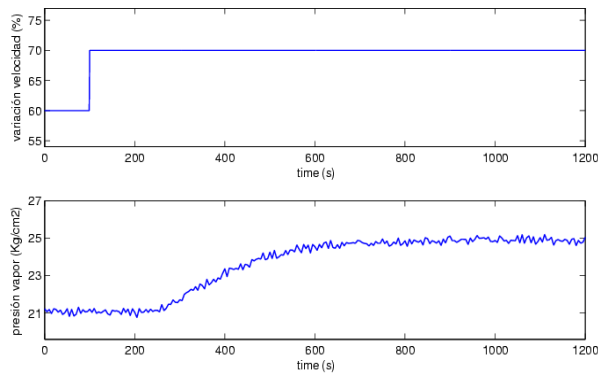


Figura 3: Resultados del experimento con señal escalón.

Los valores nominales estimados de los parámetros del modelo (3) son: $K_0=0.395 \text{ Kg/cm}^2\%$, $T_{10}=103.05 \text{ s}$, $T_{20}=93.44 \text{ s}$, $\tau_0=120 \text{ s}$. Notar que ambos polos presentan valores muy cercanos. El tiempo de establecimiento en lazo abierto es de aproximadamente $t_s \approx 586 \text{ s}$. Observar, que el retardo de tiempo obtenido es mayor que la mayor constante de tiempo del modelo (3), es decir:

$$\frac{\tau_0}{T_{10}} > 1, \quad (4)$$

por consiguiente, el proceso objeto de estudio presenta retardo de tiempo dominante (Albertos and García, 2009; Palmor, 1996).

Durante el procedimiento de validación del modelo (3) con los parámetros estimados se consideraron además otros modelos lineales (de primer y tercer ordenes). El mejor ajuste (FIT: 90.5 %) se obtuvo con el modelo de segundo orden más retardo de tiempo. Con el modelo de primer orden más retardo de tiempo se obtuvo un FIT de 83.7 % y con el modelo de tercer orden más retardo de tiempo un FIT de 78.5 %. Los resultados de validación del modelo (3) con los parámetros estimados se muestran en la Figura 4.

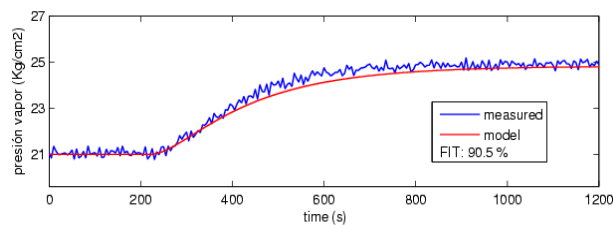


Figura 4: Resultados de validación del modelo matemático (3).

De la Figura 4 se observa que entre los resultados experimentales y las predicciones que realiza el modelo existe una adecuada correspondencia. Por consiguiente, el modelo (3) representa al comportamiento dinámico nominal de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio (planta nominal) y puede ser utilizado en el diseño de sistemas de control efectivo de dicha variable.

El calor específico de combustión (I) es la propiedad más importante de los combustibles y se define como la cantidad de

calor (Q) que cede la unidad de masa del combustible al quemarse totalmente (Rein, 2007). Para el caso del bagazo, el calor específico de combustión depende principalmente del contenido de fibra en caña y del % de humedad contenido en el bagazo (Agüero et al., 2004; Hugot, 1996; González-Pérez et al., 2010).

Con el aumento del contenido de fibra en caña, aumenta el contenido de fibra en el bagazo y ello implica que aumente el calor específico de combustión. Por otro lado, con el incremento de la cantidad de agua de imbibición aumenta el contenido de humedad en el bagazo y por ende disminuye el calor específico de combustión (Agüero et al., 2004). Por ejemplo, un incremento de 1% del contenido de humedad en el bagazo puede representar una disminución del calor específico de combustión del orden de 2% (González-Pérez et al., 2010; Lamb and Bolger, 1977).

Durante una zafra azucarera, como resultado del complejo proceso agro-industrial de transformación de la caña de azúcar, tanto el contenido de fibra, como el % de humedad en el bagazo presentan amplias variaciones, lo cual conlleva a que el calor específico de combustión del bagazo presente variaciones en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$. Estas variaciones afectan el comportamiento dinámico de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera.

Los experimentos desarrollados en la caldera bagacera objeto de estudio mostraron que cuando el calor específico de combustión del bagazo varía en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$ se originan variaciones en los parámetros dinámicos del modelo matemático (3) en los siguientes rangos:

$$\begin{aligned} 0.1975 &\leq K \leq 1.3825; \\ 98.557 &\leq T_1 \leq 106.834; \\ 90.256 &\leq T_2 \leq 95.728; \\ 60 &\leq \tau \leq 300. \end{aligned} \quad (5)$$

Observar que las mayores variaciones en los parámetros dinámicos del modelo (3) se originan en la ganancia estática ($\Delta K \approx 3 K_0$) y en el retardo de tiempo ($\Delta \tau \approx 2 \tau_0$). Las variaciones en las constantes de tiempo de dicho modelo son despreciables ($\Delta T_1 \approx 0.08 T_{10}$, $\Delta T_2 \approx 0.058 T_{20}$).

Por esta razón, cualquier controlador que se diseñe para el control efectivo de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio debe garantizar a priori un nivel específico de comportamiento mínimo en todo el rango de variación de los parámetros dinámicos del modelo matemático (incertidumbres paramétricas). Este es el problema del diseño de controladores con comportamiento robusto.

4. Diseño del controlador de orden fraccionario

El control actual de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio se realiza mediante un controlador PI , el cual presenta como ventajas su facilidad de sintonización y obtención de un error en régimen permanente nulo frente a cambios tipo escalón en la referencia o perturbaciones también en forma de escalón. Paralelamente, esta clase de controladores presenta la dificultad de ser muy sensible a las variaciones de los parámetros dinámicos de los procesos, desajustándose con facilidad o incluso pudiendo llegar a inestabilizar el sistema de control (Astrom and Hagglund, 1995).

Como se mostró en la sección anterior, cuando el calor específico de combustión del bagazo varía en el rango de

operación $[I_{\min}, I_{\max}]$ los parámetros dinámicos del proceso de presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio (ganancia estática y retardo de tiempo) varían en un amplio rango (5). Esto conlleva a que el desempeño de los controladores *PI* diseñados para las condiciones nominales de operación se degrade rápidamente.

