

ESCUELA SUPERIOR POLITÉCNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería en Electricidad y Computación



"DISEÑO DEL SISTEMA DE CONTROL DE TEMPERATURA EN UN HORNO DE REFINERÍA CONSIDERANDO PERTURBACIONES."

PROYECTO DE TITULACIÓN

Previo la obtención del Título de:

Magister en Automatización y Control

Presentado por:

Ing. Miguel Alberto Dumani Carrillo

Ing. Jose Luis Benítez Sangurima

GUAYAQUIL - ECUADOR

Año: 2022

DEDICATORIA

Este proyecto se lo dedico a mis Padres, a mi hermano y a mi familia entera, que son la fuerza que me han sostenido en mis peores momentos y me alienta a seguir adelante.

Ing. Miguel Alberto Dumani Carrillo

DEDICATORIA

El presente proyecto lo dedico principalmente a Dios, que nos ha preservado hasta este momento.

A mis padres Piedad Sangurima y Orión Benitez, por sus consejos y ayuda para cumplir mis metas.

Ing. José Luis Benitez Sangurima

AGRADECIMIENTO

Agradezco a Dios por permitirme cosechar uno logro más en vida.

A mis padres Miguel Dumani y Patricia Carrillo, por su amor y sus consejos.

A mi hermano Patricio Dumani, por su cariño.

A mi tutor y gran amigo PhD. Douglas Plaza, por sus recomendaciones, ayuda y confianza dada para el desarrollo de este proyecto.

A mi ñaño el Msc. Livingston Miranda por esa amistad y ayuda incondicional.

Ing. Miguel Alberto Dumani Carrillo

AGRADECIMIENTO

Agradezco al Eterno Dios por permitir cumplir mis sueños.

A mi esposa María Elena Herrera Vera e hijos por ser mis pilares y motivación para seguir adelante.

A mi gran amigo Ing. Miguel Alberto Dumani Carrillo por su apoyo incondicional en lo académico y en lo personal.

Ing. José Luis Benitez Sangurima

DECLARACIÓN EXPRESA

“Los derechos de titularidad y explotación, nos corresponde conforme al reglamento de propiedad intelectual de la institución; Ing. Miguel Alberto Dumani Carrillo e Ing. José Luis Benítez Sangurima damos nuestro consentimiento para que la ESPOL realice la comunicación pública de la obra por cualquier medio con el fin de promover la consulta, difusión y uso público de la producción intelectual”

**Ing. Miguel Alberto
Dumani Carrillo**

**Ing. Jose Luis
Benítez Sangurima**

COMITÉ EVALUADOR

PhD. Douglas Plaza G.

PROFESOR TUTOR

Msc. Carlos Salazar

PROFESOR EVALUADOR

RESUMEN

En presente trabajo consiste en el diseño de un esquema de control que permite mitigar las perturbaciones de un sistema de Horno de refinería, para lo cual se emplea técnicas y conceptos para la sintonización de controladores.

Inicialmente se parte de la identificación del modelo matemático de un horno de refinería, en la cual se evalúa y determina de las variables de entrada y salida principales del sistema con sus correspondientes perturbaciones. Después de la identificación del sistema se desarrollan los diferentes esquemas de control: control PID, control por modelo interno, control cascada y control anticipativo. El diseño de estos controladores permitió ejecutar un control multilazo para un sistema de horno de refinería y se compara el desempeño del esquema de control PID de lazo simple y el esquema de control casacada-anticipativo multilazo en el rechazo de las perturbaciones en la línea de alimentación del combustible y del fluido del horno.

Los resultados indican que el esquema de control multilazo tiene el mejor desempeño ante el rechazo de las perturbaciones y seguimiento del valor referencia, y este esquema se lo desarrollo en la plataforma industrial Rockwell Automation.

Este trabajo demuestra la opción de llevar la simulación Matlab-Simulink a una validación sobre la plataforma industrial profesional.

Palabras claves: *Horno Refinería, Control multilazo, Control Cascada, Control Anticipativo*

ABSTRACT

In this work, it consists of the design of a control scheme that allows to mitigate the disturbances of a refinery furnace system, for which techniques and concepts are used for the tuning of controllers. Initially, it starts from the identification of the mathematical model of a refinery furnace, in which the main input and output variables of the system with their corresponding disturbances are evaluated and determined. After the identification of the system, the different control schemes are developed: PID control, internal model control, cascade control and anticipatory control. The design of these controllers allowed to execute a multi-loop control for a refinery furnace system and compares the performance of the simple-loop PID control scheme and the multi-loop cascade-forward control scheme in rejecting disturbances in the feed line. fuel and furnace fluid. The results indicate that the multi-loop control scheme has the best performance against disturbance rejection and reference value tracking, and this scheme was developed on the Rockwell Automation industrial platform. This work demonstrates the option of taking the Matlab-Simulink simulation to a validation on the professional industrial platform.

Keywords: *Refinery Furnace, Multiloop Control, Cascade Control, Anticipatory Control*

ÍNDICE GENERAL

COMITÉ EVALUADOR.....	I
RESUMEN	II
<i>ABSTRACT</i>	III
ÍNDICE GENERAL	IV
ABREVIATURAS.....	VII
SIMBOLOGÍA.....	VIII
ÍNDICE DE FIGURAS	IX
ÍNDICE DE TABLAS.....	XI
CAPÍTULO 1	1
1. INTRODUCCIÓN.....	1
1.1 Identificación del problema	2
1.2 Solución Propuesta	3
1.3 Objetivos del Proyecto.....	4
1.3.1 Objetivo General	4
1.3.2 Objetivos Específicos.....	4
1.4 Metodología.....	4
1.5 Alcance.....	5
1.6 Justificación.....	5
CAPÍTULO 2	7
2. ESTADO DEL ARTE.....	7
2.1 Horno de Refinería	7
2.2 Controlador PID.....	8
2.2.1 Proporcional.....	9
2.2.2 Integral.....	9

2.2.3	Derivativo	9
2.2.4	PID método de síntesis directa.....	10
2.3	Control por modelo interno	12
2.4	Control en cascada.....	16
2.5	Control anticipativo	18
CAPÍTULO 3		21
3.	IDENTIFICACIÓN Y CONTROL DEL HORNO DE REFINERÍA	21
3.1	Modelo del Horno	21
3.1.1	Actuador – Válvula de Presión	22
3.1.2	Horno	23
3.1.3	Perturbaciones para la válvula y el calentador	24
3.2	Diseño del controlador PID	26
3.3	Diseño del controlador en cascada.....	27
3.4	Diseño del controlador feedforward	28
CAPÍTULO 4		30
4.	ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	30
4.1	Desempeño del controlador PID.....	30
4.2	Desempeño del controlador en cascada y anticipativo	32
4.2.1	Desempeño de controlador cascada basado en IMC	32
4.2.2	Desempeño del sistema de control anticipativo basado en compensador adelanto-atraso	34
4.3	Análisis comparativo con respecto al rechazo de las perturbaciones.....	35
4.4	Implementación del esquema de controlador multilazo en una plataforma industrial.....	36
CONCLUSIONES.....		39
RECOMENDACIONES.....		40

BIBLIOGRAFÍA 42

ABREVIATURAS

PID	Control Proporcional Integral Derivativo
P&ID	Diagrama de tubería e instrumentación
SISO	Única entrada y única salida
IMC	Control por modelo Interno
PI	Controlador Proporcional Integral
PLC	Control Lógico Programable
ARMAX	Auto Regresive Moving Average Exogeneous
BJ	Box Jenkins
FOPDT	First Order Plus Dead Time
F.T.	Function de transferencia
FBC	Control feedback
OP	Punto de operación
Kp	Constante proporcional
Ki	Constante integral
Kd	Contante derivativa
Tss	Tiempo de estabilización
Cff	Controlador FeedForward

SIMBOLOGÍA

psig	Libras por pulgadas cuadradas
sfc	Pie cubico por minuto
degF	Grado Fahrenheit
min	Minutos
y(s)	Salida del sistema
gp(s)	Función de transferencia de la planta
gc(s)	Función de transferencia del controlador
r(s)	Entrada de sistema
gCl(s)	Función de transferencia resultante de la planta y el controlador
Pres_Comb	Presión del combustible
Caudal_Comb	Caudal del combustible
Pres_Dis	Perturbación en válvula de combustible
TempIn_Dis	Perturbación temperatura del fluido
Temp_Sal	Temperatura del fluido
Gv(s)	Función de transferencia de la planta
Dv(s)	Función de transferencia de la válvula
TempIn_Dis	Perturbación de temperatura
Pres_Dis	Perturbación de presión
SETPOINT	Punto de ajuste o referencia
EnableController	Activador de controlador
CV	Variable de control
Time Constant	Constante de Tiempo

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 - Horno de Refinería	2
Figura 1.2 - Diagrama P&ID del horno.....	3
Figura 2.1 Esquema básico de horno de refinería	7
Figura 2.2 Diagrama de bloques del control PID para un sistema SISO	9
Figura 2.3 Diagrama de bloque de sistema de control de lazo cerrado.....	10
Figura 2.4 Arreglo estándar de IMC.....	12
Figura 2.5 Ajuste de la estructura del IMC	13
Figura 2.6 Lazo interno ajustado de la estructura IMC.....	13
Figura 2.7 Bloque equivalente de lazo cerrado.....	13
Figura 2.8 Diagrama tipo de retroalimentación refleja la correspondencia del IMC, $g_c(s)$, incluye el modelo interno, $g_p(s)$, y el controlador por modelo interno, $q(s)$	14
Figura 2.9 Estructura del control cascada en serie	16
Figura 2.10 Diagrama de bloque de control feedforward para un horno	18
Figura 3.1 Dinámica de la válvula actuadora. Presión del gas combustible (Superior), Flujo de caudal del combustible (Inferior)	23
Figura 3.2 Dinámica del calentador. Caudal del combustible (Superior), Temperatura del fluido a la salida del calentador (Inferior).....	24
Figura 3.3 Perturbación en la válvula. Presión del gas combustible en la línea de alimentación (Superior), Caudal del gas combustible (Inferior)	25
Figura 3.4 Perturbación en el calentador. Temperatura del fluido a la entrada del calentador (Superior), Temperatura del fluido a la salida del calentador (Inferior)	26
Figura 3.5 Diagrama de bloques del sistema de control PI de lazo simple	27
Figura 3.6 Diagrama de bloques del sistema de control cascada. Controlador externo basado en IMC. Controlador interno basado en síntesis directa.	28
Figura 3.7 Diagrama de bloques del sistema de control cascada y anticipativo.....	29
Figura 4.1 Respuesta del sistema de control de lazo simple	30
Figura 4.2 Desempeño del sistema de control de lazo simple	31
Figura 4.3 Respuesta del sistema de control cascada basado en IMC.....	32
Figura 4.4 Desempeño del controlador cascada basado en IMC.....	33

Figura 4.5 Respuesta del sistema de control multilazo	34
Figura 4.6 Desempeño del sistema de control multilazo	35
Figura 4.7 Comparativa del desempeño de controladores lazo simple y multilazo ...	36
Figura 4.8 Emulador Logix 5000	37
Figura 4.9 Segmento de programación con los bloques IMC del esquema de control	38
Figura 4.10 Configuración de los bloques funcionales IMC_01 y IMC_02	38
Figura 4.11 Arranque de la simulación, Referencia=20	39
Figura 4.12 Seguimiento de la Referencia (Curva Azul) y la variable controlada (Curva Roja).....	39

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.1 Puntos de operación del horno de refinería según las variables y perturbaciones.....	22
--	----

CAPÍTULO 1

1. INTRODUCCIÓN

La industria de refinación de petróleo es una de las industrias química más complejas, con muchos procesos y reacciones químicas diferentes, con un elevado impacto económico y medioambiental. Los Hornos de refinería se consideran una de las plantas con mayor consumo de energía, en la cuales se controla con precisión y uniformidad la temperatura, teniendo un impacto directo en la calidad del producto y el consumo de energía.

Los hornos a menudo funcionan con presencia de diversas perturbaciones que influyen en el caudal de salida del crudo siendo algunas: las variaciones de temperatura en el caudal de entrada, variaciones del caudal de combustible para los quemadores, cambio de presión de combustible en los quemadores generada por el cambio de la composición y calidad calorífica del combustible.

