



Educación
Secretaría de Educación Pública



TECNOLÓGICO
NACIONAL DE MÉXICO®

Tecnológico Nacional de México

Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico

Tesis de Doctorado

Control Adaptable bajo el Principio de Modelo Interno (IMP) con parametrización Youla-Kucera

presentada por
M.C. Susana Haydee Sainz García

como requisito para la obtención del grado de
Doctora en Ciencias en Ing. Electrónica

Director de tesis
Dra. Ma. Guadalupe López López

Codirector de tesis
Dr. Víctor Manuel Alvarado Martínez



Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico
Subdirección Académica

Cuernavaca Mor, 17/junio/2026

Oficio No. SAC/167/2026

Asunto: Autorización de impresión de tesis

SUSANA HAYDEE SAINZ
CANDIDATA AL GRADO DE DOCTORA EN CIENCIAS
EN INGENIERÍA ELECTRÓNICA
P R E S E N T E

Por este conducto, tengo el agrado de comunicarle que el Comité Tutorial asignado a su trabajo de tesis titulado **"CONTROL ADAPTABLE BAJO EL PRINCIPIO DEL MODELO INTERNO (IMP) CON PARAMETRIZACIÓN YOULA-KUCERA"**, ha informado a esta Subdirección Académica, que están de acuerdo con el trabajo presentado. Por lo anterior, se le autoriza a que proceda con la impresión definitiva de su trabajo de tesis.

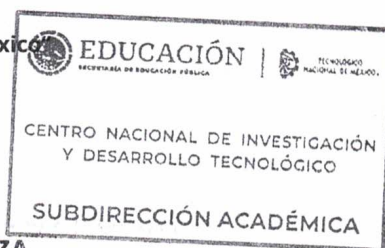
Esperando que el logro del mismo sea acorde con sus aspiraciones profesionales, reciba un cordial saludo.

ATENTAMENTE

Excelencia en Educación Tecnológica®

"Conocimiento y Tecnología al servicio de México"

CARLOS MANUEL ASTORGA ZARAGOZA
SUBDIRECTOR ACADÉMICO



c.c.p. Departamento de Ingeniería Mecánica
Departamento de Servicios Escolares

CMAZ/lmz



2026
año de
Margarita
Maza

cenidet
Centro Nacional de Investigación
y Desarrollo Tecnológico



 Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico	ACEPTACIÓN DE IMPRESIÓN DEL DOCUMENTO DE TESIS DOCTORAL	Código: CENIDET-AC-006-D20
	Referencia a la Norma ISO 9001:2008 7.1, 7.2.1, 7.5.1, 7.6, 8.1, 8.2.4	Revisión: 0
	Página 1 de 1	

Cuernavaca, Mor., a 16 de junio de 2026.

Dr. Carlos Manuel Astorga Zaragoza
Subdirector Académico
Presente

At'n: Dr. Juan Reyes Reyes
Presidente del Claustro Doctoral
del Departamento De Ingeniería Electrónica

Los abajo firmantes, miembros del Comité Tutorial de la estudiante **Susana Haydee Sainz García**, manifiestan que después de haber revisado el documento de tesis titulado **"Control adaptable bajo el principio del modelo interno (IMP) con parametrización YOULA-KUCERA"**, realizado bajo la dirección de la **Dra. Ma. Guadalupe López López** y codirección del **DR. Víctor Manuel Alvarado Martínez**, el trabajo se **ACEPTA** para proceder a su impresión.

ATENTAMENTE

Dra. Ma. Guadalupe López López
Directora de tesis/CENIDET

Dr. Victor Manuel Alvarado Martinez
Codirector de Tesis/ CENIDET

Dr. Juan Reyes Reyes
Miembro del comité tutorial/CENIDET

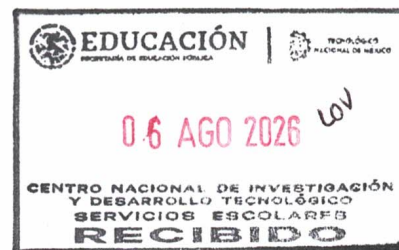
Dr. Carlos Daniel García Beltrán
Miembro del comité tutorial/CENIDET

Dr. Gabriel Calzada Lara
Miembro del comité tutorial/COLPOS

Dr. Carlos Alberto Torres Cantero
Miembro del comité tutorial/TecNM-I.T Colima

Reciba un cordial saludo.

c.c.p: Mtra. Verónica Sotelo Boyas/ Jefa del Departamento de Servicios Escolares.
c.c.p: Dr. Jarniel García Morales/ Jefe del Departamento de Ingeniería Electrónica.
c.c.p: Expediente.



« Ya es hora de tu recompensa. Ya sabes lo que dicen, ¿cierto? Hay una diferencia entre los que han nacido con suerte... ¡Y los que han luchado para ganárselo! Hincha el pecho y siéntete orgulloso. ¡Este es el poder que te has ganado por ti mismo, chico! »

All Might/My Hero Academia

Resumen

En este documento de tesis se presenta un esquema de control adaptable para enfrentar el desafío de rechazar perturbaciones de entrada y salida en procesos químicos. El esquema de controlador adaptable está formado por una estructura RS central que estabiliza la planta en lazo cerrado. Una segunda capa aumenta el rendimiento de la ley de control agregando el filtro Youla-Kucera (YK) o la parametrización Q y el principio del modelo interno (por sus siglas en inglés, IMP) de tal manera que sirva de ayuda a modelar perturbaciones desconocidas con ajuste de control en línea, es decir, en cada instante de tiempo se realiza el cálculo de parámetros para actualizar la ley de control. El esquema de control fue implementado en un sistema con tres reactores de tanque agitado continuo no isotérmicos conectados en serie. En la planta se realiza una reacción exotérmica de primer orden en donde se consume el reactivo A mientras se mantiene una operación isotérmica y la concentración de salida es cercana a su valor nominal. Uno de los retos a enfrentar en este sistema es la inestabilidad en lazo abierto y la multiplicidad de estados en estacionario en el primer CSTR del sistema en serie. El objetivo de control es rechazar perturbaciones de entrada y salida en una banda de frecuencias de 0.0002 Hz a 0.007 Hz, variantes o no en el tiempo. El controlador fue probado con señales de entrada que representan tanto variaciones en los servicios auxiliares como cambios abruptos. También, se presenta una comparación del desempeño del controlador adaptable diseñado contra un control predictivo basado en modelos multivariable (por sus siglas en inglés, MMPC). Encontramos respuestas comparables a múltiples perturbaciones. Sin embargo, el control adaptable ofrece una entrada de control sin esfuerzo. También concluimos que el controlador adaptable responde bien a los cambios de referencia, mientras que el MPC falla debido a restricciones de entrada. En este documento de tesis se incluyen evaluaciones del controlador robusto indirecto en otros procesos químicos tales como intercambiador de calor y un biorreactor, diseñados también a partir del ajuste de funciones de sensibilidad y comportamiento deseado, los cuales presentan resultados satisfactorios en los puntos de operación.

Abstract

In this thesis document, an adaptive control scheme is proposed to address the challenge of rejecting input and output disturbances in chemical processes. The adaptable controller scheme consists of a central RS structure that stabilizes the closed-loop system. A second layer enhances the performance of the control law by incorporating the Youla-Kucera (YK) filter or the parametrization Q and the Internal Model Principle (IMP), enabling it to assist in modeling unknown disturbances with online control adjustment.

The control scheme was implemented in a system with three non-isothermal continuous stirred-tank reactors connected in series. The plant involves a first-order exothermic reaction where reactant A is consumed, maintaining isothermal operation and ensuring that the outlet concentration remains close to its nominal value. One of the challenges in this system is open-loop instability and the multiplicity of steady states in the first CSTR of the series.

The control objective is to reject input and output disturbances in a frequency band from 0.0002 Hz to 0.007 Hz, whether time-varying or not. The controller was tested with input signals representing both variations in auxiliary services and abrupt changes. A comparison of the performance of the designed adaptive controller against model predictive control based on multivariable models (MMP) is also presented. Comparable responses to multiple disturbances were found, but the adaptive control demonstrated a more effortless control input.

Additionally, it is concluded that the adaptive controller responds well to reference changes, while MPC fails due to input constraints. The thesis document also includes evaluations of the indirect robust controller in other chemical processes such as a heat exchanger and a bioreactor, also designed based on sensitivity function and desired behavior adjustments, showing satisfactory results at operating points.

Agradecimientos

A Dios. Por la guía durante mis estudios y crecimiento profesional, por no soltarme la mano en momentos de dificultad y oscuridad. Por las bendiciones en mi vida, por darme sabiduría, entendimiento y amor.

A mis padres. Alejandrina y Agustín, por todo el amor y apoyo que me han dado a lo largo de la vida e impulsarme a superar cada uno de los retos que se han presentado en el camino.

A mis hermanos. Fany, Guty y Beto, gracias por escucharme hablar de la tesis y la vida como tesista una y otra vez. Gracias por estar a pesar de la distancia. Los amo.

A Hugo, mi mejor amigo y el amor de mi vida. Gracias por estos años juntos. Gracias por las porras, por el apoyo aún en la distancia, por darme calma cuando estoy en tempestad y por la hermosa familia que hemos formado.

A Leo. Te has convertido en la motivación más grande que tengo. Gracias por iluminar mis días con esos ojos hermosos y sonrisa bella.

A mis directores de tesis. A la Dra. Guadalupe y al Dr. Víctor, gracias por todos estos años de trabajo, acompañamiento y aprendizaje. Agradezco profundamente su paciencia, el tiempo que dedicaron a guiarme y su compromiso para orientar esta investigación hacia temas interesantes y de alto valor académico. Gracias por compartir conmigo su experiencia, por sus enseñanzas y por impulsarme a concluir este trabajo.

A mis revisores de tesis. Al Dr. Reyes, al Dr. Carlos Daniel y al Dr. Gabriel, por sus valiosas lecciones, observaciones y comentarios a lo largo de cada semestre, los cuales fueron fundamentales para el desarrollo y fortalecimiento de este trabajo. Gracias por reconocer mi esfuerzo, por sus asesorías, por sus palabras de apoyo y por las conversaciones oportunas en los momentos en que más las necesité.

Agradezco a mis amigos en cenidet. Monty, Diego, Diana, Chuy, Carlos, Moyito y Emmanuel, entre otros, gracias por estos años de amistad, por estar dispuestos a escucharme, apoyarme, fiestas y viajes juntos. Gracias por no soltarme, ¡¡¡muchas gracias!!!.

Agradezco a mis compañeros y amigos en Cenam. Gaby, Mara, Jase, Emmanuel, Irais, Ari, entre otros. Muchas gracias por motivarme a terminar esta tesis, por las porras, por llamarme doctora aún cuando no lo era, y por los momentos de alegría que hacen que la jornada laboral no cueste tanto.

Al TecNM campus Centro Nacional de Investigación y Desarrollo Tecnológico y al Departamento de Ingeniería Electrónica (CENIDET) por brindarme las instalaciones y apoyo necesarios para realizar mis estudios de posgrado. Además, por todas las atenciones otorgadas por el personal académico y administrativo.

A CONACYT (ahora Secihti) por el apoyo otorgado a través de la beca de doctorado. Ya que sin esto, no habría sido posible llevar a cabo este trabajo de investigación.

También extendiendo el agradecimiento al **Dr. Luc Dugard** y al **Dr. Ioan Doré Landau** por la guía, supervisión y por sus valiosos consejos sobre diferentes aspectos teóricos durante mi estancia en Gipsa-Lab, en *Grenoble Images Parole Signal Automatique*, una unidad conjunta del CNRS, Grenoble-INP y la Universidad de Grenoble-Alpes, por las facilidades para utilizar sus equipos y recursos de laboratorio.

Índice general

Resumen	v
Abstract	vi
Agradecimientos	vii
1. Introducción	1
1.1. Planteamiento del problema	2
1.2. Estado del arte	4
1.2.1. Problemas en control de procesos	4
1.2.2. Rechazo a perturbaciones	6
1.2.2.1. Rechazo de perturbaciones basado en modelo	7
1.3. Justificación	10
1.4. Objetivos	11
1.4.1. Objetivo General	11
1.4.2. Objetivos Específicos	11
1.5. Contribución	11
1.6. Organización del documento	12
2. Marco teórico	13
2.1. Control robusto RST con retroalimentación	13
2.1.1. Diseño del controlador central	14
2.1.2. Método para realizar el cálculo de los polinomios R, S y T	15
2.2. Principio de Modelo Interno	17
2.3. Parametrización Youla-Kucera	18
2.3.1. Diseño de un controlador adaptable	19
2.4. Proceso en serie	23
2.4.1. Modelo no lineal de procesos en serie	24
2.4.2. Modelo lineal de procesos en serie	24
2.4.3. Estructura de control de lazo local para procesos multivariables en serie	25
2.4.3.1. Control de lazo local	26
2.5. Sensor de temperatura	27
2.6. Control Predictivo Basado en Modelo	28
3. Aplicaciones de esquema de control adaptable: rechazo a perturbaciones de entrada	31
3.1. Biorreactor tipo <i>batch</i> para fermentación de <i>Saccharomyces cerevisiae</i> : modelado y control	31

3.1.1.	Modelo no lineal de un fermentador tipo <i>fed-batch</i>	34
3.1.2.	Modelo lineal	34
3.1.3.	Pruebas de evaluación de controlador ante perturbaciones de entrada.	35
3.2.	Reactor continuo de tanque agitado CSTR	37
3.2.1.	Rechazo a perturbaciones de banda estrecha en reactor R_2	37
3.2.2.	Rechazo de perturbaciones: una sola función sinusoidal en reactor R_2	38
3.2.3.	Rechazo de perturbaciones: Suma de tres funciones sinusoidales en reactor R_2	41
3.2.4.	Variaciones paramétricas en reactor R_2	44
3.2.5.	Perturbaciones simultáneas en reactor R_2	47
3.3.	Control RST para un intercambiador de calor	50
3.3.1.	Modelo matemático del sistema	51
3.3.1.1.	Modelo en espacio de estados	52
3.3.1.2.	Obtención del modelo lineal	53
3.3.2.	Diseño del control central RST	53
3.3.3.	Pruebas para evaluar el desempeño del controlador en el intercambiador de calor	54
3.3.3.1.	Pruebas para evaluar el desempeño del controlador ante cambios de referencia	54
3.3.3.2.	Perturbaciones tipo senoidal en variables de entrada	56
4.	Caso de estudio: Sistema de tres reactores continuos de tanque agitado no isotérmicos conectados en serie	58
4.1.	Descripción del sistema	58
4.1.1.	Modelo No lineal	59
4.1.2.	Modelo lineal	60
4.2.	Síntesis del control de temperatura para un sistema de 3 CSTRs en serie.	61
4.2.1.	Caso numérico	61
4.2.2.	Análisis de la dinámica del sistema en lazo abierto	62
4.3.	Sintonización de controladores centrales RS	64
4.3.1.	Función de sensibilidad perturbación-salida	65
4.3.2.	Función de sensibilidad perturbación-entrada de la planta	65
4.3.3.	Función de sensibilidad salida-ruido de medición	65
4.3.4.	Función de sensibilidad complementaria	65
4.3.5.	Función de sensibilidad salida-senal de control	65
5.	Desempeño del control adaptable con rechazo a perturbaciones en entrada y salida, aplicado al sistema CSTR en serie	68
5.1.	Cambios abruptos: Cambio de referencia en el reactor R_1	70
5.2.	Variación en los servicios auxiliares	75
5.2.1.	Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$	76
5.2.2.	Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $F_{J,1}$	80
5.2.3.	Variación en servicios auxiliares: perturbaciones simultáneas en $T_{R,in}$ y $F_{J,1}$	86
5.2.4.	Variación en servicios auxiliares: perturbaciones con barrido de frecuencia en el tiempo.	92

5.2.4.1.	Variación en servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo.	92
5.2.4.2.	Variación en servicios auxiliares: perturbación en $T_{J,1,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo y cambio de referencia en T_{R_1}	97
6.	Conclusiones y trabajos futuros	102
6.1.	Discusión	102
6.2.	Conclusiones	103
6.3.	Trabajos Futuros	105
	Bibliografía	107
A.	Modelo de sistema de tres CSTR en serie	117
A.1.	Modelo no lineal	117
A.2.	Modelo lineal	117
B.	Síntesis de control predictivo multivariable basado en modelo	119
C.	Publicación realizada	121

Índice de figuras

1.1. Problemas en el control de procesos.	2
1.2. Ejemplo de banda estrecha en frecuencia.	3
1.3. Esquema de retroalimentación adaptable propuesto	4
2.1. Esquema de control RS polinomial por retroalimentación (control central). . . .	14
2.2. Esquema de retroalimentación adaptable con parametrización YK para atenuación de perturbaciones de entrada.	20
2.3. Proceso en serie.	24
2.4. Simulación en lazo abierto con el sensor de temperatura	27
2.5. Diagrama a bloques de un control MPC.	29
3.1. Metabolismo de desbordamiento (<i>Overflow</i>).	32
3.2. Modelo simplificado de fermentador tipo <i>fed-batch</i>	34
3.3. Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Perturbación.	35
3.4. Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Concentración de etanol.	36
3.5. Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Alimentación del sustrato F	36
3.6. Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Estimación del parámetro $\hat{Q}$	37
3.7. Desempeño del controlador ante perturbación de entrada en el flujo de alimentación del reactor F_R	39
3.8. Desempeño de controladores comparación control RST y control adaptable ante perturbación en flujo de alimentación del reactor $F_{R,2}$	40
3.9. Desempeño del controlador ante perturbaciones en F_{R_2} suma de tres funciones sinusoidales.	42
3.10. Desempeño del controlador ante perturbaciones en F_{R_2} suma de tres funciones sinusoidales - Error gráfico.	43
3.11. Comportamiento de la temperatura en lazo abierto ante variaciones paramétricas de m y n.	45
3.12. Señal de Temperatura del reactor ante variación paramétrica de n - Control RST vs control adaptable.	46
3.13. Perturbaciones simultáneas en CSTR	47
3.14. Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Temperatura de salida	48

3.15. Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - zoom.	49
3.16. Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Evolución de parámetros estimados.	50
3.17. Entrada de control ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Ley de control F_{ch}	50
3.18. Intercambiador de calor de tanque agitado.	51
3.19. Función de sensibilidad perturbación a la salida.	54
3.20. Lazo de control para intercambiador de calor.	55
3.21. Desempeño del controlador central ante cambio de referencia en Temperatura T del tanque.	55
3.22. Desempeño del controlador central ante cambio de referencia en Temperatura T del tanque.	56
3.23. Desempeño del controlador central ante variaciones sostenidas en el flujo de entrada del tanque F	56
3.24. Perturbación de flujo de entrada F al tanque.	57
3.25. Perturbación de flujo de entrada F al tanque.	57
4.1. Sistema de tres CSTRs conectados en serie.	59
4.2. Análisis en régimen permanente.	63
4.3. Concentración de CA en cada reactor del sistema en serie	63
4.4. Funciones de sensibilidad para modelos lineales de cada reactor.	66
5.1. Esquema de control adaptable para Sistema en serie	68
5.2. Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $TR,1$	70
5.3. Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $TR,2$	71
5.4. Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $TR,3$	71
5.5. Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Concentración de componente A en cada CSTR	72
5.6. Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Flujos de chaqueta Control Adaptable	73
5.7. Desempeño del controlador MMPC bajo una perturbación abrupta - Flujo de chaqueta	74
5.8. Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Evolución de parámetros	75
5.9. Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$	76
5.10. Desempeño del controlador adaptable para regular temperatura de salida del reactor ante variaciones de temperatura $T_{R,in}$ del flujo proveniente de las unidades de servicios auxiliares.	77
5.11. Desempeño del controlador adaptable para variaciones de concentración $C_{A,i}$ en presencia de variaciones en los servicios auxiliares: disturbio en $T_{R,in}$	78
5.12. Ley de control adaptable para reactores en prueba ante variaciones en los servicios auxiliares: Perturbación en $T_{R,in}$	79
5.13. Evolución de parámetros del controlador adaptable para pruebas ante variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$	80

5.14. Perturbación en F_{J_1}	81
5.15. Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones aditivas de entrada, aplicadas en el flujo de la chaqueta de enfriamiento del reactor R_1	82
5.16. Comparación de la ley de control adaptable y MMPC bajo una perturbaciones simultáneas en R_2 y R_3	84
5.17. Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones simultáneas-Evolución de los parámetros estimados	85
5.18. Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación simultánea - Concentraciones del reactante A en cada reactor	86
5.19. Desempeño de control del reactor R_1 ante variaciones en los servicios auxiliares: Disturbios simultáneos en $F_{J,1}$ y $T_{R,in}$	87
5.20. Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación simultánea - Salida de temperatura en cada reactor, $T_{R,i}$	88
5.21. Comparación de las leyes de control adaptable y MMPC bajo una perturbación simultánea: flujo de chaqueta de R_2 y R_3	90
5.22. Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones simultáneas - Evolución de los parámetros	91
5.23. Variación en servicios auxiliares: perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo.	92
5.24. Variación en servicios auxiliares: perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Zoom de la perturbación.	93
5.25. Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Temperatura en reactor R_1	93
5.26. Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Temperatura en reactores R_2 y R_3	94
5.27. Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control reactor R_1	95
5.28. Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control en R_2	95
5.29. Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control en reactor R_3	95
5.30. Desempeño del controlador ante una perturbación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Evolución de parámetros estimados en línea	96
5.31. Desempeño del controlador ante perturbación en la variable $T_{R,in}$ de la corriente de alimentación con barrido de frecuencia en el tiempo - Concentración de producto A en sistema en serie.	97
5.32. Perturbación en Temperatura de entrada de chaqueta de enfriamiento, $T_{J,in}$	97
5.33. Desempeño del controlador bajo perturbación con barrido de frecuencia en $T_{J,1,in}$ + cambio de referencia en $T_{R,1}$ - Temperatura $T_{R,i}$	98
5.34. Desempeño del esquema de control adaptable ante una perturbación en $T_{J,in}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ -Leyes de control de cada reactor R_i	99
5.35. Desempeño del esquema de control adaptable ante una variación de servicios auxiliares, $T_{J,1,in}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ - Concentración $C_{A,i}$	100
5.36. Desempeño del esquema de control adaptable ante una variación de servicios auxiliares, $T_{J,1}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ - Evolución de parámetros	100

Índice de tablas

3.1. Coeficientes estequiométricos del mecanismo de reacción, Valentitnotti (2001). . .	33
3.2. Parámetros cinéticos para las tasas r_s , r_o y r_p , Valentitnotti (2001).	33
3.3. Condiciones en régimen permanente Bequette (1998).	52
4.1. Condiciones de operación nominal en régimen permanente y parámetros. . . .	62
5.1. Índices de desempeño de los controladores con perturbación en $T_{R,in}$	78
5.2. Índices de desempeño obtenidos de las pruebas de los controladores-Perturbación en $F_{J,1}$	83
5.3. Índices de desempeño obtenidos de las pruebas de los controladores-Perturbación en $T_{R,in}$ y $F_{J,1}$	89
5.4. Índices de desempeño de los controladores ante una perturbación con barrido de frecuencia en $T_{R,in}$	94

Dedicada a Leonardo.
Te amo.

Introducción

Los procesos químicos están constituidos por operaciones unitarias y procesos unitarios que permiten transformar materiales o sustancias iniciales en productos. La ingeniería de control de procesos es una disciplina que estudia la automatización, supervisión y control de estos. El control de procesos permite operar el sistema de una manera más eficiente y segura, al encargarse de obtener las condiciones de operación nominales estables y corregir toda desviación que se pueda producir en estas, aún ante la presencia de perturbaciones. Las condiciones de operación deseadas pueden desviarse debido a interacciones con otros procesos, interacción entre las variables del mismo proceso, perturbaciones, variación de parámetros o cambios en las condiciones de entrada; esto se resume en la Figura 1.1. Frecuentemente, el efecto de estos cambios es significativo debido a la naturaleza multivariable y no lineal de los procesos químicos. Es necesario introducir un mecanismo de control que haga los cambios apropiados para cancelar o atenuar el impacto negativo que las perturbaciones pueden generar en la operación del proceso.

Las técnicas de control clásico son las más utilizadas en la industria de procesos químicos, su aplicación se remonta a la década de los 20's con la introducción del controlador PID; estos controladores continúan siendo utilizados porque su sintonización es sencilla y no requieren de un modelo matemático para su implementación. Sin embargo, en ocasiones, estas técnicas de control son insuficientes para tratar los problemas de control de procesos.



Figura 1.1: Problemas en el control de procesos.

Después de conocer el *Benchmark* de Landau *et al.* (2013b) y los esquemas de control que allí se proponen para tratar múltiples perturbaciones de banda estrecha y variantes en el tiempo en sistemas mecánicos y electromecánicos, surge la pregunta: ¿Es posible trasladar algunas de las ideas que se presentan para ese tipo de sistemas al Control de Procesos?, esto con el fin de dar una solución conveniente a la problemática descrita anteriormente, relativa al control de procesos.

Esta investigación aborda el problema de mitigar el efecto de perturbaciones en procesos. La idea central es modelar las perturbaciones que, en frecuencia, caen dentro de una banda estrecha. La propuesta consiste en tratar las perturbaciones mediante un esquema de control adaptable que sea efectivo para regular el punto de operación en el sistema, tomando como base el control RST robusto. Como resultado, fue posible rechazar perturbaciones con características específicas al incorporar el principio de modelo interno y la parametrización Youla-Kucera. Estos elementos, agregados a un esquema de control central, permiten incluir la dinámica de perturbaciones desconocidas en la ley de control. La solución propuesta al problema de rechazo a perturbaciones consiste en integrar un esquema de control adaptable que pueda ser probado ante diferentes tipos de variaciones, tanto en la entrada de control del proceso como en las variables a controlar. Se consideró también adecuar y añadir nuevos elementos a este esquema de base para adaptar una nueva estructura de control a aplicaciones de procesos químicos con las características descritas previamente.

Este capítulo describe los problemas básicos relacionados con el control de procesos químicos, un poco del origen y características de los mismos. También se relata la manera en que la problemática se aborda, realizando una búsqueda en la literatura, dando un amplio panorama de partida para posicionar el trabajo de investigación así como la justificación del mismo. En las últimas dos secciones se presentan los objetivos de la investigación y la contribución de esta tesis.

1.1. Planteamiento del problema

En los procesos químicos, las perturbaciones generalmente pueden presentarse en las corrientes de alimentación como cambios abruptos, fluctuaciones de duración constante o durante lapsos cortos de tiempo. Estos cambios en las entradas son consecuencia de la conexión o dependencia con otros procesos, variaciones que alteran las condiciones de operación nominales

de la planta, desviaciones en diferentes instantes de tiempo, con distintas amplitudes, de manera simultánea o no. Las perturbaciones en procesos también pueden presentarse como ruido de medición o como variaciones paramétricas. Por último, en las señales de salida de los procesos pueden ocurrir perturbaciones exógenas. En los problemas de ingeniería de control, el rechazo de las perturbaciones es una tarea extremadamente importante. Además, es común requerir cambios en las condiciones de operación estableciendo cambios de referencia. Si no se toman acciones correctivas, este tipo de variaciones y perturbaciones causan desviaciones significativas en relación con el punto o rango de la operación de diseño.

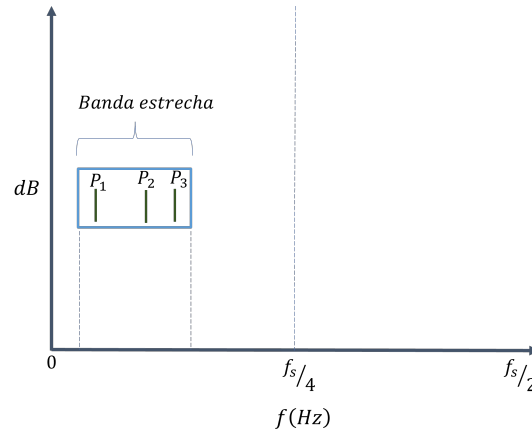


Figura 1.2: Ejemplo de banda estrecha en frecuencia.

Además, la dinámica de los procesos muestra comportamientos no lineales, interacciones entre variables, y es común que ocurran retardos y que existan corrientes de retroalimentación; todo esto hace que sea más complejo tomar acciones de control efectivas. En esta tesis, se abordó el problema del control de procesos multivariables y no lineales ante diferentes escenarios de perturbaciones y cambios operacionales, garantizando la regulación de las variables a controlar y las condiciones de operación deseadas. El problema particular es diseñar un esquema de control adecuado para operar procesos químicos (ver Figura 1.3):

- i Que garantice una estabilidad robusta
- ii con atenuación o rechazo de múltiples perturbaciones de entrada desconocidas, variables en el tiempo y de banda estrecha (Figura 1.2)
- iii con tolerancia a variaciones de parámetros y cambios de referencia.

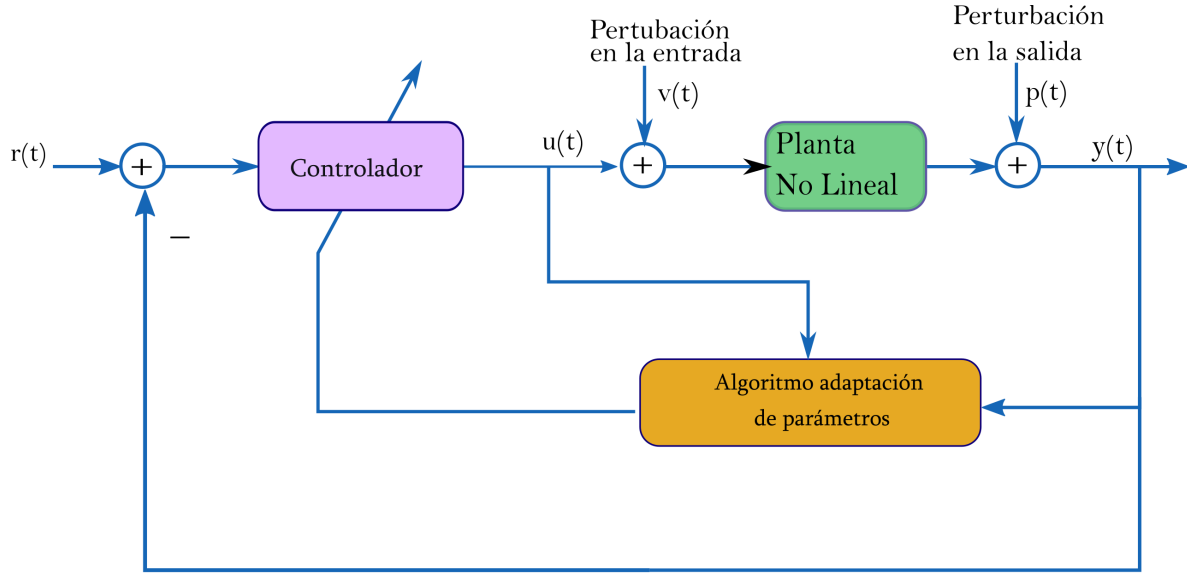


Figura 1.3: Esquema de retroalimentación adaptable propuesto

1.2. Estado del arte

En esta sección se presenta una revisión bibliográfica en la que se destacan los avances recientes relacionados con el problema abordado en este proyecto de tesis. Primero, se describen los problemas que se reportan en la literatura sobre control de procesos, analizando especialmente los diferentes tipos de perturbación que los afectan, los objetivos de control, los tipos de parámetros (variantes o constantes) en los modelos que los representan, y las técnicas de control utilizadas. Después, se describen las estrategias de control que han sido reportadas como efectivas para el rechazo a perturbaciones conocidas o desconocidas, dentro de la teoría de control, y se describen brevemente las mismas, indicando el tipo de proceso en que se aplicaron.

1.2.1. Problemas en control de procesos

Los procesos industriales se ven afectados por diversas razones, por ejemplo, variaciones de parámetros, ruido de medición, perturbaciones en la corriente de alimentación o en la salida del proceso, condiciones de operación variables, errores de modelado, retardos, inestabilidad, entre otros [Oravec et al. \(2016\)](#); [Elmansouri y Boualouch \(2016\)](#); [Wang et al. \(2022\)](#); [Xia y Zhao \(2015\)](#); [Luo et al. \(2017\)](#). Por ello, existen varios retos a atacar; de estos, la mayoría se deben a la naturaleza no lineal de los procesos. El compromiso del control de procesos es mantener la operación y las condiciones de salida en los valores requeridos para obtener la calidad deseada del producto final. Para resolver los problemas mencionados, son necesarios controladores con alto rendimiento y robustez. En esta sección se presentan algunos retos del control (perturbaciones, incertidumbres, etc.), se describen el proceso y el controlador diseñado.

[Phuc et al. \(2017\)](#) realizaron un control H_∞ con el objetivo de contrarrestar los efectos producidos por incertidumbres de modelado y paramétricas, así como por ruido, es decir, para atenuar el transitorio en una planta de desalinización RO. Para calcular una ley de

control que resolviera el problema de afectación al sistema por incertidumbre paramétrica, fueron formulados tres modelos del sistema que definían el desempeño en las condiciones máximas, mínimas y nominales en las que podía operar el proceso. La información obtenida de los modelos se tomó en cuenta después para diseñar el control, consiguiendo regular la desalinización aún bajo incertidumbre paramétrica, ruidos y perturbaciones.

En ocasiones el sistema puede presentar inestabilidad en algún punto de operación, en (Araújo y Coelho, 2017) se realizó un control predictivo generalizado (GPC, por sus siglas en inglés) para un reactor continuo de tanque agitado (CSTR en inglés) que presentaba puntos de equilibrio estables e inestables. Este controlador fue modificado con la adición de filtros, teniendo la intención de mejorar el rendimiento del control para el seguimiento de referencias, rechazo de perturbaciones y robustez. El control consiguió manejar el *offset* de forma eficiente, incluso para el proceso complejo que fue considerado, y ante perturbaciones de tipo escalón. También se probó este esquema para el control de nivel de una caldera, mostrando buen rendimiento ante el seguimiento de trayectorias sinusoidales, triangulares y cuadradas.

Un problema típico en los procesos tipo *batch* es el seguimiento de trayectoria, en (Song *et al.*, 2016) se abordó, por ejemplo, un problema de seguimiento de trayectoria para un intervalo de tiempo finito. Luyben (2017) desarrolló una estructura de control, en este caso para una planta completa formada por tres columnas de destilación operadas a diferentes presiones. El objetivo operacional del proceso era separar una mezcla azeotrópica ternaria de acetonitrilo, metanol y benceno. El control fue evaluado ante perturbaciones en la corriente de alimentación, aplicadas introduciendo cambios tipo escalón (incrementos o decrementos) en la composición de la corriente de alimentación.

La investigación de Skavdahl *et al.* (2016) consistió en sintetizar un control PID para contrarrestar los cambios en la salida de un proceso, los cuales fueron causados por cambios en la corriente de entrada. Con la misma técnica clásica, por medio de un controlador PID descentralizado, Thakur *et al.* (2017) regularon la conversión de un reactor hasta un valor cercano a la conversión de diseño y enfrentaron el problema de contrarrestar los efectos ante grandes cambios en la composición de alimentación en el proceso de fabricación continua de diisobutileno. Otra de las perturbaciones que se pueden presentar en procesos es un cambio de carga, Wang *et al.* (2016) presentaron un esquema de control predictivo basado en modelo (MPC, por sus siglas en inglés) para regular la potencia en una central nuclear que incluía un Reactor de Agua a Presión (PWR, por sus siglas en inglés). El controlador fue probado ante cambios de carga, retardos y seguimiento de trayectoria, el resultado fue mantener estable la potencia del núcleo. Ghaffari *et al.* (2013) diseñaron un control predictivo robusto para tratar problemas de incertidumbre en sistemas no lineales, atacando los desafíos típicos existentes en los CSTRs. Li y Li (2016) diseñaron un controlador MPC con una red neuronal para obtener un modelo, este controlador fue diseñado para un reactor continuo. El control fue probado ante cambios de referencia y mostró un buen desempeño pero no logró controlar el sistema ante errores de modelado o incertidumbres paramétricas, ya que la red neuronal no podía dar una representación precisa del modelo lineal. Flores-Estrella *et al.* (2019) analizaron como perturbación, el ruido de medición en la salida de un proceso de digestión anaerobia, la perturbación fue contrarrestada añadiendo una función de transferencia al esquema de control (control H_∞). Observando la magnitud y frecuencia de los errores de medición del sensor, obtuvieron mejores resultados de desempeño comparados con los obtenidos por un control PI. En el trabajo de investigación publicado por Gharaghani *et al.* (2012) se consideró tratar con perturbaciones tipo escalón en la entrada de flujo de alimentación considerando las incertidumbres de modelado de un proceso para regular algunas propiedades de polímeros.

Se concluyó que para este tipo de sistemas no lineales es conveniente tomar en cuenta las incertidumbres de modelado, las perturbaciones externas Márton *et al.* (2020), así como la interacción que pueda existir entre variables de proceso o la interacción con otros procesos debida a ciertas dependencias de las condiciones de operación. Estas consideraciones pueden ser tomadas en cuenta desde el modelado de proceso o en el diseño de control.

1.2.2. Rechazo a perturbaciones

Como se mencionó antes, uno de los problemas más grandes del control de procesos es lograr rechazar perturbaciones conocidas o desconocidas. El estudio de cómo lograr eliminar o disminuir los efectos de las perturbaciones ha sido ampliamente abordado. Entre las soluciones propuestas se encuentran la modificación o adición de elementos al esquema de control por retroalimentación, por ejemplo el uso de un filtro IMC (por sus siglas en inglés, *Internal Model Control*) teniendo como control de base un PI o PID Liu y Gao (2010), o la estimación de la perturbación mediante observadores Zhang *et al.* (2019); Hao *et al.* (2019); Chen *et al.* (2019); Hu y Pota (2005); Wu *et al.* (2019).

Karimi y Sadabadi (2013) propusieron un nuevo método para diseñar un controlador programado con ganancia H_∞ mediante optimización convexa, sólo con datos en el dominio de la frecuencia. El modelo de perturbación se basa en el principio del modelo interno, un algoritmo de adaptación estima la frecuencia de perturbación y ajusta los parámetros del modelo interno del controlador. Los métodos de filtrado de picos se usan comúnmente para el seguimiento de unidades de disco duro (HDD) con el fin de suprimir perturbaciones de banda estrecha alrededor de una frecuencia específica. En el estudio presentado por Hong *et al.* (2015) se diseñó un filtro de pico mediante el ajuste de funciones de sensibilidad, perturbación a la salida y complementaria. La respuesta transitoria fue mejorada ya que lograron atenuar las perturbaciones de banda estrecha usando un método de programación de fase, para el cual consideraron una relación de ganancia y amortización de la variable. El rechazo de perturbaciones periódicas de frecuencia desconocida también puede lograrse mediante la adaptación directa de la frecuencia, magnitud y fase de los componentes de la entrada de control. Esto fue desarrollado por Bodson (2005) mediante un algoritmo adaptable de cancelación *feedforward* (AFC).

Uno de los enfoques utilizados para el rechazo de perturbaciones es el Control Activo para Rechazo de Perturbaciones (ADRC, por sus siglas en inglés). Esta técnica se basa en la estimación en tiempo real de una perturbación generalizada que considera perturbaciones internas y exógenas Zheng *et al.* (2009); Brown y Zhang (2014); Garzón-Castro *et al.* (2018); Chen *et al.* (2019); Gao (2006). El esquema de control ADRC usa observadores de estados extendidos (ESO, por sus siglas en inglés) para estimar la perturbación total en línea. Esta perturbación generalizada se asume sin estructura y dependiente, en un sentido desconocido, de la entrada y de las señales de salida. El rechazo de la perturbación se realiza mediante la ley de control por retroalimentación. Sira-Ramírez *et al.* (2017); Han (2009) presentaron una revisión sobre esta técnica. El esquema de control ADCR fue presentado inicialmente para sistemas no lineales, más tarde el esquema Control Activo para Rechazo de Perturbaciones Lineal (LADRC, por sus siglas en inglés) fue presentado por Tian y Gao (2007). El LADRC se basa en la parametrización de ganancias lineales, con un ajuste de ancho de banda, el mismo ancho de banda es considerado para el controlador y para el observador, de tal forma que al incrementar el ancho de banda, el rechazo de la perturbación es mejor. El enfoque lineal permite analizar la estabilidad del sistema y la respuesta en frecuencia del sistema no lineal.

Buscando obtener información del modelo, [Liu et al. \(2018\)](#) propusieron un LADRC basado en frecuencia, controlando un proceso químico complejo con dos estructuras de las cuales sólo una recibe la información en línea del modelo del sistema, dando como resultado un control con respuesta más rápida y mejor rechazo a perturbaciones. [Meng et al. \(2021\)](#) controlaron un sistema de cuatro tanques, con esquemas ADRC lineales y no lineales. Como resultado se observó y compensó la perturbación, y se atenuó el transitorio para llegar a la referencia y lograr un control adecuado de posición. Otro enfoque del control ADRC fue presentado por [Wang et al. \(2019\)](#), esta nueva estructura incluyó un control por modelo interno (IMC, por sus siglas en inglés). Utilizando un análisis en frecuencia del sistema en lazo abierto se mejoró el rendimiento del control mediante el ajuste de una ganancia integral. [Carreño-Zagarra et al. \(2019\)](#) desarrollaron un control por retroalimentación de salida para regular el pH en fotobiorreactores, su esquema de control combinó un PI y un LADRC basado en observadores del tipo proporcional integral generalizado (GPI, por sus siglas en inglés). [Ren et al. \(2022\)](#) diseñaron un algoritmo de control predictivo generalizado de rechazo activo de perturbaciones de tipo proporcional-integral (PI-ADRGPC) para controlar una columna de destilación con un retraso prolongado. Reemplazaron el PD en ADRC por un Control Predictivo Generalizado de tipo Proporcional-Integral (PI-GPC), obteniendo como resultado un buen seguimiento de referencia y rechazo de perturbaciones para el sistema de destilación con gran retardo de tiempo. También [Wei et al. \(2021\)](#) consideraron cambiar el controlador PD por no haber resultado lo suficientemente efectivo para suprimir la perturbación y, según su experiencia, los integradores puros de alto orden son difíciles de estabilizar. En el trabajo citado se propuso un control robusto para rechazo de perturbaciones activas del modelo U (RUADRC), integrando el control de modelo U y el control de Glover-McFarlane. Como resultado el desfase entre la entrada y salida de una planta controlada se reduce. Otras investigaciones, en las que se aplicó el esquema ADCR fueron desarrolladas por [Liu et al. \(2022\)](#) y [Buche et al. \(2021\)](#). En estos trabajos se usó una sobreparametrización del filtro de compensación adaptable de perturbaciones para manejar las incertidumbres del modelo de plantas grandes.

[Jeng \(2015\)](#) describió un enfoque basado en datos con controladores PI / PID clásicos. Utilizó datos de entrada y salida para capturar la dinámica de la planta y una función de transferencia de circuito cerrado para fijar la referencia de rendimiento. La constante de tiempo es el único parámetro de diseño. El objetivo fue ajustar este parámetro para lograr un equilibrio entre el rendimiento del control y la robustez. Se añadió un parámetro de ajuste para mejorar el comportamiento de circuito cerrado sin afectar la respuesta a perturbaciones.

1.2.2.1. Rechazo de perturbaciones basado en modelo

Otro enfoque de control con rechazo a perturbaciones consiste en usar esquemas en los que se incluya de alguna manera el modelo de la perturbación. La dinámica de la perturbación es modelada e incluida en lazo cerrado, aplicando el principio de modelo interno, el cual ha sido reportado por [Landau et al. \(2011a\)](#); [Constantinescu y Landau \(2002\)](#); [Landau et al. \(2009\)](#). El principio de modelo interno surge para dar respuesta a la siguiente pregunta: ¿Qué propiedades del controlador son necesarias para lograr estabilidad estructural? [Francis y Wonham \(1976\)](#) definieron el principio de modelo interno como *una síntesis del regulador estructuralmente estable solo si el controlador utiliza la retroalimentación de la variable regulada e incorpora en la vía de retroalimentación un modelo reduplicado de la estructura dinámica de las señales exógenas que el regulador requiere para procesar. Un problema clásico en teoría de control es que la sintonización de controladores que regulan al sistema desprecian las incertidumbres en la*

planta y parámetros del controlador. Más tarde esa misma formulación fue adecuada al diseño de control para sistemas multivariables cumpliendo con la atenuación de perturbaciones.

Utilizando el principio de modelo interno, [Chen y Tomizuka \(2015\)](#) realizaron un esquema de control adaptable indirecto. Por el principio de modelo interno se encontró el modelo de la perturbación y se adaptaron los parámetros. El diseño de un filtro de pasa bandas con múltiples bandas estrechas se utilizó para construir un observador de perturbación (DOB) que permitiera el rechazo de perturbaciones.

[Hu y Pota \(2005\)](#) utilizaron el principio de modelo interno para estimar un modelo de perturbación de ruido de banda estrecha, considerando cumplir con una condición de estabilización robusta cuando los parámetros son convergentes.

Una forma útil de modelar plantas y diseñar controladores es usando la parametrización Youla-Kucera (YK), también llamada parametrización Q o filtro Q . La idea de aplicarla a plantas lineales y controladores tuvo su origen décadas atrás. Ha sido aplicada, por ejemplo, en problemas de identificación de circuitos ([Gazdos y Dostal, 2005](#)), control adaptable de sistemas no lineales, sistemas SISO ([Quadrat, 2003](#)), sistemas SISO con restricciones en la entrada ([Henrion et al., 2001](#)), y sistemas MIMO ([Anderson, 1998](#); [Quadrat, 2006](#); [Gazdos y Dostal, 2005](#)). La parametrización Youla-Kucera es utilizada para obtener una familia de controladores estables con diferentes técnicas de control, tales como PI, PID ([Matus et al., 2007](#)), control adaptable, control por ganancias programadas ([Niemann y Stoustrup, 1999](#); [Trangbaek, 2009](#)), control H_∞ ([Prokop et al., 2002](#); [Molina-Cristóbal et al., 2005](#)), control basado en observador ([Niss et al., 2009](#)), control distribuido ([Jiang et al., 2008](#); [Jiang y Voulgaris, 2007](#)), controlador cuadrático lineal (LQ, por sus siglas en inglés) ([Cirka et al., 2005](#)) e incluso control predictivo basado en modelo (MPC). [Rodríguez-Ayerbe y Olaru \(2010\)](#) diseñaron un control predictivo basado en modelo parametrizado con YK para obtener una familia de controladores estabilizantes. La ventaja de la parametrización YK es que ofrece más grados de libertad que un observador. [Blanchini et al. \(2012\)](#) propusieron una técnica de control predictivo aplicada a un ducto de drenaje, el esquema de control consistió en una sintonización en línea de un filtro FIR YK. La parametrización YK proporcionó la acción de control óptima, dada la información actual de la perturbación. [Kowalczyk y Suchomski \(2004\)](#) utilizaron parametrización YK para brindar robustez a un Controlador Predictivo Generalizado en Tiempo Continuo (CPGC, por sus siglas en inglés).

El uso de la parametrización YK brinda un conocimiento sobre el comportamiento en lazo cerrado y garantiza la estabilidad de los controladores, aun con restricciones de entrada y salida, como lo consideraron [Fikar y Engell \(1997\)](#), quienes diseñaron un MPC multivariable para un reactor químico. La parametrización YK aporta una ventaja en el diseño de controladores para sistemas inestables de primer orden ([Pekar et al., 2007](#)).