El enfoque desarrollado en este trabajo consiste en diseñar un nuevo controlador que exhiba el mismo desempeño que un controlador convencional *PI* frente al comportamiento dinámico nominal del proceso objeto de estudio, es decir diseñado para las mismas especificaciones, pero que presente menor sensibilidad frente a variaciones en los parámetros dinámicos del proceso, por consiguiente mayor robustez.

Por ello, nuestro objetivo consiste en obtener un controlador que comportándose de forma similar a un *PI* bajo régimen nominal de operación, proporcione una respuesta que se deteriore menos cuando el calor específico de combustión del bagazo presente variaciones en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$.

Nuestra propuesta novedosa consiste en el diseño de un controlador de orden fraccionario del tipo $ID^{\alpha-1}$, el cual cumpliendo con las especificaciones prefijadas en el dominio de la frecuencia para la planta nominal, maximice la robustez frente a cambios en la ganancia de la planta mediante el correcto ajuste del parámetro α . Este controlador se comparará con otros controladores (*PI* y *PID*), diseñados para maximizar también la robustez frente a variaciones en la ganancia de la planta.

4.1. Planteamiento del problema de control

El diseño de los controladores se desarrolla en base al modelo nominal del proceso objeto de estudio (planta nominal):

$$G_0(s) = \frac{0.395}{(103.05s + 1)(93.44s + 1)} e^{-120s}, \quad (6)$$

utilizando las siguientes especificaciones en el dominio de la frecuencia:

- Margen de fase (ϕ_m), el cual garantiza el máximo sobreimpulso (M_p) nominal deseado de la respuesta temporal, así como la robustez del sistema de control frente a variaciones del retardo de tiempo. El máximo sobreimpulso debe ser $M_p \approx 5\%$.
- Frecuencia de cruce de ganancia (ω_c), la cual posibilita ajustar la velocidad de respuesta temporal del sistema de control con la planta nominal, es decir con un tiempo de establecimiento (t_s) mínimo. Además, garantiza la estabilidad en lazo cerrado en todo el rango de variación paramétrica. En correspondencia con las condiciones de operación, el sistema de control en lazo cerrado requiere un tiempo de establecimiento igual al de lazo abierto (no más rápido), por ello el tiempo de establecimiento debe ser $t_s \approx 586$ s.
- Error de estado estacionario nulo, lo cual implica que el controlador debe incluir un término integral.

En la Figura 5 se muestra el diagrama de bloques del sistema de control de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera que se propone. En este diagrama se emplea la denominación $R(s)$ para representar a un controlador genérico, además se considera la perturbación $D(s)$ (% de humedad

contenido en el bagazo), la cual se modela mediante una señal escalón que pasa a través de un filtro de primer orden con constante de tiempo $T_3 = 51.525$ s.

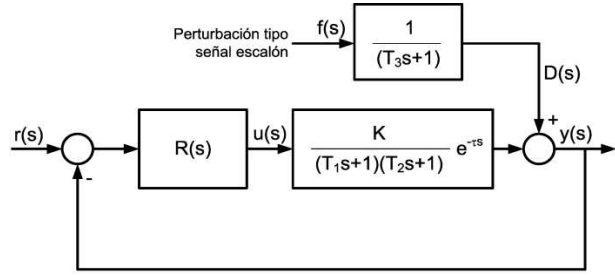


Figura 5. Diagrama de bloques del sistema de control de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio.

Las ecuaciones que definen el margen de fase y la frecuencia de cruce de ganancia son (Monje et al., 2010):

$$|R(j\omega_c)G_0(j\omega_c)|_{dB} = 0 \text{ dB}; \quad (7)$$

$$\arg(R(j\omega_c)G_0(j\omega_c)) = -\pi + \phi_m, \quad (8)$$

las cuales pueden expresarse de forma compacta mediante la siguiente ecuación compleja de diseño de controladores:

$$R(j\omega_c)G_0(j\omega_c) = e^{-(\pi - \phi_m)j} = -\cos(\phi_m) - j\sin(\phi_m). \quad (9)$$

La expresión (9) se utilizará en el diseño de los diferentes controladores que se analizan en este trabajo: *PI*, *PID* e $ID^{\alpha-1}$. Nótese, que el controlador *PI* tiene únicamente dos parámetros de ajuste, mientras que los controladores *PID* e $ID^{\alpha-1}$ poseen tres. El parámetro adicional de los controladores *PID* e $ID^{\alpha-1}$ se empleará para mejorar la robustez del sistema de control.

Debido a que el parámetro que presenta la mayor influencia en la estabilidad del sistema de control en lazo cerrado del proceso objeto de estudio es la ganancia estática (los resultados (5) presentados en la sección anterior muestran que este parámetro puede tener variaciones de hasta 3 veces el valor nominal), el parámetro adicional de diseño de los controladores *PID* e $ID^{\alpha-1}$ se ajustará para maximizar la robustez del sistema de control en lazo cerrado con respecto al controlador *PI*, en el sentido de la estabilidad frente a variaciones de la ganancia del proceso, es decir para garantizar que el margen de ganancia (M_g) del sistema de control alcance su valor máximo.

4.2. Diseño de los controladores *PI* y *PID*

La función de transferencia del controlador *PID* convencional, el cual genera acciones proporcionales, integrales y derivativas basadas en la señal de error puede ser representada mediante la siguiente expresión (Astrom and Hagglund, 1995):

$$R_{PID}(s) = K_{p1} + \frac{K_{i1}}{s} + K_{d1}s, \quad (10)$$

donde K_{p1} , K_{i1} , K_{d1} denotan a las ganancias proporcional, integral y derivativa respectivamente del *PID*.

Sustituyendo (10) en (9) se obtienen las siguientes ecuaciones de diseño del controlador *PID*:

$$K_{p1} = \Re \left\{ \frac{-\cos(\phi_m) - j \sin(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\}; \quad (11.a)$$

$$K_{i1}(K_d) = \omega_c \left[K_{d1}\omega_c - \Im \left\{ \frac{-\cos(\phi_m) - j \sin(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\} \right], \quad (11.b)$$

donde las notaciones $\Re()$ y $\Im()$ representan las partes real e imaginaria de un número complejo respectivamente y la ganancia derivativa (K_{d1}) del controlador constituye el parámetro de ajuste adicional que se empleará para maximizar la robustez frente a variaciones en la ganancia de la planta.

