

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DEL PERÚ

Escuela de Posgrado



Desarrollo de Estrategias de Control Avanzado
para la Automatización Robusta de Grandes
Hornos Industriales

Tesis para optar el grado académico de Doctor en
Ingeniería que presenta:

Jose Maria Fernando Salcedo Hernandez

Asesor:

D.Sc Raúl Rivas Pérez

Lima, 2025

Informe de Similitud

Yo, Raúl Rivas Pérez, docente de la Escuela de Posgrado de la Pontificia Universidad Católica del Perú, asesor de la tesis titulada: Desarrollo de Estrategias de Control Avanzado para la Automatización Robusta de Grandes Hornos Industriales del autor José María Fernando Salcedo Hernández

dejo constancia de lo siguiente:


- El mencionado documento tiene un índice de puntuación de similitud de 47%. Así lo consigna el reporte de similitud emitido por el software *Turnitin* el 13/05/2025.
- He revisado con detalle dicho reporte y la Tesis, y no se advierte indicios de plagio. El sustento es el siguiente:

Las fuentes primarias 1, 2, 3, 10, y 16 reportadas en el informe de similitud referencian el contenido de 5 publicaciones del estudiante de doctorado José Salcedo en revistas indexadas en la Web of Sciences y Scopus. Si excluimos estas fuentes del índice de similitud reportado por el software Turnitin se obtiene un índice real de similitud de 13%.

El índice real de similitud de 13% que se obtiene evidencia que el trabajo del estudiante de doctorado José Salcedo es original y que no presenta indicios de plagio.

- Las citas a otros autores y sus respectivas referencias cumplen con las pautas académicas.

Lugar y fecha: Lima, 14 de mayo del 2025

Apellidos y nombres del asesor: <u>Rivas Pérez Raúl</u>	
Pasaporte: E476217	Firma 
ORCID: 0000-0002-4639-4274	

Dedicatorias

A mi madre, por haber estado conmigo en los momentos más importantes de mi vida. A mi padre, por sus consejos y por enseñarme a afrontar la vida con fuerza y coraje. A mis hermanos y sobrinos, por darme siempre un motivo para seguir adelante.

José Salcedo



Agradecimientos

En primer lugar, agradezco a Dios por haberme guiado en el camino de la seguridad y felicidad; en segundo lugar, agradezco a mis padres, hermanos y sobrinos ya que siempre me mostraron comprensión y apoyo incondicional lo cual me ha dado fortaleza en cada uno de mis proyectos y decisiones.

Los resultados de esta tesis están dedicados a todas aquellas personas que han contribuido a su desarrollo y culminación exitosa, en especial mis sinceros agradecimientos a mi asesor Prof. D.Sc Raúl Rivas Pérez y al Prof. Javier Sotomayor Moriano, quienes con su ayuda desinteresada contribuyeron con importantes conocimientos y orientaciones relevantes a los logros científicos que se presentan en esta tesis.

El agradecimiento es la parte principal del hombre de bien - Quevedo

Resumen

En la actualidad las estrategias de control avanzado aplicadas a la automatización de procesos industriales complejos han ido ganando importancia a nivel mundial. No obstante, en el Perú existen muy pocas investigaciones relacionadas con el desarrollo de controladores avanzados orientados al control preciso de la transferencia de calor en grandes hornos industriales. En esta tesis se desarrollan nuevas estrategias de control avanzado para la automatización robusta de los procesos de transferencia de calor en grandes hornos industriales, con posible aplicación en hornos de importantes empresas del Perú. Se desarrollaron experimentos en tiempo real utilizando los métodos de Identificación de Sistemas con la finalidad de modelar el comportamiento dinámico de grandes hornos industriales, relevantes en los procesos productivos de reconocidas empresas peruanas. Los experimentos se realizaron en 2 hornos rotatorios de cemento y en un horno de recalentamiento de planchones de la industria siderúrgica. Se desarrollan diferentes controladores avanzados que se caracterizan por su elevada robustez, los cuales pueden ser implementados en diversos procesos productivos, entre los que se encuentran los grandes hornos industriales. Además, se presentan análisis comparativos con controladores industriales, que validan los resultados obtenidos. Los resultados de las investigaciones desarrolladas en esta tesis ofrecen evidencias incuestionables de los grandes beneficios que se obtienen de la aplicación de las estrategias de control avanzado en los procesos de transferencia de calor de los grandes hornos industriales.

Palabras claves: control avanzado, automatización robusta, horno rotatorio de cemento, precalcinador, horno de recalentamiento de planchones, identificación de sistemas, modelo matemático

Abstract

At present, advanced control strategies applied to the automation of complex industrial processes have been gaining importance worldwide. However, in Peru there are very few investigations related to the development of advanced controllers oriented to the precise control of heat transfer in large industrial furnaces. In this thesis new advanced control strategies are developed for robust automation of heat transfer processes in large industrial furnaces, with application in furnaces of important companies in Peru. Real-time experiments were developed using the Systems Identification methods with the purpose of modeling the complex dynamic behavior of large industrial furnaces, which are relevant in the production processes of recognized Peruvian companies. The experiments were performed in two cement rotary kilns and in a slab reheating furnace of the steel industry. Different advanced controllers are developed that are characterized by their high robustness, which can be implemented in several production processes, including large industrial furnaces. In addition, comparative analyzes with industrial controllers are presented, which validate the results obtained. The results of the investigations developed in this thesis offer unquestionable evidence of the great benefits that are obtained from the application of advanced control strategies in the heat transfer processes of large industrial furnaces.

Keywords: advanced controller, robust automation, cement rotary kiln, precalciner, slab reheating furnace, system identification, mathematical model

Tabla de contenidos

Lista de tablas.....	x
Lista de figuras.....	xi
Lista de abreviaturas.....	xiv
Introducción.....	15
Capítulo I. Problemática actual de los grandes hornos industriales.....	19
1.1. Planteamiento del problema.....	19
1.2. Hipótesis.....	20
1.2.1. Hipótesis general.....	20
1.2.2. Hipótesis específicas.....	20
1.3. Objetivos de la tesis.....	21
1.3.1. Objetivo general.....	21
1.3.2. Objetivos específicos.....	21
1.4. Justificación.....	21
Capítulo II. Evaluación de las estrategias actuales de control de grandes hornos industriales.....	26
2.1. Introducción.....	26
2.2. Estrategias de control de grandes hornos industriales.....	28
2.2.1. Definición de grandes hornos industriales.....	28
2.2.2. Clasificación de los grandes hornos industriales.....	28
2.2.3. Importancia de los grandes hornos industriales.....	29
2.2.4. Objetivos de los grandes hornos industriales.....	29
2.2.5. Funcionamiento de los grandes hornos industriales.....	30

2.2.6. Eficiencia de los grandes hornos industriales.....	35
2.2.7. Estrategias de control convencional de grandes hornos industriales.....	36
2.2.8. Estrategias de control avanzado de grandes hornos industriales.....	37
2.3. Conclusiones.....	45
Capítulo III. Control predictivo generalizado (GPC) de la temperatura de la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento.....	46
3.1. Introducción.....	46
3.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura de clinkerización de un horno rotatorio de cemento.....	50
3.3. Diseño del GPC para el control de la temperatura de clinkerización.....	57
3.4. Análisis y discusión de resultados.....	61
3.5. Conclusiones.....	63
Capítulo IV. Control por realimentación de estado con predictor de Smith de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento.....	65
4.1. Introducción.....	65
4.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador ..	68
4.3. Diseño del controlador SFC-SP.....	72
4.4. Análisis y discusión de resultados.....	78
4.5. Conclusiones.....	83
Capítulo V. Control robusto H_2 por realimentación de estado de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones.....	84
5.1. Introducción.....	84
5.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura de la zona de	

calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones	87
5.3. Diseño del controlador H_2-SFC	91
5.4. Análisis y discusión de resultados.....	96
5.5. Conclusiones.....	100
Capítulo VI. Control robusto H_∞ por realimentación de estado con compensador de tiempo muerto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento	102
6.1. Introducción	102
6.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento	104
6.3. Desarrollo del controlador DTC-H_∞-SFC.....	107
6.4. Análisis y discusión de resultados.....	112
6.5. Conclusiones.....	117
Conclusiones generales.....	118
Referencias.....	120

Lista de tablas

Tabla 3.1. Resultados evaluativos comparativos de las estructuras de modelos	55
Tabla 3.2. Índice de desempeño de los controladores GPC, IMC, y PI.....	63
Tabla 4.1. Resultados evaluativos comparativos de las estructuras de modelos	71
Tabla 4.2. Índices de desempeño de los controladores SFC-SP vs PI.....	82
Tabla 5.1. Estructuras de modelos discretos utilizadas.....	90
Tabla 5.2. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño ISE....	98
Tabla 5.3. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño IAE ...	98
Tabla 5.4. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño EU	98
Tabla 6.1. Resultados de validación del mejor modelo en cada una de las estructuras de modelo seleccionadas.....	106
Tabla 6.2. Resultados comparativos del índice de desempeño ISE del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI	116
Tabla 6.3. Resultados comparativos del índice de desempeño IAE del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI	116
Tabla 6.4. Resultados comparativos del índice de desempeño EU del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI	116

Lista de figuras

Figura 3.1. Horno rotatorio de una fábrica de cemento.	47
Figura 3.2. Diagrama del arreglo experimental realizado para la recolección de datos de salida/entrada del horno objeto de estudio.	51
Figura 3.3. Respuesta escalón de la temperatura en la zona de combustión del horno. ...	53
Figura 3.4. Datos experimentales obtenidos con una señal PRBS de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión del horno.	54
Figura 3.5. Resultados de validación de los modelos derivados.	55
Figura 3.6. Diagrama de bloques del sistema de control con controlador GPC de la temperatura de clinkerización del horno rotatorio de cemento.	60
Figura 3.7. Respuesta temporal del sistema de control con el GPC diseñado.	61
Figura 3.8. Resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control con controladores GPC, PID e IMC.	62
Figura 4.1. Diagrama del horno rotatorio vía seca con el sistema de precalcación.	69
Figura 4.2. Datos de entrada/salida, del experimento con señal PRBS, de la temperatura del precalcador.	70
Figura 4.3. Resultados de validación del modelo matemático (4.1) obtenido.	72
Figura 4.4. Sistema de control por realimentación de estado convencional.	73
Figura 4.5. Diagrama de bloques del sistema de control con controlador SFC-SP de la temperatura del precalcador del horno rotatorio.	75
Figura 4.6. Respuesta temporal del sistema de control de la temperatura del precalcador con controlador SFC-SP frente a una variación en la señal de referencia. .	79
Figura 4.7. Resultados comparativos del desempeño de los controladores SFC-SP vs PI	

frente a una variación en la señal de referencia, y perturbaciones externas.	80
Figura 4.8. Resultados comparativos del desempeño de los controladores SFC-SP vs SP-PI vs PI frente a variaciones en la señal de referencia.	81
Figura 5.1. Diagrama para la recolección de datos de salida/entrada de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.	88
Figura 5.2. Resultados del experimento con señal PRBS en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.	89
Figura 5.3. Resultados de validación de los modelos matemáticos obtenidos de la temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio	90
Figura 5.4. Diagrama de bloques del controlador robusto H_2 convencional.	91
Figura 5.5. Diagrama de bloques del sistema de control, con controlador H_2 -SFC, de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.	95
Figura 5.6. Respuestas temporales del sistema de control de la temperatura con los controladores H_2 -SFC vs PI frente a una variación en la señal de referencia.	96
Figura 5.7. Respuestas temporales del sistema de control de temperatura con controladores H_2 -SFC vs PI.	97
Figura 5.8. Diagrama de Bode del controlador PI frente a una variación en la señal de referencia, así como frente al efecto de una perturbación externa.	99
Figura 5.9. Diagrama de Bode del controlador H_2 -SFC frente a una variación en la señal de referencia, y frente al efecto de una perturbación externa.	100
Figura 6.1. Diagrama del arreglo experimental para la recolección de datos del precalcinador objeto de estudio.	105
Figura 6.2. Resultados del experimento con señal PRBS.	106

Figura 6.3. Diagrama de bloques estándar de la configuración robusta H_∞	107
Figura 6.4. Diagrama de bloques del sistema de control diseñado con controlador DTC- H_∞ -SFC de la temperatura del precalcinador.....	109
Figura 6.5. Respuesta temporal del sistema de control de la temperatura del precalcinador con el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado.....	113
Figura 6.6. Resultados comparativos del desempeño del sistema de control con controladores DTC- H_∞ -SFC vs. DTC+PI.....	114



Lista de abreviaturas

APC: Controlador Avanzado de Procesos

DTC: Compensador de Tiempo Muerto

DTC- H_∞ -SFC: Controlador Robusto H_∞ por Realimentación de Estado con Compensador de Tiempo Muerto

GPC: Controlador Predictivo Generalizado

H_2 -SFC: Controlador Robusto H_2 por Realimentación de Estado

MBPC: Controlador Predictivo Basado en Modelo PI: Controlador Proporcional Integral

PID: Controlador Proporcional Integral Derivativo

PI-DTC: Controlador Proporcional Integral con Compensador de Tiempo Muerto PRBS: Señal Binaria Pseudo Aleatoria (PRBS)

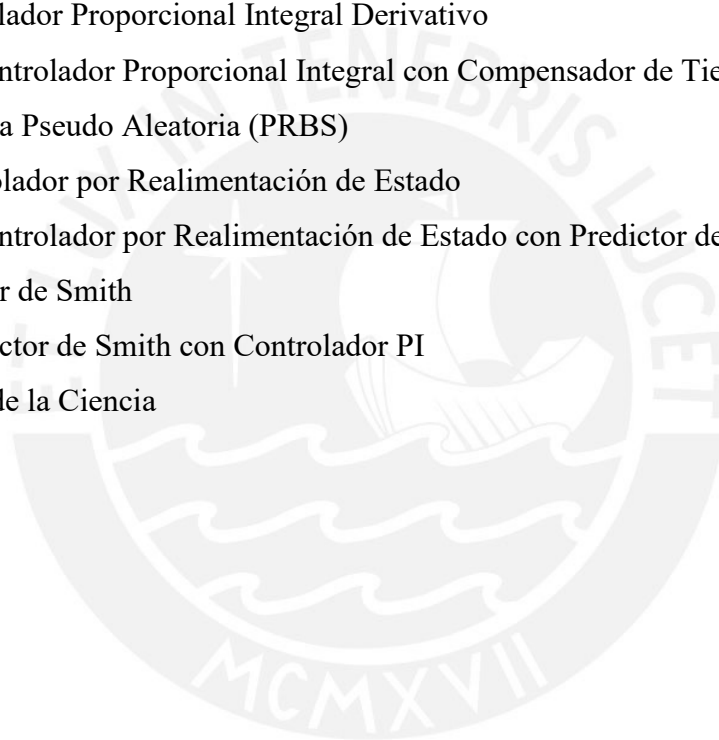
SFC: Controlador por Realimentación de Estado

SFC-SP: Controlador por Realimentación de Estado con Predictor de Smith

SP: Predictor de Smith

SP-PI: Predictor de Smith con Controlador PI

WoS: Web de la Ciencia



Introducción

Los grandes hornos industriales representan uno de los componentes esenciales de la sociedad moderna y la base de toda civilización (Azadi y otros, 2023; Hassaan, 2024; Mullinger y Jenkins, 2022). Estos hornos desempeñan un papel importante en el desarrollo y crecimiento económico nacional (Guo, Deng y Yang, 2024), y se distinguen por sus grandes dimensiones físicas con revestimiento refractario y estar diseñados para la transferencia uniformemente distribuida de calor a la carga contenida en su interior, minimizando las pérdidas e irradiando energía (Mentsiev y Mutaev, 2020; Zanoni, Ferretti y Zavanella, 2020).

Los grandes hornos industriales constituyen componentes críticos de los procesos de fabricación debido a que se caracterizan por presentar un elevado consumo de combustible, trabajar a muy altas temperaturas (en el rango de 800°C hasta 1,300°C), emitir grandes cantidades de gases contaminantes al medio ambiente, y exhibir un comportamiento dinámico difícil de controlar de forma efectiva mediante la aplicación de controladores convencionales (Feliu-Batlle y otros, 2024; Masuda y otros, 2023; Zanoni, Ferretti y Zavanella, 2020; Zhao y otros, 2021).

En esta clase de hornos industriales el control del proceso de transferencia de calor a la carga (productos) se desarrolla fundamentalmente mediante el control de la temperatura en el interior de los mismos (Bharath Kumar y otros, 2021; Damour, 2018; Islomnur y Sheraliyevich, 2023). Por consiguiente, la temperatura es una variable clave y su control con alto desempeño es de vital importancia para el funcionamiento eficiente y seguro de estos hornos (Hassaan, 2024; Mentsiev y Mutaev, 2020).

Para el funcionamiento eficiente de los grandes hornos industriales se requiere disponer de modelos matemáticos, que describan de forma adecuada sus comportamientos dinámicos, así como diseñar e implementar estrategias de control avanzado que posibiliten la automatización robusta del proceso de transferencia de calor, mejorando

la calidad de la producción final, aumentando la eficiencia energética (reducción del actual consumo de combustible), y minimizando la emisión de gases contaminantes del medio ambiente (Damour, 2018; Feliu-Batlle y otros, 2024; Kavak y Yalçın, 2023; Napoles-Baez et al, 2022).

Actualmente, la calidad de una gran parte de la carga que se procesa en los grandes hornos industriales no alcanza los estándares internacionales requeridos, se originan roturas en los equipos que posteriormente les dan terminación a dichos productos (por ejemplo, los laminadores), el consumo de combustible es elevado, y se genera una excesiva cantidad de gases contaminantes del medio ambiente (Dotti y otros, 2023; Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019; Rötzer y otros, 2022). Ello se debe principalmente a la aplicación de controladores industriales convencionales (PI/PID) en el control del proceso de transferencia de calor, el cual exhibe comportamientos dinámicos caracterizados por retardos de tiempo dominantes, no linealidades, parámetros dinámicos variantes en el tiempo, grandes incertidumbres, perturbaciones externas persistentes, etc. (Damour, 2018; Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2021; Kumar y otros, 2021; Pfeifer, 2018).

Cuando los procesos exhiben comportamientos dinámicos complejos, los controladores convencionales, generalmente no son suficientes y desencadenan actuaciones inaceptables y/o fallos (Astrom y Hagglund, 2009; Nauman, Shireen y Hussain, 2022; Schwenzer y otros, 2021; Visioli, 2006). Además, en la actividad práctica industrial, el ajuste de los parámetros de los controladores PI/PID se realiza mediante métodos heurísticos que dependen de la experiencia de los especialistas de control, y generalmente basados en procedimientos iterativos de prueba y error (Bucz y Kozáková, 2018; Rojas, Arrieta y Vilanova, 2021). Por consiguiente, el desempeño de los sistemas de control del proceso de transferencia de calor en una gran parte de los grandes hornos industriales es insuficiente.

El control avanzado constituye uno de los campos principales de investigación de la cuarta revolución industrial (industria 4.0) (Alcácer y Cruz-Machado, 2019; Guerra-Zubiaga y otros, 2022; Bartodziej, 2017; Kondratenko y otros, 2021). Surge como una de las vías para resolver el problema de la automatización robusta de procesos con comportamientos dinámicos complejos (Kondratenko y otros, 2019; Rivas-Perez, 2019; Mann, 2015).

La relevancia de las estrategias de control avanzado radica en el aumento del desempeño de los sistemas de control de los procesos con comportamientos dinámicos complejos, lo cual posibilita el incremento de la productividad, el aumento del ahorro energético (eficiencia), la reducción de los costos de operación, el aumento de los estándares de calidad de los productos finales, el aumento de la seguridad de operación de los procesos, así como la disminución de la emisión de gases contaminantes del medio ambiente y de los productos fuera de especificaciones durante los procesos de fabricación (Kondratenko y otros, 2021; Sandoval García, 2019; Sarkar, 2013; Zanolini, y otros, 2018).

Actualmente, aumentan continuamente las aplicaciones de las estrategias de control avanzado en diversos procesos industriales complejos tales como: calderas, sistemas energéticos y de generación eléctrica, plantas petroquímicas, reactores químicos, plantas farmacéuticas y biotecnológicas, agricultura, minería, etc., ver, por ejemplo: A. Armstrong y otros (2021), M. Bakosova y otros (2019), R. Both, E. H. Dulf y A. M. Cormos (2016), K. Forsman (2016), K. Li y otros (2023), Mahmoud, Sabih y Elshafei (2015), F. H. Marques y L. A. Alvarez (2023), I. Naşcu y otros (2023), F. Neddermeyer y R. King (2019), H. Richter (2012), R. Rivas-Perez y otros (2023), J. R. Rodríguez-Vazquez y otros (2008), P. Stoffel y otros (2023), Y. Yu y otros (2023).

Los métodos de identificación de sistemas viabilizan la obtención de modelos matemáticos adecuados y las estrategias de control avanzado posibilitan el control con

alto desempeño del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales (Chaves, Rodrigo Juliani y García, 2019; Zanolí y otros, 2013). Es por ello que han sido propuestas algunas estrategias de control avanzado de esta clase de hornos centradas en superar el desempeño de los controladores PID, ver, por ejemplo: Q. L. Nguyen, M. X. Do y X. B. Dang (2019); V. Ramasamy y otros (2023); Salcedo Hernández y Rivas-Perez (2010b); J. C. Tudon-Martínez y otros (2022); S. M. Zanolí, C. Pepe y G. Astolfi (2023); S. M. Zanolí, C. Pepe y L. Barboni (2015).

No obstante, en la actualidad la identificación y la síntesis de controladores avanzados del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales no han sido apropiadamente abordados (Feliu-Batlle y Rivas-Perez 2020; Hu y otros, 2018; Tudon-Martínez y otros, 2022).

Por consiguiente, el desarrollo de estrategias de control avanzado orientadas a la automatización robusta del proceso de transferencia de calor en grandes hornos industriales constituye un tema de investigación abierto y un gran reto para la comunidad científica.

La automatización robusta se refiere a un enfoque de automatización confiable y eficiente, orientada a procesos dinámicos complejos (Kondratenko et al., 2021). Se centra en la capacidad de determinados controladores para operar en entornos con incertidumbres y grandes perturbaciones, garantizando un desempeño óptimo, incluso frente a variaciones paramétricas o perturbaciones imprevistas (Carpanzano, et al., 2023). La automatización robusta es especialmente relevante en procesos industriales donde la precisión y la consistencia son críticas, por ejemplo los grandes hornos industriales.

Capítulo I. Problemática actual de los grandes hornos industriales

1.1. Planteamiento del problema

Los avances obtenidos en el modelado e identificación del comportamiento dinámico de diversos procesos industriales han posibilitado el desarrollo de una clase de estrategias de control, denominadas estrategias de control avanzado (Ikonen y Najim, 2019; Kondratenko y otros, 2021).

Las estrategias de control avanzado han sido desarrolladas generalmente sobre la base de los algoritmos de control convencional PI/PID y los lazos de control estándar, e incluyen el control adaptativo, el control predictivo basado en modelo, el control robusto, el control inteligente, entre otras (Agama Moreno y Rivas-Perez, 2010; Wu, Pedrycz y Chen, 2022; Sandoval García, 2019).

El controlador adaptativo se utiliza en el control de procesos cuyos parámetros dinámicos son desconocidos y/o varían en el tiempo de una manera impredecible, realizando el reajuste de sus parámetros en línea (Nguyen, 2020; Zhou, Xing y Wen, 2022). El controlador predictivo basado en modelo (MBPC) incorpora un modelo interno del proceso a controlar, el cual utiliza para predecir el comportamiento dinámico futuro de dicho proceso (Borrelli, Bemporad y Morari, 2017; Camacho y Bordons, 2012; Khaled y Pattel, 2018; Rossiter, 2022). El controlador robusto obtiene la ley de control mediante la minimización de funciones de coste que representan el comportamiento dinámico de los procesos para garantizar la estabilidad y el desempeño de los sistemas de control a pesar de las inevitables incertidumbres que exhiben los modelos (errores de modelado debido a no linealidades, parámetros variantes en el tiempo, etc.), y/o los cambios inesperados del entorno (perturbaciones y ruidos) (Bennett, 2017; Sánchez-Peña y Sznaier, 2008; Feliu-Batlle, Rivas-Perez y Castillo-García, 2021). Los controladores inteligentes presentan habilidades para imitar a los sistemas biológicos naturales y encuentran la ley de control mediante la

aplicación de las técnicas de la inteligencia artificial (Carpanzano y otros, 2023; Silva, 2016; Zhang and Wang, 2023).

A pesar de que las estrategias de control convencional son técnicas muy conocidas, ampliamente reportadas en la literatura y frecuentemente utilizadas en el control de los procesos de transferencia de calor en los grandes hornos industriales, problemas actuales como el aumento de los costos de la energía, márgenes de ganancia reducidos, especificaciones más estrictas sobre la calidad de los productos y la contaminación del medio ambiente obligan continuamente a los investigadores y a la industria al desarrollo de nuevas estrategias de control avanzado que posibiliten aumentar la productividad y la calidad de los productos, la seguridad en el funcionamiento, así como la reducción de los costos, del consumo energético y de la contaminación del medio ambiente (Islomnur y Sheraliyevich, 2023; Mureşan y otros, 2023; Tudon-Martinez y otros, 2022).

1.2. Hipótesis

1.2.1. Hipótesis general

Considerando el complejo comportamiento dinámico que presentan los grandes hornos industriales es posible aumentar el desempeño y robustez de los sistemas de control del proceso de transferencia de calor mediante el desarrollo y aplicación de estrategias de control avanzado.

1.2.2. Hipótesis específicas

Para validar la hipótesis general de esta tesis, se plantean las siguientes hipótesis específicas:

El desarrollo de modelos matemáticos adecuados del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales posibilita el diseño de controladores avanzados.

El desarrollo de estrategias de control avanzado posibilita la automatización robusta del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales.

1.3. Objetivos de la tesis

1.3.1. Objetivo general

Desarrollar nuevas estrategias de control avanzado para la automatización robusta del proceso de transferencia de calor en grandes hornos industriales, entre los que se destacan los hornos rotarios de cemento y los hornos de recalentamiento de planchones de la industria siderúrgica.

1.3.2. Objetivos específicos

Para alcanzar el objetivo general de esta tesis, se plantean los siguientes objetivos específicos:

1. Investigar las estrategias actuales de control de grandes hornos industriales.
2. Obtener mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas modelos matemáticos que describan de forma adecuada el comportamiento dinámico del proceso de transferencias de calor en grandes hornos industriales.
3. Desarrollar controladores avanzados para la automatización robusta del proceso de transferencia de calor en grandes hornos industriales.
4. Validar mediante simulación y análisis comparativos la efectividad de las estrategias de control avanzado desarrolladas.

Para alcanzar los objetivos trazados se requiere que los nuevos controladores avanzados a desarrollar presenten una implementación práctica factible y relativamente simple, así como que sean capaces de optimizar el funcionamiento y operatividad de los grandes hornos industriales, incrementar la eficiencia energética, y reducir la emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

1.4. Justificación

Actualmente, la comunidad científica se enfrenta continuamente a nuevos desafíos para ampliar la utilidad y competitividad de los grandes hornos industriales mediante

la optimización de sus procesos productivos, el aumento de la eficiencia energética, la confiabilidad de los equipos y la calidad de sus producciones, así como la reducción de los gases contaminantes del medio ambiente (Islomnur y Sheraliyevich, 2023; Mullinger y Jenkins, 2022). Por consiguiente, la modernización y/o desarrollo de nuevos sistemas de control avanzado con alto desempeño de esta clase de hornos son esenciales para satisfacer las nuevas demandas del mercado (Damour, 2018; Pfeifer, 2017; Zhao y otros, 2021; Antolín, González, Lopez, y López, 2018).

El éxito en el funcionamiento de los grandes hornos industriales radica en obtener productos de alta calidad con elevada seguridad, el menor costo, la mayor eficiencia energética y la menor contaminación del medio ambiente posibles (Dotti y otros, 2023; Nidheesh y Kumar, 2019). Igualmente, los elevados costos de los combustibles y el actual cambio climático imponen nuevas demandas a los fabricantes y operadores de hornos motivando el diseño de nuevos y más eficientes hornos con múltiples aplicaciones (Wang y otros, 2019). Este complejo panorama ha propiciado la necesidad de desplegar investigaciones orientadas al desarrollo de nuevos controladores avanzados con alto desempeño del proceso de transferencia de calor en grandes hornos industriales (Kostúr, 2020; Mentsiev y Mutaev, 2020; Wu, y otros, 2020).

En esta tesis se desarrollan nuevas estrategias de control avanzado del proceso de transferencia de calor orientadas al aumento de la eficiencia energética, la productividad y la competitividad de grandes hornos industriales, entre los que se enfatizan los hornos rotatorios de cemento y los hornos de recalentamiento de planchones de la industria siderúrgica.

El horno rotatorio de cemento es el componente más importante de las fábricas de cemento cuyo objetivo es la obtención del clinker (Alsop, 2019; Chatterjee, 2022). El cemento se obtiene del clinker y del yeso molido y se produce a partir de una mezcla quemada de piedra caliza y arcilla en ciertos porcentajes (Bisulandu y Huchet, 2023).

Debido a que los hornos rotatorios de cemento consumen una elevada cantidad de energía y emiten grandes cantidades de gases de efecto invernadero, la mejora de su eficiencia energética es y ha sido la preocupación central de la tecnología de fabricación del cemento (Atmaca y Yumrutas, 2014; Camdali, Erisen y Celen, 2004; Millera y otros, 2018).

El horno de recalentamiento de planchones es uno de los componentes imprescindible en la industria siderúrgica, el cual se utiliza para el tratamiento térmico de los planchones previo al proceso de laminación (Andreev, 2019; Holappa, 2021). Estos hornos consumen alrededor del 67% de la energía total de las plantas siderúrgicas y emiten grandes cantidades de gases contaminantes del medio ambiente (Chakravarty y Kumar, 2020).

Antes de ingresar al tren de laminación en caliente, los planchones deben recalentarse hasta lograr una temperatura aproximada de 1200°C, que es la temperatura requerida para la deformación plástica del acero y el laminado en caliente en el tren de laminación (Mullinger y Jenkins, 2022). La calidad final de los planchones y el consumo de energía del horno están determinados directamente por la efectividad del proceso de transferencia de calor en el horno (Zhao y otros, 2021). Es por ello que las investigaciones dirigidas a aumentar la efectividad del proceso de transferencia de calor en esta clase de hornos constituyen un gran reto, así como un importante campo de investigación.

1.5. Principales contribuciones de la tesis

Las principales contribuciones de esta tesis son las siguientes:

1. La obtención mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas de modelos matemáticos adecuados del proceso de transferencias de calor en hornos rotatorios de cemento y en hornos de recalentamiento de planchones, los cuales se utilizan en la síntesis de controladores avanzados de dichos procesos.

2. El desarrollo de un controlador predictivo generalizado (**GPC**) para el control con alto desempeño de la temperatura de clinkerización de la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento.
3. El desarrollo de un controlador por realimentación de estado con predictor de Smith (**SFC-SP**) para el control preciso de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento.
4. El desarrollo de un controlador H_2 por realimentación de estado (**H_2 -SFC**) para el control robusto de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones.
5. El desarrollo de un controlador H_∞ por realimentación de estado con compensador de tiempo muerto (**DTC- H_∞ -SFC**) para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento.

Las contribuciones de esta tesis se encuentran avaladas por las siguientes publicaciones en **revistas indexadas en la Web de la Ciencia (WoS)**:

1. Salcedo-Hernández J., Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J. (2022). Design of a dead-time compensator robust H_∞ state feedback temperature controller for a precalciner of a cement rotary kiln. *Applied Sciences*, 12(5), 2594. DOI: 10.3390/app12052594, **Q1**.
2. Salcedo J., Feliu V., Rivas R. (2021). State feedback temperature control based on a Smith predictor in a precalciner of a cement kiln. *IEEE Latin America Transactions*, 19(1), 138–146. DOI: 10.1109/TLA.2021.9423857, **Q3**.
3. Salcedo-Hernández J., Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J. (2020). Design of a robust H_2 state feedback temperature controller for a steel slab reheating furnace. *Applied Sciences*, 10(5), 1731. DOI: 10.3390/app10051731, **Q1**.
4. Salcedo J., Rivas R., Sotomayor J. J. (2018). Design of a generalized predictive controller for temperature control in a cement rotary kiln. *IEEE Latin America*

Transactions, 16(4), 1015–1021. **DOI:** 10.1109/TLA.2018.8362131, **Q3**.

Así como por las siguientes publicaciones indexadas en otras bases de datos:

1. Salcedo-Hernandez J., Rivas-Perez R., Sotomayor-Moriano J.J. (2018). Model reference adaptive temperature control of a rotary cement kiln. *Proceedings of 2018 IEEE Power & Energy Society (PES) Transmission & Distribution Conference and Exhibition - Latin America (T&D-LA)*. **DOI:** 10.1109/TDC-LA.2018.8511725.
2. Salcedo Hernández J., Rivas-Perez R. (2010). Model based predictive control of temperature in a cement rotatory kiln. *Electro-Electrónica*, 34(2), 52–60.



Capítulo II. Evaluación de las estrategias actuales de control de grandes hornos industriales

2.1. Introducción

Los grandes hornos industriales constituyen equipos imprescindibles en diversas industrias los cuales tienen como objetivo el tratamiento térmico, a temperaturas muy superiores a la del medio ambiente, de materiales o piezas en espacios cerrados (Antolín y otros, 2018). Estos hornos se caracterizan por sus grandes dimensiones físicas, elevadas temperaturas de operación, así como por presentar complejos comportamientos dinámicos (Damour, 2018).

Entre los grandes hornos industriales se distinguen por su complejidad tecnológica los hornos rotatorios de cemento y los hornos de recalentamiento de planchones de la industria siderúrgica (Mullinger y Jenkins, 2022).

Las investigaciones desarrolladas en esta tesis se centran en dos hornos rotatorios de cemento de la empresa peruana Cementos Lima S.A. Estos hornos se encuentran conformados por tubos cilíndricos de acero de hasta 120 m de longitud, 4 m de diámetro, 5% de pendiente con respecto al plano horizontal, y velocidades de rotación de hasta 180 rev/h (Delgado y Durand, 2014).

Usualmente, los hornos rotatorios de cemento presentan 3 zonas de operación: 1) la zona de calentamiento, 2) la zona de combustión, y 3) la zona de enfriamiento (Boateng, 2016). La zona de combustión es la zona de mayor complejidad dinámica del horno rotatorio debido a que en esta zona se obtiene el clinker a partir de la mezcla de la harina cruda (Soper, 2023). El control de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión se realiza mediante controladores convencionales PI/PID (Ying, 2014). No obstante, es conocido que esta clase de controladores no resulta suficiente debido a que estos hornos industriales se caracterizan por presentar parámetros dinámicos variantes en el tiempo y retardos de tiempo dominantes (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2020).

Las investigaciones desarrolladas en esta tesis se centran además en el horno de recalentamiento de planchones de tipo empuje de la Corporación Aceros Arequipa, cuyas dimensiones son 20 m de largo y 5,5 m de ancho (Pérez-Zúñiga, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2012). Los planchones varían en sus dimensiones y grado de concentración de acero. Por cada planchón que ingresa al horno otro es extraído para su posterior laminación en caliente (Pfeifer, 2018). La transferencia de calor para calentar los planchones se realiza mediante quemadores instalados en las diferentes zonas de esta clase de hornos (Ahmed y otros, 2023; He y Wang, 2017).

Usualmente, los hornos de recalentamiento de planchones presentan tres zonas denominadas: zona de precalentamiento, zona de calentamiento y zona de igualación (Fajar Setiawan, Made Arsana y Soeryanto, 2022). En la actualidad, el control de temperatura en cada una de estas zonas se realiza principalmente mediante controladores convencionales PI/PID, los cuales, debido al complejo comportamiento dinámico que caracteriza al proceso de transferencia de calor en dichos hornos, no son suficientes para garantizar el desempeño requerido del sistema de control (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019; Kien y otros, 2021; Zheng, Lu y Fu, 2020; Zhou, He y Zhang, 2008). Consecuentemente, se genera un elevado consumo de combustible, así como un incremento en la emisión de gases contaminantes del medio ambiente (Tan, Jenkins y Ward, 2013; Xu y otros, 2023).