El presente proyecto tiene como objetivo determinar el esquema de control que permita mitigar las perturbaciones que puede sufrir un horno de refinería basado en las diferentes técnicas de sintonización de controladores tales como: Control PID, Control IMC, Compensador adelanto atraso.

Para el capítulo uno se plantea los motivos para desarrollar el proceso de control, ya que será necesario a partir de la identificación del modelo de un horno de refinería establecer estrategia de control que mejore el funcionamiento de la planta. En el capítulo dos se ejecuta una exploración literaria del funcionamiento de un horno de refinería con las estrategias de control a emplearse para los distintos controladores. El capítulo tres describe las técnicas utilizadas para el diseño de los controlares ya sea su distribución, proceso y técnicas de identificación.

Finalmente, en el capítulo cuatro se hará la presentación de los diferentes resultados de las distintas simulaciones ejecutadas en Matlab-Simulink para poner a prueba el comportamiento de los distintos controlares presentados.

1.1 Identificación del problema

En la Figura 1.1 se aprecia un horno típico de refinería. La apropiada regulación de temperatura es crucial en el desempeño del proceso de refinación de los hidrocarburos.



Figura 1.1 - Horno de Refinería

En la Figura 1.2 se muestra el diagrama de instrumentación y control (“P&ID”) del horno de refinería donde se aprecia la válvula de control y el caudal de crudo de entrada al horno.

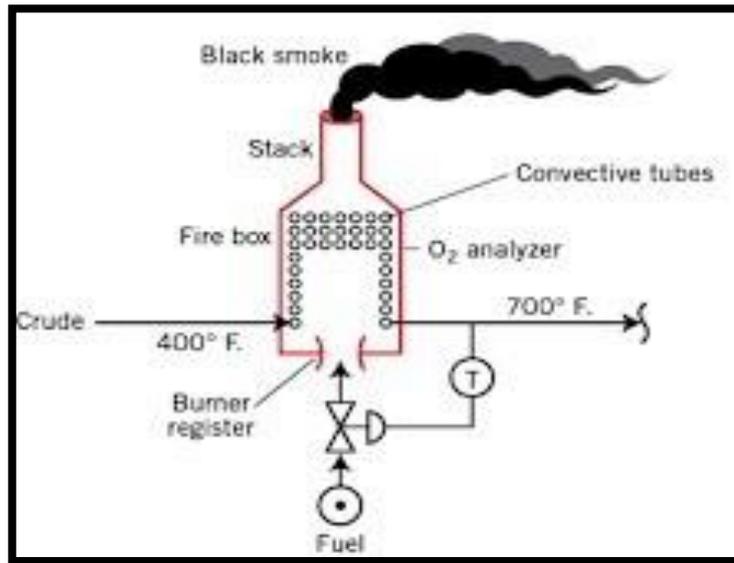


Figura 1.2 - Diagrama P&ID del horno

Los calentadores/hornos de refinería son ampliamente utilizados en la industria química. Comúnmente para regular la temperatura del caudal de salida del calentador, se regula el caudal de entrada de gas a través de la manipulación de la válvula de control. Generalmente se presentan afectaciones en la temperatura del caudal de salida cuando existe inconvenientes con la válvula, ya sea por falta de mantenimiento o caídas de presión en la línea de alimentación de gas.

Otra posible perturbación en el sistema es la presencia de cambios en el caudal de líquido de entrada al calentador, cambios que afectan directamente a la temperatura de salida [1,2].

1.2 Solución Propuesta

El desarrollo del siguiente proyecto tiene como interés diseñar esquemas de control para un horno de refinería lo cual permitirá regular la temperatura del calentador permitiendo la mitigación de las posibles perturbaciones.

1.3 Objetivos del Proyecto

1.3.1 Objetivo General

Diseñar un sistema de control en cascada basado en el control por modelo interno además de un controlador anticipativo basado en un compensador adelanto-atraso para el apropiado rechazo de las perturbaciones en la operación de un calentador de proceso de refinación.

1.3.2 Objetivos Específicos

- Diseñar el controlador PID para la regulación de la temperatura en un calentador de proceso.
- Diseñar el control en cascada basado en el control por modelo interno para el rechazo de perturbaciones de caudal presentes en la línea de alimentación del gas.
- Diseñar el controlador anticipativo basado en compensadores al adelanto-atraso para el rechazo de las perturbaciones presentes en la línea de alimentación del fluido al reactor.
- Validar el funcionamiento de los controladores mediante simulación en la plataforma Matlab-Simulink.
- Validar el funcionamiento del esquema de control empleando el PLC virtual ControlLogix bajo la plataforma Studio 5000 (RockwellAutomation).
- Análisis comparativo del desempeño del sistema de un solo lazo y multilazo.

1.4 Metodología

Para la realización de los controladores será importante emplear métodos de identificación del modelo del calentador de proceso como por ejemplo la identificación de un modelo de primer orden con retardo ya sea empleando la prueba de respuesta al escalón como también empleando métodos de identificación de sistemas como ARMAX y BJ.

Una vez identificado el modelo del horno se procederá con la aplicación de técnicas de sintonización y auto-sintonización del controlador primario. Con respecto a la sintonización del controlador secundario, se empleará el método de control por modelo interno. Finalmente, el tercer controlador en la arquitectura de control será un controlador anticipativo basado en una función de transferencia adelanto-atraso.

Los tres controladores presentes en la arquitectura de control formarán un esquema multilazo de control.

1.5 Alcance

Mediante la implementación de un sistema de control multilazo se mitigará el efecto de las perturbaciones presentes en el calentador de proceso permitiendo tener un control preciso de la variable temperatura.

El estudio que se propone en el presente trabajo demostrará el mejor desempeño del sistema multilazo con respecto al sistema de lazo simple.

Mediante la validación del desempeño de la estructura de control propuesta, empleando una plataforma de amplio uso industrial (Rockwell Automation), se estará dando un paso importante donde el esquema de control estaría listo para ser montado sobre el PLC físico. Adicionalmente, el uso de la simulación permitirá disminuir los tiempos de puesta en marcha del sistema de control.

1.6 Justificación

El control de temperatura de un horno de refinería estará sujeto a la presencia de perturbaciones ya sea en la válvula de control o en el caudal de entrada de combustible al horno. Estas perturbaciones han sido identificadas como prioritarias [4] y por tanto sus efectos deben de ser considerados en el diseño de la arquitectura de control.

Existen diversas arquitecturas de control para procesos industriales desde sistemas básicos como estructuras de lazo simple, pasando por sistemas multilazo hasta abordar la problemática desde el enfoque del control multivariable.

Además, en el programa de maestría se ha trabajado con diferentes sistemas de control desde sistemas con un solo controlador hasta sistemas de control multivariable.

El presente trabajo busca reducir la afectación al proceso de las perturbaciones tanto de caudal de gas como caudal de entrada mediante el diseño de un sistema de control multilazo, considerando la utilización de técnicas como el control en cascada, control anticipativo y control por modelo interno. Especial consideración se tendrá en el tipo de control que emplearemos en los lazos de realimentación [3,4].

Un diseño de la estructura de control con desempeño apropiado rechazará el efecto de las perturbaciones presentes en el proceso para esto se emplearán metodologías actuales de control.

CAPÍTULO 2

2. ESTADO DEL ARTE

En esta sección se puntualiza las técnicas utilizadas para el desarrollo del proyecto, las cuales implican definiciones, técnicas de control, conceptualización de tipos de control y bases para sintonización de los controladores. Las variables del sistema de horno de refinería a revisar corresponden a un modelo de sistema SISO que será sujeto de un control PID basado en modelo interno, control cascada y control anticipativo.

2.1 Horno de Refinería

Desde una perspectiva sencilla los hornos son usados en la industria para entregar calor a un fluido, el mismo que es necesario su procesamiento a una temperatura dominante a través de la combustión de una fuente de energía.

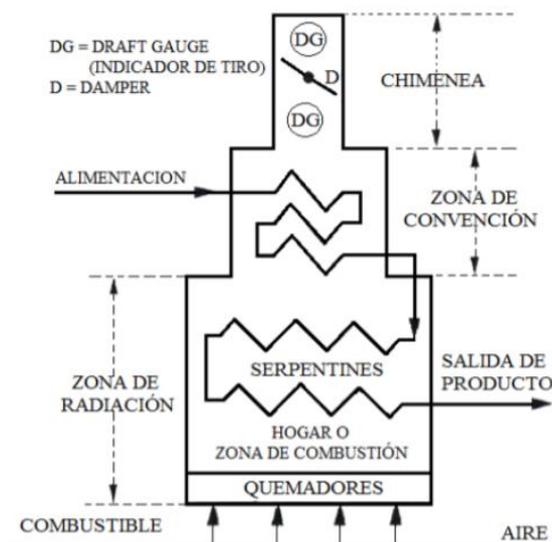


Figura 2.1 Esquema básico de horno de refinería

Bajo este criterio los hornos están compuestos por tres partes principales:

- Quemadores
- Serpentes
- Envolverte

Los quemadores se encargan de realizar la mezcla del combustible en este caso el gas con el aire, permitiendo la combustión, la cual será regulada al momento de suministrar calor. Los serpentes son un conjunto de tubos en serie o en paralelo conectados donde circula el líquido a procesar, siendo el área donde se genera el intercambio de calor. El envolverte es el área que encierra el horno y lo aísla de forma térmica respecto al ambiente [5,6].

En el interior del horno se dispone de dos zonas: la zona de radiación, parte del horno en la cual el fluido que pasa por los serpentes recibe calor por medio de radiación directa desde los quemadores; y la zona de convección, en la cual el líquido a procesar recibe el calor de los gases calientes resultado de la combustión del gas.

2.2 Controlador PID

Es un mecanismo de control compuesto por tres elementos que proporcionan la acción: proporcional, integral y derivativa, que permite controlar a los sistemas retroalimentados para alcanzar la estabilidad de una variable ante perturbaciones [7].

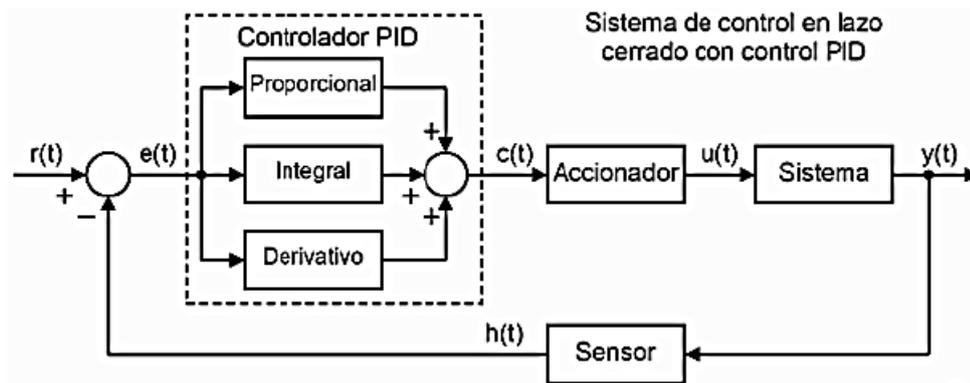


Figura 2.2 Diagrama de bloques del control PID para un sistema SISO

2.2.1 Proporcional

Esta acción de control genera una mayor velocidad de respuesta en el sistema, disminuyendo el error en el mismo, la salida de error es proporcional a la acción de control.

$$P = K_p e(t); \quad (2.1)$$

2.2.2 Integral

El parámetro integral genera una salida del control ajustada al error acumulado, lo que se refleja en un rango de respuesta, buscando que la salida sea rápida cuando aparece un error.

$$I = k_i \int_0^t e(\tau) d\tau; \quad (2.2)$$

2.2.3 Derivativo

La acción derivativa es un parámetro preventivo hacia el error y emplea un accionar para corregirlo, generando una rápida reacción de entrada y altera la

señal de salida dando un actuar de velocidad de cambio de error y lo corrige ante el incremento del error.

$$D = Kd \frac{de(t)}{dt} ; \quad (2.3)$$

2.2.4 PID método de síntesis directa

Existen varios métodos para sintonizar el controlador PID uno es el método de síntesis directa [8].