La función de transferencia del controlador *PI* se representa en la forma:

$$R_{pi}(s) = K_{p2} + \frac{K_{i2}}{s}. \quad (12)$$

Particularizando las ecuaciones de diseño obtenidas para el controlador *PID* (11.a) y (11.b) con $K_{d1}=0$, se obtienen las ecuaciones de diseño del controlador *PI*. La ecuación para la obtención de la ganancia proporcional (K_{p2}) coincide con la obtenida para el controlador *PID* (11.a), mientras que la ecuación para la obtención de la ganancia integral (11.b) se convierte en:

$$K_{i2} = -\omega_c \Im \left\{ \frac{-\cos(\phi_m) - j \sin(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\}. \quad (13)$$

Como resultado del requerimiento de operación de que el sistema de control en lazo cerrado presente el mismo tiempo de establecimiento que el de lazo abierto, la frecuencia de cruce de ganancia se escoge $\omega_c = 0.00288 \text{ rad/s}$. Este valor se corresponde aproximadamente con el tiempo de establecimiento de lazo cerrado $t_{cl}^0 \approx 1.69/\omega_c = 586 \text{ s}$. Esta última expresión es una aproximación obtenida de la consideración general sobre la relación inversa que existe entre la frecuencia de cruce de ganancia y el tiempo de establecimiento (Ogata, 1993).

Se escoge un margen de fase $\phi_m = 61.45^\circ$, el cual se corresponde con un $M_p \approx 5\%$ y se encuentra dentro del rango de valores estándar para esta especificación.

De las expresiones (11.a), (13) y considerando el par de especificaciones ω_c y ϕ_m se obtiene el siguiente controlador *PI*:

$$R_{pi}(s) = \frac{0.007258 + 1.0617s}{s}. \quad (14)$$

En la Figura 6 se muestra la respuesta en el dominio de la frecuencia del sistema de lazo abierto $H(s) = R_{pi}(s)G_0(s)$, donde es posible observar el perfecto cumplimiento de las especificaciones en el dominio de la frecuencia ω_c y ϕ_m .

Por otro lado, se define la *frecuencia de cruce de fase* (ω_s) como la frecuencia a la cual:

$$\angle \{R(j\omega_s)G_0(j\omega_s)\} = -180^\circ. \quad (15)$$

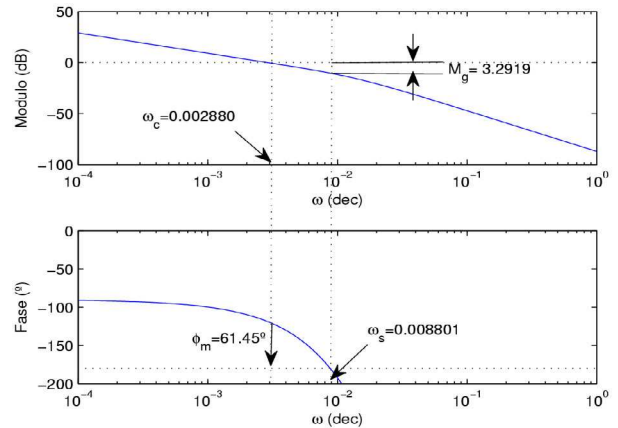


Figura 6. Respuestas en el dominio de la frecuencia de $H(s)$.

Para dicha frecuencia, el margen de ganancia (M_g) se define como:

$$M_g = \frac{1}{|R(j\omega_s)G_0(j\omega_s)|}. \quad (16)$$

De la Figura 6 se obtiene la frecuencia de cruce de fase $\omega_s = 0.008801$, así como el margen de ganancia $M_g = 3.2919 \text{ dB}$ característicos del regulador *PI* para la planta nominal.

Para la obtención del controlador *PID* óptimo que maximice el margen de ganancia (M_g), partiendo de las especificaciones en el dominio de la frecuencia obtenidas para el controlador *PI*, se sigue el siguiente procedimiento: se realiza un barrido del parámetro de ajuste adicional K_{d1} en el rango $[-1000, 1000]$ y, empleando las ecuaciones de diseño (11.a) y (11.b) se obtienen diferentes valores de K_{p1} y $K_{i1}(K_{d1})$, originándose de esta forma diferentes controladores *PID*. Una vez obtenido cada controlador, se calcula numéricamente la frecuencia de cruce de fase (ω_s) mediante (15) y el margen de ganancia (M_g) mediante (16). Finalmente se selecciona el controlador que proporciona el mayor margen de ganancia $M_g(K_{d1})$. En la Figura 7 se resume el procedimiento desarrollado para la obtención del controlador *PID* óptimo.

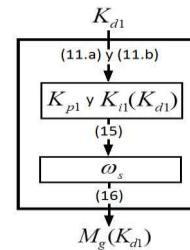


Figura 7. Procedimiento para el cálculo de $M_g(K_{d1})$.

En la Figura 8 se muestra la variación del margen de ganancia (M_g) en función del parámetro de ajuste adicional K_{d1} del controlador PID .

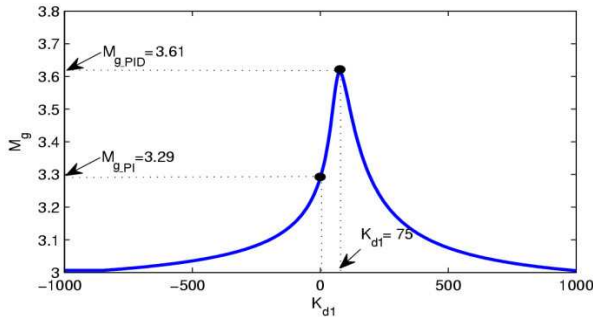


Figura 8. Variación del margen de ganancia (M_g) en función de la ganancia derivativa K_{d1} .

De la Figura 8 se observa como el margen de ganancia del controlador PI , $M_{g_PI} = 3.29$, se mejora en un 9.7% mediante el controlador PID óptimo obtenido, $M_{g_PID} = 3.61$.

El controlador PID óptimo resultante se representa mediante la expresión:

$$R_{PID}(s) = 1.0616 + \frac{0.007880}{s} + 75s. \quad (17)$$

4.3. Diseño del controlador $ID^{\alpha-1}$

El controlador PID (10) puede generalizarse a un controlador de orden fraccionario $PI^\beta D^\lambda$, el cual presenta un integrador de orden β y un diferenciador de orden λ (Podlubny, 1999). En el dominio del Laplace este controlador se puede representar mediante la expresión:

$$R_{FPID}(s) = K_{p3} + \frac{K_{i3}}{s^\beta} + K_{d3}s^\lambda. \quad (18)$$

Este controlador puede mejorar el desempeño de los sistemas de control de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio, debido a que presenta 2 parámetros más de ajuste que el PID convencional (10).