Es bien sabido que en la actualidad las estrategias de control convencional continúan siendo las más utilizadas en el control de la temperatura en una gran parte de los grandes hornos industriales, no obstante, a que las mismas no garantizan el desempeño requerido de los sistemas de control de esta clase de procesos (Ahmad y otros, 2022). Por consiguiente, debido a la necesidad de elevar la eficiencia, la productividad, la calidad de los productos, y la protección del medio ambiente, el desarrollo de estrategias de control avanzado que posibiliten la automatización robusta

de esta clase de hornos constituye un importante campo de investigación (Islomnur y Sheraliyevich, 2023).

Consecuentemente, resulta imperante el despliegue de investigaciones relacionadas con el desarrollo de estrategias de control avanzado orientadas al control robusto del proceso de transferencia de calor en grandes hornos industriales.

2.2. Estrategias de control de grandes hornos industriales

2.2.1. Definición de grandes hornos industriales

Los grandes hornos industriales se definen como recintos cerrados de grandes dimensiones físicas en los que se produce calor controlado mediante la oxidación química de los combustibles (Mullinger y Jenkins, 2022). Se encuentran diseñados para transferir el calor a las cargas mediante diferentes procedimientos térmicos (Trinks y otros, 2007).

Las cargas después de obtener las temperaturas requeridas se utilizan en diferentes aplicaciones, como: fundición, ablandamiento para operaciones de conformado posterior, tratamiento térmico para lograr determinadas propiedades mecánicas (como la dureza, la resistencia y la ductilidad), fabricación de otros productos, secado, tratamiento de superficies, etc.

Los grandes hornos industriales se definen también como equipos en los que de forma controlada se realiza la transferencia del calor que se obtiene de la combustión de los combustibles a las cargas (Mullinger y Jenkins, 2022).

2.2.2. Clasificación de los grandes hornos industriales

Existe una gran variedad de clasificación de los grandes hornos, por ejemplo: por industria, por producto, por tipo de combustibles, etc. (Mullinger y Jenkins, 2022). A continuación, se refieren los principales tipos de grandes hornos empleados en la industria:

- (1) Hornos rotatorios de cemento, utilizados para la obtención del clinker;
- (2) Hornos de tratamiento térmico de metales, empleados en el recalentamiento de planchones de acero para su laminación en caliente;
- (3) Hornos de arco eléctrico, utilizados esencialmente en la fusión y fundición de la chatarra ferrosa para la producción de acero;
- (4) Hornos de inducción, utilizados principalmente en la fusión y tratamiento de metales ferrosos y no ferrosos.

2.2.3. Importancia de los grandes hornos industriales

La importancia de los grandes hornos industriales radica en su aplicación en la fabricación de productos de alta demanda que requieren de fusión, recalentamiento y tratamiento térmico (Pfeifer, 2017).

Los grandes hornos son útiles además para facilitar una amplia gama de reacciones químicas y procesos físicos (Mullinger y Jenkins, 2022).

En los últimos años, la industria ha mostrado un interés fundamental en optimizar el funcionamiento de los grandes hornos industriales para lograr un aumento de la eficiencia energética, mejorar la calidad de los productos, incrementar la productividad y reducir la contaminación del medio ambiente (Baukal, 2000).

2.2.4. Objetivos de los grandes hornos industriales

El objetivo principal de los grandes hornos industriales consiste en calentar a temperaturas controladas materiales y productos, denominados alimentación o carga, mediante la transferencia de calor que se obtiene de la combustión de diferentes combustibles (Dotti y otros, 2023)

Los objetivos específicos del funcionamiento de los grandes hornos industriales son los siguientes (Mullinger y Jenkins, 2022): (1) Calentar la carga optimizando el consumo de combustible; (2) Funcionar de forma segura sin violar los valores límites de las

variables de operación; (3) Garantizar la calidad del proceso de calentamiento de la carga; (4) Funcionar con bajos costos de mantenimiento; y 5) Minimizar la emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

2.2.5. Funcionamiento de los grandes hornos industriales

Los grandes hornos se utilizan con frecuencia en diferentes plantas industriales para la transferencia de energía a altas temperaturas (Correa de Godoy y Garcia, 2017).

Los grandes hornos se pueden considerar también como reactores químicos donde los reactivos son el combustible y el aire (Boateng, 2016).

En diversos hornos industriales la transferencia de calor se realiza mediante la combustión de combustibles fósiles entre los que se destacan el gas, el diesel y el carbón (Baukal, 2000). La combustión es un tipo específico de reacción química exotérmica donde el combustible y el oxígeno del aire se queman a temperaturas suficientemente altas para generar calor (Zaporozhets, 2020). Cuando el oxígeno reacciona con el combustible se origina la combustión, liberándose energía térmica y luz. Para que el proceso de combustión se inicie se precisa de una determinada relación aire/combustible, de la mezcla adecuada de estos dos componentes, así como de una temperatura de ignición (Szentennai y Lackner, 2014). Para asegurar la combustión completa del combustible, generalmente, se requiere de exceso de aire en cantidades que varían entre el 20 y el 30 % (Zanoli, Barchiesi, Astolfi y Barboni, 2013). Cuando el exceso de aire es superior a estas cantidades se incrementa el consumo del combustible, aumentan los gases producto de la combustión, y se originan fugas de calor útil a la atmósfera, lo cual provoca una degradación de la eficiencia de la combustión. Cuando el exceso de aire es insuficiente se origina la combustión incompleta del combustible que induce la formación de monóxido de carbono (CO), que causa problemas de contaminación del medio ambiente (Trinks y otros, 2007). Por consiguiente, una adecuada relación exceso

de aire/combustible es el fundamento para garantizar una combustión completa, segura y eficiente (Liu y otros, 2020).

El éxito en el funcionamiento y operación de los grandes hornos industriales radica en la efectividad en el control de la combustión (Antolín y otros, 2018).

El quemador es uno de los componentes principales de los grandes hornos industriales, debido a que constituye el equipo que desarrolla la combustión controlada y segura del combustible, y el proceso de transferencia de calor a la carga (Islomnur y Sheraliyevich, 2023). El quemador se encuentra integrado por los sistemas de inyección, combustión y seguridad (Mullinger y Jenkins, 2022). El sistema de inyección dispone de un ventilador interno que suministra el exceso de aire requerido para el desarrollo de la combustión. El sistema de combustión incluye las boquillas de combustible, las bujías de ignición y los detectores de flama. El sistema de seguridad inyecta aire fresco para barrer la presencia de trazas de la mezcla de aire y combustible que se pueden formar y acumular durante el tiempo de parada, así como evitar posibles explosiones cuando la bujía genera la chispa de ignición. Además, los quemadores internamente disponen de modernos sistemas de control que regulan diferentes variables necesarias para su funcionamiento eficiente, entre los que se destaca el controlador de la relación exceso de aire/combustible (Islomnur y Sheraliyevich, 2023).

Entre las funciones del quemador se encuentran: suministrar el flujo de aire en exceso requerido, en correspondencia con el flujo de combustible que ingresa al quemador, para lograr la combustión completa del combustible, mezclar el aire y el combustible en las proporciones requeridas, y mantener la estabilidad de la llama (Baukal, 2000; Damour, 2018; Mullinger y Jenkins, 2022).

La temperatura dentro del horno se controla manipulando el flujo de combustible que ingresa al quemador, y el propio quemador, mediante su sistema interno de control de la relación exceso de aire/combustible, suministra la cantidad de aire en exceso

requerida para lograr la combustión completa del combustible, así como la máxima transferencia de calor a la carga (Damour, 2018; Mullinger y Jenkins, 2022).

Estos hornos generalmente debido a las exigencias del mercado funcionan con variaciones en la carga, por lo que el sistema de control de temperatura debe responder operativamente a dichos cambios de carga (Mullinger y Jenkins, 2022).

El monitoreo del funcionamiento de los grandes hornos debe cumplir con estándares basados en legislaciones integradas de prevención y contaminación ambiental (Baukal, 2000). Se requiere garantizar el monitoreo de todas las variables de entradas y salidas de los hornos, la supervisión del proceso de transferencia de calor y de las emisiones de gases contaminantes, así como la declaración del impacto ambiental. Debido a esta problemática las industrias deben implementar técnicas de reducción y control de la contaminación del medio ambiente (Nath y Cholakov, 2009).

2.2.5.1. Funcionamiento de los hornos de recalentamiento de planchones

El objetivo de un horno de recalentamiento de planchones consiste en suministrar calor uniformemente distribuido para el ablandamiento de los planchones (carga) antes de ser laminados (Thakur y otros, 2015).

Resulta esencial mejorar la eficiencia de esta clase de hornos para ahorrar energía, mejorar el rendimiento, propiciar la calidad de los planchones y obtener mejores propiedades termo-mecánicas del acero (Mullinger y Jenkins, 2022; Ortega Pedro y Rivas-Perez, 2010).

El recalentamiento de los planchones se realiza mediante un proceso de aumento paulatino de la temperatura en las diferentes zonas del horno (Srisertpol y otros, 2010).

Esta clase de hornos utiliza la energía térmica que se obtiene del proceso de combustión en los quemadores para el recalentamiento de los planchones (Srisertpol y otros, 2010).

La combustión estequiométrica se origina químicamente cuando cada molécula de combustible se mezcla con la cantidad equivalente de oxígeno. En la práctica este tipo de combustión es difícil de lograr debido a las propiedades del combustible, las variaciones de la presión y de la temperatura del combustible, las condiciones atmosféricas, entre otros (Baukal, 2000). La combustión completa se produce cuando el quemador suministra el exceso de aire requerido en relación con la cantidad de combustible que ingresó al quemador (Mullinger y Jenkins, 2022).

La temperatura de operación de cada una de las zonas de estos hornos es diferente y depende de las funciones que realizan (Zhou y Qiu, 2015). La zona de precalentamiento reduce la humedad de los planchones mediante la transferencia de calor desde aproximadamente 700°C hasta 800°C. La zona de calentamiento proporciona calor directamente a los planchones desde 800°C hasta 1200°C. La zona de igualación mantiene una temperatura uniforme en los planchones y los calienta aproximadamente desde 1150°C hasta 1200°C, antes de que los mismos salgan del horno (Steinboeck y otros, 2010).

En la actualidad, el controlador más utilizado en el control de la temperatura en cada una de las zonas de estos hornos es el controlador PID (Pongam, Srisertpol y Khompis, 2013; Kumar y otros, 2013; Zanolli, Pepe y Orlietti, 2023).

2.2.5.2. Funcionamiento de los hornos rotatorios

Los hornos rotatorios se utilizan en una amplia variedad de aplicaciones industriales, incluido el procesamiento de minerales crudos y materias primas, así como el tratamiento térmico de desechos peligrosos (Boateng, 2016). Estos hornos, si se operan de forma incorrecta, pueden ocasionar la pérdida de las materias primas y consumos excesivos de combustible (Alsop, 2019).

En la mayoría de las aplicaciones de los hornos rotatorios, el objetivo consiste en

impulsar las reacciones específicas de la cama del material que, por razones cinéticas o termodinámicas, con frecuencia requieren temperaturas que pueden alcanzar los 1,600°C, por ejemplo, los hornos rotatorios de cemento (Atmaca y Yumrutas, 2014).

En los hornos rotatorios de combustión directa la energía necesaria para elevar la temperatura al nivel requerido para las reacciones previstas se origina mediante la combustión de combustibles fósiles utilizando quemadores. Posteriormente, esta energía se transfiere mediante intercambio de calor entre la fase gaseosa y la cama del material (Baukal, 2000).

El horno rotatorio de cemento es el equipo principal de la industria del cemento, el cual se utiliza para el intercambio de calor y la obtención del clinker (Chatterjee, 2018). En su interior se produce una sucesión compleja de reacciones químicas a medida que aumenta la temperatura (Deolalkar, 2021).

La temperatura interior del horno afecta directamente la reacción en la fase líquida del clinker, es decir, afecta la composición química del clinker y, en consecuencia, afecta la calidad del producto final (cemento) (Atmaca y Yumrutas, 2014).

Además, el control de la temperatura del horno tiene un impacto directo en la eficiencia de la producción, así como en el consumo de energía (Lin y otros, 2009). Por otro lado, la combustión completa del combustible en el horno puede reducir la emisión de gases nocivos como el NO_x y la contaminación del aire (Li, Ge, y Wei, 2018).

Estos hornos funcionan con una configuración de contracorriente donde los gases y los sólidos fluyen en direcciones opuestas a través del horno, proporcionando una transferencia de calor más eficiente (Peray, 1998).

La harina cruda se suministra en el extremo superior del horno rotatorio, y la pendiente y la rotación del horno logran que la harina se mueva hacia el extremo inferior y se caliente. En el extremo inferior del horno se encuentra el quemador, el

cual para la combustión generalmente utiliza diésel o carbón (Boateng, 2016).

A medida que la harina se mueve a través del horno y se calienta se producen reacciones de secado y de piro-procesamiento que originan cambios químicos y físicos para la obtención del clinker. El clinker a altas temperaturas se descarga desde el extremo inferior del horno, y para lograr su enfriamiento se utilizan enfriadores.

Las fases principales de intercambio de energía intensiva del proceso de producción de cemento tienen lugar en el precalcinador, el horno y durante la obtención del clinker (Poudyal y Adhikari, 2021). Se requiere de una elevada cantidad de combustible para obtener las temperaturas requerida en el horno y el precalcinador.

2.2.6. Eficiencia de los grandes hornos industriales

El desempeño de los grandes hornos industriales se determina por la capacidad de obtener productos de calidad bajo ciertas restricciones, por ejemplo, alto rendimiento y tiempo mínimo de respuesta (Trinks y otros, 2007).

La eficiencia energética de los grandes hornos industriales se establece por los costos atribuibles al sistema de transferencia de calor por unidad producida (Damour, 2018). Los grandes hornos son eficientes cuando posibilitan la obtención de productos con un elevado nivel de calidad y con bajo costo, por ejemplo, con una reducción de la energía por unidad producida.

La eficiencia energética de los grandes hornos industriales se puede aumentar modificando las condiciones de operación mediante el ajuste de los puntos de referencias de las variables claves (Zhu, 2014). En diferentes hornos, el aumento de la eficiencia energética se puede obtener mediante el control de las variables claves utilizando sistemas de control avanzado (Damour, 2018; Salcedo Hernández y Rivas-Perez, 2010b).

Las posibilidades de aumento de la eficiencia térmica en los grandes hornos industriales

están relacionadas con la optimización del proceso de combustión (O’Rielly y Jeswiet, 2014; Zhu, 2014). Diferentes autores señalan entre los factores de eficiencia de los grandes hornos la correcta relación exceso de aire/combustible sobre el rango de condiciones de operación (Antolín y otros, 2018; Niekurzak y Mikulik, 2021).

Uno de los principales objetivos del control de temperatura en los grandes hornos industriales consiste en garantizar la transferencia de calor requerida en base a la condición de combustión completa mediante la correcta relación exceso de aire/combustible (Cao y otros, 2006).

2.2.7. Estrategias de control convencional de grandes hornos industriales

El controlador PID clásico es la estrategia de control más utilizada en la industria, debido a su intuición, relativa simplicidad y rendimiento satisfactorio en una amplia gama de aplicaciones industriales, convirtiéndose en un controlador estándar con múltiples usos (Camacho y Martínez, 2017; Rojas, Arrieta y Vilanova 2021; Visioli, 2006). El 90% de los lazos de control utilizan esta clase de controlador (Åstrom y Hagglund, 2009; Niu y Xiao, 2022). Por ejemplo, actualmente, el controlador PID se utiliza como bloque funcional en los controladores lógicos programables (PLC), en los sistemas de control distribuido (DCS), y en los sistemas de detección y diagnóstico de fallos (Borase y otros, 2021; Pérez-Zuñiga y otros, 2021).

El controlador PID clásico presenta las siguientes ventajas (O’Dwyer, 2013): (1) No requiere conocer exactamente la dinámica del proceso; (2) Genera una acción de corrección frente al efecto de perturbaciones externas sobre la variable controlada; y (3) Dispone de ciertas propiedades de robustez, por lo que deben producirse importantes variaciones en la dinámica del proceso para que se genere la inestabilidad del sistema de control. No obstante, este controlador posee las siguientes desventajas (Åstrom y Hagglund, 2009): (1) Debe generarse una desviación de la variable de

proceso sobre su valor de referencia para que se genere la acción de control correctora; (2) El controlador no puede anticiparse al efecto negativo de las perturbaciones, aunque estas perturbaciones puedan medirse; y (3) El desempeño de este controlador no es suficiente cuando los procesos presentan dinámica difícil, por ejemplo: retardos de tiempo dominantes, parámetros dinámicos variantes en el tiempo y grandes perturbaciones.

Considerando que diversos sistemas de control con controlador PID clásico no logran el desempeño requerido, y motivado por la necesidad de desplegar tareas de control más complejas, que posibiliten elevar la calidad de los productos finales, así como reducir el consumo energético y la emisión de gases contaminantes del medio ambiente, se ha fundamentado la necesidad de desarrollar estrategias de control robustas (Borase y otros, 2021; Castillo-Garcia, Rivas-Perez y Feliu-Batlle, 2008; Garelli, Mantz y De Battista, 2011).

Los controladores PI/PID convencionales usualmente son los más utilizados en el control del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales (Zheng, Lu, y Fu, 2020). No obstante, en esta clase de hornos estos controladores no garantizan un control con alto desempeño debido al complejo comportamiento dinámico que presenta la transferencia de calor (comportamiento dinámico no lineal, parámetros dinámicos variantes en el tiempo, retardos de tiempos dominantes, etc.) (Damour, 2018; Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019; Tang y otros, 2017). Como resultado se originan grandes sobreimpulsos y oscilaciones continuas de la temperatura, así como violaciones de los límites de seguridad de esta variable (Islomnur y Sheraliyevich, 2023).

Esta problemática fundamenta el interés científico y actualidad del desarrollo de nuevas estrategias de control avanzado para la automatización robusta del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales.

2.2.8. Estrategias de control avanzado de grandes hornos industriales

En la actualidad, han sido propuestas diferentes estrategias de control avanzado que

mejoran considerablemente el desempeño de los controladores convencionales, así como de los sistemas de control supervisorio (Acedo Sanchez, 2009; Åstrom y Hagglund, 2009; Kondratenko y otros, 2019; Su y otros, 2015).

Las estrategias de control avanzado se definen como técnicas y herramientas que se diferencian de las estrategias convencionales (PI/PID) y que posibilitan el control con alto desempeño de procesos industriales con comportamientos dinámicos complejos (Kondratenko, y otros, 2021; Smith, 2010; Tatjewski, 2007).

Las estrategias de control avanzado se basan en algoritmos matemáticos complejos que posibilitan aumentar el desempeño de los controladores con el fin de obtener un control robusto de los procesos (Kondratenko, y otros, 2019).

Es importante resaltar que el objetivo principal de las estrategias de control avanzado consiste en aumentar la robustez de los sistemas de control optimizando el desempeño de los controladores y consiguiendo las siguientes ventajas competitivas (Åstrom y Hagglund, 2009): (1) Incrementar la calidad y rentabilidad en la fabricación de los productos finales; (2) Aumentar el ahorro de energía y reducir la emisión de gases contaminantes del medio ambiente; y (3) Aumentar la capacidad de producción y la competitividad de las empresas industriales.

El control avanzado de las variables críticas de los grandes hornos industriales posibilita la obtención de beneficios sustanciales (Islomnur y Sheraliyevich, 2023; Salcedo Hernández y Rivas-Perez, 2010b; Tudon-Martinez y otros, 2022). Igualmente, es posible alcanzar la optimización energética mediante la inclusión de los costos y restricciones de energía en la función objetivo del controlador avanzado de los procesos de suministro, por ejemplo, los procesos de suministro de combustible (Rossiter y Jones, 2015). Además, el control avanzado viabiliza maximizar el desempeño modificando la función objetivo (Camacho y Bordons, 2012).

El control avanzado es muy diverso y se encuentra integrado por las siguientes

estrategias (Azar y Vaidyanathan, 2014; Ikonen y Najim, 2019): el control adaptativo, el control predictivo basado en modelo, el control robusto, el control inteligente, el control por modelo interno, el control mediante compensadores de tiempo muerto, etc.

El control predictivo basado en modelo (MBPC) ha sido objeto de intensa investigación desde aproximadamente 1980 (Giraldo, Melo y Secchi, 2022; Khaled y Pattel, 2018; Manzano y otros, 2020; Rojas-Valdez y Rivas-Perez, 2021). El MBPC realiza predicciones sobre el comportamiento dinámico futuro del proceso a controlar mediante un modelo matemático interno de dicho proceso (Alhajeri y Soroush, 2020; Rawlings, Mayne y Diehl, 2018). Posibilita el diseño de sistemas de control con alto desempeño de procesos industriales complejos (Raković y Levine, 2019; Rivas-Perez y otros, 2019).

El control robusto posibilita obtener un control alto desempeño a pesar de las incertidumbres que exhiben los modelos del comportamiento dinámico de los procesos, y de las perturbaciones (Orlov y Aguilar, 2015; Varillas Barreto y Rivas-Perez, 2011).

El control mediante compensadores de tiempo muerto (DTC) se basa en la adición de un modelo preciso del proceso (compensador) dentro de la estructura interna del controlador (Camacho y de La Cruz, 2015; Rivas-Perez y otros, 2014). Los DTC se aplican para compensar los efectos negativos del retardo de tiempo en las respuestas de los sistemas de control, lo que posibilita un control con alto desempeño de dichos procesos (Camacho y Martínez, 2017; Benitez y otros, 2015).

El DTC más utilizado en la industria es el predictor de Smith (Camacho y de la Cruz, 2004; Sanz, García, y Albertos, 2018; Valdés Piñeda, Rivas-Perez y Ayala Gispert, 2022). No obstante, este controlador presenta deficiencias, que han motivado el desarrollo de diferentes modificaciones del controlador original (Kao y otros, 1988; Martínez y Camacho, 2005; Normey-Rico y otros, 2022, Feliu-Batlle y otros, 2024).

Para el desarrollo de controladores avanzados se requiere disponer de modelos

matemáticos adecuados de los procesos (Ikonen y Najim, 2019). Estos modelos se pueden obtener mediante la aplicación de los métodos de modelado o de identificación de sistemas (Ljung, 1999). Debido al complejo comportamiento dinámico que presentan diversos procesos industriales resulta muy complejo y/o imposible obtener, mediante la aplicación de los métodos de modelado, un modelo matemático orientado al diseño de sistemas de control (Pintelon y Schoukens, 2012; Rivas-Perez, 1991).

La identificación de sistemas constituye una poderosa herramienta para la derivación de modelos precisos a partir de datos de los procesos (Ljung, 1999; Pintelon y Schoukens, 2012). La identificación de sistemas se realiza mediante tres pasos relacionados entre sí: (1) El diseño del experimento y recolección de los datos; (2) La selección de la estructura del modelo y la estimación de sus parámetros; y (3) La validación del modelo.

A pesar de a las grandes ventajas que ofrecen los métodos actuales de identificación de sistemas para la derivación de modelos matemáticos precisos de procesos dinámicos complejos, los mismos no han sido suficientemente utilizados por la comunidad científica debido a las complejidades matemáticas que presentan estos métodos (Pintelon y Schoukens, 2012).

La introducción de controladores avanzados de procesos (APC) para el control del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales posibilita un aumento de la productividad y eficiencia, al tiempo que propicia la calidad deseada de los productos (Salcedo Hernández y Rivas-Perez, 2010b). Además, viabiliza reducir la contaminación ambiental a los límites establecidos por las organizaciones nacionales e internacionales al minimizar el consumo de combustible y la emisión de gases contaminantes (Kondratenko y otros, 2021).

Para alcanzar tales objetivos, los APC deben asegurar el desarrollo de las reacciones químicas y físicas de los procesos, cumpliendo con las restricciones ambientales,

termodinámicas, mecánicas, etc. establecidas (Pan y otros, 2022).

Visioli (2006) destacó las actuales limitaciones de las estrategias de control convencional y avanzado. Salcedo Hernández y Rivas-Perez (2010) advirtieron sobre la necesidad de aumentar la eficiencia energética en los grandes hornos industriales mediante la aplicación de controladores avanzados. Srisertpol y otros (2010) mencionaron que debido al uso de estrategias de control avanzado inapropiadas en diferentes hornos industriales se han originado problemas relacionados con el aumento de los costos de producción, así como del consumo de energía. Chen y otros (2003) señalaron que las estrategias de control avanzado, a diferencia de las estrategias de control convencional, posibilitan incrementar la eficiencia energética del proceso de transferencia de calor en hornos industriales minimizando los costos de fabricación y maximizando las utilidades. Balbis, Balderud, y Grimble (2008), y Steinboeck, Wild y Kugi (2013a) desarrollaron controladores predictivos no lineales para el control de la temperatura en grandes hornos industriales. Hu y Hu (2013), Serdobintsev y Kukhtik (2017), y Sibarani y Samyudia (2004) diseñaron controladores robustos de la temperatura para contrarrestar el efecto de las incertidumbres que exhiben los modelos del comportamiento dinámico de los grandes hornos industriales. Radhika y Nasar (2013) propusieron un controlador con modelo interno IMC-PID para el control de la temperatura en la zona de precalentamiento de un horno industrial. Kostúr (2020) desarrolló un sistema de control óptimo de la temperatura basado en el método del gradiente en un horno industrial, mientras que Andreev (2019) aplicó el método del principio del máximo de Pontryaguin para derivar un sistema de control óptimo de temperatura en un horno industrial. Dequan y otros (2012) propusieron un controlador PID-Fuzzy-Experto para el control de la temperatura en un horno industrial. Icev y otros (2006) formularon un controlador predictivo neuronal fuzzy de la temperatura en un horno industrial. Duarte y otros (2010), Feliu-Batlle y Rivas-Perez (2020), Feliu-Batlle y Rivas-Perez (2019), y

Feliu-Batlle, Rivas-Perez y Castillo-Garcia (2013), Yacupoma Mattos y Rivas-Perez, (2021) desarrollaron controladores de orden fraccional para el control de la temperatura en grandes hornos industriales.

En los hornos rotatorios de cemento los controladores PID convencionales son los más utilizados en el control de la temperatura de clinkerización (Prasanna y Bojja, 2019; Ying, 2014). Con esta clase de controladores usualmente se obtiene un funcionamiento deficiente del horno que conlleva a temperaturas por encima del valor de operación nominal, y por ende a un elevado consumo de energía (Coral Medina, Fontalvo Alzate y Gómez García, 2011; Arad, Arad y Bobora, 2008).

En las últimas dos décadas se han propuesto diferentes estrategias de control inteligente de temperatura en los hornos rotatorios de cemento, entre las que se destacan: el control basado en redes neuronales artificiales (Guo, Ma y Yao, 2010; Lin y otros, 2009; Zheng, Zhao y Du, 2022), el control difuso (Anjana y Dinakar, 2016; Fallahpour y otros, 2007; Tian, Wang y Zhang, 2010; Zermane y Mouss, 2017; Zhang, 2019), el control neuro-difuso (Fallahpour y otros, 2008; Xue y Li, 2012), y los sistemas expertos (Castillo Tirado, Ospina Alarcón y Ortiz Valencia, 2022; Wang, Dong y Yuan, 2007). No obstante, estas estrategias requieren de un conocimiento muy preciso del comportamiento dinámico de la planta el cual generalmente es muy difícil de obtener (Carpanzano y otros, 2023).

Diferentes autores han sugerido aplicar controladores predictivos basados en modelos (MBPC) para mejorar la robustez y el desempeño de los sistemas de control de la temperatura de clinkerización (Ali y otros, 2022; Ramasamy y otros, 2023; Salcedo Hernández y Rivas-Perez, 2010a; Sridhary y Guruprasath, 2016; Stadler, Poland y Gallestey, 2011; Zanolli, Pepe y Rocchi, 2016; Wurzinger y otros, 2019; Ziatabari, Fatehi y Beheshti, 2008). No obstante, una parte importante de estos controladores ha sido desarrollada en base a paquetes de programas comerciales, los cuales constituyen

herramientas de control complejas y cerradas, que no permiten conocer el tipo de algoritmo de control predictivo que se utiliza, así como introducir modificaciones, con el objeto de aumentar la efectividad en el control (Rivas-Perez y otros, 2016). Además, estos paquetes de programas presentan elevados precios en el mercado, lo cual limita su adquisición.

Otros autores han propuesto aplicar controladores PI/PID de orden fraccional para aumentar la robustez en el control de la temperatura de clinkerización (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2020; Feliu-Batlle y otros, 2012; Hernández, Ortiz y Herrera, 2015), así como controladores adaptativos (Salcedo-Hernández, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2018b). No obstante, la mayor parte de estos controladores presentan un carácter académico y/o una implementación práctica compleja, por consiguiente, los mismos no han encontrado una amplia difusión en la actividad práctica industrial.

Los hornos rotatorios de las fábricas modernas de cemento se encuentran equipados con un sistema de combustión auxiliar conocido como precalcinador, el cual posibilita aumentar la temperatura de la harina cruda antes de que ingrese al horno (Li, Ge y Wei, 2018; Okoji y otros, 2022). El control con alto desempeño de la temperatura del precalcinador es determinante para garantizar una buena calidad del clinker, así como un uso eficiente de la energía (Osmic y otros, 2020; Poggianti, Palazzolo y Moliner, 2024).

Actualmente, el control de la temperatura del precalcinador se realiza principalmente mediante el uso de controladores PID convencionales (Tsamatsoulis y Zlatev, 2016). Sin embargo, la dinámica del precalcinador se caracteriza por presentar comportamiento no lineal, retardo de tiempo dominante (es decir, la relación retardo de tiempo/constante de tiempo es mucho mayor que uno (Normey y Camacho, 2007), incertidumbres de los parámetros, así como grandes perturbaciones (Wang y otros, 2008; Tsamatsoulis, 2016). Por consiguiente, el precalcinador clasifica como un proceso con comportamiento dinámico complejo (Fellaou y otros, 2018; Fidaros y otros, 2007).

Para el control de la temperatura del precalcinador han sido propuestas diferentes estrategias, entre las que se destacan: el control basado en redes neuronales artificiales (Koumboulis y Kouvakas, 2002; Yang y Cao, 2009), el control difuso (Mohankrishna y otros, 2018), el control basado en algoritmo evolutivo (Valarmathi, Guruprasath y Ramkumar, 2017), el control inteligente humanoide (Zhang, Wang y Yu, 2022), y el control predictivo basado en modelo (Stadler, Wolf y Gallestey, 2007). No obstante, la mayor parte de estas estrategias requieren de un conocimiento preciso del proceso, lo cual dificulta su implementación práctica.

Para el control de la temperatura en los hornos de recalentamiento de planchones han sido formuladas diferentes estrategias de control, entre las que figuran: el control PID (Kien y otros, 2021; Pongam, Srisertpol y Khompis, 2013), el control óptimo (Kostúr, 2020; Steinboeck y otros, 2011), el predictor de Smith con ganancia programada difuso (Benitez y otros, 2016), el control predictivo basado en modelo (Pérez-Zuñiga, Rivas-Perez y Sotomayor Moriano, 2010a; Perez-Zuñiga, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2010b; Zanolì, Pepe y Orlietti, 2023; Zanolì, Cocchioni y Pepe, 2018), el control adaptativo predictivo (Astolfi y otros, 2017), el control predictivo no lineal (Balbis, Balderud y Grimble, 2008), el control predictivo distribuido (Nguyen y otros, 2014); el control predictivo experto (Pérez-Zuñiga, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2012), el control predictivo neuronal difuso (Icev y otros, 2006), el control supervisorio adaptativo (Waelen, Young y Yu, 2009), el control óptimo basado en enjambre de partículas (Ding y otros 2020), el control inteligente (Hu y otros, 2017), el predictor de Smith basado en controladores de orden fraccional (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019; Feliu-Batlle, Rivas-Perez, y Castillo-Garcia, 2013), y el control robusto (Serdobintsev y Kukhtik, 2017; Sibarani y Samyudia, 2004). No obstante, una gran parte de estas estrategias presentan una elevada complejidad algorítmica, por lo que su aplicación requiere de un elevado nivel de conocimientos y preparación del personal

de ingeniería y de operación, lo cual imposibilita su aplicación en la mayor parte de los grandes hornos industriales.

En Perú, el control del proceso de transferencia de calor en los hornos industriales se efectúa fundamentalmente mediante controladores convencionales. Además, se realizan pocas investigaciones orientadas al desarrollo de estrategias de control avanzado (Herrera Brañes y Rivas-Perez, 2024; Salcedo Hernández y Rivas-Perez, 2010b).

El estudio realizado sobre el estado del arte de los sistemas de control de grandes hornos industriales muestra que existen motivos suficientes para el desarrollo de nuevas estrategias de control avanzado orientadas al control robusto del proceso de transferencia de calor en esta clase de hornos.

2.3. Conclusiones

Se desarrolló un estudio sobre el estado del arte de las estrategias de control de los grandes hornos industriales. Se realizó una clasificación de los grandes hornos industriales y se evidenció la importancia de estos hornos para la industria.

Se describió el principio de funcionamiento de los grandes hornos industriales, y se fundamentó que el éxito en la operación de estos hornos radica en la efectividad en el funcionamiento del quemador debido a que constituye el equipo que desarrolla la combustión controlada y segura del combustible, y el proceso de transferencia de calor a la carga.

Se presentaron las principales estrategias de control utilizadas en el control del proceso de transferencia de calor en los grandes hornos industriales, y se evidenció que el controlador PID es actualmente el más utilizado en esta clase de hornos.

Se justificó la necesidad actual de aplicar estrategias de control avanzado para la automatización robusta del proceso de transferencias de calor en grandes hornos industriales.

Capítulo III. Control predictivo generalizado (GPC) de la temperatura de la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento

3.1. Introducción

La industria del cemento constituye actualmente un eslabón fundamental para el desarrollo económico y social en el ámbito mundial, debido a que representa la piedra angular del sector de la construcción (Alsop, 2019; Schneider, 2019).

El cemento es un elemento clave del desarrollo y crecimiento económico. No existe ningún otro material que pueda substituir al cemento en términos de resistencia mecánica, durabilidad y eficacia para la mayoría de los propósitos constructivos (Peray, 1998). Además, ningún proyecto constructivo se puede materializar sin utilizar cemento en alguna etapa del diseño. Sin embargo, la producción de cemento consume una elevada cantidad de energía, representa alrededor del 5% de las emisiones antropogénicas globales de dióxido de carbono y afecta al medioambiente, al agotamiento de los recursos naturales, así como a la salud y seguridad de los trabajadores (Chatterjee, 2018).

Por consiguiente, como resultado del incremento del costo de los combustibles, de la elevada competitividad en los mercados y de las fuertes exigencias medioambientales, las investigaciones encaminadas a garantizar la producción de suficiente cemento de reconocida calidad para satisfacer las necesidades de la sociedad, reduciendo el consumo energético, de materias primas y de emisiones contaminantes del medioambiente, mediante la aplicación de métodos modernos y de estrategias avanzadas de fabricación y control presentan una elevada actualidad e importancia científico-técnica y representa un enorme desafío para la comunidad científica internacional (Chatterjee, 2022; Zanolli, Pepe y Rocchi, 2016).

El cemento es un aglomerante, que mezclado con agua forma una pasta que fragua

y endurece, dando lugar a productos hidratados mecánicamente resistentes y estables, tanto en el aire, como bajo agua (Chatterjee, 2018). El cemento se obtiene de la pulverización del clinker, el cual se logra mediante la fusión incipiente de materiales arcillosos y calizos (materiales crudos) que contengan óxidos de calcio, silicio, aluminio y hierro (CaO , SiO_2 , Al_2O_3 y Fe_2O_3) en cantidades dosificadas, adicionándosele posteriormente yeso (Deolalkar, 2021).

El proceso de obtención del clinker (clinkerización) se realiza en los hornos rotatorios, los cuales constituyen los equipos más importantes de la industria del cemento y desempeñan cuatro funciones diferentes: 1) reactor químico, 2) generador de calor, 3) intercambiador de calor, y 4) transportador de gases y sólidos (Alsop, 2019).

En estos hornos, a la temperatura de 1450°C (temperatura de clinkerización) la cal y la sílice combinadas en fase líquida reaccionan formando el silicato tricálcico, que es el componente principal del clinker y el que le confiere la característica de resistencia mecánica (Soper, 2023). En la Fig. 3.1 se muestra una imagen de un horno rotatorio de una fábrica de cemento.



Figura 3.1. Horno rotatorio de una fábrica de cemento.