Esta metodología ha sido ampliamente probada y reportada para diferentes aplicaciones, [Khadija et al. \(2013\)](#), por ejemplo, utilizaron la parametrización YK para compensar perturbaciones sinusoidales. Esto se logró mediante un ajuste en línea de los parámetros del Control con Modelo de Referencia de Estado Parcial (PSRMC, por sus siglas en inglés) con la parametrización YK y un estimador de frecuencia en línea.

Considerando la parametrización Youla-Kucera es posible insertar el modelo interno de la perturbación en el controlador ajustando los parámetros del polinomio Q (filtro YK). En presencia de perturbaciones desconocidas, es posible construir un esquema de control directo donde los parámetros de Q se estiman de tal forma que el controlador no tenga que ser calculado de nuevo, la estimación del polinomio Q depende del denominador del modelo de la perturbación, tal como el rechazo a perturbaciones de banda estrecha. [Landau et al.](#)

(2011a) propusieron un *benchmark*, cuyo reto era tratar múltiples perturbaciones desconocidas, variantes en el tiempo en un rango de frecuencias acotado. El reto consistió en atenuar una, dos y tres perturbaciones sinusoidales situadas entre 50 y 95 Hz, el objetivo de control era introducir atenuación de 40dB.

Los controladores propuestos por los participantes del *benchmark* tuvieron puntos en común, principalmente los controladores propuestos pueden ser vistos como una representación con factorización YK, escogiendo adecuadamente los polinomios. Un enfoque *feedback* puede proveer rechazo a la perturbación (al menos, asintóticamente), considerando una configuración adaptable, ya que el modelo de perturbación es desconocido. Con el uso de parametrización YK e IMP se puede construir un esquema de regulación adaptable directa, como el presentado por Airimi *et al.* (2013) y Castellanos Silva *et al.* (2013). El enfoque de Castellanos Silva *et al.* (2013) requiere un cuidadoso diseño del controlador central en términos de la selección y asignación de polos en lazo cerrado. Por ello, Castellanos *et al.* (2016) diseñaron un esquema modificado que incorpora un filtro IIR Youla-Kucera adaptable, denominado estructura ρ -*notch* (el denominador es una proyección dentro del círculo unitario de los polos del modelo de la perturbación, que tiene raíces en el círculo unitario).

Otra aplicación en donde se manejaron perturbaciones de banda estrecha es la atenuación en un ducto acústico. Para esta aplicación, Ben Amara *et al.* (1999) presentaron un esquema de control con el enfoque YK y IMP que fue implementado para cancelación de ruido en un ducto acústico. El experimento consistió en excitar un altavoz de perturbación con un solo tono de señal sinusoidal y ejecutar un controlador adaptable para cancelar el ruido en un micrófono de alto rendimiento, con este esquema se obtuvieron buenos resultados para un rango acotado de frecuencias. Trabajando con la atenuación en un ducto acústico, Landau *et al.* (2018) implementaron experimentalmente un control de rechazo a múltiples perturbaciones de banda estrecha localizadas en diferentes regiones de frecuencia y consideraron la interferencia que se produce al tener frecuencias muy cercanas. Diseñando un control robusto con base en el conocimiento de la variación de las frecuencias de la perturbación, para mejorar este primer enfoque desarrollaron un algoritmo de control adaptable directo basado en el uso del principio de modelo interno y lo combinaron con la parametrización Youla-Kucera. Como resultado, se obtuvo una mejora en la atenuación de las múltiples perturbaciones, gracias a la implementación del esquema adaptable. Otros estudios con un ducto acústico fueron presentados en las siguientes referencias Landau y Melendez (2017); Landau *et al.* (2019). En las investigaciones desarrolladas por Airimitoie y Landau (2018); Airimitoie *et al.* (2021) se usó una combinación de control prealimentado y retroalimentación adaptable con compensación de perturbaciones. Airimitoie *et al.* (2021) propusieron dos configuraciones adaptables para el control activo de vibraciones para la compensación de ruido. El primero utilizó una estructura de compensador FIR (Finite Impulse Response) y el segundo fue una parametrización YK del compensador de ruido feedforward, con el último enfoque pudieron separar la estabilización del bucle de retroalimentación positiva interna, y la atenuación del ruido residual.

Un algoritmo similar para regulación adaptable directa es el presentado por Valentinotti (2001); Valentinotti *et al.* (2003), con el cual se rechazaron perturbaciones inestables en un sistema de fermentación tipo *Batch* para producir etanol con *Saccharomyces cerevisiae*. El objetivo del proceso era maximizar la producción de biomasa manteniendo la concentración de sustrato en el reactor en un punto crítico, de tal forma que la concentración de etanol se mantuviera constante. El consumo de sustrato por las células es modelado como una perturbación creciente exponencial que el control debe rechazar. Usando modelos lineales se implementó un control adaptable directo para rechazar la perturbación de entrada por

medio de parametrización YK y principio de modelo interno, obteniendo así la estimación del polinomio Q (en este caso solo fue un parámetro a estimar que representa la tasa de crecimiento de las células) en línea.

De la revisión realizada se puede concluir lo siguiente: las perturbaciones más comúnmente aplicadas en simulación de procesos son cambios en la corriente de alimentación (incrementos o decrementos), variaciones paramétricas, y cambios de referencia. Sin embargo, este tipo de cambios o variaciones que perturban al sistema, frecuentemente se consideran constantes. En la realidad, los procesos en la industria no son afectados por ese tipo de cambios, las perturbaciones se presentan como cambios variantes fluctuando entre un valor máximo y un valor mínimo.

En esta tesis se abordaron los problemas de control de procesos relacionados con el rechazo a perturbaciones, buscando acercarse más a condiciones realistas, en lo relativo a variaciones paramétricas, variaciones en la corriente de entrada, perturbaciones exógenas en la salida, elementos de medición, no linealidades del proceso, así como la interacción entre variables debido a los acoplamientos entre procesos. Con el esquema de control adaptable se tiene por objetivo rechazar perturbaciones desconocidas y variantes en el tiempo. Con este esquema es posible realizar un control por retroalimentación en el cual se lleva a cabo la estimación de los parámetros del modelo de perturbación incluidos en la ley de control. Para este enfoque se asume que se tiene el modelo de la planta por lo que no será necesaria una estimación en línea de los parámetros del modelo de la planta, sin embargo, se considera que pueden presentarse pequeñas variaciones. Con este enfoque la perturbación es vista como el resultado de un ruido blanco o un impulso Dirac a través de un modelo de perturbación (función de transferencia). Los elementos principales de este enfoque de control adaptable son el principio de modelo interno, un control lo suficientemente robusto para tolerar las pequeñas variaciones en el modelo de la planta y la parametrización Youla-Kucera, así como la suposición del orden del denominador de la perturbación.

1.3. Justificación

La operación eficiente, segura y económica de los procesos químicos es fundamental para la industria moderna. Para alcanzarla, es imperativo mantener las variables críticas del proceso, dentro de límites estrictos de operación, garantizando así la calidad del producto y la estabilidad del sistema. Sin embargo, la presencia constante de perturbaciones tales como fluctuaciones en los servicios auxiliares, variaciones en la materia prima o cambios en las condiciones ambientales, representa un desafío significativo que puede comprometer el rendimiento del proceso e incluso llevar a condiciones de operación inseguras (Stephanopoulos, 1984).

Los esquemas de control convencionales, si bien son efectivos en condiciones nominales, a menudo muestran un desempeño deficiente cuando se enfrentan a la realidad operativa de los procesos, la cual incluye perturbaciones de entrada y salida, variaciones paramétricas y comportamientos no modelados. Esta limitación se agudiza en sistemas con dinámicas inherentemente desafiantes, como la inestabilidad en lazo abierto y la multiplicidad de estados estacionarios, características presentes en numerosos procesos industriales. El control efectivo de sistemas con estas características complejas es un problema relevante y no trivial en la ingeniería química, donde la incapacidad de un controlador para rechazar adecuadamente dichas perturbaciones puede resultar en una operación ineficaz o en una falla total del lazo de control.

Ante esta problemática, surge la necesidad de desarrollar estrategias de control avanzadas que no solo estabilicen el proceso, sino que también se adapten activamente para anular el efecto de perturbaciones desconocidas. La presente investigación aborda directamente este desafío mediante el diseño y la validación de un esquema de control adaptable basado en la parametrización de Youla-Kucera y el principio del modelo interno. Esta estructura permite el ajuste en línea de la ley de control, ofreciendo la capacidad de modelar y rechazar perturbaciones en una banda de frecuencia específica sin requerir un conocimiento previo exhaustivo de su naturaleza. La validación de la estrategia de control propuesta se llevó a cabo mediante simulaciones numéricas en el entorno de MATLAB®/Simulink®.

Por lo tanto, este trabajo se justifica por la necesidad de superar las limitaciones de los controladores tradicionales en procesos químicos complejos. Al demostrar la efectividad de la estrategia propuesta en un sistema de tres reactores CSTR en serie, con dinámica inestable en el primer reactor y compararla con técnicas establecidas como el control predictivo multivariable (MMPC), esta tesis busca aportar una solución robusta y eficiente que no solo mejora la regulación del proceso, sino que también ofrece ventajas en términos de un menor esfuerzo de control y un mejor manejo de las restricciones operativas, proporcionando una alternativa adaptable y robusta para el rechazo de perturbaciones en condiciones operativas variables.

1.4. Objetivos

1.4.1. Objetivo General

Proponer una estructura de control adaptable, adecuada para el control de procesos, con el fin de atenuar perturbaciones múltiples, de banda estrecha, desconocidas y variables en el tiempo; en sistemas sujetos a variaciones paramétricas y/o cambios de referencia.

1.4.2. Objetivos Específicos

- Formular modelos dinámicos no lineales para usarse como planta y obtener modelos LTI útiles para el diseño de control.
- Desarrollar un análisis dinámico de los procesos seleccionados.
- Diseñar un control polinomial RST para rechazar perturbaciones.
- Incluir el principio de modelo interno para el rechazo de perturbaciones.
- Ajustar el filtro Youla-Kucera para estimar las perturbaciones.
- Implementar el esquema de control adaptable propuesto para controlar los sistemas de CA seleccionados.

1.5. Contribución

El objetivo principal de este proyecto de tesis es el desarrollo de un esquema de control adaptable adecuado para el rechazo de perturbaciones en procesos químicos. Este tipo de algoritmos ha sido utilizado previamente en sistemas con vibraciones mecánicas considerando perturbaciones en la salida del proceso. Para este estudio se consideran perturbaciones características que ocurren en los procesos químicos, así como las interacciones de variables y/o

variaciones paramétricas que existen en este tipo de sistemas. La metodología de control por retroalimentación para rechazo de perturbaciones de banda estrecha de Landau *et al.* (2013b) aplicada a sistemas mecánicos se adaptó a las características de operación de procesos químicos para perturbaciones en la entrada. Se analizaron esquemas de control indirecto y directo para el rechazo a perturbaciones considerando parametrización Youla-Kucera. Añadiendo al esquema de control un polinomio $T(q^{-1})$ se logra hacer frente a cambios de referencia.

1.6. Organización del documento

El presente documento se estructura en seis capítulos, cada uno de los cuales aborda un aspecto específico del desarrollo de este trabajo de investigación. El **Capítulo 1** presenta el planteamiento del problema, los objetivos de la investigación y una revisión general del estado del arte en torno al control adaptable y el rechazo de perturbaciones en procesos químicos.

El **Capítulo 2** describe los fundamentos teóricos que sustentan el diseño del controlador adaptable propuesto. Posteriormente, se detalla el desarrollo del esquema de control adaptable propuesto para el rechazo de perturbaciones en la entrada del proceso, explicando paso a paso la construcción del controlador central, ajuste de las funciones de sensibilidad y su integración con el principio de modelo interno y parametrización Youla-Kucera, y su adaptación final en forma de un controlador adaptable. Este capítulo también incluye la definición de procesos en serie, control predictivo basado en modelo y una descripción del modelo y simulación de un sensor de temperatura.

En el **Capítulo 3** se presentan diversas aplicaciones en las que se evalúa el desempeño del esquema de control adaptable frente a perturbaciones tanto en la entrada como en la salida del proceso.

El **Capítulo 4** describe el caso de estudio central de esta tesis: un sistema compuesto por tres reactores continuos de tanque agitado (CSTR) conectados en serie. Se proporcionan los modelos matemáticos que representan su dinámica, se realiza un análisis en régimen permanente y se definen los lazos de control empleados.

El **Capítulo 5** documenta los resultados obtenidos a partir de simulaciones del sistema bajo diferentes escenarios de perturbación y condiciones de operación. Se analiza la eficacia del esquema de control propuesto en términos de rechazo de perturbaciones, estabilidad y desempeño dinámico.

Finalmente, el **Capítulo 6** presenta las conclusiones generales derivadas del estudio, así como las recomendaciones y propuestas para futuras líneas de investigación en el área.

CAPÍTULO

2

Marco teórico

En este capítulo se describen los principales aspectos relacionados con el diseño de un controlador adaptable para el rechazo de perturbaciones de entrada. En la primera sección se presenta el control por retroalimentación de base, de tipo robusto con estructura RST, posteriormente se describen los elementos que completan el diseño. Por último se presenta un esquema de un control adaptable para el rechazo de perturbaciones en la entrada de control. El desarrollo del esquema de control para el rechazo de perturbaciones se explica paso a paso en este capítulo. Se inicia presentando el diseño del controlador central compuesto por dos polinomios, $R(q^{-1})$ y $S(q^{-1})$, después se integran al esquema de control, el principio de modelo interno y la parametrización Youla-Kucera que permiten enfrentar el rechazo indirecto a perturbaciones. En conjunto, estos elementos forman el esquema de control de retroalimentación adaptable con parametrización Youla-Kucera. Por último, se definen los procesos en serie, para los cuales se aplica el esquema de control diseñado, y se proporciona una breve descripción del modelo y la simulación de un sensor de temperatura.

2.1. Control robusto RST con retroalimentación

El control RST apareció en la década de los 80's como una extensión al uso del compensador clásico (Godoy y Ostertag, 2006). El control robusto polinomial RST es efectivo para tratar la incertidumbre paramétrica del modelo de la planta, así como el efecto de perturbaciones en el sistema; también garantiza estabilidad del sistema en lazo cerrado (Åström y Wittenmark, 1984).

Este esquema de control polinomial tiene un amplio ramo de aplicación, en control de procesos ha sido aplicado por ejemplo para regular el nivel de un tanque (Rani *et al.*, 2014), en un proceso de cultivo de levadura de un sistema de un reactor por lotes alimentado (Renard *et al.*, 2006), o para el control de flujo de un tanque (Besancon-Voda, 1998). También ha sido aplicado al control automático de otros sistemas como los casos de regulación de: presión sanguínea (Sandu *et al.*, 2015), de un motor de inducción (Laid *et al.*, 2024; Youcef *et al.*, 2021), de un vehículo eléctrico (Bendjedja *et al.*, 2014), de un motor diésel (Cirstoiu y Pages, 2013), o para el control de un cargador de batería de una sola fase en un vehículo eléctrico (Lacroix *et al.*, 2011; Kraa *et al.*, 2024), de un péndulo invertido (Ostertag *et al.*, 2007), de la

tensión de un convertidor reductor DC-DC (Tahri *et al.*, 2013), de la posición en un motor ultrasónico (Brahim *et al.*, 2015), o al control de un motor de imán permanente (Camara *et al.*, 2010), del motor de inducción de un vehículo eléctrico (Langer y Landau, 1999), de un microactuador piezoeléctrico (Bendjedja *et al.*, 2014), y de un motor síncrono de imanes permanentes (PMSM) (Khadraoui *et al.*, 2013). También para el control de convertidores de energía DC-DC (Larbi *et al.*, 2010), para controlar la carga y descarga de baterías en un sistema fotovoltaico (Salem *et al.*, 2023) y para el control de un sistema de conversión de energía eólica (Hamane *et al.*, 2015d,a,b,c; Chemidi *et al.*, 2022), entre otros.

2.1.1. Diseño del controlador central

El modelo lineal invariante en el tiempo (LTI por sus siglas en inglés) en tiempo discreto o *modelo de la planta*, usado para el diseño del controlador, es:

$$G(z^{-1}) = \frac{z^{-d}B(z^{-1})}{A(z^{-1})} = \frac{z^{-1-d}B^*(z^{-1})}{A(z^{-1})} \quad (2.1)$$

donde los polinomios $A(q^{-1})$ y $B(q^{-1})$ son definidos como:

$$A(q^{-1}) = 1 + a_1q^{-1} + \dots + a_{n_A}q^{-n_A}, \quad (2.2)$$

$$B(q^{-1}) = b_1q^{-1} + \dots + b_{n_B}q^{-n_B} = q^{-1}B^*, \quad (2.3)$$

$$B^*(q^{-1}) = b_1 + \dots + b_{n_B}q^{-n_B+1}. \quad (2.4)$$

con d como el retardo de tiempo puro de la planta en número de instantes de muestreo y donde n_A , n_B y $n_B - 1$ representan sus órdenes.¹

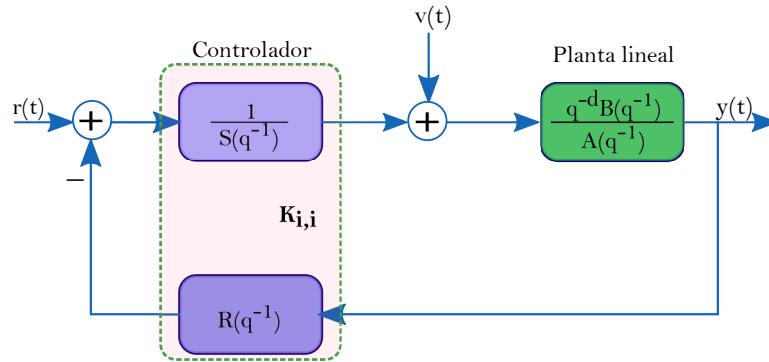


Figura 2.1: Esquema de control RS polinomial por retroalimentación (control central).

En la Figura 2.1 se muestra el lazo de retroalimentación con un controlador polinomial RS, la salida de la planta $Y(q^{-1})$ y la entrada $U(q^{-1})$ pueden ser escritas como:

$$Y(q^{-1}) = \frac{q^{-d}B(q^{-1})}{A(q^{-1})}U(q^{-1}) + \frac{q^{-d}B(q^{-1})}{A(q^{-1})}V(q^{-1}) \quad (2.5)$$

$$S(q^{-1})U(q^{-1}) = -R(q^{-1})Y(q^{-1}) \quad (2.6)$$

¹La variable compleja z^{-1} será usada para caracterizar el comportamiento del sistema en el dominio de la frecuencia y el operador q^{-1} será usado para describir el comportamiento del sistema en el dominio del tiempo.

donde:

- q^{-1} es el operador de retardo (*shift*, $x(t) = q^{-1}x(t+1)$).
- $V(q^{-1})$ es la perturbación aditiva resultante en la entrada del sistema.
- $R(q^{-1}), S(q^{-1})$ son los polinomios del controlador en q^{-1} con orden n_R y n_S , respectivamente.

Se define el controlador como:

$$\begin{aligned} R(z^{-1}) &= r_0 + r_1 z^{-1} + \dots + r_{n_R} z^{-n_R} \\ &= R'(z^{-1}) H_R(z^{-1}) \end{aligned} \quad (2.7)$$

$$\begin{aligned} S(z^{-1}) &= 1 + s_1 z^{-1} + \dots + s_{n_S} z^{-n_S} \\ &= S'(z^{-1}) H_S(z^{-1}) \end{aligned} \quad (2.8)$$

Por diferentes razones, los polinomios $R(q^{-1})$ y $S(q^{-1})$ pueden tener partes fijas específicas con las cuales se pueden establecer comportamientos deseados del controlador y fijar polos. Las partes fijas más comunes son: un polinomio $S(q^{-1})$ que funciona como un integrador, es denotado como $H_S(q^{-1})$; y un polinomio $R(q^{-1})$ que es un filtro pasa bajas llamado $H_R(q^{-1})$. Por ejemplo en [Ostertag et al. \(2007\)](#); [Langer y Landau \(1999\)](#) se utilizó un integrador en el polinomio S , con el fin de rechazar perturbaciones y garantizar un buen seguimiento de referencia constante o variaciones lentas. Por ejemplo, si se requiere un error de régimen permanente cero para un paso en la referencia, o para un disturbio escalonado; la presencia de un integrador en el lazo cerrado en la función de transferencia es necesaria. Esto corresponde a introducir un término $(1 - q^{-1})$ en el polinomio $S(q^{-1})$.

2.1.2. Método para realizar el cálculo de los polinomios R, S y T

El polinomio T es utilizado para asegurar el seguimiento de trayectoria, mientras que los polinomios R y S garantizan la estabilidad del sistema en lazo cerrado. Uno de los métodos para calcular los polinomios R y S consiste en colocar los polos, seleccionándolos de tal forma que se alcance la estabilidad en lazo cerrado. Este método ha sido utilizado por [Sandu et al. \(2015\)](#); [Hamane et al. \(2015a,d,b\)](#); [Bendjedja et al. \(2014\)](#); [Khanchoul y Hilairret \(2011\)](#); [Ciprian et al. \(2009\)](#); [Poitiers et al. \(2009\)](#); [Andriamalala et al. \(2008\)](#); [Gagneux et al. \(1991\)](#). Otro método consiste en seleccionar polos que garanticen un desempeño deseado, tal como la eliminación del sobreimpulso (*overshoot*), reducción del tiempo de establecimiento y del tiempo de levantamiento. [Tahri et al. \(2013\)](#) diseñaron un controlador RST para regular la tensión de un convertidor reductor DC-DC mediante una colocación de polos de grado mínimo. [Cirstoiu y Pages](#) seleccionaron los polos de acuerdo con criterios basados en la determinación del transitorio y del sobreimpulso deseados. Algo similar realizó [Fadel \(2005\)](#) para seleccionar los polos en su sistema de control. [López de Heredia et al. \(2005\)](#) diseñaron un controlador RST, sintonizado para obtener una respuesta de tiempo muerto (*deadbeat*), es decir, con el fin de hacer que el sistema respondiera como un sistema con doble retardo.

Los polinomios del controlador $R(q^{-1})$ y $S(q^{-1})$ se obtienen a partir de definir los polos deseados en lazo cerrado $P(q^{-1})$. El polinomio $P(q^{-1})$ que contiene los polos deseados en lazo

cerrado puede ser definido como el producto de $P_D(q^{-1})$ y $P_{aux}(q^{-1})$, que contienen los polos dominantes y los polos auxiliares en lazo cerrado, respectivamente (Landau y Zito, 2006). Un método para seleccionar los polos consiste en especificar el comportamiento de un sistema de segundo orden, definiendo el coeficiente de amortiguamiento y la frecuencia natural del sistema. Con este desempeño buscado es posible definir el polinomio deseado que va a determinar el comportamiento en lazo cerrado y realizar una colocación de polos con esa información, tal como lo hicieron Pintea *et al.* (2010) y Camblong (2008).

Bouallège *et al.* (2007) diseñaron un controlador RST utilizando la propiedad de platitud. Con este controlador se hizo frente a perturbaciones y ruidos. Rotella *et al.* (2002) diseñaron también un controlador RST basado en platitud. Khadraoui *et al.* propusieron una técnica para tratar con sistemas que presentan incertidumbre paramétrica. El cálculo del controlador RST se realizó definiendo el intervalo en donde se requiere que se encuentren los parámetros. Otra manera de obtener los polinomios R y S del controlador y reducir la estructura del mismo es la propuesta por Madiouni *et al.* (2013), quienes usaron un método basado en la optimización meta-heurística por enjambre de partículas, en lugar de usar métodos de colocación de polos clásicos. Más tarde, Jacknoon *et al.* (2016) mediante algoritmos de optimización: BSOA (*Backtracking Search Optimization Algorithm*), DE (*Differential Evolution*) y PSO (*Particle Swarm Optimization*) minimizaron una función objetivo definida como la integral del error cuadrático (ISE).

El controlador RST es robusto y con buenos resultados en el caso de los siguientes procesos (Camara *et al.* (2010)):

1. Procesos con retardo puro.
2. Procesos cuyas características dinámicas cambian durante el tiempo de operación.
3. Procesos en los que no se debe exceder el valor de referencia.

Para enfrentar las dinámicas deseadas en el esquema de control adaptable, Lupu *et al.* (2007) desarrollaron un control multi-modelo con una identificación en lazo cerrado para determinar los parámetros del modelo de reestimación, rediseñando el controlador RST después de cada cambio de operación, para cada sistema M_i . En general, el cálculo del controlador se hace resolviendo la matriz de Silvestre $Mx = p$ o con la identidad de Bezout (Rani *et al.*, 2014; Lacroix *et al.*, 2011). Para resolver estas ecuaciones es necesario seleccionar los polos en lazo cerrado. Después de definir $P(q^{-1})$, la siguiente ecuación, “identidad de Bezout”, debe ser resuelta como sigue:

$$A(q^{-1})S(q^{-1}) + q^{-d}B(q^{-1})R(q^{-1}) = P(q^{-1}) \quad (2.9)$$

esta ecuación polinomial tiene solución única con grado mínimo para

$$n_P = \text{grado } P(q^{-1}) \leq n_A + n_B + d - 1; \quad (2.10)$$

$$n_S = \text{grado } S(q^{-1}) = n_B + d - 1; \quad n_R = \text{grado } R(q^{-1}) = n_A - 1 \quad (2.11)$$

El orden n_P del polinomio $P(q^{-1})$ puede ser más pequeño que el grado de lo que se encuentra al lado derecho de la ecuación y de ser necesario, se agregan ceros al polinomio $P(q^{-1})$ y así coinciden con el lado derecho. Para resolver la ecuación (2.9) en su forma matricial se considera

la ecuación que se muestra a continuación

$$Mx = p \quad (2.12)$$

en la cual

$$x^T = [1, s'_1, \dots, s'_{n'_S}, r'_0, \dots, r'_{n'_R}] \quad (2.13)$$

$$p^T = [1, p_1, \dots, p_i, \dots, p_{n_P}, 0, \dots, 0] \quad (2.14)$$

y la matriz M tiene la forma siguiente:

$$\underbrace{\begin{bmatrix} \overbrace{1 \quad 0 \quad \dots \quad 0}^{n_B+d} & \overbrace{0 \quad \dots \quad \dots \quad 0}^{n_A} \\ a_1 & 1 & & \cdot & b'_1 & & & \\ a_2 & & & 0 & b'_2 & & & b'_1 \\ & & & 1 & \cdot & & & b'_2 \\ & & & a_1 & \cdot & & & \cdot \\ a_{n_A} & & & a_2 & b'_{n_B} & & & \cdot \\ 0 & & & \cdot & 0 & \cdot & \cdot & \cdot \\ 0 & \dots & 0 & a_{n_A} & 0 & 0 & 0 & b_{n_B} \end{bmatrix}}_{n_A+n_B+d} \quad n_A + n_B + d \quad (2.15)$$

donde:

$$b'_i = 0 \quad \text{para } i = 0, 1 \dots d; \quad b'_i = b_{i-d} \quad \text{para } i \geq d + 1$$

El vector x contiene los coeficientes de los polinomios $R(q^{-1})$ y $S(q^{-1})$, y se obtiene después de la inversión de la matriz M por la fórmula:

$$x = M^{-1}p \quad (2.16)$$

donde M^{-1} es la matriz inversa de M .

En ocasiones el control RST por si solo no rechaza todas las perturbaciones, por ello se agregan otros elementos al lazo, de tal forma que la perturbación pueda ser rechazada en su totalidad o sea atenuada de manera más efectiva. [Larbi et al. \(2010\)](#) utilizaron un control RST para mantener regulada la velocidad de un motor síncrono de imanes permanentes, junto con un observador de estado para estimar el par de la carga, obteniendo un buen desempeño, ya que lograron reducir el tiempo de respuesta y una buena robustez ante el rechazo de perturbaciones.

2.2. Principio de Modelo Interno

Uno de los problemas del control de procesos es la presencia de perturbaciones externas que afectan el comportamiento del sistema e impiden mantener las condiciones de operación. Un método eficiente para eliminar el efecto de las perturbaciones es introducir la dinámica de la perturbación en el lazo cerrado del sistema, aplicando el principio de modelo interno ([Francis y Wonham \(1976\)](#); [Constantinescu y Landau \(2002\)](#)).

Añadiendo el IMP en el lazo de control es posible rechazar una perturbación asintóticamente (en estado estacionario), esto es, el controlador debe incluir el modelo de la perturbación en el controlador polinomial RS, específicamente en la parte fija H_S del polinomio $S(q^{-1})$ (2.8).

Suponga que $v(t)$ es una perturbación determinista, por lo que puede modelarse como una señal que pasa a través de un filtro discreto de la siguiente manera

$$v(t) = \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta(t) \quad (2.17)$$

donde $\delta(t)$ es un impulso Dirac y $N_p(q^{-1})$ y $D_p(q^{-1})$ son polinomios coprimos de grado n_{N_p}, n_{D_p} . En el caso de perturbaciones estacionarias, las raíces de $D_p(q^{-1})$ se encuentran dentro del círculo unitario. La energía de la perturbación es esencialmente representada en $D_p(q^{-1})$ por lo que el efecto de $N_p(q^{-1})$ es insignificante en comparación con $D_p(q^{-1})$.

Considerando una perturbación en la entrada del proceso, es necesario definir la función de sensibilidad perturbación de entrada - salida, que es la función de transferencia que describe la influencia que tiene sobre la salida una perturbación $v(t)$ que se aplica en la entrada de la planta.

$$S_{yv}(q^{-1}) = \frac{B(q^{-1})S(q^{-1})}{P(q^{-1})} \quad (2.18)$$

La salida del sistema se reescribe como:

$$y(t) = \frac{B(q^{-1})S(q^{-1})}{P(q^{-1})} v(t) = S_{yv}(q^{-1})v(t) \quad (2.19)$$

donde:

$$P(q^{-1}) = A(q^{-1})S(q^{-1}) + B(q^{-1})R(q^{-1}) \quad (2.20)$$

$P(q^{-1})$ es un polinomio asintóticamente estable, converge asintóticamente a cero si y solo si el polinomio $S(q^{-1})$ en el controlador RS tiene la forma

$$S(q^{-1}) = D_p(q^{-1})S'(q^{-1}) \quad (2.21)$$

$$H_S(q^{-1}) = D_p(q^{-1})$$

2.3. Parametrización Youla-Kucera

Usando la parametrización Youla-Kucera, los polinomios del controlador $R(q^{-1})$ y $S(q^{-1})$ tienen la forma

$$R(q^{-1}) = R_0(q^{-1}) + A(q^{-1})Q(q^{-1}) \quad (2.22)$$

$$S(q^{-1}) = S_0(q^{-1}) - q^{-d}B(q^{-1})Q(q^{-1}) \quad (2.23)$$

con

$$R_0(q^{-1}) = r_0^0 + r_1^0 q^{-1} + \dots + r_{n_R}^0 q^{-n_{R_0}} = R'_0(q^{-1})H_{R_0}(q^{-1}) \quad (2.24)$$

$$S_0(q^{-1}) = 1 + s_1^0 q^{-1} + \dots + s_{n_S}^0 q^{-n_{S_0}} = S'_0(q^{-1})H_{S_0}(q^{-1}) \quad (2.25)$$

El controlador central (R_0, S_0) puede ser calculado por colocación de polos a partir del modelo de la planta y los polos deseados en lazo cerrado $P(z^{-1})$.

$$P(q^{-1}) = A(q^{-1})S_0(z^{-1}) + z^{-d}B(z^{-1})R_0(z^{-1}) \quad (2.26)$$

Las ecuaciones (2.22) y (2.23) caracterizan el conjunto de todos los controladores que asignan los polos de lazo cerrado como se define por $P(z^{-1})$. $Q(z^{-1})$ se considera un polinomio FIR de la forma siguiente:

$$Q(z^{-1}) := q_0 + q_1 z^{-1} + \dots + q_{n_Q} z^{-n_Q}. \quad (2.27)$$

Considerando el IMP (2.21) y sustituyendo en (2.23) tenemos

$$S(q^{-1}) = S_0(q^{-1}) - q^{-d}B(q^{-1})Q(q^{-1}) \quad (2.28)$$

Para calcular $Q(z^{-1})$ e incorporar el modelo interno de perturbación es necesario resolver la siguiente identidad de Bezout:

$$S'(z^{-1})D_p(z^{-1}) + z^{-d}B(z^{-1})Q(z^{-1}) = S_0(z^{-1}) \quad (2.29)$$

donde $D_p(z^{-1})$, d , $B(z^{-1})$ y $S_0(z^{-1})$ son conocidos, $S'(z^{-1})$ y $Q(z^{-1})$ son desconocidos. La ecuación (2.29) se obtiene despejando $S_0(q^{-1})$ de (2.23) y sustituyendo S de (2.21), y tiene solución única para $S'(z^{-1})$ y $Q(z^{-1})$ con $n_{S_0} \leq n_{D_p} + n_B + d - 1$, $n_{S'} = n_B + d - 1$, $n_Q = n_{D_p} - 1$.

La metodología mostrada anteriormente es utilizada en un esquema de regulación adaptable directo, este enfoque se utiliza cuando las perturbaciones son conocidas y variables en el tiempo, sin embargo, en la práctica, las perturbaciones son desconocidas y variantes en el tiempo. Resulta inadecuado aplicar este esquema adaptable directo ya que no se cuenta con un conocimiento *a priori* de la perturbación, por ello se considera un esquema que permite la estimación del modelo de la perturbación desconocida en línea, mediante control adaptable.

2.3.1. Diseño de un controlador adaptable

El objetivo es encontrar un algoritmo para estimar directamente los parámetros del modelo interno en el controlador en presencia de una **perturbación desconocida** (pero de estructura conocida), sin modificar los polos de lazo cerrado. Para construir un algoritmo de estimación es necesario definir una *ecuación de error* que refleje la diferencia entre el polinomio Q óptimo y su valor actual.

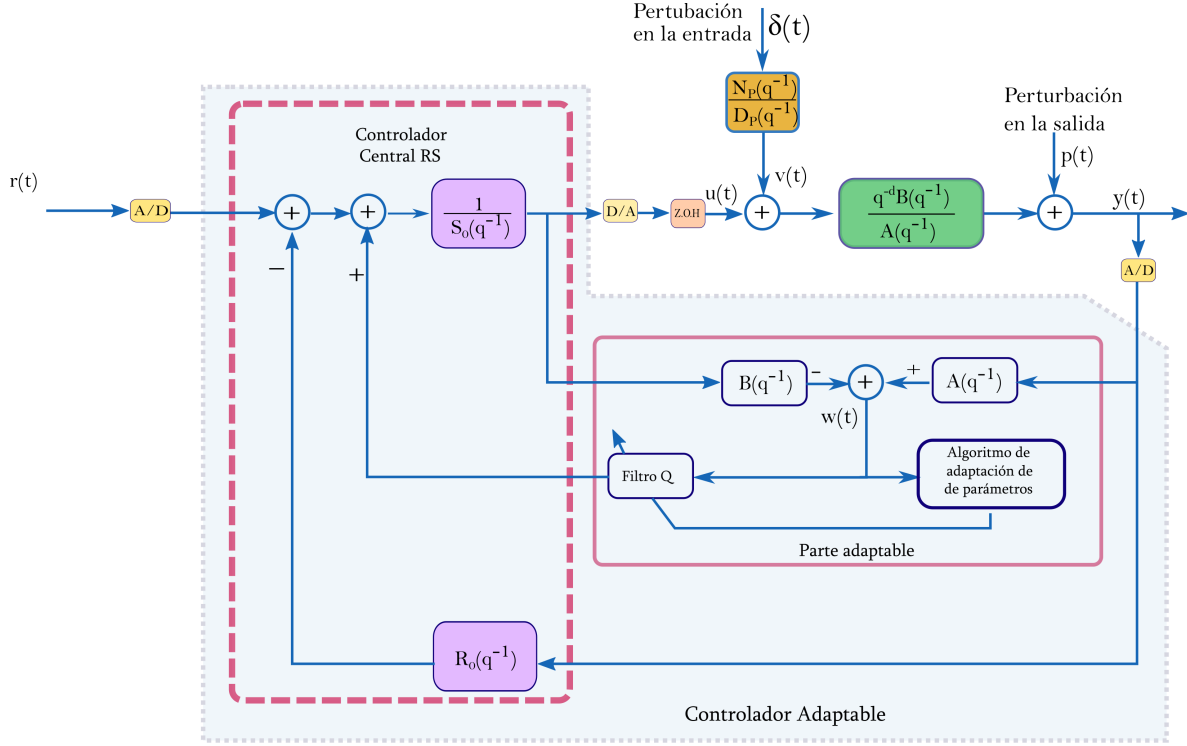


Figura 2.2: Esquema de retroalimentación adaptable con parametrización YK para atenuación de perturbaciones de entrada.

La Figura 2.2 muestra el esquema de control global propuesto. El diseño busca el cumplimiento de las especificaciones que permiten mantener las condiciones de operación deseadas mediante una ley de control polinomial central tipo RS (línea discontinua roja en la Figura 2.2). Además, para hacer frente a las perturbaciones e incertidumbres de entrada y salida en los tanques, la ley de control integra el control adaptable (línea roja en la Figura 2.2). El marco adaptable consta de un modelo de perturbación, entregado en forma de filtro Youla-Kucera o filtro Q , y un algoritmo adecuado para la adaptación de parámetros en línea. Q se proporciona como un polinomio y luego se agrega al esquema de control sin afectar el rendimiento del controlador RS central. Desde el punto de vista del diseño, las perturbaciones se modelan a través de una estructura conocida ya que se maneja una clase específica de cambios de las variables de entrada. Luego, una estructura conocida con parámetros desconocidos describe la función de transferencia de las perturbaciones. La señal de perturbación es producida por un impulso de *Dirac* filtrado con un modelo determinista (función de transferencia de perturbaciones). De esta forma, el principio del modelo interno hace posible el rechazo de perturbaciones, según Landau *et al.* (2011a); Constantinescu y Landau (2002); Landau *et al.* (2009).

Usando la parametrización de Q , la salida $y(t)$ del sistema en presencia de una perturbación de entrada $v(t) = \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})}$ se puede expresar como

$$y(t) = \frac{B(q^{-1})S(q^{-1})}{P(q^{-1})} \cdot v(t) \quad (2.30)$$

$$y(t) = \frac{B(q^{-1})S(q^{-1})}{P(q^{-1})} \cdot \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta \quad (2.31)$$

y reemplazando $S(q^{-1})$ de (2.23)

$$\begin{aligned} y(t) &= \frac{B(q^{-1})[S_0(q^{-1}) - B(q^{-1})Q(q^{-1})]}{P(q^{-1})} \cdot \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta \\ y(t) &= \frac{S_0(q^{-1}) - B(q^{-1})Q(q^{-1})}{P(q^{-1})} w(t) \end{aligned} \quad (2.32)$$

donde $w(t)$ está dada por

$$w(t) = \frac{B(q^{-1})N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta \quad (2.33)$$

y la salida de la planta (Figura.2.2)

$$y(t) = \frac{q^{-d}B(q^{-1})}{A(q^{-1})} u(t) + \frac{q^{-d}B(q^{-1})}{A(q^{-1})} \cdot \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta. \quad (2.34)$$

Considerando

$$x_1(t) := A(q^{-1})y(t), \quad (2.35)$$

$$x_1(t) = B(q^{-1})u(t) + B(q^{-1}) \cdot \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta \quad (2.36)$$

$$x_2(t) := B(q^{-1})u(t), \quad (2.37)$$

$$w(t) := x_1(t) - x_2(t) = B(q^{-1}) \cdot \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta. \quad (2.38)$$

En el dominio del tiempo, el principio de modelo interno puede ser interpretado como encontrar $Q(q^{-1})$ de tal forma que asintóticamente $y(t)$ tienda a cero. Supongamos que se tiene una estimación de $Q(q^{-1})$ en el instante t , la cual se denota como $\hat{Q}(t, q^{-1})$. Definiendo $\varepsilon^o(t+1)$ como el valor de $y(t+1)$ obtenido como $\hat{Q}(t, q^{-1})$ y usando (2.33), se obtiene el error de estimación *a priori* $\varepsilon^o(t+1)$

$$\varepsilon^o(t+1) = \frac{S_0(q^{-1})}{P(q^{-1})} w(t+1) - \frac{B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})} \hat{Q}(t, q^{-1}) w(t) \quad (2.39)$$

se puede definir el error *a posteriori* $\varepsilon(t+1)$ (usando $\hat{Q}(t+1, q^{-1})$)

$$\varepsilon(t+1) = \frac{S_0(q^{-1})}{P(q^{-1})} w(t+1) - \frac{B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})} \hat{Q}(t+1, q^{-1}) w(t) \quad (2.40)$$

Reemplazando $S_0(q^{-1})$ de (2.29) se obtiene

$$\varepsilon(t+1) = \frac{[S'(q^{-1})D_p(q^{-1}) + B^*(q^{-1})Q(q^{-1})]}{P(q^{-1})} w(t+1) - \frac{B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})} \hat{Q}(t+1, q^{-1}) w(t) \quad (2.41)$$

$$\varepsilon(t+1) = [Q(q^{-1}) - \hat{Q}(t+1, q^{-1})] \frac{B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})} w(t) + \eta(t+1) \quad (2.42)$$

donde

$$\eta(t) := \frac{S'(q^{-1})D_p(q^{-1})}{P(q^{-1})}w(t) \quad (2.43)$$

$$= \frac{S'(q^{-1})B^*(q^{-1})N_p(q^{-1})}{P(q^{-1})}\delta \quad (2.44)$$

es una señal que tiende asintóticamente a cero debido a adecuada selección de $P(q^{-1})$.

Definiendo el polinomio estimado como:

$$\hat{Q}(t, q^{-1}) := \hat{q}_0(t) + \hat{q}_1(t)q^{-1} + \dots + q_{n_Q}(t)q^{-n_Q} \quad (2.45)$$

y el vector asociado de parámetros estimados es:

$$\hat{\theta}(t) = [\hat{q}_0(t), \hat{q}_1(t) \dots \hat{q}_{n_Q}(t)]^T.$$

El vector de parámetro fijo correspondiente al valor óptimo del polinomio Q es $\theta = [q_0, q_1 \dots q_{n_Q}]^T$. Sea

$$w_2(t) := \frac{q^{-d}B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})}w(t) \quad (2.46)$$

se define el siguiente vector de observación:

$$\phi^T(t) := [w_2(t), w_2(t-1) \dots w_2(t-n_Q)] \quad (2.47)$$

En la ecuación (2.42), el error *a posteriori* $\varepsilon(t+1)$ se convierte en

$$\varepsilon(t+1) = [\theta^T - \hat{\theta}(t+1)]\phi(t) + \eta(t+1) \quad (2.48)$$

De (2.39) se obtiene el error de adaptación *a priori* $\varepsilon^o(t+1)$

$$\varepsilon^o(t+1) = w_1(t+1) - \hat{\theta}^T(t)\phi(t) \quad (2.49)$$

con

$$w_1(t+1) = \frac{S_0(q^{-1})}{P(q^{-1})}w(t+1) \quad (2.50)$$

$$w_2(t) = \frac{q^{-d}B^*(q^{-1})}{P(q^{-1})}w(t) \quad (2.51)$$

$$w(t+1) = A(q^{-1})y(t+1) - q^{-d}B^*(q^{-1})u(t) \quad (2.52)$$

donde:

$$B(q^{-1})u(t+1) = B^*(q^{-1})u(t)$$

El error de adaptación *a posteriori* $\varepsilon^o(t+1)$ se obtiene de (2.40)

$$\varepsilon(t+1) = w_1(t+1) - \hat{\theta}(t+1)\phi(t) \quad (2.53)$$

Para la estimación de los parámetros de $\hat{Q}(t, q^{-1})$, el siguiente algoritmo de adaptación de parámetros es usado:

$$\hat{\theta}(t+1) = \hat{\theta}(t) + F(t)\phi(t)\varepsilon(t+1) \quad (2.54)$$

$$\varepsilon(t+1) = \frac{\varepsilon^0(t+1)}{1 + \phi^T(t)F(t)\phi(t)} \quad (2.55)$$

$$\varepsilon^0(t+1) = w_1(t+1) - \hat{\theta}^T(t)\phi(t) \quad (2.56)$$

$$F(t+1) = \frac{1}{\lambda_1(t)} \left[F(t) - \frac{F(t)\phi(t)\phi^T(t)F(t)}{\frac{\lambda_1(t)}{\lambda_2(t)} + \phi^T(t)F(t)\phi(t)} \right] \quad (2.57)$$

Este algoritmo de adaptación de parámetros corresponde a mínimos cuadrados recursivos. La forma recursiva de la inversa de la ganancia de adaptación $F(t+1)^{-1}$ es el resultado de añadir dos secuencias de ponderación $\lambda_1(t)$ y $\lambda_2(t)$, como sigue

$$F(t+1)^{-1} = \lambda_1(t)F(t)^{-1} + \lambda_2(t)\phi(t)\phi(t)^T \quad (2.58)$$

$$0 < \lambda_1(t) \leq 1; \quad 0 \leq \lambda_2(t) < 2; \quad F > 0 \quad (2.59)$$

Se debe tener en cuenta que $\lambda_1(t)$ y $\lambda_2(t)$, en (2.58), tienen el efecto opuesto: $\lambda_1(t) < 1$ tiende a aumentar la ganancia de adaptación (la ganancia inversa disminuye), mientras que $\lambda_2(t) > 0$ tiende a disminuir la ganancia de adaptación (la ganancia inversa aumenta). Para cada elección de las secuencias $\lambda_1(t)$ y $\lambda_2(t)$ un perfil de variación diferente de la ganancia de adaptación es encontrado y, en consecuencia, se establece una interpretación en términos del criterio de error que es minimizado por el Algoritmo de Adaptación de parámetros.

Dependiendo de la selección y manipulación de los valores de $\lambda_1(t)$ y $\lambda_2(t)$ se pueden obtener diferentes perfiles de ganancia de adaptación $F(t)$, tal como se explica en (Landau *et al.*, 2016).

El siguiente procedimiento se aplicará en cada instante de tiempo para la operación adaptable:

- Obtener la medición de $y(t+1)$ y aplicar la ley de control $u(t)$ para calcular $w(t+1)$.
- Calcular $w_1(t+1)$ y $w_2(t)$.
- Estimar el polinomio-Q usando el algoritmo de adaptación de parámetros.
- Calcular y aplicar la ley de control :

$$S_0(q^{-1})u(t+1) = -R_0(q^{-1})y(t+1) - \hat{Q}(t, q^{-1})w(t+1) \quad (2.60)$$

2.4. Proceso en serie

Un proceso en serie consiste en una sucesión de unidades del mismo tipo o de diferentes tipos, que interactúan entre sí de la siguiente manera: los estados de una unidad influyen en los estados de las unidades siguientes, pero no al revés. No se consideran procesos en serie aquellos procesos con recirculaciones de materia o energía (Faanes y Skogestad, 2005). Un proceso en serie se muestra en la Figura 2.3, en estos sistemas, los estados en cada unidad dependen de los estados de la propia unidad (x_i), la salida de la unidad anterior (y_{i-1}), y las variables exógenas (u_i , d_i) en la unidad.

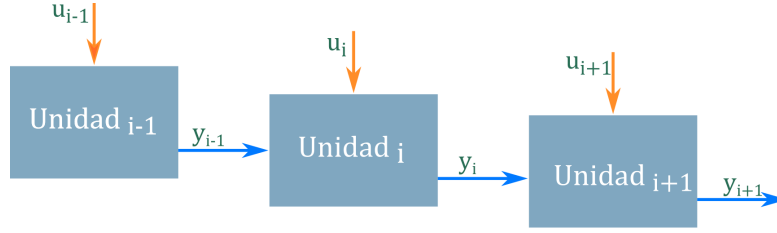


Figura 2.3: Proceso en serie.