La estructura del controlador (18) puede ser modificada haciendo $K_{p3}=0$, $\beta=1$ y $\lambda=\alpha-1$, dando lugar al controlador $ID^{\alpha-1}$, cuya función de transferencia se representa mediante la expresión:

$$R_{ID^{\alpha-1}}(s) = \frac{K_{i3} + K_{d3}s^\alpha}{s}. \quad (19)$$

Esta clase de controladores requiere, al igual que el controlador PID , el ajuste de tres parámetros K_{i3} , K_{d3} y α , es decir un parámetro más que en el caso del controlador PI convencional. El parámetro de orden fraccional α se utiliza para cumplir con las especificaciones adicionales de comportamiento robusto del controlador (Monje et al., 2010).

Evaluando el controlador (19) en el dominio de la frecuencia y

sustituyéndolo en la ecuación (9) se obtienen las siguientes ecuaciones de diseño del controlador $ID^{\alpha-1}$:

$$K_{d3}(\alpha) = \frac{\omega_c^\alpha}{\sin(\frac{\pi}{2}\alpha)} \Im \left\{ \frac{\sin(\phi_m) - j \cos(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\}; \quad (20.a)$$

$$K_{i3}(\alpha) = \Re \left\{ \frac{-\cos(\phi_m) - j \sin(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\} - \frac{\omega_c^\alpha}{\tan(\frac{\pi}{2}\alpha)} \Im \left\{ \frac{\sin(\phi_m) - j \cos(\phi_m)}{G_0(j\omega_c)} \right\}. \quad (20.b)$$

Resulta obvio, que particularizando el controlador $ID^{\alpha-1}$ (19) y sus ecuaciones de diseño (20.a) y (20.b), para $\alpha=1$, se obtiene el controlador PI (12) y sus respectivas ecuaciones de diseño (11.a) y (13).

El parámetro de ajuste adicional α del controlador $ID^{\alpha-1}$ se utiliza, al igual que en el caso del controlador PID , para maximizar la robustez frente a cambios en la ganancia de la planta, es decir, para maximizar el margen de ganancia $M_g(\alpha)$.

El procedimiento para el cálculo del controlador $ID^{\alpha-1}$ óptimo es análogo al empleado para el controlador PID y consiste en: realizar un barrido del parámetro α en el rango $[0, 2]$ y, empleando las ecuaciones de diseño (20.a) y (20.b) obtener los diferentes valores de K_{i3} y K_{d3} . Una vez obtenido cada controlador, se calcula numéricamente la frecuencia de cruce de fase mediante (15) y el margen de ganancia mediante (16). Finalmente se selecciona el controlador que proporciona el mayor margen de ganancia $M_g(\alpha)$. En la Figura 9 se resume el procedimiento desarrollado para la obtención del controlador $ID^{\alpha-1}$ óptimo.

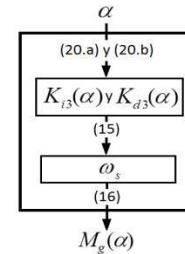


Figura 9. Procedimiento para el cálculo de $M_g(\alpha)$.

En la Figura 10 se presenta la variación del margen de ganancia (M_g) en función del parámetro α . Los resultados muestran como el margen de ganancia del controlador PI , $M_{g_PI} = 3.29$, se mejora en un 15.8% mediante el controlador $ID^{\alpha-1}$ óptimo desarrollado, $M_{g_ID^{\alpha-1}} = 3.81$.

El controlador $ID^{\alpha-1}$ óptimo resultante es:

$$R_{ID^{\alpha-1}}(s) = \frac{0.008525 + 4.9605s^{1.25}}{s}. \quad (21)$$

Todas las simulaciones presentadas en este artículo se han

desarrollado utilizando operadores integro/diferenciales de orden no entero mediante la aproximación de Grünwald-Letnikov sin truncar (Podlubny, 1999) con un periodo de muestreo $h=1$ s.

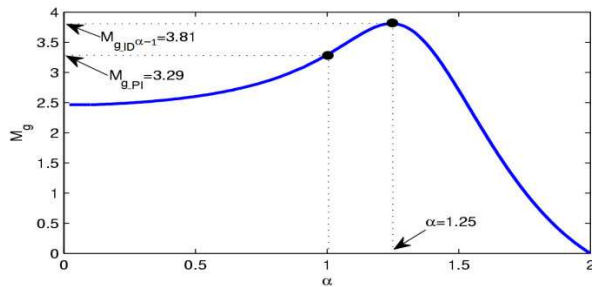


Figura 10. Variación del margen de ganancia (M_g) en función del parámetro α .

5. Comparación de controladores

Con el objeto de verificar las ventajas del controlador $ID^{\alpha-1}$, diseñado para el control de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio en comparación con el controlador PI actualmente instalado en dicha caldera, y con el controlador PID óptimo obtenido, así como su robustez frente a variaciones de los parámetros dinámicos de la planta, se realizaron diferentes simulaciones de dicho sistema con los tres controladores bajo las mismas condiciones de operación.

En la Figura 11 se exhiben las respuestas en frecuencia del sistema de lazo abierto $H(s)=R(s)G_0(s)$ con los tres controladores obtenidos en la Sección anterior.

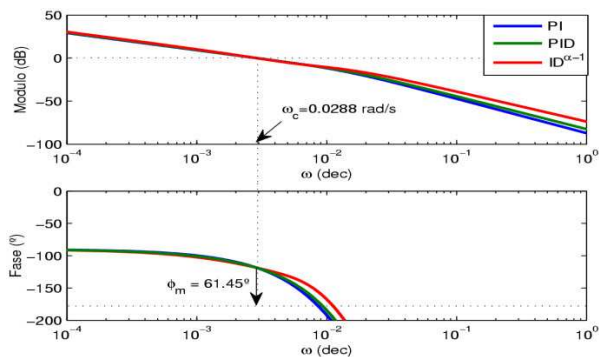


Figura 11. Resultados comparativos de las respuestas en frecuencia de $H(s)$ con la planta nominal y controladores $PI/PID/ID^{\alpha-1}$.