El proceso de clinkerización consume una elevada cantidad de energía y genera grandes cantidades de polvo y de emisiones de gases de efecto invernadero (Alsop,

2019). Se estima que los hornos rotatorios consumen más del 80% de la energía térmica que se requiere en la industria del cemento y son los responsables del 5-7% del CO₂ producido por el hombre (Chatterjee, 2018). Consecuentemente, el aumento de la eficiencia en la combustión de los hornos rotatorios y la reducción de las emisiones de CO₂ representan temas de elevado interés científico-técnico en el marco del desarrollo sostenible de la industria del cemento (Stadler, Poland y Gallestey, 2011).

El control automático constituye una poderosa herramienta para garantizar el funcionamiento óptimo de los hornos rotatorios, así como para elevar la eficiencia y satisfacer las demandas del proceso productivo con tiempos mínimos de respuestas (Zanoli, Pepe y Rocchi, 2016). Sin embargo, el diseño de controladores robustos de las variables críticas de los hornos rotatorios constituye una tarea difícil, debido al complejo comportamiento dinámico que distingue a esta clase de hornos, los cuales se caracteriza por presentar parámetros distribuidos y variantes en el tiempo, retardo de tiempo dominante y diversas perturbaciones (Goshayeshi y Poo, 2016; Hernández, Ortiz y Herrera, 2014; Witsel y otros, 2005).

Observar, que los procesos presentan retardo de tiempo dominante cuando la relación $\tau/T \gg 1$, donde τ es el retardo de tiempo y T es la mayor constante de tiempo del comportamiento dinámico del proceso (Benitez y otros, 2015; Camacho y Martínez, 2017).

Los hornos rotatorios de cemento se encuentran comúnmente divididos en 3 zonas de operación (Alsop, 2019): 1) la zona de calentamiento, 2) la zona de combustión, y 3) la zona de enfriamiento. La zona de mayor complejidad dinámica es la de combustión debido a que en la misma es donde la harina cruda se transforma en clinker (Zanoli, Pepe y Rocchi, 2016).

Para garantizar la calidad del cemento la variable más importante a controlar es la temperatura de clinkerización en la zona de combustión (Lin y otros, 2009), por lo que

resulta esencial mantener la temperatura de la harina cruda en esta zona entre 1400°C y 1500°C (Alsop, 2019).

Entre los controladores MBPC, uno de los que muestra mayor popularidad es el controlador predictivo generalizado (GPC) debido a sus indiscutibles ventajas (Camacho y Bordons, 2012; Rivas-Perez y otros, 2016). No obstante, las aplicaciones industriales reportadas del controlador GPC son limitadas, y la mayor parte de ellas se concentran en plantas sin retardo de tiempo y en plantas con retardo de tiempo no dominante (Borrelli, Bemporad y Morari, 2017; Raković y Levine, 2019). Es por ello, que el diseño e implementación de controladores GPC para el control robusto de plantas industriales con retardos de tiempo dominantes constituye un campo de investigación de elevado interés científico y económico.

El principal objetivo de este capítulo consiste en diseñar un controlador GPC para el control con alto desempeño de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento, que posibilite mejorar la calidad del clinker, así como disminuir el actual consumo de combustible y las emisiones de gases contaminantes del medio ambiente.

Las principales contribuciones de este capítulo consisten en (Salcedo-Hernández, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2018a): 1) la obtención, utilizando las herramientas de identificación de sistemas, de un modelo matemático adecuado del comportamiento dinámico de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento; 2) el desarrollo de un controlador GPC para el control con alto desempeño de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento. Todos los resultados que se exhiben en este capítulo se basan en datos obtenidos en tiempo real de un horno rotatorio de cemento de la empresa Cementos Lima S. A. de Perú.

3.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura de clinkerización de un horno rotatorio de cemento

Las investigaciones desarrolladas en este epígrafe se basan en datos obtenidos del Horno Rotatorio de Cemento I de la empresa Cementos Lima, la cual está considerada como la de mayor producción de cemento de Perú (Delgado y Durand, 2014).

Este horno se encuentra conformado por un tubo cilíndrico de acero revestido interiormente de material refractario, con una longitud de 120 m, un diámetro de 4 m, una pendiente con respecto al plano horizontal de 5% (la cual posibilita el avance del material crudo por rotación), y gira a una velocidad de hasta 180 rev/h. En el extremo inferior del tubo cilíndrico se encuentra situado el quemador de combustible, y por el extremo superior se introduce el material crudo, el cual en la medida que se desplaza hacia a la zona de combustión incrementa su temperatura hasta 1450°C, posibilitando el desarrollo de las reacciones químicas requeridas para obtener el clinker en el extremo inferior del horno (Alsop, 2019).

Una vez que el clinker se forma, se desplaza hacia la zona de enfriamiento del horno donde su temperatura disminuye rápidamente hasta 1000°C con el fin de que no se reviertan las reacciones químicas que se originaron (Soper, 2023).

El modelado de los hornos rotatorios constituye un proceso muy complejo debido a que dichos hornos presentan un comportamiento dinámico difícil (Coral Medina, Fontalvo Alzate y Gómez García, 2011; Goshayeshi y Poo, 2016).

En la actualidad para la obtención de modelos matemáticos adecuados de procesos complejos se vienen utilizando de forma exitosa los métodos y herramientas de identificación de sistemas (Feliu-Batlle y otros, 2024; Ljung, 1999).

La identificación de sistemas constituye un procedimiento experimental de obtención de modelos matemáticos de los procesos utilizando datos en tiempo real de sus variables observadas (medidas) de entrada y salida (Ikonen y Najim, 2019).

El horno objeto de estudio se encuentra equipado con: quemador con controlador interno de relación aire/combustible, sensor de temperatura con transmisor/receptor inalámbrico, sensor de flujo de combustible, así como con válvula para el control de la temperatura en la zona de combustión del horno. Además, el horno cuenta con un SCADA (WinCC) para la supervisión de todo el proceso productivo, el cual facilita las labores de recolección y almacenamiento de datos de entrada y salida.

En la Fig. 3.2 se muestra un diagrama del arreglo experimental realizado para la recolección de datos de salida/entrada de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión en condiciones de funcionamiento del horno objeto de estudio.

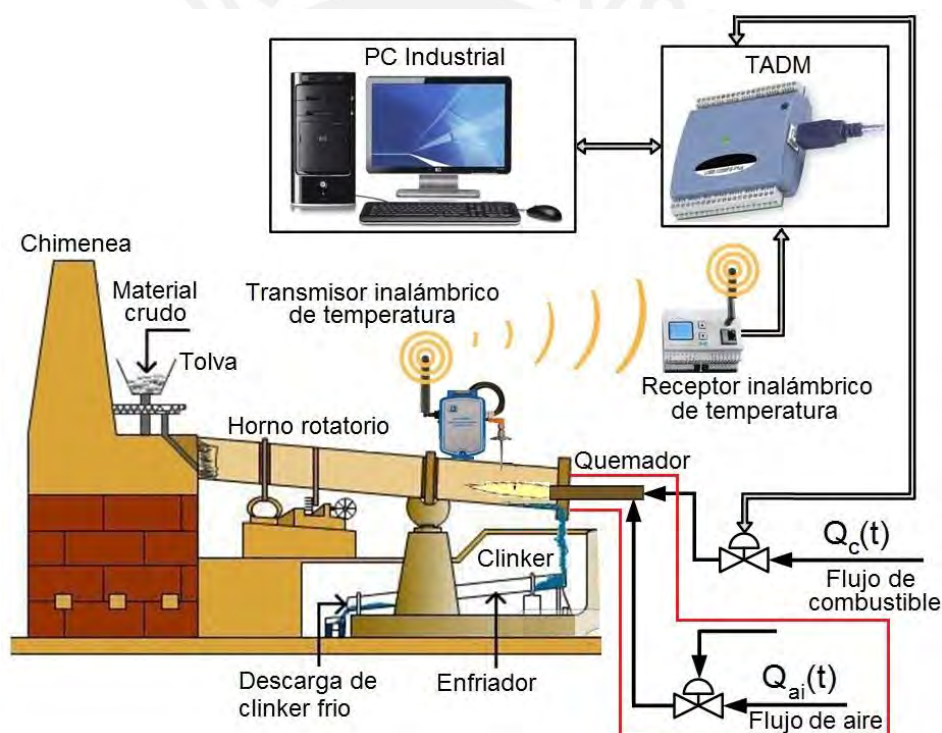


Figura 3.2. Diagrama del arreglo experimental realizado para la recolección de datos de salida/entrada del horno objeto de estudio.

Para el desarrollo de estos experimentos se utilizaron: una computadora personal industrial (PCI), una tarjeta de adquisición de datos multifuncional (TADM), un medidor transmisor/receptor inalámbrico de temperatura, como se muestra en la Fig. 3.2.

Para la ejecución de los experimentos de identificación de sistema se consideró como variable de entrada (manipulada) la variación del flujo de combustible ($\Delta Q_c(t)$)

que alimenta al quemador del horno ($\Delta u(t)$), y como variable de salida la variación de temperatura en la zona de combustión del horno ($\Delta y(t)$).

Además, se consideró que este proceso se encuentra afectado por diferentes perturbaciones entre las que se encuentran la variación del suministro de la harina cruda al horno, el poder calorífico del combustible, el flujo y la temperatura del aire, etc.

Para la obtención del modelo matemático que describe la dinámica de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión del horno rotatorio inicialmente se desarrolló un experimento con señal escalón (identificación no paramétrica), con el objeto de obtener una primera estimación del orden y parámetros del modelo de dicho proceso, para posteriormente utilizar estos resultados en el diseño de un experimento más informativo (identificación paramétrica), donde la variable manipulada ($Q_C(t)$) siga a una señal binaria pseudoaleatoria (PRBS).

El experimento con señal escalón se desarrolló considerando las condiciones de operación nominal del horno. Para ello, la válvula que regula el flujo de combustible que ingresa al quemador del horno recibió una variación en su magnitud de apertura del 25 al 50%, ingresando un mayor flujo de combustible ($Q_C(t)$) al horno, y se midió la variación de temperatura en la zona de combustión del horno. La respuesta escalón obtenida se muestra en la Fig. 3.3.

De la Fig. 3.3 se observa que la respuesta lograda describe a un sistema de orden superior con un retardo de tiempo $d = 600$ s y tiempo de establecimiento 1,100 s. Es necesario acentuar que este experimento se desarrolló en condiciones de operación nominal del horno, por lo que la obtención de la respuesta temporal resultó un procedimiento muy engorroso debido a las complejidades tecnológicas del horno objeto de estudio, a las altas temperaturas, así como a las dificultades que caracterizan al procedimiento de identificación de plantas con retardo de tiempo dominante.

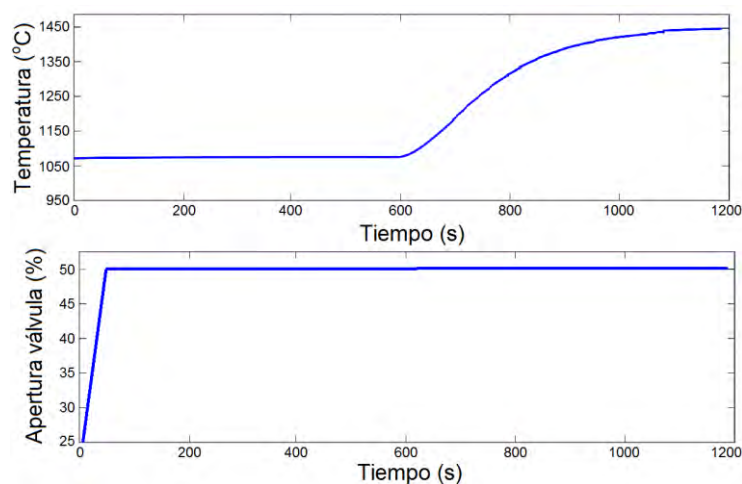


Figura 3.3. Respuesta escalón de la temperatura en la zona de combustión del horno.

Con el objeto de obtener datos que contengan la mayor información posible sobre el comportamiento dinámico de la temperatura en la zona de combustión del horno se desarrolló un segundo experimento bajo las condiciones de operación nominal del horno utilizando una señal de entrada binaria pseudoaleatoria (PRBS), la cual se distingue por sus propiedades de excitación persistente en un amplio rango de frecuencia (Pintelon y Schoukens, 2012).

Para el desarrollo de este experimento uno de los parámetros fundamentales es el periodo de muestreo (T) de los datos de entrada/salida del proceso objeto de estudio, el cual no debe ser muy pequeño, debido a puede llevar a la obtención de datos redundantes, que no aportan información sobre el proceso, ni muy grande que implique la pérdida de información fundamental sobre la dinámica del proceso (Ljung, 1999). Un buen criterio para obtener un adecuado periodo de muestreo consiste en dividir el tiempo de establecimiento del proceso (incluido el retardo de tiempo) entre N , donde usualmente N toma valores entre 10 y 20 (Ljung, 1999). Por consiguiente, el periodo de muestreo seleccionado fue de $T = 60$ s.

Se diseñó la señal PRBS y se excitó el proceso objeto de estudio con dicha señal, obteniéndose los datos de entrada/salida muestreados, necesarios para la identificación paramétrica. Estos datos fueron pretratados con el fin de garantizar una correcta

estimación de los parámetros del modelo (Ljung, 1999). En la Fig. 3.4 se exhiben los resultados del experimento de recolección de datos de salida/entrada con señal PRBS. Un procedimiento adicional fue la división de los datos en datos de estimación y datos de validación (izquierda y derecha de la línea vertical, respectivamente).

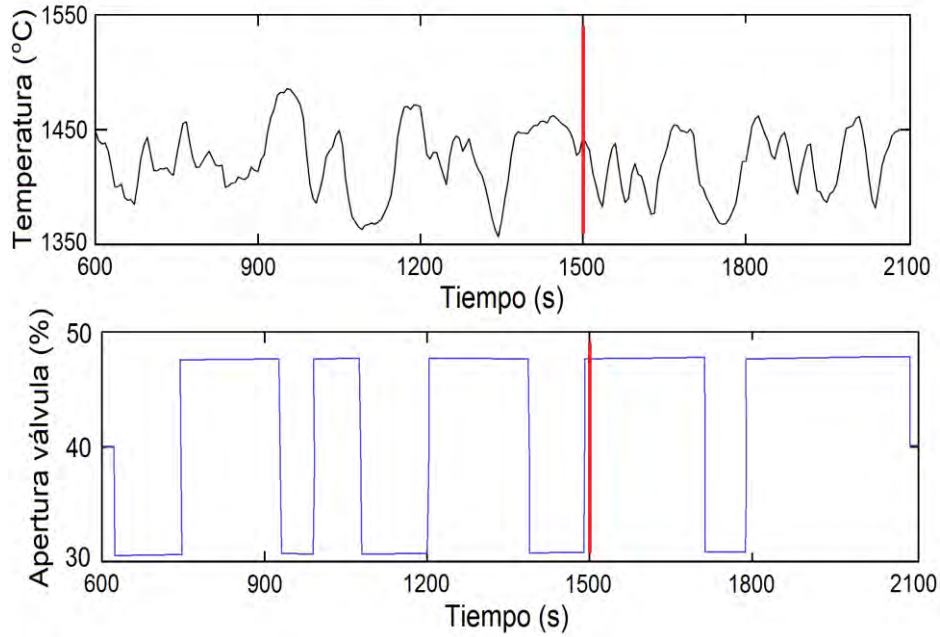


Figura 3.4. Datos experimentales obtenidos con una señal PRBS de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión del horno.

Se realizaron trabajos de evaluación de diferentes estructuras de modelos tales como ARMAX, ARX, OE, y Box-Jenkins y se procedió a la estimación de los parámetros de dichas estructuras con el objeto de determinar el modelo que mejor se ajusta a los datos obtenidos experimentalmente (Ljung, 1999). Durante el procedimiento de validación de los modelos derivados se utilizó el método de validación cruzada y el índice de desempeño (FIT), el cual constituye una medida cuantitativa de la calidad del modelo y puede obtenerse a partir de la norma de los errores residuales mediante la siguiente expresión (Ljung, 1999; Feliu-Batlle y otros 2024):

$$FIT = \left[1 - \frac{\|y - \hat{y}\|}{\|y - \bar{y}\|} \right] \times 100\% = \left[1 - \frac{\sum_{t=1}^N |y(t) - \hat{y}(t)|}{\sum_{t=1}^N |y(t) - \bar{y}(t)|} \right] \times 100\% \quad (3.1)$$

donde y es el vector de la variable de salida medida (temperatura de clinkerización), \hat{y} es el vector de la variable de salida estimada, y $\bar{y}(t)$ es la media del vector de la variable de salida medida. Los valores del índice FIT cercanos a 100% representan al mejor modelo.

En la Tabla 3.1 se presentan los resultados de validación de los modelos que mejor describen el comportamiento dinámico del proceso objeto de estudio dentro de cada una de las estructuras seleccionadas, donde n_a , n_b , n_c , n_d , n_f son los órdenes de los respectivos polinomios de la estructura general de modelos discretos, y d es el retardo de tiempo (Ljung, 1999).

Tabla 3.1. Resultados evaluativos comparativos de las estructuras de modelos

ESTRUCTURA	FIT	n_a	n_b	n_c	n_d	n_f	d
ARMAX	90,50%	4	4	4	-	-	10
ARX	86,30%	4	4	-	-	-	10
OE	83,60%	-	3	-	-	3	1
BJ	77,80%	-	4	4	4	4	1

De la Tabla 3.1 se observa que el modelo con estructura ARMAX, de cuarto orden y con retardo de tiempo d es el que presenta el mayor FIT (90,50%) y por consiguiente es el modelo seleccionado. En la Fig. 3.5 se muestran los resultados de validación de los modelos representados en la Tabla 3.1.

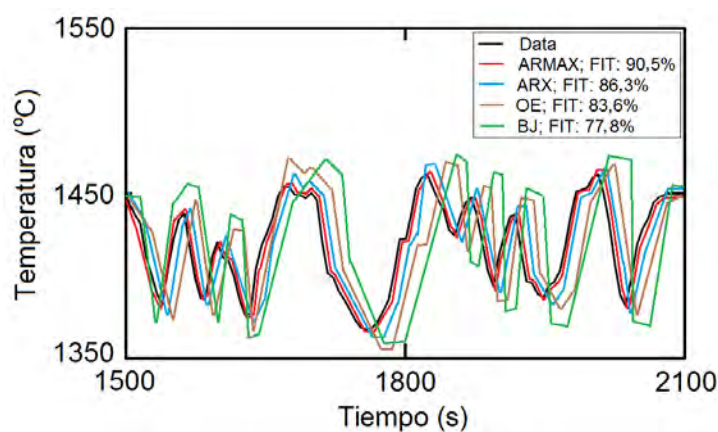


Figura 3.5. Resultados de validación de los modelos derivados.

Consecuentemente, se obtuvo el siguiente modelo matemático en tiempo discreto con estructura ARMAX de la temperatura de clinkerización de la zona de combustión del horno objeto de estudio:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})q^{-d}u(t) + C(q^{-1})e(t), \quad (3.2)$$

donde:

$$A(q^{-1}) = 1 - 1,783q^{-1} + 0,0356q^{-2} + 1,279q^{-3} - 0,5489q^{-4}; \quad (3.3)$$

$$B(q^{-1}) = 19,91q^{-1} - 46,14q^{-2} + 36,1q^{-3} \quad (3.4)$$

$$C(q^{-1}) = 1 - 1,164q^{-1} + 0,1093q^{-2} + 0,5668q^{-3} - 0,2937q^{-4} \quad (3.5)$$

$y(t)$ es la señal de salida medida (temperatura de clinkerización), $u(t)$ es la señal de control, $e(t)$ es la señal de ruido blanco de media cero, d es el número de periodos de muestreo de retardo de tiempo del proceso, por ende $d = 10 T$.

De las expresiones (3.2) - (3.5) se obtiene el modelo equivalente del proceso objeto de estudio en el dominio de tiempo continuo, el cual se representa mediante las siguientes funciones de transferencia:

$$G_u(s) = \frac{6,33s^3 + 1,62s^2 + 0,072s + 0,003}{s^4 + 0,59s^3 + 0,08s^2 + 0,02s + 0,0011} e^{-600s}, \quad (3.6)$$

$$G_e(s) = \frac{1,2s^4 + 1,21s^3 + 2,32s^2 + 0,112s + 0,413}{s^4 + 0,59s^3 + 0,08s^2 + 0,02s + 0,0011}. \quad (3.7)$$

El modelo matemático obtenido en el dominio de tiempo discreto (3.2) se utiliza en el diseño del GPC, y los modelos en el dominio de tiempo continuo (3.6) y (3.7) se utilizan en el diseño de controladores alternativos con fines comparativos de evaluación del desempeño del controlador GPC a diseñar.

3.3. Diseño del GPC para el control de la temperatura de clinkerización

Los controladores GPC han demostrado buen desempeño con adecuada robustez en el control de diferentes plantas industriales, ver por ejemplo (Zhang y otros, 2013; Zidane y otros, 2012). Esta clase de controladores se distingue por posibilitar una formulación general del problema de control en el dominio del tiempo en base a un modelo de predicción ARIMAX de la planta, así como por viabilizar de forma efectiva el control de plantas caracterizadas por presentar comportamientos dinámicos complejos (Rivas-Perez y otros, 2016; Xi y Li, 2019).

El modelo ARMAX obtenido (3.2) del proceso de estudio puede ser convertido (sin pérdida de precisión) en el siguiente modelo ARIMAX (De Keyser, 2009):

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})q^{-d}u(t) + C(q^{-1})\frac{e(t)}{\Delta}, \quad (3.8)$$

donde Δ es el operador diferencia definido como $\Delta = 1 - q^{-1}$, el cual se utiliza para predecir la dinámica de la temperatura de clinkerización.

Debido a que los polinomios del ruido coloreado son muy difíciles de estimar con suficiente exactitud, por simplicidad se asume que $C(q^{-1}) = 1$ (Rivas-Perez, Sotomayor Moriano y Perez-Zuñiga, 2017), por lo que el modelo (3.8) se representa mediante la expresión:

$$A(q^{-1})y(t) = B(q^{-1})q^{-d}u(t) + \frac{e(t)}{\Delta} \quad (3.9)$$

El algoritmo de control del GPC se obtiene mediante la minimización de la siguiente función objetivo (Wang, 2009):

$$J = \sum_{j=N1}^{N2} \delta(j)[\hat{y}(t+j/t) - r(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \lambda(j)[\Delta u(t+j-1)]^2, \quad (3.10)$$

donde $\hat{y}(t+j/t)$ es la predicción óptima de la temperatura de clinkerización j pasos

hacia delante calculada con datos conocidos en el instante t , N_1 y N_2 son los horizontes mínimo y máximo de predicción, N_u es el horizonte de control, $\delta(j)$ y $\lambda(j)$ son secuencias de ponderación (normalmente constantes), y $r(t+j)$ es la trayectoria futura de referencia.

El cálculo de la predicción óptima se realizó en base a la siguiente ecuación diofántica, cuya solución se puede obtener mediante un algoritmo recursivo (Camacho y Bordons, 2012):

$$y(t+j) = F_j(q^{-1})y(t) + E_j(q^{-1})B(q^{-1})\Delta u(t+j-d-1) + E_j(q^{-1})e(t+j), \quad (3.11)$$

donde los polinomios $E_j(q^{-1})$ y $F_j(q^{-1})$ se derivan de la ecuación diofántica (3.11) y están unívocamente definidos con grados $j-1$ y na respectivamente. Estos polinomios se obtienen dividiendo 1 entre $\tilde{A}(q^{-1}) = \Delta A(q^{-1})$ hasta que el resto se pueda factorizar como $q^{-j}F_j(q^{-1})$. El cociente que se obtiene de la división es el polinomio $E_j(q^{-1})$.

Considerando que el grado del polinomio $E_j(q^{-1}) = j-1$, los términos de ruido de la ecuación (3.11) se encuentran en el futuro y por ende la mejor predicción se determina a través de la siguiente expresión:

$$\hat{y}(t+j/t) = G_j(q^{-1})\Delta u(t+j-d-1) + F_j(q^{-1})y(t), \quad (3.12)$$

donde $G_j(q^{-1}) = E_j(q^{-1})B(q^{-1})$.

La secuencia de señales de control que minimiza la función objetivo (3.10) se obtiene mediante el siguiente procedimiento:

Teniendo en cuenta que el proceso tiene un retardo de tiempo de $d = 10 T$, la salida sólo se encontrará afectada por la señal de control $u(t)$ después de $d+1$

periodos. Por consiguiente, los horizontes se definen como $N_1 = d + 1$, $N_2 = d + N$,

$N = 10$, y $N_u = 4$.

Considerando el siguiente conjunto de predicciones de j pasos:

$$\begin{aligned}\hat{y}(t+d+1) &= G_{d+1}(q^{-1})\Delta u(t) + F_{d+1}(q^{-1})y(t); \\ \hat{y}(t+d+2) &= G_{d+2}(q^{-1})\Delta u(t+1) + F_{d+2}(q^{-1})y(t); \\ &\vdots \\ \hat{y}(t+d+N) &= G_{d+N}(q^{-1})\Delta u(t+N-1) + F_{d+N}(q^{-1})y(t),\end{aligned}\tag{3.13}$$

el cual se puede representar como:

$$y = Gu + F(q^{-1})y(t) + G'(q^{-1})\Delta u(t-1),\tag{3.14}$$

donde

$$y = [\hat{y}(t+d+1/t) \dots \hat{y}(t+d+N/t)]^T;\tag{3.15}$$

$$u = [\Delta u(t) \Delta u(t+1) \dots \Delta u(t+N_u-1)]^T;\tag{3.16}$$

$$G = \begin{bmatrix} g_0 & 0 & \dots & 0 \\ g_1 & g_0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ g_{N-1} & g_{N-2} & \dots & g_{N-N_u} \end{bmatrix};\tag{3.17}$$

$$G'(q^{-1}) = \begin{bmatrix} (G_{d+1}(q^{-1}) - g_0)q \\ (G_{d+2}(q^{-1}) - g_0 - g_1q^{-1})q^2 \\ \vdots \\ (G_{d+N}(q^{-1}) - \dots - g_{N-1}q^{-(N-1)})q^N \end{bmatrix};\tag{3.18}$$

$$F(q^{-1}) = \begin{bmatrix} F_{d+1}(q^{-1}) \\ F_{d+2}(q^{-1}) \\ \vdots \\ F_{d+N}(q^{-1}) \end{bmatrix}.\tag{3.19}$$

Observar que los dos últimos términos de (3.14) dependen solo del pasado y por ende pueden agruparse integrando el vector f (respuesta libre). Como resultado se obtiene:

$$y = Gu + f \quad (3.20)$$

La respuesta libre se calcula de forma recursiva mediante la expresión:

$$f_{j+1} = q(1 - \tilde{A}(q^{-1}))f_j + B(q^{-1})\Delta u(t - d + j), \quad (3.21)$$

donde $f_0 = y(t)$, $\Delta u(t + j) = 0$ para $j \geq 0$.

La función objetivo (3.10) se representa como:

$$J = (Gu + f - r)^T (Gu + f - r) + \lambda u^T u, \quad (3.22)$$

donde $r = [r(t + d + 1) \dots r(t + d + N)]^T$

Si se considera que no existen restricciones de (3.22) se obtiene:

$$u = (G^T G + \lambda I)^{-1} G^T (r - f). \quad (3.23)$$

Finalmente, de (3.23) se obtiene:

$$\Delta u = K(r - f), \quad (3.24)$$

donde K es la primera fila de la matriz $(G^T G + \lambda I)^{-1} G^T$.

Por consiguiente, la acción de control obtenida es proporcional (con factor K) al error futuro. En la Fig. 3.6 se muestra el diagrama de bloques del sistema de control con el GPC diseñado de la temperatura de clinkerización en el horno rotatorio objeto de estudio.

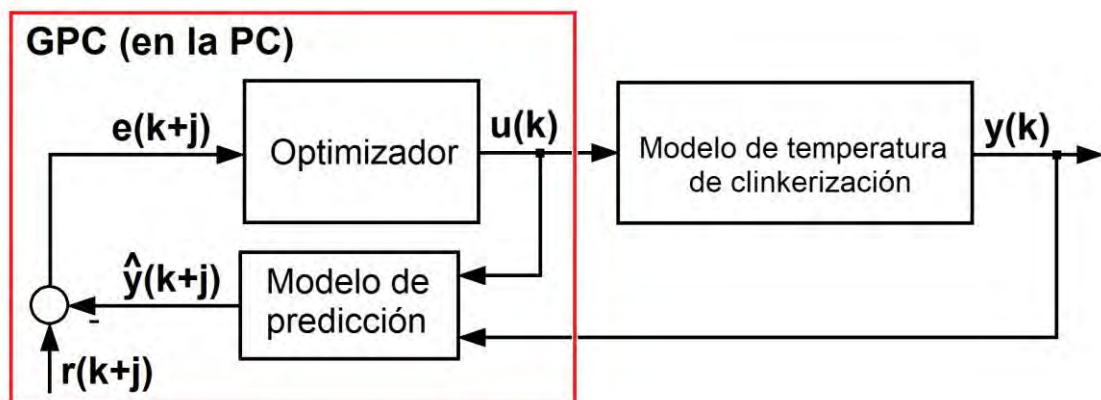


Figura 3.6. Diagrama de bloques del sistema de control con controlador GPC de la temperatura de clinkerización del horno rotatorio de cemento.

3.4. Análisis y discusión de resultados

Con el propósito de evaluar la robustez del GPC desarrollado se muestran algunos resultados de simulación del sistema de control de la temperatura de clinkerización considerando diferentes escenarios reales de operación industrial del horno objeto de estudio. Los experimentos se desarrollaron en base a verificar la capacidad del GPC de seguimiento a las señales de referencia, así como de rechazo a las perturbaciones externas en entornos cercanos a las condiciones de operación nominal del horno.

En la Fig. 3.7 se exhibe la respuesta temporal del sistema de control del proceso objeto de estudio con el GPC diseñado frente a un escalón en la referencia de la temperatura de clinkerización de 1100°C a 1450°C. De la figura se observa que el valor de referencia de 1450°C se alcanza en un tiempo de establecimiento aproximado de $T_{ss} = 1050$ s, sin máximo sobreimpulso.

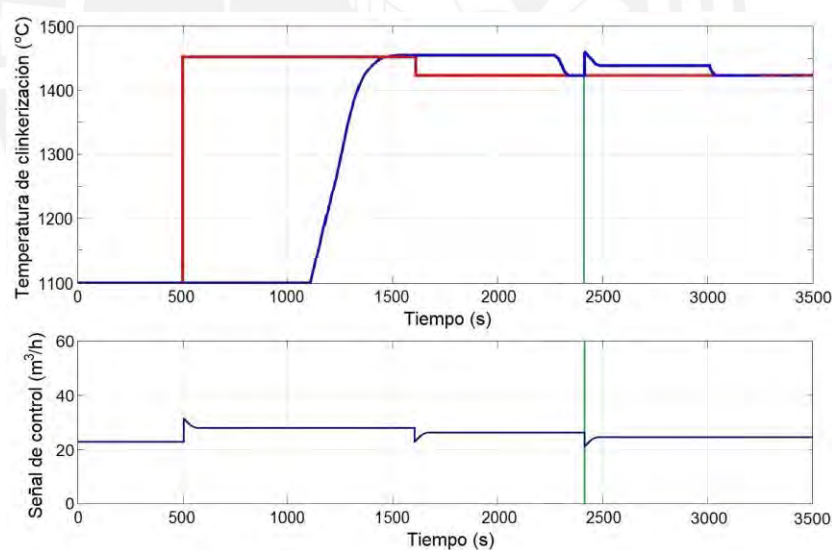


Figura 3.7. Respuesta temporal del sistema de control con el GPC diseñado.

Estos resultados muestran que el GPC diseñado posibilita alcanzar el valor de referencia de la temperatura en un periodo de tiempo que se encuentra dentro de los límites de operación del proceso de clinkerización. En el instante de tiempo $t = 1600$ s se realizó un cambio abrupto en la referencia (de 1450°C a 1425°C) y en el instante de tiempo $t = 2400$ s se consideró el efecto de una perturbación externa tipo escalón que

originó un aumento de la temperatura. De la figura es posible observar que la temperatura alcanza el nuevo valor de referencia en un tiempo aproximado de $T_{ss} = 650$ s sin sobreimpulso, mientras que el efecto de la perturbación es rechazado en un tiempo de $T_{ss} = 625$ s sin sobreimpulso. Por consiguiente, el GPC diseñado facilita el seguimiento satisfactorio de referencias variables, así como el rechazo de las perturbaciones externas.

En la Fig. 3.8 se muestran los resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control de la temperatura de clinkerización con controladores GPC, PI e IMC.

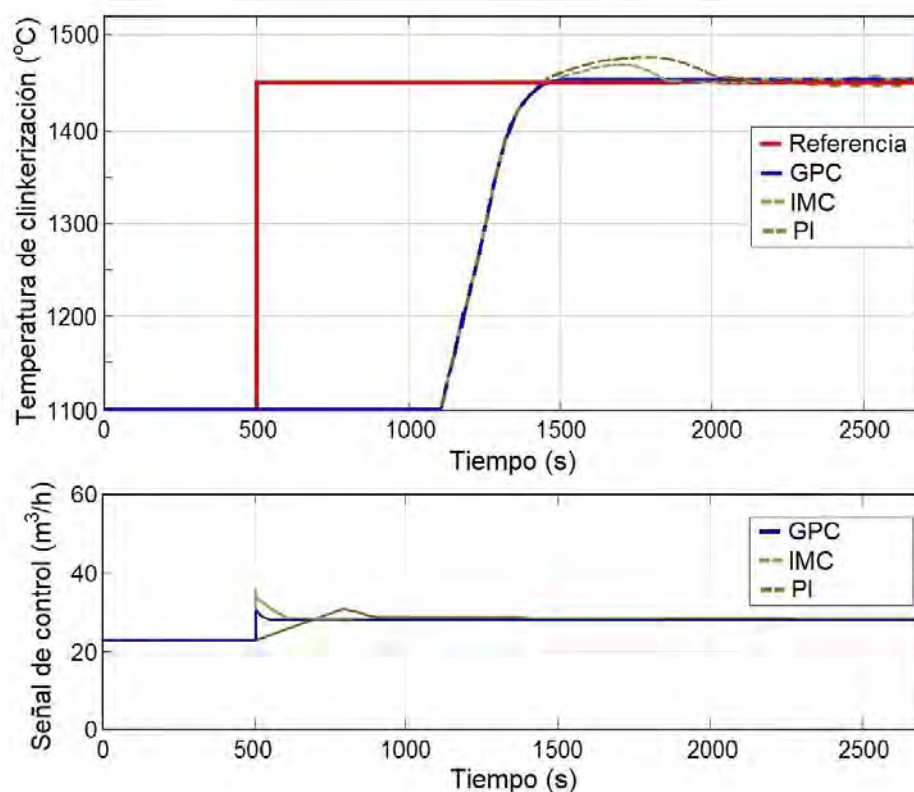


Figura 3.8. Resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control con controladores GPC, PI e IMC.

El controlador PI se diseñó en el dominio de la frecuencia en correspondencia con el procedimiento que se ofrece en (Åstrom y Hagglund, 2009). Como resultado se obtuvo:

$$G_{PI}(s) = 0,085 + \frac{0,00015}{s} \quad (3.25)$$

De la Figura 3.8 es posible observar que el tiempo de establecimiento del sistema del control con el controlador IMC es aproximadamente $T_{ss} = 1350$ s, es decir 300 s más que con el GPC, y con el controlador PI es $T_{ss} = 1550$ s, lo cual implica 500 s más que con el GPC.

Para evaluar la energía empleada por los controladores diseñados (esfuerzo de control (EU)) se utilizó el índice de desempeño representado por el promedio del valor absoluto de la acción de control (Salgado, Oyarzun y Silva, 2007):

$$J_{EU} = \frac{1}{N} \sum_{k=0}^N |u(k)| \quad (3.26)$$

En la Tabla 3.2 se exhiben los resultados comparativos del índice de desempeño EU del sistema de control de la temperatura de clinkerización del horno objeto de estudio con los controladores GPC, IMC y PI.

Tabla 3.2. Índice de desempeño de los controladores GPC, IMC, y PI

Controlador	EU
PI	13
IMC	11
GPC	10

De la Tabla 3.3 se observa que el menor esfuerzo en el control de la temperatura de clinkerización se obtiene con el controlador GPC.