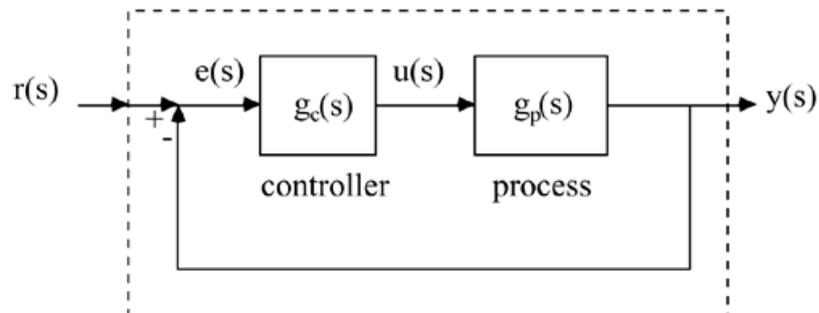


Figura 2.3 Diagrama de bloque de sistema de control de lazo cerrado.

Considerando el diagrama de bloques de la figura 2.3 se puede disponer de la función de transferencia en lazo cerrado $G_{CL}(s)$ que está dado por:

$$y(s) = \frac{g_p(s)g_c(s)}{1 + g_p(s)g_c(s)} r(s) = g_{CL}(s)r(s); \quad (2.4)$$

Para el procedimiento de síntesis directa, seleccionamos una respuesta de lazo cerrado, $g_{CL}(s)$, y en base del proceso conocido, $g_p(s)$, buscamos el controlador $g_c(s)$, obteniendo:

$$g_c(s) = \frac{g_{CL}(s)}{g_p(s)(1-g_{CL}(s))} ; \quad (2.5)$$

Considerando que el comportamiento es de primer orden del sistema en lazo cerrado tenemos:

$$G_{CL}(s) = \frac{1}{\tau_{CLS} + 1} ; \quad (2.6)$$

Como ya se conoce el modelo del proceso se diseña el controlador mediante:

$$G_c(s) = \frac{1}{G_p(s)} \frac{G_{CL}(s)}{1 - G_{CL}(s)} ; \quad (2.7)$$

Sea $G_p(s) = \frac{k}{\tau_{CLS} + 1}$ y $G_{CL}(s) = \frac{1}{\tau_{CLS} + 1}$ el controlador resultante es:

$$G_c(s) = \frac{\tau_p s + 1}{k_p} \frac{1}{\tau_{CLS}} = \frac{1}{k_p \tau_{CLS}} \frac{\tau_p s + 1}{s} ; \quad (2.8)$$

Si multiplicamos y dividimos para τ_p entonces tendremos una F.T. de un controlador PI:

$$G_c(s) = \left(\frac{\tau_p}{k_p \tau_{CLS}} \right) \frac{\tau_p s + 1}{\tau_p s} ; \quad (2.9)$$

Por lo tanto, tenemos que el controlador corresponde a:

$$k_c = \frac{1}{k_p \frac{\tau_{CL}}{\tau_p}} ; \quad \tau_I = \tau_p; \quad \tau_D = 0; \quad (2.10)$$

2.3 Control por modelo interno

El controlador PID establecido en el arreglo de control por modelo interno (IMC) conlleva en un controlador con una única medida ajustable, para ellos se emplea el filtro en el IMC que será λ . En el sistema con período mínimo hace que λ sea equivalente a una invariable de tiempo de sistema cerrado (la "rapidez de contestación" del sistema cerrado) [9].

El desarrollo del IMC es sencillo y se realiza cómodamente, ya que el sistema de control más usado en la industria es el controlador PID.

Para el diagrama de bloques del IMC se puede restablecer a la representación de un diagrama de control de retroalimentación tipo, para esto se hará uso de la manipulación del algebra de bloques de control.

Se define el arreglo del IMC según la Figura 2.4; la diferencia entre el sistema y la salida del proceso se puede observar en la Figura 2.5.

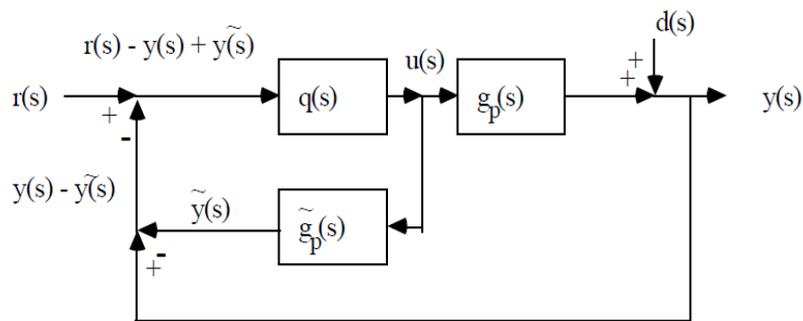


Figura 2.4 Arreglo estándar de IMC

De la Figura 2.4 se puede restablecer a la estructura de la Figura 2.5.

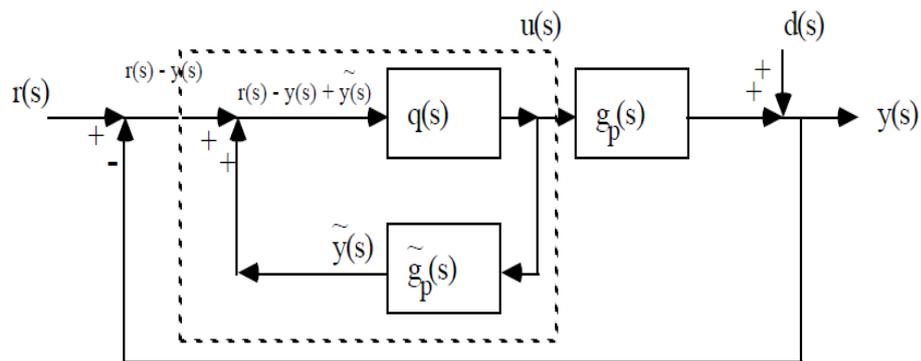


Figura 2.5 Ajuste de la estructura del IMC

Lo resaltado en los puntos segmentado de la Figura 2.5 se observa a continuación en la Figura 2.6.

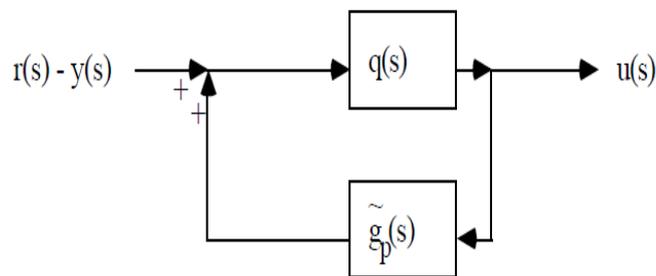


Figura 2.6 Lazo interno ajustado de la estructura IMC

De la Figura 2.6 se puede establecer a la representación de la Figura 2.7.

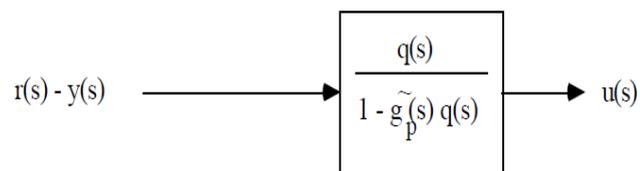


Figura 2.7 Bloque equivalente de lazo cerrado

A la vista, $r(s) - y(s)$ es estrictamente la expresión de error empleado en el controlador de retroalimentación modelo. Entonces, encontramos que el arreglo del IMC se puede reestablecer a la estructura de control de retroalimentación (FBC), como se ve en la Figura 2.8.

Esta formulación es favorable ya que hallaremos el controlador PID que es imperceptible como consecuencia de emplear la forma de diseño IMC. También, el diagrama de bloques tipo del IMC no se logra emplear para procedimientos variantes, para esto el formulario de notas se debe aplicar para esos temas.

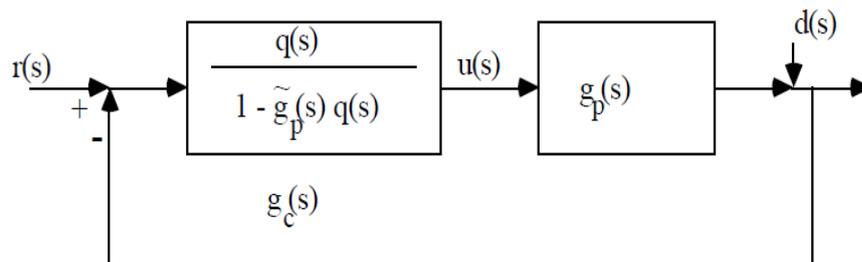


Figura 2.8 Diagrama tipo de retroalimentación refleja la correspondencia del IMC, $g_c(s)$, incluye el modelo interno, $g_p(s)$, y el controlador por modelo interno, $q(s)$

Con esto, se puede emplear el proceso de diseño IMC para determinar un controlador de retroalimentación tipo.

Se logra determinar que obtenemos el controlador de lazo cerrado tipo es una función del modelo interno, $\tilde{g}_p(s)$, y el controlador de modelo interno, $q(s)$, tal como se observa en la ecuación siguiente:

$$g_c(s) = \frac{q(s)}{1 - \tilde{g}_p(s)q(s)} \quad (2.11)$$

Para determinar el PID basado en IMC se realizará los siguientes pasos para un proceso de primer orden con un tiempo de retardo:

Se mostrará una aproximación del teorema de primer orden para un tiempo muerto el cual conduce a un controlador Pid, para esto se utilizará la aproximación de orden zero.

$$\widetilde{g}_p(s) = \frac{k_p e^{-\theta s}}{(\tau_p s + 1)} \approx \frac{k_p}{(\tau_p s + 1)} \quad (2.12)$$

Primer Paso: Establecer la función de transferencia del control IMC, $q(s)$, que contiene un filtro para que $q(s)$ sea semiapropiado.

$$q(s) = \widetilde{q}(s) f(s) = \widetilde{g}_p^{-1}(s) f(s) = \frac{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}{k_p} \frac{1}{\lambda s + 1} \quad (2.13)$$

Segundo Paso: Hallar el controlador de retroalimentación empleando siguiente transformación.

$$g_c(s) = \frac{q(s)}{1 - \widetilde{g}_p(s)q(s)} = \frac{\frac{(\tau_p s + 1)}{k_p(\lambda s + 1)}}{1 - \frac{k_p}{\tau_p s + 1} \frac{(\tau_p s + 1)}{k_p(\lambda s + 1)}} = \frac{\tau_p s + 1}{k_p \lambda s} \quad (2.14)$$

Se debe tener presente que la función de transferencia para el control PID es:

$$g_c(s) = k_c \left[\frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \right] \quad (2.15)$$

Tercer Paso: Reestablecer las igualdades antes descritas y multiplicar la ecuación del segundo paso por τ_p/τ_p para conseguir:

$$g_c(s) = \left(\frac{\tau_p}{k_p \lambda} \right) \left(\frac{\tau_p s + 1}{\tau_p s} \right) \quad (2.16)$$

Equiparando los términos de las ecuaciones vistas en los pasos 2 y 3, conseguimos las siguientes relaciones para nuestro controlador PID basado en IMS:

$$k_c = \frac{\tau_p}{k_p \lambda} \quad (2.17)$$

$$\tau_I = \tau_p \quad (2.18)$$

$$\tau_D = 0 \quad (2.19)$$

Dado que se ha despreciado el tiempo muerto, creando bastante error en el modelo es recomendado que $\lambda > 1.7\theta$.

2.4 Control en cascada

Hay dos formas comunes de representar un sistema de control en cascada en forma de función de transferencia: cascada en serie y cascada en paralelo [2].

La representación de un controlador cascada en serie es la más común, la cual se observa en la Figura 2.9.

