

# Memoria: Control de una Caldera de Vapor

---

## Tabla de contenido

Esquema de control propuesto.....	2
Identificación del modelo de la planta.....	4
Sintonía de los controladores.....	6
Conclusiones .....	9
Bibliografía .....	9
Autores.....	9
Adjuntos .....	10

Este informe, tiene por objeto resumir el trabajo realizado dentro del marco del concurso titulado “Control de una Caldera de Vapor” propuesto por la sección española de ISA.

El objetivo del concurso, es el proponer una estructura de control para un problema de tipo industrial, basado ya sea en técnicas clásicas de control monovariable, como en otras más avanzadas.

En particular, se ha decidido trabajar con un enfoque tradicional de control que intenta absorber las perturbaciones más importantes de la planta en base a estructuras de control de tipo feedback y feedforward. Esta selección, se llevó a cabo luego de un análisis respecto de las limitaciones que presentaría el control multivariable en el sistema: si bien un modelo de control predictivo pudiese manejar de manera adecuada la compleja dinámica de la planta, la cual presenta comportamientos inestables y respuestas de fase no mínima en lazo abierto, el hecho que la velocidad de cambio de algunas variables es muy rápida en comparación a la inercia del proceso, nos hace pensar que no se ganaría mucho más en términos relativos a la estabilidad del sistema si no más bien se podrían producir un aumento en las perturbaciones. Como ejemplo a esta situación, nos referimos al caso de un cambio en la demanda de vapor lo que implicaría una modificación en la presión en el hogar de la caldera. De acuerdo a la causalidad que tiene el sistema, la lógica acción por parte del controlador sería modificar la cantidad de combustible quemado y a su vez el oxígeno suministrado intentando volver a la referencia. Esta acción de control tiene un retardo asociado debido al fenómeno físico que se produce en el agua en ebullición cuya dinámica es más lenta que la de la perturbación, situación que podría producir oscilaciones e inestabilidad en la caldera.

Consecuentemente, se prefirió abordar el problema utilizando técnicas de control clásicas pero no por ello menos eficientes, tal y como se muestra a continuación.

## Esquema de control propuesto

El primer paso antes de proponer un esquema de control alternativo es estudiar el esquema de control propuesto por la comisión del concurso. El esquema de control básico que se propone es el que se muestra a la figura 1 del documento. Este esquema de control corresponde al esquema de control más básico que se puede implementar para el control de las variables controladas de la caldera propuesta, ya que usa controladores SISO para el control de un proceso multivariable y no tiene en cuenta la interrelaciones entre los diferentes estados ni las perturbaciones medibles.

Para el control del nivel de agua del calderín (variable controlada) se emplea como variable manipulada el caudal de agua de entrada. Siendo el controlador PID implementado de acción inversa.

Para el control de la presión de vapor a la salida (variable controlada) se emplea como variable manipulada el caudal de combustible. Siendo el controlador PID implementado de acción inversa.

Por último, para el control de oxígeno en exceso (variable controlada) se emplea como variable manipulada el caudal de aire inyectado para la combustión. Siendo el controlador PID implementado de acción inversa.