2.4.1. Modelo no lineal de procesos en serie

El modelo general para cada unidad de proceso i se expresa de la siguiente forma:

$$\frac{dP_i}{dt} = f_i(x_i, x_{i-1}, u_i, d_i) \quad i = 1, \dots, n \quad (2.61)$$

donde x_i y x_{i-1} son los vectores de estado para la unidad i e $i - 1$ respectivamente, la entrada manipulada es u_i y las perturbaciones d_i .

La salida en cada unidad i se define como

$$y_i = g_i(x_i) \quad i, \dots, n, \quad (2.62)$$

donde n es el número de unidades, $x_i \in \mathbb{R}^{n_e}$ es el vector de estado en la unidad i , $y_i \in \mathbb{R}^{n_s}$ es el vector de salida en la unidad i , $u_i \in \mathbb{R}^{n_u}$ es el vector de entrada en la unidad i y $d_i \in \mathbb{R}^{n_d}$ es el vector de perturbación en la unidad i , también f_i y g_i son vectores de n_e y n_s funciones no lineales de la unidad i , respectivamente.

2.4.2. Modelo lineal de procesos en serie

Para obtener el modelo lineal se linealizan las ecuaciones (2.61) y (2.62) alrededor de un punto de operación y las variables representan desviaciones de este punto de equilibrio (la forma general para n unidades en serie está dada en [Sainz-García \(2016\)](#)). Para la unidad i de la planta en serie se obtiene

$$\frac{d}{dt}P_i = f_i(x_i, x_{i-1}, u_i, d_i) \approx A_{i,i-1}x_{i-1} + A_{i,i}x_i + B_i u_i + E_i d_i, \quad (2.63)$$

$$y_i = C_i x_i \quad (2.64)$$

Las matrices se definen como:

$$A_{i,j} = \frac{\partial f_i}{\partial x_j}; \quad j = i, i-1 \quad B_i = \frac{\partial f_i}{\partial u_i}, \quad C_i = \frac{\partial f_i}{\partial x_i}, \quad E_i = \frac{\partial f_i}{\partial d_i},$$

con $i = 1, 2, 3$ (unidad de proceso) y j vector de estados.

$A_{i,j}$: matriz de estados de la unidad i , asociada al vector de estado x_j .

B_i : matriz de entradas en la unidad i .

C_i : matriz de salidas en la unidad i .

E_i : matriz de perturbaciones en la unidad i .

La representación en el espacio de los estados de todo el proceso en serie es la siguiente

$$\dot{X}_s = AX_s(t) + Bu(t), \quad (2.65)$$

$$y(t) = CX_s(t) + Ed(t). \quad (2.66)$$

donde el vector de estados X_s está compuesto por los vectores de estado de cada unidad del proceso en serie como sigue

$$X_s = \begin{bmatrix} x_{i-1} - x_{i-1,ss} \\ x_i - x_{i,ss} \\ \vdots \\ x_n - x_{n,ss} \end{bmatrix}. \quad (2.67)$$

El vector de estados X_s está dado en variables de desviación, considere el subíndice ss como una referencia al régimen permanente o punto de equilibrio. De la misma forma se define el vector de entrada u y la perturbación d . Aplicando la transformación de Laplace se obtiene el modelo en función de transferencia:

$$Y(s) = G(s)U(s) + G_d(s)D(s). \quad (2.68)$$

El vector de salida se define como $Y(s)$, $U(s)$ es el vector de las entradas manipuladas y $D(s)$ contiene las perturbaciones. Definiendo $M_i = (sI - A_{i,i})^{-1}$ se obtiene la función de transferencia de la planta $G(s)$

$$G(s) = \begin{bmatrix} C_1 M_1 B_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ C_2 M_2 A_{2,1} M_1 B_1 & C_2 M_2 B_2 & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \cdots & 0 \\ C_n M_n \prod_{r=1}^{n-1} [A_{n-r+1,n-r} M_{n-r} B_r] & C_n M_n \prod_{r=1}^{n-2} [A_{n-r+1,n-r} M_{n-r} B_r] & \cdots & \cdots & C_n M_n B_n \end{bmatrix}$$

$$= \begin{bmatrix} G_{1,1} & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ G_{2,1} & G_{2,2} & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \cdots & 0 \\ G_{n,1} & G_{n,2} & G_{3,3} \cdots & \cdots & G_{n,n} \end{bmatrix} \quad (2.69)$$

donde n es el número de unidades. Los elementos arriba de la diagonal son ceros porque no hay interacción de la unidad i con las siguientes unidades. Sin embargo, la diagonal inferior es diferente de cero porque se consideran las interacciones con las unidades anteriores. La obtención de este modelo lineal en función de transferencia ha sido presentada con detalle por [Sainz-García \(2016\)](#).

2.4.3. Estructura de control de lazo local para procesos multivariables en serie

Una vez explicado el concepto de proceso en serie, y después de definir la estructura general del modelo lineal en función de transferencia para este tipo de sistemas, en esta sección se presentan algunas estructuras de control para los procesos multivariables en serie, haciendo

énfasis en la estructura de lazo local, la cual fue aplicada al caso de estudio de este trabajo de investigación. Partiendo de la forma general de control de un proceso multivariable, se explican las características de los distintos elementos que componen el control. Asumimos que las referencias son constantes, y que queremos controlar todas las salidas mediante una ley de control de retroalimentación de salida como sigue:

$$U(s) = K(s)Y(s) \quad (2.70)$$

donde $K(s)$ es el controlador formado por las ganancias en lazo cerrado para el proceso multivariable. $K(s)$ es una matriz con las mismas dimensiones que la matriz $G(s)$

$$K(s) = \begin{bmatrix} K_{1,1} & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ K_{2,1} & K_{2,2} & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \cdots & 0 \\ K_{n,1} & K_{n,2} & K_{n,3} & \cdots & K_{n,n} \end{bmatrix}. \quad (2.71)$$

Para describir los elementos del controlador, se distinguen los siguientes tres grupos:

- Elementos en la diagonal: Los elementos en la diagonal son los que componen al control local o control por lazos desacoplados. En esta estructura de control solo las entradas en una unidad son utilizadas para controlar las salidas de la misma unidad. Las interacciones entre los lazos de control se consideran nulas.
- Elementos por encima de la diagonal: Estos elementos representan una retroalimentación de las salidas de las unidades siguientes. Cuando un retardo efectivo a través de la unidad es largo, estos bloques parecen ineficaces ya que la retroalimentación local de la unidad siempre es más rápida. En el caso particular de procesos en serie, estos elementos son iguales a cero, ya que en este tipo de procesos no existe esa interacción con unidades siguientes, ni recirculaciones, por lo que estos lazos de control no se necesitan.
- Elementos debajo de la diagonal: A través de estos elementos se representa la influencia de la salida de la unidad anterior en la unidad actual. Esta influencia se debe a que las unidades anteriores actúan como perturbaciones para las unidades siguientes. Este bloque de control tiene elementos que pueden considerarse como elementos prealimentados o control *feedforward*.

2.4.3.1. Control de lazo local

El control de lazo local es bastante común, donde las entradas de una unidad son usadas para controlar las salidas de la misma unidad; también es conocido como controlador por desacoplo. La ley de control por retroalimentación para este control local es la siguiente:

$$u_i = K_{i,i}(s)y_i. \quad (2.72)$$

Para procesos en serie, la función de transferencia del sistema en lazo cerrado está dada por el producto de la función de transferencia del proceso en serie (subsección 2.4.2) y la matriz del controlador $K(s)$ (subsección 2.4.3), considerando únicamente los elementos en la diagonal.

$$FT_{LL}(S) = \begin{bmatrix} G_{1,1}K_{1,1} & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & G_{2,2}K_{2,2} & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \ddots & \cdots & 0 \\ 0 & 0 & 0 \cdots & \cdots & G_{n,n}K_{n,n} \end{bmatrix} \quad (2.73)$$

2.5. Sensor de temperatura

Se usó una parametrización polinomial estándar definida en la base de datos de termopares NIST ITS-90 (Dean C, 1999) para reproducir el comportamiento de un termopar tipo S. El modelo determina el voltaje a través del dispositivo como una función de la temperatura. Esta ecuación empírica se usa junto con la ecuación de Newton (2.74) que describe el flujo de calor hacia el sensor, asumiendo que el sensor es una masa finita con una distribución de temperatura uniforme. La simulación de la dinámica del sensor de temperatura dicta el comportamiento térmico en función del factor de disipación y la constante térmica de tiempo, y produce un pequeño ruido en la medición de la salida del sistema, es decir, la temperatura del reactor T . Para un registro de temperatura constante, la Figura 2.4 muestra la señal ruidosa medida en una simulación de lazo abierto.

$$Q_T = K_d t_c \frac{dT}{dt} \quad (2.74)$$

donde:

- T es la temperatura en el sensor termopar.
- Q_T es el flujo de calor neto en el sensor termopar.
- K_d es el valor del parámetro del factor de disipación.
- t_c es el valor del parámetro constante de tiempo térmico.
- dT/dt es la tasa de cambio de la temperatura.

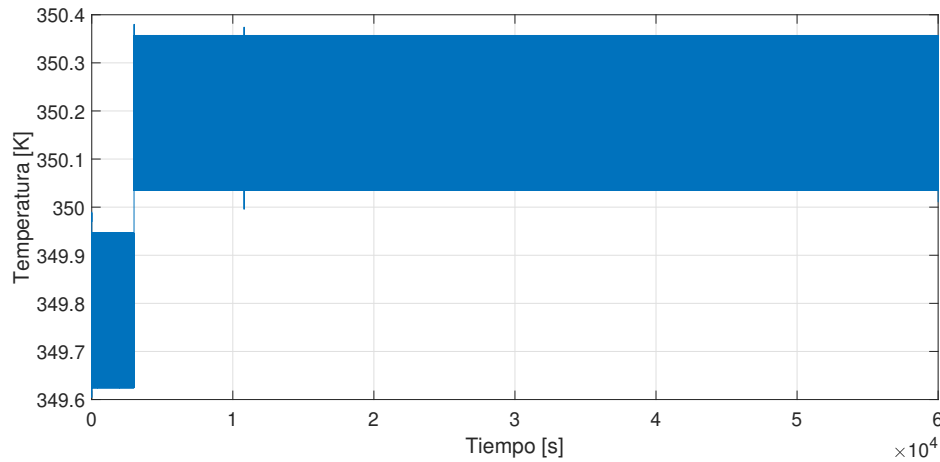


Figura 2.4: Simulación en lazo abierto con el sensor de temperatura

La respuesta es una señal que oscila en el tiempo con una amplitud de 0.3 K por debajo del valor de temperatura nominal. Dado que la ecuación de Newton es una ecuación diferencial de primer orden, el comportamiento dinámico del sensor también es una perturbación que ocurre con un rango de frecuencia reducido. Esta señal tiene evidentemente una pequeña amplitud con respecto al valor medido y se inserta en el bloque controlador en las simulaciones en lazo cerrado. Para termopares tipo B, E, J, K ($t \leq 0$ °C), N, R, S o T. El voltaje E_V a través del termopar en mV es

$$E_V(mV) = c_0 + c_1 t + \dots + c_n t^n \quad (2.75)$$

dónde c_i es el elemento $i^{\text{ésimo}}$ de los coeficientes $[c_0 \ c_1 \dots c_n]$, t es la diferencia de temperatura en grados Celsius entre la temperatura en el puerto térmico y el valor del parámetro de temperatura de referencia. Los parámetros seleccionados en esta tesis fueron $c_0 = 0$, $c_1 \approx 1.85 \times 10^2$, $c_2 \approx -8 \times 10^1$, $c_3 \approx 1.02 \times 10^2$, $c_4 \approx -1.52 \times 10^2$, $c_5 \approx 1.889 \times 10^2$, $c_6 \approx -1.59 \times 10^2$, $c_7 \approx 8.23 \times 10^1$, $c_8 \approx -2.34 \times 10^1$ y $c_9 \approx 2.8$ estos parámetros son seleccionados en función del intervalo de temperatura en el que se usa el termopar tipo S durante las simulaciones del sistema de tres reactores en serie. El intervalo considerado es de -50 °C a 250 °C.

2.6. Control Predictivo Basado en Modelo

El control MPC se clasifica como un controlador óptimo. Al ser un controlador basado en modelo es útil para casi todas las disciplinas, permitiendo el control de todo tipo de sistemas, tales como procesos industriales, electrónica de potencia, industria manufacturera, entre otros. El MPC permite establecer restricciones en las salidas controladas, en la acción del actuador o incluso en la velocidad de respuesta del actuador. Además, el cálculo de señales de control se realiza mediante la minimización de una función costo. El criterio a optimizar o función costo está relacionado con el comportamiento futuro del sistema (véase Figura 2.5). Este comportamiento futuro se predice por medio de un modelo dinámico lineal denominado modelo de predicción. El intervalo de tiempo futuro que se considera para la predicción y la optimización se denomina horizonte de predicción (Orihuela *et al.* (2008); Schwenzer *et al.* (2021)). La técnica de horizonte deslizante consiste en aplicar la entrada obtenida de la predicción y la optimización solo durante un instante de tiempo; después, se realiza un muestreo del estado del sistema y se resuelve nuevamente el problema de optimización, permitiendo así que el horizonte de predicción se vaya *deslizando* a lo largo del tiempo.

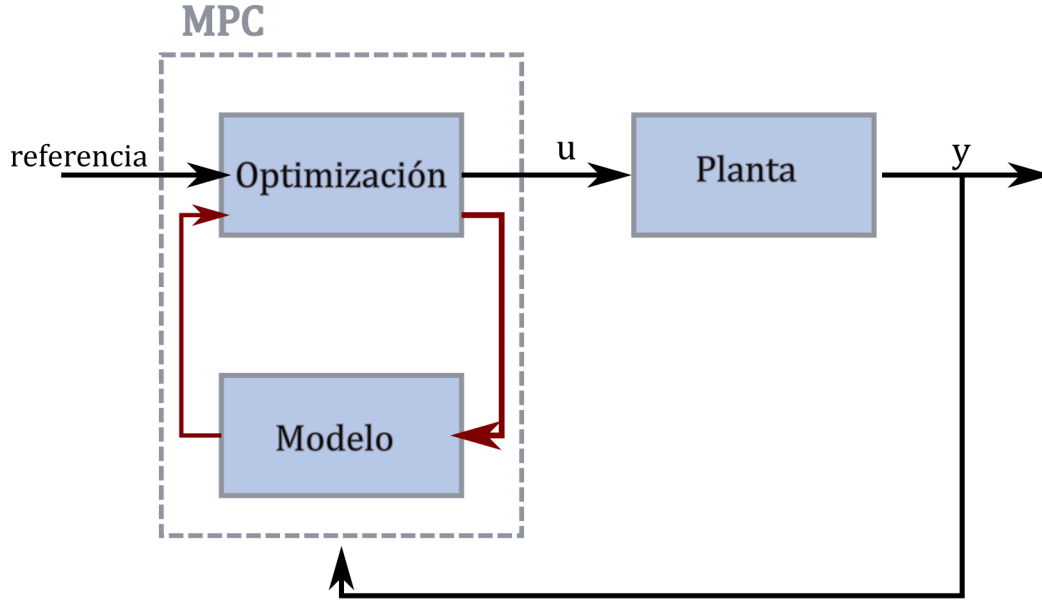


Figura 2.5: Diagrama a bloques de un control MPC.

Usando el modelo lineal en espacio de estados en tiempo discreto (2.77) es posible predecir el comportamiento futuro de la planta, partiendo del tiempo actual y sobre el horizonte de predicción futuro, Meadows *et al.* (1995).

$$x(k+1) = f(x(k), u(k)) \quad (2.76)$$

$$y(k) = h(x(k)) \quad (2.77)$$

La función costo $J(k)$ más común se define para la minimización del error entre el valor de referencia $r(k+i|k)$ y las desviaciones de las salidas controladas que se estiman $\hat{y}(k+i|k)$, y depende también de los cambios en el vector que contiene las variaciones de la entrada $\Delta\hat{u}(k+i|k)$.

$$J(k) = \sum_{i=H_w}^{H_p} \|\hat{y}(k+i|k) - r(k+i|k)\|_{Q_{MPC}(i)}^2 + \sum_{i=0}^{H_u-1} \|\Delta\hat{u}(k+i|k)\|_{R_{MPC}(i)}^2 \quad (2.78)$$

donde $Q_{MPC}(i)$ y $R_{MPC}(i)$ son matrices cuadradas, simétricas y definidas positivas. El horizonte de predicción tiene una longitud H_p pero no necesariamente se empiezan a penalizar las desviaciones de referencia inmediatamente (si $H_w > 1$), porque puede existir algún retardo entre la aplicación de la entrada y la aparición de algún efecto. H_u es el horizonte de control. Se asume que $H_u \leq H_p$, y que $\Delta\hat{u}(k+i|k) = 0$ para $i \geq H_u$, así que $\hat{u}(k+i|k) = \hat{u}(k+H_u-1|k)$ para toda $i \geq H_u$. La función costo implica que el vector de error $\hat{y}(k+i|k) - r(k+i|k)$ es penalizado en cada punto del horizonte de predicción por la matriz $Q_{MPC}(i)$, siendo éste el caso más común (Whang, 2009).

En este capítulo se describieron las nociones teóricas de base implicadas en el modelado de sistemas en serie. También se analizó el impacto en el proceso, no sólo de las variables del sistema, sino también de los procesos interconectados. Además, se describe el esquema de control por lazo local, y se presenta de forma detallada el esquema de control diseñado durante esta investigación. La explicación inicia con la exposición del controlador central, después con

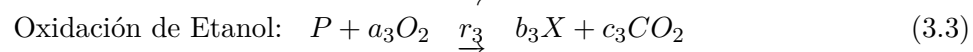
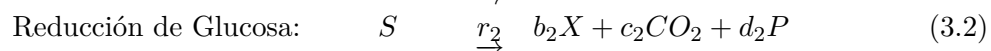
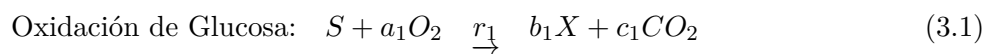
la descripción de la parte adaptable y finalmente se detalla la selección del algoritmo para estimar en línea los parámetros del controlador. También se describe brevemente el modelo del sensor de temperatura, elemento clave para el desarrollo de las simulaciones con inclusión de la dinámica del sensor, vista como una perturbación en la salida.

Aplicaciones de esquema de control adaptable: rechazo a perturbaciones de entrada

En este capítulo se presentan distintas aplicaciones para las que fue probado el esquema de control adaptable con rechazo a perturbaciones de entrada y salida que ha sido desarrollado durante esta investigación. La primera aplicación que se reporta es la regulación de la concentración del etanol producido en un biorreactor. En este tipo de sistemas es importante que las condiciones ambientales y de operación a las que los microorganismos son expuestos estén controladas, por ejemplo, la temperatura, el pH, la concentración de sustrato, la concentración de oxígeno, etc. [Valentini \(2001\)](#) controló este sistema para rechazo a una perturbación en la entrada. En esta sección se describe el diseño del controlador adaptable para el mismo sistema. La segunda aplicación que se presenta es el control de un reactor continuo de tanque agitado. Finalmente se aplica el control a la regulación de la temperatura de salida en un intercambiador continuo de tanque agitado. Para cada aplicación se obtuvo el modelo lineal que fue usado para diseñar el controlador central RS. También se evalúa el desempeño del controlador central RS de cada proceso mediante pruebas simuladas. Las simulaciones fueron realizadas en Matlab Simulink. El objetivo operacional en los tres casos es lograr el rechazo de las perturbaciones provocadas en la variable controlada.

3.1. Biorreactor tipo *batch* para fermentación de *Saccharomyces cerevisiae*: modelado y control

El metabolismo de *S. cerevisiae* durante la producción de etanol se puede describir mediante tres ecuaciones estequiométricas, en este modelo se asume que existe una capacidad respiratoria limitada de las células ([Sonnleitner y Käppeli, 1986](#)):



Los componentes de la reacción se denotan de la siguiente forma: X son los microorganismos, S es el sustrato consumido por los microorganismos, P es el producto que resulta del metabolismo de X , O_2 representa el oxígeno, CO_2 , el dióxido de carbono. Las constantes a_1 , a_3 , b_1 , b_2 , b_3 , c_1 , c_2 , c_3 y d_2 son los coeficientes estequiométricos (véase Tabla 3.1), y r_1 , r_2 y r_3 las velocidades de reacción.

$$r_s = k_s \frac{S}{S + K_s} \quad (3.4)$$

$$r_0 = k_0 \frac{O_2}{O_2 + K_0} \quad (3.5)$$

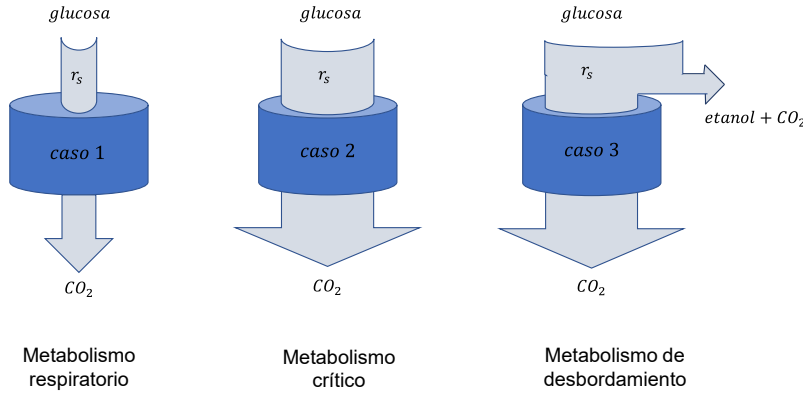


Figura 3.1: Metabolismo de desbordamiento (*Overflow*).

En la Figura 3.1 se muestran tres modelos de flujo metabólico en los cuales el sustrato puede pasar a través de un cuello de botella en el metabolismo. Este cuello de botella sirve para representar la tasa máxima del metabolismo oxidativo (3.5). Para el caso 1, existe un exceso de capacidad, por lo tanto, no se forma el cuello de botella. El caso 2 representa el crecimiento en el punto crítico, es decir, cualquier exceso de sustrato desbordará un metabolito. En el caso 3, hay un exceso de crecimiento por encima del punto crítico que está representado por un flujo de metabolitos adicional. Además, las flechas en cada modelo sirven para representar el flujo del metabolismo de la glucosa, es decir, la tasa de absorción de glucosa (3.4). Aumentar la concentración de glucosa en el reactor incrementa el flujo de esta sustancia hacia las células, lo cual se refleja en un aumento en el grosor de las flechas. Se espera que una vez que la glucosa ingresa a las células, sea metabolizada a través de la reacción (3.2) y posiblemente también mediante la reacción (3.3).

Los parámetros de las ecuaciones (3.4) y (3.5) se encuentran detallados en la Tabla 3.2. En el caso del crecimiento aeróbico, la concentración de oxígeno en el reactor suele ser mucho mayor que la constante K_0 , lo que resulta en una constante $r_0 = k_0$, es decir, un cuello de botella tiene una anchura constante. La reacción (3.2) ocurre siempre que haya suficiente disponibilidad de glucosa y oxígeno en el reactor, y su velocidad está determinada por la velocidad más baja entre la absorción de glucosa por las células, r_s y k_0/a_1 , que representa la absorción de oxígeno.

$$r_1 = \min \left(r_s, \frac{k_0}{a_1} \right) \quad (3.6)$$

El coeficiente a_1 en la ecuación (3.6) es un factor de conversión para expresar la tasa de metabolismo oxidativo en gramos de S. La concentración de glucosa en la que se satura el cuello de botella se define como $S_{critica}$, para la cual $r_s = k_0/a_1$. Cuando el flujo de glucosa es demasiado grande para pasar por el cuello de botella, el exceso se dirige hacia el metabolismo reductor, lo que resulta en la producción de etanol (ecuación (3.3)). La velocidad a la que ocurre esta reacción está determinada por:

$$r_2 = \max\left(0, r_s - \frac{k_0}{a_1}\right) \quad (3.7)$$

Si el flujo de glucosa no agota toda la capacidad oxidativa de la célula, el etanol presente en el reactor puede oxidarse simultáneamente con la glucosa mediante la Reacción (3.3). El exceso de capacidad oxidativa viene dado por $k_0 - a_1 r_s$ y la velocidad a la que se oxida el etanol es:

$$r_3 = \max\left(0, \min\left(r_p, \frac{k_0 - a_1 r_s}{a_3}\right)\right) \quad (3.8)$$

donde r_p se calcula de la siguiente manera:

$$r_p = k_p \frac{P}{P + K_p} \quad (3.9)$$

La tasa de crecimiento de biomasa, μ , se obtiene al agregar la tasa de producción de biomasa de cada reacción:

$$\mu = b_1 r_1 + b_2 r_2 + b_3 r_3 \quad (h^{-1}). \quad (3.10)$$

Tabla 3.1: Coeficientes estequiométricos del mecanismo de reacción, Valentitnotti (2001).

Parámetros	Valor	Unidades			
a_1	0.396	g	de	O_2/g	de S
b_1	0.490	g	de	X/g	de S
c_1	0.590	g	de	CO_2/g	de S
b_2	0.050	g	de	X/g	de S
c_2	0.462	g	de	CO_2/g	de S
d_2	0.480	g	de	P/g	de S
a_3	1.104	g	de	O_2/g	de P
b_3	0.720	g	de	X/g	de P
c_3	0.625	g	de	CO_2/g	de P

Tabla 3.2: Parámetros cinéticos para las tasas r_s , r_o y r_p , Valentitnotti (2001).

Parámetro	Valor	Unidades			
k_s	3.5	g	de	S/g	de Xh
k_o	0.256	g	de	O_2/g	de Xh
k_p	0.170	g	de	P/g	de Xh
K_s	0.1	g	de	S/l	
K_o	0.1	mg	de	O_2/l	
K_p	0.1	g	de	P/l	

3.1.1. Modelo no lineal de un fermentador tipo *fed-batch*

Tomando en cuenta el crecimiento de la biomasa (3.10), los balances de masa para un reactor alimentado por lotes son:

$$\frac{d(VX)}{dt} = (b_1r_1 + b_2r_2 + b_3r_3)VX, \quad (3.11)$$

$$\frac{d(VS)}{dt} = -(r_1 + r_2)VX + FS_{in}, \quad (3.12)$$

$$\frac{d(VP)}{dt} = (d_2r_2 - r_3)VX, \quad (3.13)$$

$$\frac{dV}{dt} = F \quad (3.14)$$

donde F es la alimentación del sustrato, V el volumen del reactor y S_{in} la concentración del sustrato en la alimentación. Las condiciones iniciales están dadas por X_0 , S_0 , P_0 y V_0 .

3.1.2. Modelo lineal

El modelo lineal para diseñar el controlador, se realiza considerando los siguientes supuestos de modelado, los cuales son válidos en la vecindad del punto de operación deseado:

- La tasa de producción de etanol es pequeña y ocurre todo el tiempo.
- La dinámica del sustrato es rápida.

Con esto, existe una independencia de la tasa de crecimiento celular $\bar{\mu}$ de la tasa de alimentación de sustrato F . La oxidación del sustrato por parte de la biomasa se considerará como una perturbación del insumo de F para la producción de etanol. Se obtiene el siguiente modelo de perturbación:

$$w(t) = K_w \exp \bar{\mu} t \quad (3.15)$$

donde:

$$K_w = \frac{k_0 V_e X_e}{a_1 S_{in}} \quad (3.16)$$

Valentini *et al.* propuso un modelo lineal simplificado con dos funciones de transferencia, una función de transferencia para describir la evolución de la concentración de etanol y otra función de transferencia para describir la absorción exponencial del sustrato para el crecimiento celular.

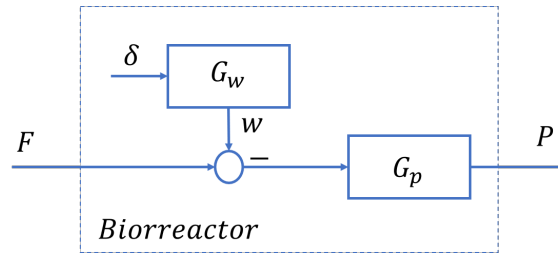


Figura 3.2: Modelo simplificado de fermentador tipo *fed-batch*.

La Figura 3.2 muestra cómo las tasas de producción de biomasa y etanol han sido desacopladas. Esta perturbación, $G_w(q^{-1})$ y la dinámica de concentración de etanol $G_p(q^{-1})$ se pueden expresar como funciones de transferencia discretas de la siguiente manera:

$$G_w(q^{-1}) = \frac{K_w}{1 - \gamma q^{-1}} \delta(q^{-1}) \quad (3.17)$$

$$= \frac{N_p(q^{-1})}{D_p(q^{-1})} \delta(q^{-1}), \quad (3.18)$$

$$G_p(q^{-1}) = \frac{A(q^{-1})}{B(q^{-1})} (F(q^{-1}) - w(q^{-1})) \quad (3.19)$$

con T_s como tiempo de muestreo, $\delta(q^{-1})$ el impulso unitario, $\gamma = \exp(\bar{\mu}T_s)$, $K_w = k_0 V_0 X_0 / (a_1 S_{in})$ y $K_p = d_2 S_{in} T_s / \bar{V}$.

El diseño del controlador adaptable se hizo a partir de un modelo lineal. El objetivo de control es mantener la concentración de etanol constante $P_{Sp} = 0.7$ g/l, bajo la consideración de que $P(q^{-1}) = 1 - 0.95q^{-1}$. El controlador central calculado es:

$$\begin{aligned} S_o(q^{-1}) &= 1 \\ R_o(q^{-1}) &= 0.025 \\ T(q^{-1}) &= 0.025. \end{aligned}$$

El orden del polinomio Q , es $n_Q = n_{D_p} - 1$.

3.1.3. Pruebas de evaluación de controlador ante perturbaciones de entrada.

Para evaluar el desempeño del controlador con un esquema indirecto para rechazo a perturbaciones, se aplicó una perturbación G_w en $t = 21$ h, esta perturbación detiene el crecimiento exponencial y se mantiene en un valor constante. Las pruebas se realizaron en el sistema lineal. La perturbación inicia en $t = 0$, con $w(0) = 0$, como se muestra en la Figura 3.3.

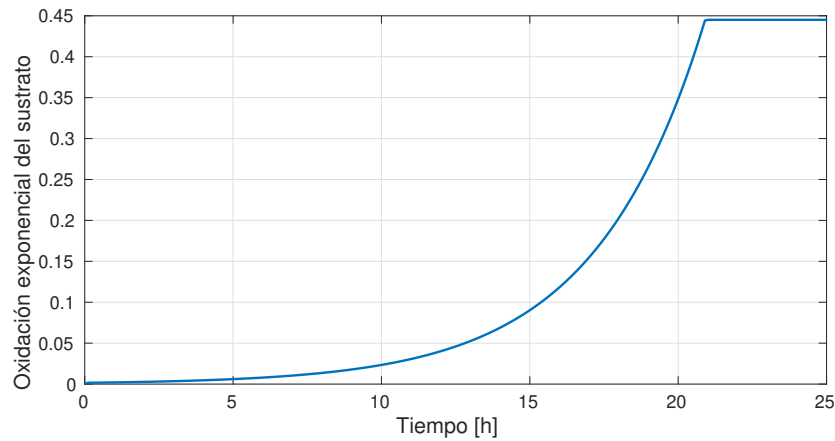


Figura 3.3: Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Perturbación.

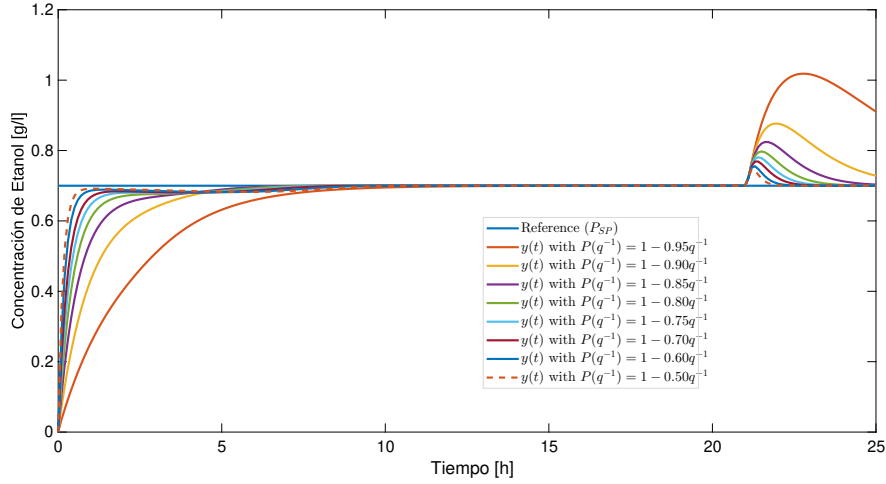


Figura 3.4: Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Concentración de etanol.

En la Figura 3.4 se muestra la variación del polinomio deseado, de donde podemos observar que, mientras los polos se encuentran más al centro del círculo unitario, el sistema tiene una respuesta más rápida para alcanzar el punto de estabilidad después de aplicada la perturbación. Esto es, que la concentración de etanol se mantiene estable aun con las variaciones de la perturbación.

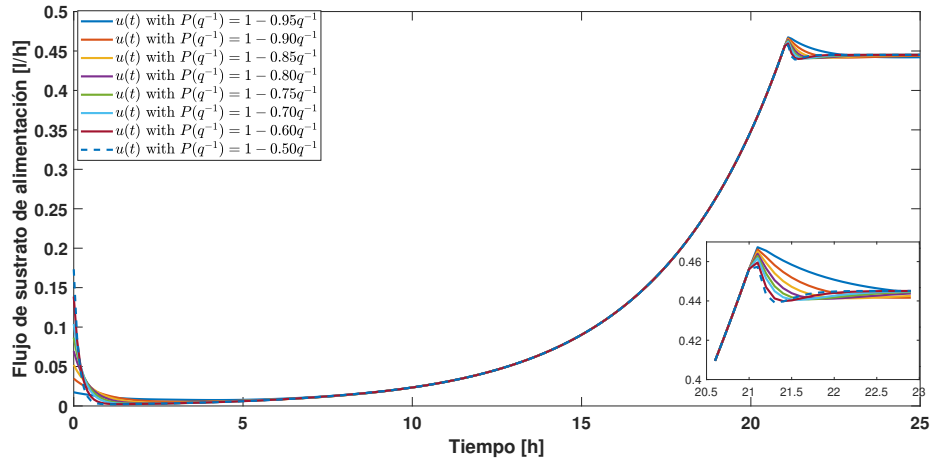


Figura 3.5: Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Alimentación del sustrato F .

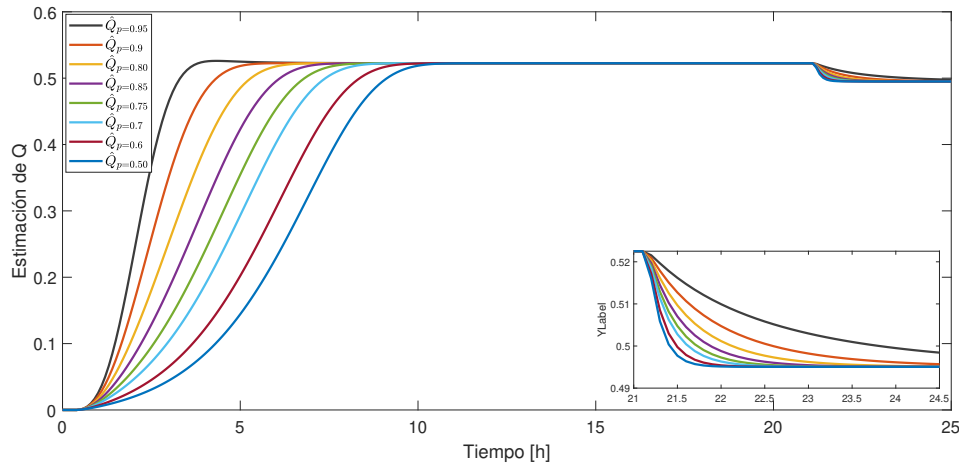


Figura 3.6: Desempeño del controlador ante perturbaciones de entrada en biorreactor - Estimación del parámetro $\hat{Q}$.

La variable manipulada se muestra en la Figura 3.5, la variación de sustrato F ocurre desde el instante en que se aplica la perturbación de tal forma que permite alcanzar el punto de estabilidad después de aplicada la perturbación.

La estimación del parámetro Q para incluirlo en la ley de control para rechazo a la perturbación se muestra en la Figura 3.6.

3.2. Reactor continuo de tanque agitado CSTR

En este capítulo se presenta el diseño y la implementación del esquema de control para el reactor R_2 , segunda unidad del sistema de reactores en serie que será descrito en el Capítulo 4. El estudio de R_2 de manera aislada permite analizar su dinámica propia y evaluar el desempeño del controlador sin la influencia de las interacciones con R_1 , lo que facilita la sintonización inicial y la validación de la estrategia de control. El desempeño se evalúa mediante pruebas de rechazo a perturbaciones de banda estrecha y análisis de sensibilidad ante variaciones paramétricas, con el objetivo de cuantificar la robustez y la capacidad de seguimiento de referencias bajo diferentes condiciones operativas.

3.2.1. Rechazo a perturbaciones de banda estrecha en reactor R_2

El esquema de control adaptable para el rechazo de perturbaciones de entrada se probó en el segundo reactor continuo de tanque agitado CSTR. Uno de los aspectos importantes de este esquema de control adaptable es considerar que las perturbaciones deben estar localizadas en la región de frecuencia donde el modelo de la planta tiene la suficiente ganancia. Tomando esto en cuenta se decidió que las perturbaciones probadas se encuentran en este intervalo de frecuencia 0 a $f_s/4$, para el caso de estudio la $f_s = 1/T_s$, $T_s = 5s$.

Se comparan el esquema de control por retroalimentación polinomial RST y el esquema de control adaptable para evaluar el desempeño para rechazo a perturbaciones de entrada. El primer escenario de pruebas consiste en evaluar el desempeño del control para rechazar perturbaciones construidas a partir de una, dos y tres funciones sinusoidales situadas entre 0.03 Hz y 0.05 Hz. Las perturbaciones son aplicadas en un rango de tiempo entre $t_0 = 5$ h y

$t_f = 15$ h aproximadamente. Durante la primeras cinco horas de simulación, la planta funciona en condiciones de operación nominales. En t_0 será aplicada la perturbación sobre $F_{R,2}$ después se retomará la operación con condiciones nominales cuando la perturbación deje de ser aplicada, es decir, $F_{R,2}$ no presentará oscilaciones ni cambios. La amplitud de la señal de flujo $F_{R,2}$ cambia a un valor aproximadamente tres veces superior a su valor nominal (véase Tabla 4.1).

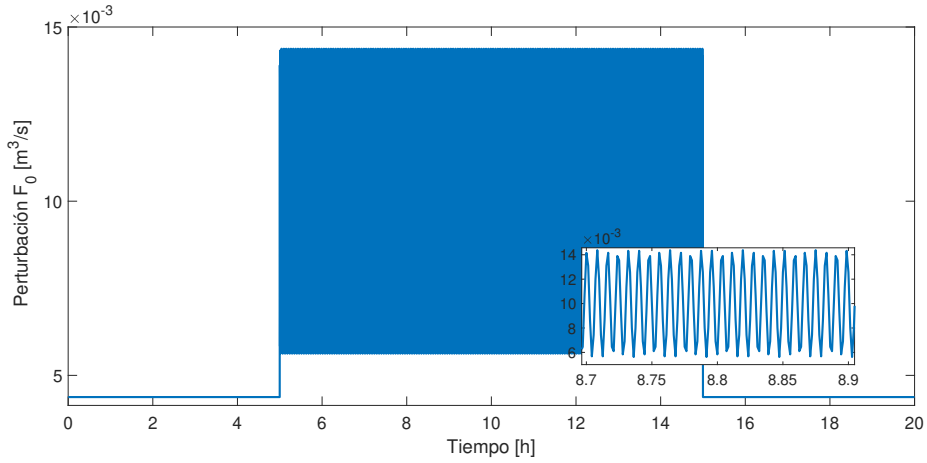
En el segundo escenario de prueba, el control del reactor es sometido a perturbaciones simultáneas, es decir, los cambios ocurren al mismo tiempo como variaciones de banda estrecha en $F_{R,2}$. Se probó el sistema de control para variaciones de temperatura de entrada, $T_{R_{in},2}$, y ante variaciones paramétricas.

3.2.2. Rechazo de perturbaciones: una sola función sinusoidal en reactor R_2

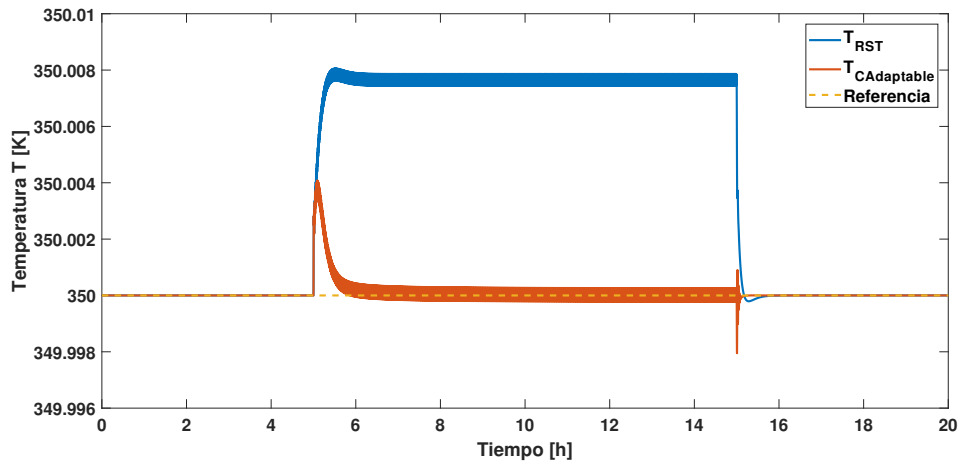
La simulación en lazo cerrado se hace para una perturbación de F_0 , compuesta por una función sinusoidal $v(t) = \sin(\omega t)$. En este caso el denominador del modelo de la perturbación $D_p(q^{-1})$ en 2.17 se expresa de la siguiente forma:

$$D_p(q^{-1}) = 1 - 2 \cos(\omega t) q^{-1} + q^{-2} \quad (3.20)$$

donde $\omega_i = 2\pi f_i T_s$, f_i en Hz.



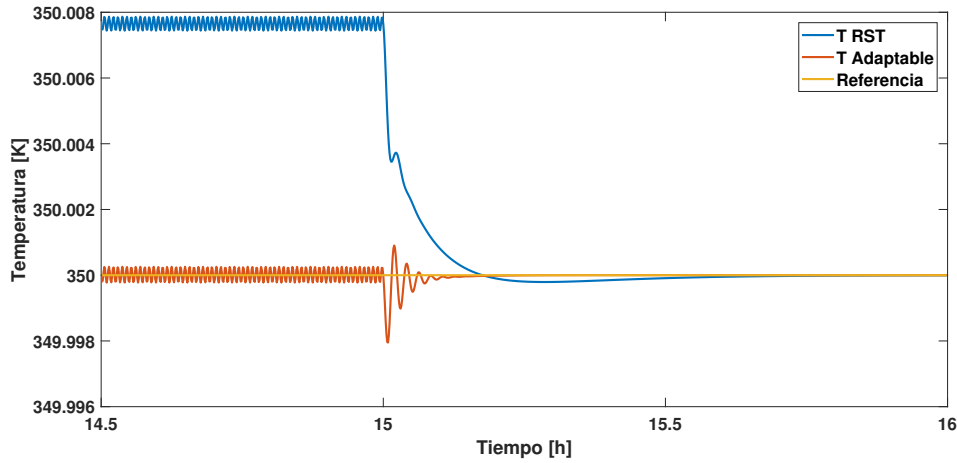
(a) Perturbación de entrada en F_R .



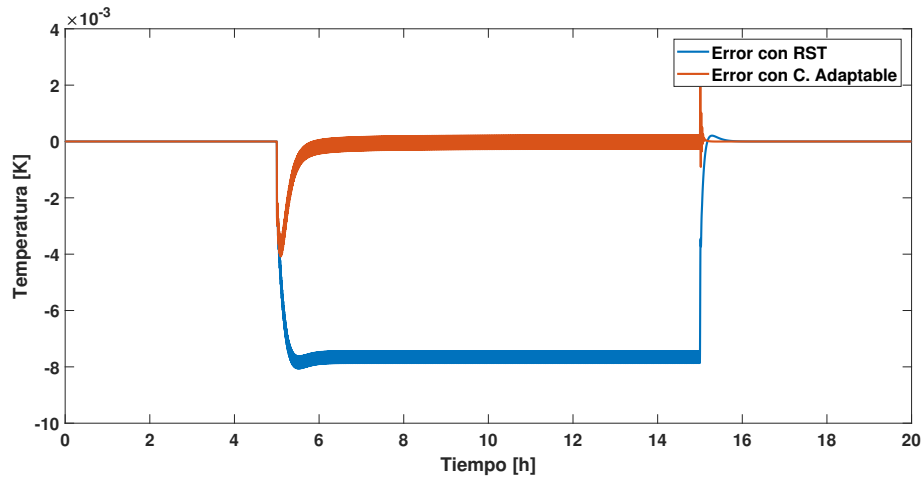
(b) Perturbación de entrada en F_R .

Figura 3.7: Desempeño del controlador ante perturbación de entrada en el flujo de alimentación del reactor F_R .

En esta prueba se realiza una perturbación de entrada en el flujo de alimentación del reactor, $F_{R,2}$, durante 10 h, iniciando en $t = 5$ h hasta $t = 15$ h. Esta señal de perturbación de entrada es formada con una función sinusoidal a 0.03 Hz (Figura 3.7 (a)).



(a) Zoom en señal de temperatura T entre 14.5 h y 16.5 h.



(b) Señal de error entre la variable controlada y la referencia.

Figura 3.8: Desempeño de controladores comparación control RST y control adaptable ante perturbación en flujo de alimentación del reactor $F_{R,2}$.

La respuesta del sistema regulado por el controlador adaptable converge dentro de la primera hora después de aplicada la perturbación, manteniéndose sin problema en el valor de referencia. De lo contrario, el controlador RST lleva la señal de temperatura T a un punto alejado del valor deseado (Figura 3.7 (b)). Al término de la perturbación, es decir, después de $t = 10$ h, el valor de $F_{R,2}$ retoma su valor nominal en ambos casos. El controlador adaptable tarda menos tiempo en retomar el valor deseado de T (Figura 3.8 (a)) y el error ¹ durante este tiempo de establecimiento es de $e_{TA} = 2.0613 \times 10^{-5}$, y para el desempeño del control RST $e_{TRST} = 0.0109$. Durante esta simulación, el control adaptable mantiene una desviación pequeña con respecto al valor de temperatura deseado, como puede verse en la Figura 3.8 (b)). El número de parámetros ajustables en el polinomio Q es 3 ($n_Q = 2$) y un algoritmo de adaptación con *ganancia decreciente + traza constante* es usado, este perfil de ganancia

¹calculado como la media cuadrática del error

de adaptación es recomendado para sistemas variantes en el tiempo y cuando no se tiene información previa de los parámetros a estimar, la ganancia $F(0) = 1000 \cdot (n_Q + 1)$.