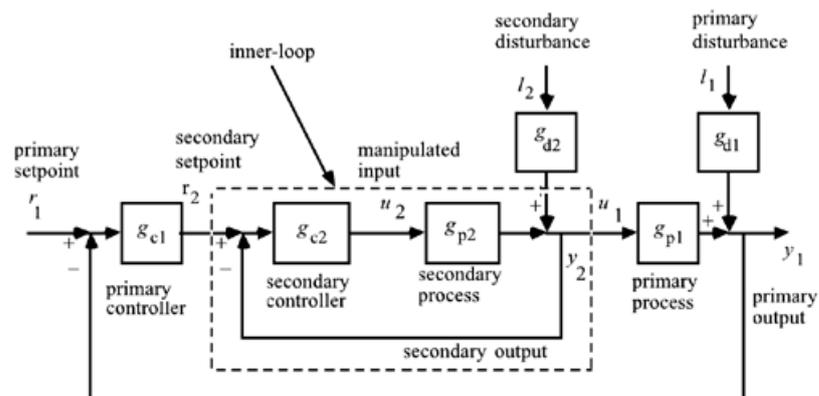


Figura 2.9 Estructura del control cascada en serie

Usando el algebra de bloques y manipulaciones algebraicas se buscará determinar el efecto del bucle secundario (controlador interno) y el bucle de primario (controlador externo), para ellos se puede determinar que la salida secundaria se escribir de la siguiente forma:

$$y_2(s) = \left(\frac{g_{c2}(s)g_{p2}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) + \left(\frac{g_{d2}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) l_2(s) \quad (2.20)$$

La función de transferencia del lazo cerrado secundario se puede definir como:

$$g_{c2cl}(s) = \left(\frac{g_{c2}(s)g_{p2}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) \quad (2.21)$$

Se puede determinarla que salida primaria corresponde a:

$$y_1(s) = \left(\frac{g_{c2}(s)g_{p2}(s)g_{p1}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) + \left(\frac{g_{d2}(s)g_{p1}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) l_2(s) + g_{d1}l_1(s) \quad (2.22)$$

Luego de ajustar el lazo interno, podemos usar la siguiente función de transferencia para diseñar el controlador de lazo externo.

$$g_{p1,eff}(s) = \left(\frac{g_{c2}(s)g_{p2}(s)g_{p1}(s)}{1 + g_{c2}(s)g_{p2}(s)} \right) = g_{c2cl}(s) g_{p1}(s) \quad (2.21)$$

La relación de lazo cerrado para una variación según la señal de entrada corresponde a:

$$y_1(s) = \left(\frac{g_{c1}(s)g_{p1,eff}(s)}{1 + g_{c1}(s)g_{p1,eff}(s)} \right) r_1(s) = \left(\frac{g_{c1}(s)g_{c2cl}(s)g_{p1}(s)}{1 + g_{c1}(s)g_{c2cl}(s)g_{p1}(s)} \right) r_1(s) \quad (2.22)$$

Se determinar que la función del lazo cerrado secundario afecta al lazo de control primario, se observa que, si el lazo secundario es mucho más rápido que el lazo

primario, de forma que $g_{c2cl} = 1$ (escala de tiempo relativa al lazo de control), por ende, la función de transferencia del lazo cerrado para el controlador primario sería:

$$y_1(s) \approx \left(\frac{g_{c1}(s)g_{p1}(s)}{1 + g_{cl}(s)g_{p1}(s)} \right) r_1(s) \quad (2.23)$$

2.5 Control anticipativo

El controlador anticipativo o feedforward buscar establecer un controlador complementario para el lazo de control cerrado para contrarrestar o excluir el ingreso de perturbaciones, buscando anticiparse al ingreso de estas [2].

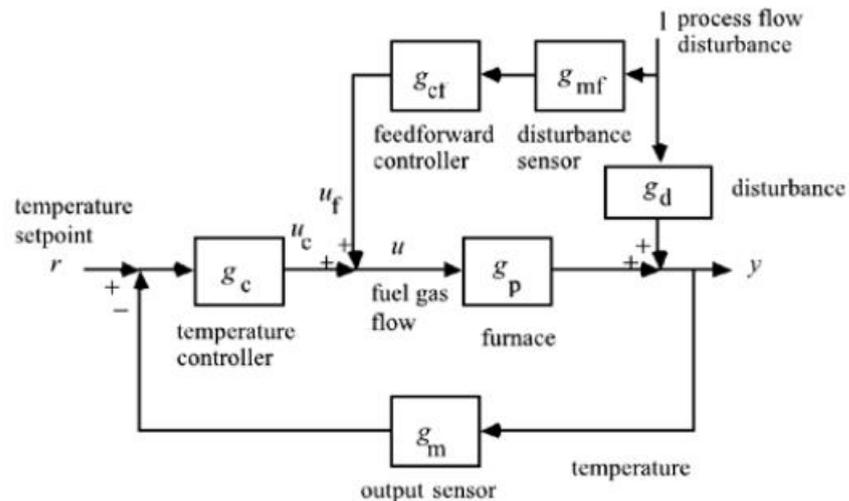


Figura 2.10 Diagrama de bloque de control feedforward para un horno

Considerando el diagrama de bloques del controlador anticipativo de la Figura 2.10 se determina la función transferencia del lazo cerrado:

$$y(s) = g_d(s) l(s) + g_p(s)u(s) = g_d(s) l(s) + g_p(s)[u_f(s) + u_c(s)] \quad (2.24)$$

$$y(s) = g_d(s) l(s) + g_p(s)[g_{cf}(s)g_{mf}(s)l(s) + g_c(s)(r(s) - g_m(s)y(s))] \quad (2.25)$$

$$y(s) = [g_d(s) + g_p(s)g_{cf}(s)g_{mf}(s)]l(s) + g_p(s)g_c(s)r(s) - g_p(s)g_c(s)g_m(s)y(s) \quad (2.26)$$

Reordenamos para poder determinar y(s):

$$(1 + g_p(s)g_c(s)g_m(s))y(s) = [g_d(s) + g_p(s)g_{cf}(s)g_{mf}(s)]l(s) + g_p(s)g_c(s)r(s) \quad (2.27)$$

$$y(s) = \left(\frac{g_d(s) + g_p(s)g_{cf}(s)g_{mf}(s)}{1 + g_p(s)g_c(s)g_m(s)} \right) l(s) + \left(\frac{g_p(s)g_c(s)}{1 + g_p(s)g_c(s)g_m(s)} \right) r(s) \quad (2.28)$$

La Ecuación 2.28 representa la relación entre lazo de control con el controlador anticipativo, se observa que el controlador anticipativo es estable y no afecta el lazo de control cerrado, ya que la función de transferencia del controlador anticipativo no aparece en la ecuación característica del lazo de control cerrado en otra palabra no es parte del polinomio del denominador de la función de transferencia.

Suponiendo que no se hace un cambio en el punto de referencia, entonces $r(s)=0$, también no deseamos que la variable de salida cambie, entonces $y(s)=0$, con estos criterios reemplazamos en la Ecuación 2.28 lo que nos genera la siguiente relación:

$$g_d(s) + g_p(s)g_{cf}(s)g_{mf}(s) = 0 \quad (2.24)$$

$$g_{cf}(s) = -\left(\frac{g_a(s)}{g_p(s)g_{mf}(s)}\right) \quad (2.28)$$

Si asumimos que la medida de la perturbación no tiene dinámica tenemos la siguiente relación para el controlador anticipativo:

$$g_{cf}(s) = -\left(\frac{g_a(s)}{g_p(s)}\right) \quad (2.28)$$

CAPÍTULO 3

3. IDENTIFICACIÓN Y CONTROL DEL HORNO DE REFINERÍA

Para la identificación del sistema de horno de refinería será importante identificar las variables manipuladas, variables de salida y perturbaciones, así también como la dinámica del sistema. La identificación se lleva a cabo mediante la identificación de un modelo de primer orden conocido como modelo FOPDT de sus siglas en inglés. El modelo se lo identifica a partir de las gráficas del comportamiento de las variables del sistema obtenidas del libro de Bequette [2]. Luego, se procede con el diseño de controlador PI de lazo simple basado en síntesis directa para regular la presión de la válvula actuadora para los cambios de referencia de temperatura.

En una segunda propuesta de esquema de control, se procede a diseñar un sistema de control cascada, el cual se compone de un control de lazo interno basado en síntesis directa y un lazo de control externo basado en Control por Modelo Interno(IMC). Finalmente, en una tercera propuesta de esquema de control multilazo se diseña un enfoque de control cascada anteriormente mencionado y adicionalmente un controlador anticipativo para regular las perturbaciones de temperatura en la línea de alimentación del fluido.

3.1 Modelo del Horno

Para identificar el modelo del horno de refinería nos basamos en la metodología de observación FOPDT de las gráficas presentadas en el documento de Bequette [2]. Las gráficas representan la dinámica de la válvula actuadora, el calentador, y las perturbaciones en la línea de alimentación de presión en la válvula actuadora, y en la línea de alimentación de temperatura del fluido a la entrada al calentador.

Variable		Valor OP	Unidades
Variables manipuladas	Presión del combustible en la línea de alimentación de la válvula actuadora (Pres_Comb)	≈ 9	psig
	Caudal volumétrico del combustible en la línea de salida de la válvula actuadora (Caudal_Comb)	≈ 600	sfc

Perturbaciones	Perturbación de presión del combustible en la línea de alimentación de la válvula actuadora (Pres_Dis)	1	psig
	Perturbación de temperatura del fluido en la línea de alimentación del calentador (TempIn_Dis)	1	degF
Variables de salida	Temperatura del fluido en la línea de salida del calentador (Temp_Sal)	399	degF

Tabla 3.1 Puntos de operación del horno de refinería según las variables y perturbaciones.

3.1.1 Actuador – Válvula de Presión

La válvula actuadora regula la presión del combustible para alcanzar la temperatura deseada del fluido en la línea de salida del calentador. En la Figura 3.1 se observa la dinámica del actuador para los cambios de presión y caudal del combustible.

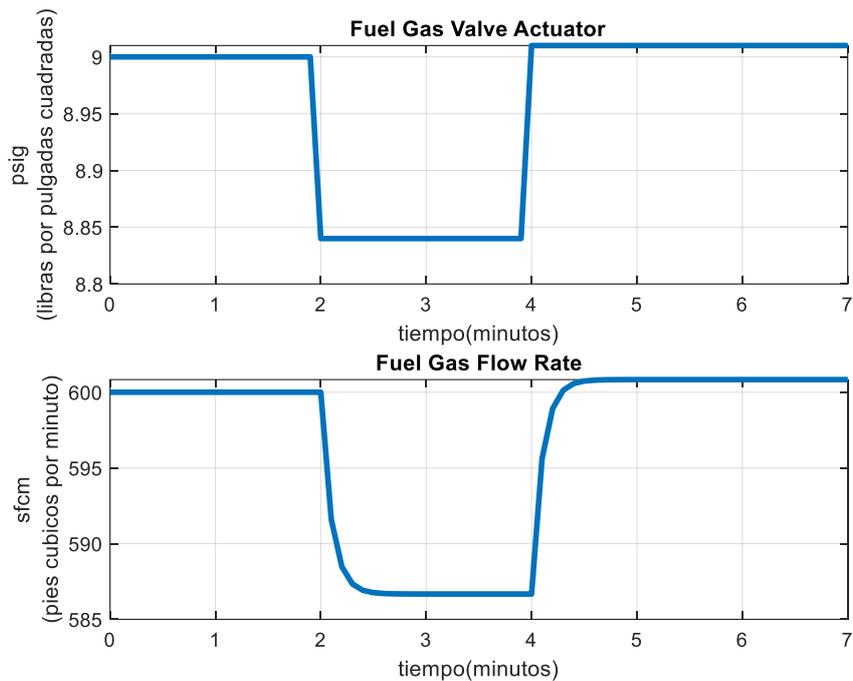


Figura 3.1 Dinámica de la válvula actuadora. Presión del gas combustible (Superior), Flujo de caudal del combustible (Inferior)

Se puede observar que un cambio a $t=2$ [min] de -0.16 [psig] provoca un decremento de -13.33 [sfcms] con un $t_{ss}=0.55$ [min]. A $t=4$ [min] la presión del gas pasa de 8.85 [psig] a 9 [psig] lo que provoca un cambio de caudal en el flujo del combustible de 14.16 [sfcms] en un $t_{ss}=0.65$ [min].

Con esta información se puede calcular los parámetros para el modelo de primer orden aplicando la metodología FOPDT.

$$Gv(s) = \frac{83.3}{0.1s + 1} \quad (3.1)$$

3.1.2 Horno

El proceso de calentamiento del fluido es llevado a cabo en el calentador el cual presenta como variable de entrada el caudal del combustible y como salida la temperatura del fluido a la salida del calentador. En la Figura 3.2 se puede observar la dinámica del proceso para los cambios de caudal del combustible y de temperatura del fluido a la salida del calentador.