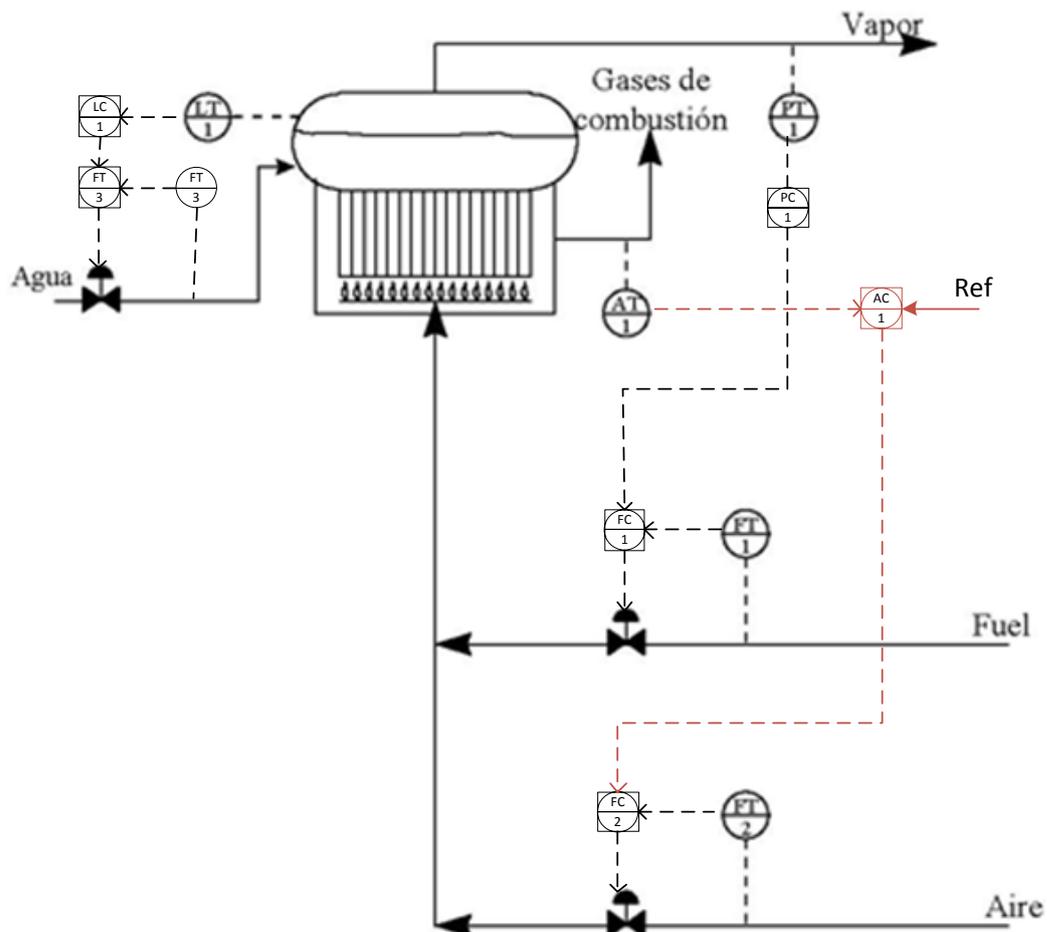


Figura 1: Esquema de control inicial propuesto por la junta evaluadora



feedforward donde se emplea la perturbación medible (variaciones en la demanda) para modificar el caudal de carburante a inyectar. Es por ello que nuevamente es necesario identificar el modelo que relaciona las variaciones de presión de vapor con las variaciones en la demanda.

- Control exceso de oxígeno, como el objetivo principal del sistema de control de una caldera es mantener controlada la presión de vapor cumpliendo con la relación estequiometrica de la combustión, se implementa un control ratio entre el caudal de combustible y el caudal de aire ingresado en el hogar de la caldera. Pero como el tipo de combustible puede variar no se puede implementar un ratio fijo, sino que es necesario un control feedback donde se mida el exceso de oxígeno de la combustión para ir variando el valor del ratio.

## Identificación del modelo de la planta

Para realizar una buena compensación de las perturbaciones no medibles es necesario conocer la función de transferencia que relaciona las variables controladas con la perturbación medible, por otro lado para realizar una buena sintonía de los controladores PID es necesario conocer el comportamiento dinámico del sistema. Por todo ello, se ha realizado la identificación de las funciones de transferencias que relacionan las variables controladas con las manipuladas y las perturbaciones medibles (D1) tal y como se muestra en la siguiente representación matricial:

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \\ Y_3(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} g_{11}(s) & 0 & g_{13}(s) \\ g_{21}(s) & g_{22}(s) & 0 \\ g_{31}(s) & 0 & g_{33}(s) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \\ U_3(s) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} g_{11d}(s) & g_{12d}(s) \\ 0 & g_{22d}(s) \\ g_{31d}(s) & g_{32d}(s) \end{bmatrix} \cdot \begin{bmatrix} D1(s) \\ D2(s) \end{bmatrix}$$

Para la identificación del comportamiento dinámico se ha empleado la herramienta integrada en Matlab "ident" que permite realizar la identificación con datos experimentales así como su validación con nuevos datos.