Estos resultados revelan que el controlador GPC diseñado permite aumentar la robustez en el control de la temperatura de clinkerización y por ende posibilita mejorar la calidad del clinker, así como reducir el actual consumo de combustible, y las emisiones de gases contaminantes del medio ambiente.

3.5. Conclusiones

Se obtuvo un modelo matemático que describe adecuadamente el comportamiento

dinámico de la temperatura de clinkerización de la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento.

En base al modelo matemático obtenido se realizó el diseño de un controlador GPC para el control de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento. Los resultados de simulación del sistema de control considerando diferentes escenarios reales de operación industrial del horno objeto de estudio mostraron un desempeño robusto del controlador GPC diseñado.

Los resultados comparativos de simulación del sistema de control con controladores GPC, IMC y PI revelaron que cuando se aplica el controlador GPC se obtiene el desempeño robusto en el control de la temperatura de clinkerización, con lo cual se garantiza la producción de clinker de calidad.

Los beneficios que se obtienen del control robusto de la temperatura de clinkerización están directamente relacionados con el aumento de la calidad del clinker, así como con la reducción del consumo de combustible y la emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

Capítulo IV. Control por realimentación de estado con predictor de Smith de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento

4.1. Introducción

Actualmente, los hornos rotatorios de cemento de menor eficiencia energética, como por ejemplo los hornos rotatorios vía húmeda y/o vía semihúmeda, están siendo reemplazados por modernos hornos rotatorios vía seca (Soper, 2023). Por consiguiente, la tecnología de producción de cemento basada en un proceso seco se ha convertido en la principal tecnología de producción de cemento (Sun y otros, 2023).

La peculiaridad trascendental de esta nueva tecnología consiste en la incorporación de un sistema de precalcinación que consta de un precalentador de ciclones y un precalcinador, situados ambos entre el silo de harina cruda y el horno rotatorio, los cuales mejoran significativamente la calidad del clinker y aumentan la eficiencia térmica (Deolalkar, 2021; Mohankrishna y otros, 2018); Okoji y otros, 2022). El precalcinador es un componente de vital importancia en esta clase de hornos (Sun y otros, 2023).

El precalentador consiste en una torre vertical que contiene una serie de ciclones que se utilizan en el calentamiento de la harina cruda. El precalcinador constituye un sistema de combustión auxiliar ubicado en la parte inferior del precalentador que posibilita aumentar la temperatura de la harina cruda antes de ingresar en el horno rotatorio (Sun y otros, 2023). La harina cruda, debido a la fuerza gravitatoria, se mueve desde la etapa superior hasta la etapa inferior del precalentador y entra en el precalcinador (Boateng, 2016).

El precalentador calienta la harina cruda utilizando los gases calientes procedentes del horno rotatorio y del precalcinador, mientras que el precalcinador proporciona calor adicional a la harina cruda hasta alcanzar una temperatura entre 860°C y 950°C,

en la cual se produce el proceso de descarbonatación parcial, que depende en gran medida de la temperatura y afecta directamente al consumo de energía (Sun y otros, 2023). Es bien sabido que el 70% del consumo de energía de los hornos rotatorios vía seca tiene lugar en el precalcinador (Fellaou y otros, 2018; Stadler, Wolf y Gallestey, 2007).

Las variaciones en el grado de descarbonatación de la harina cruda que ingresa al horno tienen un fuerte impacto en la calidad del clinker y en el consumo energético (Koumboulis y Kouvakas, 2002). Por ello, los operadores, para garantizar un alto grado de descarbonatación y estabilizar el proceso, mantienen alta la temperatura del precalcinador, lo cual origina efectos negativos en la mecánica del horno tales como: aceleración del desgaste del revestimiento refractario en los ciclones, lo que aumenta las actividades de mantenimiento y reparación, así como los costos de producción; incremento en la viscosidad de la harina cruda, lo que acrecienta el riesgo de bloqueo de los ciclones; y aumento del consumo de energía y de la emisión de gases contaminantes (Stadler, Wolf y Gallestey, 2007).

Por consiguiente, el control robusto de la temperatura del precalcinador resulta decisivo para garantizar la operación estable del proceso de producción de cemento, así como una buena calidad del clinker, y un uso eficiente de la energía (Sun y otros, 2023; Tsamatsoulis y Zlatev, 2016).

Sin embargo, debido al complejo comportamiento dinámico de este proceso, el cual se caracteriza por presentar retardo de tiempo dominante, parámetros dinámicos con incertidumbres, así como diferentes perturbaciones, el diseño de controladores con alto desempeño de la temperatura del precalcinador representa una tarea muy compleja (Sun y otros, 2023; Tsamatsoulis, 2016; Yang y Cao, 2009). Entre las perturbaciones que afectan el control la temperatura en el precalcinador se encuentran: las variaciones en el flujo, viscosidad y grado de descarbonatación de la harina cruda que ingresa al

precalcinador, las variaciones en el flujo de los gases calientes que ingresan al precalcinador desde el horno rotatorio, variaciones en la calidad (poder calorífico) del flujo de combustible que ingresa al quemador del precalcinador, variaciones en la temperatura del aire, etc.

Usualmente, la temperatura del precalcinador se regula mediante controladores convencionales PI/PID (Stadler, Wolf y Gallestey, 2007; Tsamatsoulis y Zlatev, 2016). No obstante, como ya se señaló, estos controladores no son suficientes cuando los procesos se caracterizan por presentar retardos de tiempo dominantes (Åstrom y Hagglund, 2009; Camacho y Martínez, 2017; Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2014).

El predictor de Smith (SP) es uno de los controladores más utilizados en el ámbito industrial para el control de procesos con retardo de tiempo dominante, ver por ejemplo (Buckbee, 2021; Camacho y Martínez, 2017; Normey-Rico y Camacho, 2007; Sanz, García y Albertos, 2018). La principal ventaja de este controlador consiste en que el control del proceso se realiza mediante la salida de un modelo del proceso sin retardo de tiempo. De este modo, el diseño y análisis de sistemas de control de procesos con retardo de tiempo se realiza como si no existiera dicho retardo (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2021; Benitez-Gonzalez y otros, 2017, 2015).

Sin embargo, es bien sabido que las prestaciones del SP se degradan significativamente cuando los procesos se encuentran bajo el efecto de perturbaciones externas (Alcántara y otros, 2019; Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2021; Khooban y Dragicevic, 2020).

Para el control de procesos sometidos al efecto de grandes perturbaciones, uno de los controladores utilizados en el entorno industrial es el controlador por realimentación de estado (SFC), el cual se distingue por su precisión, así como por su sencilla implementación práctica (Fernández y otros, 2017; Abdo-Allah, Iqbal y Pope, 2018). Sin embargo, el desempeño de esta clase de controladores se deteriora de forma

considerable cuando el proceso presenta retardo de tiempo dominante (Blower, 2023). Consecuentemente, para resolver este problema se propone la integración del controlador por realimentación de estado (SFC) con un predictor de Smith (PS) (Deng y otros, 2022).

Este capítulo tiene como objetivo desarrollar un controlador por realimentación de estado con predictor de Smith (SFC-SP) para el control robusto (por primera vez) de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento vía seca. El controlador SFC-SP se caracteriza por su baja sensibilidad frente al retardo de tiempo, así como por su capacidad de rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas.

Las principales contribuciones de este capítulo consisten en (Salcedo-Hernández, Feliu Battle y Rivas-Perez, 2021): 1) la obtención de un modelo matemático del comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento vía seca mediante la aplicación de los métodos experimentales de identificación de sistemas; 2) el desarrollo de un controlador SFC-SP para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento vía seca, el cual posibilita el control con alto desempeño frente al efecto negativo del retardo de tiempo y de las perturbaciones externas.

4.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador

El precalcinador objeto de estudio corresponde al Horno Rotatorio de Cemento 1 (vía seca) de la empresa Cementos Lima.

En la Figura 4.1 se muestra un diagrama del horno objeto de estudio con el sistema de precalcinación integrado por el precalentador de ciclones de cuatro etapas y el precalcinador. La harina cruda ingresa al precalentador de ciclones de cuatro etapas donde es calentada mediante los gases de combustión generados en el horno rotatorio y en el precalcinador. Una vez que la harina cruda pasa por la tercera etapa de ciclones, ingresa al precalcinador donde alcanza una temperatura de 950°C y, por consiguiente,

es descarbonatada y calcinada casi en su totalidad mediante las corrientes cruzadas con los gases de la combustión procedentes del horno rotatorio. Finalmente, la harina cruda caliente entra a la cuarta etapa de ciclones para posteriormente ingresar al horno rotatorio, para la obtención del clinker.

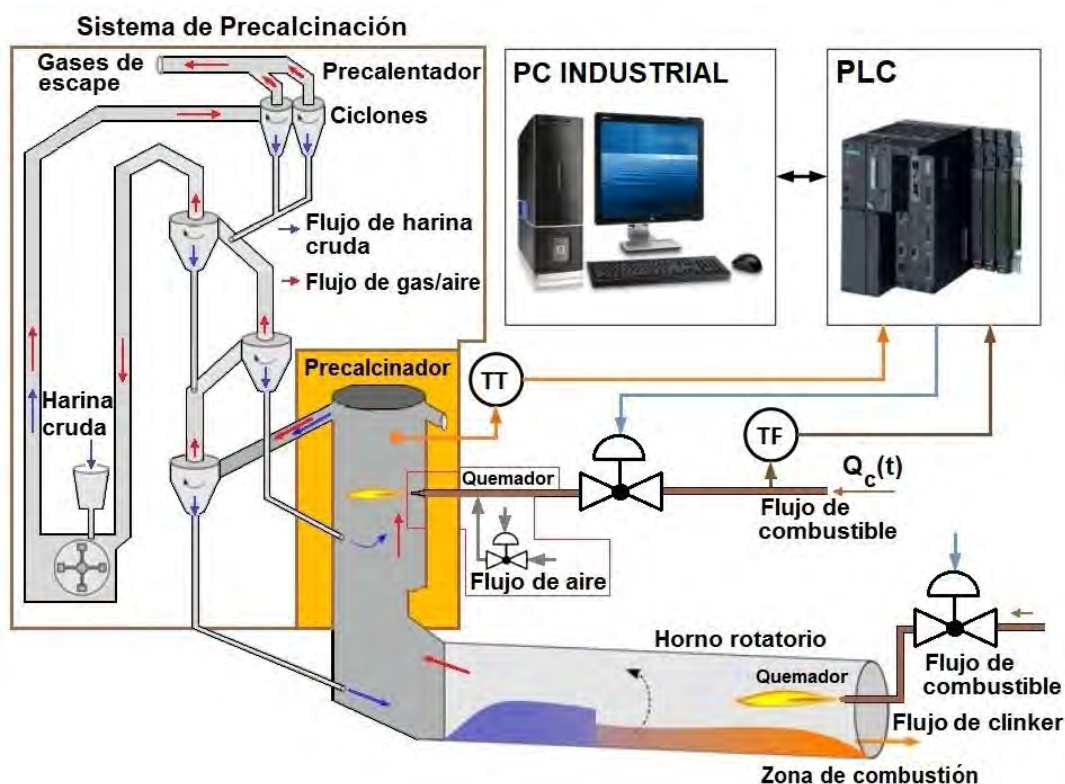


Figura 4.1. Diagrama del horno rotatorio vía seca con el sistema de precalcinación.

El precalcinador se encuentra equipado con un quemador que dispone de un ventilador y un lazo de control interno de relación exceso de aire/combustible, un sensor de temperatura (TT), un sensor de flujo (FT) y una válvula de control del flujo de combustible que ingresa al quemador del precalcinador. Además, el horno rotatorio dispone de un PLC SIMATIC S7-400 y de una estación de control (PC industrial) que dispone de un sistema SCADA para la supervisión de todo el proceso productivo del horno rotatorio. En la Figura 4.1 se muestra además el quemador con la válvula de control de temperatura en la zona de combustión del horno.

Para el diseño del controlador SFC-SP se requiere disponer de un modelo matemático que describa de forma adecuada el comportamiento dinámico de la temperatura del

precalcinador. Considerando, que la obtención de un modelo fenomenológico basado en las leyes físicas del funcionamiento del precalcinador resulta muy difícil debido a su complejo comportamiento dinámico (Sun y otros, 2023), en este trabajo se utilizan los procedimientos de identificación de sistema para la derivación de dicho modelo.

Para la identificación de sistema se consideró como variable de entrada (manipulada) la variación del flujo de combustible ($\Delta Q_C(t)$) que alimenta al quemador del precalcinador $\Delta u(t)$, y como variable de salida la variación de temperatura en el precalcinador $\Delta y(t)$. En la Fig. 4.1 se muestra el arreglo experimental realizado para la recolección de datos en condiciones de funcionamiento del precalcinador. Inicialmente se desarrolló un experimento con señal escalón (identificación no paramétrica) de donde se obtuvo que el proceso presenta un retardo de tiempo de 540 s.

En la Fig. 4.2 se exhiben los datos experimentales de entrada y salida obtenidos en tiempo real del proceso objeto de estudio utilizando una señal *PRBS* de entrada. En la Fig. 4.2 se muestra además la división de los datos, en datos de estimación y datos de validación (izquierda y derecha de la línea vertical roja, respectivamente). El periodo de muestreo seleccionado fue de $T_s = 60$ s.

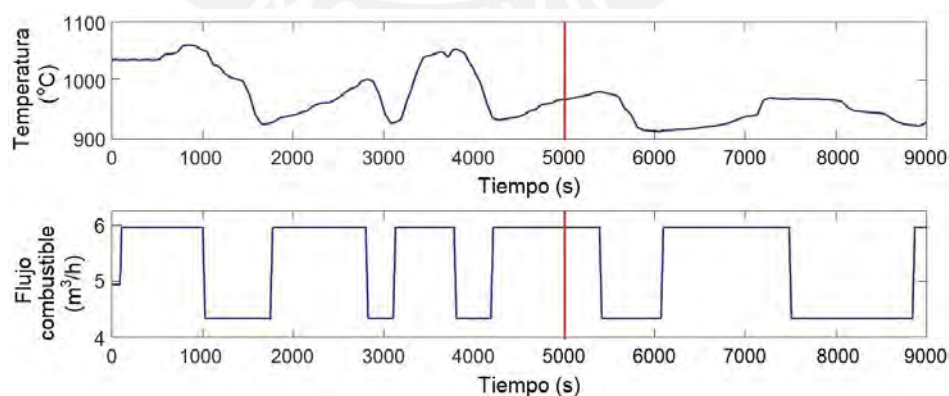


Figura 4.2. Datos de entrada/salida, del experimento con señal PRBS, de la temperatura del precalcinador.

Se evaluaron diferentes estructuras de modelos discretos (ARMAX, ARX, OE y BJ) y se estimaron los parámetros de dichas estructuras utilizando el método de predicción

de errores (PEM) (Ljung, 1999). Para determinar el modelo que mejor se ajusta a los datos obtenidos experimentalmente se utilizó el método de validación cruzada y el índice de desempeño FIT (Ljung, 1999), como se muestra en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Resultados evaluativos comparativos de las estructuras de modelos

ESTRUCTURA	FIT	na	nb	nc	nd	nf	k
ARMAX	90,87%	4	4	4	-	-	9
BJ	89,83%	-	4	4	4	4	1
ARX	87,80%	4	4	-	-	-	10
OE	65,67%	-	2	-	-	2	1

Como resultado se obtuvo que el modelo en tiempo discreto con estructura ARMAX de cuarto orden y retardo de tiempo de 540 s fue el que presentó el mejor FIT. Este modelo se representa mediante la siguiente expresión:

$$y(t) = \frac{B(q)^{-1}}{A(q)^{-1}} q^{-k} u(t) + \frac{C(q)^{-1}}{A(q)^{-1}} e(t), \quad (4.1)$$

donde:

$$A(q)^{-1} = 1 - 1,783q^{-1} + 0,0356q^{-2} + 1,729q^{-3} - 0,548q^{-4}, \quad (4.2)$$

$$B(q)^{-1} = 19,91q^{-1} - 46,14q^{-2} + 33,1q^{-3} - 6,84q^{-4}, \quad (4.3)$$

$$C(q)^{-1} = 1 - 1,164q^{-1} - 0,109q^{-2} + 0,566q^{-3} - 0,293q^{-4}, \quad (4.4)$$

k es el número de periodos de muestreo de retardo de tiempo del proceso. Considerando que la magnitud del retardo de tiempo del proceso es de 540 s, y que el periodo de muestreo es $T_s = 60$ s, se obtuvo que $k = 9$.

En la Figura 4.3 se muestran los resultados del procedimiento de validación del modelo (4.1) utilizando el método de validación cruzada y el índice de desempeño FIT. De esta figura se observa que el modelo obtenido describe con un elevado grado

de adecuación (FIT=90,87%) el comportamiento dinámico del proceso objeto de estudio.

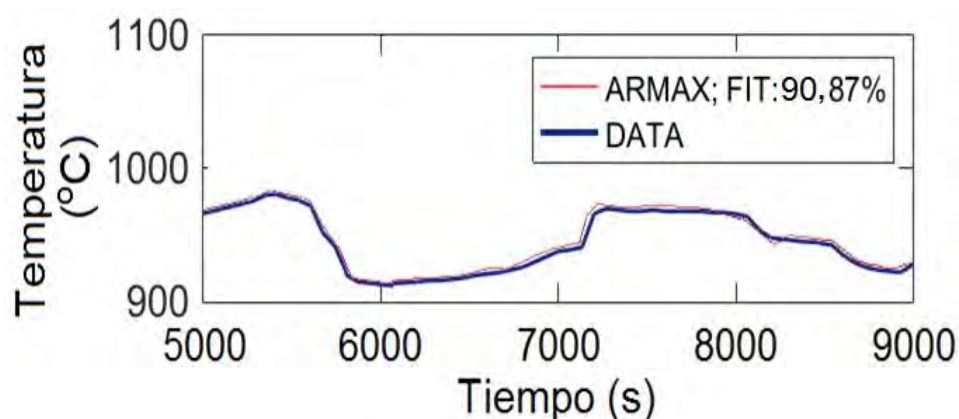


Figura 4.3. Resultados de validación del modelo matemático (4.1) obtenido.

El modelo derivado en tiempo discreto (4.1) de la temperatura del precalcinador, utilizando la función “d2c” de Matlab con la opción “zoh” (retención de orden cero en la entrada), se convierte en un modelo equivalente en tiempo continuo, el cual se utiliza en la Sección 4.4 en el diseño de un controlador PI, así como en la simulación de un sistema de control con dicho controlador. Aunque un modelo discreto contiene menos información que un modelo continuo, es posible reconstruir toda la información continua a partir de la discreta (Abidi y Xu, 2015; Blower, 2023).

Por consiguiente, el modelo derivado equivalente en tiempo continuo de la temperatura del precalcinador se representa mediante la siguiente función de transferencia de cuarto orden con retardo de tiempo dominante:

$$G(s) = \frac{6,33s^3 + 1,62s^2 + 0,072s + 0,003}{s^4 + 0,59s^3 + 0,08s^2 + 0,002s + 0,00001} e^{-540s}, \quad (4.5)$$

4.3. Diseño del controlador SFC-SP

Para el control robusto de la temperatura del precalcinador se propone el diseño de un controlador SFC-SP, el cual se encuentra integrado por un controlador por realimentación de estado (SFC) para reducir los efectos de las perturbaciones externas

(Sánchez-Peña y Sznaier, 2008), así como por un predictor de Smith (SP) para compensar los efectos del retardo de tiempo dominante del proceso (Camacho y Martínez, 2017; Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2021).

La Fig. 4.4 muestra el diagrama del sistema de control por realimentación de estado en tiempo continuo convencional, el cual se encuentra conformado por el proceso dinámico lineal y el controlador SFC convencional, donde K es la matriz de ganancias de realimentación del estado, F es la ganancia de precompensación, $v(t)$ es la señal de referencia, $d(t)$ es la perturbación de la entrada.

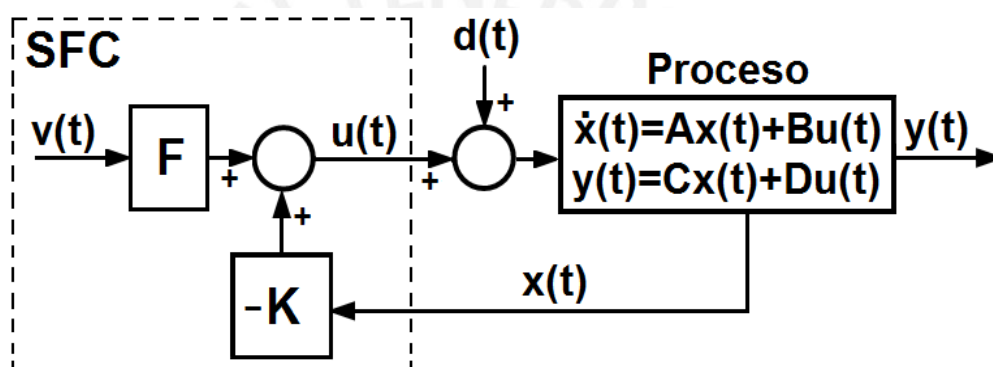


Figura 4.4. Sistema de control por realimentación de estado convencional.

Un elemento esencial en el diseño de un controlador son las especificaciones de desempeño que debe cumplir (Blower, 2023; Levine, 2010). Entre las especificaciones de desempeño más importantes que debe garantizar el controlador SFC se encuentran: 1) la estabilidad del sistema de control; 2) el seguimiento de la salida del proceso $y(t)$ a la señal de referencia $r(t)$ con error de estado estacionario $e_{ss}(t) = 0$; 3) el rechazo de los efectos negativos de las perturbaciones.

Sin embargo, es notorio señalar que el controlador SFC no posibilita controlar con un alto desempeño procesos con retardos de tiempo dominantes, ni garantiza $e_{ss}(t) = 0$ (Sánchez-Peña y Sznaier, 2008). Es por ello que, en este capítulo, para el control robusto de la temperatura del precalcinador del horno objeto de estudio, se complementa el controlador SFC convencional con un SP y un controlador PI.

El SP es una estructura utilizada en el control de procesos con retardos de tiempo dominantes, la cual se encuentra conformada por un controlador convencional $C(s)$ y un predictor (Feliu Battle y Rivas-Perez, 2021). El predictor incluye un modelo rápido del proceso $G(s)$ (sin retardo de tiempo), que posibilita calcular la predicción de la salida del proceso en el tiempo t , así como por un modelo completo del proceso $G(s)e^{-\tau s}$ que incluye el retardo de tiempo (τ), el cual se utiliza para corregir los efectos de los errores de modelado y de las perturbaciones (Normey-Rico y Camacho, 2007). La función de transferencia del sistema de control con SP en lazo cerrado se representa mediante la expresión (Camacho y Martínez, 2017):

$$\frac{Y(s)}{R(s)} = \frac{C(s)P(s)}{1 + C(s)G(s)} e^{-\tau s}, \quad (4.6)$$

donde $R(s)$ es la señal de referencia y $P(s)$ el proceso real.

Para el diseño del controlador SFC-SP se requiere un modelo en espacio de estado del proceso objeto de estudio.

El modelo en espacio de estado se obtiene de (4.5) utilizando la función de Matlab de conversión de modelos de continuos a modelos en espacio de estado y considerando que el retardo de tiempo del proceso afecta solamente a la señal de salida (variación de la temperatura en el precalcinador). El modelo en espacio de estado se representa mediante la expresión:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t - \tau), \\ y_{m1}(t) &= Cx(t). \end{aligned} \quad (4.7)$$

donde $x(t)$ es el vector de estado, $u(t)$ es el vector de entrada e $y(t)$ es el vector de salida, $\tau = 540s$ es el retardo de tiempo, A es la matriz de estado, B es la matriz de entrada, C es la matriz de salida y D es la matriz de transmisión directa ($D = 0$):

$$A = \begin{bmatrix} -0,5998 & -0,1654 & -0,06624 & -0,01955 \\ 0,5 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,0625 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,03125 & 0 \end{bmatrix}, \quad (4.8)$$

$$B = [4 \ 0 \ 0 \ 0]^T, \quad (4.9)$$

$$C = [1,583 \ 0,8143 \ 0,5814 \ 0,8192], \quad (4.10)$$

Teniendo en cuenta que el *SP* utiliza un modelo del proceso sin retardo de tiempo, y que el retardo de tiempo no cambia los parámetros del modelo, solamente influye en retardar la salida del proceso debido a que agrega fase negativa (Normey-Rico y Camacho, 2007), de (4.7) se obtiene el modelo del proceso sin retardo de tiempo:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + Bu(t), \\ y_{m1}(t) &= Cx(t). \end{aligned} \quad (4.11)$$

En la Fig. 4.5 se muestra el diagrama de bloques del sistema de control de la temperatura del precalcinador del horno rotatorio objeto de estudio con el controlador SFC-SP que se propone, donde $y_{m1}(t)$ es la salida del modelo sin retardo de tiempo, e $y_{m2}(t)$ es la salida retardada del modelo.

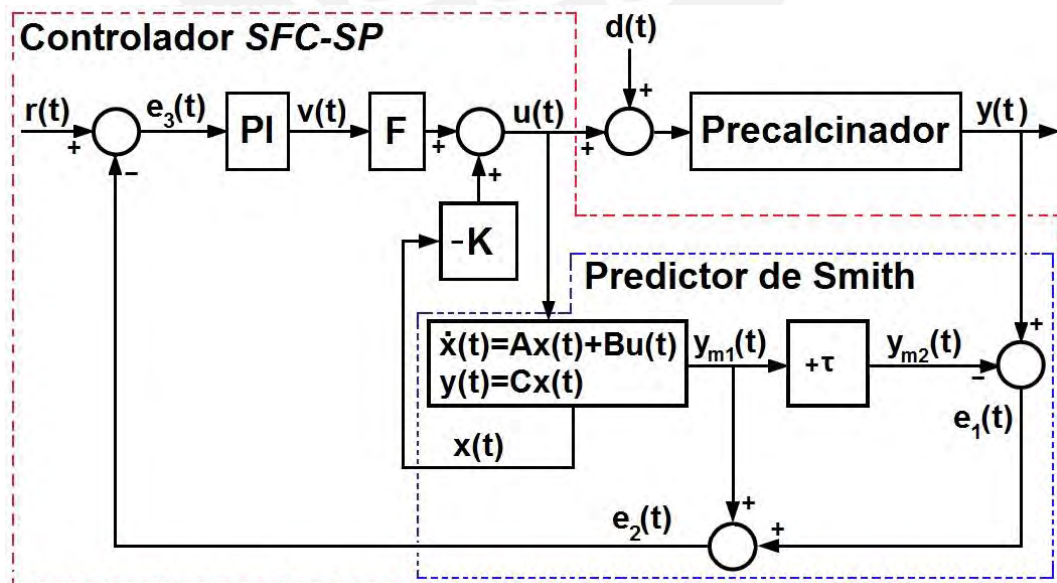


Figura 4.5. Diagrama de bloques del sistema de control con controlador SFC-SP de la temperatura del precalcinador del horno rotatorio.

El controlador PI garantiza obtener un error de estado estacionario de la señal $e_3(t) = 0$ en el seguimiento de una referencia escalón, así como frente a una perturbación escalón en la entrada del proceso. Además, el ajuste de los parámetros del controlador PI posibilita mejorar las prestaciones del sistema de control. Dicho ajuste se realiza al final de esta Sección mediante técnicas en el dominio de la frecuencia (Feliu-Batlle, Rivas-Perez y Castillo-Garcia, 2013). Por consiguiente, se tiene que:

$$v(t) = K_C e_3(t) + \frac{K_C}{T_I} \int e_3(t) dt, \quad (4.12)$$

donde K_C es la ganancia proporcional, y T_I es la constante de tiempo integral.

Considerando que el vector de estado $x(t)$ contiene la información necesaria para predecir el comportamiento futuro del sistema, la ley de control por realimentación de estado se representa mediante la expresión (Blower, 2023):

$$u(t) = -Kx(t) + Fv(t), \quad (4.13)$$

De (4.13), considerando (4.12), se obtiene:

$$u(t) = -Kx(t) + FK_C e_3(t) + \frac{FK_C}{T_I} \int e_3(t) dt, \quad (4.14)$$

Consecuentemente, el sistema en lazo cerrado se describe como:

$$\begin{aligned} \dot{x}(t) &= Ax(t) + B(-Kx(t) + Fv(t)) \\ &= (A - BK)x(t) + BFv(t). \end{aligned} \quad (4.15)$$

Los polos del sistema en lazo cerrado son las raíces de la ecuación característica:

$$\det(sI - (A - BK)) = 0, \quad (4.16)$$

donde I es la matriz identidad.

La ley de control por realimentación de estado consiste en seleccionar las ganancias $k_{i,j}$ de la matriz K de forma tal que las raíces de la ecuación característica del sistema en lazo cerrado se encuentren en las ubicaciones deseadas en el plano

complejo, garantizando de esta forma la estabilidad del sistema. Suponiendo que los polos deseados del sistema en lazo cerrado se representan como p_1, p_2, \dots, p_n , el polinomio característico en lazo cerrado deseado se describe como:

$$\begin{aligned}\alpha_c(s) &= (s - p_1)(s - p_2)\dots(s - p_n) \\ &= s^n + \alpha_{n-1}s^{n-1} + \alpha_{n-2}s^{n-2} + \dots + \alpha_1s + \alpha_0,\end{aligned}\quad (4.17)$$

donde $\alpha_1, \alpha_2, \dots, \alpha_n$ son los coeficientes de la ecuación característica deseada.

Los polos del sistema en lazo abierto son los siguientes: $p_1 = -1,0451 + 0,0000i$, $p_2 = -0,1255 + 0,0000i$, $p_3 = -0,0145 + 0,0086i$, y $p_4 = -0,0145 - 0,0086i$. Los polos en lazo cerrado deseados del sistema se seleccionaron en base a las especificaciones de las características deseadas de diseño: frecuencia natural del sistema $\omega_n = 0,00625$ rad/s, coeficiente de amortiguamiento $\xi = 0,64$, máximo sobreimpulso $M_p < 5\%$, tiempo de establecimiento $t_s < 1000$ s.

Los polos en lazo cerrado deseados del sistema son los siguientes: $p_{LC1} = -2 + 0,4641i$, $p_{LC2} = -2 - 0,4641i$, $p_{LC3} = -10$, y $p_{LC4} = -10,5$.

El diseño del controlador SFC se basa en determinar la matriz de ganancias de realimentación de estado K tal que:

$$\det(sI - A + BK) = s^n + \alpha_{n-1}s^{n-1} + \alpha_{n-2}s^{n-2} + \dots + \alpha_1s + \alpha_0, \quad (4.18)$$

Para la obtención de la matriz de ganancias de realimentación de estado se utilizó la fórmula de Ackerman, que posibilita calcular K en base a la siguiente expresión (Sánchez-Peña y Szaier, 2008):

$$K = [0 \ 0 \ \dots \ 1] [B \ AB \ A^2B \ \dots \ A^{n-1}B]^{-1} \phi(A), \quad (4.19)$$

$$K = [0 \ 0 \ 0 \ 1] [B \ AB \ A^2B \ A^3B]^{-1} \phi(A), \quad (4.20)$$

donde

$$\phi(A) = A^n + \alpha_{n-1}A^{n-1} + \alpha_{n-2}A^{n-2} + \dots + \alpha_1A + \alpha_0I, \quad (4.21)$$

Con la ayuda de la función “acker” de Matlab se obtuvo:

$$K = [-0,14995 \ -0,04135 \ -0,01656 \ -0,00478]. \quad (4.22)$$

Utilizando el método de diseño de controladores PI en el dominio de la frecuencia basado en el margen de fase (Åstrom y Hagglund, 2009), se obtuvo $K_C = 4,2$, $T_I = 0,56$ s. Además, se determinó que $F = 0,25$.

4.4. Análisis y discusión de resultados

Con el propósito de evaluar el desempeño y la precisión del controlador SFC-SP diseñado para el control de la temperatura del precalcinador del horno objeto de estudio se desarrollaron algunas pruebas basadas en simulación de escenarios reales de funcionamiento del sistema de control utilizando el modelo en espacio en estado (4.7) del proceso objeto de estudio.

La primera prueba consistió en verificar la capacidad del controlador SFC-SP de seguimiento a variaciones en la señal de referencia $r(t)$. En la Fig. 4.6 se muestran la respuesta temporal del sistema de control diseñado, así como la señal de control frente a una variación (en el instante de tiempo $t = 1000$ s) en la señal de referencia de 900 a 950°C.

De la Fig. 4.6 se observa que la temperatura del precalcinador alcanza el nuevo valor de referencia de 950°C en un periodo de tiempo aproximado de 980 s, sin sobreimpulso y con error de estado estacionario $e_3(t) \approx 0$. Estos resultados muestran que el controlador *SFC-SP* diseñado tiene la capacidad suficiente para seguir de forma efectiva la variación en la señal de referencia en un periodo de tiempo menor a 1000 s, y por consiguiente, se encuentra dentro de los límites establecidos de operación

nominal de la temperatura en el precalcinador.

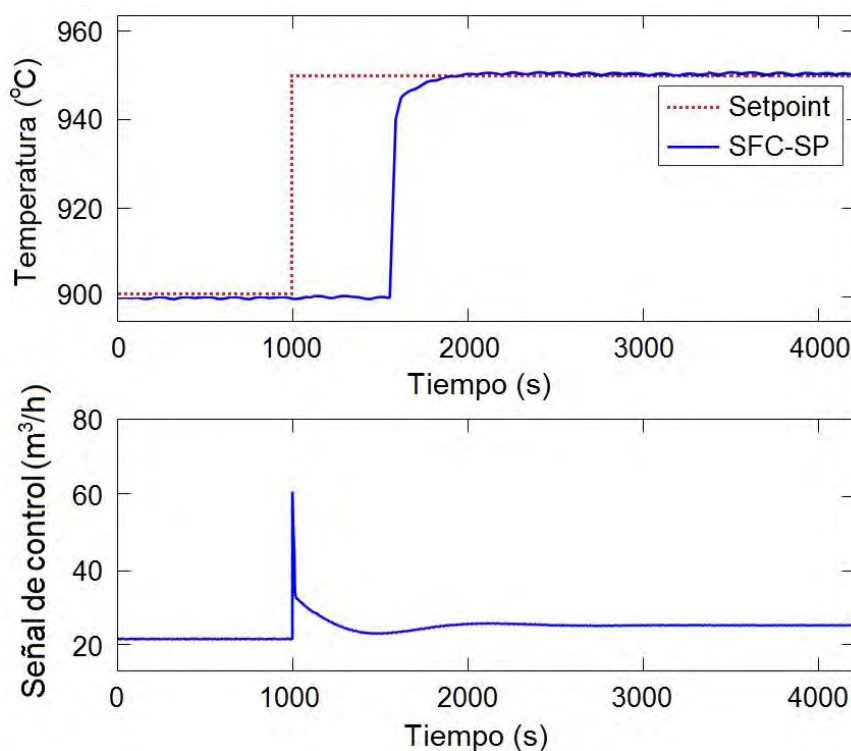


Figura 4.6. Respuesta temporal del sistema de control de la temperatura del precalcinador con controlador SFC-SP frente a una variación en la señal de referencia.

Estos resultados muestran que el controlador *SFC-SP* diseñado tiene la capacidad suficiente para seguir de forma efectiva la variación en la señal de referencia en un periodo de tiempo menor a 1000 s, y por consiguiente, se encuentra dentro de los límites establecidos de operación nominal de la temperatura en el precalcinador.

Considerando que actualmente el controlador PI es el más utilizado en el control de la temperatura del precalcinador de los hornos rotatorios vía seca (Tsamatsoulis y Zlatev, 2016), la segunda prueba consistió en analizar comparativamente la capacidad de los controladores SFC-SP vs PI de seguimiento a variaciones en la señal de referencia, así como de rechazo del efecto negativo de perturbaciones externas en entornos cercanos a las condiciones de operación nominal del precalcinador objeto de estudio.

En las simulaciones del sistema de control con controlador PI del proceso objeto de

estudio se utilizó el modelo equivalente en tiempo continuo (4.5). El controlador PI se diseñó en el dominio de la frecuencia utilizando el método del margen de fase (Åstrom y Hagglund, 2009). Los parámetros obtenidos de ajuste del controlador PI son $K_C = 0,00575$, y $K_i = 0,00008225$.