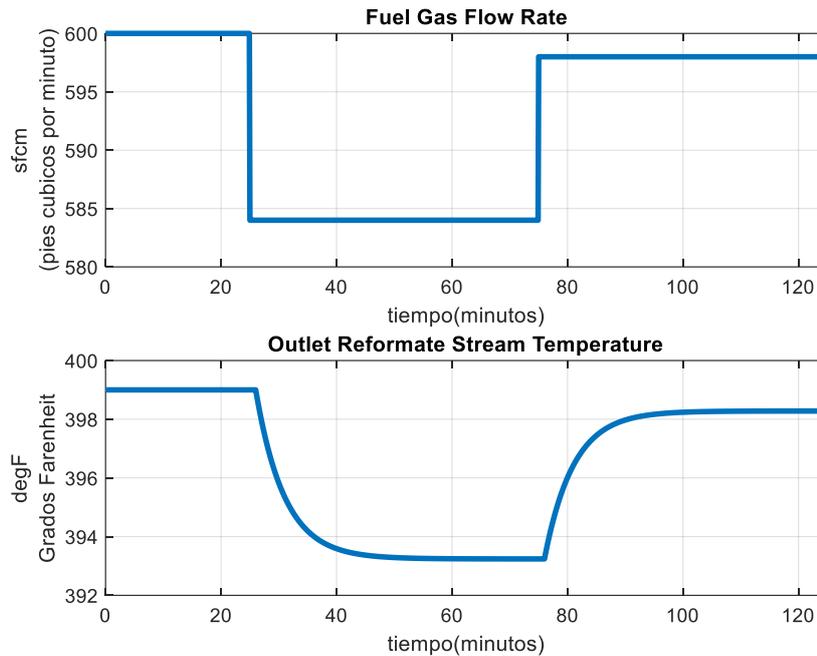


Figura 3.2 Dinámica del calentador. Caudal del combustible (Superior), Temperatura del fluido a la salida del calentador (Inferior)

Se puede observar que un cambio a $t=25[\text{min}]$ de $-16 [\text{sfcms}]$ provoca un decremento de $-5.76 [\text{degF}]$ en el fluido con un $t_{ss}=25 [\text{min}]$, luego, a $t=75[\text{min}]$ el caudal del combustible cambia $14 [\text{sfcms}]$ lo que provoca un aumento de la temperatura del fluido a la salida del calentador de $5 [\text{degF}]$ con un $t_{ss}=24[\text{min}]$.

Con esta información se puede calcular los parámetros para el modelo de primer orden aplicando la metodología FOPDT.

$$Gh(s) = \frac{0.36}{5s + 1} e^{-1s} \quad (3.2)$$

3.1.3 Perturbaciones para la válvula y el calentador

Las perturbaciones que afectan al sistema pueden generarse en la válvula como un cambio de presión del combustible y en el calentador como un cambio en la temperatura del fluido en la línea de alimentación.

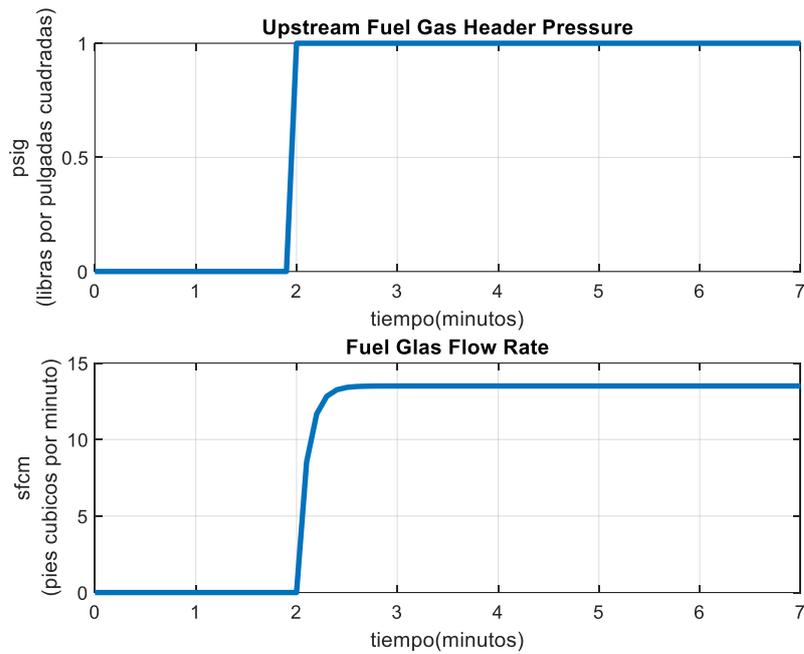


Figura 3.3 Perturbación en la válvula. Presión del gas combustible en la línea de alimentación (Superior), Caudal del gas combustible (Inferior)

En la Figura 3.3 se observa un cambio de 1 [psig] a $t=2$ [min] y provoca un cambio de 13.5 [sfcms] con un $t_{ss}=0.57$ [min]. En base a esta información el modelo FOPDT para la perturbación en la válvula es el siguiente:

$$Dv(s) = \frac{13.5}{0.1s + 1} \quad (3.3)$$

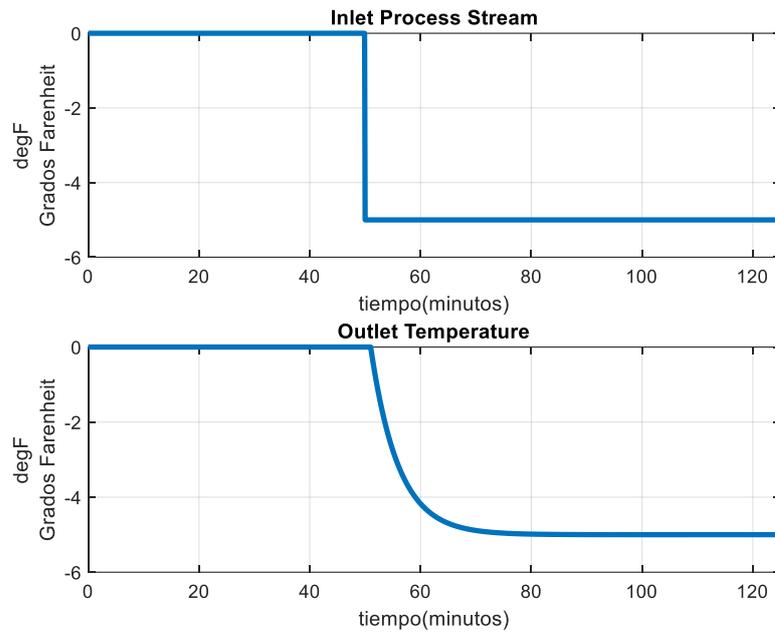


Figura 3.4 Perturbación en el calentador. Temperatura del fluido a la entrada del calentador (Superior), Temperatura del fluido a la salida del calentador (Inferior)

En la Figura 3.4 se observa un cambio de -5 [degF] a $t=50$ [min] y provoca un cambio de -5 [degF] con un $t_{ss}=22$ [min]. En base a esta información el modelo FOPDT para la perturbación en la válvula es el siguiente:

$$Dh(s) = \frac{1}{5s + 1} \quad (3.4)$$

3.2 Diseño del controlador PID

En esta primera propuesta de enfoque de control se procede a diseñar un control PI basado en síntesis directa para regular la presión del combustible por medio de la válvula actuadora para alcanzar la temperatura deseada del fluido en la línea de salida del calentador. En la Figura 3.5 se observa el diagrama de bloques diseñado para la simulación del sistema de control.

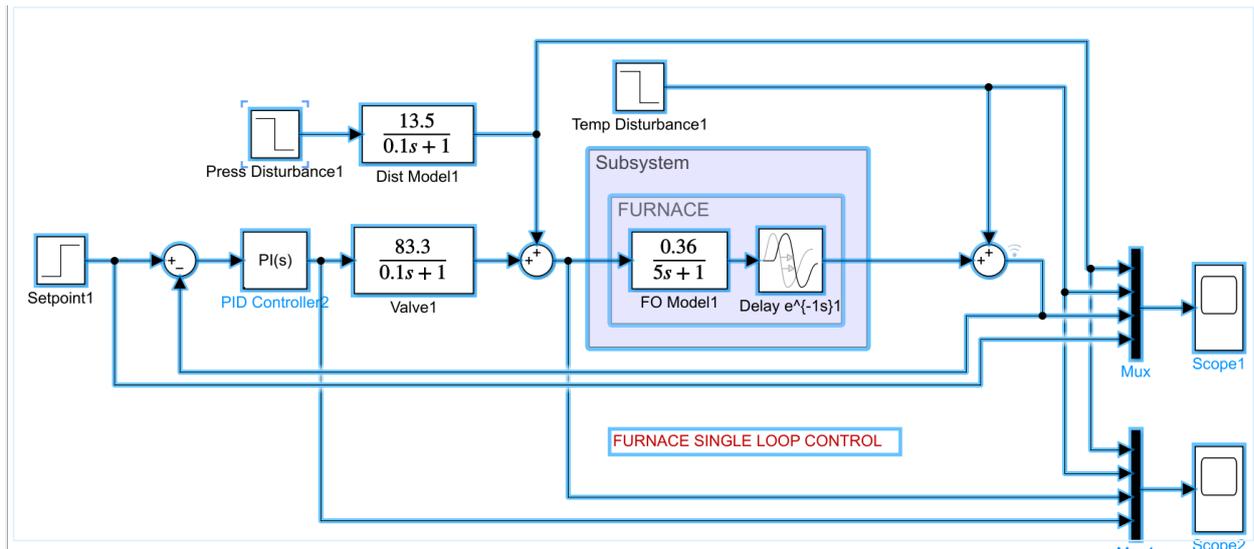


Figura 3.5 Diagrama de bloques del sistema de control PI de lazo simple

La ecuación que describe la dinámica del controlador PI se muestra en la ecuación 3.1, conformada por las constantes proporcionales P e I las cuales fueron sintonizadas en base al método de síntesis directa, $P=0.033$ y $I=0.2$.

$$PI = P\left(1 + I\frac{1}{s}\right) = \frac{1}{0.36 * 83.3} \left(1 + \frac{1}{5s}\right) \quad (3.5)$$

3.3 Diseño del controlador en cascada

En esta segunda propuesta de esquema de control se procede a diseñar un control cascada, este tipo de esquema se conforma por un lazo de control interno (dinámica rápida) cuyo controlador PI es sintonizado mediante síntesis directa y un lazo de control externo (dinámica lenta), cuyo controlador es sintonizado en base a IMC. El controlador interno (PI) se encarga de regular las perturbaciones de presión del combustible en la línea de alimentación de la válvula actuadora, en cambio el controlador externo (IMC) se encarga de regular los cambios deseados de temperatura del fluido a la salida del calentador. En la Figura 3.6 se presenta el diagrama de bloques implementado para la simulación del sistema de control cascada.

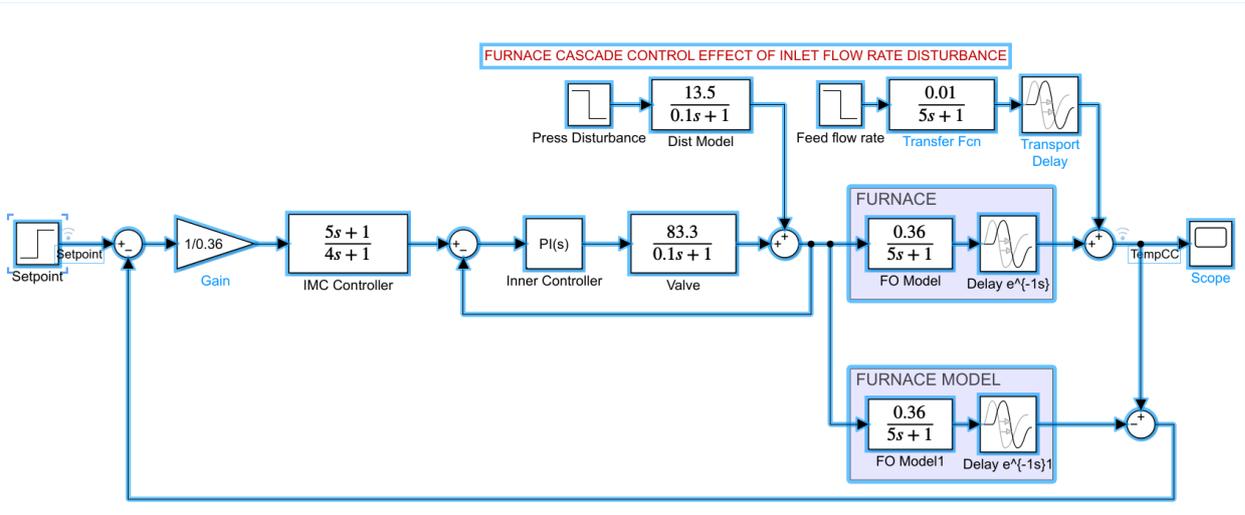


Figura 3.6 Diagrama de bloques del sistema de control cascada. Controlador externo basado en IMC. Controlador interno basado en síntesis directa.