Todas las funciones de transferencias donde no interviene el nivel de agua del calderín son estables y únicamente ha sido necesario realizar una buena excitación de la variable manipulada con una señal PRBS para su correcta identificación. Para hacer el ejercicio más real la excitación se ha realizado alrededor del punto de equilibrio y no mayor a variaciones del 5%. En la siguiente imagen se muestra el simulink desarrollado para este fin.

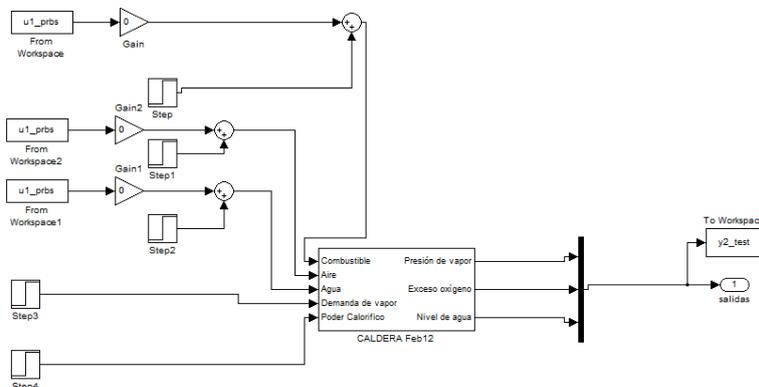


Figura 3: Esquema de simulink para la identificación de las funciones de transferencia estables.

Por otro lado, las funciones de transferencia relacionadas con el nivel de agua del calderín han tenido que ser identificadas en lazo cerrado debido a que posee un integrador en su función de transferencia lo que dificulta su identificación. Para la identificación en lazo cerrado se controla con un controlador conocido (un controlador P con ganancia conocida) y se despeja la función de la siguiente ecuación 01.

$$M(s) = \frac{G(s) \cdot R(s)}{1 + G(s) \cdot R(s)} = \frac{G(s) \cdot Cnte}{1 + G(s) \cdot Cnte} \quad (01)$$

En lazo cerrado se identifica la función de transferencia M(s) y como R(s) es conocido y tiene una expresión sencilla, la obtención de G(s) que corresponde a la función de transferencia que se necesita, es inmediata. Es simulink desarrollado para este fin se muestra a continuación:

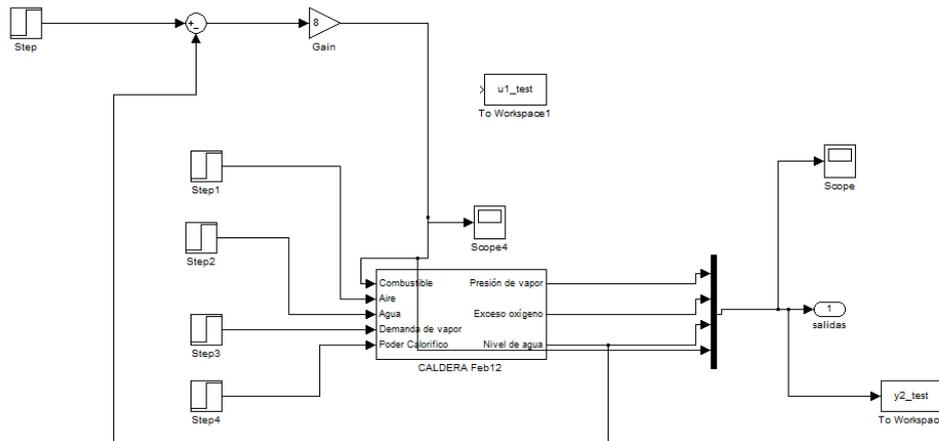


Figura 4: Esquema de simulink para la identificación en lazo cerrado.