En la Fig. 4.7 se muestran las respuestas temporales del sistema de control con controladores SFC-SP y PI frente a una variación, en el instante de tiempo $t = 1000$ s, en la señal de referencia de 920°C a 945°C .

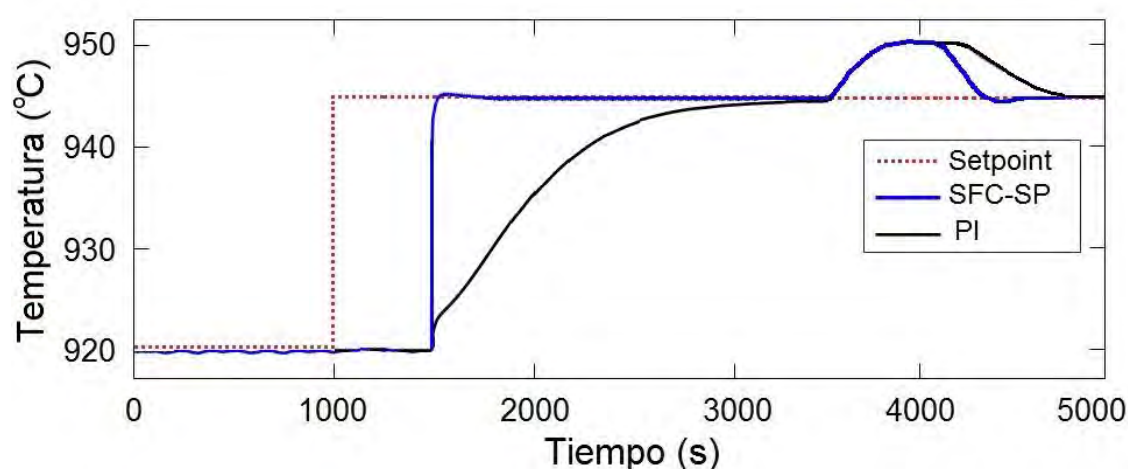


Figura 4.7. Resultados comparativos del desempeño de los controladores SFC-SP vs PI frente a una variación en la señal de referencia, y perturbaciones externas.

De dicha figura se observa que con el controlador SFC-SP la temperatura en el precalcinador alcanza el nuevo valor de referencia en un periodo de tiempo aproximado de 800 s, mientras que con el PI la nueva referencia se alcanza en un periodo de tiempo de 2200 s, es decir en un intervalo de tiempo 2,75 veces mayor.

De la Fig. 4.7 además se observa, que en el instante de tiempo $t = 3500$ s se origina una perturbación externa $d(t)$ tipo escalón debido a un incremento de $5 \text{ m}^3/\text{h}$ en el flujo de combustible que alimenta el quemador del horno rotatorio (ver Fig. 4.1). Como resultado se incrementa la temperatura de los gases calientes que llegan al precalcinador desde el horno rotatorio provocando un aumento en la temperatura del precalcinador de 945°C a 950°C . El controlador SFC-SP rechaza totalmente este

efecto negativo en un periodo de tiempo aproximado de 700 s, mientras que el PI lo rechaza en un periodo de tiempo aproximado de 1350 s, es decir en un intervalo de tiempo 1,9 veces mayor.

En la Fig. 4.8 se muestran los resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control con controladores SFC-SP vs SP-PI (predicador de Smith con controlador *PI*) vs PI frente a un cambio en el instante de tiempo $t = 1000$ s en la señal de referencia de 910 a 947,5°C. De la figura se observa que la mejor respuesta se obtiene con el controlador SFC-SP.

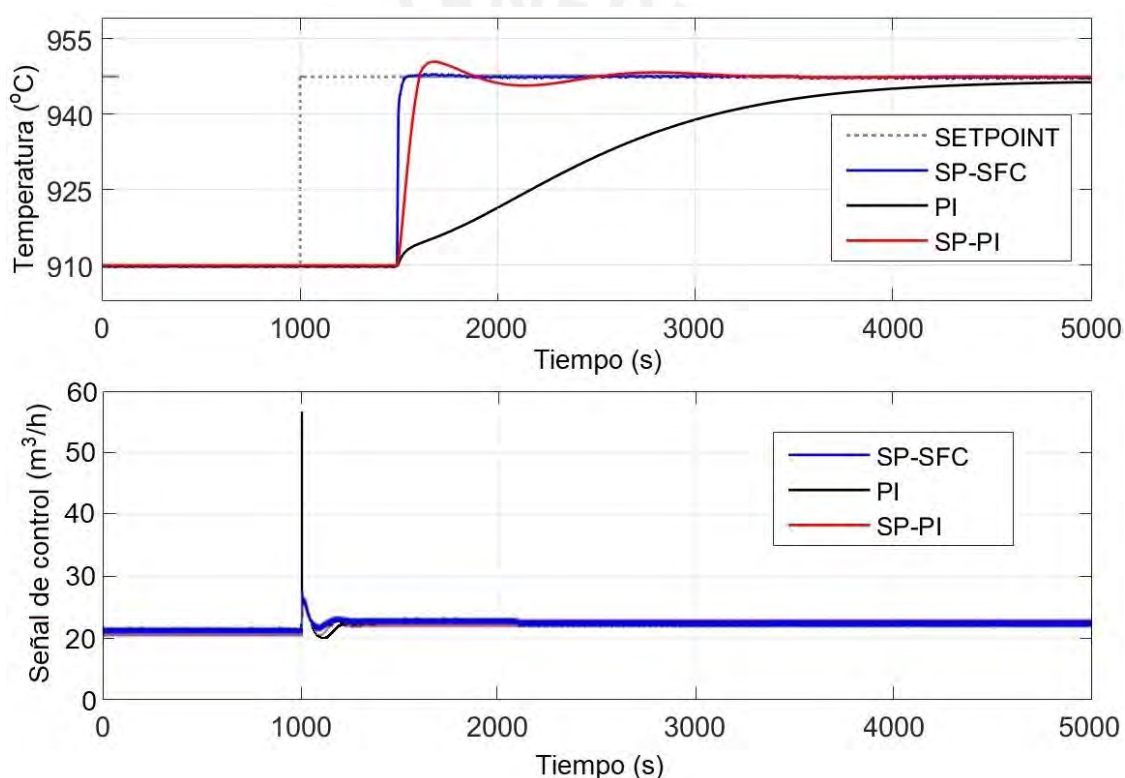


Figura 4.8. Resultados comparativos del desempeño de los controladores SFC-SP vs SP-PI vs PI frente a variaciones en la señal de referencia.

Estos resultados muestran que el controlador SFC-SP diseñado tiene la capacidad suficiente para rechazar de forma efectiva los efectos negativos de las perturbaciones externas dentro de los límites establecidos de operación nominal de la temperatura del precalcinador.

Para evaluar el desempeño de los controladores diseñados se utilizaron los índices

de desempeño de la integral del error absoluto (IAE) y del esfuerzo de control (EU), los cuales se representan mediante las siguientes expresiones (Åstrom y Haggglund, 2009):

$$IAE = \int_{t_0}^{t_f} |e_3(\sigma)| d\sigma, \quad (4.23)$$

$$EU = \int_{t_0}^{t_f} \left| \frac{du(\sigma)}{d\sigma} \right| d\sigma, \quad (4.24)$$

donde t_0 es el instante de tiempo de comienzo del ensayo y t_f es el tiempo en el que error $e_3(t) = 0$.

En la Tabla 4.2 se exhiben los resultados comparativos de los índices de desempeño IAE y EU, definidos en (4.23), (4.24) del sistema de control de la temperatura del precalcinador del horno objeto de estudio con los controladores SFC-SP, SP-PI y PI.

Tabla 4.2. Índices de desempeño de los controladores SFC-SP vs PI

CONTROLADOR	IAE	EU
PI	14 200	66
SP-PI	13 100	72
SFC-SP	12 500	78

Nuevamente, los resultados obtenidos muestran que el mejor desempeño se obtiene con el controlador SFC-SP debido a que exhibe un menor IAE, aunque con un mayor esfuerzo de control (EU).

Por consiguiente, el controlador diseñado SFC-SP posibilita obtener mejoras significativas en el control de la temperatura del precalcinador del horno objeto de estudio, lo que implica producir clinker de mayor calidad con un menor consumo energético, y con una menor emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

4.5. Conclusiones

Mediante la aplicación de las herramientas de identificación de sistema y utilizando datos experimentales en tiempo real se obtuvo un modelo matemático que describe el comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento vía seca. El modelo obtenido es de cuarto orden y presenta retardo de tiempo dominante.

En base al modelo matemático obtenido se diseñó un controlador SFC-SP para el control robusto de la temperatura del precalcinador del horno de cemento objeto de estudio, el cual se distingue por utilizar un controlador por realimentación de estado (SFC) modificado mediante un controlador PI para rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas, y un predictor de Smith (SP) para compensar los efectos del retardo de tiempo del proceso.

Los resultados obtenidos mediante simulación revelaron que el controlador SFC-SP combinado con el PI diseñado exhibe la capacidad suficiente para seguir de forma efectiva las variaciones en la señal de referencia y rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas en periodos de tiempo que se encuentran dentro de los límites establecidos de operación nominal de la temperatura del precalcinador.

Los resultados de la evaluación comparativa del desempeño de los controladores SFC-SP vs SP-PI vs PI mediante los índices de la integral del error absoluto (IAE) y del esfuerzo de control (EU) mostraron que el mejor desempeño se obtiene con el controlador SFC-SP, aunque con un mayor esfuerzo de control.

Es importante destacar que en esta tesis se presentan las primeras experiencias relacionadas con el diseño de un controlador SP-SFC para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio vía seca, el cual, debido a su precisión, puede posibilitar la producción de clinker de calidad con un menor consumo de combustible y una menor emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

Capítulo V. Control robusto H₂ por realimentación de estado de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones

5.1. Introducción

Las fábricas modernas de producción de acero se encuentran equipadas con hornos de recalentamiento de planchas de acero (planchones), los cuales tienen la función de recalentar uniformemente estos planchones para posibilitar el posterior laminado en caliente de los mismos mediante laminaciones sucesivas hasta obtener los espesores requeridos en el mercado (Andreev, 2019; Fajar Setiawan, Made Arsana y Soeryanto, 2022).

Cuando la temperatura de recalentamiento de los planchones no es suficiente y no logra alcanzar el valor de operación requerido (1250°C) se generan roturas en los rodillos de los laminadores que implican cuantiosos daños materiales debido al significativo aumento en los costos de mantenimiento y producción, así como a las paradas prolongadas que se originan en los laminadores (Bao y otros, 2023; Perez-Zuñiga, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2012).

Como se señaló previamente, estos hornos disponen de 3 zonas de calentamiento sucesivo de los planchones: la zona de precalentamiento, la zona de calentamiento, y la zona de igualación, las cuales se encuentran separadas mediante paredes parciales, que bloquean efectivamente la transferencia de radiación y dificultan la transferencia convectiva (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019). Estas zonas tienen la función de recalentar los planchones en el rango de temperatura de 1000°C a 1250°C (Steinboeck, Wild y Kugi, 2013).

El proceso de recalentamiento de planchones es un proceso físico/químico complejo, que implica: combustión, llamas, radiación térmica, flujo de gases, intercambio de calor entre las paredes del horno, etc. (Chen, Chou y Chou, 2022; Steinboeck, Graichen y Kugi, 2011). Consecuentemente, este proceso se caracteriza por presentar comportamiento no

lineal, parámetros dinámicos variantes en el tiempo, así como incertidumbres no paramétricas y paramétricas, características dinámicas que lo incluyen en la categoría de procesos industriales con comportamientos dinámicos complejos (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2019; Kavak y Yalçın, 2023).

Generalmente, los modelos matemáticos derivados del proceso de recalentamiento de planchones se representan mediante ecuaciones diferenciales parciales no lineales (Steinboeck y otros, 2010). Por consiguiente, la aplicación de estos modelos en el diseño de controladores presenta grandes dificultades. Estas dificultades fundamentan la derivación de modelos matemáticos basados en la aplicación de los métodos y herramientas de identificación de sistemas.

Actualmente el control de la temperatura en los hornos de recalentamiento de planchones se realiza fundamentalmente mediante controladores convencionales PI/PID (Hu y otros, 2018; Hurd y otros, 2011; Kien y otros, 2021). No obstante, es bien sabido que los controladores convencionales no son suficientes cuando los procesos industriales se caracterizan por presentar comportamientos dinámicos complejos (Åström y Hagglund, 2009). Consecuentemente, se origina un elevado consumo de combustible, así como la generación de una elevada cantidad de gases contaminantes del medio ambiente. Además, se generan deformaciones de los planchones, daños en el refractario del horno, roturas del equipamiento mecánico, entre otros problemas.

Esta problemática crítica fundamenta la necesidad de desarrollar estrategias de control avanzado del proceso de transferencia de calor en los hornos de recalentamiento de planchones.

El control robusto es una estrategia de control avanzado que tiene como objetivo diseñar controladores precisos de procesos con incertidumbres y/o afectados por perturbaciones externas y ruidos para mantener las respuestas de los sistemas de control y las señales de error dentro de límites preestablecidos a pesar del impacto negativo de

las incertidumbres y de las perturbaciones y ruidos presentes, así como garantizar la estabilidad y el desempeño para todos los posibles modelos de los procesos en las bandas esperadas de incertidumbres (Dong y Ahmad, 2019; Liu y Yao, 2016).

En aplicaciones prácticas en la industria los controladores robustos más utilizados son el controlador H_2 y el controlador H_∞ (Anwer, Hayder y Hassan, 2023; Garcia-Sans, 2017).

El controlador H_2 se define como un controlador robusto que garantiza que el sistema de control exhiba un desempeño óptimo y, al mismo tiempo, que tenga un margen de estabilidad definido con respecto a las incertidumbres, es decir, robustez (Dong y Ahmad, 2019; Ali, Abbas y Bevrani, 2023).

El controlador H_2 se basa en la minimización de la norma cuadrática de la función de transferencia desde una entrada exógena (perturbación) hasta una salida controlada pertinente (error) de una planta dada (norma H_2) (Vasičkaninová y Bakošová, 2016).

El objetivo de este capítulo consiste en desarrollar, por primera vez, un controlador robusto H_2 por realimentación de estados (H_2 -SFC) para el control con alto desempeño de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones.

El controlador robusto H_2 -SFC utiliza un modelo matemático del proceso a controlar para calcular una secuencia óptima de las acciones que se proyectan a través de la realimentación de estados basándose en la minimización de la norma H_2 cuadrática (Gu, Petko y Konstantinov, 2013).

Entre las características relevantes del controlador robusto H_2 -SFC se destaca la posibilidad de utilizar la representación en espacio de estados de la función de transferencia aprovechando la realimentación continua de la información sobre los estados y la salida del sistema con la finalidad de estabilizar dicha función minimizando su norma H_2 (Zhou y Doyle, 1999).

Una ventaja importante del controlador H_2 -SFC consiste en la posibilidad de incorporar una medida significativa del desempeño que garantice la estabilidad y efectividad del sistema, permitiendo criterios eficientes de diseño bajo la influencia de perturbaciones externas (Hilhorst, Pipeleers y Swevers, 2013). El controlador estima una secuencia óptima de acciones de control que se calculan considerando el comportamiento dinámico del sistema y las incertidumbres desde la etapa de diseño, lo cual introduce dos importantes mejoras: buen desempeño y mayor robustez. La secuencia de control converge cumpliendo la restricción de la norma H_2 .

A diferencia de los controladores PI/PID, el controlador robusto H_2 -SFC posee una mayor tolerancia o insensibilidad frente a las incertidumbres y/o perturbaciones externas y ruidos presentes durante la operación de los procesos industriales (Zhou y Doyle, 1999).

Este capítulo aporta las siguientes contribuciones (Salcedo-Hernández, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2020): (1) La derivación, utilizando datos de campo y los procedimientos de identificación de sistemas, de un modelo matemático que describe adecuadamente el comportamiento dinámico de la temperatura en la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones; (2) El desarrollo, por primera vez, de un controlador robusto H_2 -SFC de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones.

5.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones

El horno de recalentamiento de planchones objeto de estudio pertenece a la Corporación Aceros Arequipa, la cual es la empresa productora de aceros más importante del Perú. Este horno se encuentra equipado en cada una de sus 3 zonas con un sensor de temperatura, un sensor de flujo de combustible y una válvula de control

para el control de la temperatura mediante la manipulación del flujo de combustible que ingresa a los quemadores. Cada quemador dispone de un ventilador y de un lazo de control interno de relación exceso de aire/combustible. Además, el horno dispone de un PLC SIMATIC S7-400 y de una estación de control (PC industrial) que tiene instalado un sistema SCADA para la supervisión del proceso de recalentamiento de los planchones.

Para el desarrollo de los experimentos de identificación de sistemas se consideró como variable de entrada (manipulada) la variación del flujo de combustible ($\Delta Q_f(t)$) que alimentan a los quemadores de la zona de calentamiento ($\Delta u(t)$), y como variable de salida la variación de temperatura en la zona de calentamiento ($\Delta y(t)$). Entre las perturbaciones que afectan a este proceso se encuentran: la variación del número de planchones que ingresa a la zona de calentamiento, el poder calorífico del combustible, la temperatura del aire, etc.

En la Fig. 5.1 se muestra el arreglo experimental realizado para la recolección de datos de salida/entrada de la temperatura de la zona de calentamiento del horno.

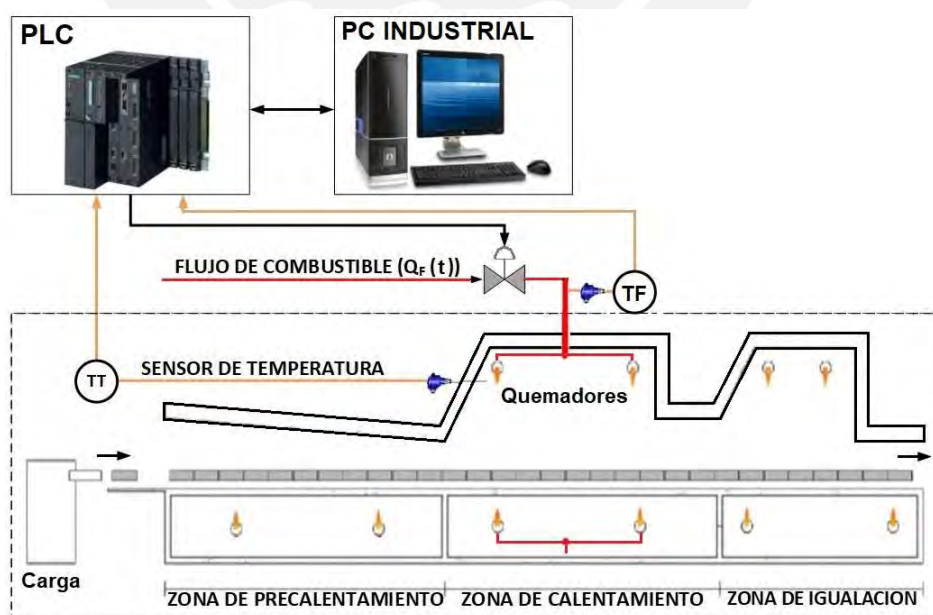


Figura 5.1. Diagrama para la recolección de datos de salida/entrada de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.

Para la obtención del modelo matemático que describe el comportamiento dinámico nominal de la temperatura de la zona de calentamiento, inicialmente se desarrolló un primer experimento con señal escalón, seguido de un segundo experimento con señal binaria pseudoaleatoria (PRBS). Para ello, la válvula de flujo de combustible se manipuló generándose un incremento en su magnitud de apertura de 60,9% a 65,8%, el cual se encuentra dentro del rango de variación de operación nominal del flujo de combustible en dicha la zona. Los datos fueron muestreados con un periodo de muestreo de 1 s.

En la Fig. 5.2 se muestran los resultados del experimento de recolección de datos de salida/entrada con señal PRBS de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio. El experimento duró 200 s.

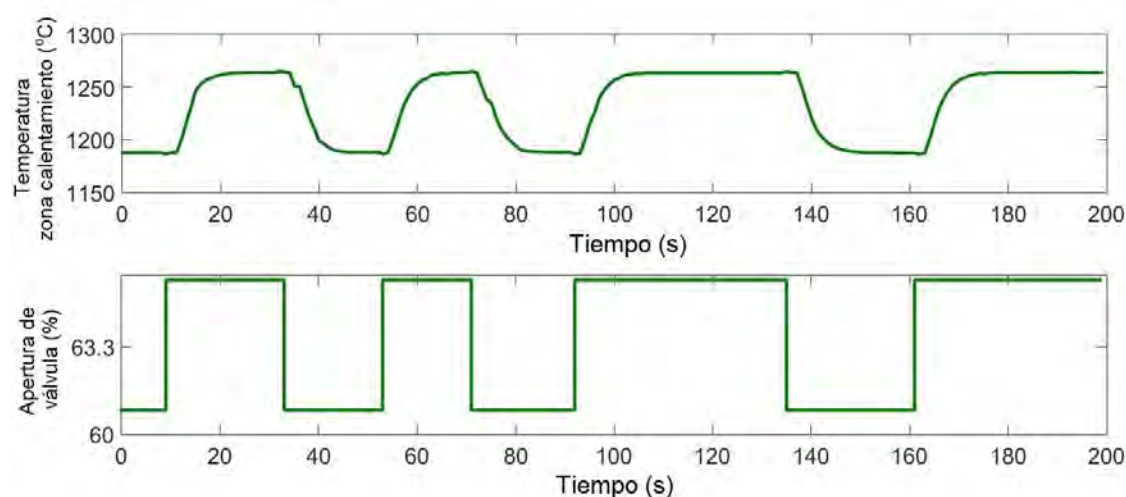


Figura 5.2. Resultados del experimento con señal PRBS en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.

Se evaluaron diferentes estructuras de modelos discretos (ARMAX, BJ, OE y ARX) como se muestra en la Tabla 5.1 y se realizó la estimación de sus parámetros utilizando el Método de Predicción de Errores (PEM) (Ljung, 1999). Para la validación de los modelos derivados se utilizó el método de validación cruzada y el índice de desempeño FIT (Ljung, 1999).

De la Tabla 5.1 se observa que el modelo con estructura ARMAX de cuarto orden,

y sin retardo de tiempo es el que presenta el mayor FIT (95,18%), y por consiguiente es el que mejor describe el comportamiento dinámico nominal de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.

Tabla 5.1. Estructuras utilizadas de modelos discretos

ESTRUCTURA	FIT	na	nb	nc	nd	nf	nk
ARMAX	95,18%	4	4	4	-	-	-
BJ	93,15%	-	4	4	4	8	1
ARX	92,68%	-	4	-	-	5	1
OE	92,81%	5	5	-	-	-	1

En la Fig. 5.3 se muestran los resultados comparativos de validación de los modelos matemáticos derivados del proceso objeto de estudio y representados en la Tabla 5.1, los cuales verifican que el mayor FIT (95,18%) se obtuvo con el modelo con estructura ARMAX, y por consiguiente es el modelo seleccionado para el diseño del controlador H_2 -SFC.

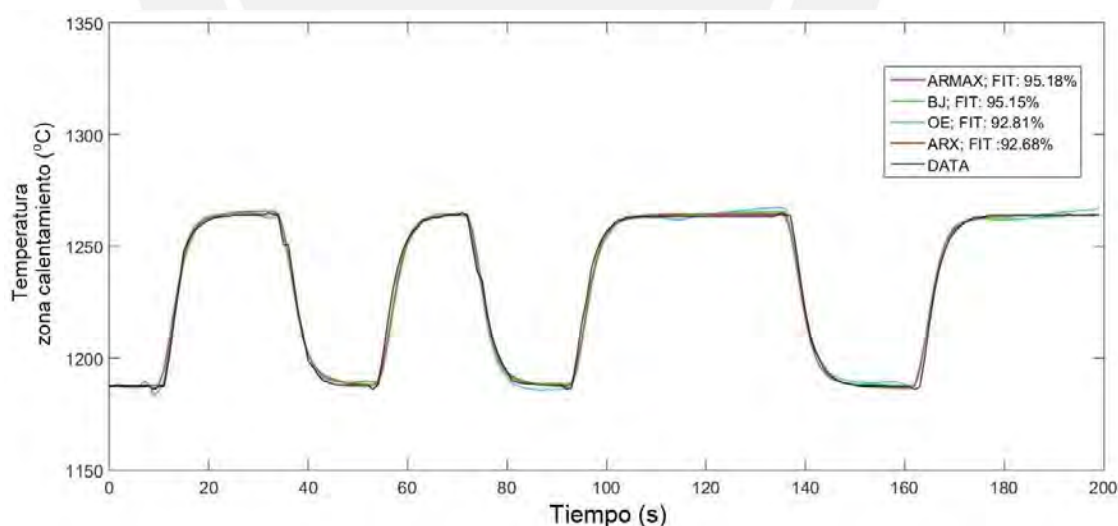


Figura 5.3. Resultados de validación de los modelos matemáticos obtenidos de la temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio

El modelo ARMAX derivado se representa mediante la siguiente expresión (Ljung, 1999):

$$y(t) = \frac{B(q^{-1})}{A(q^{-1})}u(t) + \frac{C(q^{-1})}{A(q^{-1})}e(t) \quad (5.1)$$

donde:

$$A(q^{-1}) = 1 - 2,428q^{-1} + 2,436q^{-2} - 1,474q^{-3} + 0,4664q^{-4} \quad (5.2)$$

$$B_1(q^{-1}) = -0,008695q^{-1} - 0,000873q^{-2} + 0,01723q^{-3} - 0,01144q^{-4}, \quad (5.3)$$

$$B_2(q^{-1}) = -0,00134q^{-1} - 0,003775q^{-2} + 0,004063q^{-3} - 0,01243q^{-4} \quad (5.4)$$

$$C(q^{-1}) = 1 - 1,384q^{-1} + 0,9851q^{-2} + 0,4046q^{-3} + 0,1252q^{-4} \quad (5.5)$$

y $e(t)$ es el ruido blanco de media cero.

El modelo derivado (5.1) en el dominio z (tiempo discreto) se representa mediante las siguientes expresiones:

$$G_u(z) = \frac{-0,008695z^3 - 0,0008734z^2 + 0,01723z - 0,01144}{z^4 - 2,428z^3 + 2,436z^2 - 1,474z + 0,4664}, \quad (5.6)$$

$$G_e(z) = \frac{0,00134z^3 - 0,003775z^2 + 0,004063z - 0,001243}{z^4 - 2,428z^3 + 2,436z^2 - 1,474z + 0,4664}. \quad (5.7)$$

5.3. Diseño del controlador H_2 -SFC

La Figura 5.4 muestra el diagrama de bloques del sistema de control convencional con el controlador robusto H_2 , donde K es el controlador, P es el proceso dinámico lineal, z es la salida de desempeño (error), y es la salida medida, u es la entrada de control, y d es la entrada exógena (perturbación).

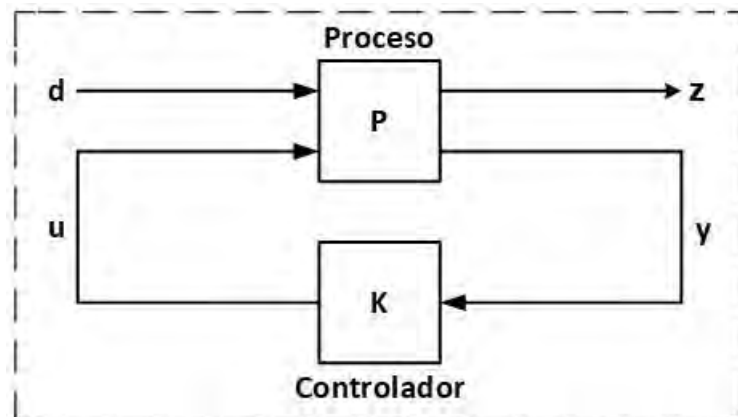


Figura 5.4. Diagrama de bloques del controlador robusto H_2 convencional.

De la Figura 5.4 se tiene:

$$\begin{pmatrix} z \\ y \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} d \\ u \end{pmatrix} \quad (5.8)$$

$$u = Ky \quad (5.9)$$

donde, la realización de P se representa como:

$$P = \begin{bmatrix} A & B_1 & B_2 \\ C_1 & D_{11} & D_{12} \\ C_2 & D_{21} & D_{22} \end{bmatrix} \quad (5.10)$$

El controlador H_2 se caracteriza por utilizar un modelo de espacio de estados para obtener la secuencia de señales de control $u(t)$ (Vasičkaninová y Bakošová, 2016). El modelo de espacios de estados se obtiene de las expresiones (5.6), (5.7):

$$\begin{aligned} x(k+1) &= Ax(k) + B_1d(k) + B_2u(k) \\ z(k) &= C_1x(k) + D_{11}d(k) + D_{12}u(k) \\ y(k) &= C_2x(k) + D_{21}d(k) + D_{22}u(k) \end{aligned} \quad (5.11)$$

donde:

$$A = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & -0,4664 \\ 0,5 & 0 & 0 & +0,7370 \\ 0 & 1 & 0 & -1,2180 \\ 0 & 0 & 2 & +2,4280 \end{bmatrix}$$

$$B_1 = B_2 = \begin{bmatrix} -0,09152 & -0,009942 \\ +0,06893 & 0,01625 \\ -0,003494 & -0,0151 \\ -0,06956 & 0,01072 \end{bmatrix}$$

$$C_1 = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$D_{11} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$D_{12} = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$C_2 = [0 \ 0 \ 0 \ 0,125]$$

$$D_{21} = [1 \ 0]$$

$$D_{22} = [0 \ 0]$$

$$u(k) = -Kx(k) + Fv(k) \quad (5.12)$$

donde:

$K \in \mathbb{R}^{2 \times 4}$: es el controlador estabilizador

$F \in \mathbb{R}^{2 \times 1}$: es la ganancia de seguimiento

v es la nueva entrada del sistema:

$$v(k) = K_P e(k) + K_I \sum_{i=0}^k e(i)$$

Los siguientes supuestos fueron considerados:

i) (A, B_2) es estabilizable y (C_2, A) es detectable;

ii) D_{12} y D_{21} tienen rango completo;

iii) $\begin{bmatrix} A - j\omega I & B_2 \\ C_1 & D_{12} \end{bmatrix}$ tiene rango completo;

iv) $\begin{bmatrix} A - j\omega I & B_1 \\ C_2 & D_{21} \end{bmatrix}$ tiene rango completo.

El supuesto i) garantiza la estabilizabilidad por la realimentación de la salida. El supuesto ii) garantiza que el controlador óptimo H_2 sea lineal e invariante en el tiempo y finito dimensional (caso no singular). Los supuestos iii) y iv) garantizan la solubilidad de las ecuaciones algebraicas de Riccati. $D_{11}=0$ y $D_{22}=0$: El supuesto $D_{22}=0$ se realiza para simplificar el algebra. Con el supuesto $D_{11}=0$, $P_{11}(s)$ se convierte en estrictamente propio.

El problema H_2 consiste en encontrar un controlador estabilizador K que minimice la norma $\|H_2\|$ de los estados y la acción del controlador dada la realización en espacio de estados (Hilhorst, Pipeleers y Swevers, 2013). La ganancia de seguimiento F permite que la salida del sistema y alcance la referencia r resolviendo el problema de seguimiento de la referencia diferente de cero del sistema, donde $e = r - y$ es el error. Se debe cumplir:

$$F = [C_2(I - (A - B_2K))^{-1}B_2]^{-1}, \quad (5.13)$$

Sustituyendo (5.12) en (5.11) se obtiene:

$$x(k+1) = (A - B_2K)x(k) + B_2Fv(k) + B_1d(k) \quad (5.14)$$

$$z(k) = (C_1 - D_{12}K)x(k) + D_{12}Fv(k) + D_{11}d(k)$$

Las matrices K y F se determinan como:

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} & K_{13} & K_{14} \\ K_{21} & K_{22} & K_{23} & K_{24} \end{bmatrix}; F = \begin{bmatrix} f_{11} \\ f_{21} \end{bmatrix}, \quad (5.15)$$

Para el diseño del controlador robusto H_2 -SFC se requiere utilizar el modelo de la planta objeto de estudio (5.6), (5.7), para lo cual se asume que la nueva entrada $v(k) = 0$. La matriz de transferencia desde $d(k)$ hasta $z(k)$ se representa mediante la expresión:

$$G_{d,z}(z) = (C_1 - D_{12}K)(zI - (A - B_2K))^{-1}B_1 + D_{11} \quad (5.16)$$

El problema H_2 consiste en encontrar K tal que $(A - B_2K)$ sea Hurwitz y $\|G_{d,z}\| < \gamma$ para el mínimo valor de $\gamma > 0$ que cumpla las siguientes desigualdades lineales matriciales, donde X y Q son matrices simétricas (Wang, Law y Loh, 2010):

$$\begin{bmatrix} (A - B_2K)X + X(A - B_2K)^T & B_1 \\ B_1^T & -I \end{bmatrix} < 0, \quad (5.17)$$

$$\begin{bmatrix} Q & (C_1 - D_{12}K)X \\ (C_1 - D_{12}K)^T X^T & X \end{bmatrix} > 0, \quad (5.18)$$

$$\text{traza}(Q) < \gamma^2, \quad (5.19)$$

donde:

$$K = \begin{bmatrix} -310,5255 & -90,1156 & 360,2728 & 367,2728 \\ -173,2370 & -209,0270 & 71,4776 & 22,6622 \end{bmatrix}$$

$$F = \begin{bmatrix} 15,5961 \\ -173,2370 \end{bmatrix}$$

El diagrama de bloques del sistema de control desarrollado, con el controlador H₂-SFC de la temperatura de la zona calentamiento del horno objeto de estudio, se exhibe en la Figura 5.5.

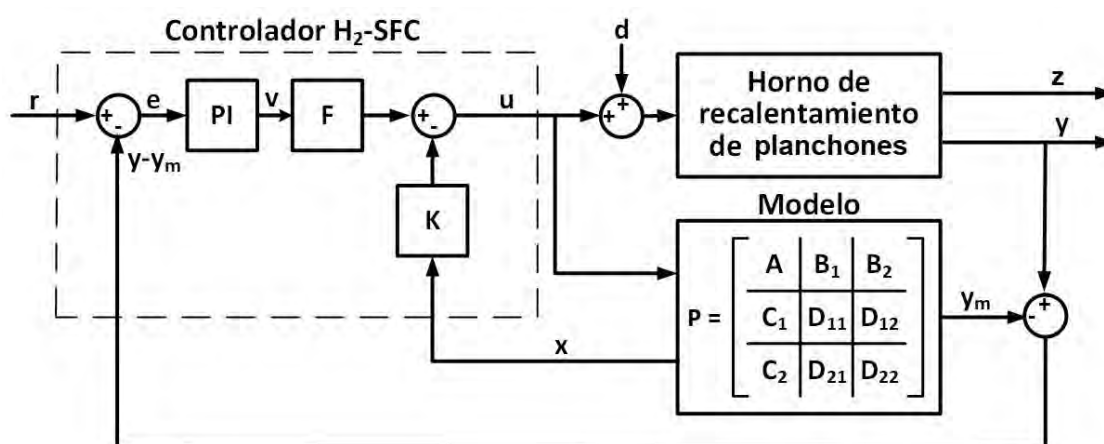


Figura 5.5. Diagrama de bloques del sistema de control, con controlador H₂-SFC, de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.

Utilizando el método de sintonía empírica basada en reglas (Åstrom y Hagglund, 2009) se determinaron los parámetros del controlador PI interno del controlador H₂-SFC: $K_c = 0,95$ y $K_i = 0,98$.

Los polos en lazo abierto del sistema son: $0,2716 + 0,6732i$, $0,2716 - 0,6732i$, $0,9964 + 0,0000i$, y $0,8883 + 0,0000i$.

Los polos en lazo cerrado del sistema son: $-1,0333 + 0,0000i$, $-0,8685 + 0,0000i$, $-0,3146 + 0,6850i$, y $-0,3146 - 0,6850i$.

Además, para fines comparativo/evaluativo del controlador H₂-SFC desarrollado se diseñó otro controlador PI utilizando el método de ajuste basado en prueba y error (Åstrom y Hagglund, 2009) cuyos parámetros de ajuste son $K_c = 0,415$ y $K_i = 0,0065$.