La ecuación que describe la dinámica del controlador interno PI se muestra en la ecuación 3.2, conformada por las constantes proporcionales P e I las cuales fueron sintonizadas en base al método de síntesis directa, $P=0.012$ y $I=10$.

$$PI = P\left(1 + I\frac{1}{s}\right) = \frac{1}{83.3}\left(1 + \frac{1}{0.1s}\right) \quad (3.6)$$

La ecuación que describe la dinámica del controlador externo IMC se muestra en la ecuación 3.3, conformada por las constantes del modelo del proceso y una variable arbitraria λ la cual cumple con el criterio de $\lambda > 1.7 * \theta$ siendo θ el tiempo de retardo del proceso.

$$IMC = \frac{1}{Kp}\left(\frac{\tau p * s + 1}{\lambda * s + 1}\right) = \frac{1}{0.36}\left(\frac{5 * s + 1}{4 * s + 1}\right) \quad (3.7)$$

3.4 Diseño del controlador feedforward

En esta tercera propuesta de esquema de control se procede a diseñar un control anticipativo basado en un compensador de adelanto-atraso el cual se adiciona al esquema de control cascada diseñado en la sección 3.3. Este esquema tiene la finalidad de rechazar las perturbaciones de temperatura del fluido que se generen en la línea de alimentación del calentador. Un detalle que resaltar en esta propuesta de controlador anticipativo fue necesario el modelo dinámico de la perturbación

para mejorar el desempeño del esquema general del sistema de control, por lo que la perturbación debe ser medible para la obtención del modelo.

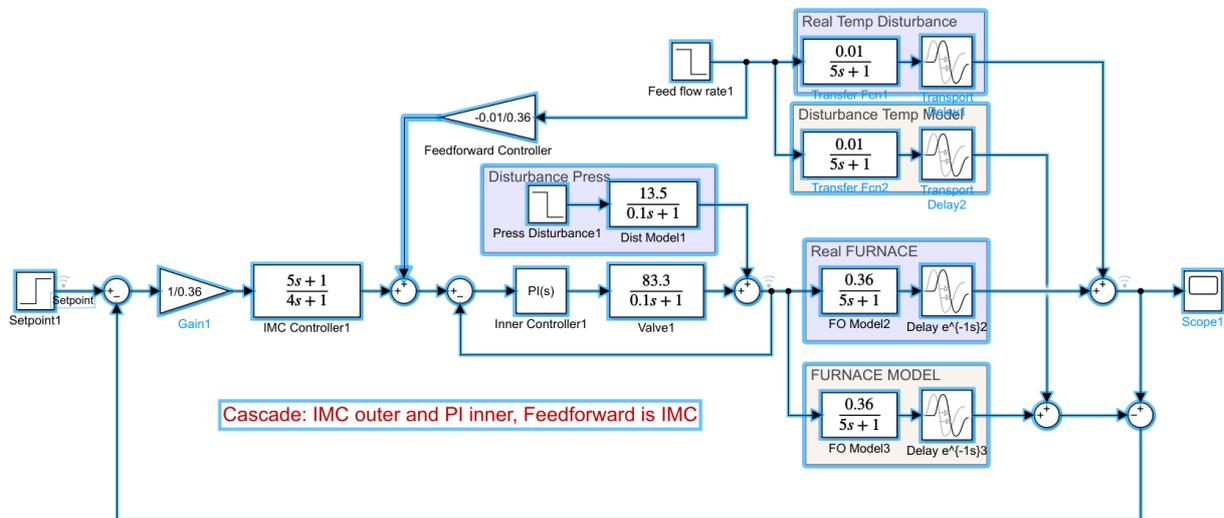


Figura 3.7 Diagrama de bloques del sistema de control cascada y anticipativo.

La ecuación que describe la dinámica del controlador anticipativo C_{ff} se muestra en la ecuación 3.4, el criterio para el diseño se basa en lo explicado en la sección 2.5, lo que conlleva a un controlador adelanto-atraso

$$C_{ff} = -\left(\frac{\frac{kd}{\tau d * s + 1} e^{-1s}}{\frac{kp}{\tau p * s + 1} e^{-1s}}\right) = -\left(\frac{0.01}{\frac{5 * s + 1}{0.36}}\right) = -0.028 \quad (3.8)$$

CAPÍTULO 4

4. ANÁLISIS DE RESULTADOS

En esta sección se presenta los escenarios de simulación de los diferentes esquemas de control propuestos en la sección de metodología. Se realiza un análisis de las gráficas de respuestas y desempeño de los sistemas de control así también un análisis comparativo entre el sistema de control de lazo simple y multilazo.

4.1 Desempeño del controlador PID

Para el sistema de control PID de lazo simple se analiza la respuesta del sistema (Figura 4.1) ante las perturbaciones de presión del combustible en la línea de alimentación de la válvula actuadora y de temperatura del fluido en la línea de alimentación del calentador.

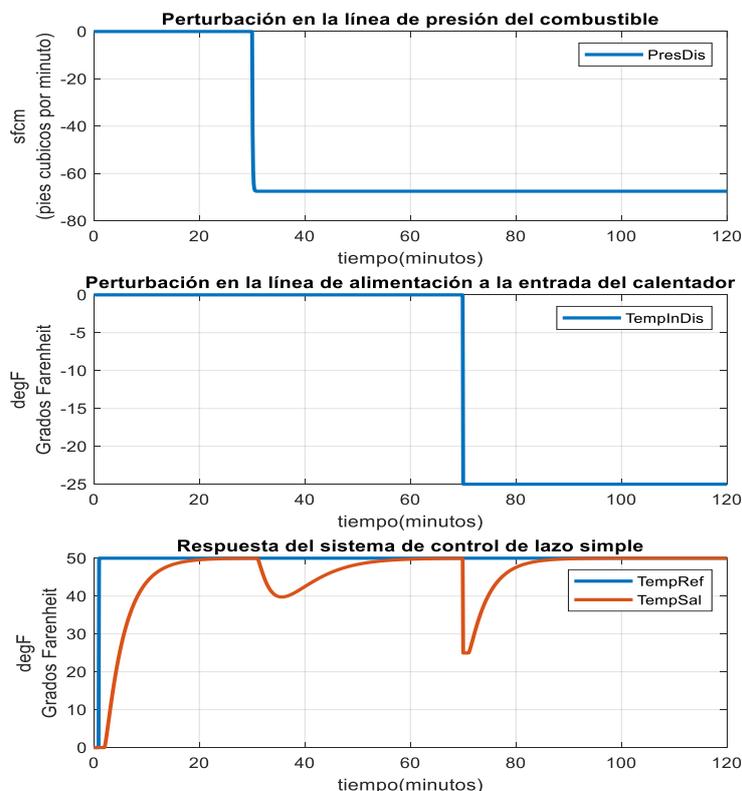


Figura 4.1 Respuesta del sistema de control de lazo simple

Se observa en la Figura 4.1 que la respuesta del sistema sufre fluctuaciones notables para los cambios de las perturbaciones a $t=30$ [min] y $t=70$ [min]. Se hace

evidente que este esquema de control no es conveniente para rechazar las perturbaciones de presión y temperatura.

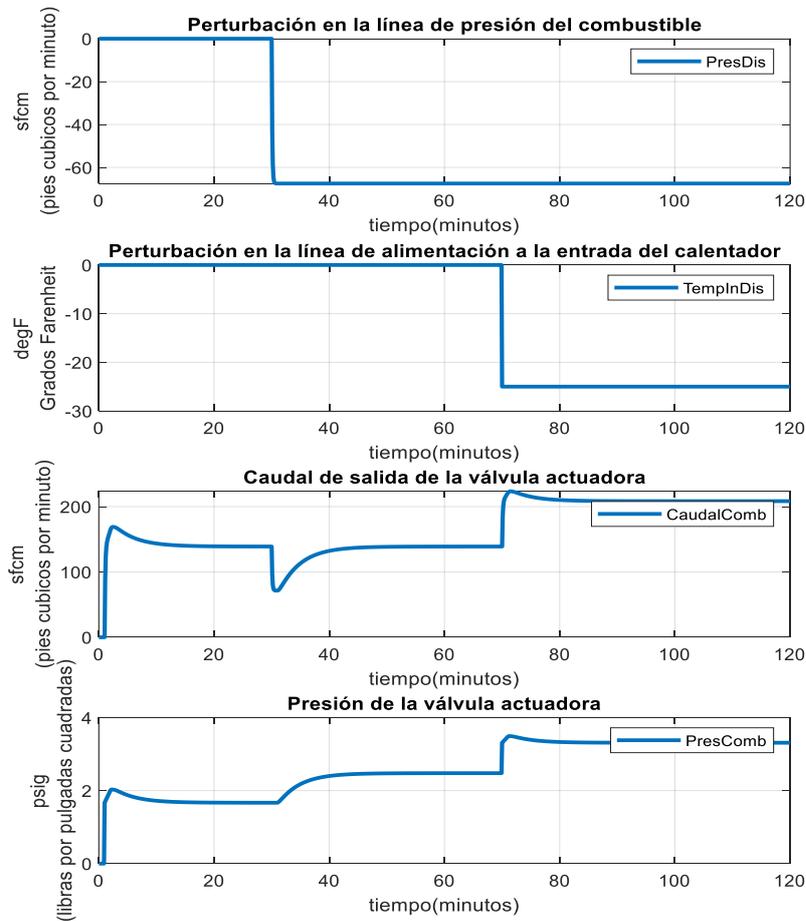


Figura 4.2 Desempeño del sistema de control de lazo simple

Para evidenciar el desempeño del controlador se miden y grafican el caudal y presión de regulación de la válvula actuadora. El controlador PI regula directamente la presión de la válvula, y como se observa en la Figura 4.2 las perturbaciones provocan cambios notables en la presión y caudal de la válvula, se comprueba que este esquema de control no es el apropiado para rechazar inmediatamente las perturbaciones del sistema.

4.2 Desempeño del controlador en cascada y anticipativo

4.2.1 Desempeño de controlador cascada basado en IMC

Esta propuesta dispone de dos lazos de control, un lazo interno conformado por un controlador PI cuya finalidad es regular la presión de la válvula para rechazar las perturbaciones provocadas por las caídas de presión, y un lazo de control externo conformado por un controlador IMC para regular los cambios temperatura deseados del fluido de salida del calentador.

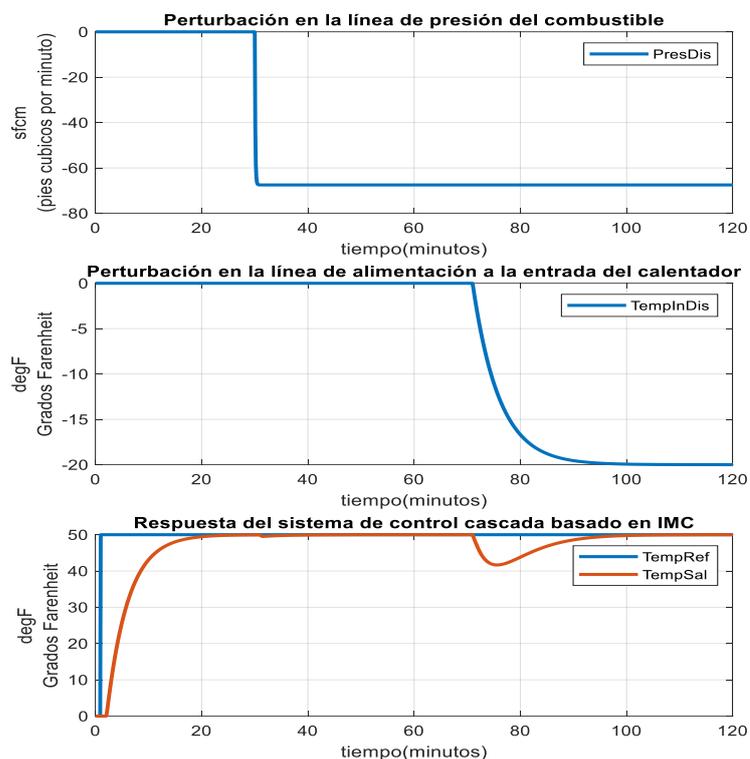


Figura 4.3 Respuesta del sistema de control cascada basado en IMC

La Figura 4.3 muestra la respuesta del sistema antes las perturbaciones de presión de combustible y temperatura del fluido. A $t=30$ [min] se produce una caída de presión en la línea de alimentación del combustible, la temperatura de salida del fluido mantiene su valor en estado estable frente a la perturbación. A $t=70$ [min] se produce una caída de temperatura en la línea de alimentación del fluido, la respuesta del sistema evidencia un cambio notable en su dinámica, luego de un tiempo aproximado de 20[min] se estabiliza, entonces se evidencia que el lazo de

control interno es apropiado para rechazar las perturbaciones de presión en la línea de alimentación de combustible.