Por lo tanto, la matriz dinámica identificada de la caldera es la siguiente:

$$\begin{bmatrix} \frac{0.37361}{(1 + 48.0975 \cdot s)} e^{-7s} & 0 & \frac{-0.1519981}{(1 + 212.1 \cdot s)} e^{-5.4s} \\ \frac{-6.8}{(1 + 4.85 \cdot s)} e^{-6.2s} & \frac{6.2602}{(1 + 7.36 \cdot s)} e^{-11.2s} & 0 \\ \frac{(0.8413s - 0.006205)}{(0.05417s^4 + 54.2s^3 + 30.9s^2 + s)} & 0 & \frac{0.0093007(1 + 5963.65s)}{s(1 + 5265.7 \cdot s)} e^{-8.6s} \end{bmatrix}$$

Por último, las funciones de transferencia de las perturbaciones medibles son las siguientes:

$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \\ Y_3(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{-0.7956}{(1 + 261.12 \cdot s)} e^{-15s} \\ 0 \\ \frac{0.01566s - 0.0001252}{s^2 + 0.07554s} \end{bmatrix} \cdot Demanda$$

Gracias a la identificación se realiza una correcta sintonía de los controladores, como en el apartado siguiente se explica, y es posible realizar una correcta compensación de las perturbaciones medibles mediante la técnica de feedforward.

## Sintonía de los controladores

Una vez que se ha identificado y determinado la arquitectura de control a implementar en la caldera, se procedió a la sintonía de los controladores PID. Para esto, se utilizó un enfoque basado en la optimización tomando como variables de decisión los parámetros del controlador y como función objetivo una que da cuenta del comportamiento de los mismos en el seguimiento de la referencia.

La optimización se ha aplicado sobre el modelo del proceso en lazo cerrado obtenido a partir de las funciones de transferencia antes identificadas, de acuerdo al esquema que aparece en la Figura 5. Mientras que la función objetivo a evaluar, coincide con un índice de desempeño que ya se ha utilizado para este sistema<sup>1</sup> y se detalla en la ecuación 02.

$$J_{costo} = \sum_{i=1}^3 \int_{t_0}^{t_f} |e_i(t)| dt + \int_{t_{cambio}}^{t_f} (t - t_{cambio}) |e_i(t)| dt + \omega \int_{t_0}^{t_f} \left| \frac{du(t)}{dt} \right| dt \quad (02)$$

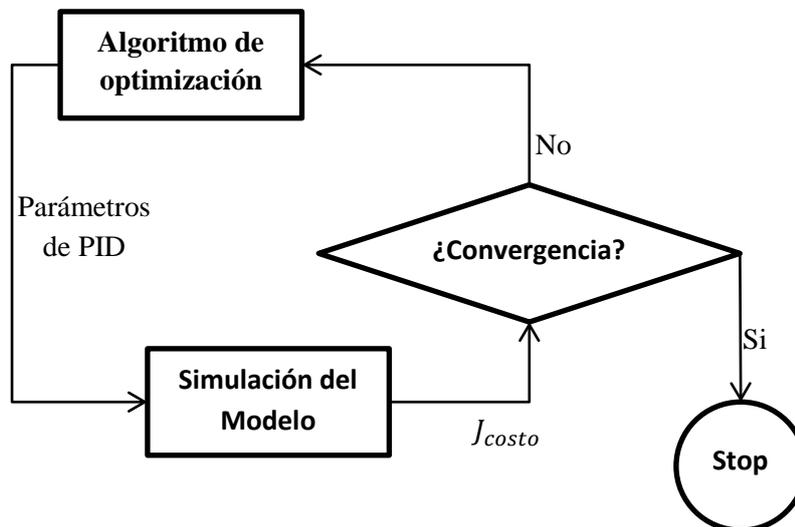


Figura 5: Diagrama del método de optimización para los parámetros del controlador

En cada iteración del optimizador, se procedió a implementar al modelo del proceso, el banco de pruebas con el cual se va a evaluar el controlador, con el objetivo de obtener la mejor sintonía posible de los controladores con respecto a las condiciones a evaluar. Y debido a que el gradiente del sistema es dificultoso de conseguir, se realizó una optimización basada en un algoritmo de búsqueda directa denominado “*pattern search*”<sup>2</sup> que se encuentra disponible en la toolbox de optimización de Matlab<sup>3</sup> denominada *patternsearch.m*.