5.4. Análisis y discusión de resultados

Con el objeto de comprobar la efectividad del controlador H₂-SFC desarrollado se realizaron algunas pruebas comparativas del sistema de control de temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio, utilizando el modelo equivalente en tiempo discreto (5.6), (5.7) para el sistema de control con el controlador PI, así como el modelo equivalente en espacio de estado (5.11) para el sistema de control con el controlador H₂-SFC, ambos diseñados bajo condiciones similares de respuesta temporal (máximo sobreimpulso PM < 5 %, y tiempo de establecimiento t_{ss}= 50 s)

La primera prueba consistió evaluar la capacidad de los controladores H₂-SFC vs PI frente a una variación en la señal referencia de 1200°C a 1250°C. En la Figura 5.6 se muestran los resultados de las respuestas temporales del sistema de control con ambos controladores. Las especificaciones de la respuesta temporal del sistema de control en lazo cerrado con el controlador H₂-SFC son: tiempo de subida: 40 s, tiempo de pico: 40 s, máximo sobreimpulso: 0 %, y tiempo de establecimiento: 40 s. Las especificaciones de la respuesta temporal del sistema de control en lazo cerrado con el controlador PI son: tiempo de subida: 44 s, tiempo de pico: 80 s, máximo sobreimpulso: 22 %, y tiempo de establecimiento: 200 s.

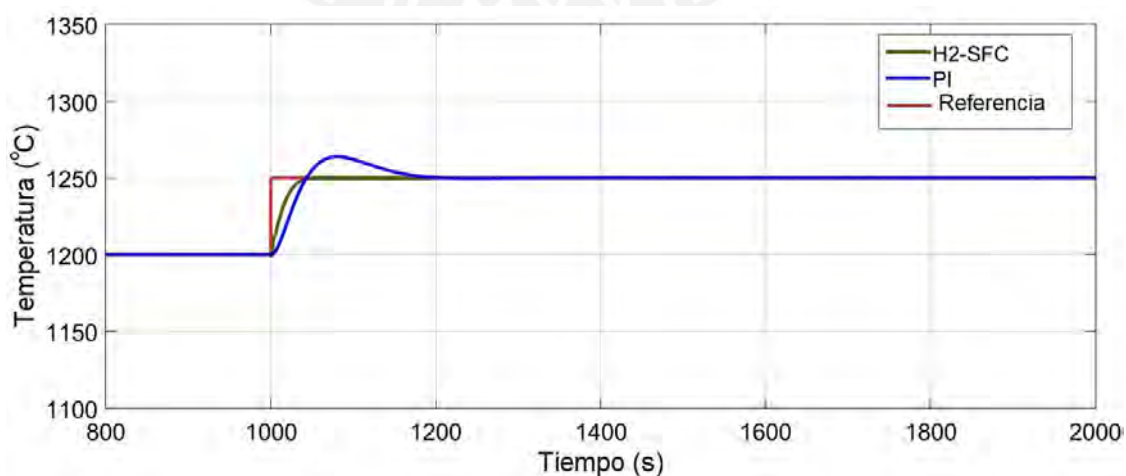


Figura 5.6. Respuestas temporales del sistema de control de la temperatura con los controladores H₂-SFC vs PI frente a una variación en la señal de referencia.

La respuesta temporal del sistema de control con el controlador H₂-SFC no presenta sobreimpulso y se estabiliza en un periodo de tiempo 5 veces menor que la respuesta con el controlador convencional PI.

La segunda prueba consistió en evaluar el desempeño de los controladores H₂-SFC vs PI frente al efecto de una perturbación externa. En la Figura 5.7 se muestran los resultados comparativos de las respuestas temporales del sistema de control con ambos controladores frente al efecto de una perturbación externa $d(k)$ (reducción del número de planchones en la zona de calentamiento), la cual se origina en el instante de tiempo $t=1400$ s y ocasiona un aumento de la temperatura de la zona de calentamiento de 1,250°C a 1,260°C.

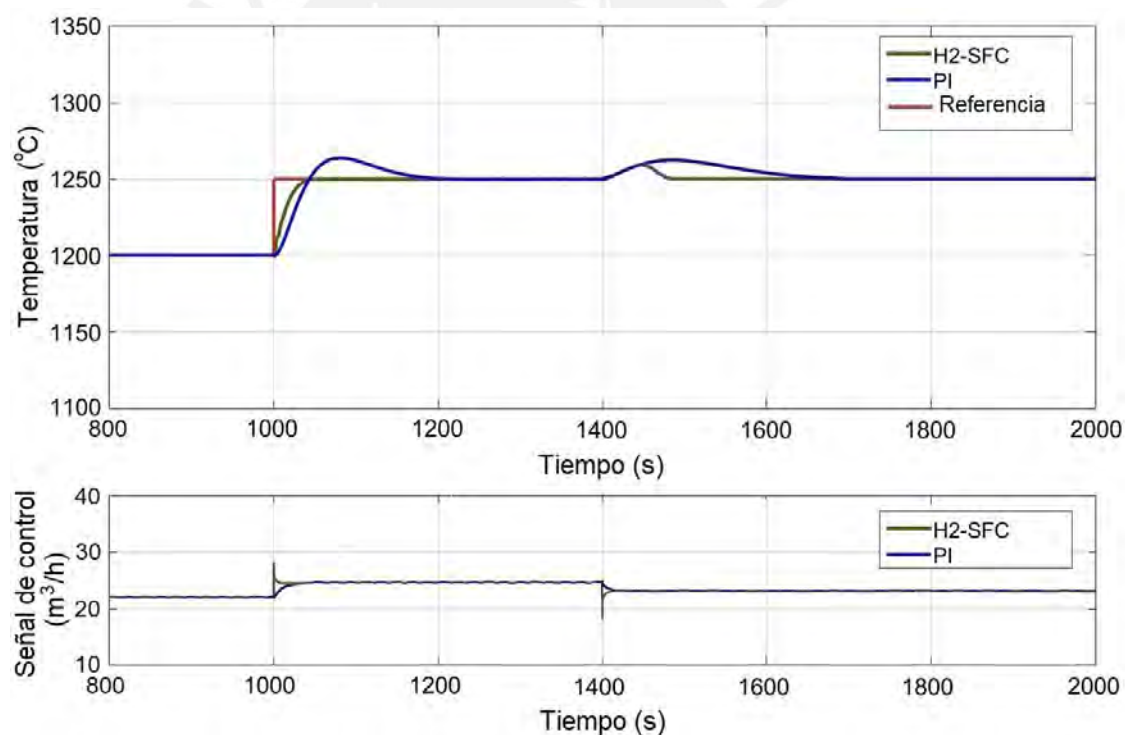


Figura 5.7. Respuestas temporales del sistema de control de temperatura con controladores H₂-SFC vs PI.

De la figura se observa que el controlador H₂-SFC exhibe un mejor desempeño que el controlador PI debido a que rechaza el efecto negativo de la perturbación en un periodo de tiempo de 80 s, mientras que el controlador PI lo rechaza en un periodo de tiempo de 250 s, es decir en un periodo de tiempo 3.1 veces mayor.

Para evaluar cuantitativamente el desempeño del sistema de control de temperatura con los controladores desarrollado H₂-SFC vs PI se utilizaron los índices de desempeño de la integral del error cuadrático (ISE), la integral del error absoluto (IAE), y el esfuerzo en el control (EU). Las Tablas 5.2, 5.3 y 5.4. muestran los resultados comparativos obtenidos mediante estos índices con los dos controladores diseñados considerando el desempeño frente a una variación en la señal de referencia (comportamiento nominal), así como frente al efecto de una perturbación externa.

Tabla 5.2. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño ISE

Controladores	ISE	ISE
	(Nominal)	(Perturbación)
PI	749	95
H ₂ -SFC	145	15

Tabla 5.3. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño IAE

Controladores	IAE	IAE
	(Nominal)	(Perturbación)
PI	85	31
H ₂ -SFC	13	5

Tabla 5.4. Resultados comparativos obtenidos mediante el índice de desempeño EU

Controladores	EU	EU
	(Nominal)	(Perturbación)
PI	712	152
H ₂ -SFC	783	225

Las Tablas 5.2, 5.3 y 5.4 muestran que el controlador H₂-SFC exhibe un menor valor ISE, un menor valor IAE, y un mayor valor EU, lo que representa que tiene un menor error de seguimiento, posibilitando alcanzar la temperatura de referencia más rápido que con el controlador PI, así como rechazar los efectos negativos de la perturbación también más rápido, aunque con un mayor esfuerzo en el control. Esto

implica que el controlador H_2 -SFC presenta una mayor robustez y un mejor desempeño.

Desde el punto de vista del control clásico, la robustez de un lazo de control se evalúa mediante los indicadores: margen de fase (Φ_m) y margen de ganancia (A_m) (Sánchez-Peña y Sznaier, 2008).

En la Figura 5.8 se exhibe el diagrama de Bode del sistema de control con controlador PI frente a una variación en la señal de referencia y bajo la influencia de una perturbación externa $d(k)$ (disminución del número de planchones en la zona de calentamiento), obteniéndose un margen de fase $\Phi_m=50^\circ$ y un margen de ganancia $A_m=27,4$ dB.

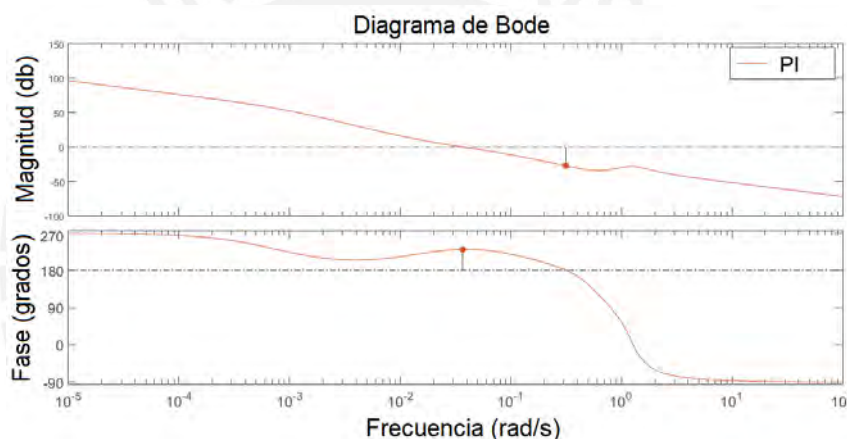


Figura 5.8. Diagrama de Bode del controlador PI frente a una variación en la señal de referencia, así como frente al efecto de una perturbación externa.

En la Figura 5.9 se muestra el diagrama de Bode del sistema de control con controlador H_2 -SFC frente a una variación en la señal de referencia y bajo la influencia de una perturbación externa $d(k)$, obteniéndose un margen de fase $\Phi_m=72,8^\circ$ y un margen de ganancia $A_m=35,9$ dB.

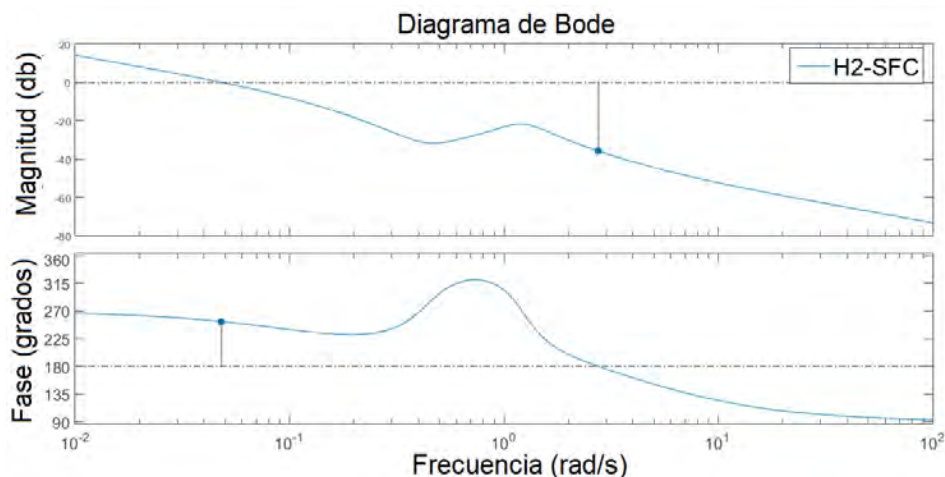


Figura 5.9. Diagrama de Bode del controlador H₂-SFC frente a una variación en la señal de referencia, y frente al efecto de una perturbación externa.

Una vez más los resultados obtenidos muestran que el mejor desempeño del sistema de control se obtiene con el controlador H₂-SFC debido a que muestra un mayor margen de fase y un mayor margen de ganancia.

Por consiguiente, el controlador H₂-SFC facilita el desarrollo de un control con alto desempeño de la temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio, lo cual implica la posibilidad de realizar una efectiva laminación de los planchones de acero, así como la reducción del deterioro del equipamiento mecánico y la disminución de la emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

5.5. Conclusiones

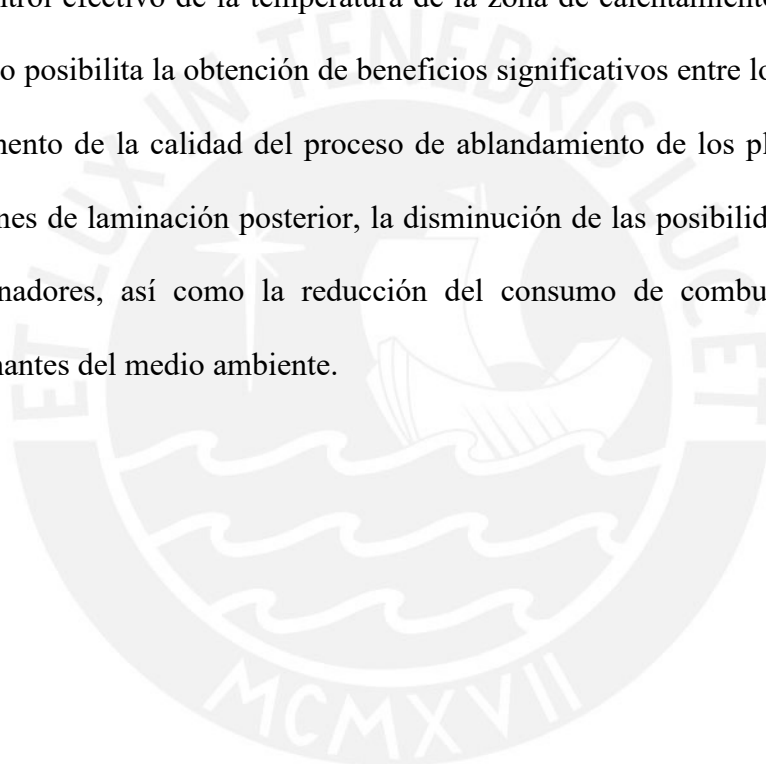
Mediante el uso de las herramientas de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático que describe la dinámica de la temperatura en la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones de la corporación Aceros Arequipa. El modelo obtenido es de cuarto orden, con estructura ARMAX y sin retardo de tiempo.

Se realizó el diseño de un controlador H₂-SFC para el control robusto de la temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio.

Los resultados evaluativos comparativos del sistema de control de temperatura con controladores H₂-SFC vs PI mostraron que el mejor desempeño del sistema de control se obtiene con el controlador H₂-SFC.

Resulta importante destacar que en este trabajo se presenta una de las investigaciones pioneras relacionadas con el diseño y evaluación de un controlador H₂-SFC para el control efectivo de la temperatura en la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones.

El control efectivo de la temperatura de la zona de calentamiento del horno objeto de estudio posibilita la obtención de beneficios significativos entre los que se destacan: el incremento de la calidad del proceso de ablandamiento de los planchones para las operaciones de laminación posterior, la disminución de las posibilidades de roturas de los laminadores, así como la reducción del consumo de combustible y de gases contaminantes del medio ambiente.



Capítulo VI. Control robusto H_∞ por realimentación de estado con compensador de tiempo muerto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento

6.1. Introducción

La teoría de control H_∞ constituye un progreso importante en el desarrollo del control avanzado debido a que ofrece un marco riguroso para diseñar controladores que garantizan la estabilidad y el desempeño de los sistemas de control a pesar de las inevitables incertidumbres que exhiben los modelos y/o los cambios inesperados del entorno (Bennett, 2017; Dong y Ahmad, 2019). El principal objetivo de esta teoría consiste en obtener controladores robustos que garantizan que la estabilidad y el desempeño de los sistemas de control sean insensibles a las imprecisiones del modelado, así como a las perturbaciones externas y ruidos en todas las condiciones de operación de las plantas (García-Sans, 2017).

El control H_∞ convencional consiste en minimizar una función de coste que representa el peor escenario del comportamiento dinámico de un proceso en todas las frecuencias (Gu, Petko y Konstantinov, 2013). Se expresa formalmente como un problema de optimización, en el que el objetivo consiste en minimizar la norma H_∞ de la matriz de transferencia desde una entrada exógena (perturbación) hasta la salida de desempeño pertinente (error) de una planta dada (Fridman, Poznyak y Bejarano, 2014; Liu y Yao, 2016). La norma H_∞ es una medida de la ganancia máxima que puede tener un sistema a cualquier frecuencia, y representa esencialmente la peor respuesta del sistema (Dong y Ahmad, 2019).

El controlador H_∞ se distingue por garantizar la estabilidad y el desempeño de los sistemas de control en presencia de incertidumbres, perturbaciones externas y ruidos, y se basa en la minimización de la norma H_∞ de la matriz transferencia desde una entrada de perturbación externa hasta la salida de desempeño pertinente (error) de la planta

(Inoue y otros, 2015).

El diseño del controlador H_∞ se realiza fundamentalmente utilizando representaciones matemáticas en el dominio del espacio de estado y por ello usualmente se le conoce como controlador H_∞ por realimentación de estado (H_∞ -SFC) (Dong y Ahmad, 2019; Inoue y otros, 2015). Es bien sabido que el desempeño de este controlador se deteriora cuando la planta a controlar presenta retardo de tiempo (Gershon y Shaked, 2019; Singh, 2015; Zhong, 2006; Xu y Chen, 2004).

En este capítulo, para el control con alto desempeño de plantas con incertidumbres y retardo de tiempo, entre las que se encuentra el precalcinador de los hornos rotatorios de cemento, se propone diseñar un controlador robusto H_∞ por realimentación de estado con compensador de tiempo muerto (DTC- H_∞ -SFC), el cual se distingue por combinar las ventajas del controlador robusto H_∞ por realimentación de estado con las ventajas del compensador de tiempo muerto.

El controlador DTC- H_∞ -SFC utiliza un modelo matemático del proceso a controlar para calcular las señales óptimas de control a través de la realimentación de estado, lo cual posibilita diseñar el controlador considerando solo la parte del modelo libre del retardo de tiempo del proceso con retardo de tiempo debido a que el compensador de tiempo muerto elimina el retardo de tiempo de la realimentación de estado.

A diferencia de los controladores PID, el controlador DTC- H_∞ -SFC exhibe tolerancia o insensibilidad a las incertidumbres y perturbaciones externas que afectan a los procesos, posibilitando además compensar el efecto negativo del retardo de tiempo en la realimentación (Zhong, 2006).

Entre las características del controlador DTC- H_∞ -SFC se encuentra la necesidad de contar con un modelo preciso del proceso y la realimentación continua de la información sobre el estado del sistema para lograr la estabilidad en lazo cerrado. Una ventaja importante de esta clase de controlador consiste en la posibilidad de tener dos

tipos de realimentación: la realimentación del estado y la realimentación de la salida (Dolly, Mathew y Jacob, 2012). El controlador estima una secuencia óptima de acciones de control que se calculan teniendo en cuenta el comportamiento del sistema y la dinámica del proceso. El primer componente de la secuencia se convierte en un punto de referencia del actuador. Si el sistema recibe nuevas medidas del sensor, se repite el cálculo y se estima una nueva secuencia. Además, es posible lograr una buena relación entre robustez y desempeño mediante el ajuste adecuado del controlador principal.

El objetivo de este capítulo consiste en desarrollar por primera vez, un controlador DTC- H_{∞} -SFC para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento.

Las principales contribuciones de este capítulo son las siguientes (Salcedo-Hernández, Rivas-Perez y Sotomayor-Moriano, 2022): (1) Se obtiene, utilizando datos de campo y los procedimientos de identificación de sistema, un modelo matemático que describe con precisión el comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento; (2) Se diseña, por primera vez, un controlador DTC- H_{∞} -SFC para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento.

6.2. Identificación del comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento

El precalcinador considerado en este trabajo es el precalcinador del Horno Rotatorio de Cemento 2 de la empresa Cementos Lima, el cual es más moderno y presenta diferencias con los instrumentos de medición y control del precalcinador del Horno Rotatorio de Cemento 1.

El precalcinador objeto de estudio está equipado con un sensor de temperatura (TT),

un sensor de flujo de combustible (FT) y una válvula de control del flujo de combustible que ingresa al quemador del precalcinador. El quemador del precalcinador dispone de un ventilador y de un lazo de control interno de la relación exceso de aire/combustible. Además, el horno rotatorio de cemento cuenta con un PLC SIMATIC S7-400 y una estación de control (PC industrial) que dispone de un sistema SCADA para la supervisión de todo el proceso productivo.

Para el desarrollo de los experimentos de identificación de sistema se consideró como variable de entrada (manipulada) la variación del caudal de combustible ($Q_f(t)$) que alimenta el quemador del precalcinador ($u(t)$) y como variable de salida (controlada) la variación de la temperatura del precalcinador.

En la Figura 6.1 se muestra el arreglo experimental en condiciones de operación realizado para la toma de datos del precalcinador.

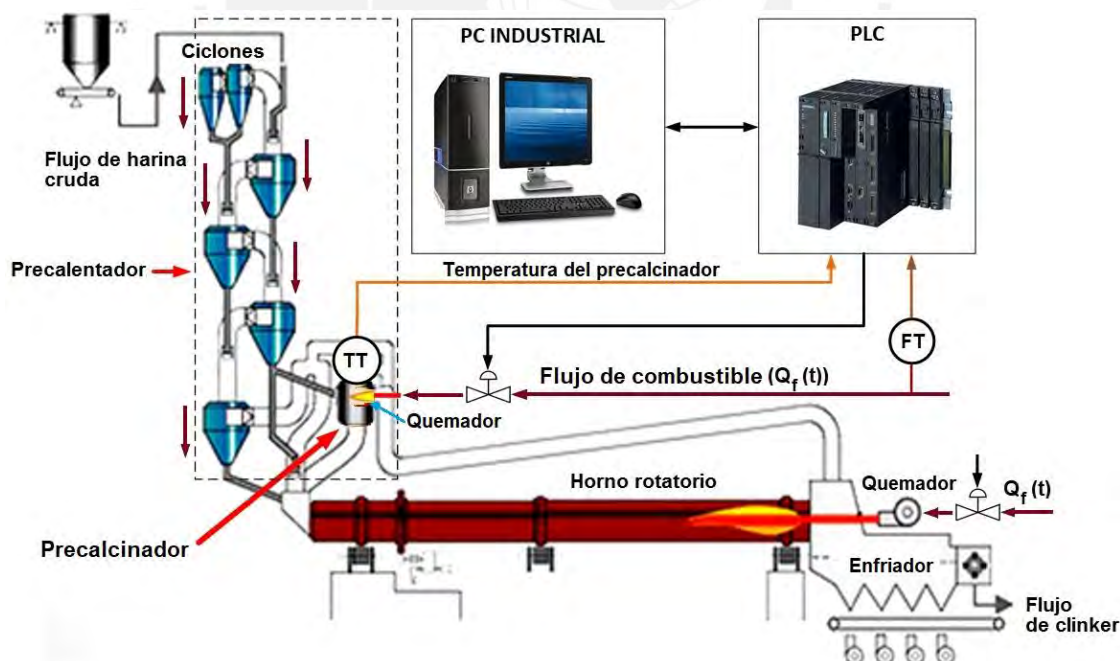


Figura 6.1. Diagrama del arreglo experimental para la recolección de datos del precalcinador objeto de estudio.

Para la derivación del modelo matemático del comportamiento dinámico de la temperatura en el precalcinador se desarrolló un procedimiento similar al desarrollado

en el epígrafe 4.2. Los datos de campo experimentales obtenidos con señal PRBS fueron muestreados con un periodo de muestreo $T = 60$ s, y se muestran en la Figura 6.2.

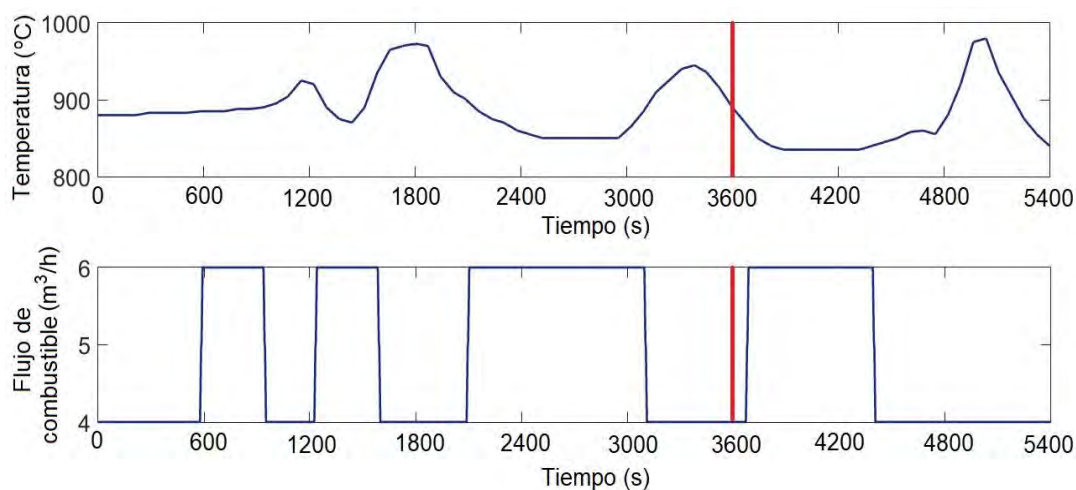


Figura 6.2. Resultados del experimento con señal PRBS.

Los resultados obtenidos de validación de los modelos se muestran en la Tabla 6.1.

Tabla 6.1. Resultados de validación del mejor modelo en cada una de las estructuras de modelo seleccionadas.

Estructura	na	nb	nc	nd	nf	nk	FIT
ARMAX	4	4	4	-	-	10	90,04%
BJ	-	4	4	4	4	9	86,72%
ARX	4	4	-	-	-	10	84,25%
OE	-	2	-	-	2	11	85,45%

De la Tabla 6.1 se observa que el mejor índice de desempeño (90.04%) se obtuvo con el modelo con estructura ARMAX, cuarto orden y retardo de tiempo, el cual se representa mediante la expresión (Ljung, 1999):

$$y(t) = \frac{B(q)}{A(q)} q^{-nk} u(t) + \frac{C(q)}{D(q)} e(t) \quad (6.1)$$

donde:

$$A(q) = 1 - 1,783q^{-1} + 0,0356q^{-2} + 1,729q^{-3} - 0,5489q^{-4}, \quad (6.2)$$

$$B(q) = 19,91q^{-11} - 46,14q^{-12} + 33,1q^{-13} - 6,842q^{-14}, \quad (6.3)$$

$$C(q) = 1 - 1,164q^{-1} - 0,109q^{-2} + 0,5668q^{-3} - 0,2937q^{-4}, \quad (6.4)$$

El modelo matemático (6.1) obtenido en tiempo discreto de la temperatura del precalcinador se representa en el dominio z mediante la siguiente función de transferencia con retardo de tiempo dominante:

$$G(z) = \frac{19,91z^3 - 46,14z^2 + 33,1z - 6,842}{z^4 - 1,783z^3 + 0,0356z^2 + 1,279z - 0,5489} z^{-10} \quad (6.5)$$

6.3. Desarrollo del controlador DTC- H_∞ -SFC

En la Figura 6.3 se muestra el diagrama de bloques estándar de la configuración del sistema de control con controlador H_∞ , donde P es la planta generalizada o sistema interconectado, w son las entradas exógenas (perturbaciones externas), z denota las salidas de desempeño (señales de error), y representa las salidas medidas disponibles para el controlador K , y u son las entrada de control. Las salidas medidas y se utilizan para obtener las entradas de control u ($u = Ky$).

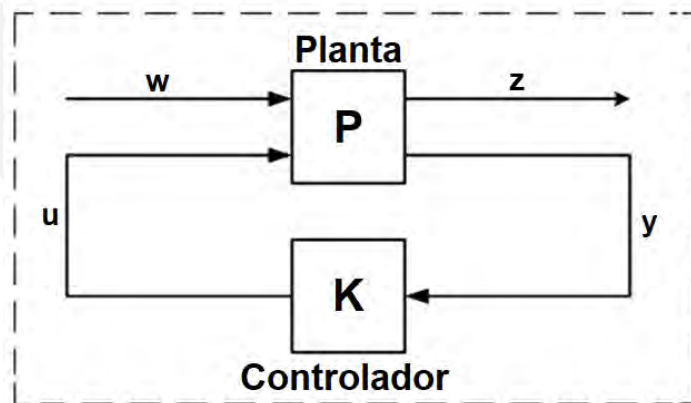


Figura 6.3. Diagrama de bloques estándar de la configuración robusta H_∞ .

El problema de diseño del controlador K consiste en encontrar un controlador estabilizador que genere una señal u considerando la información de la salida medida y para disminuir el efecto de w en z , minimizando la norma de lazo cerrado de w a z (Gu, Petko y Konstantinov, 2013). Por consiguiente, es equivalente a minimizar la norma H_∞ de la función de transferencia de w a z (Sánchez y Sznaiier, 2008).

La planta generalizada P se particiona como:

$$P = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{bmatrix}, \quad (6.6)$$

Consecuentemente, el sistema de control se representa en la forma:

$$\begin{bmatrix} z \\ y \end{bmatrix} = P \begin{bmatrix} w \\ u \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} P_{11} & P_{12} \\ P_{21} & P_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} w \\ u \end{bmatrix} \quad (6.7)$$

De (6.7) se obtiene:

$$z = \left[P_{11} + P_{12}K(I - P_{22}K)^{-1}P_{21} \right] w \quad (6.8)$$

$$z := F_l(P, K)$$

donde $F_l(P, K)$ es la transformación fraccionaria lineal inferior de P y K (Dolly Mary, Mathew y Jacob, 2012). Por ende, el objetivo del diseño del controlador consiste en (Sánchez y Sznaiier, 2008):

$$\min_{K \text{ estabilizador}} \|F_l(P, K)\|_{\infty} \quad (6.9)$$

donde la expresión (6.9) denota el problema de optimización H_{∞} (Dong y Ahmad, 2019).

No obstante, en el diseño de controladores industriales es suficiente encontrar un controlador estabilizador K tal que la norma H_{∞} de la función de transferencia de lazo cerrado sea menor que un número positivo dado γ (Gu, Petko y Konstantinov, 2013):

$$\|F_l(P, K)\|_{\infty} < \gamma \quad (6.10)$$

$$\text{donde } \gamma > \gamma_0 := \min_{K \text{ estabilizador}} \|F_l(P, K)\|_{\infty}$$

El controlador H_{∞} suele utilizar un modelo en espacio de estado para obtener las señales de control $u(k)$ (Dong y Ahmad, 2019). Por consiguiente, a partir del modelo derivado de la temperatura del precalcinador (6.5), se obtuvo el siguiente modelo del proceso en espacio de estados de tiempo discreto con retardo de tiempo:

$$\begin{aligned}
 x(k+1) &= Ax(k) + B_1 w(k) + B_2 u(k-nk) \\
 z(k) &= C_1 x(k) + D_{11} w(k) + D_{12} u(k-nk) \\
 y(k) &= C_2 x(k) + D_{21} w(k) + D_{22} u(k-nk)
 \end{aligned} \tag{6.11}$$

donde $x(k) \in \mathcal{R}^n$ es el vector de estado, $w(k) \in \mathcal{R}^p$ es la entrada de perturbación, $u(k) \in \mathcal{R}^m$ es la entrada de control, $y(k) \in \mathcal{R}^r$ es la salida medida, $z(k) \in \mathcal{R}^q$ es la salida controlada, nk es el retardo de tiempo discreto, A , B_1 , B_2 , C_1 , C_2 , D_{11} , D_{12} , D_{21} , D_{22} son matrices apropiadamente dimensionadas,

$$A = \begin{bmatrix} 1,783 & -0,0356 & -1,279 & 0,5489 \\ 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 0 \end{bmatrix}, \quad B_1 = B_2 = \begin{bmatrix} 8 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}, \quad C_1 = [0 \ 0 \ 0 \ 1],$$

$C_2 = [2,489 \ -5,768 \ 4,138 \ -0,8552]$, $D_{11} = [0]$, $D_{12} = [1]$, $D_{21} = [1]$, $D_{22} = [0]$, $nk = 10T = 600$ s. Por consiguiente, se asume que no existe un vínculo directo entre la entrada de control $u(k)$ y la salida medida $y(k)$ ($D_{22} = 0$).

En la Figura 6.4 se presenta el diagrama de bloques del sistema de control de la temperatura del precalcinador con el controlador DTC- H_∞ -SFC que se propone, donde $y_{m1}(k)$ es la salida del modelo sin retardo de tiempo y $y_{m2}(k)$ es la salida del modelo retardada.

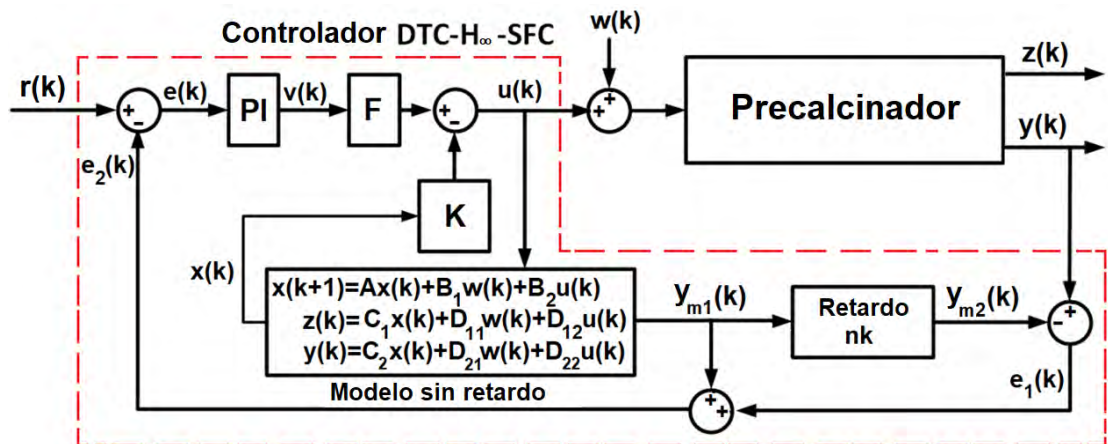


Figura 6.4. Diagrama de bloques del sistema de control diseñado con controlador DTC- H_∞ -SFC de la temperatura del precalcinador.

Es bien sabido que si a un controlador por realimentación de estado (SFC) se le adiciona una acción integral en el trayecto directo se logra un error de estado estable nulo tanto en el seguimiento de la señal de referencia escalón como en el rechazo de las perturbaciones en la entrada del proceso (Dong y Ahmad, 2019). Por consiguiente, para garantizar un error de estado estacionario nulo de la señal de error $e(k)$ se adicionó un controlador PI, el cual dispone de dos parámetros de ajuste, los cuales posibilitan mejorar el desempeño del sistema de control. El controlador PI de tiempo discreto se representa mediante la expresión (Rabbath y Léchevin, 2014):

$$v(k) = K_C e(k) + P_I(k) \quad (6.12)$$

donde

$$P_I(k) = K_I \sum_{j=0}^k e(j) = K_I e(k) + P_I(k-1) \quad (6.13)$$

K_C es la ganancia proporcional, $K_I = \frac{K_C T_s}{T_I}$ es la ganancia integral, T_I es la constante de tiempo integral.

La ley de control por realimentación de estado se describe mediante la expresión (Gu, Petko y Konstantinov, 2013):

$$u(k) = -Kx(k) + Fv(k) \quad (6.14)$$

donde $K \in \mathfrak{R}^{1 \times 4}$ es el controlador estabilizador y $F \in \mathfrak{R}^{1 \times 1}$ es la ganancia de seguimiento.