De la Figura 11 se observa como los tres controladores cumplen con las especificaciones en el dominio de la frecuencia establecidas: frecuencia de cruce de ganancia ($\omega_c=0.00288$ rad/s) y margen de fase ($\phi_m=61.45^\circ$). Por consiguiente, las respuestas temporales del sistema de control que se obtienen con dichos controladores y la planta nominal son aproximadamente similares (ver Figura 12).

No obstante, la señal de control del controlador $ID^{\alpha-1}$ comienza en valores altos cuando se enfrenta a señales de referencia tipo escalón (ver Figura 13). Una variante de solución de este problema consiste en modificar el controlador $ID^{\alpha-1}$ de forma simple, añadiendo un término $(1/1+\gamma s)$, donde γ es un

coeficiente suficientemente pequeño, es decir:

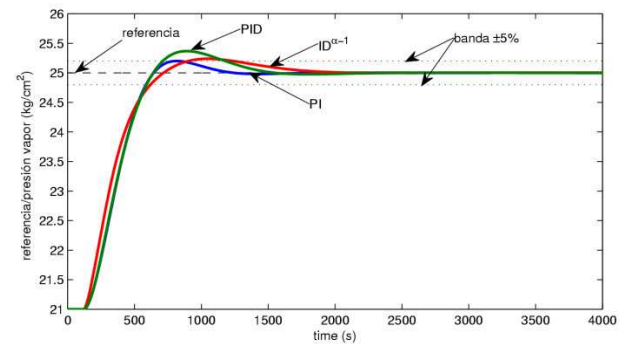


Figura 12. Respuestas temporales del sistema de control de la presión de vapor con la planta nominal y controladores $PI/PID/ID^{\alpha-1}$.

$$R_{ID^{\alpha-1}-M}(s) = \frac{0.008525 + 4.9605s^{1.25}}{s(1 + \gamma s)} \quad (22)$$

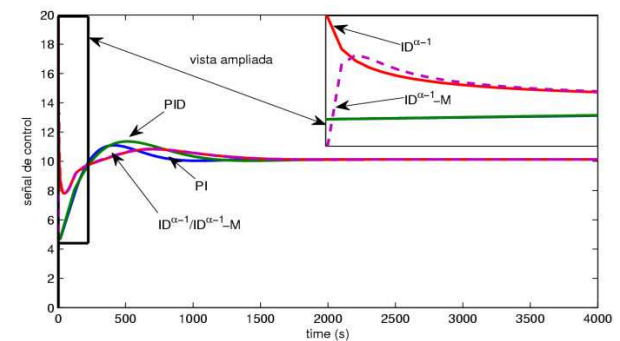


Figura 13. Señales de control de los controladores $PI/PID/ID^{\alpha-1}$.

Hemos elegido arbitrariamente $\gamma=2$, que es un valor aproximadamente 50 veces más pequeño que la menor de las constantes de tiempo de la planta nominal. Con esta modificación del controlador, la respuesta temporal del sistema de control se comporta de forma similar a como se muestra en la Figura 12 con controlador $ID^{\alpha-1}$. Sin embargo, se logra reducir la amplitud de la señal de control hasta un valor adecuado cuando el controlador se enfrenta a señales de referencia tipo escalón (ver en Figura 13 - vista ampliada). El valor de pico de la señal de control que origina el controlador $ID^{\alpha-1}$ es de 19.88, mientras que con el controlador $ID^{\alpha-1}-M$ este valor se reduce a 14.07, es decir un 41 % menor.

En la Figura 14 se muestran los resultados comparativos de simulación del sistema de control del proceso objeto de estudio con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-1}$ frente al efecto de una perturbación (% de humedad contenido en el bagazo), la cual se modela como señal escalón (ver Figura 5). De esta figura se observa que los tres controladores rechazan el efecto de la perturbación de forma similar, así como que las señales de control presentan también valores similares.

Cuando, como resultado de la variación del calor específico de combustión del bagazo en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$ la ganancia del proceso objeto de estudio adquiere valores diferentes

a su valor nominal K_0 , la respuesta temporal del sistema de control con controlador PI se deteriora y con valores de $K > 1.3003$ el sistema de control se convierte en inestable.

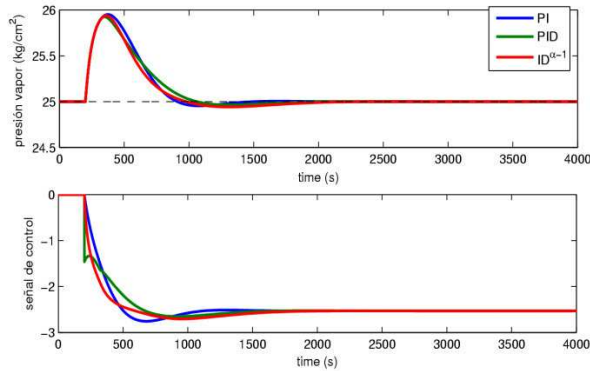


Figura 14. Respuestas temporales y señales de control del sistema de control con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-l}$ frente a perturbaciones.

En la Figura 15 se presentan los resultados de simulación del sistema de control con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-l}$ del proceso objeto de estudio cuando se originan variaciones en la ganancia del proceso en el rango de operación $[K_{\min}, K_{\max}]$, donde $K_{\min}=0.1975$ y $K_{\max}=1.3825$.

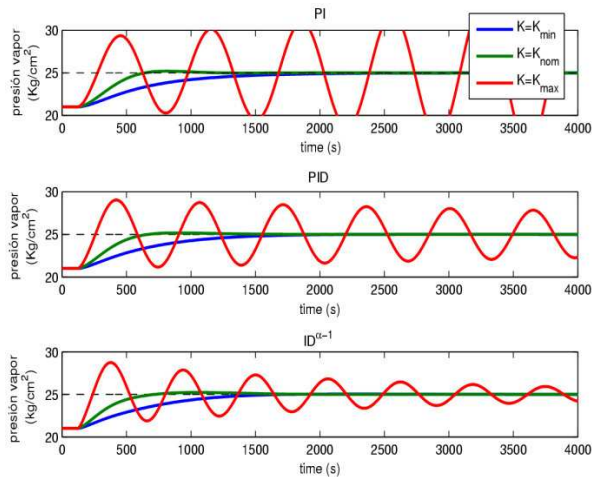


Figura 15. Respuestas temporales del sistema de control con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-l}$ de la presión de vapor frente a variaciones de la ganancia del proceso en el rango de operación $[0.1975, 1.3825]$.