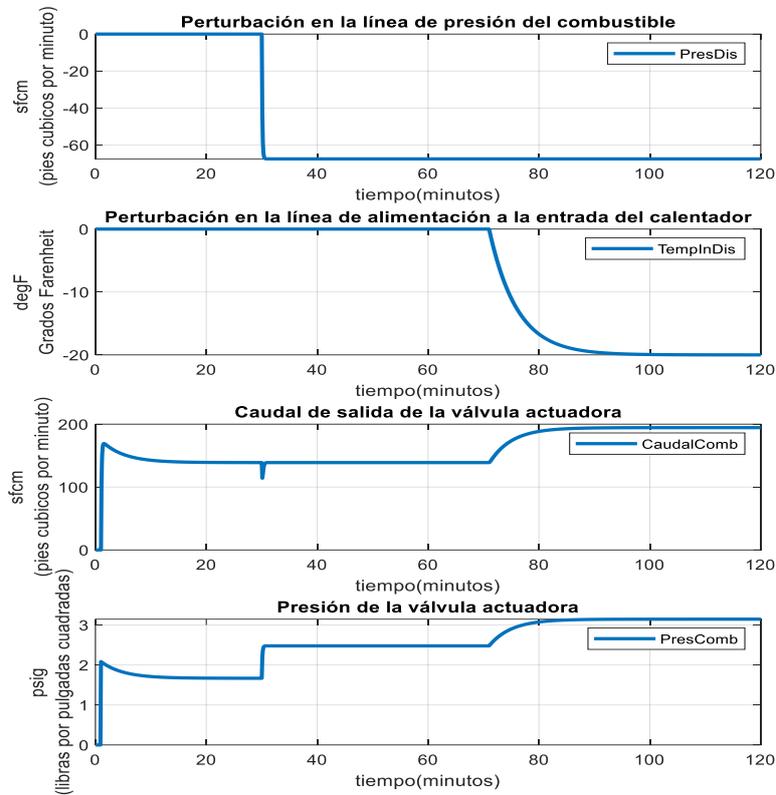


Figura 4.4 Desempeño del controlador cascada basado en IMC

El desempeño del controlador se visualiza en la Figura 4.4, se evidencia que al haber una caída de presión en la línea de alimentación del combustible, la presión de la válvula se regula de forma inmediata manteniendo el caudal de alimentación del combustible en estado estable, esto es debido a que el control de lazo interno es más rápido que el control de lazo externo, por lo que este regula de manera inmediata la presión de la válvula sin dejar que afecte a la temperatura de salida del fluido.

4.2.2 Desempeño del sistema de control anticipativo basado en compensador adelanto-atraso

Como se observó en la sección 4.2.1, el sistema de control cascada no rechaza la perturbación de temperatura producida en la línea de alimentación del fluido, por lo que es necesario un controlador anticipativo. Para comprobar el desempeño del controlador anticipativo se procede a observar la respuesta del sistema y el esfuerzo de controlador ante la perturbación TempIn_Dis.

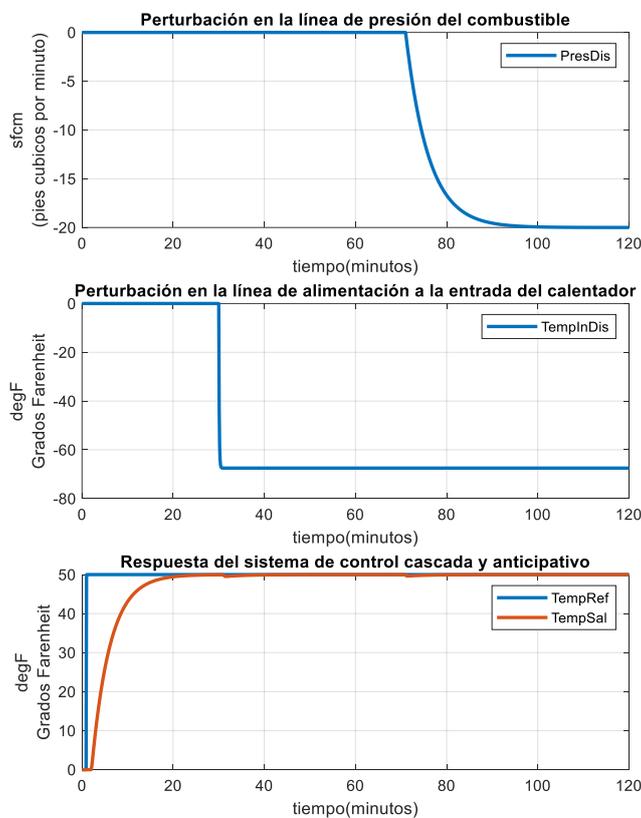


Figura 4.5 Respuesta del sistema de control multilazo

En la Figura 4.5 se visualiza que ante la perturbación TempIn_Dis a $t=70$ [min] la respuesta del sistema mantiene su valor de estado estable, de tal forma que ahora

la temperatura del fluido a la salida del calentador se mantiene en su valor de estado estable ante las perturbaciones de Pres_Dis y Templn_Dis.

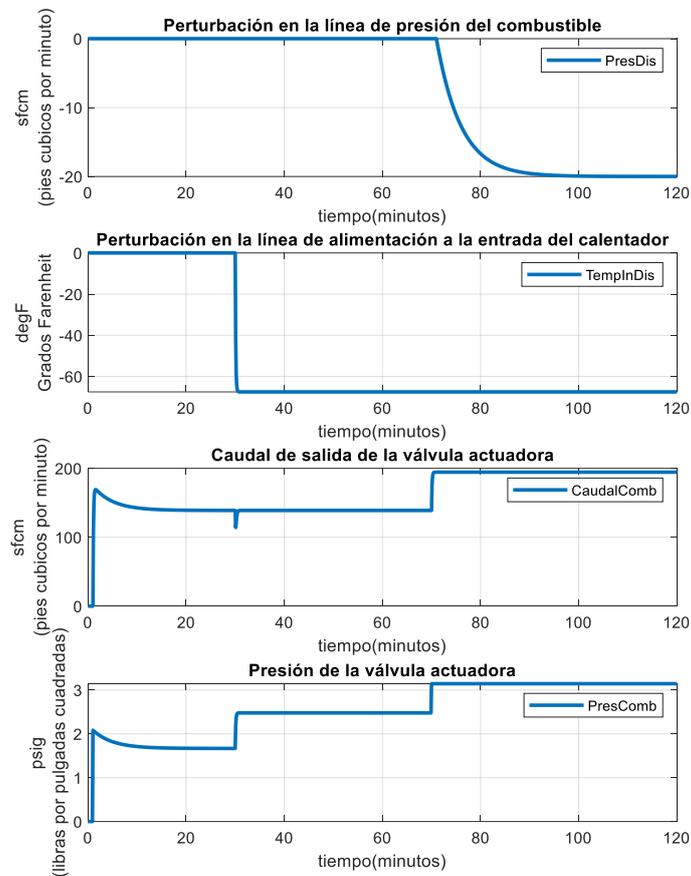


Figura 4.6 Desempeño del sistema de control multilazo

Es necesario comprobar el esfuerzo del controlador en la regulación de la presión de la válvula actuadora. En la Figura 4.6 se comprueba que para $t=70$ [min] la presión del combustible se regula inmediatamente, esto es debido a la acción del controlador anticipativo. Con esto se ha logrado conformar un esquema de control que mitigue las perturbaciones presentes en estos sistemas de refinería.

4.3 Análisis comparativo con respecto al rechazo de las perturbaciones

Esta sección tiene como finalidad comparar cualitativamente mediante las gráficas de respuesta de sistema y esfuerzo del actuador los sistemas de control de lazo

simple y multilazo. En la Figura 4.7 se demuestra como el sistema de control multilazo tiene un mejor tiempo de respuesta para estabilizarse de manera inmediata que el sistema de lazo simple, esto es debido a que el sistema multilazo está conformado por dos esquemas de control, el control cascada y el anticipativo los cuales se encargan de mitigar las perturbaciones tal y como se lo demostró en las secciones 4.2.1 y 4.2.2

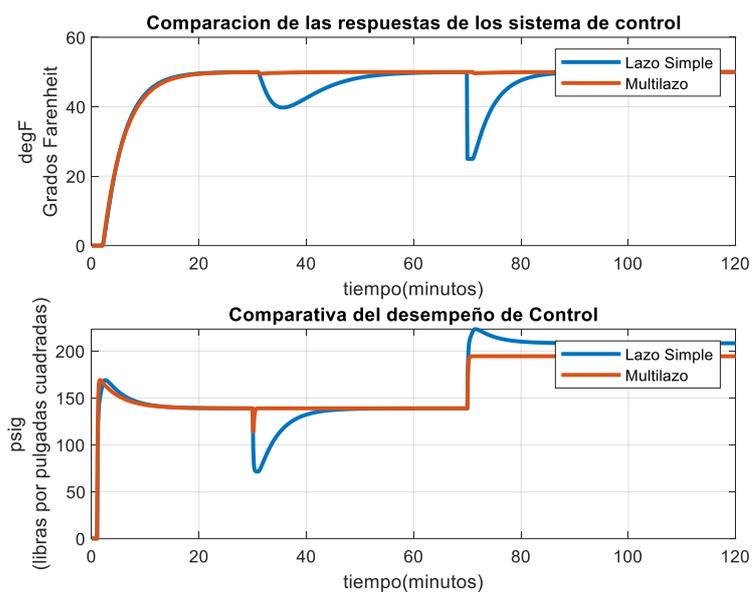


Figura 4.7 Comparativa del desempeño de controladores lazo simple y multilazo

En cambio, el esfuerzo de los controladores se lo evidencia en la regulación de la presión ejercida por la válvula actuadora (Figura 4.7), los tiempos de regulación del sistema de control multilazo son menores que el sistema de lazo simple se debe tener en cuenta que la acción de control a $t=30$ [min] es propiciada por el lazo interno del control cascada y la acción de control a $t=70$ [min] es realizada por el controlador anticipativo.

4.4 Implementación del esquema de controlador multilazo en una plataforma industrial

A continuación, se presentará las configuraciones y funcionamiento del esquema de control multilazo en la plataforma industrial de Studio 5000 de Rockwell

Automation, esto con la finalidad de validar el desempeño del esquema de control en una plataforma industrial.

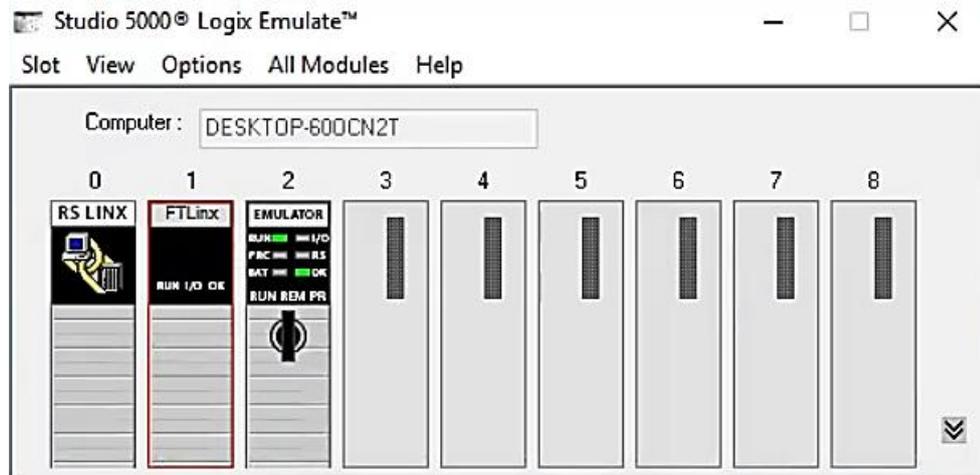


Figura 4.8 Emulador Logix 5000

Debido a que resulta costoso adquirir un PLC industrial de gama media/alta para el desarrollo de las pruebas del esquema de control, se procedió a levantar una instancia virtual (Figura 4.8) la cual permite emular un PLC industrial con los mismos recursos computacionales y que nos permite obtener resultados semejantes si se trabajara con el hardware.