Los siguientes supuestos fueron considerados:

- i) (A, B_1) es estabilizable y (C_1, A) es detectable;
- ii) (A, B_2) es estabilizable y (C_2, A) es detectable;
- iii) $D_{12}^T [C_1 \quad D_{12}] = [0 \quad I]$;

$$\text{iv) } \begin{bmatrix} B_1 \\ D_{21} \end{bmatrix} D_{21}^T = \begin{bmatrix} 0 \\ I \end{bmatrix}.$$

El supuesto (i) garantiza que la estabilidad interna de P es equivalente a la estabilidad BIBO (entrada acotada, salida acotada) de W a Z . La suposición (ii) es necesaria y esperanzadora de que P puede internamente estabilizarse mediante la realimentación de la salida. Los supuestos (iii) y (iv) se utilizan para simplificar la derivación y pueden generalizarse mediante transformaciones de entrada y salida.

El problema H_∞ consiste en encontrar un controlador estabilizador K que minimice la norma H_∞ de la función de transferencia de W a Z (Gu, Petko y Konstantinov, 2013). La ganancia de seguimiento F permite que la salida medida del sistema y alcance la referencia r resolviendo un problema de seguimiento de referencia diferente de cero del sistema, donde $e = r - y$ es el error. Se debe cumplir:

$$F = [C_2(I - (A - B_2K))^{-1}B_2]^{-1} \quad (6.15)$$

Considerando el retardo de tiempo dominante del proceso ($nk = 600$ s), se le adiciona al sistema de control un compensador de tiempo muerto (DTC) para compensar dicho retardo en la realimentación (Feliu-Batlle y Rivas-Perez, 2021).

Insertando (6.14) en el modelo del proceso en espacio de estado de tiempo discreto (6.11) sin retardo de tiempo (ver Figura 6.5) se obtiene:

$$\begin{aligned} x(k+1) &= (A - B_2K)x(k) + B_2Fv(k) + B_1w(k) \\ z(k) &= (C_1 - D_{12}K)x(k) + D_{12}Fv(k) + D_{11}w(k) \end{aligned} \quad (6.16)$$

Por consiguiente, el controlador K y la ganancia de seguimiento F se determinan como:

$$K = [K_{11} \quad K_{12} \quad K_{13} \quad K_{14}], \quad F = [f_{11}] \quad (6.17)$$

La matriz de transferencia de $w(k)$ a $z(k)$ se obtiene mediante la expresión:

$$G_{w,z}(z) = (C_1 - D_{12}K)(zI - (A - B_2K))^{-1}B_1 + D_{11} \quad (6.18)$$

Por consiguiente, el problema de control H_∞ abordado en este trabajo se enuncia

como: encontrar un controlador K tal que $(A - B_2K)$ sea Hurwitz, y $\|G_{w,z}\|_\infty < \gamma$ para el valor mínimo de $\gamma > 0$ cumpla con la siguiente desigualdad matricial lineal (Gu, Petko y Konstantinov, 2013):

$$\begin{bmatrix} (A - B_2K)X + X(A - B_2K)^T & B_1 & X(C_1 - D_{12}K)^T \\ B_1^T & -I & D_{11}^T \\ (C_1 - D_{12}K)X & D_{11} & -\gamma^2 I \end{bmatrix} < 0 \quad (6.19)$$

$$X > 0 \quad (6.20)$$

donde, X es una matriz simétrica y γ es un número positivo dado.

Utilizando la función `hinfsyn` de la caja de herramienta de Control Robusto de Matlab, de (6.19) considerando (6.20) se obtiene:

$$K = [-0,6982 \quad -3,7307 \quad -5,0445 \quad -2,8008], \quad F = [1] \quad (6.21)$$

Además, como resultado de ajustar el controlador PI interno, mediante el método de respuesta en frecuencia considerando la frecuencia de cruce de ganancia y el margen fase deseados (Åstrom y Hagglund, 2009), se obtuvo: $K_c = 80$ y $K_I = 19,9$.

6.4. Análisis y discusión de resultados

Para evaluar el desempeño y precisión del controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado de la temperatura del precalcinador en el horno objeto de estudio, se desarrollaron diferentes pruebas basadas en simulaciones de escenarios industriales reales de operación. La primera prueba consistió en verificar la capacidad del controlador de seguimiento de variaciones en la señal de referencia $r(k)$. La Figura 6.5 muestra la respuesta temporal del sistema de control de la temperatura del precalcinador con el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado, así como la señal de control frente a un paso en la señal de referencia de 920°C a 950°C en el instante de tiempo $t = 400$ s

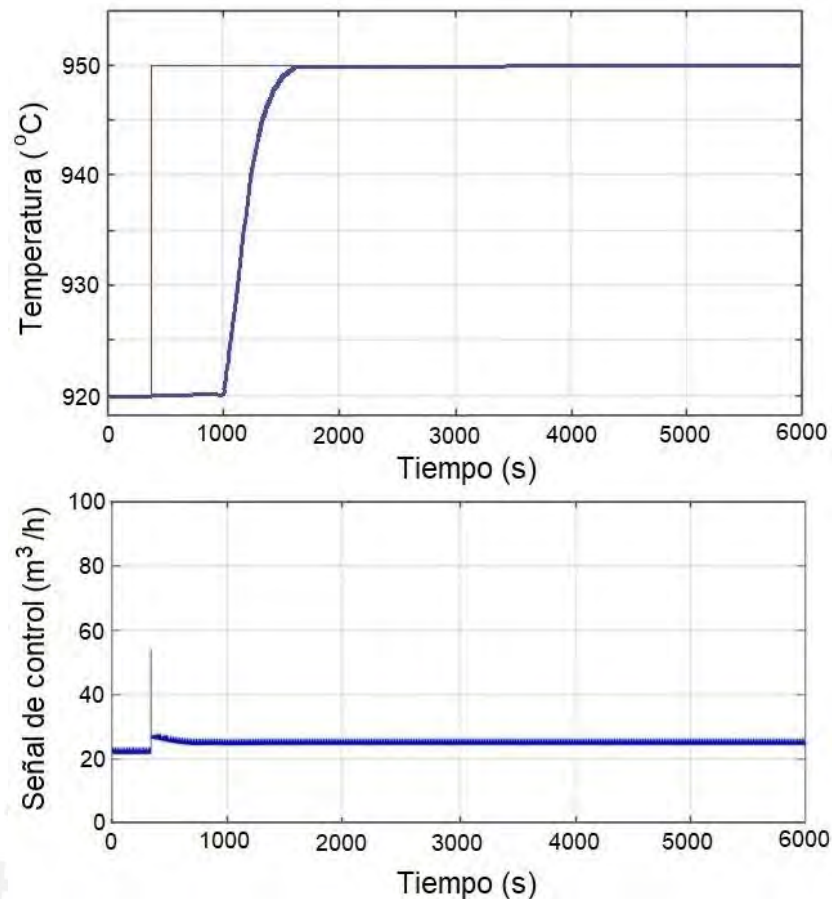


Figura 6.5. Respuesta temporal del sistema de control de la temperatura del precalcinador con el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado.

De la Figura 6.5 se observa que la temperatura en el precalcinador alcanza el nuevo valor de referencia en un tiempo aproximado de 1295 s, sin sobreimpulso y con error de estado estacionario $e(k)=0$. Estos resultados muestran que el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado tiene la capacidad de seguimiento efectivo de las variaciones en la señal de referencia en un periodo de tiempo que se encuentra dentro de los límites establecidos de operación del precalcinador.

Considerando, que actualmente los controladores PI y DTC+PI son los más utilizados en el control de la temperatura del precalcinador (Tsamatsoulis y Zlatev, 2016; Mohankrishna y otros, 2018), la segunda prueba consistió en analizar comparativamente la capacidad de seguimiento de los controladores DTC- H_∞ -SFC vs DTC+PI frente a variaciones en la señal de referencia, así como frente al rechazo del

efecto negativo de perturbaciones externas en ambientes cercanos a las condiciones nominales de operación del precalcinador objeto de estudio.

Por consiguiente, se diseñó un controlador DTC+PI de tiempo discreto. Se utilizó como modelo interno del DTC el modelo obtenido de la temperatura del precalcinador (6.5). Los parámetros obtenidos de ajuste del controlador PI fueron: $K_C = 0.00575$ y $K_I = 0.0008225$. La Figura 6.6 muestra la respuesta temporal del sistema de control con controladores DTC- H_∞ -SFC vs DTC+PI frente a una variación en la señal de referencia de 910°C a 950°C , así como frente a una perturbación externa que se origina en el instante de tiempo $t=4400$ s.

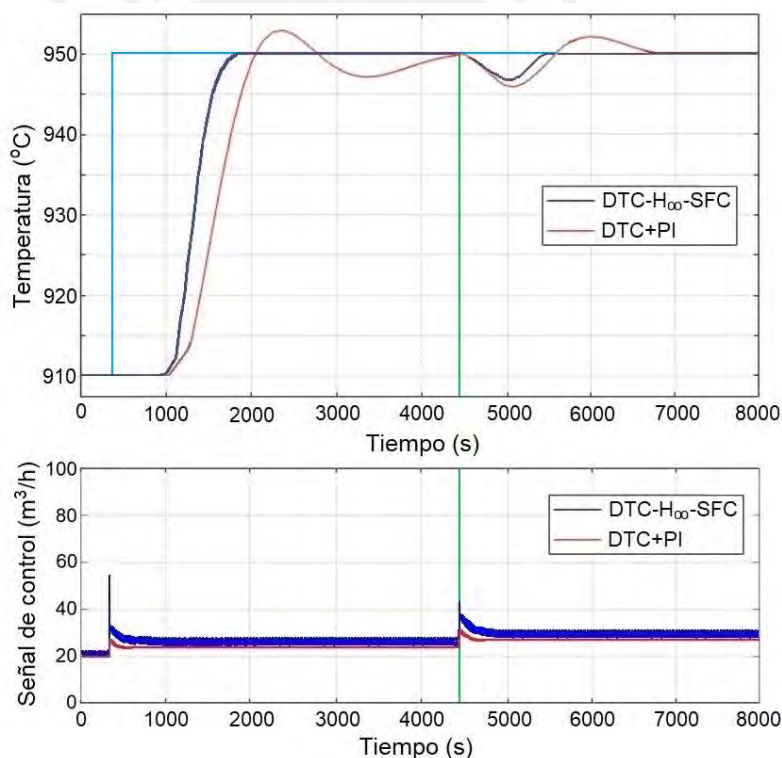


Figura 6.6. Resultados comparativos del desempeño del sistema de control con controladores DTC- H_∞ -SFC vs. DTC+PI.

De la Figura 6.6 se observa que con el controlador DTC- H_∞ -SFC se alcanza la temperatura de referencia de 950°C sin sobreimpulso y en un tiempo aproximado de 1600 s, mientras que con el controlador DTC+PI se alcanza dicha referencia con sobreimpulso y en un periodo de tiempo de 4400 s, es decir, en un intervalo de tiempo

2,77 veces mayor.

De la Figura 6.6 también se observa que en el instante de tiempo $t = 4400$ s se origina una perturbación externa debido a una disminución en la magnitud de apertura de la válvula de control que regula el flujo de combustible del quemador del horno rotatorio (ver Fig. 6.1), provocando una disminución en el flujo de combustible de $5 \text{ m}^3/\text{h}$. Como consecuencia, los gases calientes que llegan al precalcinador disminuyen su temperatura y provocan una reducción de la temperatura del precalcinador. El controlador DTC- H_∞ -SFC rechaza completamente este efecto negativo en un tiempo aproximado de 1000 s, mientras que el controlador DTC+PI lo rechaza en un tiempo aproximado de 2400 s, es decir en un intervalo de tiempo 2,4 veces mayor. Estos resultados muestran que el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado tiene la capacidad suficiente para rechazar de manera efectiva los efectos negativos de las perturbaciones externas dentro de los límites establecidos de operación nominal de la temperatura del precalcinador.

Para evaluar el desempeño del sistema de control con los controladores diseñados se utilizaron los índices de desempeño del Error Integral Cuadrático (ISE), el Error Integral Absoluto (IAE), y el Esfuerzo de Control (EU) los cuales se representan mediante las siguientes expresiones (Blower, 2023):

$$J_{ISE} = \sum_{k=0}^N e(k)^2 \quad (6.22)$$

$$J_{IAE} = \sum_{k=0}^N |e(k)| \quad (6.23)$$

$$J_{EU} = \frac{1}{N} \sum_{k=0}^N |u(k)| \quad (6.24)$$

En las Tablas 6.2, 6.3, y 6.4 se muestran los resultados comparativos de los índices de desempeño ISE, IAE y EU definidos en (6.22), (6.23) y (6.24) del sistema de control de la temperatura del precalcinador del horno rotatorio de cemento objeto de

estudio con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI, considerando el comportamiento nominal y el efecto de una perturbación externa.

Tabla 6.2. Resultados comparativos del índice de desempeño ISE del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI

	ISE	ISE
	(Nominal)	(Perturbación)
DTC+PI	14,149	140
DTC- H_{∞} -SFC	13,230	45

Tabla 6.3. Resultados comparativos del índice de desempeño IAE del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI

	IAE	IAE
	Nominal	Perturbación
DTC+PI	302	42
DTC- H_{∞} -SFC	277	17

Tabla 6.4. Resultados comparativos del índice de desempeño EU del sistema de control con los controladores DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI

	EU	EU
	Nominal	Perturbación
DTC+PI	10	7
DTC- H_{∞} -SFC	16	11

Nuevamente, los resultados obtenidos muestran que el mejor desempeño se obtiene con el controlador DTC- H_{∞} -SFC debido a que es el que presenta los valores más bajos de los índices de desempeño ISE y IAE, aunque el esfuerzo de control es superior. Por consiguiente, el controlador DTC- H_{∞} -SFC diseñado permite obtener mejoras significativas en el control de la temperatura del precalcinador del horno rotatorio de cemento objeto de estudio, lo que implica producir clinker de calidad con menor consumo energético, y con menor emisión de gases contaminantes del medio ambiente.

6.5. Conclusiones

En base a datos experimentales en tiempo real y a la aplicación de las herramientas de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático que describe adecuadamente el comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento. El modelo obtenido es de tiempo discreto de cuarto orden y presenta retardo de tiempo dominante.

Se diseñó un controlador robusto DTC- H_{∞} -SFC para el control con alto desempeño de la temperatura del precalcinador del horno objeto de estudio, el cual se distingue por utilizar un compensador de tiempo muerto (DTC) para compensar el retardo de tiempo del proceso, y un controlador H_{∞} por realimentación de estado (H_{∞} -SFC) modificado mediante un controlador PI para seguir con alto desempeño la señal de referencia, así como rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas.

Los resultados obtenidos de las pruebas evaluativas mediante simulación revelaron que el controlador DTC- H_{∞} -SFC diseñado exhibe la capacidad suficiente para el seguimiento de manera efectiva de las señales de referencia y el rechazo de los efectos negativos de las perturbaciones externas en períodos de tiempo que se encuentran dentro de los límites nominales de operación establecidos de la temperatura del precalcinador.

Los resultados de la evaluación comparativa de los controladores diseñados DTC- H_{∞} -SFC vs DTC+PI, mediante los índices de desempeño del Error Cuadrático Integral (ISE), y el Error Absoluto Integral (IAE), mostraron que el mejor desempeño del sistema de control se obtiene con el controlador DTC- H_{∞} -SFC.

En este trabajo se presentan las primeras experiencias relacionadas con el diseño de un controlador DTC- H_{∞} -SFC para el control robusto de la temperatura en el precalcinador de un horno rotatorio de cemento, el cual debido a su elevada precisión garantiza la producción de clinker de calidad con un menor consumo de combustible y una menor emisión de gases contaminantes al medio ambiente

Conclusiones generales

Se realizó una evaluación de las estrategias de automatización de los grandes hornos industriales, la cual reveló que en la actualidad dichos hornos se controlan fundamentalmente mediante controladores convencionales, los cuales no son suficientes para garantizar un control robusto de los procesos de transferencia de calor.

Se obtuvo un modelo matemático que describe de forma adecuada el comportamiento dinámico de la temperatura de clinkerización en la zona de combustión de un horno rotatorio de cemento. En base a este modelo se realizó el diseño de un controlador GPC para el control de la temperatura de clinkerización. Los resultados de simulación del sistema de control considerando diferentes escenarios de operación industrial del horno objeto de estudio mostraron la robustez del controlador GPC diseñado.

Se obtuvo un modelo matemático que describe el comportamiento dinámico de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento vía seca. En base al modelo matemático derivado se diseñó un controlador SFC-SP para el control efectivo de la temperatura del precalcinador, el cual se distingue por utilizar un controlador por realimentación de estado (SFC) complementado con un controlador PI para rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas, y un predictor de Smith (SP) para compensar los efectos negativos del retardo de tiempo dominante del proceso. Los resultados obtenidos mediante simulación revelaron que el controlador SFC-SP diseñado exhibe la robustez suficiente para seguir de forma efectiva las variaciones en la señal de referencia y rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas en periodos de tiempo que se encuentran dentro de los límites establecidos de operación nominal de la temperatura del precalcinador.

Se derivó un modelo matemático que describe adecuadamente el comportamiento dinámico de la temperatura de la zona de calentamiento de un horno de recalentamiento de planchones. En base al modelo matemático obtenido se realizó el diseño de un

controlador H_2 -SFC para el control robusto de la temperatura en la zona de calentamiento del horno objeto de estudio. Los resultados evaluativos del sistema de control de temperatura con el controlador H_2 -SFC considerando diferentes escenarios de operación del horno mostraron la robustez del controlador diseñado.

Finalmente, se diseñó un controlador DTC- H_∞ -SFC para el control robusto de la temperatura del precalcinador de un horno rotatorio de cemento, el cual se distingue por utilizar un compensador de tiempo muerto (DTC) para compensar el retardo de tiempo del proceso, y un controlador H_∞ por realimentación de estado (H_∞ -SFC) complementado con un controlador PI para rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas. Los resultados obtenidos de las pruebas evaluativas mediante simulación revelaron que el controlador DTC- H_∞ -SFC diseñado exhibe la suficiente robustez para seguir de manera efectiva las variaciones en la señal de referencia y rechazar los efectos negativos de las perturbaciones externas en períodos de tiempo que se encuentran dentro de los límites nominales de operación establecidos de la temperatura del precalcinador.

Referencias

- Abdo-Allah, A., Iqbal, T., and Pope, K. (2018). Modeling, analysis, and state feedback control design of a multizone HVAC system. *Journal of Energy*, 4303580, 1–11.
- Abidi, K., and Xu, J. X. (2015). *Advanced Discrete-Time Control: Designs and Applications*. Singapore: Springer Science Business Media.
- Acedo Sanchez, J. (2009). *Control Avanzado de Procesos, Teoría y Práctica*. Madrid, España: Ediciones Díaz de Santos S.A.
- Agama Moreno, J., and Rivas-Perez, R. (2010). *Desarrollo de Estrategias Avanzadas para el Control de Procesos con Retardo de Tiempo*. Lima, Perú: Editorial PUCP.
- Ahmad, J. A., Tu, F. W., Ali, W. S., Terriche, Y., and Guerrero, J. M. (2022). Fractional-order PID controllers for temperature control: A review. *Energies*, 15, 3800.
- Ahmed, Z. Y., T'Jollyn, I., Lecompte, S., Demeester, T., Beyne, W., Schoonjans, T. Raad, T. D., and De Paepe, M. (2023). Computationally efficient alternative to a full-scale transient simulation of a reheating furnace. *Thermal Science and Engineering Progress*, 40, 101775.
- Alcácer, V., and Cruz-Machado, V. (2019). Scanning the industry 4.0: A literature review on technologies for manufacturing systems. *Engineering Science and Technology*, 22(3), 899–919.
- Alcántara, S., Ibeas, A., Herrera, J. A., Vilanova, R., and Pedret, C. (2019). Multi-model Smith predictor based control of multivariable systems with uncertain bounded external delays. *IEEE Latin America Transactions*, 7(1), 87–92.
- Alhajeri, M., and Soroush, M. (2020). Tuning guidelines for model-predictive control. *Industrial Engineering Chemistry Research*, 59, 4177–4191.
- Ali, A. J., Abbas, H. H., and Bevrani H. (2023). Comparative analysis of H_2 and H_∞ robust control design approaches for dynamic control systems. *Journal of Engineering*, 29(8), 1–15.
- Ali, A. M., Tabares, J. D., and McGinley M. W. (2022). A machine learning approach for clinker quality prediction and nonlinear model predictive control design for a rotary cement kiln. *Journal of Advanced Manufacturing and Processing*, 4, e10137, 1–30.
- Alsop, P. A. (2019). *The Cement Plant Operations Handbook*, 7th ed. Tradership Publication LTD, Dorking, UK.
- Andreev, S. (2019). System of energy-saving optimal control of metal heating process in heat treatment furnaces of rolling mills. *Machines*, 7, 60.
- Anjana, C., and Dinakar Das, C. N. (2016). Adaptive fuzzy logic controller for rotary

- kiln control. *International Research Journal of Engineering and Technology*, 3(10), 231–235.
- Antolín, J. C., González, A., Lopez, J., and López, J. (2018). Digital industrial furnaces: Challenges for energy efficiency under Vulkano project. *Journal of Energy Systems*, 2(4), 204–217.
- Astolfi, G., Barboni, L., Cocchioni, F., Pepe, C. and Zanolì, S. M. (2017). Optimization of a pusher type reheating furnace: an adaptive model predictive control approach. *Proceedings of 6th International Symposium on Advanced Control of Industrial Processes*, Taipei, Taiwan.
- Arad, S., Arad, V., and Bobora, B. (2008). Advanced control schemes for cement fabrication processes. In: *Robotics and Automation in Construction*, Carlos Balaguer and Mohamed Abderrahim (Ed.), 381–404, InTech.
- Armstrong, A., Horry, K., Cui, T., Hulley, M., Turner, R., Farid, S. S., Goldrick, S., and Bracewell, D. G. (2021). Advanced control strategies for bioprocess chromatography: challenges and opportunities for intensified processes and next generation products. *Journal of Chromatography*, 1639, 461914.
- Åstrom, K., and Hagglund, T. (2009). *Control PID Avanzado*. Madrid, España: Pearson Educación S. A.
- Atmaca, A., and Yumrutas, R. (2014). Analysis of the parameters affecting energy consumption of a rotary kiln in cement industry. *Applied Thermal Engineering*, 66, 435–444.
- Azadi, P., Elwan, H., Klock, R., and Engell, S. (2023). Improved operation of a large-scale blast furnace using a hybrid dynamic model based optimizing control scheme. *Journal of Process Control*, 129, 103032.
- Azar, A. T., and Vaidyanathan, S. (2014). *Handbook of Research on Advanced Intelligent Control Engineering and Automation*. Delhi, India: Engineering Science Reference.
- Balbis, L., Balderud, J., and Grimble, M. J. (2008). Nonlinear predictive control of steel slab reheating furnace. *Proceedings of American Control Conference*, Seattle, Washington, USA.
- Bao, Q., Zhang, S., Guo, J., Li, Z., and Zhang, Z. (2023). Multivariate linear-regression variable parameter spatio-temporal zoning model for temperature prediction in steel rolling reheating furnace. *Journal of Process Control*, 123, 108–122.
- Bharath Kumar, V., Sandeep Rao, K., Charan, G., and Pavan Kumar, Y. V. (2021).

- Industrial heating furnace temperature control system design through fuzzy-PID controller. *Proceedings of IEEE International IOT, Electronics and Mechatronics Conference*, Toronto, Canada.
- Bartodziej, C. J. (2017). *The Concept Industry 4.0. an Empirical Analysis of Technologies and Applications in Production Logistics*. Berlin, Germany: Springer.
- Bakosova, M., Oravec, J., Vasickaninova, A., Meszaros, A., and Artzova P. (2019). Advanced control of a biochemical reactor for yeast fermentation. *Chemical Engineering Transactions*, 76, 769-774.
- Baukal, C. (2000). *Heat Transfer in Industrial Combustion*. New York, USA: CRC Press LLC.
- Bennett, S. (2017). *Robust Control: Systems, Theory and Analysis*. London, UK: Nova Science Pub Inc.
- Benitez-Gonzalez, I. O., Rivas-Perez, R, and Feliu-Batlle, V. (2017). Modified Smith predictor for concentration control in manufacturing process of injectable drugs. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 16(2), 635–649.
- Benitez, I. O., Rivas, R., Feliu, V., Sanchez, L. P., and Sanchez, L. A. (2016). Fuzzy gain scheduled Smith predictor for temperature control in an industrial steel slab reheating furnace. *IEEE Latin America Transactions*, 14(11), 4439–4447.
- Benitez, I. O., Rivas, R., Feliu, V., and Castillo, F. J. (2015). Temperature control based on a modified Smith predictor for injectable drug formulations. *IEEE Latin America Transactions*, 13(4), 1041–1047.
- Bisulandu, B. J. R. M., and Huchet F. (2023). Rotary kiln process: An overview of physical mechanisms, models and applications. *Applied Thermal Engineering*, 221, 119637.
- Blower, G. (2023). *Linear Systems*. Berlin, Germany: Springer International Publishing.
- Boateng, A. A. (2016). *Rotary Kilns Transport Phenomena and Transport Processes* (2nd ed.). Oxford, UK: Elsevier Inc.
- Borase, R. P., Maghade, D. K., Sondkar, S. Y., and Pawar, S. N. (2021). A review of PID control, tuning methods and applications. *International Journal of Dynamic Control*, 9, 818–827.
- Borrelli, F., Bemporad, A., and Morari, M. (2017). *Predictive Control for Linear and Hybrid Systems* (1st ed.). New York, USA: Cambridge University Press.
- Both, R., Dulf, E. H., and Cormos, A. M. (2016). Advanced control of a complex chemical process. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 33(1), 155–168.

- Buckbee, G. (2021). *Process Control Basics*. New York, USA: International Society of Automation.
- Bucz, Š., and Kozáková, A. (2018). *Advanced Methods of PID Controller Tuning for Specified Performance. PID Control for Industrial Processes*. London, UK: IntechOpen.
- Camacho, E. F., and Bordons, C. (2012). *Model Predictive Control in the Process Industry*. London, UK: Springer-Verlag.
- Camacho, O., y Martínez, J. (2017). *Procesos con Retardo de Tiempo Dominante: Diseño, Análisis y Comparación de Estrategias de Control*. Republica de Moldova: Editorial Académica Española.
- Camacho, O., y de La Cruz, F. (2015). Controlador de modos deslizantes basado en predictor de Smith y modelo de segundo orden para procesos con elevado retardo. *Revista Politécnica*, 35(2), 18–24.
- Camacho, O., and de la Cruz, F. (2004). Smith predictor based-sliding mode controller for integrating processes with elevated deadtime. *ISA Transactions*, 43(2), 257–270.
- Camdali, U., Erisen, A., and Celen, F. (2004). Energy and exergy analyses in a rotary kiln with pre-calcinations in cement production. *Energy Conversion and Management*, 45, 3017–3031.
- Cao, H., Du, D., Peng, Y., and Yin, Y. (2006). Air-fuel-ratio optimal control of a gas heating furnace on fuzzy neural networks. *Advances in Neural Networks. Proceedings of Symposium held at the Third International Symposium on Neural Networks*, Chengdu, China.
- Carpanzano, D., Knutte, D., Hernandez-Lopez, Y., Rivas-Perez, R., et al. (2023). *Advances in Artificial Intelligence Methods Applications in Industrial Control Systems*. Basel, Switzerland: MDPI.
- Castillo-Garcia, F. J., Feliu-Battle, V., Rivas-Perez, R., and Sanchez-Rodriguez, L. (2011). Time domain tuning of a fractional order $PI\alpha$ controller combined with a Smith predictor for automation of water distribution in irrigation main channel pools. *IFAC Proceedings Volumes*, 44 (1), 15049–15054.
- Castillo-Garcia, F., Rivas-Perez, R., and Feliu-Battle, V. (2008). Fractional $I\alpha$ controller combined with a Smith predictor for effective water distribution in a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes*, 41(2), 14558–14563.
- Castillo Tirado, J. L., Ospina Alarcón, M. A., and Ortiz Valencia, P. A. (2022). Rotary cement kiln: a review to the control by expert systems. *TecnoLógicas*, 25(55), e2391.

- Chakravarty, K., and Kumar, S. (2020). Increase in energy efficiency of a steel billet reheating furnace by heat balance study and process improvement. *Energy Reports*, 6, 343–349.
- Chatterjee, A. K. (2022). *Intelligent and Sustainable Cement Production: Transforming to Industry 4.0 Standards*. Abingdon, UK: CRC Press.
- Chatterjee, A. K. (2018). *Cement Production Technology Principles and Practice*. Florida, USA: CRC Press, Taylor & Francis Group.
- Chaves, C. R., Rodrigo Juliani, C. G., and García, C. (2019). Identification of the dynamic model of a petrochemical furnace of 50 MW for implementation of MPC control. *IFAC PapersOnLine*, 52(1), 317–322.
- Chen, C. J., Chou, F. I., and Chou, J. H. (2022). Temperature prediction for reheating furnace by gated recurrent unit approach. *IEEE Access*, 10, 33362–33369.
- Coral Medina, J. D., Fontalvo Alzate, J., and Gómez García, M. A. (2011). Modelamiento y simulación de hornos rotatorios. Aplicación a la producción de cemento. *Memorias del VIII Congreso Colombiano de Métodos Numéricos: Simulación en Ciencias y Aplicaciones Industriales*, Medellín, Colombia.
- Correa de Godoy, R. J., and Garcia, C. (2017). Plantwide control: a review of design techniques, benchmarks and challenges. *Industrial Engineering Chemistry Research*, 56(28), 7877–7887.
- Damour, E. (2018). *Industrial Furnaces and Methods of Control*. Franklin Classics Trade Press, London, UK.
- Delgado, M., and Durand, C. (2014). *Reporte de Sostenibilidad 2014 Unión Andina de Cemento S. A. A.* Lima, Perú: Editorial Rayo Verde S. A. C.
- Deng, Y., Léchappé, V., Moulay, E., Chen, Z., Liang, B., Plestan, F., and Han Q. L. (2022). Predictor-based control of time-delay systems: a survey. *International Journal of Systems Science*, 53(12), 2496–2534.
- Deolalkar, S. P. (2021). *Handbook for Designing Cement Plants*. Hyderabad: BS Publications.
- Dequan, S., Guili, G., Zhiwei, G., and Peng, X. (2012). Application of expert fuzzy PID method for temperature control of heating furnace. *Procedia Engineering*, 29, 257–261.
- De Keyser R. (2009). Model based predictive control for linear systems. En: *Control Systems, Robotics and Automation, Advanced Control System-V*, Vol. XI, 24–58, *Encyclopedia of Life Support Systems*.

- Ding, J. G., Kong, L. P., Guo, J. H., Song, M. X., and Jiao, Z. J. (2020). Multi-objective optimization of slab heating process in walking beam reheating furnace based on particle swarm optimization algorithm. *Steel Research International*, 92, 2000382.
- Dolly Mary, A., Mathew, A. T., and Jacob, J. (2012). Robust H-infinity (H_∞) stabilization of uncertain wheeled mobile robots. *Global Journal of Researches in Engineering Electrical and Electronics Engineering*, 12.
- Dong, L., and Ahmad N. J. (2019). *Robust Control Engineering*. New York, USA, Excelic Press.
- Dotti, M., Clausen, S., Velte, C. M., Post, S., and Jensen P. A. (2023). Novel flow visualization technology for industrial furnaces. *Thermal Science and Engineering Progress*, 41, 101844.
- Duarte Isfer, L. A., Kaminski Lenzi, E., Teixeira, G. M., and Kaminski Lenz, M. (2010). Fractional control of an industrial furnace. *Acta Scientiarum Technology*, 32(3), 279–285.
- Fajar Setiawan, A., Made Arsana, I., and Soeryanto, S. (2022). Performance analysis of reheating furnace on billet heating production of reinforced iron. *Indian Journal of Computer Science and Engineering*, AER 218, 203–213.
- Fallahpour, M., Fatehi, A., Araabi, B. N., and Azizi, M. (2008). A Neuro-fuzzy controller for rotary cement kilns. *IFAC Proceedings Volumes*, 41(2), 13259–13264.
- Fallahpour, M., Fatehi, A., Araabi, B. N., and Azizi, M. (2007). A supervisory fuzzy control of back-end temperature of rotary cement kilns. *Proceedings of International Conference on Control, Automation and Systems*, 429–434, Seoul, Korea.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Borges-Rivero, R. A., and Misa-Llorca R. (2024). System identification for robust control of an electrode positioning system of an industrial electric arc melting furnace. *Processes*, 12(11), 2509.
- Feliu-Batlle, V., Sotomayor-Moriano, J., and Rivas-Perez R. (2024). Adaptive Smith predictor controller design for industrial processes with time varying time delay. *IFAC-PapersOnLine*, 58(27), 37–42.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., and Castillo-Garcia, F. (2021). Design of a $PI\alpha$ controller for the robust control of the steam pressure in the steam drum of a bagasse-fired boiler. *IEEE Access*, 9, 95123–95134.
- Feliu-Batlle, V., and Rivas-Perez, R. (2021). Control of the temperature in a petroleum refinery heating furnace based on a robust modified Smith predictor. *ISA Transactions*,

- 112, 251–270.
- Feliu-Batlle, V., and Rivas-Perez, R. (2020). Design of a robust fractional order controller for burning zone temperature control in an industrial cement rotary kiln. *IFAC-PapersOnLine*, 53, 3657–3662.
- Feliu-Batlle, V., and Rivas-Perez, R. (2019). Smith predictor based fractional-order integral controller for robust temperature control in a steel slab reheating furnace. *Transactions of the Institute of Measurement and Control*, 41(16), 4521–4534.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., and Castillo-Garcia, 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., and Mora I.Y. (2012). Fractional order temperature control of a steel slab reheating furnace robust to delay changes. *Proceedings of 5th IFAC Workshop on Fractional Differentiation and its Applications*, Nanjing, China.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., Sanchez-Rodriguez, L., Castillo-García, F. J., and Linarez Saez, A. (2008). Robust fractional order PI controller for a main irrigation canal pool. *IFAC Proceedings Volumes*, 41(2), 15535–15540.
- Fellaou, S., Harnoune, A., Seghra, M. A., and Bounahmidi, T. (2018). Statistical modeling and optimization of the combustion efficiency in cement kiln precalciner. *Energy*, 155, 351–359.
- Fernández, D., Almeida, R., Guedes, T., Sguarezi Filho, A. J., and Costa, F. F. (2017). State feedback control for DC-photovoltaic systems. *Electric Power Systems Research*, 143, 794–801.
- Fidaros, D. K., Baxevanou, C. A., Dritselis, C. D., and Vlachos, N. S. (2007). Numerical modelling of flow and transport processes in a calciner for cement production. *Powder Technology*, 171, 81–85.
- Forsman, K. (2016). Implementation of advanced control in the process industry without the use of MPC. *IFAC-PapersOnLine*, 49(7), 514–519.
- Fridman, L., Poznyak, A., and Bejarano, F. J. (2014). *Robust Output LQ Optimal Control via Integral Sliding Modes*. New York, USA: Springer.
- Garcia-Sans, M. (2017). *Robust Control Engineering. Practical QFT Solutions*. New York, USA: CRC Press.
- Garelli, F., Mantz, R. M., and De Battista, H. (2011). *Advanced Control for Constrained*

- Processes and Systems*. London, UK: The Institution of Engineering and Technology.
- Gershon, E., and Shaked U. (2019). *Advances in H_∞ Control Theory. Switched, Delayed, and Biological Systems*. Berlin, Germany: Springer Nature Switzerland AG.
- Guerra-Zubiaga, D., McMichael, G., Segura-Velandia, D., Aslam, M., Yim, S. W., Anderson, Z., and Goh, Y. M. (2022). Intelligent process control following industry 4.0 trends. *Proceedings of ASME 2021 International Mechanical Engineering Congress and Exposition*, IMECE2021-68686, V02BT02A002.
- Giraldo, S. A. C., Melo, P. A., and Secchi, A. R. (2022). Tuning of model predictive controllers based on hybrid optimization. *Processes*, 10, 351.
- Goshayeshi, H. R., and Poo, F. K. (2016). Modeling of rotary kiln in cement industry. *Journal of Energy and Power Engineering*, 8, 23–33.
- Gu, D. W., Petko, H. P., and Konstantinov, M. M. (2013). *Robust Control Design with MATLAB®* (2nd ed.). London, UK: Springer-Verlag.
- Guo, H, Deng, S, and Yang, J. (2024). Intelligent control strategy for industrial furnaces based on yield classification prediction using a gray relative correlation-convolutional neural network-multilayer perceptron (GCM) machine learning model. *PeerJ Computer Science*, 10, e1836.
- Guo, Y., Ma, J., and Yao, M. (2010). The neural network PID controller for cement rotary kiln temperature based on FPGA. *Proceedings of Third International Symposium on Information Science and Engineering*, 10(12), 345–348.
- Hassaan, G. A. (2024). Furnace using I-PD, PD-PI and 2DOF controllers compared with fuzzy-neural controller. *International Journal of Computer Techniques*, 11(2), 1-9.
- He, K., and Wang, L. (2017). A review of energy use and energy-efficient technologies for the iron and steel industry. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 70, 1022–1039.
- Herrera Brañes, J. L., y Rivas-Perez, R. (2024). *Desarrollo de un Controlador Avanzado DMC para el Control de Presión en un Oleoducto a Escala de Laboratorio*. Lima, Perú: Editorial PUCP.
- Hernández, O., Ortiz, P., and Herrera, J. (2015). Fractional PID controller with LQR proportional action applied to fractional model of cement rotary kiln. *IEEE Latin America Transactions*, 13(1), 37–42.
- Hilhorst, G., Pipeleers, G., and Swevers, J. (2013). An LMI Approach for reduced-order H_2 LTI controller synthesis. *Proceedings of 2013 American Control Conference*, 2392–2396.