Los resultados de la Figura 15 muestran como el sistema de control con controlador PI se convierte en inestable para valores de la ganancia del proceso dentro del rango de operación (para $K > 1.3003$). Sin embargo, el sistema de control con controladores PID e $ID^{\alpha-l}$ se mantiene estable en todo el rango de variación de la ganancia del proceso.

No obstante, es importante destacar que el sistema de control con controlador PID , cuando la ganancia del proceso alcanza su valor máximo ($K=1.3825$), se encuentra prácticamente en el límite de estabilidad, mientras que con el controlador $ID^{\alpha-l}$ el

sistema de control se mantiene estable con un determinado margen de estabilidad en todo el rango de variación de la ganancia del proceso. Demostrándose que el controlador $ID^{\alpha-l}$ presenta una mayor robustez que los controladores PI y PID frente a variaciones en la ganancia del proceso.

En la Figuras 16 se muestran los resultados de simulación del sistema de control con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-l}$ del proceso objeto de estudio cuando se originan variaciones en el retardo de tiempo del proceso en el rango de operación $[\tau_{\min}, \tau_{\max}]$, donde $\tau_{\min}=60$ s y $\tau_{\max}=300$ s.

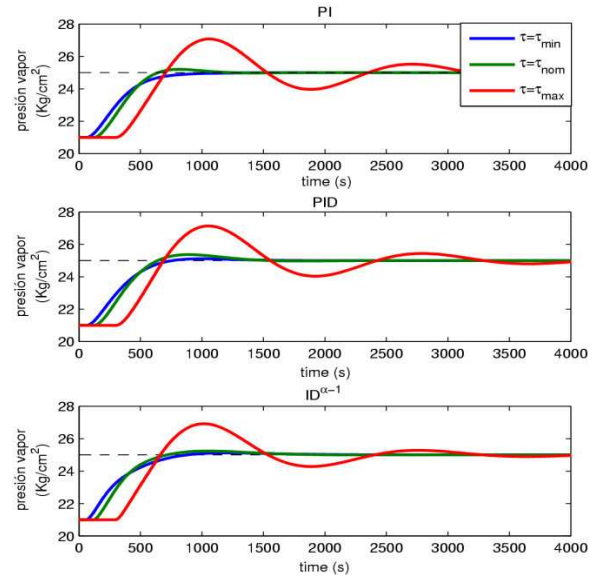


Figura 16. Respuestas temporales del sistema de control con controladores $PI/PID/ID^{\alpha-l}$ de la presión de vapor frente a variaciones del retardo de tiempo del proceso en el rango de operación $[60, 300]$.

De la Figura 16 se observa que el sistema de control se comporta de forma similar con los tres controladores comparados, manteniéndose estable dentro de todo el rango de variación del retardo de tiempo $[\tau_{\min}, \tau_{\max}]$. El sistema de control se convierte en inestable con los tres controladores para $\tau > 490$ s. De esta forma se demuestra que los controladores PI , PID e $ID^{\alpha-l}$ presentan la misma robustez frente a variaciones en el retardo de tiempo.

Como se mencionó al final de la Sección 4, las simulaciones de los operadores de orden no entero se realizaron empleando la aproximación de Grünwald-Letnikov sin truncar con un periodo de muestreo $h=1$ s. Las simulaciones se desarrollaron en el dominio del tiempo, por lo que directamente se utilizó el producto de la señal de error, la ganancia de la acción integral no entera y los coeficientes aportados por la aproximación, los cuales debido a que se conoce con antelación el valor de la acción integral no entera fueron calculados iterativamente y de manera previa a la ejecución del lazo de control.

El hecho de no truncar la aproximación de Grünwald-Letnikov y emplear todos los valores de la señal de error desde que se comienza la simulación no es factible en la actividad práctica, por lo que en la etapa experimental resulta necesario truncar la aproximación empleando un número discreto de

muestras de la señal de error. En trabajos experimentales anteriores (por ejemplo Feliu-Batlle et al., 2005a) se empleó un orden de truncamiento $n=2000$, es decir, se almacenaron las últimas 2000 muestras de la señal de error para aproximar la integral de orden no entero con los 2000 primeros coeficientes de la aproximación de Grünwald-Letnikov. Aunque, obviamente el coste computacional de la implementación del operador de orden fraccional es mayor que el de la implementación de un controlador PI o PID , cualquier PLC comercial de prestaciones medias, puede soportarlo sin excesivos problemas. Por ejemplo, en el trabajo (Rivas-Perez et al., 2014) se implementó de forma experimental el operador de orden no entero en un PLC SIMATIC S7-300.

6. Conclusiones

Se desarrolló el diseño de un controlador de orden fraccionario de tipo $ID^{\alpha-1}$ para el control robusto de la presión del vapor en el domo superior de una caldera bagacera en explotación, el cual se comporta de forma más robusta que otros controladores PI y PID equivalentes (en el sentido de exhibir el mismo comportamiento dinámico en lazo cerrado para las especificaciones de la planta nominal) frente a variaciones de la ganancia del proceso objeto de estudio. Este resultado presenta una especial relevancia en calderas bagaceras cuyos parámetros dinámicos exhiben una amplia variación cuando el calor específico de combustión varía en el rango de operación $[I_{\min}, I_{\max}]$.

Aplicando las herramientas de la identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático que describe de forma adecuada el comportamiento dinámico nominal de la variación de presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio, el cual se utilizó en el diseño de los controladores que se analizan en este trabajo.

Resulta importante destacar que en este trabajo se presentan las primeras experiencias relacionadas con el diseño y evaluación comparativa mediante simulación de un controlador de orden fraccionario $ID^{\alpha-1}$ vs PI/PID para el control robusto de la presión de vapor en el domo superior de una caldera bagacera. Es por ello, que para poder obtener conclusiones más sólidas sobre la efectividad del sistema de control diseñado en cuanto a comportamiento y robustez se requiere implementar dicho controlador en una caldera bagacera y realizar experimentos evaluativos de su funcionamiento en tiempo real.

Los siguientes objetivos de nuestras investigaciones consisten precisamente en la implementación práctica del controlador diseñado $ID^{\alpha-1}$ en base a un PLC de la familia SIMATIC, por ejemplo el S7-300, así como desarrollar otras estructuras de controladores de orden fraccionario que presenten mayor robustez frente a las variaciones del retardo de tiempo de la presión del vapor de las calderas bagaceras.