Una vez que el algoritmo obtiene unos valores tales que mejoran el desempeño de los controladores, se procedió a re-optimizarlos sobre el proceso, es decir, iterando directamente sobre el modelo de la caldera proporcionado para el estudio, utilizando para ello un algoritmo basado en gradientes como el método de *active set*<sup>4</sup>, implementado en Matlab en la función *fmincon.m*.

A partir del procedimiento ya mencionado se obtuvieron los siguientes parámetros de sintonía.

Tabla 1: Parámetros de los controladores ajustados

PID1		PID2		PID3	
$K_P$	2.5318	$K_P$	0.0054	$K_P$	8.2660
$T_i$	29.2344	$T_i$	16.6371	$T_i$	79.4951
$T_D$	0	$T_D$	0	$T_D$	0

Las Figuras 6 a 7 muestran los resultados del sistema sometido a la prueba de control propuesta en el concurso, donde se observó un índice de comportamiento de **0.2471**, lo que representa un porcentaje de mejora en el índice de control del **65.36%** con respecto al caso base propuesto.

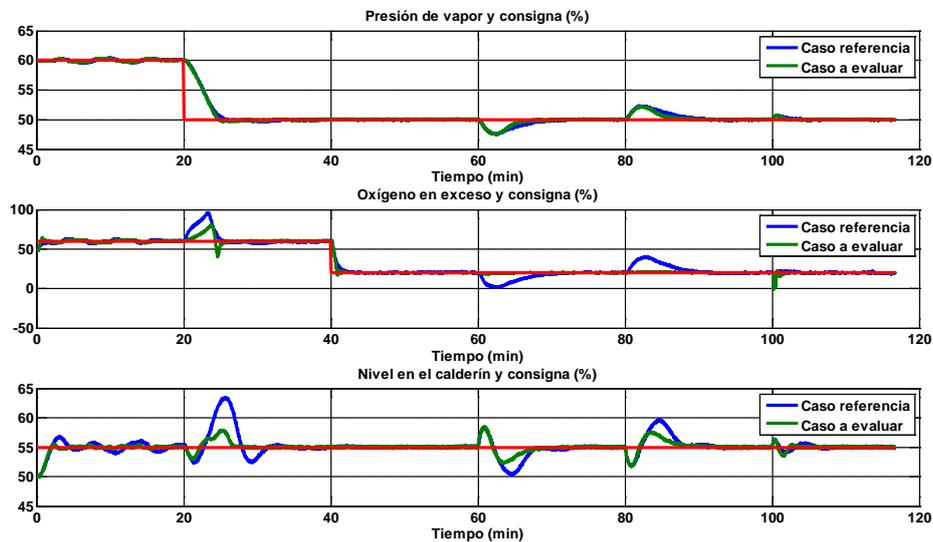


Figura 6: Evolución de las variables controladas, y su comparación con las referencias