3.2.3. Rechazo de perturbaciones: Suma de tres funciones sinusoidales en reactor R_2

Las perturbaciones consideradas en esta sección son una suma de funciones sinusoidales:

$$v(t) = \sum_{i=1}^n C_i \sin(\omega_i t + \beta_i) \quad (3.21)$$

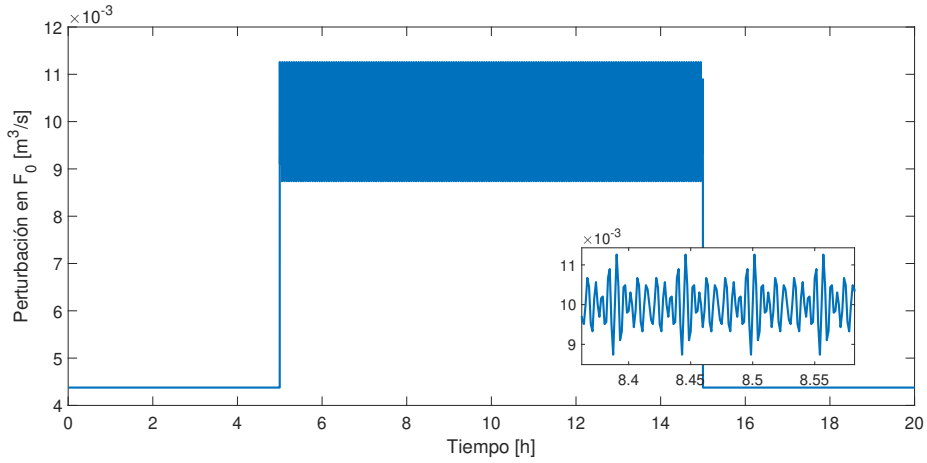
donde $C_i, \omega_i, \beta_i \neq 0$ y n es el número de perturbaciones. En este caso, D_p será:

$$D_p(q^{-1}) = \prod_{i=1}^n (1 - 2 \cos(\omega_i t) q^{-1} + q^{-2}) \quad (3.22)$$

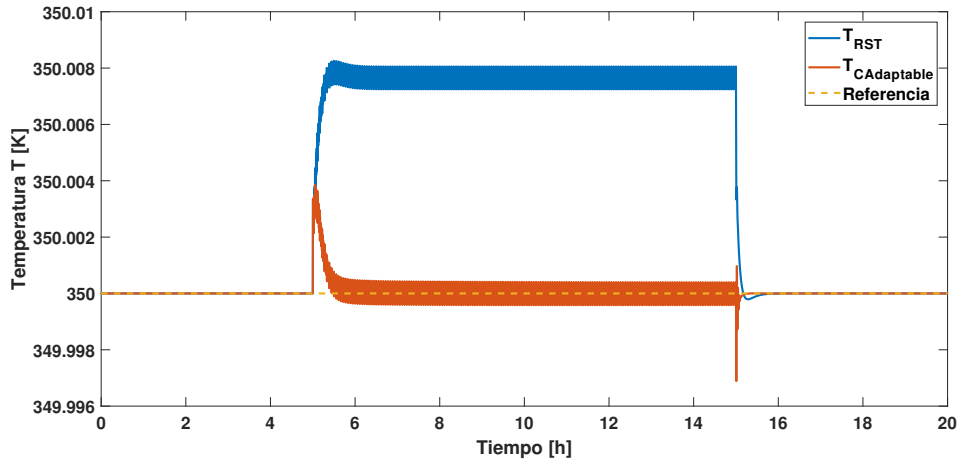
donde $\omega_i = 2\pi f_i T_s$, f_i en Hz.

$$S = m^3(r_{-1})$$

En esta prueba se simuló una perturbación en F_0 generada por la suma de tres funciones sinusoidales de frecuencias: $f_1 = 0.035$ Hz, $f_2 = 0.045$ Hz y $f_3 = 0.05$ Hz (Figura 3.9(a)).



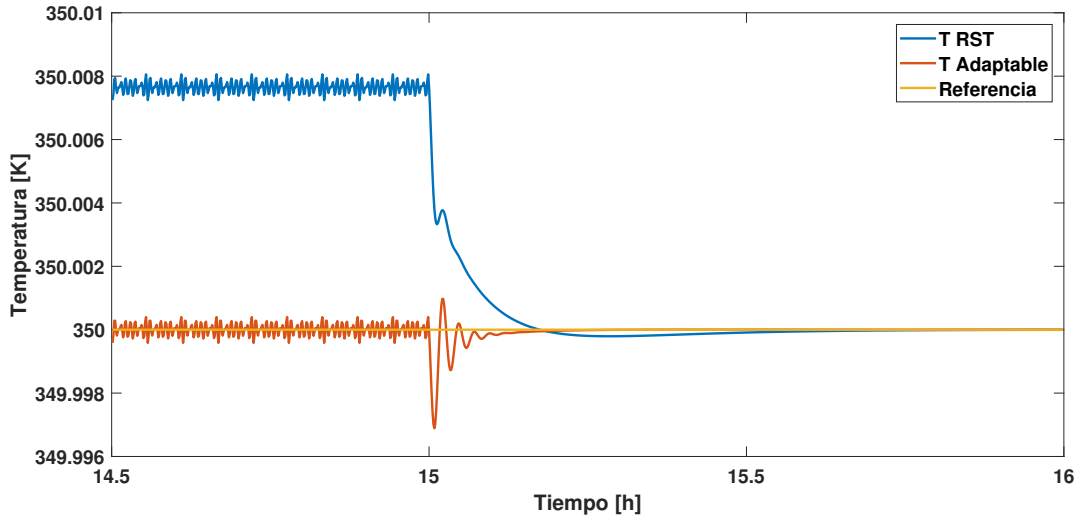
(a) Perturbación de entrada F_{R_2} .



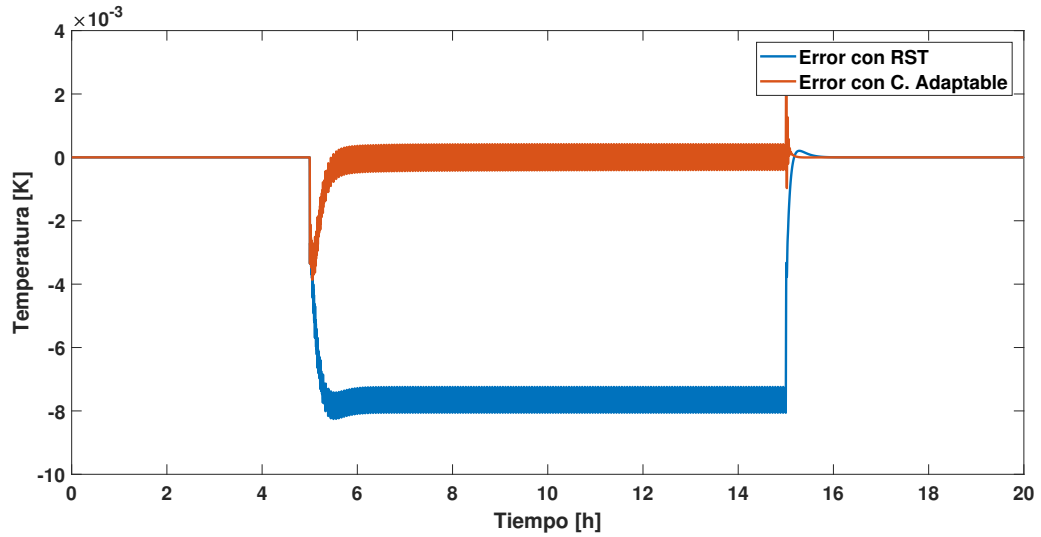
(b) Señal de Temperatura.

Figura 3.9: Desempeño del controlador ante perturbaciones en F_{R_2} suma de tres funciones sinusoidales.

Los resultados obtenidos con esta prueba son similares a los obtenidos para el rechazo a perturbación generada por una función $\sin(\omega t)$. El número de parámetros ajustables en el polinomio Q es 6 ($n_Q = 5$) y un algoritmo de adaptación con *ganancia decreciente + traza constante* es usado.



(a) Zoom señal de Temperatura de salida (T) correspondiente tiempo t , en que la señal de perturbación deja de aplicarse.



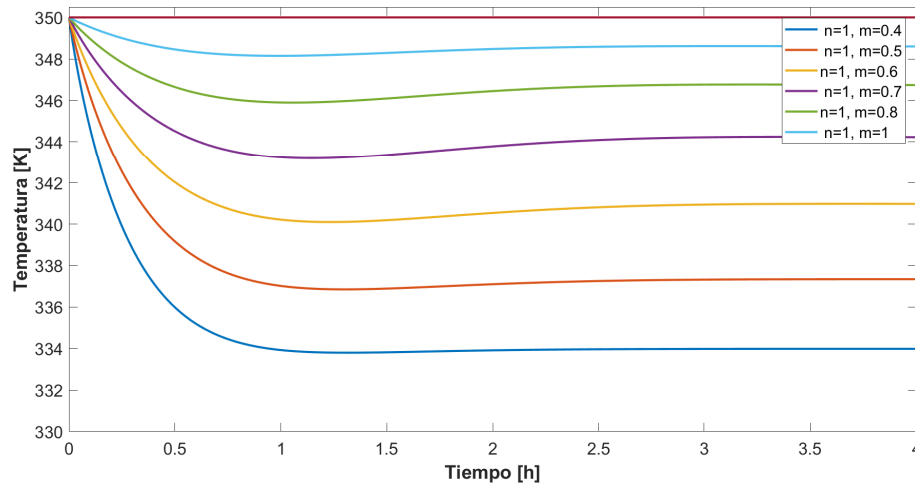
(b) Comparación del error entre la referencia y la variable controlada.

Figura 3.10: Desempeño del controlador ante perturbaciones en F_{R_2} suma de tres funciones sinusoidales - Error gráfico.

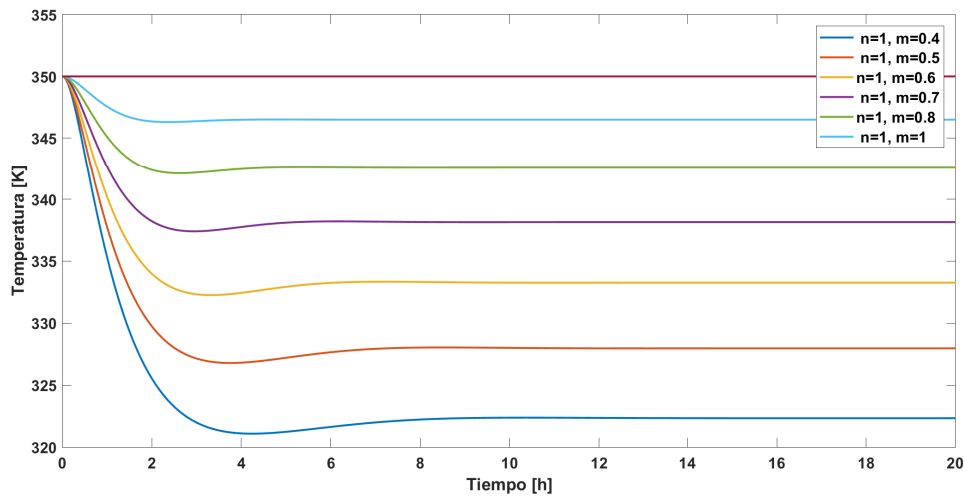
La convergencia del sistema al valor de referencia es mejor con el control adaptable, presentando una variación menor con respecto a la temperatura de referencia y un tiempo de asentamiento menor ante el cambio de perturbación a condición nominal de F_0 como se muestra en la Figura (3.10) con un error de $e_{TA} = 4.1695 \times 10^{-05}$ en cambio el control RST tiene un error de $e_{RST} = 0.0109$.

3.2.4. Variaciones paramétricas en reactor R_2

El modelo no ideal propuesto por Lo y Cholette (1978) para reactores isotérmicos en serie considera dos parámetros que caracterizan las no idealidades hidráulicas. El parámetro m , representa la fracción del volumen en el recipiente de reacción donde la mezcla es perfecta, $1 - m$ es la fracción del volumen, considerada una zona muerta, el parámetro n representa la fracción del caudal de volumen de entrada que forma parte de la zona perfectamente agitada, donde n es la fracción del caudal de volumen de entrada que se descarga directamente a la salida sin ser parte de la reacción. Con base en este modelo propuesto por Lo y Cholette (1978), es posible analizar la influencia del tiempo de residencia $\tau = \frac{nF}{mV}$. Para esta prueba se realizaron variaciones de los parámetros n y m , manteniendo uno de los dos parámetros fijos mientras el otro varía. Los cambios son observados a través del tiempo, a partir de $t = 0$ h.



(a) Lazo abierto - variación de m .

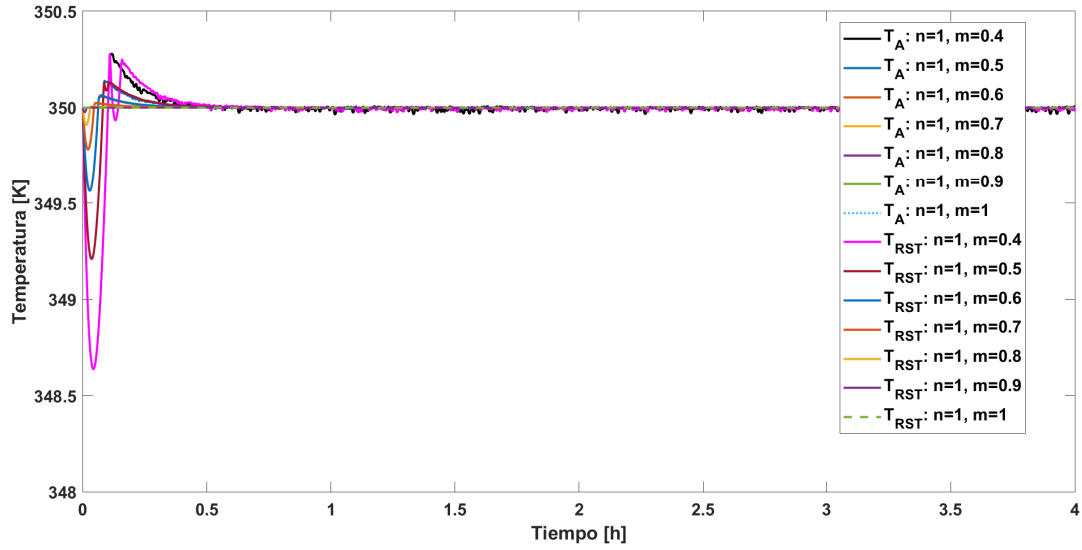


(b) Lazo abierto - variación de n .

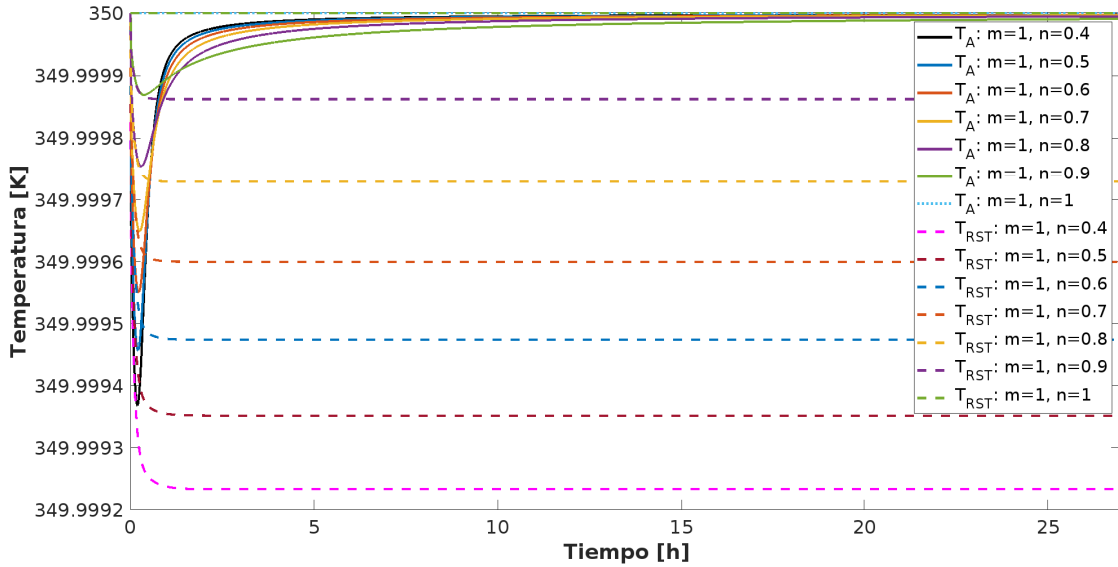
Figura 3.11: Comportamiento de la temperatura en lazo abierto ante variaciones paramétricas de m y n .

Ante variaciones paramétricas, el sistema en lazo abierto operaría en puntos de equilibrio diferentes a los que corresponden a las mismas entradas. Es decir, para mismos flujos entrando en el reactor y en la chaqueta, y mismas temperaturas de entrada, los valores de temperatura en la salida del tanque y la chaqueta, cambian para diferentes condiciones de flujo indicadas por los diferentes valores de n y m . En la Figura 3.11 se muestran los cambios de la temperatura en el reactor para diferentes valores de n y m . La línea roja muestra el valor de temperatura deseado 350 K, que corresponde a la condición en la que se busca establecer una operación isotérmica. Sin embargo, existe variación tanto en el flujo real como en el volumen actual del tanque. Para la situación descrita, el esquema de control central RST o el esquema adaptable, permiten mantener la temperatura del reactor en el valor de referencia. Ambos esquemas de control logran mantener al sistema operando de forma isotérmica, como se muestra en la

Figura 3.12.



(a) Señal de Temperatura del reactor ante variación paramétrica de m.



(b) Señal de Temperatura del reactor ante variación paramétrica de n.

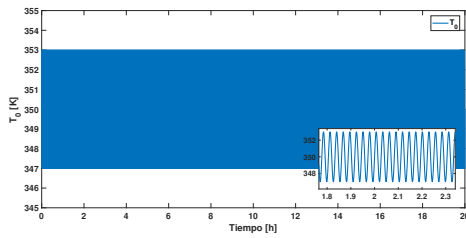
Figura 3.12: Señal de Temperatura del reactor ante variación paramétrica de n - Control RST vs control adaptable.

Otro parámetro que puede ser alterado, y a su vez modificar la operación nominal, es U , el cual caracteriza la transferencia de calor entre los fluidos en el sistema de reactor-chaqueta de enfriamiento. Su valor determina el rendimiento de enfriamiento ante la acción exotérmica de la reacción. Como resultado de una operación continua, el ensuciamiento de las superficies después de unos pocos meses de operación puede causar degradación de la capacidad del

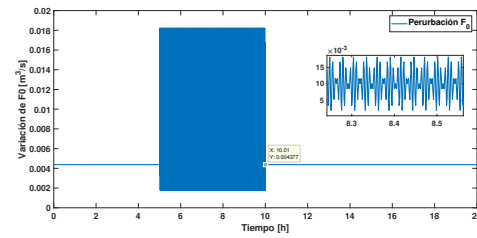
sistema para transferir calor, aumentando la resistencia térmica y modificando la respuesta del sistema.

3.2.5. Perturbaciones simultáneas en reactor R_2

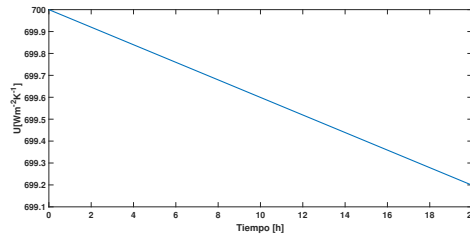
Buscando simular procesos químicos en condiciones de operación más apegadas a las de un proceso real, se probaron simultáneamente varias perturbaciones en el sistema, así como variaciones paramétricas. En el tiempo $t = 0$ h se simula una variación en el parámetro U , coeficiente de transferencia de calor. Se asume una degradación gradual del valor de U . Este parámetro tiene como valor inicial $700 \text{ W/m}^2\text{K}$ y llega hasta $698 \text{ W/m}^2\text{K}$ aproximadamente, durante un tiempo que corresponde a 15 horas de simulación.



(a) Variación temperatura de entrada T_0



(b) Variación en flujo de entrada F_0 suma de 2 funciones sinusoidales con frecuencias $f_1 = 0.035 \text{ Hz}$, $f_2 = 0.045 \text{ Hz}$.



(c) Degradación de U .

Figura 3.13: Perturbaciones simultáneas en CSTR

Además, se consideró una perturbación en la temperatura de entrada, T_0 , de $\pm 3 \text{ K}$ generada con la siguiente ecuación $T_0 = 2 \sin(2\pi f)$ donde $f = 0.01 \text{ Hz}$, dicha variación inicia en $t = 0$ h y ocurre durante todo el tiempo de simulación (ver Figura 3.13(a)). Asumiendo que los procesos pueden estar interactuando con otros procesos, en la simulación se introduce una variación en la señal de F_0 , asumiendo que ocurre en un intervalo de 5 h, comprendido entre el transcurso del tiempo, de 5 h y 10 h. Al término de esta perturbación, el sistema regresa a su valor nominal de F_0 (ver Figura 3.13(b)). La disminución de U (Figura 3.13(c)) trata de simular la degradación que ocurre durante 15 horas de operación del proceso, el valor inicial es $700 \text{ W/m}^2\text{K}$ y se asume que ya existe una degradación previa del parámetro de $150 \text{ W/m}^2\text{K}$ (sabiendo que su valor nominal es de $851 \text{ W/m}^2\text{K}$).

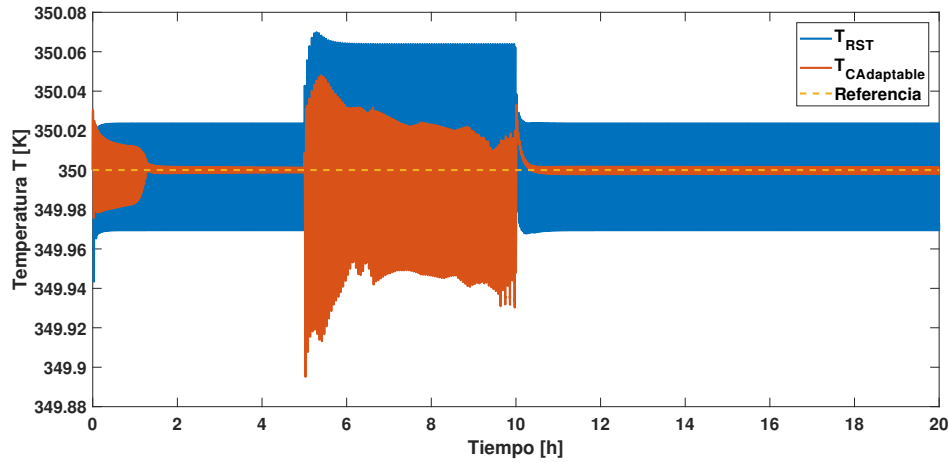
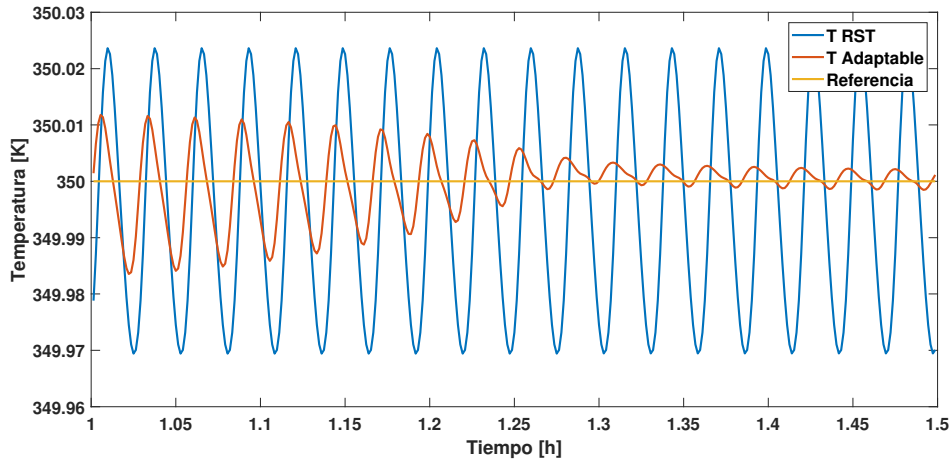
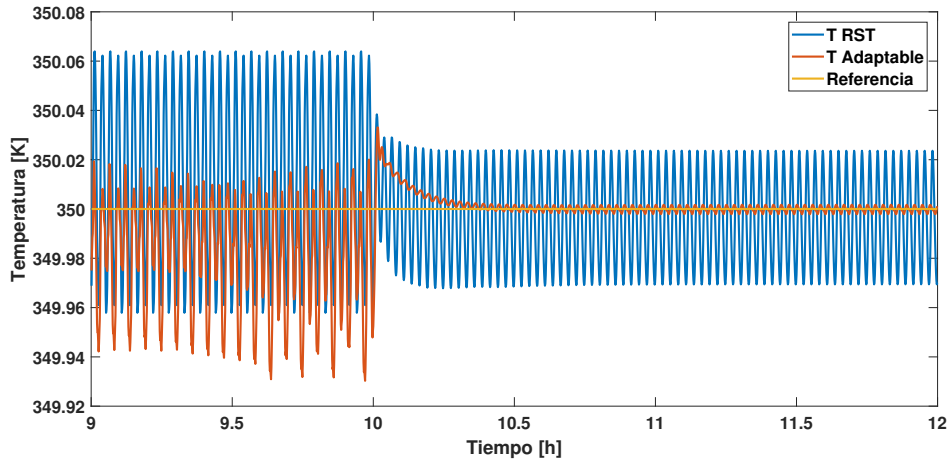


Figura 3.14: Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Temperatura de salida

En la Figura 3.14 se muestra el comportamiento de la variable T en todo el tiempo de simulación. Con el controlador adaptable es posible el rechazo de la variación de T_0 dentro de las primeras 2 horas de simulación. Después, durante la variación de F_0 que duró del tiempo $t = 5$ h a $t = 10$ h, la temperatura se mantiene alrededor del valor de referencia (Figura 3.14). En todo momento, la oscilación alrededor del valor de referencia es menor para el control adaptable que para el control RST.



(a) Temperatura de salida, rechazo a perturbación en T_0 .



(b) Temperatura de salida, rechazo a perturbación en F_0 .

Figura 3.15: Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - zoom.

En $t = 10$ h la variación en el flujo de entrada F_0 regresa al valor nominal, el controlador RST mantiene la variable del proceso cercana a la referencia, sin embargo no converge a la referencia como lo hace el controlador adaptable, el cual en los primeros minutos del cambio en F_0 alcanza el valor de referencia (detalle en la Figura 3.15).

La Figura 3.16 muestra la evolución de los parámetros del polinomio Q con respecto al tiempo. De 0 h a 2 h se realiza la estimación para rechazar la perturbación en T_0 y la degradación de la transferencia de calor representada a través de la reducción del parámetro U . De 2 h a 5 h el parámetro del controlador se mantiene en el valor constante. Es a partir de 5 h donde empieza de nuevo la estimación para encontrar los parámetros óptimos y rechazar la perturbación en F_0 . El esfuerzo de control para el esquema adaptable es mayor al que se tiene con el RST, sin embargo, es necesario para mantener lo más cerca la variable controlada T a la referencia y la rápida recuperación del estado estable ante los cambios abruptos provocados

por las perturbaciones en F_0 (Figura 3.17).

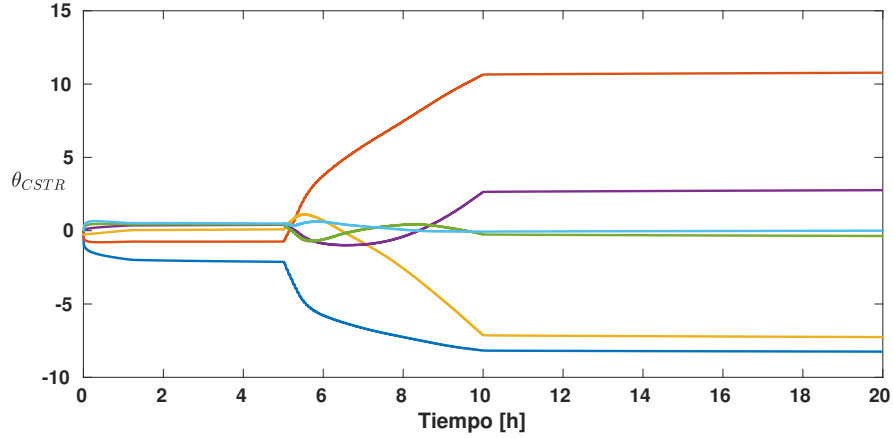


Figura 3.16: Desempeño del controlador ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Evolución de parámetros estimados.

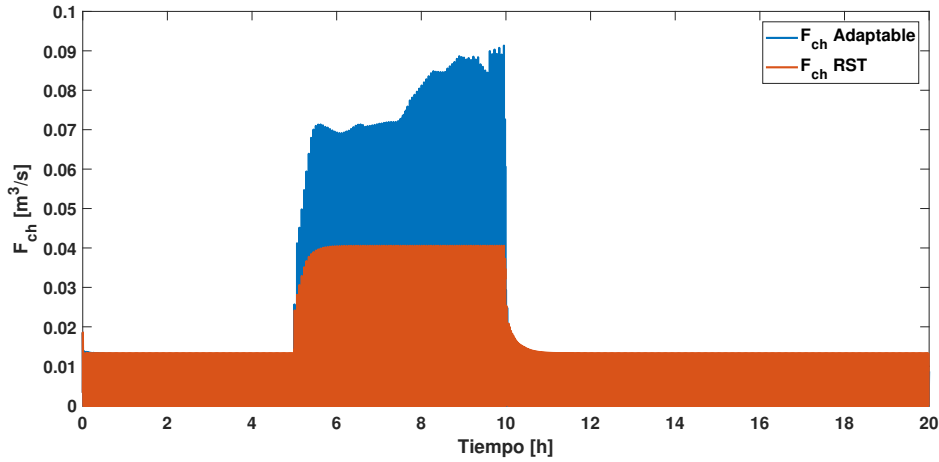


Figura 3.17: Entrada de control ante perturbaciones simultáneas y paramétricas - Ley de control F_{ch} .

3.3. Control RST para un intercambiador de calor

Considere un intercambiador de calor de tanque agitado. La entrada al tanque proviene de otro proceso. El objetivo es elevar la temperatura del fluido de entrada a un valor deseado. Un fluido caliente circula a través de una chaqueta proporcionando el calor necesario para calentar el fluido contenido en el tanque (Bequette, 1998).

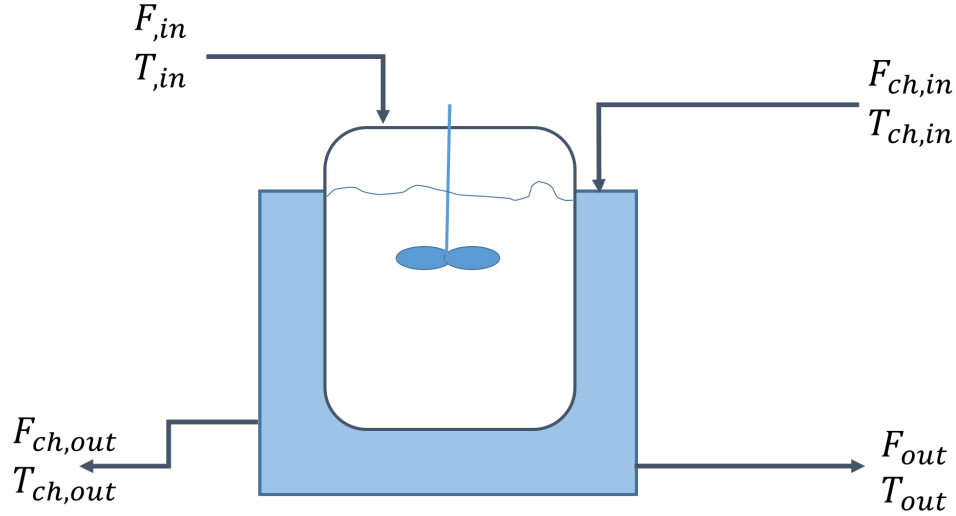


Figura 3.18: Intercambiador de calor de tanque agitado.

3.3.1. Modelo matemático del sistema

Las suposiciones de modelado son las siguientes:

- El volumen del tanque es constante, por lo tanto se asume un control ideal de nivel.
- El mezclado es perfecto, tanto en el tanque como en la chaqueta; por lo tanto, para los líquidos, la densidad y la capacidad calorífica son constantes.

Las variables de entrada del sistema son: el caudal de entrada del tanque (F_{in}), el caudal de la chaqueta ($F_{ch,in}$), la temperatura de entrada del tanque (T_{in}) y la temperatura del fluido que entra en la chaqueta ($T_{ch,in}$).

El modelo de la planta se obtiene estableciendo los balances de energía en el tanque (3.23) y en la chaqueta (3.24). El calor transferido de la chaqueta al tanque es $Q = UA(T_{ch} - T)$, donde U es el coeficiente global de transferencia de calor y A es el área de transferencia de calor. Se tienen dos variables de estado, la temperatura en la salida del tanque (T) y la temperatura en la salida de la chaqueta (T_{ch}). Las condiciones nominales de operación en régimen permanente y los parámetros se presentan en la Tabla 3.3.

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V}(T_i - T) + \frac{UA(T_{ch} - T)}{V\rho C_p} \quad (3.23)$$

$$\frac{dT_{ch}}{dt} = \frac{F_{ch}}{V_{ch}}(T_{ch,in} - T_{ch}) - \frac{UA(T_{ch} - T)}{V_{ch}\rho_{ch}C_{pch}} \quad (3.24)$$

donde el subíndice ch se refiere a la chaqueta de enfriamiento y el subíndice in a la entrada.

Tabla 3.3: Condiciones en régimen permanente Bequette (1998).

Variables de estado
$T = 125 \text{ }^{\circ}\text{F}$
$T_{ch} = 150 \text{ }^{\circ}\text{F}$
Variables de entrada
$T_{in} = 50 \text{ }^{\circ}\text{F}$
$F = 1 \text{ ft}^3/\text{min}$
$T_{ch,in} = 200 \text{ }^{\circ}\text{F}$
$F_{ch} = 1.5 \text{ ft}^3/\text{min}$
Parámetros
$\rho C_p = 61.3 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3 \text{ }^{\circ}\text{F}}$
$UA = 183.9 \text{ Btu/ }^{\circ}\text{Fmin}$
$V = 10 \text{ ft}^3$
$V_{ch} = 1 \text{ ft}^3$
$\rho_{ch} C_{pch} = 61.3 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^3 \text{ }^{\circ}\text{F}}$

3.3.1.1. Modelo en espacio de estados

Se procede con la linealización del modelo no lineal para encontrar la forma en espacio de estados:

$$\begin{aligned}\dot{x} &= Ax + Bu \\ y &= Cx\end{aligned}$$

Donde nuestros vectores de estado, entrada y salida en variables de desviación son:

$$\begin{aligned}x &= \begin{bmatrix} T - T_{ss} \\ T_{ch} - T_{ch,ss} \end{bmatrix} = \text{Variables de estado} \\ u &= \begin{bmatrix} F_{ch} - F_{ch,ss} \\ F - F_{ss} \\ T - T_{ss} \\ T_{ch} - T_{ch,ss} \end{bmatrix} = \text{Variables de entrada} \\ y &= \begin{bmatrix} T - T_{ss} \\ T_{ch} - T_{ch,ss} \end{bmatrix} = \text{Variables de salida}\end{aligned}$$

Partiendo de nuestras ecuaciones dinámicas se tiene:

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V}(T_{in} - T) + \frac{UA(T_{ch} - T)}{V\rho C_p} \quad (3.25)$$

$$\frac{dT_{ch}}{dt} = \frac{F_{ch}}{V_{ch}}(T_{ch,in} - T_{ch}) - \frac{UA(T_{ch} - T)}{V_{ch}(\rho C_p)_{ch}} \quad (3.26)$$

De las ecuaciones (3.25) y (3.26) se realiza la linealización, para encontrar las matrices correspondientes, es decir, las matrices **A**, **B** y **C**. Obteniendo las matrices:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \frac{\partial f_1}{\partial u_3} & \frac{\partial f_1}{\partial u_4} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \frac{\partial f_2}{\partial u_3} & \frac{\partial f_2}{\partial u_4} \end{bmatrix}$$

Dado que las dos salidas son observables la matriz **C** se define por la identidad:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} -0.4 & 0.3 \\ 3 & -4.5 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} 0 & -7.5 & 0.1 & 0 \\ 50 & 0 & 0 & 1.5 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{C} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}$$

3.3.1.2. Obtención del modelo lineal

La matriz de función de transferencia que relaciona las entradas y salidas del sistema es

$$y(s) = G(s)u(s)$$

La matriz de función de transferencia de entrada - salida se encuentra calculando:

$$G(s) = \mathbf{C}(s\mathbf{I} - \mathbf{A})^{-1}\mathbf{B} \quad (3.27)$$

Obteniendo así, la matriz de función de transferencia:

$$G(s) = \frac{\begin{bmatrix} 15 & (-7.5s - 33.75) & (0.1s + 0.45) & (0.45) \\ (50s + 20) & -22.5 & 0.3 & (1.5s + 0.6) \end{bmatrix}}{s^2 + 4.9s + 0.9} \quad (3.28)$$

3.3.2. Diseño del control central RST

El diseño de un controlador para el intercambiador de calor se hizo considerando como modelo lineal de la planta a la función de transferencia g_{11} , F_j a T

$$g_{11} = \frac{15}{s^2 + 4.9s + 0.9} \quad (3.29)$$

Los polos deseados del sistema en lazo cerrado se escogieron para seguir un comportamiento estable de sistema de segundo orden. Como criterios para determinar el desempeño deseado en lazo cerrado se fijó el coeficiente de amortiguamiento y la frecuencia natural, se seleccionaron también el tiempo de establecimiento y el sobretiro permitido. Los valores de ξ y ω_n , fueron calculados considerando un tiempo de levantamiento de 30s y un sobretiro del 20%. Además, se seleccionaron las partes fijas del controlador como: $Hs = [1 \ -1]$ y $Hr = [1 \ -1]$. Considerando

los polos deseados del sistema en lazo cerrado

$$P(z^{-1}) = [1 \quad -1.6118z^{-1} \quad 0 + .7204z^{-2} \quad 0 \quad 0 \quad 0] \quad (3.30)$$

La solución de la identidad de Bezout dio como resultado los siguientes polinomios del controlador:

$$K(z^{-1}) = \frac{R(z^{-1})}{S(z^{-1})} = \frac{0.0469 \quad -0.0282z^{-1} \quad +0.0003z^{-2}}{1 \quad +0.1143z^{-1} \quad +0.0186z^{-2}} \quad (3.31)$$

$$S_{yp} = \frac{A(Z^{-1})S(z^{-1})}{A(Z^{-1})S(z^{-1}) + B(Z^{-1})R(z^{-1})} \quad (3.32)$$

Una forma de evaluar el diseño del controlador es mediante la función de sensibilidad de perturbación a la salida, S_{yp} (ecuación (3.32)), es decir, la función de transferencia que relaciona salida del sistema con la perturbación aditiva en la salida de la planta. La Figura 3.19 muestra la platilla de la función de sensibilidad, esta plantilla sirve para realizar el ajuste de la función de sensibilidad. El comportamiento del controlador (línea azul), muestra que es capaz de atenuar las perturbaciones en toda la región de frecuencia dado que se encuentra dentro de los márgenes de robustez.

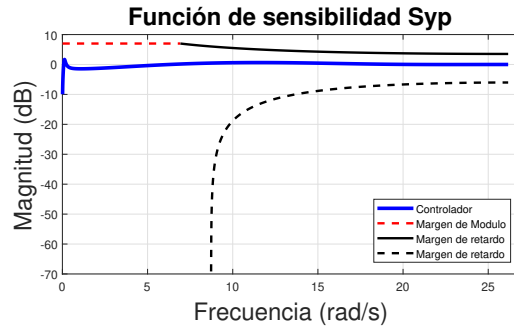


Figura 3.19: Función de sensibilidad perturbación a la salida.

3.3.3. Pruebas para evaluar el desempeño del controlador en el intercambiador de calor

Se diseñó un control central RS , el cual fue probado ante cambios en las entradas del sistema, variando mediante escalones sus valores.

3.3.3.1. Pruebas para evaluar el desempeño del controlador ante cambios de referencia

Con el fin de mejorar el desempeño del control ante cambios de referencia, fue necesario agregar al esquema el polinomio $T(z^{-1})$ (ver Figura 3.20).

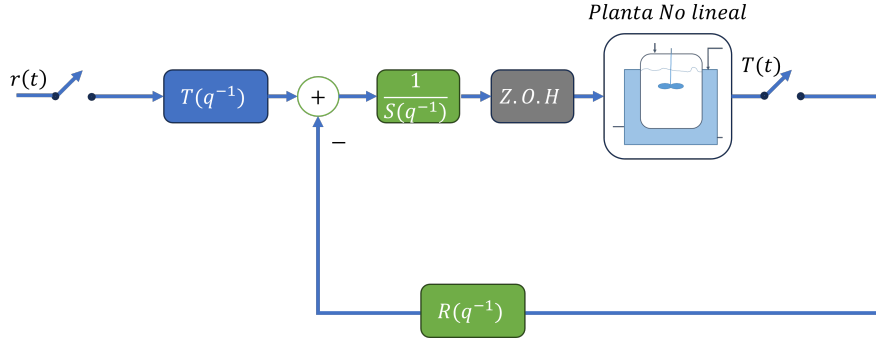


Figura 3.20: Lazo de control para intercambiador de calor.

Este polinomio se obtuvo considerando una ganancia unitaria:

$$T(1) = \frac{P(1)}{B(1)} \quad (3.33)$$

Después se modificaron los requerimientos de desempeño para obtener un comportamiento en lazo cerrado, igual al de un sistema de 2do orden, para hacerlo se definió un tiempo de levantamiento 10min y un sobretiro del 10%. Para evaluar el desempeño del controlador ante cambios de referencia, se definió una referencia 10°F más del nominal para la salida de temperatura del reactor, dando como resultado la respuesta que se muestra en la Figura 3.21.

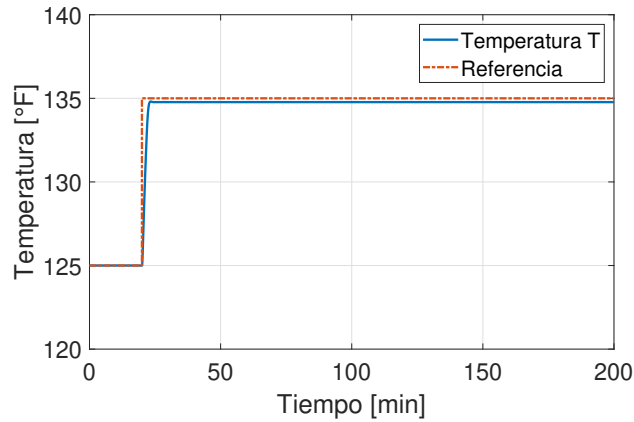


Figura 3.21: Desempeño del controlador central ante cambio de referencia en Temperatura T del tanque.

La temperatura alcanzó el nuevo valor de referencia a los 20 min después de aplicado el cambio. El esfuerzo de control ante este cambio de referencia se incrementó hasta los límites del actuador, sin embargo, minutos después se estabiliza en un valor que permite mantener el nuevo punto de operación para la temperatura (véase Figura 3.22).

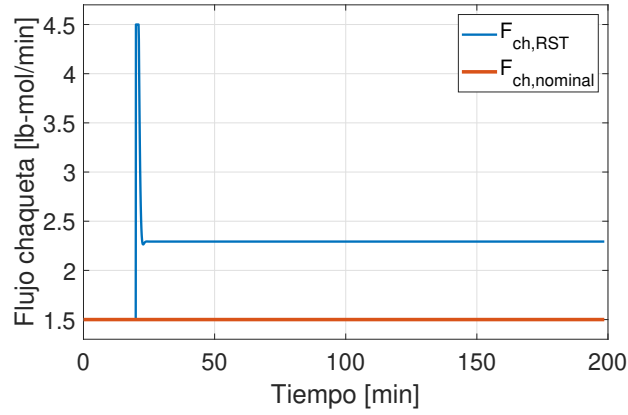


Figura 3.22: Desempeño del controlador central ante cambio de referencia en Temperatura T del tanque.

3.3.3.2. Perturbaciones tipo senoidal en variables de entrada

El controlador fue sometido a estrés para verificar que este es efectivo para regular la temperatura en las condiciones nominales de operación, aún bajo el efecto de las variaciones sostenidas en la entrada. En la Figura 3.23 se muestra el desempeño del control donde la señal de perturbación en la entrada de flujo al tanque varía un $\pm 20\%$, Figura 3.24.

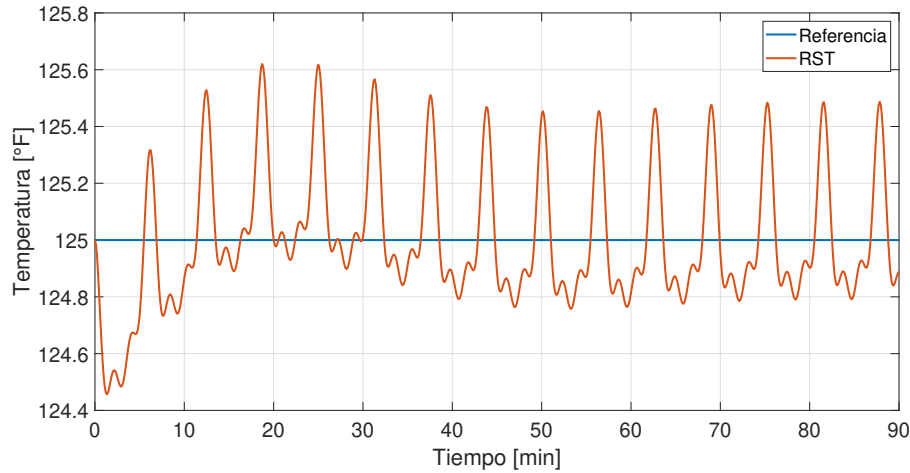


Figura 3.23: Desempeño del controlador central ante variaciones sostenidas en el flujo de entrada del tanque F .

Pese a las variaciones provocadas por la perturbación en la entrada de flujo al tanque, el valor de la temperatura se mantiene cercano a la referencia, como se muestra en la Figura 3.23. El esfuerzo de control requerido para mantener la temperatura muestra oscilaciones sostenidas y periódicas debido a que la perturbación ocurre durante todo el tiempo de simulación (Figura 3.24). Este esfuerzo de control se mantiene en valores cercanos al nominal, lo que nos indica que seguimos dentro de los límites físicos del actuador, como se muestra en la Figura 3.25.