Los beneficios que se obtienen con el aumento de la robustez en el control de la presión de vapor en el domo superior de la caldera bagacera objeto de estudio se revierten de forma inmediata en un aumento de la efectividad en el control (precisión y rapidez de respuesta), así como de la eficiencia energética.

English Summary

Robust Fractional Order Control of Steam Pressure in Steam Drum of Bagasse Boiler

Abstract

This paper presents a fractional order controller of the class $ID^{\alpha-1}$ for robust control of the steam pressure in the steam drum of a bagasse boiler. The proposed controller improves the effectiveness on the control, and likewise the energy efficiency of this plant. The dynamics of this process drastically changes with the variation of the specific heat of combustion (I) and the use of a fractional order control looks therefore suitable. A mathematical nominal model of the steam pressure variation in the steam drum of a bagasse boiler was obtained and validated. Experimental studies provided an estimation of the range of variation of the parameters' model when the specific heat of combustion varies in the operating range $[I_{\min}, I_{\max}]$. The proposed fractional order controller has been compared to the standard PI and PID controllers. All of them have been designed by means of the same frequency specifications and their nominal time responses are similar when input reference changes and in presence of disturbances. The PID controller and the fractional order one have been also designed in order to maximize their robustness when the gain of the steam pressure in the steam drum of bagasse boiler changes in the range $[K_{\min}, K_{\max}]$. Simulated results show that the fractional order controller is more robust than the PI and the PID controllers when the gain of the plant changes but preserving the robustness when time delay varies.

Keywords:

Fractional order controller $ID^{\alpha-1}$, robust control of steam pressure, bagasse boiler, mathematical model, energy efficiency.

Agradecimientos

Este trabajo ha sido realizado parcialmente debido al apoyo recibido del Departamento de Ingeniería de la Pontificia Universidad Católica del Perú.

Referencias

- Albertos, P., García, P., 2009. Robust control design for long time-delay systems. *Journal of Process Control* 19(10), 1640-1648.
- Agüero, A.C., Pisa, J.R., Agüero C.J., Bugeau, A.T., 2004. Poder calorífico del bagazo de caña de azúcar. *Revista de Ciencias Exactas e Ingeniería* 13(24), 33-37.
- Astrom, K.J., Bell, R.D., 2000. Drum-boiler dynamics. *Automatica* 36(3), 363-378.
- Astrom, K.J., Hagglund, T., 1995. *PID controllers: theory, design and tuning*. Instrument Society of America, USA.
- Carbajal-Hernández, J.J., Sánchez-Fernández, L.P., Carrasco-Ochoa, J.A., Martínez-Trinidad, J.F., 2012. Assessment and prediction of air quality using fuzzy logic and autoregressive models. *Atmospheric Environment* 60, 37-50.
- Castillo-García, F.J., Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., 2013. Frequency specification regions of fractional order PI controller for first order plus time delay processes. *Journal of Process Control* 23(4), 598-612.
- Chen, Y.Q., Petras, I., Xue, D., 2009. Fractional order control - a tutorial. En: *American Control Conference*, St. Louis, MO, USA.
- Chen, Y.Q., Vinagre, B.M., Podlubny, I., 2004. Continued fraction expansion approaches to discretizing fractional order derivatives - an expository review. *Nonlinear Dynamic* 38(1-4), 155-170.
- De Prada Moraga, C., Baeyens Lazaro, E., Rivas-Perez, R., 2009. Introducción a la sección especial de modelado, control y optimización en la industria azucarera. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 6(3), 5-9.