- Holappa, L. (2021). Challenges and prospects of steelmaking towards the year 2050. *Metals*, 11, 1978.
- Hu, L., and Hu, L. (2013). Mathematical modelling and robust control of beam reheating furnace. *Applied Mechanics and Materials*, 380–384, 209–214.
- Hu, Y., Tan, C. K., Broughton, J., Alun Roach, P., and Varga, L. (2018). Nonlinear dynamic simulation and control of large-scale reheating furnace operations using a zone method based model. *Applied Thermal Engineering*, 135, 41–53.
- Hu, Y., Tan, C.K., Broughton, J., Roach, P.A., and Varga, L. (2017). Model-based multi-objective optimization of reheating furnace operations using genetic algorithm. *Energy Procedia*, 142, 2143–2151.
- Hurd, G. R., Kaufman, J., Wu, H. C., Ward, J., and Rodriguez, E. (2011). Process control and automation systems advancements for reheat furnaces. *Iron Steel Technology*, 8, 67–74.
- Icev, Z. A., Stankovski, M. J., Kolemishvska, T. D., Zhao, J., and Dimirovski, G. M. (2006). Pusher reheating furnace control: a fuzzy-neural model predictive strategy. *Proceedings of IFAC Workshop on Energy Saving Control in Plants and Buildings*, 165–170, Bansko, Bulgaria.
- Ikonen, E., and Najim, K. (2019). *Advanced Process Identification and Control*. New York, USA: CRC Press LLC.
- Inoue, M., Wada, T., Ikeda, M., and Uezato, E. (2015). State-space H_∞ controller design for descriptor systems. *Automatica*, 59.
- Islomnur, I., and Sheraliyevich, I. B. (2023). Optimization of combustion control in industrial furnaces. *Galaxy International Interdisciplinary Research Journal*, 11(2), 335–341.
- Kao, T.G., Nguyen, M., and 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.
- Kao, T.G., Nguyen, M., and Rivas-Perez, R. (1988). Adaptive control of a delay plant by using a nonsearching self-adjusting systems with a model. *Avtomatika i Telemekhanika*, 12, 106–116.
- Kavak, D., and Yalçın, Y. (2023). The modeling and identification of walking beam type slab reheating furnace based on immersion and invariance disturbance estimation. *Control Engineering Practice*, 139, 105611.
- Khaled, N., and Pattel, B. (2018). *Practical Design and Application of Model Predictive*

- Control* (1st ed.). Massachusetts, USA: Butterworth-Heinemann.
- Khooban, M. H., and Dragicevic, T. (2020). *Control Strategy for Time-Delay Systems Part II: Engineering Applications* (1er ed.). New York, USA: Academic Press.
- Kien, N. V., Tich, L. W., Nga. T. T. T., and Tich L. W. (2021). Designing a PID controller for slab temperature control system. *Global Journal of Engineering and Technology Advances*, 08(02), 001–007.
- Kondratenko, Y. P., Kuntsevich, V. M., Chikrii, A. A., and Gubarev, V. F. (2021). *Advanced Control Systems: Theory and Applications* (1st ed.). New York, USA: River Publishers.
- Kondratenko, Y. P., Chikrii, A. A., Gubarev, V. F. and Kacprzyk J. (2019). *Advanced Control Techniques in Complex Engineering Systems: Theory and Applications*. Switzerland: Springer Nature.
- Kostúr, K. (2020). Optimal control of heating in a reheating furnace. *Metalurgija*, 59(4), 473–476.
- Koumboulis, F. N., and Kouvakas, N. D. (2002). Indirect adaptive neural control for precalcination in cement plants. *Mathematics and Computers in Simulation*, 60, 325–334.
- Kovalenko, P.I., Matzeliuk, E. M, and Rivas-Perez, R. (1990). Adaptive control of water distribution in main irrigation canals with variable time delay. *Scientific Researches in Hydrotechnique and Land Reclamation*, 32-40.
- Kumar, V. B., Rao, K. S., Charan, G., and Kumar Y. V. P. (2021). Industrial heating furnace temperature control system design through Fuzzy-PID controller. *Proceedings of 2021 IEEE International IOT, Electronics and Mechatronics Conference*, Toronto, Ontario, Canada.
- Kumar, Y. V. P., Rajesh, A., Yugandhar, S., and Srikanth, V. (2013). Cascaded PID controller design for heating furnace temperature control. *Journal of Electronics and Communication Engineering*, 5(3), 76–83.
- Levine, W. S. (2010). *The Control Systems Handbook: Control System Advanced Methods* (2nd ed.). New York, USA: CRC Press.
- Li, K., Chen, H., Zhao, J., Eriksson, L., and Gao, J. (2023). An advanced control strategy for engine thermal management systems with large pure time delay. *Applied Thermal Engineering*, 224, 120084.
- Li, S., Ge, Y., and Wei, X. (2018). Experiment on NOx reduction by advanced reburning in cement precalciner. *Fuel*, 224, 235–240.

- Lin, X., Liu, T., Cao, D., and Huang, Q. (2009). Temperature control in cement rotary kiln with neural network-based heuristic dynamic programming. *Advances in Neural Networks*, 5552(2), 1078–1086.
- Liu, K. Z., and Yao Y. (2016). *Robust Control: Theory and Applications* (1st ed.). New York, USA: Wiley-Blackwell.
- Liu, Y., Wang, J., Min, C., Xie, G., and Sundén, B. (2020). Performance of fuel-air combustion in a reheating furnace at different flowrate and inlet conditions. *Energy*, 206, 118206.
- Ljung, L. (1999). *System Identification Theory for the User* (2nd ed.). New Jersey, USA: Prentice-Hall, Inc.
- Mahmoud, M. S., Sabih, M., and Elshafei, M. (2015). Using OPC technology to support the study of advanced process control. *ISA Transactions*, 55, 155–167.
- Mann, C. (2015). *Advanced Control Systems Handbook*. New York, USA: ML Books International.
- Marques, F. H., and Alvarez, L. A. (2023). Advanced process control system with MPC as a new approach for layer of protection analysis. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, 83, 104993.
- Martínez, J., y Camacho, O. (2005). Two new Smith predictor proposals for performance and robustness enhancement for systems with elevated time delay. *Revista Técnica de la Facultad de Ingeniería Universidad de Zulia*, 28(3), 179–188.
- Manzano, J. M., Limon, D., Muñoz de la Peña, D., and Calliess, J. P. (2020). Robust learning-based MPC for nonlinear constrained systems. *Automatica*, 117, 108948.
- Masuda R., Hashimoto Y., Mulder M., van Paassen M., Kano M. (2023). Automation on thermal control of blast furnace. *Digital Chemical Engineering*, 7, 100085.
- Mentsiev, A. U., and Mutaev, I. A. (2020). Automation and control of thermal processes in the furnace. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, 734, 012212.
- Millera, S. A., John, V. M., Paccac, S. A., and Horvath, A. (2018). Carbon dioxide reduction potential in the global cement industry by 2050. *Cement and Concrete Research*, 114, 115–124.
- Mohankrishna, P. B., Vigneshwaran, S., Padmaradhan, M. B., and Brijet, Z. (2018). Fuzzy based PID for calciner temperature control. *International Journal of Pure and Applied Mathematics*, 119, 14563–14570.
- Mullinger, P., and Jenkins, B. (2022). *Industrial and Process Furnaces. Principles, Design and Operation* (3rd ed.). Oxford, UK: Elsevier Ltd.

- Mureşan, V., Abrudean, M., Ungureşan, M. L., Clitan, I., and Sita, V. (2020). Intelligent temperature control in an industrial furnace. *Proceedings of the 2020 12th International Conference on Computer and Automation Engineering*, Sydney, Australia.
- Napoles-Baez, Y., Gonzalez-Yero, G., Martínez, R., Valeriano, Y., Nunez-Alvarez, J. and Llosas-Albuerne, Y. (2022). Modeling and control of the hydraulic actuator in a ladle furnace. *Heliyon* 8, e11857.
- Naşcu, I., Diangelakis, N. A., García Muñoz, S., and Pistikopoulos, E. N. (2023). Advanced model predictive control strategies for evaporation processes in the pharmaceutical industries. *Computers & Chemical Engineering*, 173, 108212.
- Nath, B., and Cholakov, G. S. (2009). *Pollution Control Technology, Volume III*. EOLSS Publications, Paris, France.
- Nauman, M., Shireen, W., and Hussain, A. (2022). Model-free predictive control and its applications. *Energies*, 15, 5131.
- Neddermeyer, F., and King, R. (2019). Advanced nonlinear multi-layer process control for autotrophic cultivations. *IFAC PapersOnLine*, 52(1), 733–738.
- Nguyen, N. T. (2020). *Model-Reference Adaptive Control. A Primer*. Berlin, Germany: Springer Verlag.
- Nguyen, Q. L., Do, M. X., and Dang, X. B. (2019). Advanced control design for a high-precision heating furnace using combination of PI/neural network. *Journal of Technical Education Science*, 55, 25–31.
- Nguyen, X. M., Rodriguez-Ayerbe, P., Lawayeb, F., Dumur, D., and Mouchette, A. (2014). Temperature control of reheating furnace based on distributed model predictive control. *Proceedings of 18th International Conference on System Theory, Control and Computing*, Sinaia, Romania.
- Nidheesh, P. V., and Kumar, M. S. (2019). An overview of environmental sustainability in cement and steel production. *Journal of Cleaner Production*, 231, 856–871.
- Niekurzak, M., and Mikulik, J. (2021). Modeling of energy consumption and reduction of pollutant emissions in a walking beam furnace using the expert method - case study. *Energies*, 14, 8099.
- Niu, S. S., and Xiao, D. (2022). *Process Control Engineering Analyses and Best Practices*. Berlin, Germany: Springer.
- Normey-Rico, J. E., Santos, T. L. M., Flesch, R. C. C., and Torrico, B. C. (2022). Control of dead-time process: From the Smith predictor to general multi-input multi-output dead-time compensators. *Frontiers in Control Engineering*, 3, 953768.

- Normey-Rico, J. E., and Camacho, E. F. (2007). *Control of Dead-Time Processes*. London, UK: Springer.
- O'Dwyer, A. (2013). *Handbook of PI and PID Controller Tuning Rules* (3rd ed.). Imperial New York, USA: College Press.
- O'Rielly, K., and Jeswiet, J. (2014). Strategies to improve industrial energy efficiency. *Procedia CIRP*, 15, 325–330.
- Okoji, A. I., Anozie, A. N., Omoleye, J. A., Taiwo, A. E., and Osuolale, F. N. (2022). Energetic assessment of a precalcining rotary kiln in a cement plant using process simulator and neural networks. *Alexandria Engineering Journal*, 61(7), 5097–5109.
- Orlov, Y. V., and Aguilar L. T. (2015). *Advanced H_∞ Control. Towards Nonsmooth Theory and Applications*. New York, USA: Springer.
- Ortega Pedro, Y., y Rivas-Perez, R. (2010). *Supervisión y Control del Proceso de Elaboración de Metales en Antillana de Acero*. La Habana, Cuba: Editorial CUJAE.
- Osmic, J., Omerdic, E., Imsirovic, E., Smajlovic, T. O., and Omerdic, E. (2020). Identification and control of precalciner in the cement plant. *Proceedings of the 14th APCA International Conference on Automatic Control and Soft Computing*, Bragança, Portugal, 126–135.
- Pan, X., Chen, X., Zhang, Q., and Li, N. (2022). Model predictive control: a reinforcement learning-based approach. *Journal of Physics: Conference Series*, 2203, 012058.
- Peray, K. E. (1998). *The Rotary Cement Kiln* (2nd ed.). New York, USA: Chemical Publishing Co.
- Pérez-Zuñiga, G., Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J. and Sánchez-Zurita, V. (2021). Fault detection and isolation system based on structural analysis of an industrial seawater reverse osmosis desalination plant. *Processes*, 8(9), 1100.
- Pérez-Zuñiga, C. G., Rivas-Perez, R., y Sotomayor-Moriano, J. (2012). Control predictivo generalizado experto de la temperatura de laminación en un horno de recalentamiento de planchones. *Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Lima, Perú.
- Pérez-Zuñiga, C. G., Rivas-Perez, R., and Sotomayor Moriano J. (2010a). Control predictivo generalizado de la temperatura de laminación de un horno siderúrgico. *Electro-Electrónica*, 32(1), 46–54.
- Perez-Zuñiga, C. G., Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. (2010b). Generalized predictive control of lamination temperature in a steel slab furnace. *Proceedings of Second International Congress on Automation in the Mining Industry*, Santiago, Chile.

- Pfeifer, H. (2018). Industrial furnaces for steel processing – 90 years of continuous improvement. *Steel Research International*, 89, 1800306.
- Pfeifer, H. (2017). Industrial furnaces - status and research challenges. *Energy Procedia*, 120, 28–40.
- Pintelon, R., and Schoukens, J. (2012). *System Identification a Frequency Domain Approach* (2nd ed.). New York, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Pongam, T., Srisertpol, J., and Khompis V. (2013). PI controller design for temperature control of reheating furnace walking hearth type in setting up process. *Advanced Materials Research*, 748, 801–806.
- Poggianti, B., Palazzolo, R., and Moliner, C. (2024). Rotary kiln simulation for energy recovery: The precalciner cement kiln case. *Thermal Science and Engineering Progress*, 54, 102806.
- Poudyal, L. and Adhikari, K. (2021). Environmental sustainability in cement industry: an integrated approach for green and economical cement production. *Resources, Environment and Sustainability*, 4, 100024.
- Prasanna, N., and Bojja, P. (2019). Optimization of rotary kiln in cement industry using conventional control systems. *Helix*, 9, 4843–4849.
- Radhika, S. B, and Nasar, A. (2013). Internal model control based preheating zone temperature control for varying time delay uncertainty of the reheating furnace. *International Journal of Science and Research*, 4(7), 77–82.
- Raković, S. V., and Levine W. S. (2019). *Handbook of Model Predictive Control* (1st ed.). Madison, USA: Springer International Publishing AG.
- Ramasamy, V., Kannan, R., Muralidharan, G., Sidharthan, R. K., Veerasamy, G., Venkatesh, S., and Amirtharajan, R. (2023). A comprehensive review on advanced process control of cement kiln process with the focus on MPC tuning strategies. *Journal of Process Control*, 121, 85–102.
- Ramasamy, V., Sidharthan, R. K., Kannan, R., and Muralidharan, G. (2019). Optimal tuning of model predictive controller weights using genetic algorithm with interactive decision tree for industrial cement kiln process. *Processes*, 7, 938.
- Rawlings, J. B., Mayne, D. Q., and Diehl, M. M. (2018). *Model Predictive Control: Theory, Computation, and Design* (2nd ed.). Madison, Wisconsin, USA: Nob Hill Publishing, LLC.
- Richter, H. (2012). *Advanced Control of Turbofan Engines*. Ohio, USA: Springer Cleveland.

- Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J., Perez Zuñiga, C. G. and Ccarita, J. (2023). Design of a robust MPC for copper recovery process control in an industrial column flotation cell. *Proceedings of 22nd IFAC World Congress, Yokohama, Japan*, 4855–4860.
- Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J, Pérez-Zuñiga, G., and Soto-Angles, M. E. (2019). Real-time implementation of an expert model predictive controller in a pilot-scale reverse osmosis plant for brackish and seawater desalination. *Applied Sciences*, 9(14), 2932.
- Rivas-Perez, R. (2019). Control avanzado de procesos industriales con comportamientos dinámicos difíciles y/o caóticos. *Memorias del Segundo Congreso Nacional de Ingeniería Eléctrica e Ingeniería Electrónica de Bolivia, CONEEBOL-2019*, Oruro, Bolivia.
- Rivas-Perez, R., Sotomayor Moriano, J., and Perez-Zuñiga, C. G. (2017). Adaptive expert generalized predictive multivariable control of seawater RO desalination plant for a mineral processing facility. *IFAC-PapersOnLine*, 50(1), 10244–10249.
- Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J., Perez-Zuniga, C.G., and Calderon-Mendoza E.M. (2016). Design of a multivariable GPC based on an industrial PC for control of a reverse osmosis unit of a pharmaceutical industry. *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 15(1), 259–273.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Battle, V., Castillo-Garcia, F. J., and Benitez-Gonzalez, I. (2014). Temperature control of a crude oil preheating furnace using a modified Smith predictor improved with a disturbance rejection term. *IFAC Proceedings Volumes*, 47(3), 5760–5765.
- Rivas-Perez, R, y Sotomayor Moriano J. (2014). Control predictivo generalizado de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa. *Memorias del XVI Congreso Latinoamericano de Control Automático*, Cancún, México.
- Rivas-Perez, R. (1991). Synthesis of optimal stationary automatic control systems of water distribution in main irrigation canal by means of time delay compensation. *Land Reclamation and Water Management*, 74, 77–82.
- Rivas-Perez, R., and Pichuguin, E. D. (1989). Synthesis of adaptive control systems of water distribution in main irrigation canals. *Land Reclamation and Water Management*, 70, 66–70
- Rodriguez-Vasquez, J. R, Rivas-Perez, R., Sotomayor-Moriano, J. J., and Peran-González, J. R. (2008). Advanced control system of the steam pressure in a fire-tube boiler.

- IFAC Proceedings Volumes*, 41, 11028–11033.
- Rojas, J. D., Arrieta, O., and Vilanova R. (2021). *Industrial PID Controller Tuning with a Multiobjective Framework Using MATLAB*. Switzerland: Springer Nature Switzerland AG.
- Rojas Valdez, R. D., and Rivas-Perez, R. (2021). *Desarrollo de un Controlador DMC para el Control de la Presión del Vapor en una Caldera Pirotubular de una Planta de Fosfato Bicálcico*. Lima, Perú: Editorial PUCP.
- Rossiter, A. P., and Jones, B. P. (2015). *Energy Management and Efficiency for the Process Industries*. New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Rossiter, J. A. (2022). *A First Course in Predictive Control* (2nd ed.). New York, USA: CRC Press.
- Rötzer, F, Aschauer, A., Steinboeck, A., and Kugi A. (2022). Reheating time optimization for metal products in batch-type furnaces. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 186, 122474.
- Salcedo-Hernández, J., Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. (2022). Design of a dead-time compensator robust H_∞ state feedback temperature controller for a precalciner of a cement rotary kiln. *Applied Sciences*, 12(5), 2594.
- Salcedo-Hernández, J., Feliu Battle, V., and Rivas-Perez, R. (2021). State feedback temperature control based on a Smith predictor in a precalciner of a cement kiln. *IEEE Latin America Transactions*, 19(1), 138–146.
- Salcedo-Hernández, J., Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. (2020). Design of a robust H_2 state feedback temperature controller for a steel slab reheating furnace. *Applied Sciences*, 10(5), 1731.
- Salcedo-Hernández, J., Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. J. (2018a). Design of a generalized predictive controller for temperature control in a cement rotary kiln. *IEEE Latin America Transactions* 16(4), 1015–1021.
- Salcedo-Hernández, J., Rivas-Perez, R., and Sotomayor-Moriano, J. J. (2018b). Model reference adaptive temperature control of a rotary cement kiln. Proceedings of 2018 *IEEE PES Transmission & Distribution Conference and Exhibition – Latin America*, Lima, Peru.
- Salcedo Hernández, J., and Rivas-Perez, R. (2010a). Model based predictive control of temperature in a cement rotatory kiln. *Electro-Electrónica*, 34(2), 52–60.
- Salcedo Hernández, J. M., y Rivas-Perez R. (2010b). *Desarrollo de Estrategias de Control Avanzado para la Automatización Efectiva de Hornos Industriales*. Lima,

- Perú: Editorial PUCP.
- Salgado, M. E., Oyarzun, D. A., and Silva, E. I. (2007). H₂ optimal ripple-free deadbeat controller design. *Automatica* 43(11), 1961-1967.
- Sánchez-Peña, R., and Sznaier, M. (2008). *Robust Systems Theory and Applications*. New York, USA: Wiley-Interscience.
- Sandoval García, R. (2019). Control avanzado y nuevos modelos de optimización. *Automática e Instrumentación*, 530, 48–49.
- Sanz, R., García, P., and Albertos, P. (2018). A generalized Smith predictor for unstable time-delay SISO systems. *ISA Transactions*, 72, 197–204.
- Sarkar, B. N. (2013). *Advanced Control Systems*. Delhi, India: PHI Learning Private Limited.
- Schwenzer, M., Ay, M., Bergs, T., and Abel, D. (2021). Review on model predictive control: an engineering perspective. *The International Journal of Advanced Manufacturing Technology*.
- Serdobintsev, Y. P., and Kukhtik M. P. (2017). Adjustment of robust controller for continuous reheating furnace. *International Journal of Applied and Fundamental Research*, 3.
- Schneider, M. (2019). The cement industry on the way to a low-carbon future. *Cement and Concrete Research*, 124, 105792.
- Sibarani, H., and Samyudia, Y. (2004). Robust nonlinear slab temperature control design for an industrial reheating furnace. *Computer Aided Chemical Engineering*, 18, 811–816.
- Silva, A. (2016). *Intelligent Control Systems*. New York, USA: New York Research Press.
- Singh, A. K. (2015). *H-Infinity Control of Time Delay System with Time Varying Uncertainty: Analysis of uncertainties on Time delay system*. New York, USA: LAP LAMBERT Academic Publishing.
- Smith, C. L. (2010). *Advanced Process Control. Beyond Single-Loop Control*. New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Soper, E. (2023). *Rotary Kiln*. New York, USA: Legare Street Press.
- Srisertpol, J., Tantrairatn, S., Tragrunwong, P., and Khomphis, V. (2010). Temperature control for reheating furnace walking hearth type in heating curve up process. *System Science and Simulation in Engineering. Proceedings of 9th World Scientific and Engineering Academy and Society International Conference*, Iwate, Japan.
- Stadler, K. S., Poland, J., and Gallestey, E. (2011). Model predictive control of a rotary

- cement kiln. *Control Engineering Practice*, 19, 1–9.
- Stadler, K. S., Wolf, B., and Gallestey, E. (2007). Precalciner control in the cement production process using MPC. *IFAC Proceedings Volumes*, 40(11), 201–206.
- Steinboeck, A., Wild, D., and Kugi A. (2013a). Nonlinear model predictive control of a continuous slab reheating furnace. *Control Engineering Practice*, 21, 495–508.
- Steinboeck, A., Wild, D., and Kugi A. (2013). Energy-efficient control of continuous reheating furnaces. *Proceedings of 16th IFAC Symposium on Automation in Mining, Mineral and Metal Processing*, San Diego, California, USA.
- Steinboeck, A., Graichen, K., Wild, D., Kiefer, T., and Kugi A. (2011). Model-based trajectory planning, optimization, and open-loop control of a continuous slab reheating furnace. *Journal of Process Control*, 21, 279–292.
- Steinboeck, A., Graichen, K., and Kugi, A. (2011). Dynamic optimization of a slab reheating furnace with consistent approximation of control variables. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 19, 1444–1456.
- Steinboeck, A., Wild, D., Kiefer, T., and Kugi, A. (2010). A mathematical model of a slab reheating furnace with radiative heat transfer and non-participating gaseous media. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 53, 5933–5946.
- Stoffel, P., Maier, L., Kümpel, A., Schreiber, T., and Müller, D. (2023). Evaluation of advanced control strategies for building energy systems. *Energy & Buildings*, 280 112709.
- Su, C., Shi, H., Li, P., and Cao, J. (2015). Advanced control in a delayed coking furnace. *Measurement and Control*, 48(2), 54–59.
- Sun, C., Liu, P., Guo, H., Di, Y., Xu, Q., and Hao, X. (2023). Control of precalciner temperature in the cement industry: a novel method of Hammerstein model predictive control with ISSA. *Processes*, 11, 214.
- Szentennai, P., and Lackner, M. (2014). Advanced control methods for combustion. *Chemical Engineering*, 1–7.
- Tan, C. K., Jenkins, J. and Ward, J. (2013). Zone modelling of the thermal performances of a large-scale bloom reheating furnace. *Applied Thermal Engineering*, 50(1), 1111–1118.
- Tang, G., Wu, B., Bai, D., Wang, Y., Bodnar, R., and Zhou, C. Q. (2017). Modeling of the slab heating process in a walking beam reheating furnace for process optimization. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 113, 1142–1151.
- Tatjewski, P. (2008). Advanced control and on-line process optimization in multilayer

- structures. *Annual Reviews in Control*, 32, 71–85.
- Tatjewski, P. (2007). *Advanced Control of Industrial Processes*. London, UK: Springer.
- Teja, R., Sridhar, P., and Guruprasath, M. (2016). Control and optimization of a triple string rotary cement kiln using model predictive control. *IFAC-PapersOnLine*, 49, 748–753.
- Thakur, S. P. K., Prakash, S. K., Muralidharan, S. K. G., Bahl, V., and Das, S. S. (2015). A review on: efficient energy optimization in reheating furnaces. *International Journal of Mechanical and Production Engineering*, 3(4).
- Tian, J., Wang, S., and Zhang, Y. (2010). Study on fuzzy PID control algorithm for temperature control of rotary kiln. *Journal of Human Industrial Polytechnic*, 10(2), 20–22.
- Trinks, W., Mawhinney, M. H., Shannon, R. A., Reed, R. J., and Garbey, J. R. (2007). *Industrial Furnaces* (6th ed.). New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Tsamatsoulis, D. C. (2016). Simplified modeling of cement kiln precalciner. *International Journal of Materials*, 3, 69–73.
- Tsamatsoulis, D. C., and Zlatev, G. (2016). PID parameterization of cement kiln precalciner based on simplified modeling. *International Journal of Neural Networks and Advances Applications*, 3, 41–46.
- Tudon-Martinez, J. C., Lozoya-Santos, J. J., Cantu-Perez, A., and Cardenas-Romero, A. (2022). Advanced temperature control applied on an industrial box furnace. *Journal of Thermal Science and Engineering Applications*, 14(6), 061001.
- Valarmathi, R., Guruprasath, M., and Ramkumar, K. (2017). Design and implementation of evolutionary algorithm based controller for calciner process. *International Journal of Pure and Applied Mathematics*, 117, 711–723.
- Valdés Piñeda J. L., Rivas-Perez, R., and Ayala Gispert R. (2022). Design of a control system based on the Smith predictor of steam pressure in a fire tube boiler. *Proceedings of the VIII International Symposium of Electronica, Automatic and Robotics, 18th International Convention and Fair Informatica '2022*, La Habana, Cuba.
- Varillas Barreto, J. A., and Rivas-Perez, R. (2011). *Desarrollo de un sistema de control robusto de una columna de destilación binaria*. Lima, Perú: Editorial PUCP.
- Vasičkaninová, A., and Bakošová, M. (2016). Robust controller design for a heat exchanger using H_2 , H_∞ , H_2/H_∞ , and μ -synthesis approaches. *Acta Chimica Slovaca*, 9(2), 184–193.
- Visioli, A. (2006). *Practical PID Control*. London, UK: Springer.

- Waelen A. A., Young B., and Yu W. (2009). Adaptive supervisory control of an industrial steel slab reheating furnace. *Chemical Product and Process Modeling*, 4(3), 13.
- Wang, L. (2009). *Model Predictive Control System Design and Implementation Using Matlab*. London, UK: Springer-Verlag.
- Wang, Y., Law, K. H., and Loh, C. H. (2010). Decentralized H_2 control for civil structures through homotopic transformation. *Proceedings of 5th World Conference on Structural Control and Monitoring*, Tokyo, Japan.
- Wang, S., Dong, F., and Yuan, D. F. (2007). The design and implementation of a cement kiln expert system. *Proceedings of 2007 IEEE International Conference on Automation and Logistics*, Jinan, China, 2716–2719.
- Wang, Y., Huang, J., Su, C., and Li, H. (2019). Furnace thermal efficiency modeling using an improved convolution neural network based on parameter-adaptive mnemonic enhancement optimization. *Applied Thermal Engineering*, 149(25), 332–343.
- Wang, Z., Yuan, M., Wang, B., Wang, H., and Wang, T. (2008). Dynamic model of cement precalcination process. *Proceedings of 27th IASTED International Conference on Modeling, Identification, and Control*, Innsbruck, Austria, 352–357.
- Witsel, A. C., Barbieux, V., Renotte, C., and Remy, M. (2005). Multi-loop control scheme of a cement kiln. *Identification and Control. Proceedings of the 24th IASTED International Conference Modelling*, Innsbruck, Austria, 217–222.
- Wu, M., Pedrycz, W., and Chen, L. (2022). *Developments in Advanced Control and Intelligent Automation for Complex Systems*. Switzerland: Springer International Publishing, Springer Nature Switzerland AG.
- Wu, M., Cao, W., Chen, X., She, J. (2020). *Intelligent Optimization and Control of Complex Metallurgical Processes*. Singapore: Springer Singapore.
- Wurzinger, A., Leibinger, H., Jakubek, S., and Kozek, M. (2019). Data driven modeling and nonlinear model predictive control design for a rotary cement kiln. *IFAC-PapersOnLine*, 52(16), 759–764.
- Xi, Y. and Li, D. (2019). *Predictive Control: Fundamentals and Developments* (1st ed.). New York, USA: Wiley.
- Xu, J., Li, B., Qi, F., Rong, W., and Kuang, S. (2023). Modeling effects of skid buttons and dislocated skids on the heating quality of slabs in an industrial walking-beam reheating furnace. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 211, 124245.
- Xu, S., and Chen, T. (2004). Robust H_∞ control for uncertain discrete-time systems with time-varying delays via exponential output feedback controllers. *Systems and*

- Control Letters*, 51, 171–183.
- Xue, Z. T., and Li, Z. (2012). Application of fuzzy neural network controller for cement rotary kiln control system. *Advanced Materials Research*, 457–458, 531–535.
- Yacupoma Mattos, E. y Rivas-Perez, R. (2021). *Desarrollo de un Sistema de Control Robusto de Orden Fraccional de Temperatura en un Horno de Pre calentamiento del Petróleo Crudo de una Refinería*. Lima, Perú: Editorial PUCP.
- Yang, B., and Cao, D. (2009). Action-dependent adaptive critic design based neuro-controller for cement precalciner kiln. *International Journal of Computer Network and Information Security*, 1, 60–67.
- Ying, K. (2014). Research on the burning zone temperature control of cement rotary kiln based on CMAC-PID algorithm. *Journal of Chemical and Pharmaceutical Research*, 6(3), 813–817.
- Yu, Y., Lee, M., Lee, C., Cheon, Y., et al. (2023). Estimating APC model parameters for dynamic intervals determined using change-point detection in continuous processes in the petrochemical industry. *Processes*, 11, 2229.
- Zanoli, S. M., Pepe, C., and Astolfi, G. (2023). Advanced process control for clinker rotary kiln and grate cooler. *Sensors*, 23(5), 2805.
- Zanoli, S. M., Pepe, C., and Orlietti, L. (2023). Multi-mode model predictive control approach for steel billets reheating furnaces. *Sensors*, 23(8), 3966.
- Zanoli, S. M., Barboni, L., Cocchioni, F., and Crescenzo P. (2018). Advanced process control aimed at energy efficiency improvement in process industries. *Proceedings of IEEE International Conference on Industrial Technology*, Lyon, France.
- Zanoli, S. M., Cocchioni, F., and Pepe C. (2018). MPC-based energy efficiency improvement in a pusher type billets reheating furnace. *Advances in Science, Technology and Engineering Systems Journal*, 3(2), 74–84.
- Zanoli, S. M., Pepe, C., and Rocchi, M. (2016). Improving performances of a cement rotary kiln: a model predictive control solution. *Journal of Automation and Control Engineering*, 4(4), 262–267.
- Zanoli, S. M., Pepe, C., and Barboni, L. (2015). Application of advanced process control techniques to a pusher type reheating furnace. *Journal of Physics Conference Serie*, 659, 012014.
- Zanoli, S. M., Barchiesi, D., Astolfi, G., and Barboni, L. (2013). Advanced control solutions to increase efficiency of a furnace combustion process. *Proceedings of 2013 European Control Conference*, Zürich, Switzerland.

- Zanoni, S., Ferretti, I., and Zavanella, L. E. (2020). Energy savings in reheating furnaces through process modelling. *Procedia Manufacturing*, 42, 205–210.
- Zaporozhets, A. O. (2020). *Control of Fuel Combustion in Boilers*. Switzerland: Springer Nature Switzerland AG.
- Zermane, H., and Mouss H. (2017). Internet and fuzzy based control system for rotary kiln in cement manufacturing plant. *International Journal of Computational Intelligence Systems*, 10, 835–850.
- Zhang, J., and Wang, M. (2023). Special issue: neural networks, fuzzy systems and other computational intelligence techniques for advanced process control. *Processes*, 11, 2278.
- Zhang, J. (2019). Application of improved fuzzy-Smith controller in the control system of cement rotary kiln. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*, 569, 042013.
- Zhang, R., Wang, X., and Yu, H. (2022). Application of humanoid intelligent control system in cement clinker calcination process. *Proceedings of 34th Chinese Control and Decision Conference*, Hefei, China.
- Zhang, J., Zhou, Y., Hou, G., and Fang, F. (2013). Generalized predictive control applied in waste heat recovery power plants. *Applied Energy*, 102, 320–326.
- Zhao, J., Ma, L., Zayeda, M. E., Elsheikh, A. H., Li, W., Yan, Q., and Wang, J. (2021). Industrial reheating furnaces: A review of energy efficiency assessments, waste heat recovery potentials, heating process characteristics and perspectives for steel industry. *Process Safety and Environmental Protection*, 147, 1209–1228.
- Zheng, F., Lu, Y., and Fu, S. (2020). Research on temperature control of heating furnace with intelligent PID control algorithm. *Thermal Science*, 24(5), Part B, 3069–3077.
- Zheng, J., Zhao, L., and Du, W. (2022). Hybrid model of a cement rotary kiln using an improved attention-based recurrent neural network. *ISA Transactions*, 129(Part B), 631–643.
- Zhong, Q. C. (2006). *Robust Control of Time-delay Systems*. London, UK: Springer-Verlag London.
- Zhou, K., and Doyle, J. (1999). *Essentials of Robust Control*. New Jersey, USA: Pearson Education.
- Zhou, J., Xing, L., and Wen, C. (2022). *Adaptive Control of Dynamic Systems with Uncertainty and Quantization*. New York, USA: CRC Press.
- Zhou, W., and Qiu, T. (2015). Zone modeling of radiative heat transfer in industrial

- furnaces using adjusted Monte-Carlo integral method for direct exchange area calculation. *Applied Thermal Engineering*, 81, 161–167.
- Zhou, P., He, W., and Zhang, Z. (2008). The reheating furnace control system design based on Siemens PCS7. *Proceedings of 2008 World Automation Congress*, Hawaiian Islands, USA, 1–4.
- Zhu, F. (2014). *Energy and Process Optimization for the Process Industries*. New Jersey, USA: John Wiley & Sons, Inc.
- Ziatabari, J., Fatehi, A., and Beheshti, M. T. H. (2008). Cement rotary kiln control: a supervised adaptive model predictive approach. *Proceedings of 2008 Annual IEEE India Conference*, Kanpur, India, 371–376.
- Zidane, Z., Ait Lafkih, M., and Ramzi, M. (2012). Adaptive generalized predictive control of a heat exchanger pilot plant. *Journal of Mechanical Engineering and Automation*, 2, 100–107.