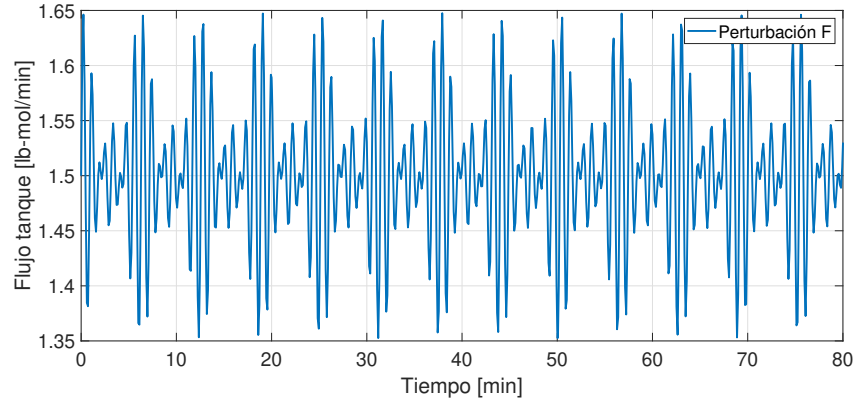


Figura 3.24: Perturbación de flujo de entrada F al tanque.

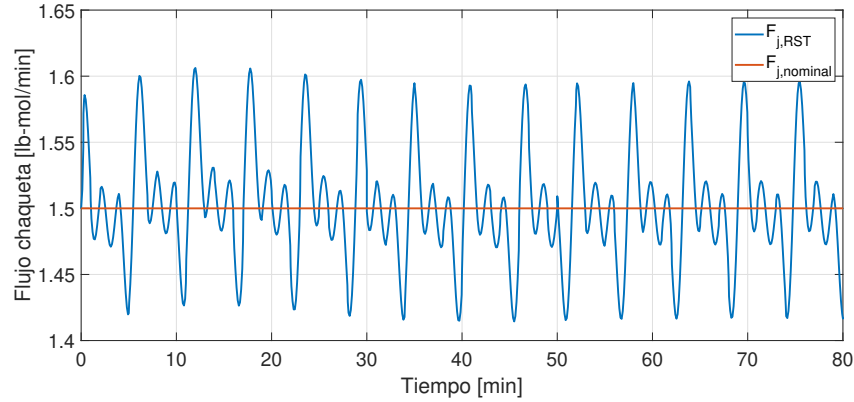


Figura 3.25: Perturbación de flujo de entrada F al tanque.

En este capítulo se aplicó el esquema de control adaptable con rechazo a perturbaciones de entrada, desarrollado en el marco de esta investigación, a tres procesos representativos. La primera aplicación consistió en la regulación de la concentración de etanol en un biorreactor, asegurando condiciones de operación estables para los microorganismos frente a perturbaciones en la entrada. La segunda correspondió al control de un reactor continuo de tanque agitado (CSTR), para el reactor R_2 considerado de forma aislada. Este análisis previo permitió caracterizar su dinámica, evaluar el comportamiento del controlador y ajustar sus parámetros sin la influencia de las interacciones con el resto de la planta. En el Capítulo 4 se presentará el modelo completo del sistema de reactores en serie, y en el Capítulo 5 se abordará la extensión de la estrategia de control al sistema acoplado, analizando las interacciones entre unidades y los ajustes requeridos para mantener el desempeño y la estabilidad global del proceso. Mientras que la tercera abordó la regulación de la temperatura de salida en un intercambiador continuo de tanque agitado. En todos los casos, se obtuvo el modelo lineal correspondiente, el cual fue utilizado para el diseño del controlador central RS, y se evaluó su desempeño mediante simulaciones. Los resultados mostraron que el esquema propuesto logró el rechazo efectivo de las perturbaciones en la variable controlada, cumpliendo con el objetivo operacional en los tres sistemas analizados.

Caso de estudio: Sistema de tres reactores continuos de tanque agitado no isotérmicos conectados en serie

En este capítulo se presenta el estudio de la simulación y control de un sistema de tres CSTR en serie. Se expone un análisis del comportamiento en lazo abierto del sistema, el cual proporciona información sobre la naturaleza dinámica del sistema. Por último, se muestra el desempeño de la síntesis de la ley de control adaptable y robusta.

El objetivo de control para este sistema es regular la composición de salida del proceso, indirectamente mediante la regulación de temperatura de la planta perturbada e incierta. En otras palabras, el objetivo operacional es mantener un proceso isotérmico al mismo tiempo que la reacción de conversión se mantiene en la condición nominal.

4.1. Descripción del sistema

Una reacción exotérmica irreversible de primer orden $A \xrightarrow{k} B$ ocurre en tres reactores de tanque agitado continuo (CSTR) conectados en serie (R_1, R_2 y R_3). La corriente de alimentación ($F_{R_{in},1}$, $T_{R_{in},1}$ y $C_{A_{in},1}$) ingresa a R_1 y el producto sale de R_3 ($C_{A,3}$, $T_{R,3}$ y $F_{R,3}$). Una camisa de enfriamiento rodea cada CSTR para eliminar el calor producido por la reacción. El diagrama del sistema se muestra en la Figura 4.1. Se asume que el líquido en los tanques está perfectamente mezclado, lo que permite considerar propiedades físicas homogéneas y constantes (densidades, capacidades caloríficas, coeficientes de transferencia de calor). Los datos numéricos para este caso de estudio fueron tomados de [L. Luyben \(2007\)](#).

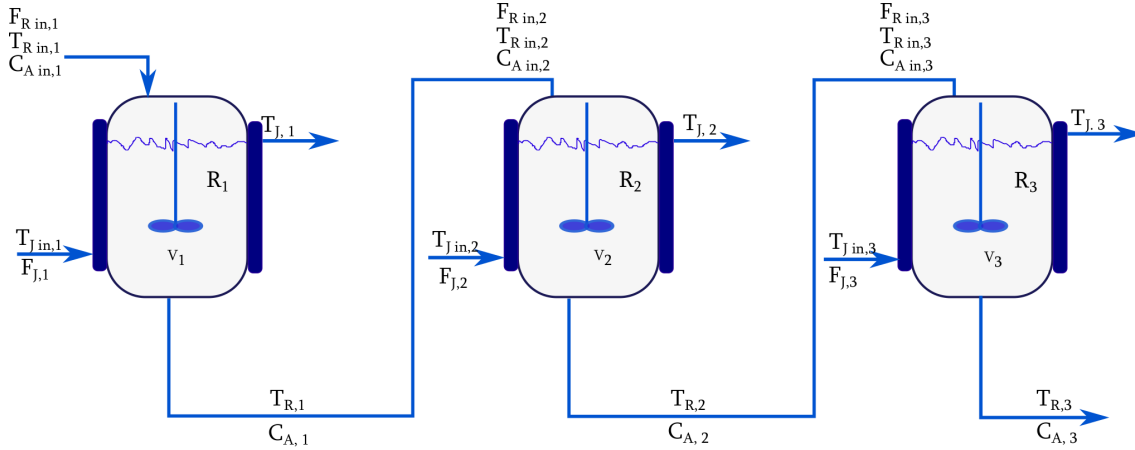


Figura 4.1: Sistema de tres CSTRs conectados en serie.

Se requiere una operación isotérmica del proceso, es decir, que los tres reactores operen a la misma temperatura $T_{R,i} = 350 \text{ K}$ y que esta se mantenga constante durante toda la operación, de tal forma que la concentración de salida en cada reactor permanezca en el valor nominal o cercano a este. Para remover el calor de la reacción, una chaqueta de enfriamiento rodea a cada CSTR y a través de esta circula un fluido de enfriamiento con un flujo volumétrico $F_{J,i}$, y con una temperatura de entrada de $T_{J\text{ in},i}$, con $i = 1, 2, 3$.

Para llevar a cabo la reacción en un solo reactor se requiere mayor energía de agitación, comparada con la energía que necesita el sistema de tres reactores en serie. Operar las unidades en serie es una forma común de intensificación del proceso porque el volumen total de los reactores se puede reducir de manera eficiente. Además, buscar homogeneidad de temperatura, concentración y propiedades del líquido en los reactores resulta en que sean más manejables. Por otro lado, hay interacciones entre unidades, es decir, las perturbaciones en una unidad de proceso influyen en la dinámica de la siguiente. Además, la reacción en curso puede llevar a la configuración en serie a un funcionamiento inestable. Estos problemas conducen a un problema de control más desafiante en comparación con el problema de control de un solo reactor.

4.1.1. Modelo No lineal

El comportamiento de un CSTR puede ser representado mediante las ecuaciones que derivan de los principios de conservación establecidos para el reactor y la camisa de enfriamiento bajo los supuestos de mezcla perfecta, pérdidas de calor insignificantes, volumen constante del reactor (es decir, control de nivel ideal ($dV/dt = 0$)) y operación no isotérmica. El modelo de cada unidad i ($i = 1, \dots, N_u$, donde N_u es el número de unidades) forma un conjunto de tres ecuaciones diferenciales no lineales que reproducen la evolución dinámica de la concentración del reactivo A , $C_{A,i}$, las temperaturas del reactor $T_{R,i}$ y de la camisa de refrigeración $T_{J,i}$. El proceso global está representado por un modelo de orden 9; el balance global de materia (4.1) y por componente (4.2), los balances de energía en cada reactor (4.3) y las chaquetas (4.4), y la relación de equilibrio cinético (ecuación de Arrhenius (4.5)).

$$F_{R,i} = F_{R_{in},i} \quad (4.1)$$

$$\frac{dC_{A,i}}{dt} = \frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} (C_{A_{in},i} - C_{A,i}) - k_i C_{A,i} \quad (4.2)$$

$$\frac{dT_{R,i}}{dt} = \frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} (T_{R_{in},i} - T_{R,i}) - \frac{\lambda k_i C_{A,i}}{\rho_R C_{P_R}} - \frac{U A_{H,i}}{\rho_R C_{P_R} V_{R,i}} (T_{R,i} - T_{J,i}) \quad (4.3)$$

$$\frac{dT_{J,i}}{dt} = \frac{F_{J,i}}{V_{J,i}} (T_{J_{in},i} - T_{J,i}) + \frac{U A_H}{\rho_J C_{P_J} V_{J,i}} (T_{R,i} - T_{J,i}) \quad (4.4)$$

$$k_i = \alpha \exp \frac{-E_A}{R_g T_{R,i}} \quad (4.5)$$

El modelo no lineal en forma estándar es

$$\dot{\mathbf{x}}_i = \mathcal{A}_i(\mathbf{u}_i, \mathbf{k}_i(\mathbf{x}_i)) \mathbf{x}_i + \mathcal{B}_i(\mathbf{u}_i) \mathbf{u}_i \quad (4.6)$$

$$\mathbf{y}_i = \mathcal{C}_i \mathbf{x}_i \quad (4.7)$$

Los estados ($\mathbf{x}_i$), entradas ($\mathbf{u}_i$), y salidas ($\mathbf{y}_i$) para cada unidad del proceso en serie son:

$$\dot{\mathbf{x}}_i = [\dot{x}_{i,j}] = \begin{bmatrix} \dot{x}_{i,1} \\ \dot{x}_{i,2} \\ \dot{x}_{i,3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{dC_{A,i}}{dt} \\ \frac{dT_{R,i}}{dt} \\ \frac{dT_{J,i}}{dt} \end{bmatrix}, \quad \mathbf{u}_i = [u_{i,j}] = \begin{bmatrix} u_{i,1} \\ u_{i,2} \\ u_{i,3} \\ u_{i,4} \\ u_{i,5} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} F_{R_{in},i} \\ C_{A_{in},i} \\ T_{R_{in},i} \\ T_{J_{in},i} \\ F_{J,i} \end{bmatrix}, \quad \mathbf{y}_i = [y_{i,j}] = \begin{bmatrix} y_{i,1} \\ y_{i,2} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C_{A,i} \\ T_{R,i} \end{bmatrix}, \quad (4.8)$$

$$\mathbf{k}_i = \left[\alpha \exp \frac{-E_A}{R_g x_{i,2}} \right] \quad (4.9)$$

Los subíndices i y j representan el proceso unitario y el componente vectorial, respectivamente. Las matrices $\mathcal{A}_i$, $\mathcal{B}_i$, y $\mathcal{C}_i$ del sistema no lineal se describen en el anexo A.1.

En la Tabla 4.1 se muestran los valores de las variables en régimen permanente, estos valores definen las condiciones nominales del proceso. También se proporcionan los parámetros del sistema y las variables de entrada: concentración, flujo y temperatura del fluido que entra al primer reactor, así como la temperatura del fluido que circula por las chaquetas de enfriamiento de los tres reactores.

4.1.2. Modelo lineal

Las ecuaciones (4.6)-(4.7) son linealizadas alrededor de un punto de operación. A partir de ahora, en el documento se distingue entre las variables de entrada ($\mathbf{u}_i$) y perturbaciones ($\mathbf{d}_i$).

$$\frac{d\mathbf{x}_{dv,i}}{dt} = \mathbf{A}_i \mathbf{x}_{dv,i} + \mathbf{B}_i \mathbf{u}_{dv,i} + \mathbf{E}_i \mathbf{d}_{dv,i} \quad i = 1, \dots, 3 \quad (4.10)$$

donde $\mathbf{A}_i$, $\mathbf{B}_i$ y $\mathbf{E}_i$ son matrices Jacobianas evaluadas en el punto nominal de operación. El modelo es expresado en términos de variables de desviación, denotadas con el subíndice dv.

$$\mathbf{x}_{dv,i} = \begin{bmatrix} x_{i,j} - x_{i,j,ss} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} x_{dv,i,1} \\ x_{dv,i,2} \\ x_{dv,i,3} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C_{A,i} - C_{A,i,ss} \\ T_{R,i} - T_{R,i,ss} \\ T_{J,i} - T_{J,i,ss} \end{bmatrix}, \quad \mathbf{u}_{dv,i} = \begin{bmatrix} u_i - u_{i,ss} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} F_{J,i} - F_{J,i,ss} \end{bmatrix},$$

$$\mathbf{y}_{dv,i} = \begin{bmatrix} y_i - y_{i,ss} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} T_{R,i} - T_{R,i,ss} \end{bmatrix}, \quad \mathbf{d}_{dv,i} = \begin{bmatrix} d_{i,j} - d_{i,j,ss} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} F_{R,i} - F_{R,i,ss} \\ T_{J_{in},i} - T_{J_{in},i,ss} \end{bmatrix} \quad (4.11)$$

El subíndice ss denota las variables en régimen permanente o punto de equilibrio, $\mathbf{u}_{dv,i} \in \mathfrak{R}^{m_1}$ es el vector de variables de entrada, y $\mathbf{d}_{dv,i} \in \mathfrak{R}^{m_2}$ es un vector de variables de perturbación, $\mathbf{x}_{dv,i} \in \mathfrak{R}^n$ es el vector de estados en variables de desviación ($\mathbf{x}_{dv,i} = x_i - x_{i,ss}$ para $i = 1, \dots, 3$), y $\mathbf{y}_{dv,i} \in \mathfrak{R}^r$ es un vector de variables de salida.

$$\mathbf{A}_{i,j} = \left. \frac{\partial f_i}{\partial x_j} \right|_{x_{dv,i}}; \quad \mathbf{B}_i = \left. \frac{\partial f_i}{\partial u_i} \right|_{u_{dv,i}}, \quad \mathbf{C}_i = \left. \frac{\partial f_i}{\partial x_i} \right|_{y_{dv,i}}, \quad \mathbf{E}_i = \left. \frac{\partial f_i}{\partial d_i} \right|_{dv,i}$$

con $i = 1, 2, 3$ (unidad de proceso) y j elementos en el vector de estados. Los elementos de las matrices para el sistema lineal $\mathbf{A}_i$, $\mathbf{B}_i$ y $\mathbf{E}_i$ están dados explícitamente en el anexo A.2.

Aplicando la transformada de Laplace e insertando de forma recursiva las variables de las unidades de proceso $i - 1$, la función de transferencia del sistema es la siguiente:

$$\mathbf{y}(s) = \mathbf{G}(s)\mathbf{u}(s) + \mathbf{G}_d(s)\mathbf{d}(s) \quad (4.12)$$

donde $\mathbf{y}(s)$ es el vector de salidas, $\mathbf{u}(s)$ es el vector de entrada, $\mathbf{d}(s)$ es el vector de perturbación, y $\mathbf{M}_i = (s\mathbf{I} - \mathbf{A}_{i,i})^{-1}$.

$$\mathbf{G}(s) = \begin{bmatrix} \mathbf{C}_1\mathbf{M}_1\mathbf{B}_1 & 0 & 0 \\ \mathbf{C}_2\mathbf{M}_2\mathbf{A}_{2,1}\mathbf{M}_1\mathbf{B}_1 & \mathbf{C}_2\mathbf{M}_2\mathbf{B}_2 & 0 \\ \mathbf{C}_3\mathbf{M}_3\mathbf{A}_{3,2}\mathbf{M}_2\mathbf{A}_{2,1}\mathbf{M}_1\mathbf{B}_1 & \mathbf{C}_3\mathbf{M}_3\mathbf{A}_{3,2}\mathbf{M}_2\mathbf{B}_2 & \mathbf{C}_3\mathbf{M}_3\mathbf{B}_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{G}_{1,1} & 0 & 0 \\ \mathbf{G}_{2,1} & \mathbf{G}_{2,2} & 0 \\ \mathbf{G}_{3,1} & \mathbf{G}_{3,2} & \mathbf{G}_{3,3} \end{bmatrix}. \quad (4.13)$$

En un sistema multivariable compuesto por unidades en serie, la función de transferencia es representada por una matriz triangular inferior. Esta forma se debe a que la respuesta de una unidad de proceso es afectada por la salida de una unidad anterior. En esta tesis se propone un diseño de control por desacoplo, asumiendo entonces que la interacción entre unidades en el proceso es considerada una perturbación (véase capítulo 2 para mayor detalle).

4.2. Síntesis del control de temperatura para un sistema de 3 CSTRs en serie.

4.2.1. Caso numérico

Consideramos el proceso en serie descrito en la Figura 4.1. El objetivo de control es mantener una operación isotérmica de los tres reactores a una temperatura $T_{R,i} = 350$ K ($i = 1, \dots, 3$).

Tabla 4.1: Condiciones de operación nominal en régimen permanente y parámetros.

Condiciones de entrada			
$C_{A,in}$	8.01 kmol m^{-3}	$F_{R,i}^*$	$0.004377 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
$T_{R,in}$	294 K	$T_{J,i}^*$	294 K
Valores en régimen permanente			
C_{A_1}	$2.1692 \text{ kmol m}^{-3}$	F_{J_1}	$0.452 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
C_{A_2}	0.58 kmol m^{-3}	F_{J_2}	$0.0033 \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
C_{A_3}	0.16 kmol m^{-3}	F_{J_3}	$6.1975 \times 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
$T_{R,i}^*$	350 K	T_{J_2}	329 K
T_{J_1}	300 K	T_{J_3}	344 K
Parámetros			
α	$25.75 \times 10^6 \text{ s}^{-1}$	λ	$-69.71 \times 10^6 \text{ J kmol}^{-1}$
E	$69.71 \times 10^6 \text{ J kmol}^{-1}$	U	$851 \text{ W m}^2 \text{ K}^{-1}$
ρ_R	801 kg m^{-3}	A_H	27.5 m^2
ρ_J	1000 kg m^{-3}	$V_{J,i}$	1.225 m^3
C_{P_R}	$3137 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$	$V_{R,1} = V_{R,1} = V_{R,2} V_{R,3}$	14.4 m^3
C_{P_J}	$4183 \text{ J kg}^{-1} \text{ K}^{-1}$	R	$8314 \text{ J kmol}^{-1} \text{ K}$

* $i = 1, 2, 3$.

4.2.2. Análisis de la dinámica del sistema en lazo abierto

Comúnmente los reactores químicos presentan dificultades de control, especialmente cuando las reacciones son exotérmicas y la velocidad de reacción es alta. Si la velocidad de producción de calor es mayor a la velocidad en que se elimina calor, el reactor se calienta hasta un punto en que el fenómeno es irreversible, estas condiciones pueden conducir a comportamientos inestables.

El diagrama de Van Heerden (1958) permite comparar gráficamente el calor producido y el eliminado en cada uno de los posibles puntos de equilibrio del reactor. Es decir, una gráfica del calor generador por la reacción, Q_G , y el calor consumido por el fluido de enfriamiento, el calor removido, Q_R . Este análisis permite saber si existe uno o más puntos de equilibrio en el reactor. Cuando hay más de un punto de equilibrio, al fenómeno se le conoce como *múltiples puntos de equilibrio* y se debe a que los reactores tiene un comportamiento no lineal. El criterio de estabilidad de Van Heerden (1958) establece que si la pendiente de la curva de calor removido es Q_R es mayor que la pendiente de la curva de calor generado, entonces, el CSTR es estable. La temperatura o temperaturas en las que se interceptan las curvas de Q_G y Q_R son los puntos de equilibrio del sistema, en esos puntos existe la solución del modelo en régimen permanente.

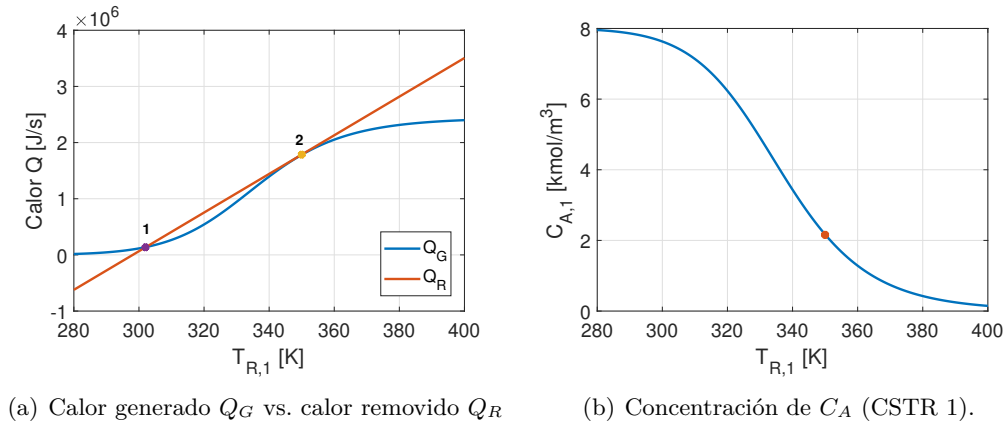


Figura 4.2: Análisis en régimen permanente.

En la configuración CSTR, el primer reactor R_1 en serie presenta múltiples estados estables y su inestabilidad en condiciones nominales. Para R_1 , la Figura. 4.2 muestra los dos estados de equilibrio donde el calor de la reacción Q_G intercepta el calor removido por el flujo de enfriamiento Q_R . En primer lugar, la baja temperatura (punto 1) proporciona una baja conversión, pero es un estado de equilibrio. Por otro lado, la alta temperatura (punto 2) proporciona una alta conversión, pero es un equilibrio inestable (Figura 4.2 (b)). R_1 está diseñado para operar en el estado 1, donde un pequeño cambio hace al reactor evolucionar hacia un punto de conversión bajo no buscado. Las concentraciones a 350 K para los reactores R_2 y R_3 se muestran en la Figura 4.3 no presentan inestabilidad como ocurre en el primer reactor.

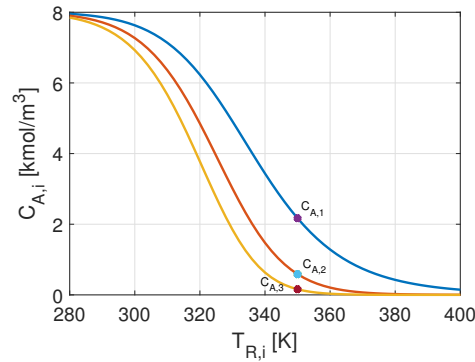


Figura 4.3: Concentración de CA en cada reactor del sistema en serie

Las funciones de transferencia de tiempo discreto de tipo SISO corroboran el comportamiento descrito anteriormente. Este modelo de la dinámica lineal especifica las características de estabilidad para la operación en lazo abierto de la configuración del CSTR. Se requiere un modelo en tiempo discreto de las funciones de transferencia de las unidades de proceso para diseñar el controlador RS, definiendo un tiempo de muestreo de $T_s = 5s$ (para control de procesos es común definir $T > 1s$ [Bemporad et al. \(2016\)](#)) y un retenedor de orden cero, obteniendo así un modelo para cada una de las unidades de proceso. A continuación se presentan los modelos lineales invariantes en el tiempo en tiempo discreto de $G_{1,1}$, $G_{2,2}$ y $G_{3,3}$.

$$G_{1,1}(z^{-1}) = \frac{y_1(z^{-1})}{u_1(z^{-1})} = \frac{-0.038(1 - z^{-1})(1 + 0.937z^{-1})}{(1 - 1.007z^{-1})(1 + z^{-1})(1 - 0.8124z^{-1})} \quad (4.14)$$

La condición de inestabilidad del punto de equilibrio deseado puede ser corregida incorporando un controlador dentro del reactor, el cual corrige las desviaciones de tal manera que el sistema tiende hacia los puntos de equilibrio del sistema, esto es especialmente necesario cuando es más conveniente o simplemente requerido para trabajar en áreas cercanas a las del punto inestable.

El modelo lineal SISO para el segundo reactor es el siguiente:

$$G_{2,2}(z^{-1}) = \frac{y_2(z^{-1})}{u_2(z^{-1})} = \frac{-0.23(1 + 0.9z^{-1})(1 - z^{-1})}{(1 - 0.962z^{-1})(1 - 1.996z^{-1} + 0.996z^{-2})} \quad (4.15)$$

Por último, el modelo lineal SISO para el tercer reactor es:

$$G_{3,3}(z^{-1}) = \frac{y_3(z^{-1})}{u_3(z^{-1})} = \frac{-0.1305(1 - 2z + z^{-2})}{(1 - z^{-1})(1 - 0.992z^{-1})(1 - 0.973z^{-1})} \quad (4.16)$$

En los reactores dos y tres no existe una condición de inestabilidad, ya que los polos que definen la dinámica se encuentran dentro del círculo unitario.

4.3. Sintonización de controladores centrales RS

La estructura de control a implementar es el control de lazo local, donde las entradas de una unidad se utilizan para controlar las salidas de la misma unidad como se explicó en el capítulo 2. Para tres reactores CSTR conectados en serie, la función de transferencia en lazo cerrado con control local es

$$\mathbf{L} = \begin{bmatrix} G_{1,1}(q^{-1}) & 0 & 0 \\ G_{2,1}(q^{-1}) & G_{2,2}(q^{-1}) & 0 \\ G_{3,1}(q^{-1}) & G_{3,2}(q^{-1}) & G_{3,3}(q^{-1}) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} K_{1,1}(q^{-1}) & 0 & 0 \\ 0 & K_{2,2}(q^{-1}) & 0 \\ 0 & 0 & K_{3,3}(q^{-1}) \end{bmatrix} \quad (4.17)$$

Para lidiar con el rechazo de perturbaciones exógenas, se agrega un bloque adaptable al controlador RS. Se sintetiza un control adaptable para cada reactor (estructura de control de lazo local). Como se explicó anteriormente, el diseño de los controladores RS se llevaba a cabo definiendo un comportamiento deseado en lazo cerrado. Para el primer reactor, R_1 , el controlador RS se diseñó utilizando polos dominantes que permiten un desempeño estable en lazo cerrado. Además, el uso de polos fijos permite el ajuste de la función de sensibilidad S_{yp} , de tal manera que se logre robustez. Además, se seleccionaron polos auxiliares que permiten una respuesta rápida, y el ajuste de las funciones de sensibilidad. Para garantizar la robustez general, el diseño del controlador se puede realizar haciendo ajustes en las funciones de sensibilidad del sistema en lazo cerrado. En el diseño elaborado en esta tesis, la robustez se consigue considerando tanto el margen de retardo como el margen de módulo.

Las funciones de sensibilidad son funciones de transferencia que relacionan las perturbaciones con la salida del sistema o la entrada, también son indicadores clave del desempeño nominal y robusto para la estabilidad de los sistemas en lazo cerrado. Describen la atenuación en las

perturbaciones, es decir, permiten determinar inmediatamente información sobre el sistema de control (estabilidad, robustez, entre otros). En presencia de perturbaciones se pueden definir cuatro funciones de sensibilidad que relacionan la perturbación con la salida y la entrada de la planta.

4.3.1. Función de sensibilidad perturbación-salida

La función de transferencia entre la salida $y(t)$ y la perturbación $p(t)$ se calcula como:

$$S_{yp} = \frac{A(Z^{-1})S(z^{-1})}{A(Z^{-1})S(z^{-1}) + B(Z^{-1})R(z^{-1})}. \quad (4.18)$$

Esta función de sensibilidad permite caracterizar el desempeño del sistema desde la perspectiva de la atenuación de la perturbación.

4.3.2. Función de sensibilidad perturbación-entrada de la planta

La función de sensibilidad entre la perturbación $p(t)$ y la entrada de la planta $u(t)$ es la función de transferencia siguiente:

$$S_{up} = \frac{-A(z^{-1})R(z^{-1})}{A(z^{-1})S(z^{-1}) + B(z^{-1})R(z^{-1})}. \quad (4.19)$$

Esta función permite una evaluación de la influencia de la perturbación que hay en la entrada de la planta y permite especificar el polinomio $R(z^{-1})$ en caso de que sea necesario atenuar las perturbaciones localizadas en ciertas regiones de frecuencia. La configuración de las funciones de sensibilidad S_{yp} y S_{up} debe realizarse dentro de los valores permitidos de los márgenes de robustez (Landau y Zito, 2006).

4.3.3. Función de sensibilidad salida-ruido de medición

La función de sensibilidad entre la salida $y(t)$ y el ruido medido $b(t)$ se obtiene de la siguiente forma:

$$S_{yb} = \frac{-B(z^{-1})R(z^{-1})}{A(z^{-1})S(z^{-1}) + B(z^{-1})R(z^{-1})}. \quad (4.20)$$

4.3.4. Función de sensibilidad complementaria

Para $T = R$ la función de sensibilidad entre la referencia $r(t)$ y la salida $y(t)$ también es llamada función de sensibilidad complementaria y se calcula de la siguiente manera:

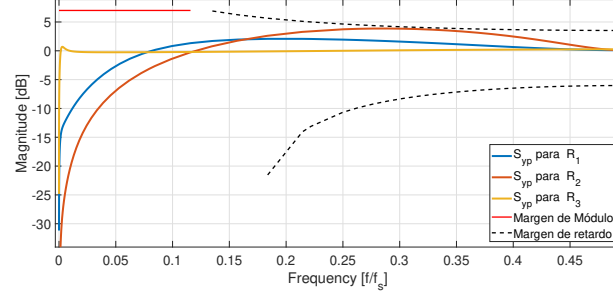
$$S_{yr} = \frac{B(z^{-1})R(z^{-1})}{A(z^{-1})S(z^{-1}) + B(z^{-1})R(z^{-1})} = -S_{yb}(z^{-1}). \quad (4.21)$$

4.3.5. Función de sensibilidad salida-síñal de control

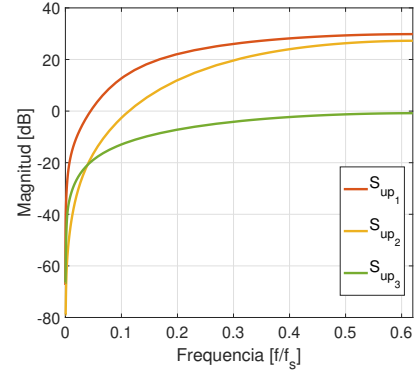
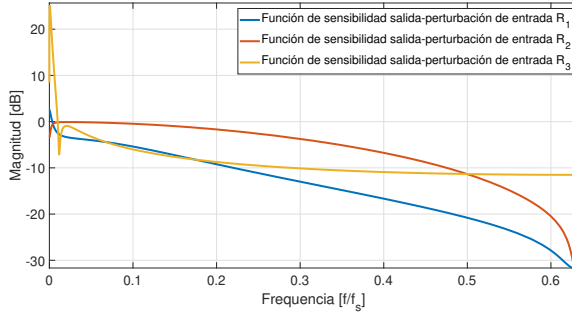
Es la función de transferencia descrita por

$$S_{yv}(z^{-1}) = \frac{B(z^{-1})S(z^{-1})}{A(z^{-1})S(z^{-1}) + B(z^{-1})R(z^{-1})}. \quad (4.22)$$

Para obtener el controlador de R_1 se usaron los polos dominantes para asegurar la estabilidad. Posteriormente, la elección de los polos auxiliares permite ajustar las funciones de sensibilidad (véase la Figura 4.4), lo que da robustez al sistema en lazo cerrado. La designación de los polos dominantes y auxiliares establece el rendimiento de lazo cerrado deseado de la planta.



(a) Funciones de sensibilidad a la salida $S_{yp,i}$ con $i = 1, 2, 3$.



(b) Función de sensibilidad perturbación de entrada-salida $S_{vy,i}$ (c) Función de sensibilidad a la entrada con $i = 1, 2, 3$.

Figura 4.4: Funciones de sensibilidad para modelos lineales de cada reactor.

Además, permite construir la ecuación de Bezout (2.29). Su solución da como resultado los polinomios RS que son parte del controlador central CSTR 1, como se indica a continuación:

$$K_{1,1}(z^{-1}) = \frac{R_1(z^{-1})}{S_1(z^{-1})} = \frac{-7.29 + 11.72z^{-1} - 4.46z^{-2}}{1 - 0.85z^{-1} - 0.19z^{-2}} \quad (4.23)$$

Los polinomios RS que son parte del controlador central del CSTR 2 son:

$$K_{2,2}(z^{-1}) = \frac{R_2(z^{-1})}{S_2(z^{-1})} = \frac{-4.57 + 7.38z^{-1} - 2.83z^{-2}}{1 - 0.32z^{-1} - 0.67z^{-2}} \quad (4.24)$$

Los polinomios R-S que son parte del controlador central del CSTR 3 son:

$$K_{3,3}(z^{-1}) = \frac{R_3(z^{-1})}{S_3(z^{-1})} = \frac{-0.45 + 0.91z^{-1} - 0.45z^{-2}}{1 - 1.06z^{-1} + 0.061z^{-2}} \quad (4.25)$$

El esquema de control adaptable requiere un bloque para estimar los parámetros, que servirán para definir el modelo de la perturbación. Los parámetros a estimar son desconocidos, por ello, para las ganancias se asumen inicialmente valores “grandes” de tal forma que se converja más rápido a los valores óptimos. Los valores supuestos inicialmente fueron $F_1(0) = 1 \times 10^4$, $F_2(0) = 1 \times 10^3$ y $F_3(0) = 100$ para los controladores diseñados de R_1 , R_2 y R_3 , respectivamente. El perfil de ganancia de adaptación fue *Ganancia decreciente* para CSTR 1 y CSTR 3 y *Factor de olvido fijo* para CSTR 2. El número de parámetros a estimar depende del tipo de perturbación y del juicio del diseñador Landau *et al.* (2011b). Para el proceso serial consideramos $n_{R_1} = 6$, $n_{R_2} = 2$ y $n_{R_3} = 2$ para R_1 , R_2 y R_3 , respectivamente.

Desempeño del control adaptable con rechazo a perturbaciones en entrada y salida, aplicado al sistema CSTR en serie

En este capítulo se presentan las pruebas en simulación realizadas para evaluar el desempeño del esquema de control adaptable para rechazo de perturbaciones en entrada y salida, aplicado en un sistema CSTR en serie.

La evaluación del esquema de control adaptable se hizo para diferentes escenarios: i) con el primero se evalúa el desempeño del sistema controlado ante perturbaciones abruptas (y cambios de referencia), ii) el segundo ante variaciones en los servicios auxiliares, iii) el último escenario sirve para evaluar el control durante variaciones en servicios auxiliares y cambios de referencia simultáneos. Las simulaciones fueron realizadas en Matlab Simulink.

Además, en estos escenarios se consideró e implementó la dinámica de un sensor de temperatura, la cual es una perturbación constante en la variable de salida que es la temperatura del reactor. Este esquema de control adaptable fue aplicado en una estructura de control por desacoplo, como se mencionó en el capítulo 2.

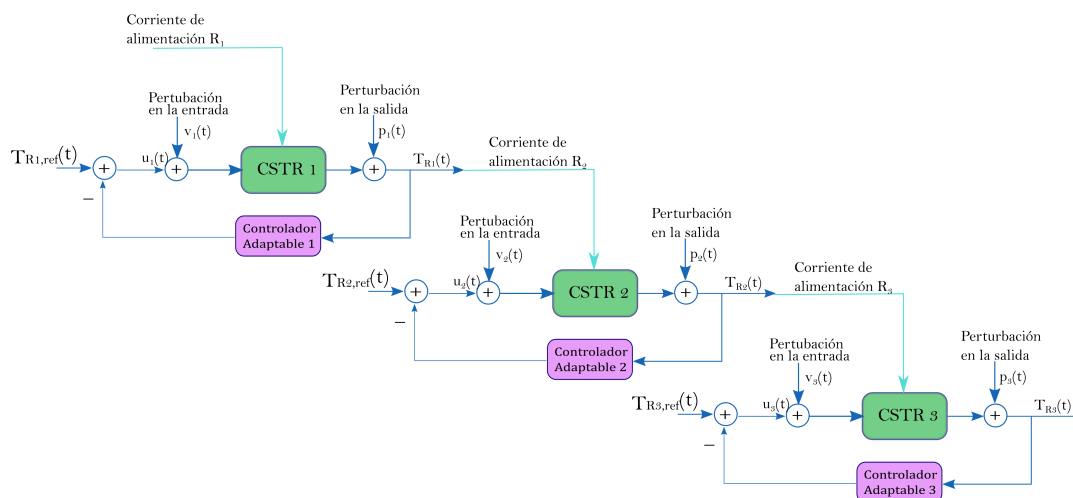


Figura 5.1: Esquema de control adaptable para Sistema en serie

El esquema general del sistema en serie con la estructura de control por lazo local se muestra en la Figura 5.1. Con el fin de evaluar el desempeño del controlador adaptable diseñado, se comparó su desempeño con la respuesta de una ley de control predictiva para un Modelo Multivariable (MMPC). La comparación se estableció considerando como criterio, los índices de desempeño que se definen abajo.

Para calcular el control predictivo se usó el modelo lineal invariante en el tiempo de la planta, una función de costo cuadrática y restricciones en forma de desigualdades lineales como se explica en Whang (2009). La predicción del comportamiento futuro de la planta se realizó mediante un modelo de espacio de estado lineal en tiempo discreto (presentado en la Sección 4.2.2). Los parámetros de sintonización del controlador MPC son: el horizonte de predicción $H_p = 10T_s$, y el horizonte de control ($H_c = 5T_s$). Las restricciones fueron establecidas por los límites físicos de las variables del sistema o por seguridad, tomando en cuenta los límites operativos. Las restricciones consideradas fueron para: i) las señales de control $u(k)$, el caudal nominal en camisa de los reactores F_{ch_i} , y ii) las variables controladas, es decir, la temperatura del reactor $T_{R,i}$.

La función de costo (2.6) implica que el vector de error entre la salida estimada y la referencia, este error es penalizado en cada punto del horizonte de predicción por la matriz $Q_{MPC}(i)$. Las penalizaciones a los cambios en el vector de entrada son realizadas por la matriz $R_{MPC}(i)$.

En la matriz $Q_{MPC}(k+i)$ solo se penalizan los cambios en las salidas controladas con respecto a la referencia, es decir, las temperaturas de las corrientes de salida en cada reactor. Con la matriz $R_{MPC}(i)$ se penalizan los cambios en el vector de insumos controlados. Para conocer a detalle los valores de las matrices de penalización véase el anexo B.

Los indicadores de desempeño se definen de la siguiente manera:

$$ISE = \int_0^{\infty} e(t)^2 dt \quad (5.1)$$

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (5.2)$$

$$ITAE = \int_0^{\infty} t|e(t)| dt \quad (5.3)$$

$$ITSE = \int_0^{\infty} t|e(t)|^2 dt \quad (5.4)$$

donde $e(t)$ es el error, definido como la diferencia entre la temperatura de referencia y la de salida del reactor, $T_{R,i}$ con $i = 1, 2, 3$ evaluado en el tiempo (t).

Los índices de desempeño utilizados fueron el error cuadrático integral (ISE) para medir errores grandes (5.1), el error absoluto integral (IAE) (5.2), el error absoluto ponderado en el tiempo integral (ITAE) para medir errores persistentes (5.3) y error cuadrático integral ponderado en el tiempo (ITSE) (5.4).

Los criterios de evaluación sirvieron para comparar el desempeño de ambos controladores, calculando los índices de desempeño en función de la respuesta del sistema, considerando que el sistema es afectado por cambios de referencia o es sometido a continuas fluctuaciones cercanas a la condición nominal de operación (provocadas por perturbaciones sinusoidales de banda estrecha). También se asume que el sistema en lazo cerrado puede responder a interacciones o vibración de dispositivos mecánicos de procesos anteriores, variaciones de servicios auxiliares, interacción entre unidades de proceso o a la naturaleza no lineal del proceso.

5.1. Cambios abruptos: Cambio de referencia en el reactor R_1

El primer escenario de prueba evalúa la respuesta del sistema a fuertes perturbaciones de entrada. Por lo tanto, se simuló el sistema controlado para hacer frente a los cambios de referencia en $T_{R,1}$. El primer cambio comenzó después de 100 min, luego se realizaron cambios de temperatura de ± 4 K cada 200 min. El cambio de referencia en R_1 altera la condición de entrada del reactor subsiguiente R_2 , y lo mismo ocurre con el conjunto de reactores segundo y tercero.

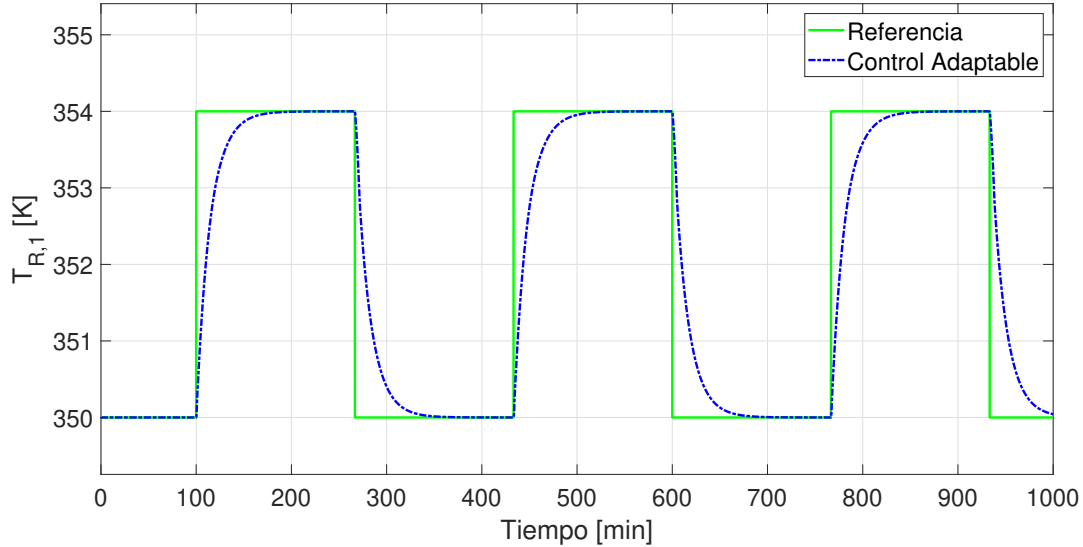


Figura 5.2: Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $TR,1$.

Se diseñó un polinomio $T_1(z^{-1})$ para tratar con el seguimiento de referencia en el primer reactor. Se calculó como $T_1(z^{-1}) = P_1(1)/B_1(1)$. En la Figura 5.2 se traza la temperatura del reactor $T_{R,1}$. La gráfica muestra los cambios de referencia a lo largo del tiempo. Se puede observar que la temperatura del reactor se estabiliza casi 50 minutos después de cualquier cambio.

El cambio de temperatura en los reactores supone una evolución de las variables de concentración. Las desviaciones en la entrada y salida de R_1 causan efectivamente la fluctuación de la concentración de salida en R_2 y R_3 . La Figura 5.5 muestra la dinámica de concentración en los reactores dos y tres. Por otro lado, cabe señalar que la temperatura de salida en los reactores dos y tres se mantiene cerca de la referencia, lo que significa que en todo momento tienen una operación isotérmica. Ver en la Figura 5.3 y en la Figura 5.4 la evolución de la temperatura.

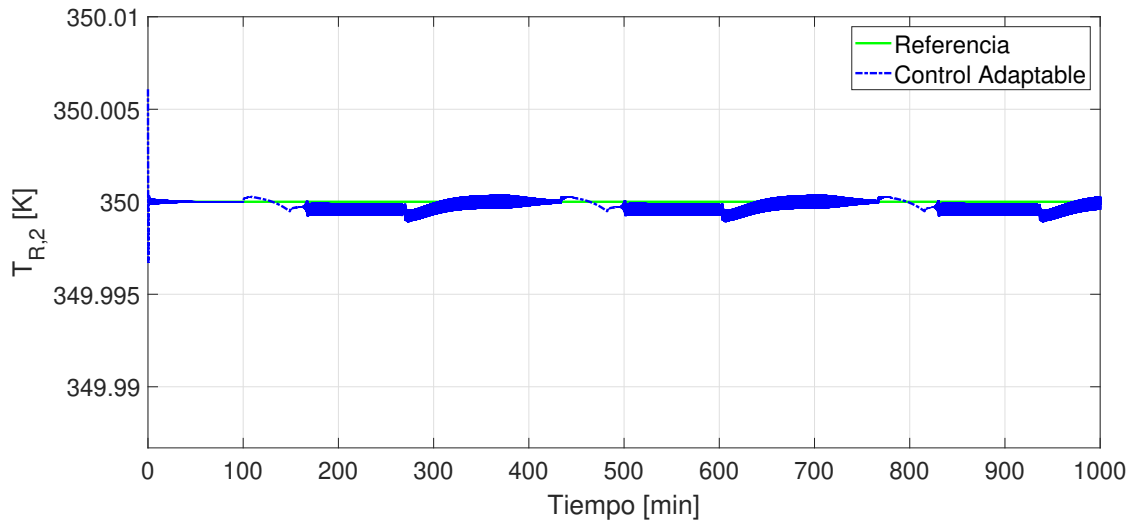


Figura 5.3: Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $T_{R,2}$.

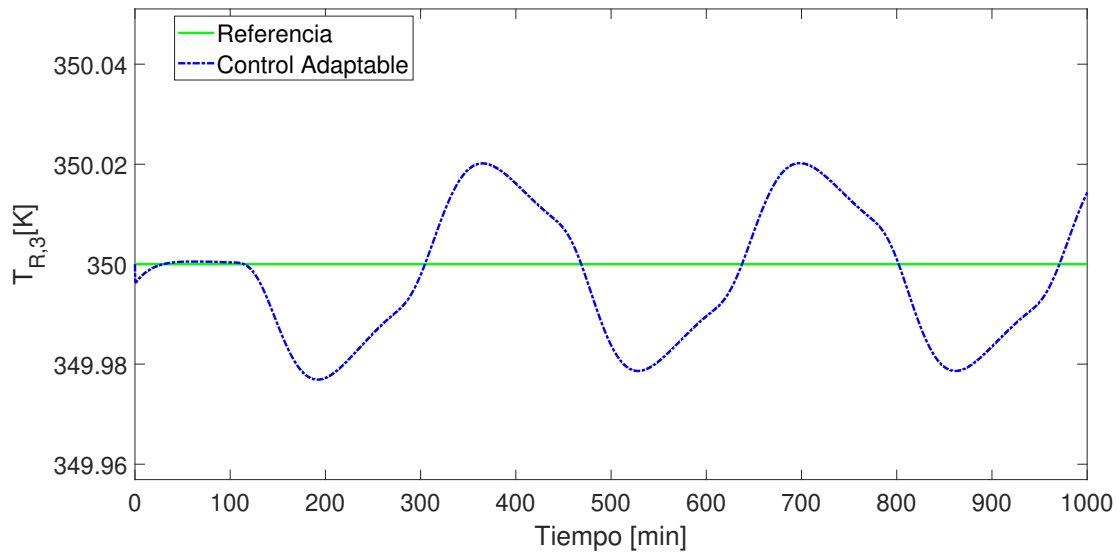


Figura 5.4: Desempeño del controlador adaptable en presencia de cambio abrupto en la referencia de temperatura en el reactor R_1 -Temperatura de salida $T_{R,3}$.