Una vez que se ha levantado la instancia virtual, se parametrizan los bloques que conforman el esquema de control (Figura 4.9), el primer bloque denominado IMC_01 corresponde al lazo externo de control mientras que el segundo bloque denominado IMC_02 corresponde al lazo interno. En la estructura de programación se observa la variable **SETPOINT** como la referencia de temperatura del fluido, **EnableController**, el cual es un tag que permite al usuario habilitar el control en cascada, también se observa como la salida **CV** del IMC_01 es la referencia para el controlador interno IMC_02 y este llega a la entrada específica **SPCascade**.

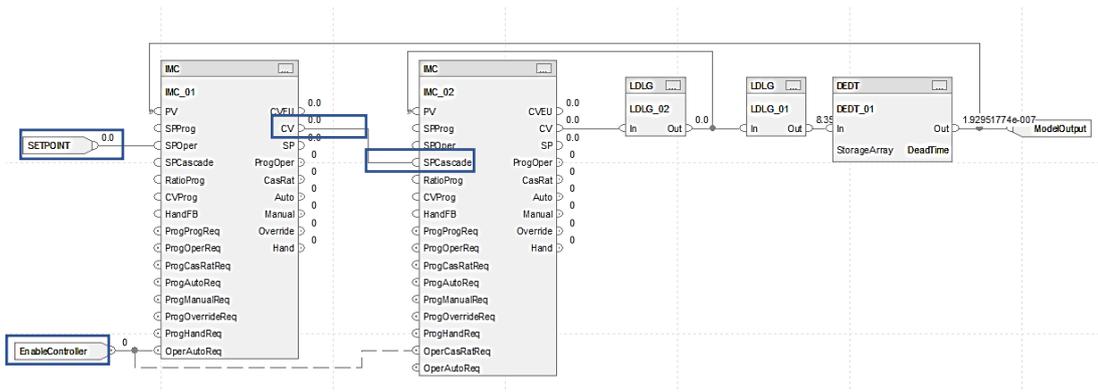


Figura 4.9 Segmento de programación con los bloques IMC del esquema de control

Los bloques funcionales IMC_01 e IMC_02 se configuraron en base a los parámetros obtenidos del lazo externo e interno respectivamente. Se puede observar en la Figura 4.10 el parámetro Response Time Constant que denota el tiempo de estabilización del lazo de control, como es evidente el lazo de control interno presenta un tiempo de asentamiento mucho menor comparado al del lazo externo, lo cual es de resaltar ya que es un requisito fundamental para la conformación de un esquema de control cascada.

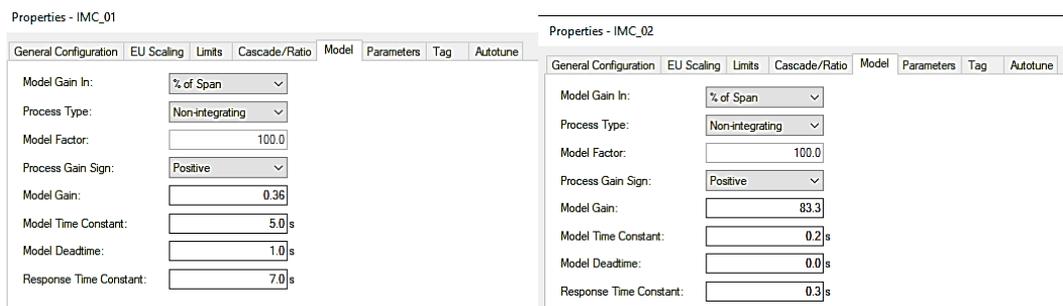


Figura 4.10 Configuración de los bloques funcionales IMC_01 y IMC_02

En la prueba de funcionamiento, se modificó el valor de referencia a 20 (Figura 4.11) y se habilitó el tag EnableController. El valor escogido de referencia representa el cambio alrededor del punto de operación, ya que estamos trabajando con las funciones de transferencia las cuales se desarrollan a partir de las variables incrementales. En la Figura 4.12 se puede realizar el seguimiento a la respuesta dinámica de la variable controlada y el valor de referencia establecido. Se observa que el valor de estado estable es igual a la referencia, por lo que el error de estado

estacionario es cero, y un tiempo de asentamiento de apropiadamente 7 segundos el cual debe ser escalable a los tiempos presentados en las simulaciones previas.

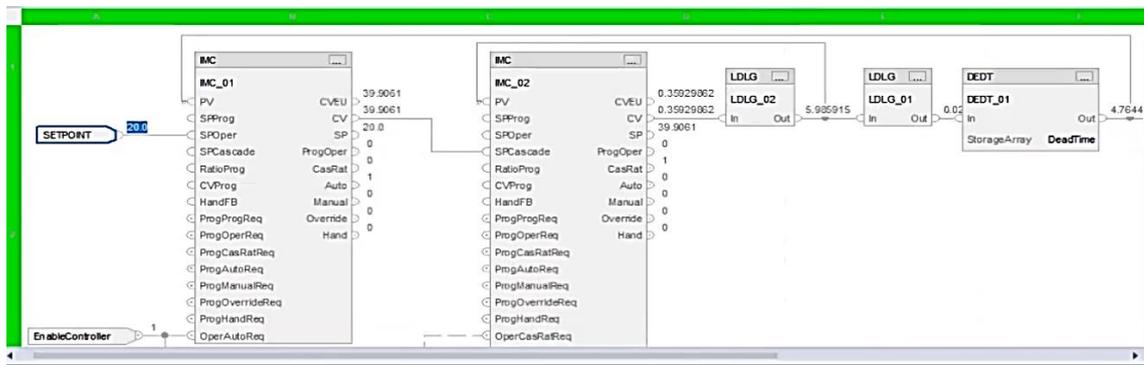


Figura 4.11 Arranque de la simulación, Referencia=20

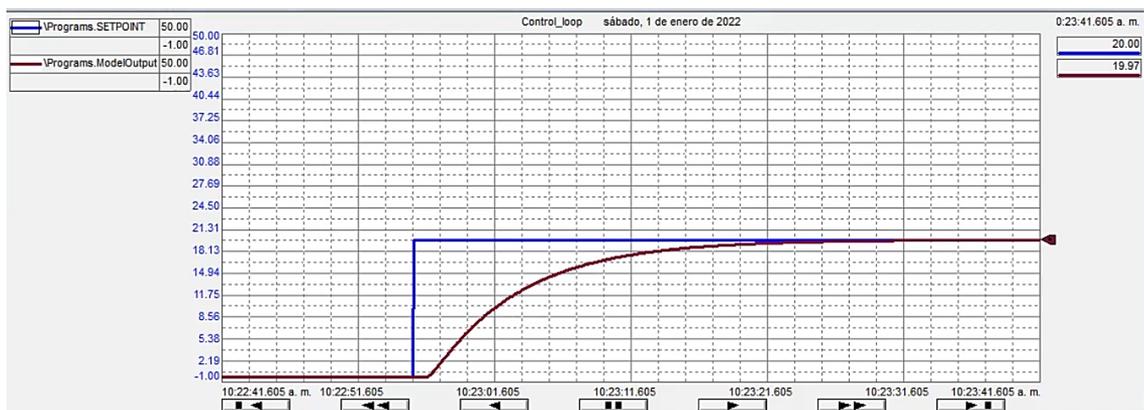


Figura 4.12 Seguimiento de la Referencia (Curva Azul) y la variable controlada (Curva Roja)

CONCLUSIONES

1. Se consiguió implementar el esquema de control multilazo, conformado por el controlador cascada y anticipativo, demostrando su eficacia para el rechazo de perturbaciones en las líneas de alimentación del combustible y del fluido del horno de refinería. Específicamente el control cascada conformado por los dos lazos de control, externo e interno se encarga de regular la presión del combustible en los cambios de referencia y el rechazo de perturbaciones en la válvula actuadora, mientras que el controlador anticipativo se encarga de rechazar las perturbaciones de temperatura en el fluido a la entrada del calentador.

2. En el análisis comparativo de los esquemas de control de lazo simple y multilazo se evidenció en base al seguimiento gráfico de la variable controlada y manipulada el desempeño de cada enfoque de control, resultando el esquema multilazo con mejor desempeño, porque rechaza las perturbaciones presentadas en el sistema y porque el esfuerzo promedio realizado sobre la válvula actuadora es menor y por consiguiente más eficiente.
3. En el diseño del controlador cascada, se optó por establecer control basado en IMC para el lazo externo y por síntesis directa para el lazo interno, mientras que para el anticipativo se eligió por un compensador adelanto-atraso, aunque el compensador adelanto-atraso luego se modificó por un IMC ya que en las pruebas realizadas este tipo de controlador presenta un mejor desempeño para rechazar perturbaciones.
4. Se logró implementar el controlador cascada basado en IMC en la plataforma industrial Studio 5000 de Rockwell Automation, esta plataforma presenta el bloque funcional IMC que facilitó la programación y estructura del esquema de control cascada. En la prueba realizada, se observó la respuesta de la variable controlada ante un cambio en la referencia y se comprobó el correcto desempeño del esquema de control en base a los parámetros configurados.

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda realizar una revisión literaria de las características estáticas y dinámicas de un sistema de horno de refinería, así también como sus perturbaciones y valores de operación nominales, en especial las ecuaciones que definan el comportamiento termodinámico e hidráulico para el posterior desarrollo del sistema de control.
2. En esta tesis se identificó un modelo de primer orden con retardo para el desarrollo de los esquemas de control. Se recomienda probar con diferentes estructuras de identificación, tales como ARMAX, BOX JENKINS que

permitan desarrollar esquemas de control discretos lo cual podría mejorar el desempeño de los esquemas de control.

3. El funcionamiento del esquema de control multilazo en la plataforma industrial Rockwell Automation fue exitoso, sin embargo, es recomendable comprobar utilizando diferentes plataformas industriales y compararlas con este trabajo para validar el desempeño de estos.
4. Finalmente invitamos a los lectores desarrollar el esquema de control multilazo con diferentes técnicas de sintonización tales como cambiar el controlador IMC por un controla PID adaptativo o un PID basado en IMC entre otros.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Seborg, D., Edgar, T. and Mellichamp, D., 2004. Process Dynamics And Control. Hoboken, NJ: Wiley.
- [2] B. Wayne Bequette, Process Control: Modelling, Design and Simulation, Prentice Hall, 2003.
- [3] Rivera, D. E., M. Morari, and S. Skogestad, "Internal Model Control. 4. PID Controller Design, Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 1986, 25, 252-265
- [4] R. Rivas-Perez, V. Feliu-Batlle, F.J. Castillo-Garcia, I. Benitez-Gonzalez, Temperature control of a crude oil preheating furnace using a modified Smith predictor improved with a disturbance rejection term, IFAC Proceedings Volumes, Volume 47, Issue 3, 2014, 5760-5765
- [5] Cazar Rivera Eduardo Santiago y Ureta Valdez Rogelio Estalin (2019): "Auditoría y propuesta de un plan de ahorro energético en el horno ph1 (300189), de la planta Parsons de la refinería La Libertad", Revista Caribeña de Ciencias Sociales (julio 2019).
- [6] Cárdenas Peña María Mercedes, "Operación y evaluación del desempeño de hornos de refinerías de petróleo," Tesis de Ingeniería, UNI-Tesis. Universidad Nacional de Ingeniería, Peru, 2013.
- [7] Ogata, Katsuhiko. Sistema de control en tiempo discreto. 2da. ed. MADRID: PRENTICE HALL HISPANOAMERICANA, 2010.
- [8] Babatunde A. Ogunnaike, W. Harmon Ray, "Process Dynamics, Modeling, and Control", Oxford University Press, USA (1994)
- [9] Ed.Elsevier, "Ajuste de controladores PID basados en IMC para integrar sistemas con retardo de tiempo," transacciones ISA.