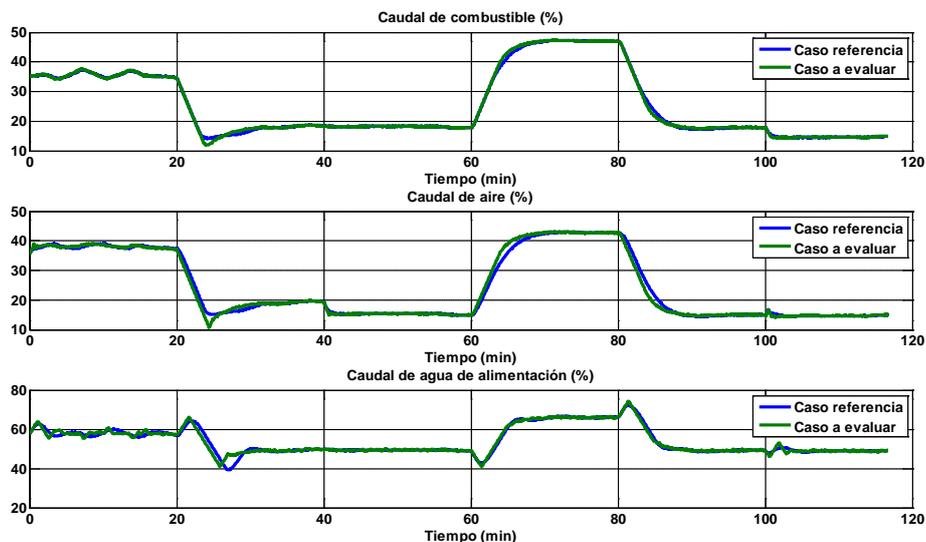


Figura 7: Evolución de las variables manipuladas

Con respecto a la evolución de las variables controladas de la Figura 7, se puede observar como el esquema de control propuesto y sintonizado de acuerdo al método de optimización ya descrito, presenta una mejor respuesta frente a cambios en las consignas así como en el rechazo de las perturbaciones. En particular, se puede mencionar las notables mejoras que se han registrado en el control del oxígeno en exceso, donde el seguimiento de la referencia es casi perfecto. Esto se debe fundamentalmente al acoplamiento realizado entre la cantidad de oxígeno suministrado y el combustible necesario para producir el vapor, atacando de una manera adecuada el fenómeno físico de la combustión donde la cantidad de oxígeno no quemado tiene que ver directamente con las propiedades y cantidad del combustible suministrado. A partir del control ratio es posible adelantarse a las acciones en el cambio del consumo de combustible por efectos de un mayor requerimiento de vapor, así como rechazar las perturbaciones relativas al cambio en la capacidad calorífica del mismo.

Con respecto al control de nivel, se puede observar a  $t = 60min$  como el mecanismo de feedforward utilizando la inversa de la función de transferencia identificada (previamente tratada para evitar un comportamiento no causal), mejora el seguimiento de la referencia puesto que se tiene en cuenta explícitamente la compensación en la perturbación medible. Se observa una situación similar, pero menos evidente, en el control de la presión de vapor, donde se puede observar como el uso del feedforward también mejora el comportamiento en el seguimiento de la referencia en la presión de vapor frente a cambios en la demanda.

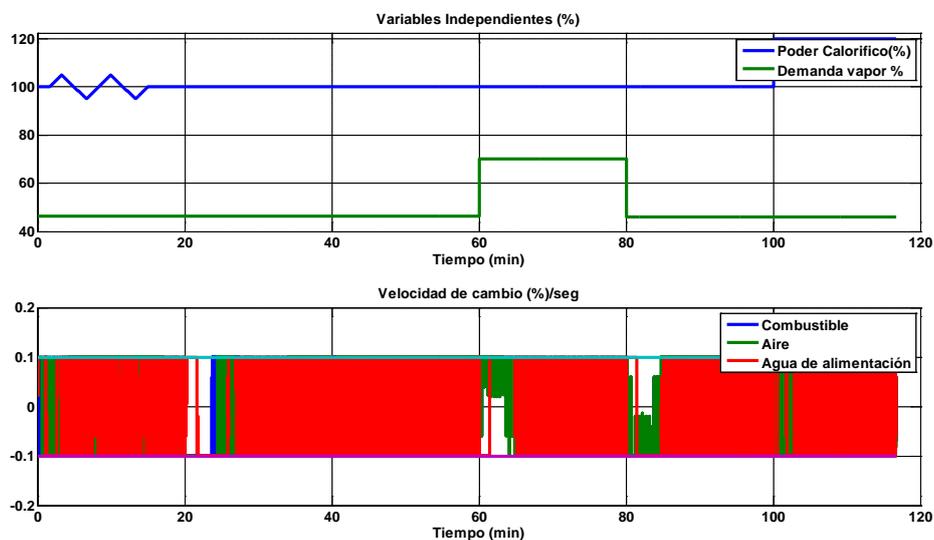


Figura 8: Registro de las perturbaciones así como de la velocidad de cambio del controlador