- Dong, X.C., Wang, H.B., Zhao, X.X., 2005. Model reference neural network control for boiler combustion system. En: Proceedings of the Fourth International Conference on Machine Learning and Cybernetics, Guangzhou, China.
- Dukelow, S.G., 1991. The control of boilers, second edition. The Instrumentation, Systems, and Automation Society, USA.
- Dzielinski, A., Sierociuk, D., Sarwas, G., Petráš, I., Podlubny, I., Skovranek T., 2011. Identification of the fractional-order systems: a frequency domain approach. *Acta Montanistica Slovaca* 16(1), 26–33.
- El-Rabaie, N.M., Hogg, B.W., 1991. Application of multivariable generalized predictive control to a boiler system. En: International Conference on Control, Edinburgh, UK.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo-García, F.J., 2013. Simple fractional order controller combined with a Smith predictor for temperature control in a steel slab reheating furnace. *International Journal of Control, Automation, and Systems* 11(3), 533–544.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo-García, F., 2012. Fractional order temperature control of a steel slab reheating furnace robust to delay changes. En: Proceedings of 5th IFAC Workshop on Fractional Differentiation and its Applications, Nanjing, China.
- Feliu Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo, F., 2005a. Fractional robust control to delay changes in main irrigation canals. En: IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline) 16(Part 1), 28–33.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Castillo García, F., 2005b. Calderas de tubos de fuego. *Control fraccional. Automática e Instrumentación* 364, 90–95.
- Fernandez, R.M., Herranz, J., Rivas-Perez, R., 1998. Robust control: the technique LQG/LTR. *Revista de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones* 19(1), 21–26.
- González-Pérez, F., Castellanos-Alvarez, J.A., Puertas-Fernández, J.A., 2010. Método para determinar la cantidad de agua de imbibición a utilizar en la industria de azúcar de caña. *Ingeniería Mecánica* 13(1), 41–48.
- Gonzalez Rodriguez, A., Gonzalez Rodriguez, A., Rea, P., 2011. A new articulated leg for mobile robots. *Industrial Robot: an International Journal* 38(5), 521–532.
- Guin, K.T., Nguen, M., Rivas-Perez, R., 1989. Adaptive control of a time-delay plant using a searchless model-reference self-tuning system. *Automation and Remote Control* 49(12), part 2, 1620–1627.
- Havlena, V., Findejs, J., 2005. Application of model predictive control to advanced combustion control. *Control Engineering Practice* 13(6), 671–680.
- Hogg, B.W., El-Rabaie, N.M., 1990. Generalized predictive control of steam pressure in a drum boiler. *IEEE Transactions on Energy Conversion* 5(3), 485–491.
- Hugott, E., 1996. Manual para ingenieros azucareros. Editorial Continental S.A., México.
- Kohan, A.L., 2000. Manual de calderas. Mc Graw Hill, Madrid, España.
- Lamb, B.W., Bolger, R.W., 1977. Combustion of bagasse: literature review. *Sugar Technology Review* 4(2), 1–94.
- Liu, X.J., Lara-Rosano, F., 2003. Neurofuzzy network modelling and control of steam pressure in 300 MW steam-boiler system. En: American Control Conference, Denver, Colorado, USA.
- Ljung, L., 1999. System Identification - theory for the user's, second edition. Prentice Hall, New Jersey.
- Machado, J.A.T., 1997. Analysis and design of fractional-order digital control systems. *Systems Analysis Modelling Simulation* 27, 107–122.
- Marín Hernández, J.J., González Petit-Jean, M.L., Mestizo Cerón, J.R., 2007. Aplicación del método energético para determinar pérdidas separadas e irreversibles en calderas bagaceras. En: Memorias del 8vo Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica, Cusco, Perú.
- Martínez, M.A., Sanchis, J., Blasco, X., (2006). Algoritmos genéticos aplicados al diseño de controladores robustos. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 3(1), 39–51.
- Monje, C.A., Chen, Y.Q., Vinagre, B.M., Xue, D.Y., Feliu, V., 2010. Fractional-order systems and controls. Fundamentals and applications. Springer, London, UK.
- Ogata, K., 1993. Modern control engineering. Prentice-Hall, New Jersey.
- Palmor, Z.J., 1996. The control handbook. Time delay compensation: Smith predictor and its modifications. CRS Press/IEEE Press, NY, USA.
- Petrás, I., 2002. Control of fractional order Chua's system. *Journal of Electrical Engineering* 53(7–8), 219–222.
- Podlubny, L., 1999. Fractional differential equations. Academic Press, San Diego, USA.
- Rea, P., Ottaviano, E., Conte, M., D'Aguzzo, A., De Carolis, D., 2013. The design of a novel tilt seat for inversion therapy. *International Journal of Imaging and Robotics* 11(3), 1–10.
- Rein, P., 2007. Cane sugar engineering. Ed. Bartens, Berlin, Alemania.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-García, F.J., Rodríguez-Sánchez, L., Linares-Saez, A., 2014. Robust fractional order controller implemented in the first pool of the Imperial of Aragón main canal. *Tecnología y Ciencias del Agua* 6(1).
- Rivas-Perez, R., 2011. Generadores de vapor de bagazo y su control. En: Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar. Diazo Plotter Suministros, CYTED, Red de Automatización y Control de la Industria de Transformación de la Caña de Azúcar, España.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-García, F.J., Rodríguez-Sánchez, L., Linares-Saez, A., 2011a. Sistema de control de orden fraccional con ganancia programada de niveles de agua en canales principales de riego. Patente No ES 2345801, clasificación internacional G05 D 9/12, E02 B 7/36. Oficina española de patentes y marcas, España.
- Rivas-Perez, R., Feliu Batlle, V., Castillo Garcia, F., Linares Saez, A., 2011b. Control oriented model of a complex irrigation main canal pool. En: IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline) 18(PART 1), 2919–2924.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-García, F.J., Rodríguez-Sánchez, L., Linares-Saez, A., 2008. Sistema de control fraccional, basado en ordenador, de niveles del agua en canales principales de riego. Patente No ES 2277757, clasificación internacional G05 D 9/12, E02 B 7/36. Oficina española de patentes y marcas, España.
- Rivas-Perez, R., Aref Ghraizi, R., Perán González, J.R., Cesar Sánchez, E., 2000. Calderas industriales. Sistema de control automático integral. *Automática e Instrumentación* 308, 79–84.
- Rivas-Perez, R., Beauchamb, G., Saliceti Piazza, L., Cesar-Sanchez, E., 1998. Automatic control system of steam generator. En: Proceedings of XVIII Interamerican Congress of Chemical Engineering, San Juan, Puerto Rico.
- Rivas-Perez, R., Herranz, J., Llanes, O., Cartaya, L., 1994. Modelo matemático dinámico de generadores de vapor. *Revista de Ingeniería Electrónica, Automática y Comunicaciones* 15(3), 45–54.
- Rodriguez-Vazquez, R., Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J., Peran-Gonzalez, J., 2008. Advanced control system of the steam pressure in a fire-tube boiler. En: IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline) 17 (Part 1), 11028–11033.
- Salcedo, J.V., Martínez, M., 2006. Identificación de modelos *LPV* para el control de sistemas no lineales. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 3(3), 92–107.
- Sanchez-Rodriguez, L., Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Ruiz-Torrija, M.A., 2008. Robust control of a laboratory hydraulic canal by using a fractional PI controller. En: Proceedings of the ASME International Design Engineering Technical Conferences and Computers and Information in Engineering Conference 5(PTS A-C), 1307–1315.
- Sun, J., Wang, J., Fang, H., Wu, Y., (2010). Study on the fuzzy adaptive *PID* algorithm for control system of biomass boiler. En: International Conference on Measuring Technology and Mechatronics Automation, Changsha, China.
- Tung, E.D., Berry, F.J., James, S., Shirley, T.A., 1995. Identification, simulation and control for disturbance rejection in industrial boilers. En: American Control Conference, Seattle, Washington USA.
- Vinagre, B.M., Monje, C.A., 2012. Fractional-order *PID*. En: Advances in industrial control. *PID Control in the third millennium*, 465–493, Springer London.
- Vinagre, B.M., Monje, C.A., Calderon, A.J., Suarez, J.I., 2007. Fractional *PID* controllers for industry application. A brief introduction. *Journal of Vibration and Control* 13 (9–10), 1419–1429.
- Vinagre, B.M., Monje, C.A., 2006. Introducción al control fraccionario. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial* 3(3), 5–23.
- Vinagre, B.M., Podlubny, I., Hernandez, A., Feliu, V., 2000. Some approximations of fractional order operators used in control theory and applications. *Fractional Calculus and Applied Analysis* 3(3), 231–248.
- Xin, L., Qu, Y., Li, Y., 2010. Intelligent control strategy for combustion system of industrial boiler. En: The 2nd International Conference on Computer and Automation Engineering, Singapore.
- Xu, Q., Yang, J., Yang, Y. (2008). Identification and control of boiler combustion system based on neural networks and colony optimization algorithm. En: Proceedings of the 7th World Congress on Intelligent Control and Automation, Chongqing, China.
- Yu, D., Xu, Z., 2005. Nonlinear coordinated control of drum boiler power unit based on feedback linearization. *IEEE Transactions on Energy Conversion* 20(1), 204–210.