El cambio de temperatura en los reactores supone una afectación de las variables de concentración. Las desviaciones en la entrada y salida de R_1 causan efectivamente la fluctuación de la concentración de salida en R_2 y R_3 . La Figura 5.5 muestra la dinámica de concentración en los reactores dos y tres. Por otro lado, cabe señalar que la temperatura de salida en los reactores dos y tres se mantiene cerca del valor de referencia, lo que significa que en todo momento mantienen un funcionamiento isotérmico; véase las Figuras 5.3-5.4 la evolución de la temperatura.

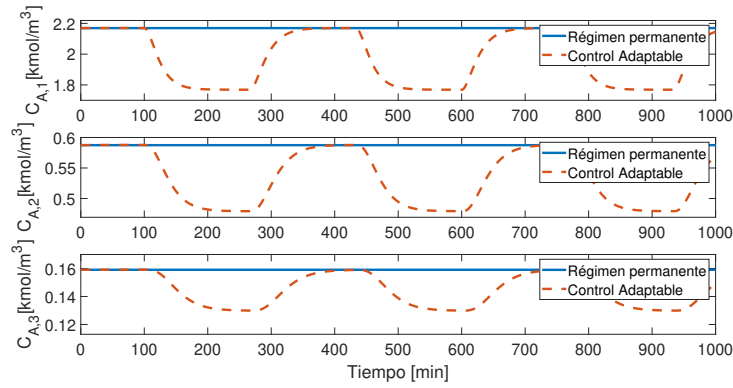
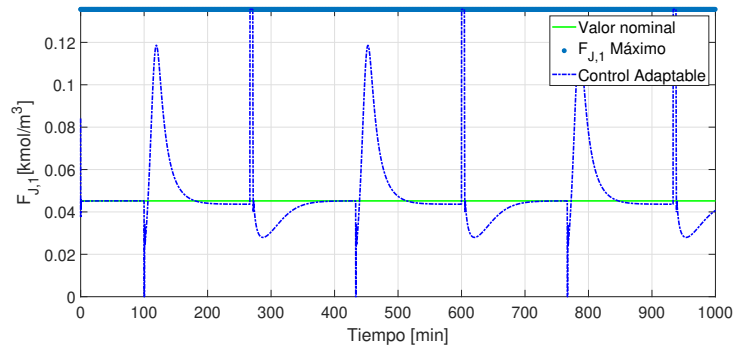
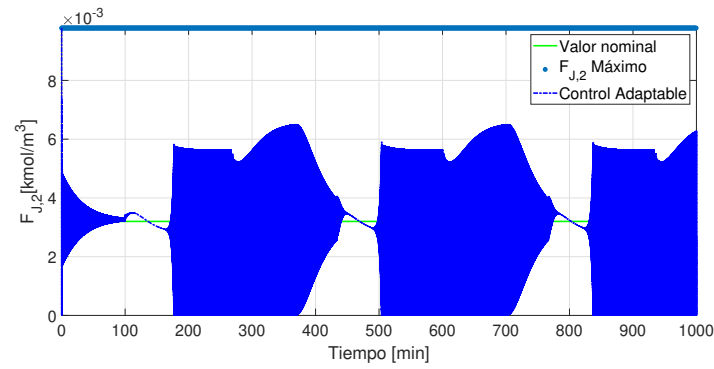


Figura 5.5: Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Concentración de componente A en cada CSTR

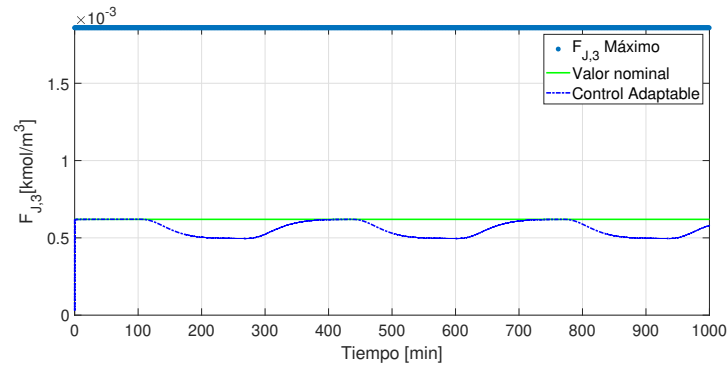
El esfuerzo de la variable de entrada para que alcance la referencia fue más significativo en el primer reactor que en las unidades aguas abajo. Si la temperatura en R_1 cae de una temperatura alta al valor nominal (350 K), el flujo de fluido frío aumenta. De todos modos, en la prueba conducida, el caudal se mantuvo dentro de los límites admisibles, de acuerdo con las características que la válvula impone (ver Figura 5.6 (a)). Para las pruebas realizadas, la entrada de control en los reactores R_2 y R_3 no supera los límites de operación. Sin embargo, se produjeron cambios significativos en el flujo cuando la referencia se movió ± 4 K. Dado que R_1 opera a mayor temperatura que las unidades siguientes, las camisas de enfriamiento de los reactores R_2 y R_3 llevan flujo de fluido frío a esas unidades (ver Figura 5.6, (b) y (c), respectivamente).



(a) Ley de control reactor R_1

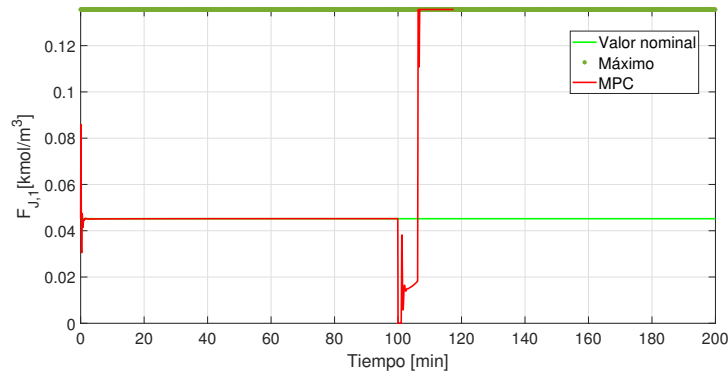


(b) Ley de control reactor R_2

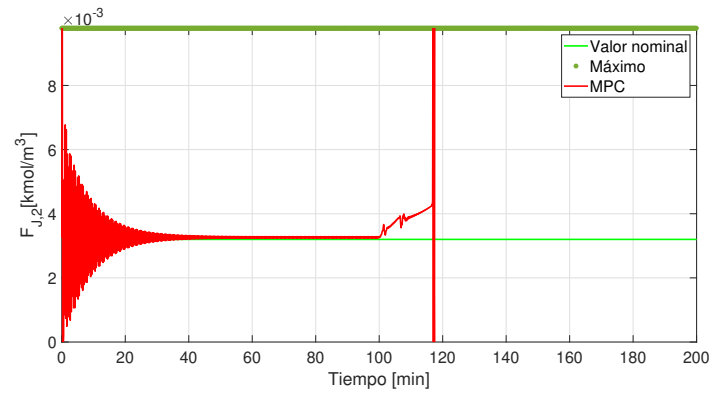


(c) Ley de control reactor R_3

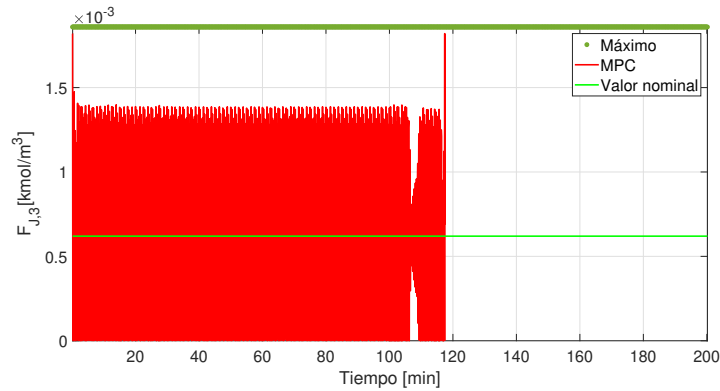
Figura 5.6: Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Flujos de chaqueta Control Adaptable



(a) Ley de control de R_1 con controlador MPC



(b) Ley de control de R_2 con controlador MPC



(c) Ley de control de R_3 con controlador MPC

Figura 5.7: Desempeño del controlador MMPC bajo una perturbación abrupta - Flujo de chaqueta

Durante los primeros 100 minutos de simulación, el comportamiento del MMPC es similar al del esquema de control adaptable, sin embargo, después de aplicado el primer cambio de referencia a los 100 min, la señal de control del primer reactor presentó un cambio bastante agresivo; pasa de un valor muy cercano al correspondiente al régimen permanente hasta el caudal máximo permitido por la válvula de control que manipula el flujo de la chaqueta de

enfriamiento. Ocurre lo mismo con las señales de control de los reactores R_2 y R_3 , observando una tendencia clara a saturación en los límites máximos (véase Figura 5.7). Al ser un controlador multivariable, las interacciones entre las señales de entrada y salida con cada reactor, afectan el cálculo de las leyes de control del siguiente reactor. Este cambio no es suficiente para que la temperatura del reactor R_1 pueda cambiar al valor de referencia (ver detalle en la Figura 5.7(a)). El MMPC no pudo realizar el cambio de referencia en el primer reactor. El esfuerzo de control alcanzó los límites físicos establecidos en el diseño. La señal de flujo proveniente de la chaqueta de enfriamiento en el primer reactor se satura en el valor límite establecido con las restricciones, como se puede ver en la Figura 5.7(a). Los flujos de las chaquetas de enfriamiento de los reactores R_2 y R_3 también muestran una tendencia hacia la saturación de la señal de control, de acuerdo con la especificación del proceso, como se muestra en las Figuras 5.7 (b) y (c), respectivamente.

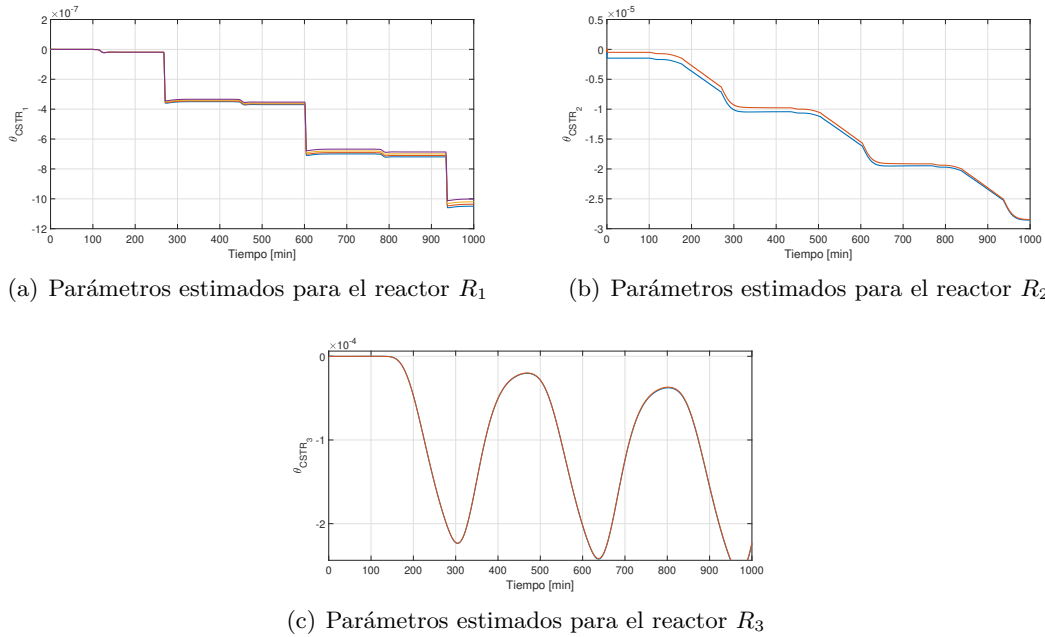


Figura 5.8: Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación abrupta - Evolución de parámetros

La Figura 5.8 (a) muestra el cálculo actualizado de la estimación de los parámetros durante la evolución de las variables en R_1 . Asimismo, en las Figuras 5.8 (b) y (c) se actualizan los parámetros de control para los reactores R_2 y R_3 . A diferencia de la actualización de R_1 , las estimaciones de parámetros para los reactores R_2 y R_3 se ajustan en todo momento en sus valores óptimos. El control del reactor R_1 para el caso de cambios de referencia, atenúa los cambios en los dos reactores siguientes.

5.2. Variación en los servicios auxiliares

Las plantas industriales funcionan con la ayuda de servicios que suministran calor o flujos de materiales a sus unidades. Los flujos de alimentación provenientes de estas unidades de servicios auxiliares alteran las variables de entrada de las unidades de procesamiento usualmente debido

a fluctuaciones aleatorias o periódicas. En el sistema de tres reactores en serie, se pueden detectar perturbaciones en la temperatura de entrada $T_{R,in}$ de los reactores y en el caudal de su chaqueta de enfriamiento, $F_{J,1}$. Aquí, un segundo escenario de prueba evalúa el rendimiento del esquema de control adaptable para amortiguar las perturbaciones de entrada. Con este objetivo de control se simuló el sistema en lazo cerrado sujeto a perturbaciones simultáneas. Las simulaciones se realizaron con perturbaciones en las dos variables de entrada en el reactor: $T_{R,in}$ y $F_{J,1}$.

5.2.1. Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$

La perturbación en la temperatura de la corriente de alimentación al reactor puede considerarse una desviación en la entrada provocada por cambios ambientales e interacciones con otros procesos que afectan los sistemas de servicios auxiliares que definen la temperatura de la corriente que alimenta al reactor $T_{R,in}$. La señal de entrada que representa la temperatura de la corriente de alimentación es generada por la suma de tres funciones sinusoidales, utilizando tres frecuencias diferentes, $f_1 = 0.002 \text{ Hz}$, $f_2 = 0.00698 \text{ Hz}$ y $f_3 = 0.00681 \text{ Hz}$ con una amplitud de $\pm 8 \text{ K}$ con respecto al valor nominal. La perturbación ocurre en $t = 50 \text{ min}$ de simulación como podemos ver en la Figura 5.9.

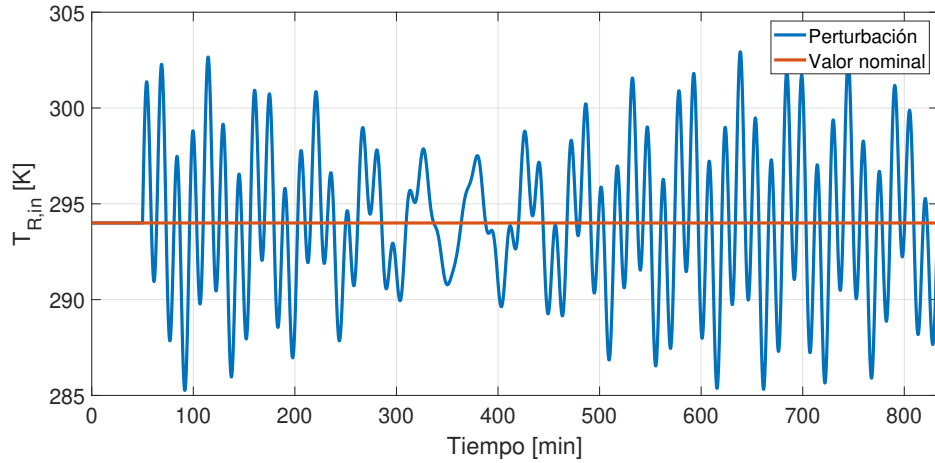
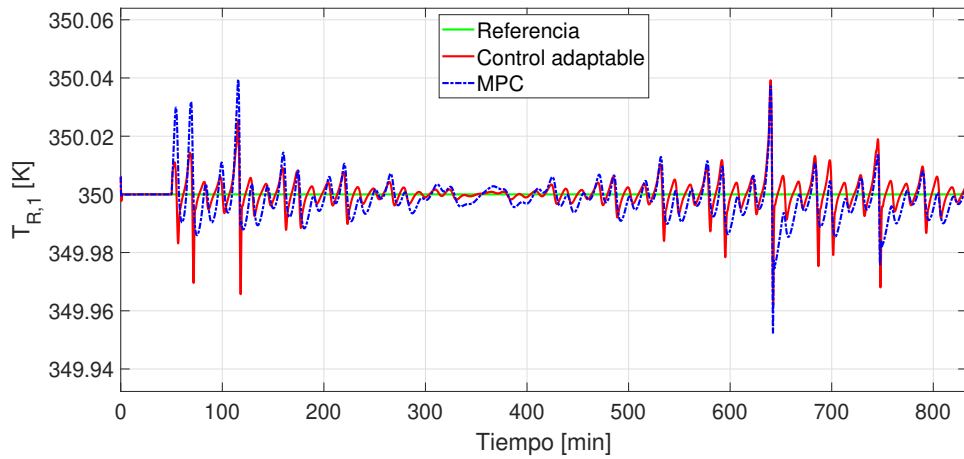
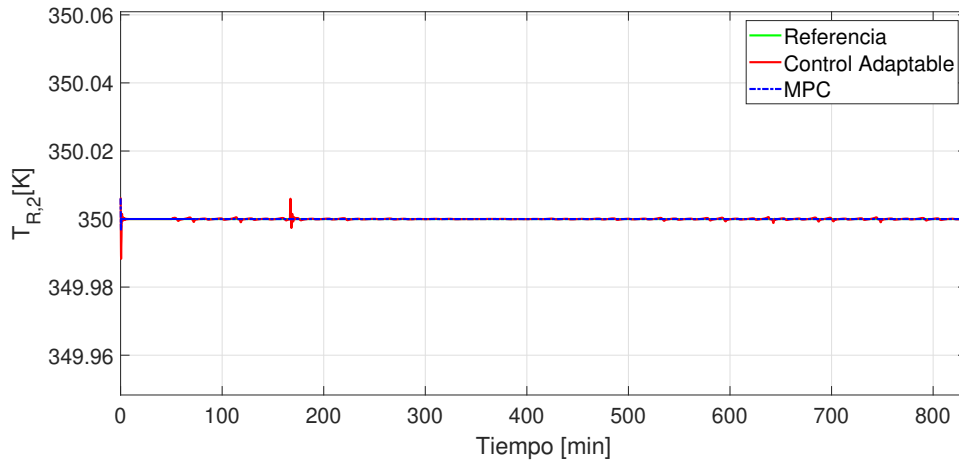


Figura 5.9: Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$

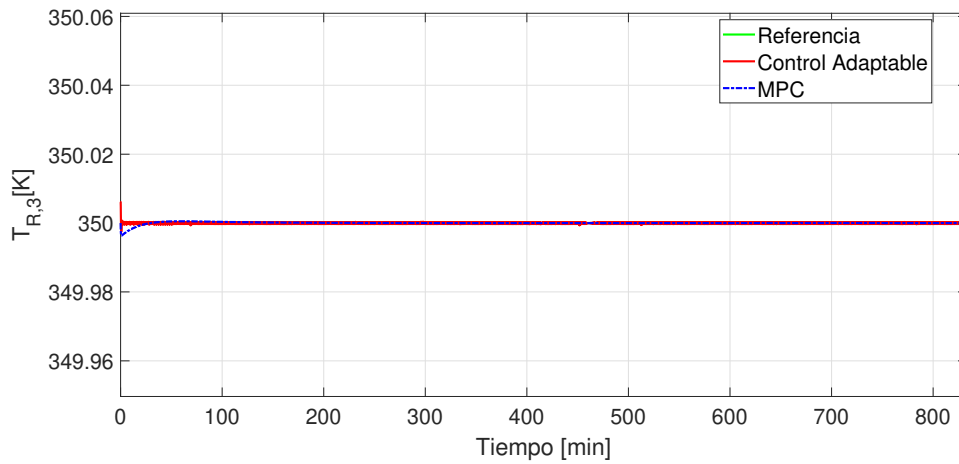
Ambos esquemas de control tienen un desempeño similar y para el proceso en serie son adecuados, las temperaturas de salida se mantienen con variaciones menores a 0.1 K (ver Figura 5.10). De los valores del índice de desempeño (Tabla 5.1) ante una perturbación en la temperatura de entrada, es posible deducir que el control adaptable tiene un mejor desempeño para mantener la variable controlada cerca de la referencia, ya que el índice ISE es menor para los tres reactores en comparación con los valores obtenidos con el MMPC.



(a) Respuesta de temperatura en el reactor R_1 , $T_{R,1}$



(b) Respuesta de temperatura en el reactor R_2 , $T_{R,2}$



(c) Respuesta de temperatura en el reactor R_3 , $T_{R,3}$

Figura 5.10: Desempeño del controlador adaptable para regular temperatura de salida del reactor ante variaciones de temperatura $T_{R_{in}}$ del flujo proveniente de las unidades de servicios auxiliares.

Tabla 5.1: Índices de desempeño de los controladores con perturbación en $T_{R,in}$

Reactor	Controlador	Índices de desempeño			
		ISE	IAE	ITSE	ITAE
1	Adaptable	0.0424	244.1818	1.2728×10^5	1.2209×10^7
	MPC	1.4418	160.4976	7.2090×10^4	8.0249×10^6
2	Adaptable	5.7475×10^{-6}	0.5127	17.2425	1.2209×10^7
	MPC	0.0048	5.2698	239.2196	2.6349×10^5
3	Adaptable	1.1045×10^{-4}	5.8346	331.3354	1.2209×10^7
	MPC	0.0024	8.8086	121.7319	4.4043×10^5

Aún para las pequeñas variaciones de temperatura, la concentración tiene también pequeñas variaciones; sin embargo, permanecen cerca del valor deseado (ver Figura 5.11).

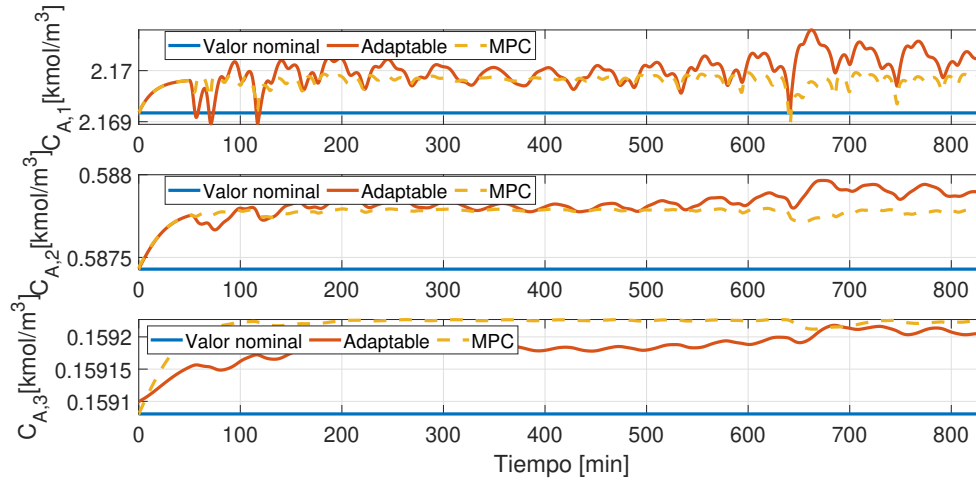
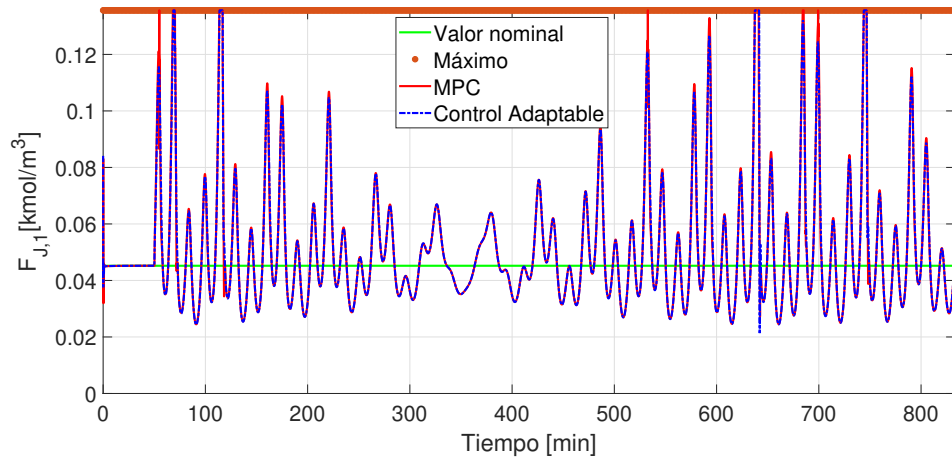
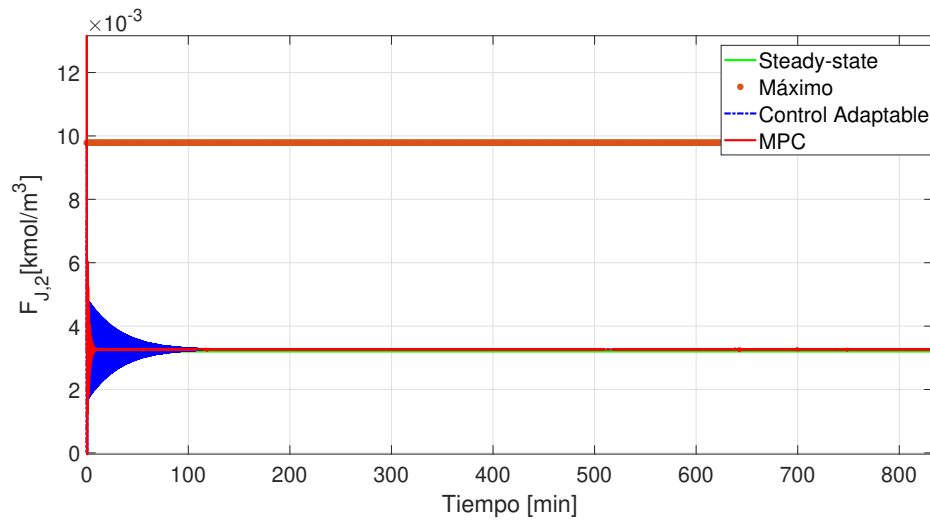


Figura 5.11: Desempeño del controlador adaptable para variaciones de concentración $C_{A,i}$ en presencia de variaciones en los servicios auxiliares: disturbio en $T_{R,in}$.

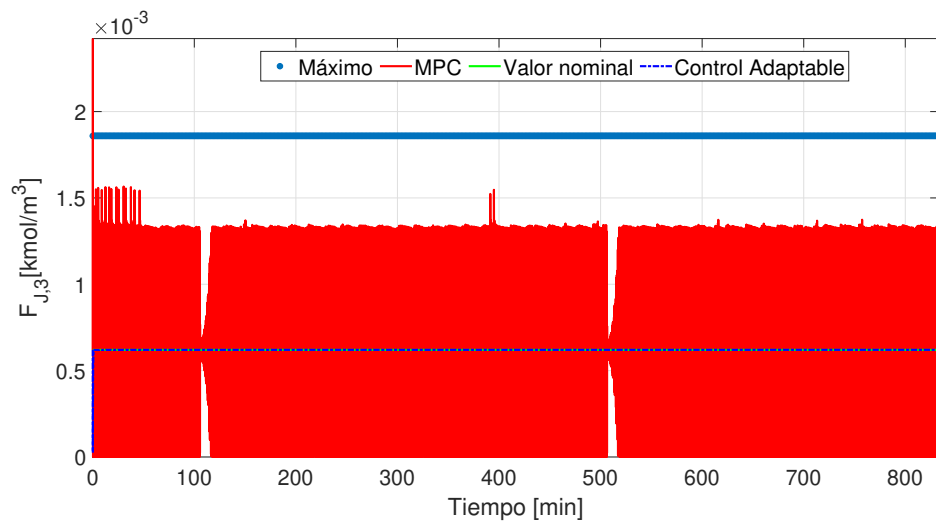
El esfuerzo de control para el rechazo de la perturbación fue tan grande que el esquema MMPC calculó valores fuera de los permitidos para los flujos del fluido refrigerante, aún con las restricciones de diseño. Este esfuerzo de control se incrementa por la dinámica que agrega el sensor de temperatura colocado a la salida de cada reactor. El impacto es más notorio en los reactores 2 y 3 (ver Figura 5.12 (b)-(c)). El esquema de control adaptable mueve significativamente los flujos de la chaqueta de enfriamiento, sin embargo, sus valores se mantienen dentro de los permitidos para la operación segura del sistema de reactores en serie. Es importante mencionar que los caudales nominales del fluido refrigerante son pequeños y que, para lograr el rendimiento adecuado, pueden variar hasta tres veces su valor nominal, pero el sistema puede tolerar cambios ligeramente mayores (considerados dentro de los límites físicos permitidos, línea naranja gruesa).



(a) Flujo de chaqueta en R_1



(b) Flujo de chaqueta en R_2



(c) Flujo de chaqueta en R_3

Figura 5.12: Ley de control adaptable para reactores en prueba ante variaciones en los servicios auxiliares: Perturbación en $T_{R,in}$.

La estimación en línea de parámetros para el rechazo de la perturbación se inicia a los 100 min, dicha estimación alcanza los valores óptimos aproximadamente a los 600 min, sin embargo, durante todo el tiempo de simulación estos parámetros se incluyen en la ley de control y logran rechazar la perturbación y evitar la desviación de la temperatura de salida del reactor R1, como se puede apreciar en la Figura 5.13 (a).

Gracias al controlador central del reactor R_1 , durante los primeros minutos de simulación no es necesario estimar los parámetros para poder rechazar el efecto del ruido provocado por el sensor de temperatura. En los reactores R_2 y R_3 se puede ver el efecto de la estimación de parámetros para lograr el rechazo de la dinámica del sensor, sin embargo, la evolución de los parámetros para los reactores R_2 y R_3 tiende a cero. La perturbación fue atenuada desde el primer reactor, por lo que la estimación adaptable puede no ser necesaria para rechazar la perturbación y solo con el controlador central se puede tratar la perturbación (ver Figura 5.13 (b) y (c)).

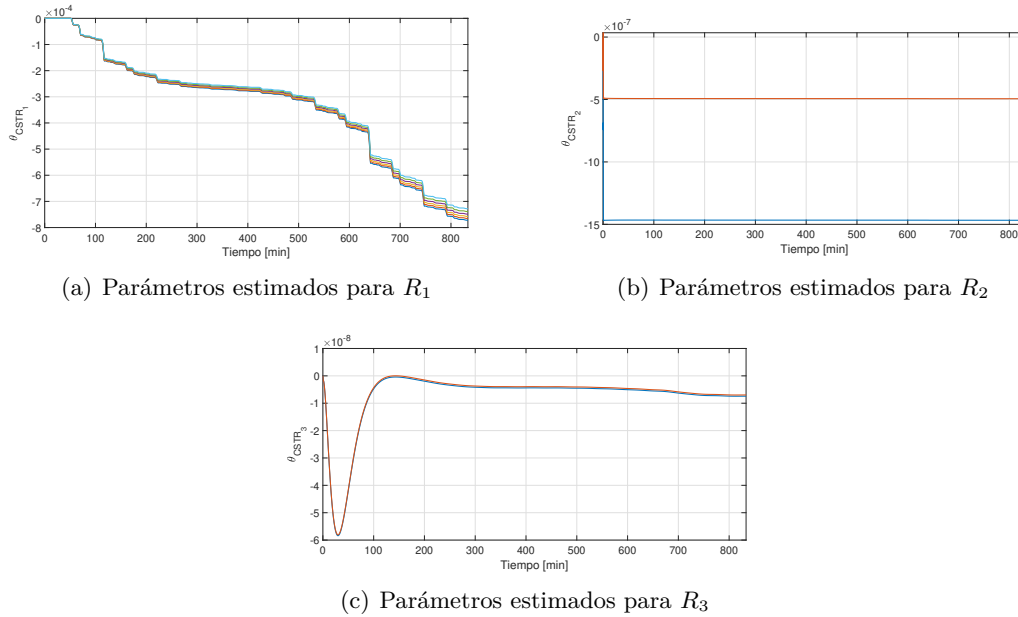


Figura 5.13: Evolución de parámetros del controlador adaptable para pruebas ante variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$.

5.2.2. Variaciones en los servicios auxiliares: perturbación en $F_{J,1}$

En esta sección se presenta una perturbación en el flujo de la chaqueta de enfriamiento del primer reactor. El agua de enfriamiento proviene de alguna planta de servicios auxiliares o de algún otro proceso, por lo tanto, se puede suponer que existen fluctuaciones del flujo volumétrico del fluido de enfriamiento. Los cambios se pueden ver como una perturbación aditiva en la señal de control, $F_{J,1}$. Para simular la perturbación se utilizaron funciones sinusoidales que fueron aplicadas en tiempos que van de 16 min hasta 710 min. Los cambios fueron aplicados en diferentes intervalos de tiempo, y con diferentes amplitudes y sesgos. Se consideraron amplitudes de $\pm 15\%$ y $\pm 10\%$ con respecto al valor nominal del flujo que circula por la chaqueta de enfriamiento. La banda estrecha de frecuencias está entre 0.006 rad/s y 0.004 rad/s.

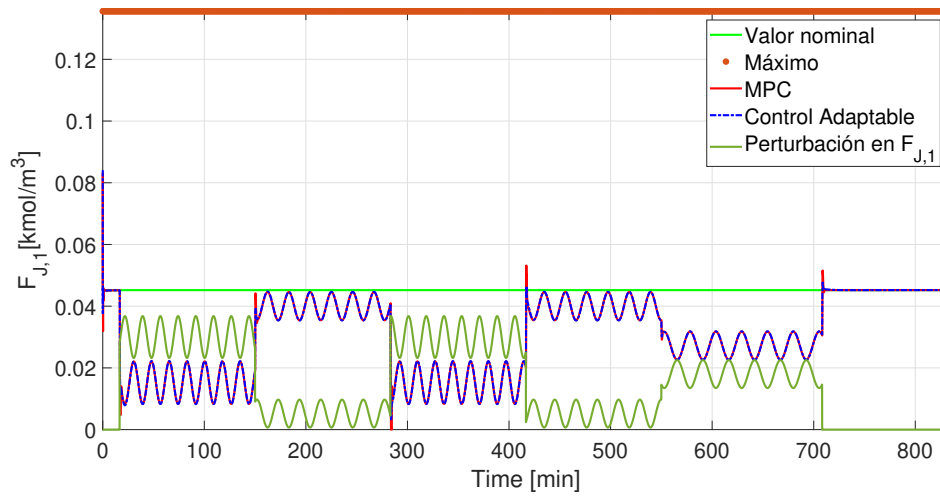
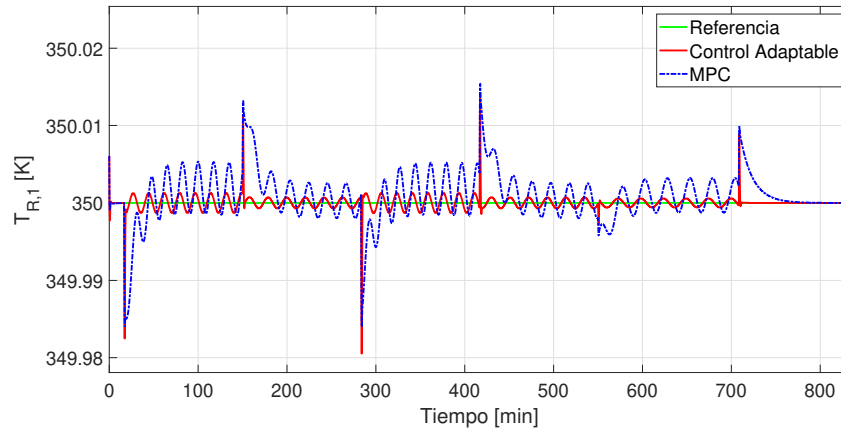
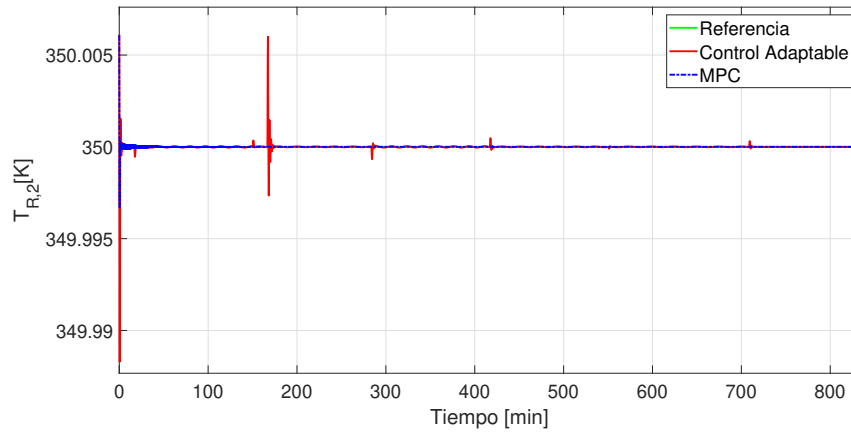


Figura 5.14: Perturbación en F_{J_1}

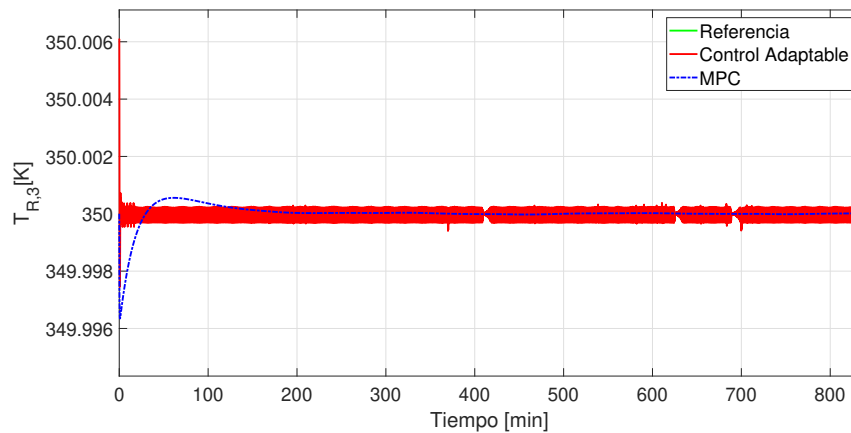
En la Figura 5.14 se muestra la simulación del proceso ante una perturbación que fue aplicada aproximadamente cada 100 min (línea verde). La ley de control para el primer reactor es similar para los dos esquemas probados. Una diferencia es que la ley MMPC tiene un sobretiro al inicio de cada intervalo de perturbación (ver línea roja); sin embargo, ambas leyes de control se mantienen dentro de los límites. Los márgenes se establecieron como ideales operativos.



(a) R_1



(b) R_2



(c) R_3

Figura 5.15: Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones aditivas de entrada, aplicadas en el flujo de la chaqueta de enfriamiento del reactor R_1

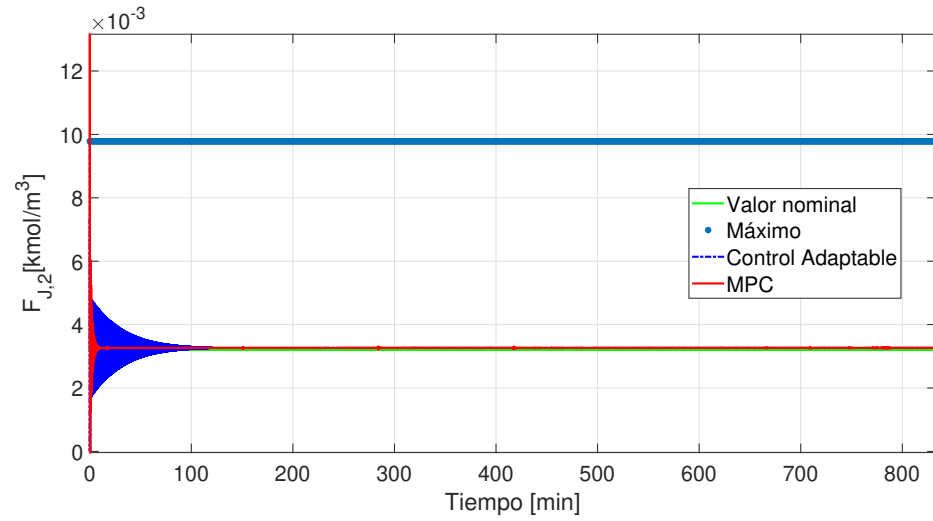
La respuesta del sistema en lazo cerrado es similar para ambos controladores. Lo anterior se puede apreciar en el registro de la variable controlada (ver Figura 5.15). El impacto en la temperatura de cada reactor es insignificante. El efecto del ruido del sensor de temperatura se atenúa en los primeros minutos de simulación y las variaciones del flujo de la corriente que circula por la chaqueta de enfriamiento también son contrarrestadas por ambos controladores.

El desempeño se evalúa cuantitativamente con los índices de rendimiento que se muestran en la Tabla 5.2, el indicador ISE señala que el control adaptable mantiene la variable regulada con un valor cercano a la referencia. El error grande ITAE solo muestra que la señal tiene oscilaciones, este es un resultado esperado, ya que las perturbaciones son sinusoidales, por lo que los controladores solo atenúan la magnitud. Sin embargo, esta oscilación es persistente a lo largo del tiempo de simulación.

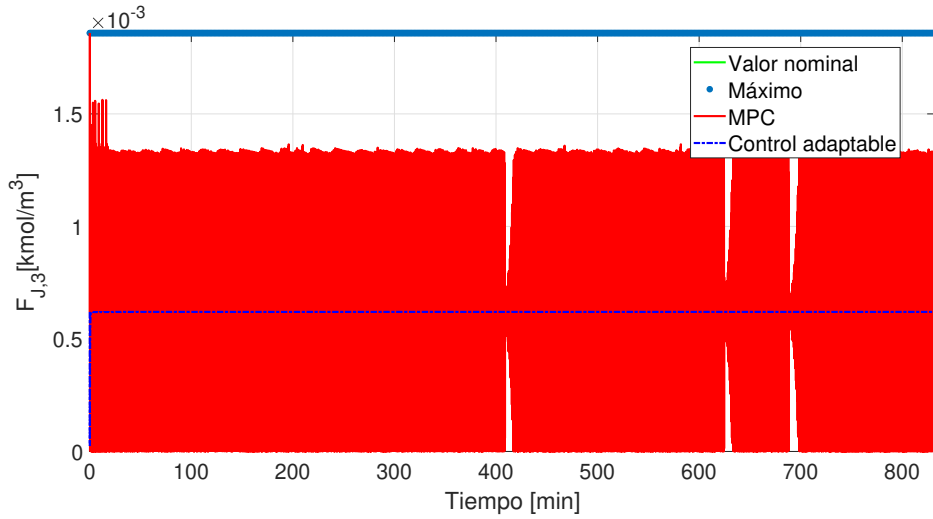
Las temperaturas de salida de los reactores R_2 y R_3 se mantienen sin cambios con relación a la referencia, debido a que los efectos de la perturbación aplicada en R_1 fueron atenuados desde el reactor R_1 . Esto se puede apreciar en los resultados obtenidos para los índices de rendimiento reportados en la Tabla 5.2. Los errores son muy pequeños, salvo los indicadores cuyo valor aumenta en el tiempo, como ITAE e ITSE, ya que reflejan el comportamiento oscilatorio que permanece consistentemente en las señales de salida.

Tabla 5.2: Índices de desempeño obtenidos de las pruebas de los controladores-Perturbación en $F_{J,1}$

Índices de desempeño					
Reactor	Controlador	ISE	IAE	ITSE	ITAE
1	Adaptable	0.0095	114.6130	2.8411×10^4	5.7306×10^6
	MPC	0.0640	27.7869	3.1999×10^3	1.3893×10^6
2	Adaptable	5.7501×10^{-6}	0.4929	17.2503	5.7306×10^6
	MPC	0.0051	1.8430	255.5230	9.2152×10^4
3	Adaptable	1.1116×10^{-4}	5.8626	333.4740	5.7306×10^6
	MPC	0.0024	8.7461	119.8285	4.3731×10^5



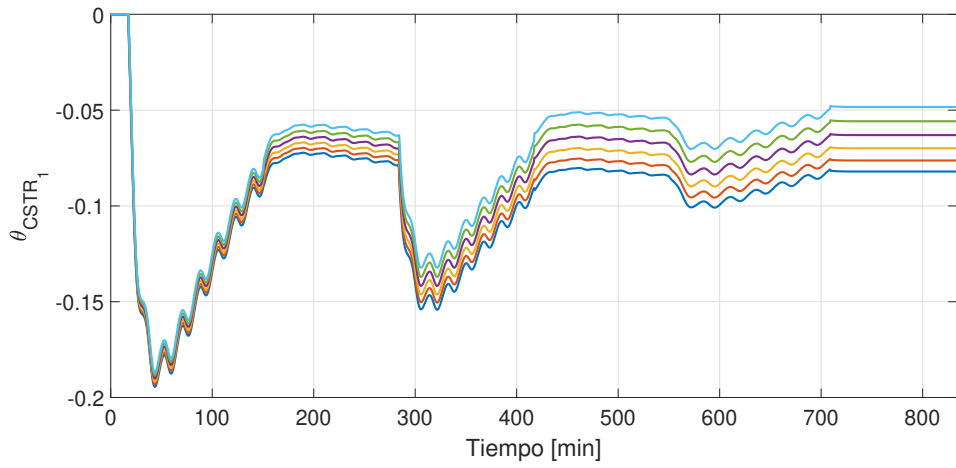
(a) R_2



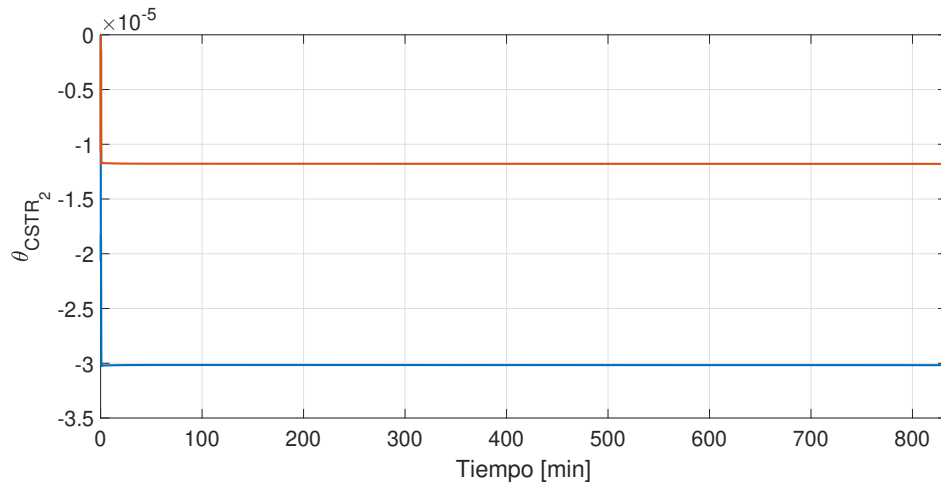
(b) R_3

Figura 5.16: Comparación de la ley de control adaptable y MMPC bajo una perturbaciones simultáneas en R_2 y R_3

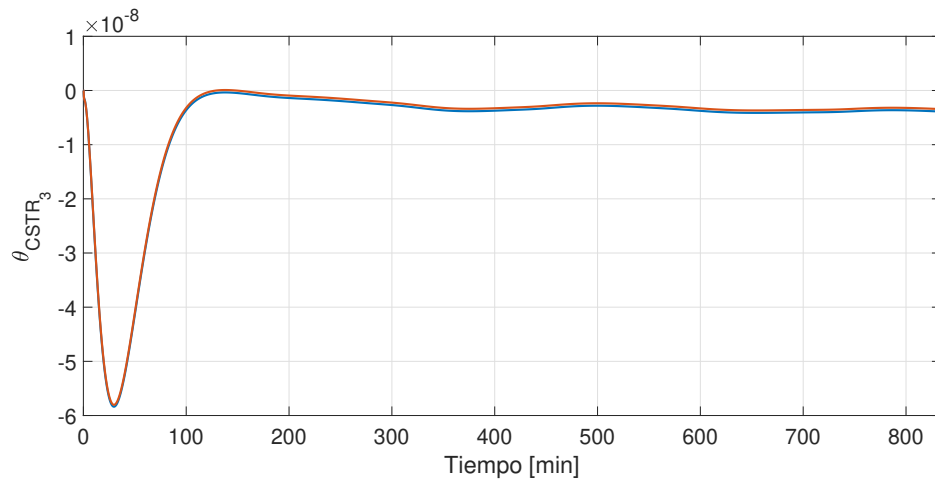
Sin embargo, es importante remarcar que la ley MMPC produce señales que superan los límites de flujo que la válvula permite en el reactor R_2 , ver Figura 5.16 (a), e incluso durante todo el tiempo hay oscilaciones que se mantienen en la simulación en lazo cerrado del reactor R_3 , ver Figura 5.16 (b). Por otro lado, el control adaptable no satura el flujo en la chaqueta de enfriamiento, en cambio, la señal se mantiene muy cerca del valor en régimen permanente. El esfuerzo más representativo ocurre durante los primeros minutos de simulación para contrarrestar el ruido del sensor de temperatura sobre la variable controlada de cada reactor, ver Figura 5.16. Al final, el desempeño de control adaptable supera al MMPC porque la ley de control adaptable no se satura, el esfuerzo de regulación es menor y energéticamente menos costoso, mientras que la respuesta en la salida es tan efectiva como la del MMPC.