Por último, en referencia al cambio que se produce en las variables manipuladas, se puede observar de la Figura 8 como el límite impuesto en el planteamiento del problema  $\Delta u \leq |0.1|$  no se ve trasgredido durante todo el horizonte de prueba, lo que da indicio de un esfuerzo de control adecuado para el problema.

## Conclusiones

En este trabajo, se ha propuesto una mejora en el control de una caldera basado en estructuras de control clásicas. En particular se ha utilizado:

- Control del oxígeno en exceso de la combustión manipulando el ratio entre el caudal de oxígeno y el de combustible.
- Utilización de las funciones de transferencia de la perturbación medible con respecto a cambios en la presión y el nivel del hogar, para intentar adelantarse al efecto de las perturbaciones sobre estas variables.

Adicionalmente se han ajustado los parámetros de los controladores PID propuestos, para lo cual se ha utilizado una técnica de optimización sobre el modelo de la planta identificado utilizando un algoritmo de búsqueda directa, seguido por una re-optimización aplicada sobre el proceso mediante un algoritmo basado en gradientes.

El resultado de estas implementaciones, es un índice de costo con un valor de **0.2472**, que representa una mejora de **65.36%** con respecto al caso base (con índice de 0.7136).

Por último, se desea hacer hincapié con este trabajo en el hecho que las técnicas de control denominadas básicas, tales como control ratio, feedforward o cascada, siguen siendo potentes en el control de unidades de proceso. Por ello, aun cuando el control predictivo multivariable (MPC) presenta importantes ventajas frente a los métodos más sencillos, se pretende transmitir que estas técnicas avanzadas deben ser implementadas en nuestros procesos cuando los estructuras básicas se encuentran bien implementadas y desarrolladas, así como cuando se justifique una aplicación de una técnica más compleja ante la incapacidad de los mecanismos más sencillos de control.

## Bibliografía

- (1). Galán Morales, D. Control Avanzado de Una Caldera. UNIVERSIDAD PONTIFICIA COMILLAS, Madrid, 2010.
- (2). Audet, C.; J. E. Dennis, J., Analysis of Generalized Pattern Searches. *SIAM J. on Optimization* **2002**, 13, (3), 889-903.
- (3). Mathworks, I., *MATLAB Optimization Toolbox 6 user's guide*. The MathWorks: Natick, Mass., 2007.
- (4). Luenberger, D. G.; Ye, Y., *Linear and nonlinear programming*. Springer: New York, NY, 2008.

## Autores

Daniel Navia López. Presidente de la sección de estudiantes de Valladolid. Con número de socio: 33121736.

Rubén Martí Martínez. Vicepresidente de la sección de estudiantes de Valladolid. Con número de socio: 33184766

## Adjuntos

Se adjuntan a este trabajo, los siguientes ficheros:

- *Control\_Caldera\_Marti\_Navia.mdl*: Corresponde al modelo en simulink con el proceso y el controlador propuesto.
- *Prueba\_Control\_Caldera\_Marti\_Navia.m*: Corresponde al fichero en Matlab que llama al modelo de simulink y ejecuta las pruebas suministradas.
- *Calderainit.m*: Punto de partida del modelo y parámetros necesarios para la simulación
- *FF\_tf.mat*: Funciones de transferencia utilizadas en el feedforward de la presión y el nivel del hogar en la caldera.
- *F\_de\_trans\_Marti\_Navia.m*: Funciones de transferencia obtenidas para todo el modelo, junto con su discretización y representación en el espacio de los estados.