(a) R_1



(b) R_2



(c) R_3

Figura 5.17: Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones simultáneas-Evolución de los parámetros estimados

La evolución de los parámetros estimados para el control en el reactor R_1 ante una perturbación en el flujo de la chaqueta de enfriamiento se muestra en la Figura 5.17. En cada intervalo de tiempo en que ocurre una perturbación en el flujo de la chaqueta de enfriamiento se estiman parámetros. Los parámetros calculados para los reactores R_2 y R_3 convergen a un valor de 0, ya que desde el primer reactor se atenúan las perturbaciones.

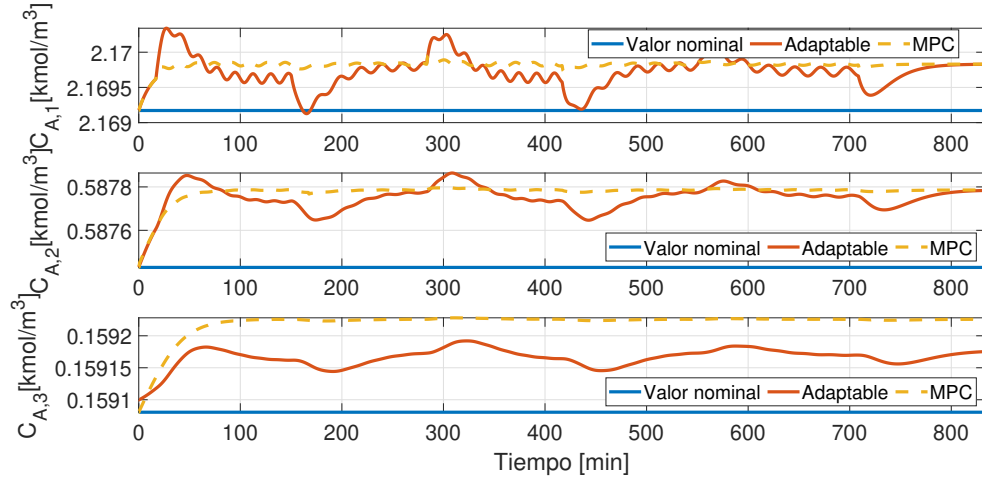
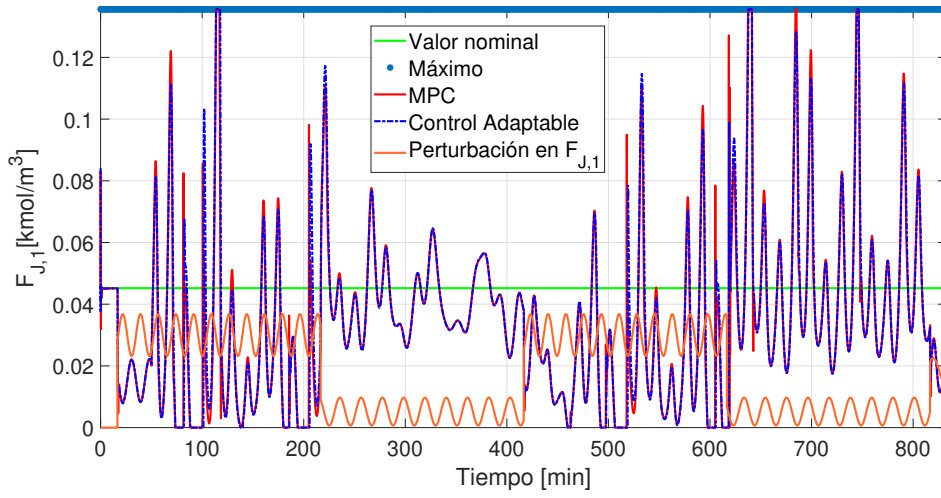


Figura 5.18: Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación simultánea - Concentraciones del reactante A en cada reactor

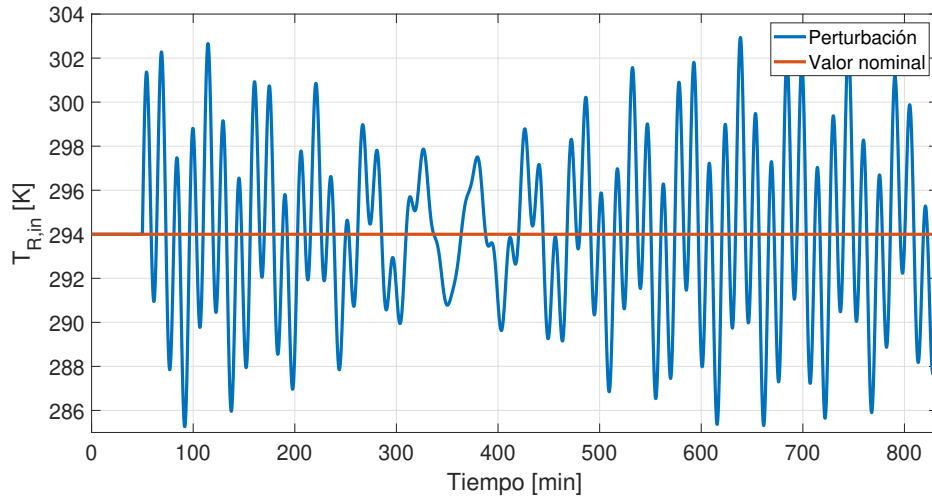
Debido a la agresiva entrada calculada por la ley MMPC, la temperatura se mantiene más cerca de la referencia. También hay una evolución más suave de la concentración en la salida de los reactores que la que se observa para el esquema de control adaptable. Sin embargo, ambas técnicas de control mantienen la concentración dentro de los valores operativos deseados (ver Figura 5.18).

5.2.3. Variación en servicios auxiliares: perturbaciones simultáneas en $T_{R,in}$ y $F_{J,1}$

El siguiente objetivo de control es rechazar perturbaciones simultáneas. Para la prueba se supone que durante la simulación del sistema, las perturbaciones aditivas son generadas por variaciones del flujo y de la temperatura de entrada de la chaqueta de enfriamiento del reactor R_1 . Asimismo, se supone que el fluido refrigerante proviene de un servicio auxiliar o de otra unidad del proceso. Entonces, las variaciones del flujo de la chaqueta de enfriamiento son perturbaciones aditivas en la señal de control, $F_{J,1}$. Para simular las entradas variantes se usaron funciones sinusoidales, aplicadas en tiempos de simulación entre 16 min y 710 min. Las perturbaciones fueron aplicadas en diferentes intervalos de tiempo, con distintas amplitudes y sesgos. Las amplitudes de las señales cambiaron entre el $\pm 15\%$ y $\pm 10\%$ del valor nominal. La banda estrecha de frecuencias se estableció entre 0,006 rad/s y 0,004 rad/s. En la Figura 5.19 (a), la señal de perturbación del flujo de la chaqueta de enfriamiento se muestra en naranja. La perturbación se formó con la combinación de tres señales sinusoidales, cada una con el ancho de banda fijo, y en simulación se aplicaron cada 200 min.



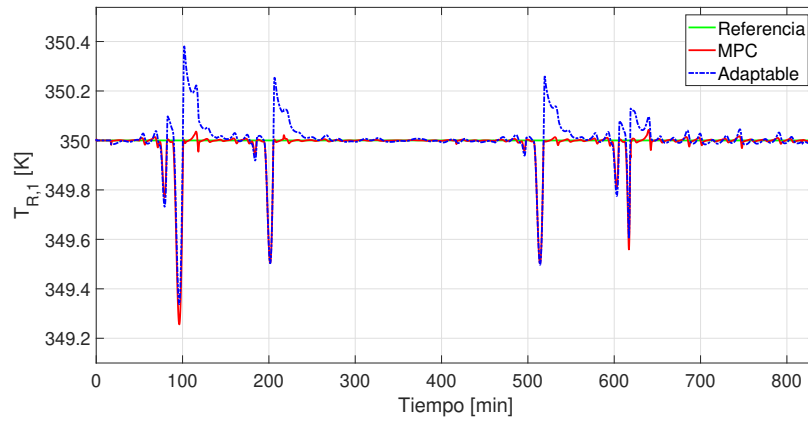
(a) Perturbación de entrada y ley de control en reactor R_1 , $F_{j,1}$



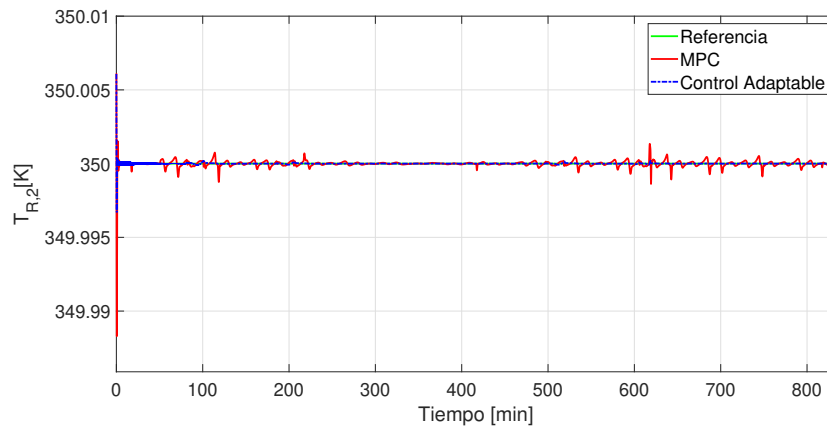
(b) Perturbación en Temperatura de alimentación, $T_{R,in}$

Figura 5.19: Desempeño de control del reactor R_1 ante variaciones en los servicios auxiliares: Disturbios simultáneos en $F_{j,1}$ y $T_{R,in}$

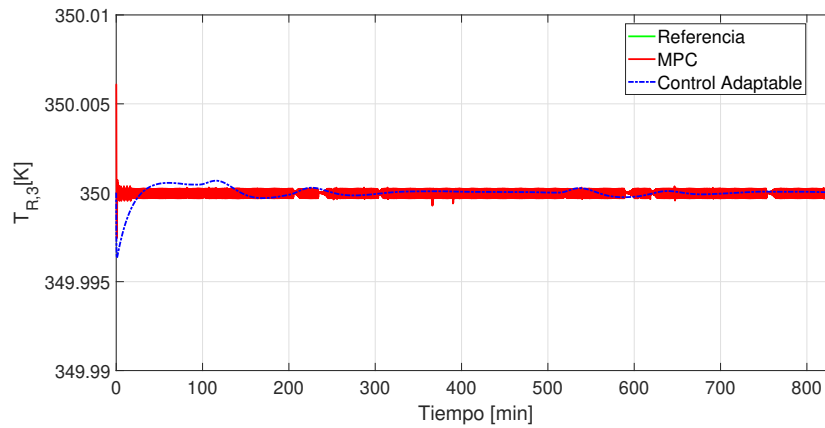
También se realizaron pruebas para evaluar el control del reactor R_1 ante perturbaciones en la temperatura de entrada del reactor $T_{R,in}$. Los cambios considerados en la corriente de entrada reproducen cambios ambientales e interacciones con otros procesos. La temperatura de entrada cambió en $t = 100$ min en un rango de ± 9 K. La señal de perturbación continua fue generada como la suma de tres funciones sinusoidales con distintas amplitudes y frecuencias (ver Figura 5.19 (a)). Se eligieron tres frecuencias, $f_1 = 0.002$ Hz, $f_2 = 0.00698$ Hz y $f_3 = 0.00681$ Hz. Su amplitud fue de 8 K alrededor del valor nominal. En la Figura 5.19 (b)) se muestra la respuesta del sistema en circuito cerrado. Las perturbaciones concurrentes provocan desviaciones de ± 0.6 K en la variable controlada en el primer reactor (ver Figura 5.20).



(a) R_1



(b) R_2



(c) R_3

Figura 5.20: Desempeño del controlador adaptable bajo una perturbación simultánea - Salida de temperatura en cada reactor, $T_{R,i}$

Las temperaturas de los reactores R_2 y R_3 están próximas a sus valores de referencia. La

perturbación en R_1 se amortigua y su repercusión en los otros reactores disminuye debido a la acción de control en R_1 .

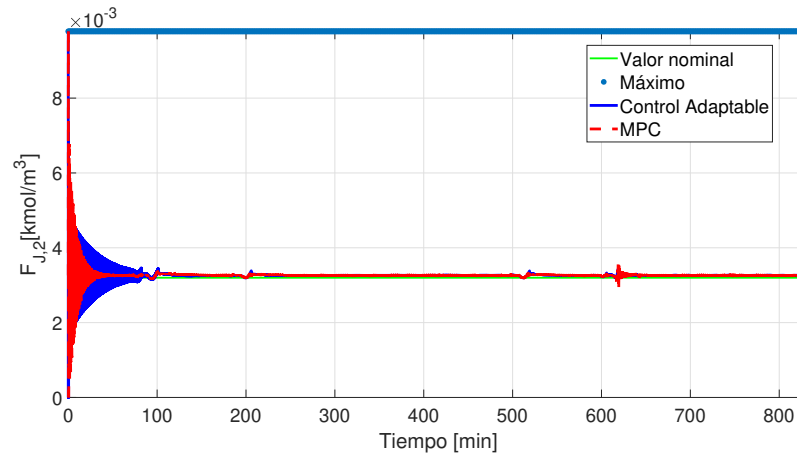
Tabla 5.3: Índices de desempeño obtenidos de las pruebas de los controladores-Perturbación en $T_{R,in}$ y $F_{J,1}$

Índices de desempeño					
Reactor	Control	ISE	IAE	ITSE	ITAE
1	Adaptable	7.500	2.005	2.25×10^7	1.0025×10^8
	MPC	351.7673	1.0185	1.7588×10^7	5.0925×10^7
2	Adaptable	6.0826×10^{-6}	0.8168	18.2478	1.0025×10^8
	MPC	0.0038	5.5091	188.3127	2.7546×10^5
3	Adaptable	1.3001×10^{-4}	9.5213	390.0361	1.0025×10^8
	MPC	0.0031	10.1443	157.0184	5.0722×10^5

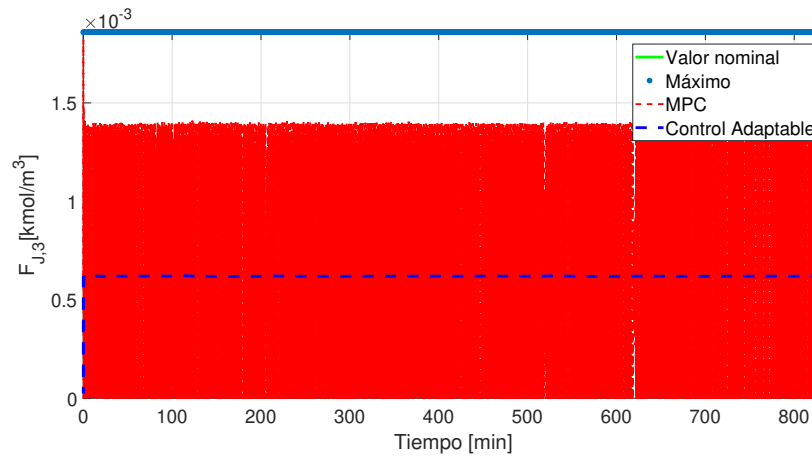
Se reportan los índices de desempeño con los cuales se evalúa el controlador propuesto en la Tabla 5.3. El índice ISE ayuda a calificar la eficacia del control adaptable para mantener la variable de salida cerca de la referencia. Los valores altos de ITAE e ITSE indican que la señal oscila. Incluso si los controladores mantienen bajo su impacto, la ligera oscilación se mantiene con el tiempo.

Los errores son muy pequeños, excepto para el ITAE y el ITSE. Los valores obtenidos para el índice ISE indican que el control adaptable mantiene la variable controlada cerca de la referencia.

Se logra el rechazo de perturbaciones para ambas leyes de control en el primer reactor R_1 , y además con un esfuerzo de control similar (ver Figura 5.19 (a)); en los primeros minutos de la simulación, el controlador contrarresta el efecto de la variación de temperatura de entrada en los tres reactores. Por otro lado, la entrada de control adaptable calcula un flujo de alimentación a la chaqueta de enfriamiento no saturado. El mayor esfuerzo se presenta en los primeros minutos de simulación para cada reactor, como se ve en la Figura 5.21.



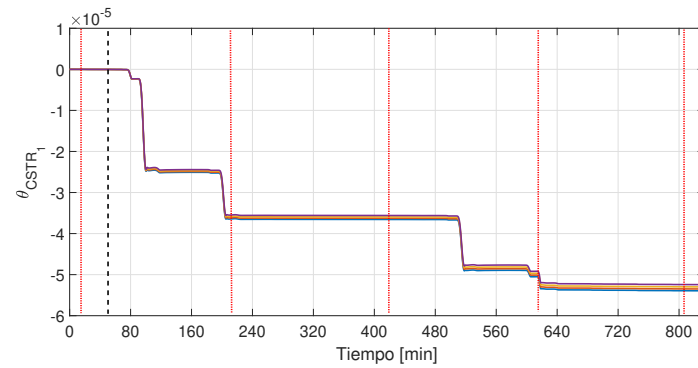
(a) Ley de control en el reactor R_2



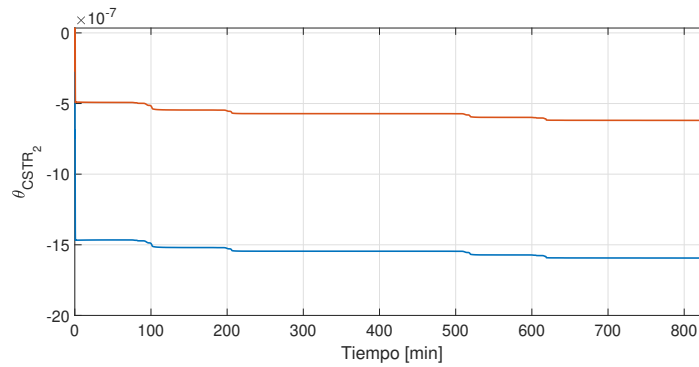
(b) Ley de control en el reactor R_3

Figura 5.21: Comparación de las leyes de control adaptable y MMPC bajo una perturbación simultánea: flujo de chaqueta de R_2 y R_3

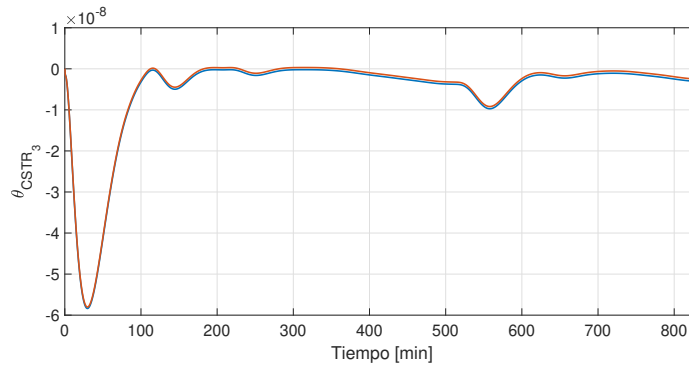
El esfuerzo de control realizado por el MMPC con relación al flujo que pasa por la chaqueta de enfriamiento del tercer reactor R_3 es más agresivo y presenta muchas oscilaciones durante todo el tiempo de simulación, en comparación con el flujo calculado por el control adaptable (ver Figura 5.21 (b)). El comportamiento esperado del flujo de enfriamiento del tercer reactor es “más suave” porque hay atenuación de las perturbaciones en las unidades anteriores.



(a) Parámetros estimados para R_1



(b) Parámetros estimados para R_2



(c) Parámetros estimados para R_3

Figura 5.22: Desempeño del controlador adaptable bajo perturbaciones simultáneas - Evolución de los parámetros

El controlador actualizó la estimación de los parámetros después de una perturbación en el flujo de la chaqueta. La evolución de los parámetros para el reactor R_1 se muestra en la Figura 5.22 (a). También se estimaron en línea los parámetros para los reactores 2 y 3. Aun así, se observa una divergencia menor de sus valores debido al debilitamiento de la perturbación por la acción de control en el primer reactor (ver Figura 5.22 (b) y (c), respectivamente).

5.2.4. Variación en servicios auxiliares: perturbaciones con barrido de frecuencia en el tiempo.

En esta sección se prueba el esquema de control ante perturbaciones generadas con un barrido de frecuencia. En Simulink se utilizó el bloque *Chirp*, el cual emite una señal sinusoidal cuya frecuencia aumenta a un ritmo lineal con el tiempo, dando como resultado un barrido de frecuencias con amplitud unitaria y fase continua en un intervalo de tiempo. Las pruebas en simulación se realizaron con el objetivo de evaluar el desempeño del control adaptable ante variaciones en los servicios auxiliares que provocan cambios de temperatura en la entrada del reactor $T_{R,in}$ y temperatura en la entrada de la chaqueta $T_{J,1,in}$.

5.2.4.1. Variación en servicios auxiliares: perturbación en $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo.

Se describe a continuación la simulación de la perturbación en la variable $T_{R,in}$. Se realiza un cambio de +4K del valor nominal de $T_{R,in}$ aproximadamente en el tiempo $t = 166$ min. El cambio de la variable inducido con el bloque chirp es de amplitud unitaria, alrededor 298 K. Dicha perturbación ocurre en un intervalo acotado de tiempo, terminando a los 1000 min de simulación. El intervalo de frecuencias es de 0.003 Hz a 0.006 Hz (ver Figura 5.23). En la Figura 5.24 se puede apreciar el barrido de frecuencias en la temperatura de entrada $T_{R,in}$.

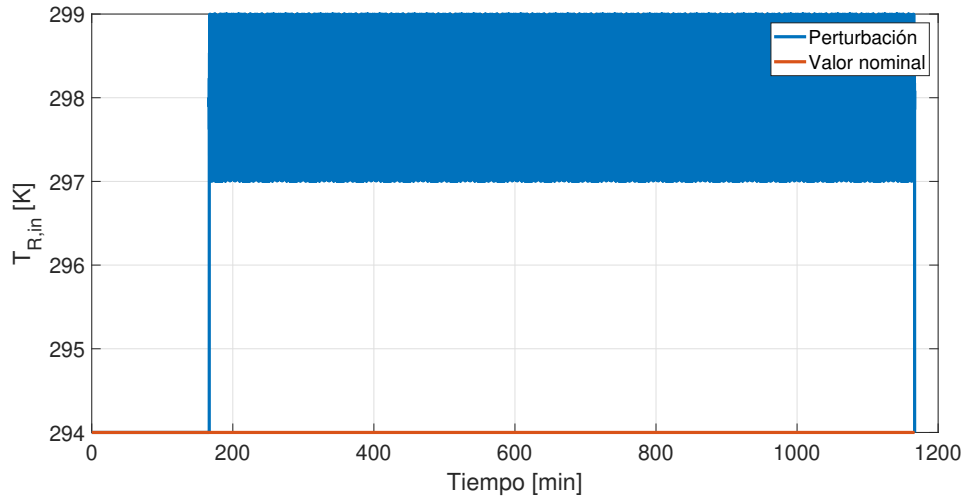


Figura 5.23: Variación en servicios auxiliares: perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo.

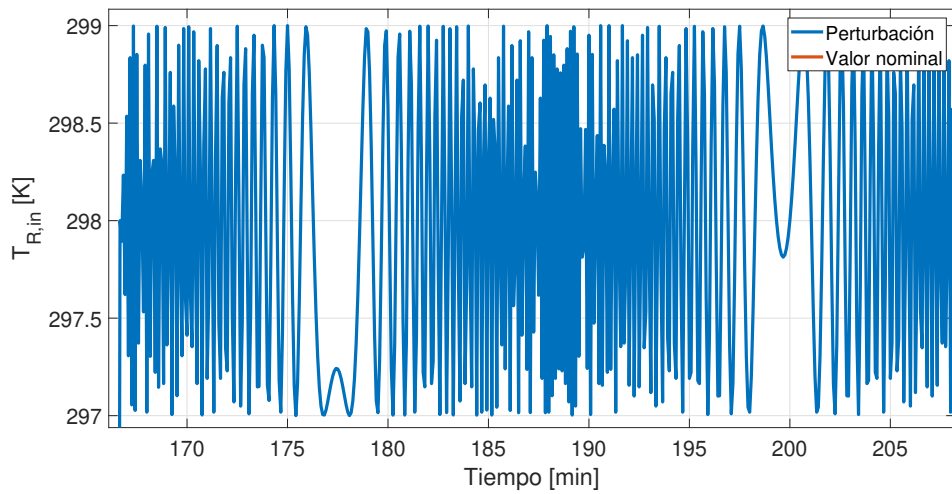


Figura 5.24: Variación en servicios auxiliares: perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Zoom de la perturbación.

El controlador MMPC tiene una velocidad de respuesta menor que la mostrada por el control adaptable, sin embargo, ambos controladores mantienen la temperatura del reactor R_1 en el valor de referencia durante todo el tiempo de simulación (Figura 5.25). El desempeño de los controladores en los reactores 2 y 3 es suficientemente bueno para mantener la señal de temperatura en la referencia desde los primeros minutos de simulación, como se muestra en la Figura 5.26.

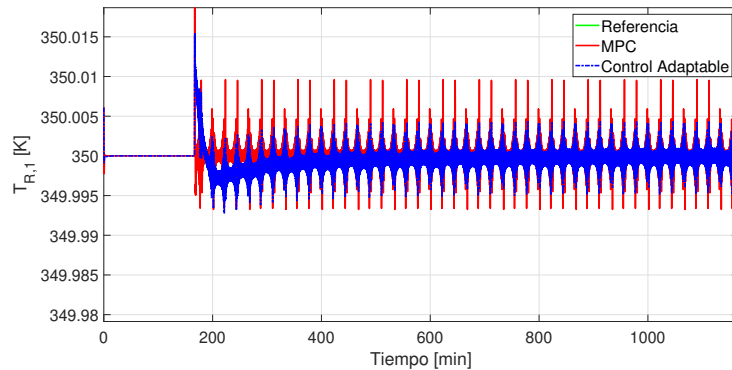
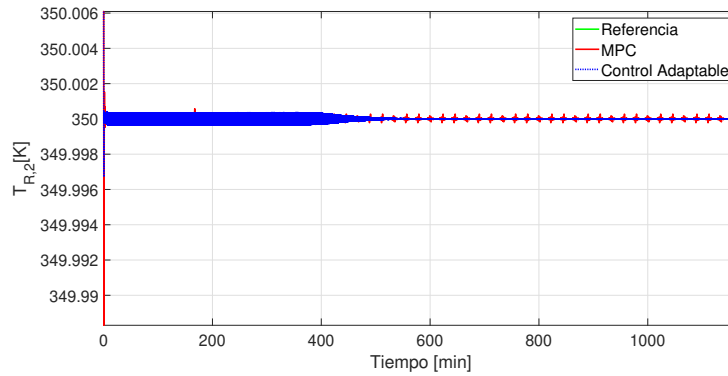
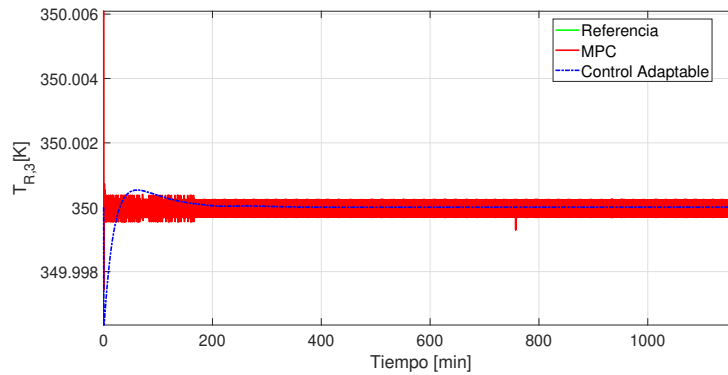


Figura 5.25: Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Temperatura en reactor R_1



(a) Temperatura en reactor R_2



(b) Temperatura en reactor R_3

Figura 5.26: Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Temperatura en reactores R_2 y R_3

Tabla 5.4: Índices de desempeño de los controladores ante una perturbación con barrido de frecuencia en $T_{R,in}$.

Índices de desempeño					
REACTOR	Controlador	ISE	IAE	ITSE	ITAE
1	Adaptable	0.0039	84.9237	1.6267×10^4	5.944×10^6
	MPC	0.2714	81.5280	1.8996×10^4	5.7070×10^6
2	Adaptable	6.4724×10^{-5}	10.8809	271.8394	5.9447×10^6
	MPC	0.0039	2.1906	271.2021	1.5334×10^5
3	Adaptable	1.1075×10^{-4}	5.7072	465.1346	5.9447×10^6
	MPC	0.0032	12.5107	226.9460	8.7575×10^5

En la Tabla 5.4 se muestran los índices de desempeño que resultan de la evaluación del controlador propuesto ante perturbaciones con barrido de frecuencia. Para los tres reactores el índice ISE refleja mayor eficacia en el control adaptable.

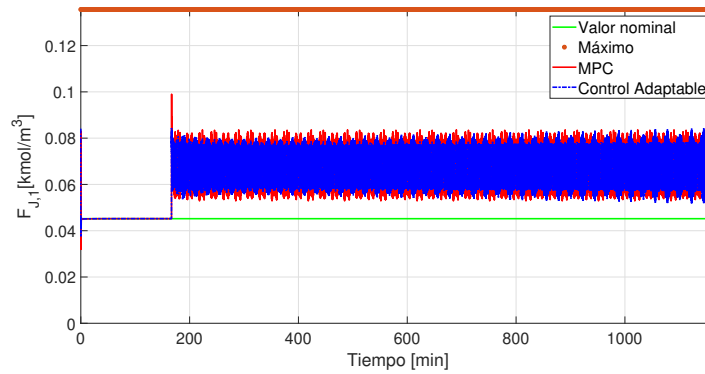


Figura 5.27: Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control reactor R_1

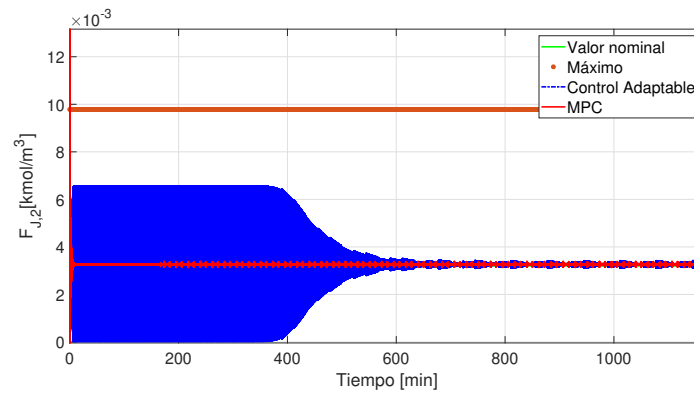


Figura 5.28: Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control en R_2

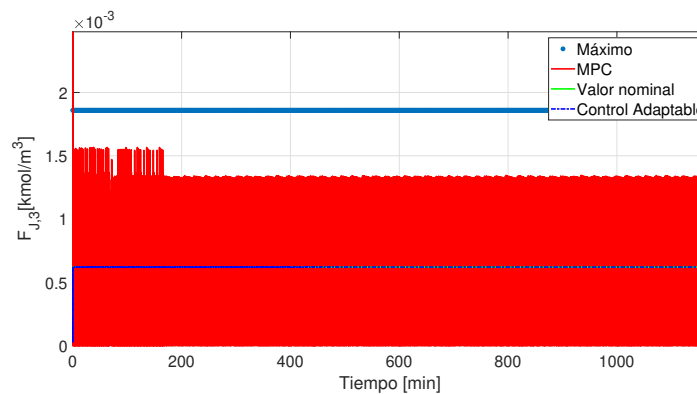
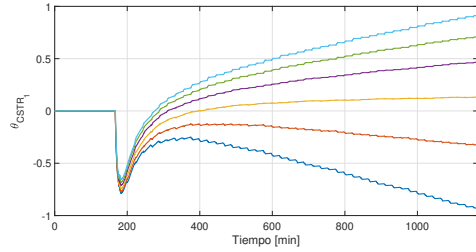


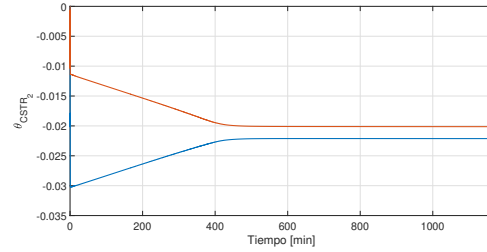
Figura 5.29: Desempeño del controlador ante perturbación en corriente de alimentación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Ley de control en reactor R_3

Los efectos de las perturbaciones se pueden observar durante todo el tiempo de simulación. También se observa el esfuerzo de control para ajustar el flujo de la chaqueta. En el reactor R_1

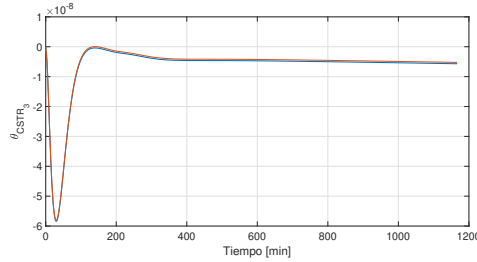
ambos controladores muestran un desempeño similar, manteniéndose dentro de los límites de capacidad del actuador (Figura 5.27). En el reactor R_2 , el esfuerzo inicial del MMPC sobrepasa el límite máximo de capacidad del actuador, en cambio con el controlador adaptable se logra disminuir la oscilación después de los 600 min de operación (Figura 5.28). Por último, la ley de control adaptable para la regulación de temperatura en el reactor R_3 es más estable y logra mantener la salida en el valor nominal (ver Figura 5.29). La evolución de los parámetros estimados en línea se muestra en la Figura 5.30, los parámetros estimados para los reactores R_2 y R_3 tienden a un valor muy pequeño.



(a) Evolución de parámetros para controlador adaptable para R_1



(b) Evolución de parámetros para controlador adaptable para R_2



(c) Evolución de parámetros para controlador adaptable para R_3

Figura 5.30: Desempeño del controlador ante una perturbación en la variable $T_{R,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo - Evolución de parámetros estimados en línea

En la Figura 5.31 se observan las concentraciones de salida de cada reactor, pese a presentar un ligero cambio, se retoma el punto de operación deseado, es decir los valores de la concentración del producto A en cada reactor se mantienen estables en la salida.

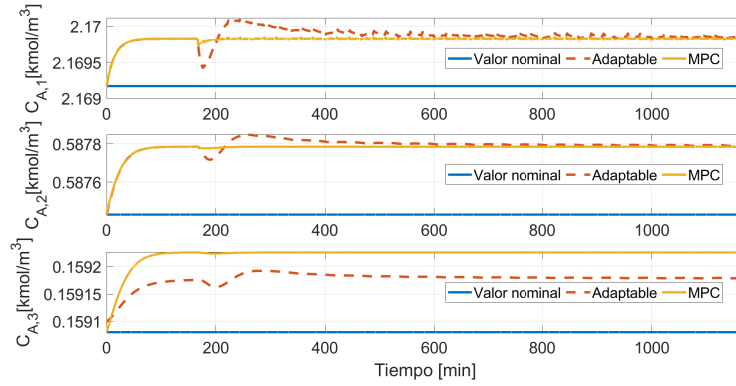


Figura 5.31: Desempeño del controlador ante perturbación en la variable $T_{R,in}$ de la corriente de alimentación con barrido de frecuencia en el tiempo - Concentración de producto A en sistema en serie.

5.2.4.2. Variación en servicios auxiliares: perturbación en $T_{J,1,in}$ con barrido de frecuencia en el tiempo y cambio de referencia en T_{R1} .

Además de las perturbaciones en las entradas del reactor, también se consideró el análisis ante una perturbación en la temperatura de entrada del fluido que circula por la chaqueta de enfriamiento, así como un cambio de referencia. Se aplicó una perturbación en la variable $T_{J,1,in}$, asumiendo un cambio de amplitud unitaria alrededor de una temperatura de 298K (es decir, una desviación de +4 K del valor nominal, 294 K) y con frecuencia variante dentro de un rango acotado de 0.003 Hz a 0.006 Hz. En la Figura 5.32 se muestra esta perturbación, la cual es aplicada en el tiempo $t \approx 180$ min y dura hasta el tiempo $t \approx 1000$ min. El cambio de referencia es aplicado en los primeros minutos de simulación.

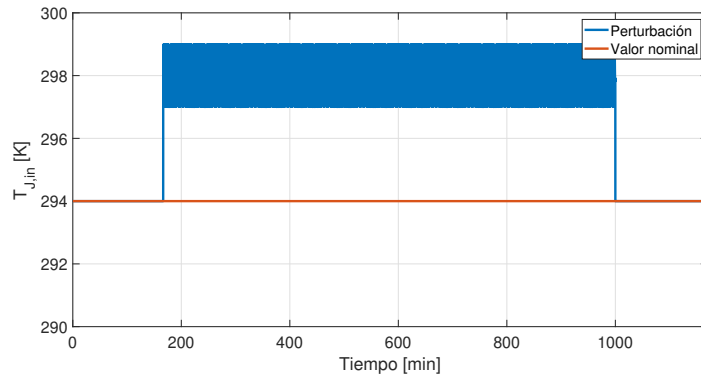
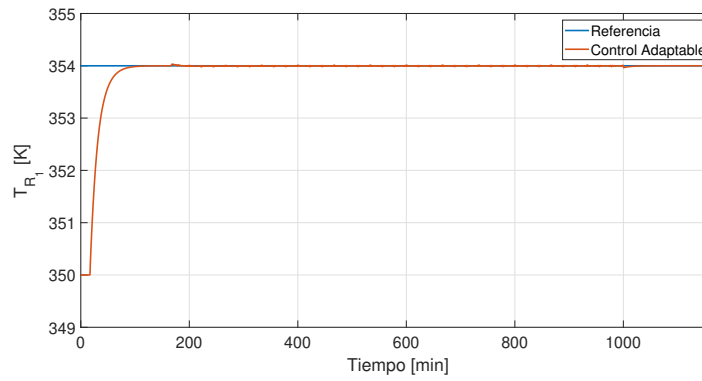
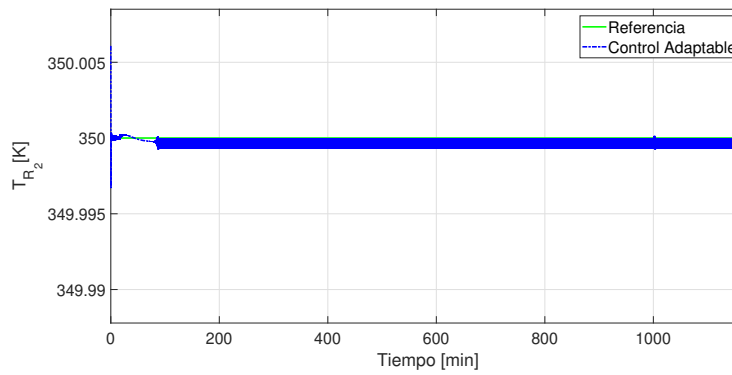


Figura 5.32: Perturbación en Temperatura de entrada de chaqueta de enfriamiento, $T_{J,in}$

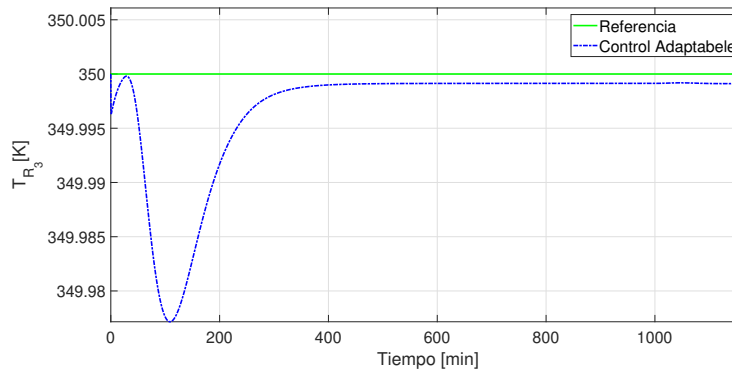
En la Figura 5.33 se observa que una vez solicitado el cambio de referencia, el MMPC es incapaz de alcanzar el nuevo valor de referencia tal y como se observó en la Sección 5.1. En cambio, el controlador adaptable alcanza el nuevo valor de referencia, manteniendo las condiciones de operación estables en 354K, como se observa en la Figura 5.33, al mantener la temperatura estable la concentración también se mantiene dentro de los valores correspondientes al nuevo punto de operación.



(a) Temperatura en R_1



(b) Temperatura en R_2

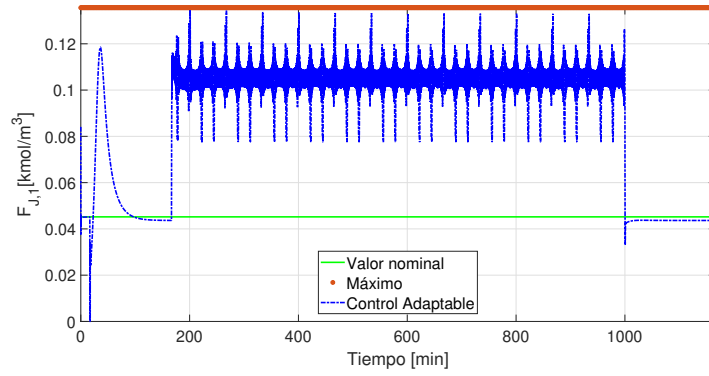


(c) Temperatura en R_3

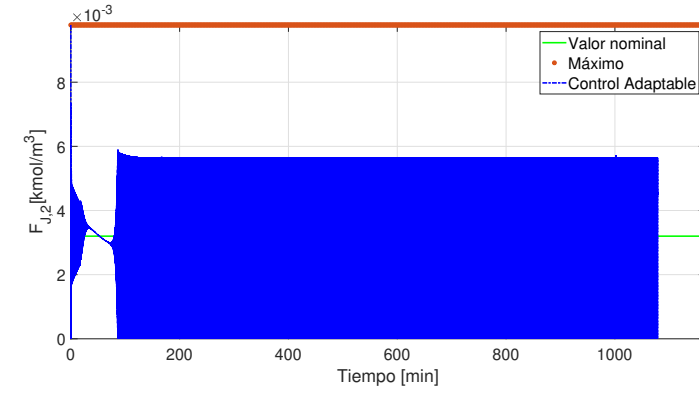
Figura 5.33: Desempeño del controlador bajo perturbación con barrido de frecuencia en $T_{J,1,in}$ + cambio de referencia en T_{R_1} - Temperatura T_{R_i}

Durante los primeros minutos de simulación se puede observar el cambio en el flujo del líquido de enfriamiento para llevar al sistema al nuevo punto de referencia (ver Figura 5.34 (a)). No obstante, al ser aplicada la perturbación en la temperatura de chaqueta, el flujo de refrigerante aumenta de tal forma que se contrarresta el efecto de la perturbación, el flujo se mantiene oscilante dentro de los límites de operación del actuador mientras se mantiene

la perturbación en $T_{J,1,in}$. En cambio, el flujo de enfriamiento en los reactores R_2 y R_3 se mantiene más cercano a los valores nominales (véase Figura 5.34 (a) y (c)).



(a) Ley de control $F_{J,2}$



(b) Ley de control $F_{J,3}$

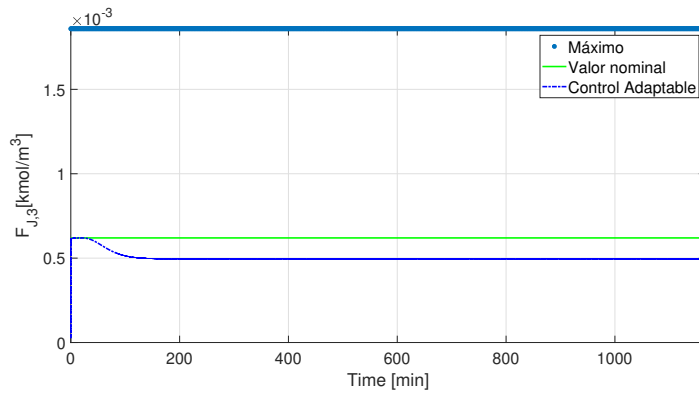


Figura 5.34: Desempeño del esquema de control adaptable ante una perturbación en $T_{J,in}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ -Leyes de control de cada reactor R_i

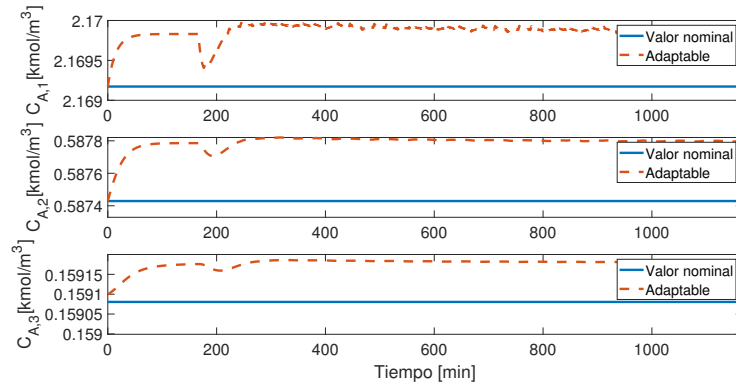
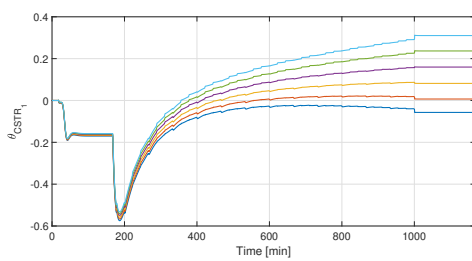
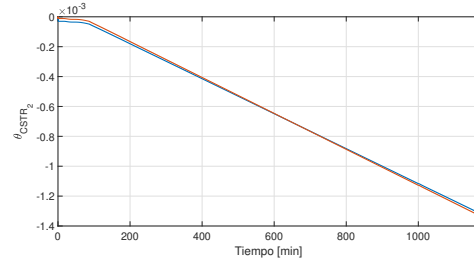


Figura 5.35: Desempeño del esquema de control adaptable ante una variación de servicios auxiliares, $T_{J,1,in}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ - Concentración $C_{A,i}$

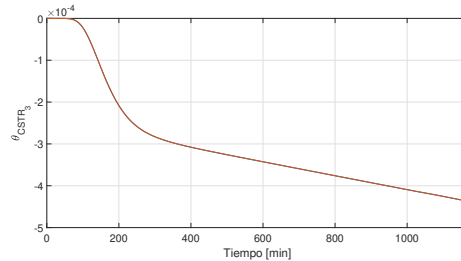
La evolución de los parámetros estimados para el control adaptable ante una variación de servicios auxiliares, $T_{J,1,in}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ se muestra en la Figura 5.36. En la Figura 5.36 (a) los parámetros convergen a distintos valores conforme ocurren los cambios de referencia y según la duración de la perturbación en $T_{J,1,in}$. Para los reactores R_2 y R_3 , esta convergencia se mantiene en valores cercanos a cero porque se logra el rechazo de las perturbaciones con la acción del controlador sobre el comportamiento del reactor R_1 (Figura 5.36 (b) y (c)).



(a) Parámetros estimados del reactor R_1



(b) Parámetros estimados del reactor R_2



(c) Parámetros estimados del reactor R_3

Figura 5.36: Desempeño del esquema de control adaptable ante una variación de servicios auxiliares, $T_{J,1}$ y cambio de referencia en $T_{R,1}$ - Evolución de parámetros

En esta sección se presentaron diferentes escenarios para evaluar el desempeño del esquema de control adaptable propuesto. No solo se evaluaron cambios constantes en las entradas y variaciones abruptas, sino también perturbaciones en los procesos, generadas como funciones

variantes en frecuencia, dentro de una banda estrecha. Las perturbaciones así obtenidas permiten una simulación más “realista”, ya que se generan condiciones similares a las que operan los procesos industriales. Para llevar a cabo la simulación se tomaron en cuenta: la interacción con otros procesos, la dependencia entre unidades, las variaciones de los parámetros en el tiempo, e incluso el ruido de medición de los sensores de temperatura. También se definieron e implementaron para simular el lazo cerrado, los límites de operación de los actuadores. Las características y cambios temporales en el sistema que han sido descritos inciden de diferentes formas en el comportamiento del sistema y permiten evaluar la ley de control ante diferentes condiciones. La evaluación del control adaptable se complementó con un análisis comparativo incluyendo un esquema de control multivariable clásico: un MMPC. El esquema de control adaptable propuesto mostró un desempeño similar al del MMPC diseñado, pero con menor esfuerzo que el MMPC, y sin alcanzar la saturación de la entrada de control. Además, ante perturbaciones simultáneas con cambios abruptos en valores de referencia, el controlador adaptable mostró una clara ventaja, ya que se logró rechazar las perturbaciones, al mismo tiempo que se llevaron a cabo cambios de referencia. En cambio, para estos cambios extremos a los que se expuso la planta, el MMPC falló. La ley de control adaptable mantuvo en todas las pruebas la referencia, durante el tiempo de simulación y para todos los cambios realizados.

Conclusiones y trabajos futuros

6.1. Discusión

Este trabajo de tesis tuvo como objetivo general desarrollar una estructura de control adaptable adecuada para el rechazo de perturbaciones múltiples, de banda estrecha, desconocidas y variables en el tiempo, en procesos químicos sujetos a variaciones paramétricas y cambios de referencia. A diferencia de los enfoques tradicionales aplicados principalmente a sistemas mecánicos con perturbaciones en la salida, en esta tesis se introduce una adaptación conceptual y técnica de dichas metodologías al contexto de los procesos químicos, donde las perturbaciones suelen presentarse en la entrada del sistema y las dinámicas son fuertemente acopladas y variantes tanto dentro del proceso como con procesos siguientes, conectados en serie.

Con base en los objetivos específicos planteados, se abordó en primer lugar el modelado dinámico de procesos seleccionados, utilizando representaciones no lineales que posteriormente se linearizaron para obtener modelos LTI. Esta representación permitió aplicar metodologías de diseño de control, específicamente la estructura RST, adecuada para el rechazo activo de perturbaciones. El diseño consideró tanto la respuesta nominal del sistema como su desempeño frente a escenarios de incertidumbre paramétrica y cambios de referencias abruptos.

Una de las contribuciones metodológicas más relevantes fue la adaptación del principio del modelo interno al contexto de perturbaciones en la entrada, lo cual requirió redefinir las condiciones de incorporación del modelo de perturbación dentro de la arquitectura de control. Para la estimación de perturbaciones, se aplicó una parametrización basada en el filtro Youla-Kucera, permitiendo diseñar un estimador interno dinámico que se ajusta en línea mediante técnicas adaptativas. Esto se tradujo en una mayor capacidad del sistema para rechazar perturbaciones de frecuencia variable, incluso sin conocimiento previo de su dinámica exacta.

Asimismo, se incorporó un polinomio $T(q^{-1})$ como parte del esquema de control, permitiendo modificar la sensibilidad del sistema de lazo cerrado ante cambios en la referencia. Esta adición estructural permitió mantener el desempeño deseado del controlador bajo condiciones de operación variables, lo cual es crítico en procesos químicos donde los cambios de referencia y de operación son frecuentes.

Se evaluaron esquemas de control tanto directo como indirecto para el rechazo de perturbaciones, destacándose el uso de una arquitectura con controlador central y estimación en línea, que mostró una buena relación entre complejidad computacional, estabilidad y desempeño. Las simulaciones realizadas confirmaron que la estructura propuesta no solo mejora la respuesta frente a perturbaciones periódicas, sino que también mantiene un comportamiento robusto ante variaciones paramétricas y referencias dinámicas.

El esquema propuesto representa una generalización y extensión del enfoque presentado por Landau *et al.* (2013a), originalmente aplicado a sistemas mecánicos, ahora contextualizado y modificado para los desafíos específicos de los procesos químicos. Este traslado conceptual implicó adaptar los supuestos de modelado, redefinir la ubicación de las perturbaciones y reconsiderar los mecanismos de adaptación para la estimación en línea.

A pesar de los avances logrados, existen limitaciones que abren líneas claras para investigaciones futuras. El esquema fue validado en entornos de simulación sin la presencia de ruido de medición en todas las variables, fallos de actuadores o saturaciones, lo cual limita la evaluación de su desempeño en escenarios industriales reales. Asimismo, se trabajó con modelos SISO, por lo que la extensión a sistemas MIMO con alto grado de acoplamiento representa un desafío metodológico importante.

Los resultados obtenidos en este trabajo permiten afirmar que la estructura de control adaptable propuesta es efectiva para el rechazo de perturbaciones complejas en procesos químicos, cumpliendo con los objetivos planteados y aportando una contribución al campo del control adaptable. Este esquema amplía el marco de aplicabilidad de técnicas previamente desarrolladas para otros dominios, consolidando una solución con potencial para implementaciones industriales robustas y adaptables.

6.2. Conclusiones

Se diseñó un esquema de control adaptable por retroalimentación que tiene como estructura base un control polinomial RS. El objetivo operacional del esquema global de control propuesto es rechazar perturbaciones múltiples, desconocidas, variantes en el tiempo y de banda estrecha. Este enfoque combina el principio de modelo interno y la parametrización Youla-Kucera para obtener una representación de la perturbación en el sistema, la cual se modela a través de la estimación de un polinomio Q con estructura de filtro FIR. La introducción del modelo de perturbación no afecta el diseño del controlador central (RS), ni modifica el comportamiento diseñado para lazo cerrado. La aplicación del modelo interno implica que la perturbación es determinista, producida por un impulso Dirac filtrado por un modelo (función de transferencia), y debe cumplirse que las raíces del denominador se encuentran dentro del círculo unitario. Considerando el efecto de la perturbación de entrada en la salida del sistema, se construye un vector de observación de la perturbación con los datos de entrada y salida de la planta, de tal forma que se obtiene un valor del filtro Q , el cual hace que la variable controlada tienda a cero. Además, definiendo una ecuación de error se obtiene un algoritmo para la estimación de Q , este filtro Q permite mediante otro lazo de control modificar el polinomio $S(q^{-1})$, añadiendo el modelo de la perturbación y permitiendo rechazarla asintóticamente.

El esquema de control diseñado fue probado para cuatro procesos químicos: Primero para un biorreactor alimentado por lotes, en donde ocurren tres reacciones. Una de las reacciones tiene una cinética exponencial y se considera perturbación de entrada. La velocidad de esta reacción es modelada como una exponencial creciente, pero al llegar al punto crítico, la velocidad se

mantiene constante. Durante las simulaciones para probar el controlador diseñado para el biorreactor se usó un modelo lineal simplificado.

En segundo lugar, el esquema de control adaptable fue aplicado al control de un CSTR donde la variable de entrada es el flujo. La evolución del flujo fue simulada como una variación sinusoidal definida dentro de una banda de frecuencia estrecha. Entonces, para este sistema, el control adaptable sirvió para atenuar perturbaciones múltiples, desconocidas y de banda estrecha, así como también variaciones paramétricas y perturbaciones simultáneas. Las perturbaciones se aplicaron en la entrada del proceso, y siendo desconocidas, se estableció una estructura conocida que puede funcionar en un enfoque adaptable para representar un amplio rango de posibles perturbaciones variantes en el tiempo y de banda estrecha. Se diseñó el controlador RS usando la planta lineal, considerando que la temperatura del reactor T_R es la variable controlada y que el flujo de la corriente que circula por la chaqueta de enfriamiento F_{ch} es la variable manipulada.

Con la finalidad de probar el sistema de control en condiciones más “realistas”, se realizaron simulaciones con perturbaciones simultáneas donde el control adaptable mostró mejor desempeño ante este tipo de situación, es decir, cuando no solo existen variaciones en magnitud y frecuencia de flujo de alimentación en un intervalo acotado de tiempo, sino también una oscilación persistente de temperatura en un intervalo de $\pm 3K$ con respecto al valor nominal, además de una constante variación paramétrica. Probar estas variaciones en el sistema no lineal en lazo abierto representa un cambio drástico en las condiciones de operación, puesto que al no mantener una operación isotérmica en el sistema simplemente no se cumplen los requerimientos de operación para los que está diseñado el CSTR. Con el esquema adaptable se consigue una mejor operación del proceso. En resumen, se hizo frente a cambios en las condiciones de entrada, efectos provocados por interacción con otros procesos, interacción entre variables dentro del proceso y variaciones paramétricas. En todos los casos se logró el objetivo de regulación, aún cuando la operación del sistema se llevó a condiciones alejadas de las nominales mediante cambios de referencia. El rango de frecuencias acotado considerado para generar las perturbaciones se definió entre 0.03 Hz y 0.05 Hz. Con estas pruebas, el esquema de control adaptable mostró un mejor rechazo a este tipo de perturbaciones que el controlador RST convencional, no solo en cuanto a tiempos de establecimiento, sino también en cuanto al cumplimiento de la referencia.

El mismo esquema de control central RST fue probado para regular la temperatura en un intercambiador de calor. El desempeño del control para este tercer sistema fue igualmente efectivo que para los sistemas antes descritos.

El esquema de control adaptable también fue evaluado para rechazar las perturbaciones de entrada y salida con ancho de banda estrecho que son típicas de los procesos químicos. Esta ley de control adaptable fue evaluada con pruebas más variadas en un cuarto proceso que consiste en tres unidades de CSTRs conectadas en serie.

Con el esquema adaptable se consigue una mejor operación del proceso en comparación con los resultados obtenidos en (Sainz-García, 2016), donde se sintetizó un controlador predictivo basado en modelo (MPC, por sus siglas en inglés). En esta tesis, las perturbaciones realizadas fueron de tipo escalón y con magnitudes pequeñas en las variables de temperatura de entrada de reactor ($T_{R,in}$ y $T_{J,1}$). El esquema en lazo cerrado solo toleraba $\pm 4K$, además de que con ese esquema de control no fue posible el rechazo a perturbaciones en el flujo de alimentación F_R ,

ni perturbaciones simultáneas, por el contrario, el esquema adaptable hace frente a cambios en condiciones de entrada, efectos provocados por interacción con otros procesos, e interacción entre variables dentro del proceso.

Las perturbaciones para las cuales el sistema en lazo cerrado fue probado en este trabajo representan un cambio drástico en la operación del sistema no lineal, su efecto es más notable debido a que también existe interacción entre las unidades de proceso. Además, la condición de inestabilidad del primer reactor requiere un diseño efectivo de controlador central para contrarrestar la multiplicidad de estados por la no linealidad del sistema y la inestabilidad, ambas condiciones presentes en el primer reactor, de tal forma que el sistema de reactores en serie mantenga las condiciones de operación de diseño, logrando la condición de operación isotérmica y alcanzando la concentración deseada del producto A en el último reactor. Cada controlador central fue diseñado considerando el comportamiento deseado en lazo cerrado respetando los ajustes en las funciones de sensibilidad. Se empleó un termopar tipo S como dispositivo de medición de temperatura, seleccionado por la precisión y estabilidad que presenta en condiciones con atmósferas inertes u oxidantes. En la simulación se integró un modelo térmico dinámico del sensor, permitiendo una representación realista del comportamiento térmico. Por otro lado, los actuadores no fueron modelados explícitamente en el sistema. Diversos estudios han documentado que los comportamientos no lineales y no deseados de las válvulas de control, como la histéresis o el juego mecánico, pueden inducir inestabilidades en la operación en lazo cerrado; entre ellos, la saturación del actuador representa un desafío crítico. No obstante, el diseño de control propuesto permitió mejorar la ubicación de los polos del sistema mediante la sintonización de las funciones de sensibilidad, considerando márgenes adecuados de robustez. Esta metodología resultó en una señal de control suavizada, lo cual mitigó eficazmente los efectos de saturación del actuador ante perturbaciones de magnitud considerable.

El control adaptable permitió un mejor funcionamiento del proceso en lazo cerrado, rechazando las perturbaciones ocasionadas por servicios auxiliares que afectaron la corriente de alimentación y la variable de entrada. Además, se toleraron los cambios de referencia y los efectos ocasionados en la variable controlada por la dinámica del sensor de temperatura, reduciendo los efectos y riesgos de cambiar a otro punto de funcionamiento. Comparado con el MMPC, el control adaptable obtuvo resultados similares para el rechazo de perturbaciones. Sin embargo, el control adaptable por desacoplamiento mostró una ventaja para tolerar perturbaciones en la variable de entrada, flujo a través de la chaqueta de enfriamiento del reactor R_1 . La eficacia del control se nota en el esfuerzo de control del reactor R_3 que da como resultado una dinámica *suave*, el MPC no logra reducir la oscilación; esto supondría un esfuerzo en la válvula de flujo que podría provocar el desgaste de la misma. Asimismo, el MMPC no toleró los cambios de referencia en el reactor inestable.

6.3. Trabajos Futuros

En esta tesis se presentó un esquema de control adaptable diseñado para el rechazo de perturbaciones en procesos químicos, específicamente aquellas actuando en la entrada del sistema. El enfoque propuesto se basa en una estructura de control por retroalimentación local que, al combinarse con la parametrización de Youla-Kucera y el principio del modelo interno,

permite la atenuación efectiva de perturbaciones de banda estrecha. Si bien los resultados obtenidos validan la viabilidad y eficiencia del esquema en condiciones específicas, este trabajo representa apenas un punto de partida dentro de un campo amplio y aún en desarrollo.

Una primera línea de trabajo futuro consiste en aplicar el esquema de control propuesto a una gama más amplia de procesos químicos, tanto en simulación como en entornos experimentales. Particularmente, sería de gran interés evaluar su desempeño en procesos con características similares a los analizados, como aquellos con perturbaciones periódicas en la entrada, pero con dinámicas más rápidas o no linealidades más pronunciadas. Ejemplos relevantes incluyen reacciones de combustión controlada (como la quema de combustibles líquidos o gaseosos en hornos industriales) o procesos de neutralización ácido-base utilizados en el tratamiento de efluentes. Estos sistemas suelen exhibir comportamientos altamente sensibles a perturbaciones en el flujo de reactivos, por lo que un control robusto adaptable como el propuesto podría ser especialmente útil.

En una segunda línea de trabajo, se sugiere la incorporación de un esquema de control *feedforward* complementario al control por retroalimentación. Este enfoque permitiría anticipar los efectos de perturbaciones, reduciendo la carga sobre el controlador central. La integración de *feedforward* adaptable, particularmente en entornos donde las perturbaciones tienen componentes determinísticos conocidos (como vibraciones mecánicas en tuberías o variaciones periódicas de presión), podría mejorar significativamente el tiempo de respuesta del sistema sin necesidad de rediseñar el controlador completo.

Una tercera posibilidad de trabajo futuro consiste en extender el esquema a sistemas multivariados, es decir, de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO). Muchos procesos industriales complejos, como la destilación multietapa, el reformado catalítico en plantas petroquímicas, o la producción de polímeros en reactores encadenados, presentan una alta interacción entre variables y perturbaciones simultáneas que afectan diferentes partes del proceso. En este contexto, la parametrización de Youla-Kucera para sistemas MIMO representada como la relación entre una matriz de funciones de transferencia estables y otra inversamente estable ofrece una base teórica sólida para generalizar el enfoque propuesto (Navas *et al.*, 2018). Sin embargo, esto implicará abordar desafíos adicionales en términos de diseño, estabilidad y complejidad computacional.

Finalmente, una línea futura indispensable es la validación experimental del esquema propuesto en plataformas físicas o plantas piloto. La implementación en tiempo real permitirá evaluar el impacto de factores no considerados en simulaciones, como el ruido de medición, retardo en actuadores, saturación de señales, fallos parciales en sensores o errores de modelado. Este paso es fundamental para avanzar hacia la aplicabilidad industrial del enfoque y sentar las bases para su adopción en sistemas de control distribuidos o en arquitecturas híbridas con inteligencia artificial.

En conjunto, estas líneas de investigación abren un camino amplio y prometedor hacia el desarrollo de esquemas de control más robustos, adaptables y específicos para los desafíos de la industria química.

Bibliografía

- Airimi, T.-b., Castellanos, A., y Landau, I. D. (2013). Indirect adaptive regulation strategy for the attenuation of time varying narrow-band disturbances applied to a benchmark problem. *European Journal of Control*, 19:313–325.
- Airimitoiaie, T.-B. y Landau, I. D. (2018). Combined adaptive feedback and feedforward compensation for active vibration control using youla–kučera parametrization. *Journal of Sound and Vibration*, 434:422–441.
- Airimitoiaie, T.-B., Landau, I. D., Melendez, R., y Dugard, L. (2021). Algorithms for adaptive feedforward noise attenuation—a unified approach and experimental evaluation. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, 29(5):1850–1862.
- Anderson, B. D. (1998). From Youla-Kucera to identification, adaptive and nonlinear control. *Automatica*, 34(12):1485–1506.
- Andriamalala, R. N., Razik, H., y Sargos, F. M. (2008). Indirect-Rotor-Field-Oriented-Control of a Double-Star Induction Machine using the RST controller. *Proceedings - 34th Annual Conference of the IEEE Industrial Electronics Society, IECON 2008*, pp. 3108–3113.
- Araújo, R. d. B. y Coelho, A. A. (2017). Filtered predictive control design using multi-objective optimization based on genetic algorithm for handling offset in chemical processes. *Chemical Engineering Research and Design*, 117:265–273.
- Bemporad, A., Morari, M., y Ricker, N. L. (2016). Model Predictive Control Toolbox TM Getting Started Guide.
- Ben Amara, F., Kabamba, P. T., y Ulsoy, A. G. (1999). Adaptive sinusoidal disturbance rejection in linear discrete-time systems—Part I: theory. *Journal of Dynamic Systems, Measurement, and Control*, 121(4):648–654.
- Bendjedja, M., Tehrani, K. A., Azzouz, Y., y Shall, H. (2014). Robust RST Controller Design for Induction Motor Drive for Electric Vehicle Application. En *2014 First International Conference on Green Energy ICGE 2014*, pp. 251–258.
- Bequette, B. W. (1998). *PROCESS DYNAMICS: Modeling, Analysis, and Simulation*. Prentice Hall PTR Upper Saddle River, NJ, 2nd edición edición.
- Besancon-Voda, A. (1998). Iterative auto-calibration of digital controllers : methodology and applications. *Control Engineering Practice*, 6(3):345–358.

- Blanchini, F., Pellegrino, F. A., y Miani, S. (2012). Disturbance-driven model predictive control by means of Youla-Kučera parameter switching with an application to drainage canal control. *International Journal of Robust and Nonlinear Control*, 22(12):1362–1375.
- Bodson, M. (2005). Rejection of periodic disturbances of unknown and time-varying frequency. *International Journal of Adaptive Control and Signal Processing*, 19(2-3):67–88.
- Bouallège, S., Ayadi, M., Haggège, J., y Benrejeb, M. (2007). Real-time flatness-based control of a DC motor. En *2007 14th IEEE International Conference on Electronics, Circuits and Systems*, pp. 1195–1200.
- Brahim, M., Bahri, I., y Bernard, Y. (2015). Modeling and RST Position Controller of Rotary Traveling Wave Ultrasonic Motor. En *IEEE Conference on Systems, Process and Control (ICSPC)*, pp. 18–20, Bandar Sunway, Malaysia.
- Brown, A. y Zhang, J. (2014). Active disturbance rejection control of a neutralisation process. En *Computer Aided Chemical Engineering*, volumen 33, pp. 739–744. Elsevier.
- Buche, G., Vau, B., Landau, I. D., y Melendez, R. (2021). Handling large model uncertainty in adaptive feedback noise attenuation by overparametrization. *Journal of Sound and Vibration*, 509:116242.
- Camara, M. B., Gualous, H., Gustin, F., Berthon, A., y Dakyo, B. (2010). DC/DC converter design for supercapacitor and battery power management in hybrid vehicle applications-polynomial control strategy. *IEEE Transactions on Industrial Electronics*, 57(2):587–597.
- Camblong, H. (2008). Digital robust control of a variable speed pitch regulated wind turbine for above rated wind speeds. *Control Engineering Practice*, 16(8):946–958.
- Carreño-Zagarra, J. J., Guzmán, J. L., Moreno, J. C., y Villamizar, R. (2019). Linear active disturbance rejection control for a raceway photobioreactor. *Control Engineering Practice*, 85(June 2018):271–279.
- Castellanos, A., Doré, I., Dugard, L., y Chen, X. (2016). Modified direct adaptive regulation scheme applied to a benchmark problem. *European Journal of Control*, 28:69–78.
- Castellanos Silva, A., Landau, I. D., y Airimițoaie, T. B. (2013). Direct adaptive rejection of unknown time-varying narrow band disturbances applied to a benchmark problem. *European Journal of Control*, 19(4):326–336.
- Chemidi, A., Horch, M., y Bourouis, M. E. A. (2022). A new robust rst controller based on pso optimization for dfig wind turbine. *European Journal of Electrical Engineering*, 24(1):13.
- Chen, S., Xue, W., y Huang, Y. (2019). Analytical design of active disturbance rejection control for nonlinear uncertain systems with delay. *Control Engineering Practice*, 84(January 2018):323–336.
- Chen, X. y Tomizuka, M. (2015). An Indirect Adaptive Approach to Reject Multiple Narrow-Band Disturbances in Hard Disk Drives. *IFAC Proceedings Volumes*, 43(18):44–49.
- Ciprian, L., Andreea, U., y Dumitru, P. (2009). Robust Control Solutions for Some Classes of Hysteretic Processes. En *2009 17th Mediterranean Conference on Control and Automation*, pp. 480–485. IEEE.

- Cirka, L., Fikar, M., y Mikleš, J. (2005). Youla—Kučera Parameterisation Approach To LQ Tracking and Disturbance Rejection Problem. *IFAC Proceedings Volumes*, 38(1):1005–1010.
- Cirstoiu, S. y Pages, O. (2013). Modeling and control solutions for the turbocharged diesel engines. En *2nd International Conference on Systems and Computer Science (ICSCS)*, pp. 9–13.
- Constantinescu, A. y Landau, I. D. (2002). Adaptive Narrow Band Disturbance Rejection in Active Vibration Control. *IFAC Proceedings Volumes*, 35(1):217–222.
- Dean C, R. (1999). Ist its-90 thermocouple database.
- Elmansouri, A. y Boualouch, A. (2016). Wind Energy Conversion Using DFIG Controlled by Back-stepping and RST Controller. En *2nd International Conference on Electrical and Information Technologies ICETT'2016 Wind*, pp. 1–7.
- Faanes, A. y Skogestad, S. (2005). Controller design for serial processes. *Journal of Process Control*, 15:259–271.
- Fadel, M. (2005). Position Control for Laws for Electromechanical Actuator. *2005 International Conference on Electrical Machines and Systems*, 2(2):1708–1713.
- Fikar, M. y Engell, S. (1997). Receding Horizon Predictive Control Based upon the Youla-Kucera Parametrisation. *European Journal of Control*, 3:304–316.
- Flores-Estrella, R. A., Alcaraz-gonzález, V., García-sandoval, J. P., y González-álvarez, V. (2019). Robust output disturbance rejection control for anaerobic digestion processes. *Journal of Process Control*, 75:15–23.
- Francis, B. y Wonham, W. (1976). The internal model principle of control theory. *Automatica*, 12(5):457–465.
- Gagneux, F., Jouve, D., y Rognon, J. (1991). Permanet Magnet Motor Speed Control Loop Autotuning. En *APEC '91: Sixth Annual Applied Power Electronics Conference and Exhibition*, volumen 430, pp. 210–217. IEEE.
- Gao, Z. (2006). Active disturbance rejection control: a paradigm shift in feedback control system design. p. 7 pp.
- Garzón-Castro, C. L., Delgado-Aguilera, E., Cortés-Romero, J. A., Tello, E., y Mazzanti, G. (2018). Performance of an active disturbance rejection control on a simulated continuous microalgae photobioreactor. *Computers and Chemical Engineering*, 117:129–144.
- Gazdos, F. y Dostal, P. (2005). *Adaptive Control of a Coupled Drives Apparatus Using Dual Youla-Kucera Parametrization*, volumen 38. IFAC.
- Ghaffari, V., Naghavi, S. V., y Safavi, A. (2013). Robust model predictive control of a class of uncertain nonlinear systems with application to typical cstr problems. *Journal of Process Control*, 23(4):493–499.
- Gharaghani, M., Abedini, H., y Parvazinia, M. (2012). Dynamic simulation and control of auto-refrigerated cstr and tubular reactor for bulk styrene polymerization. *Chemical Engineering Research and Design*, 90(10):1540–1552.

- Godoy, E. y Ostertag, E. (2006). Rst-Controller Design: a Rational Teaching Method Based on Two Diophantine Equations. *IFAC Proceedings Volumes*, 39(6):541–546.
- Hamane, B., Doumbia, M. L., Bouhamida, M., Draou, A., Chaoui, H., y Benghanem, M. (2015a). Comparative Study of PI, RST, Sliding Mode and Fuzzy Supervisory Controllers for DFIG based Wind Energy Conversion System. *International Journal Of Renewable Energy Research*, 5(4):1174–1185.
- Hamane, B., Doumbia, M. L., Chaoui, H., Bouhamida, M., Chérity, A., y Benghanem, M. (2015b). PI and RST Control Design and Comparison for Matrix Converters Using Venturini Modulation Strategy. *Journal of Power and Energy Engineering*, 03(08):36–54.
- Hamane, B., Doumbia, M. L., Chaoui, H., Bouhamida, M., Chérity, A., y Benghanem, M. (2015c). PI and RST Control Design and Comparison for Matrix Converters Using Venturini Modulation Strategy. *Journal of Power and Energy Engineering*, 03(08):36–54.
- Hamane, B., Doumbia, M. L., Chaoui, H., Chérity, A., Bouhamida, M., y Benghanem, M. (2015d). Design and Investigation of Fuzzy-PI and RST Controllers for a High Performance Matrix Converter Using Venturini Modulation Strategy Under Distorted Grid Voltage. En *2015 3rd International Conference on Control, Engineering & Information Technology (CEIT)*, pp. 1–5. IEEE.
- Han, J. (2009). From pid to active disturbance rejection control. *IEEE transactions on Industrial Electronics*, 56(3):900–906.
- Hao, S., Liu, T., y Zhou, B. (2019). Automatica Output feedback anti-disturbance control of input-delayed systems. *Automatica*, 104:8–16.
- Henrion, D., Tarbouriech, S., y Kucera, V. (2001). Control of linear systems subject to input constraints: A polynomial approach. *Automatica*, 37:597–604.
- Hong, F., Khiang, C., Wai Ee, W., y Lee, T. H. (2015). A Peak Filtering Method with Improved Transient Response for Narrow-Band Disturbance Rejection in Hard Disk Drives. *IFAC Proceedings Volumes*, 43(18):71–75.
- Hu, J.-s. y Pota, H. (2005). Adaptive Narrow - Band disturbance rejection for stable plants under robust stabilization framework. En *IFAC Proceedings Volumes*, volumen 38, pp. 49–54, Prague, Czech Republic. IFAC.
- Jacknoon, A., Hassan, M., y El Ferik, S. (2016). Design of RST Controllers Based on Intelligent Optimization Algorithms. En *2016 Conference of Basic Sciences and Engineering Studies (SGCAC)*, número 4, pp. 177–182.
- Jeng, J. C. (2015). A model-free direct synthesis method for PI/PID controller design based on disturbance rejection. *Chemometrics and Intelligent Laboratory Systems*, 147:14–29.
- Jiang, S. y Voulgaris, P. G. (2007). Switching among structured stabilizing controllers. En *2007 46th IEEE Conference on Decision and Control*, pp. 3260–3265, New Orleans, LA, USA. IEEE.
- Jiang, S., Voulgaris, P. G., y Neogi, N. (2008). Distributed control over structured and packet-dropping networks. *International Journal of Robust and Nonlinear Control*, 18(14):1389–1408.

- Karimi, A. y Sadabadi, M. S. (2013). Fixed-order Controller Design for State Space Polytopic Systems by Convex Optimization.
- Khadija, D., Majda, L., y Said, N. A. (2013). Rejection of sinusoidal disturbances with time varying frequency for discrete multivariable systems: Adaptive control with Q-parametrization. En *2013 9th Asian Control Conference, ASCC 2013*, número September 2016. IEEE.
- Khadraoui, S., Rakotondrabe, M., y Lutz, P. (2013). Design of a fixed-order rst controller for interval systems: Application to the control of piezoelectric actuators. *Asian Journal of Control*, 15(1):142–154.
- Khanchoul, M. y Hilairret, M. (2011). Design and comparison of different RST controllers for PMSM control. *IECON Proceedings (Industrial Electronics Conference)*, (2):1795–1800.
- Kowalczyk, Z. y Suchomski, P. (2004). Robust continuous-time controller design via structural Youla-Kucera parameterization with application to predictive control. *Optimal Control Applications and Methods*, 25(5):235–262.
- Kraa, O., Benbraika, M. K., Telli, K., Belhadi, Y., Himeur, Y., Bourekkache, S., y Zabia, D. E. (2024). Control of an electric vehicle speed using rst controller. En *2024 1st International Conference on Innovative Engineering Sciences and Technological Research (ICIESTR)*, pp. 1–5. IEEE.
- L. Luyben, W. (2007). Control of CSTR Systems. En Wiley, editor, *Chemical Reactor Design and Control*, capítulo 3, p. 425. AIChE, New Jersey.
- Lacroix, S., Hilairret, M., y Laboure, E. (2011). Design of a battery-charger controller for electric vehicle based on RST controller. En *2011 IEEE Vehicle Power and Propulsion Conference, VPPC 2011*, pp. 1–6. IEEE.
- Laid, K., Djalal, D., Ghania, Z., y Rachid, A. (2024). Optimization of rst controller for speed control of linear induction motor using genetic algorithm. *Recent Advances in Electrical & Electronic Engineering (Formerly Recent Patents on Electrical & Electronic Engineering)*, 17(3):260–268.
- Landau, I. D., Airimitoie, T.-B., Castellanos-Silva, A., y Constantinescu, A. (2016). *Adaptive and robust active vibration control*. Springer.
- Landau, I. D., Alma, M., Constantinescu, A., Martinez, J. J., y Noë, M. (2011a). Adaptive regulation-Rejection of unknown multiple narrow band disturbances (a review on algorithms and applications). *Control Engineering Practice*, 19(10):1168–1181.
- Landau, I. D., Castellanos Silva, A., Airimitoie, T.-B., Buche, G., y Mathieu, N. (2013a). Benchmark on adaptive regulation — rejection of unknown / time-varying multiple narrow band disturbances. *European Journal of Control*, 19(4):237–252.
- Landau, I. D., Castellanos Silva, A., Airimitoie, T.-B., Buche, G., y Noë, M. (2013b). Benchmark on adaptive regulation—rejection of unknown/time-varying multiple narrow band disturbances. *European Journal of Control*, 19(4):237–252. Benchmark on Adaptive Regulation: Rejection of unknown/time-varying multiple narrow band disturbances.

- Landau, I. D., Constantinescu, A., y Alma, M. (2009). Adaptive regulation - Rejection of unknown multiple narrow band disturbances. En *17th Mediterranean Conference on Control and Automation*, pp. 1056–1065, Thessaloniko, Greece. IEEE.
- Landau, I. D., Lozano, R., M'Saad, M., y Karimi, A. (2011b). *Adaptive Control. Algorithms, Analysis and Applications*. Springer London.
- Landau, I. D. y Melendez, R. (2017). Active Noise Control adaptive vs Robust approach. En *25 th Mediterranean Conference on Control and Automation (MED)*, pp. 799–804, Valleta, Malta.
- Landau, I. D., Melendez, R., Dugard, L., y Buche, G. (2018). Robust and Adaptive Feedback Noise Attenuation in Ducts. *IEEE Transactions on Control Systems Technology*, (January 2018):1–8.
- Landau, I. D., Melendez, R., Tudor-Bogdan, A., y Dugard, L. (2019). Beyond the delay barrier in adaptive feedforward active noise control using youla–kučera parametrization. *Journal of Sound and Vibration*.
- Landau, I. D. y Zito, G. (2006). *Digital Control Systems. Desing, Identification and Implementation*. Springer.
- Langer, J. y Landau, I. D. (1999). Combined pole placement/sensitivity function shaping method using convex optimization criteria. *Automatica*, 35(6):1111–1120.
- Larbi, M., Hassaine, S., Moreau, S., y Mazari, B. (2010). Speed control by RST with load observer of a Permanent Magnet Synchronous Motor. *Proceedings of EPE-PEMC 2010 - 14th International Power Electronics and Motion Control Conference*, pp. 20–25.
- Li, S. y Li, Y. (2016). Model predictive control of an intensified continuous reactor using a neural network Wiener model. *Neurocomputing*, 185:93–104.
- Liu, T. y Gao, F. (2010). New insight into internal model control filter design for load disturbance rejection. *IET Control Theory and Applications*, 4(3):448–460.
- Liu, Y., Liu, G., Zheng, S., y Li, H. (2022). A modified active disturbance rejection control strategy based on cascade structure with enhanced robustness. *ISA Transactions*.
- Liu, Y., Liu, J., y Zhou, S. (2018). Linear active disturbance rejection control for pressurized water reactor power. *Annals of Nuclear Energy*, 111:22–30.
- Lo, S. y Cholette, A. (1978). Performance of a cascade of imperfectly mixed reactors for simple isothermal and exothermic reactions ag. *Chemical Engineering Science*, 33(8):1031–1041.
- López de Heredia, A., Gaztanaga, H., Etxeberria-Otadui, I., Bacha, S., Roye, D., Guiraud, J., y Reyero, R. (2005). Evaluation of stationary frame and fixed switching frequency digital current control techniques for power active filters. En *2005 European Conference on Power Electronics and Applications*, p. 10.
- Luo, L., Cheng, F., Qiu, T., y Zhao, J. (2017). Refined convergent cross-mapping for disturbance propagation analysis of chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 106:1–16. ESCAPE-26.

- Lupu, C., Petrescu, C., y Dimon, C. (2007). Multi-Model and Inverse Model Control Methods for Nonlinear Systems. *IFAC Proceedings Volumes*, 40(18):253–258.
- Luyben, W. L. (2017). Control of a triple-column pressure-swing distillation process. *Separation and Purification Technology*, 174:232–244.
- Madiouni, R., Bouallegue, S., Haggege, J., y Siarry, P. (2013). Particle Swarm Optimization-based design of polynomial RST controllers. En *2013 10th International Multi-Conference on Systems, Signals and Devices, SSD 2013*, pp. 1–7.
- Matuš, R., Prokop, R., y Peka, L. (2007). Control of Systems with Periodic Time-Varying Parameters : An Algebraic Approach. En *2007 Mediterranean Conference on Control and Automation*, pp. 1–6, Athens, Greece.
- Meadows, E., Muske, K., y Rawlings, J. (1995). Implementable model predictive control in the state space. En *Proceedings of 1995 American Control Conference - ACC'95*, volumen 5, pp. 3699–3703 vol.5.
- Meng, X., Yu, H., Zhang, J., Xu, T., y Wu, H. (2021). Liquid level control of four-tank system based on active disturbance rejection technology. *Measurement*, 175:109146.
- Molina-Cristóbal, A., Griffin, I., Fleming, P., y Owens, D. (2005). MULTIOBJECTIVE CONTROLLER DESIGN: OPTIMISING CONTROLLER STRUCTURE WITH GENETIC ALGORITHMS. *IFAC Proceedings Volumes*, 38(1):51–56.
- Márton, L., Hangos, K. M., y Szederkényi, G. (2020). Disturbance attenuation via nonlinear feedback for chemical reaction networks. *IFAC-PapersOnLine*, 53(2):11497–11502. 21st IFAC World Congress.
- Navas, F., Mahtout, I., Milanés, V., y Nashashibi, F. (2018). Youla-kucera control structures for switching. En *2018 IEEE Conference on Control Technology and Applications (CCTA)*, pp. 1283–1288.
- Niemann, H. y Stoustrup, J. (1999). An Architecture for Implementation of Multivariable Controllers. En *Proceedings of the American Control Conference*, pp. 4029–4033, San Diego, California. AACC.
- Niss, M. O. K., Esbensen, T., Sloth, C., Stoustrup, J., y Odgaard, P. F. (2009). A Youla-Kucera approach to gain-scheduling with application to wind turbine control. En *Proceedings of the 18th IEEE International Conference on Control Applications*, pp. 1489–1494, Saint Petersburg, Russia. IEEE.
- Oravec, J., Bakošová, M., Mészáros, A., y Míková, N. (2016). Experimental investigation of alternative robust model predictive control of a heat exchanger. *Applied Thermal Engineering*, 105:774–782.
- Orihuela, L., Alamo, T., Peña, D., y Rubio, F. (2008). Algoritmo de minimización para control predictivo con restricciones.
- Ostertag, E., Godoy, E., y Carvalho-ostertag, J. (2007). Dual RST-control of an Inverted Pendulum with Simulink S-functions Implementation. En *Control Conference (ECC), 2007 European*, pp. 2687–2693. IEEE.

- Pekar, L., Prokop, R., y Matusu, R. (2007). Algebraic control of unstable delayed first order systems using rq-meromorphic functions. En *2007 Mediterranean Conference on Control and Automation*, pp. 1–6.
- Phuc, B. D. H., You, S.-S., Lim, T.-W., y Kim, H.-S. (2017). Dynamical analysis and control synthesis of RO desalination process against water hammering. *Desalination*, 402:133–142.
- Pintea, A., Popescu, D., y Borne, P. (2010). Robust control for wind power systems. volumen 2, pp. 1085–1091.
- Poitiers, F., Bouaouiche, T., y Machmoum, M. (2009). Advanced control of a doubly-fed induction generator for wind energy conversion. *Electric Power Systems Research*, 79(7):1085–1096.
- Prokop, R., Husták, P., y Prokopová, Z. (2002). SIMPLE ROBUST CONTROLLERS: DESIGN, TUNING AND ANALYSIS. *IFAC Proceedings Volumes*, 35(1):23–28.
- Quadrat, A. (2003). On a generalization of the Youla-Kučera parametrization. Part I: The fractional ideal approach to SISO systems. *Systems and Control Letters*, 50(2):135–148.
- Quadrat, A. (2006). On a generalization of the Youla-Kučera parametrization. Part II: the lattice approach to MIMO systems. *Mathematics of Control, Signals, and Systems*, 18(3):199–235.
- Rani, L. T., Sivakumar, D., Rathikarani, D., y Suryakala, S. (2014). Design and Implementation of RST Controllers for a Nonlinear System. En *Green Computing Communication and Electrical Engineering (ICGCCEE), 2014 International Conference on*, pp. 1–6. IEEE.
- Ren, J., Chen, Z., Sun, M., Sun, Q., y Wang, Z. (2022). Proportion integral-type active disturbance rejection generalized predictive control for distillation process based on grey wolf optimization parameter tuning. *Chinese Journal of Chemical Engineering*.
- Renard, F., Wouwer, A. V., y Perrier, M. (2006). *Robust Adaptive Control of Yeast Fed-Batch Cultures*, volumen 39. IFAC.
- Rodriguez-Ayerbe, P. y Olaru, S. (2010). Youla-kucera parameter in explicit control laws.
- Rotella, F., Carillo, F. J., y Mounir, A. (2002). Polynomial Controller Design Based on Flatness. *Kybernetika*, 38:571–584.
- Sainz-García, S. H. (2016). *Control MPC para procesos multivariables en serie*. Master thesis, Cenidet.
- Salem, M. H., Bensalem, Y., Mansouri, K., Cauveau, E., y Abdelkrim, M. N. (2023). Polynomial battery control for photovoltaic systems. En *2023 IEEE International Workshop on Mechatronic Systems Supervision (IW_MSS)*, pp. 1–6. IEEE.
- Sandu, C., Popescu, C., y Dimon, C. (2015). Polynomial RST Control for Blood Pressure Regulation. En *2015 20th International Conference on Control Systems and Computer Science*, pp. 65–70.

- Schwenzer, M., Ay, M., Bergs, T., y Abel, D. (2021). Review on model predictive control: An engineering perspective. *The International Journal of Advanced Manufacturing Technology*, 117(5):1327–1349.
- Sira-Ramírez, H., Luviano-Juárez, A., Ramírez-Neria, M., y Zurita-Bustamante, E. W. (2017). Chapter 1 - introduction. En Sira-Ramírez, H., Luviano-Juárez, A., Ramírez-Neria, M., y Zurita-Bustamante, E. W., editores, *Active Disturbance Rejection Control of Dynamic Systems*, pp. 1 – 11. Butterworth-Heinemann.
- Skavdahl, I., Utgikar, V., Christensen, R., Chen, M., Sun, X., y Sabharwall, P. (2016). Control of Advanced Reactor-coupled Heat Exchanger System: Incorporation of Reactor Dynamics in System Response to Load Disturbances. *Nuclear Engineering and Technology*, 48(6):1349–1359.
- Song, Y., Wang, X., Teng, H., y Guan, Y. (2016). Nonlinear parametric predictive control for the temperature control of bench-scale batch reactor. *Applied Thermal Engineering*, 102:134–143.
- Sonnleitner, B. y Käppeli, O. (1986). Growth of *saccharomyces cerevisiae* is controlled by its limited respiratory capacity: Formulation and verification of a hypothesis. *Biotechnology and Bioengineering*, 28(6):927–937.
- Stephanopoulos, G. (1984). Chemical process control: an introduction to theory and practice.
- Tahri, F., Tahri, A., y Flazi, S. (2013). Robust Pole Placement RST Controller for DC-DC Buck Converter Based on Small Signal Modelling. En *International Conference on Electrical Engineering*, pp. 1–6.
- Thakur, S. S., Ojasvi, Kumar, V., y Kaistha, N. (2017). Continuous diisobutylene manufacturing: Conceptual process design and plantwide control. *Computers & Chemical Engineering*, 97:59–75.
- Tian, G. y Gao, Z. (2007). Frequency response analysis of active disturbance rejection based control system. *Proceedings of the IEEE International Conference on Control Applications*, (November 2007):1595–1599.
- Trangbaek, K. (2009). *Controller Reconfiguration through Terminal Connections based on Closed-loop*, volumen 42. IFAC.
- Valentinotti, S., Srinivasan, B., Holmberg, U., Bonvin, D., Cannizzaro, C., Rhiel, M., y von Stockar, U. (2003). Optimal operation of fed-batch fermentations via adaptive control of overflow metabolite. *Control Engineering Practice*, 11(6):665–674.
- Valentinotti, S. (2001). *Adaptive Rejection of Unstable Disturbances: Application to a fed-Batch Fermentation process*. Phd thesis, École Polytechnique Fédérale de Lausanne.
- Van Heerden, C. (1958). The Character of the Stationary State of Exothermic Processes. *Chemical Engineering Science*, 8(1-2):133–145.
- Wang, F., Wang, R.-J., y Liu, E.-H. (2019). Analysis and tuning for active disturbance rejection control. *Mathematical Problems in Engineering*, 2019.

- Wang, G., Wu, J., Zeng, B., Xu, Z., Wu, W., y Ma, X. (2016). State-Space Model Predictive Control Method for Core Power Control in Pressurized Water Reactor Nuclear Power Stations. *Nuclear Engineering and Technology*, pp. 4–10.
- Wang, S., Xiao, G., Wang, W., y Mi, H. (2022). Study of the process of deflagration flame behavior in disturbance conditions. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 139:110710.
- Wei, W., Duan, B., Zhang, W., y Zuo, M. (2021). Active disturbance rejection control for nanopositioning: A robust u-model approach. *ISA Transactions*.
- Whang, L. (2009). *Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB*. Springer.
- Wu, Z., He, T., Li, D., Xue, Y., Sun, L., y Sun, L. (2019). Control Engineering Practice Superheated steam temperature control based on modified active disturbance rejection control. *Control Engineering Practice*, 83(January 2018):83–97.
- Xia, Z. y Zhao, J. (2015). Steady-state optimization of chemical processes with guaranteed robust stability and controllability under parametric uncertainty and disturbances. *Computers and Chemical Engineering*, 77:116–134.
- Youcef, M., Djilali, T., Moreau, S., Said, H., y Bachir, D. (2021). Dsp improvement of a vector speed induction motor control with a rst and adaptive fuzzy controller. *Bulletin of Electrical Engineering and Informatics*, 10(3):1232–1244.
- Zhang, S., Wang, Q., Yang, G., y Zhang, M. (2019). Anti-disturbance backstepping control for air-breathing hypersonic vehicles based on extended state observer. *ISA Transactions*.
- Zheng, Q., Chen, Z., y Gao, Z. (2009). A practical approach to disturbance decoupling control. *Control Engineering Practice*, 17(9):1016–1025.
- Åström, K. y Wittenmark, B. (1984). *Computer Controlled System Theory and Design*, volumen 31.



Modelo de sistema de tres CSTR en serie

A.1. Modelo no lineal

$$\mathbf{A}_i = \begin{bmatrix} -\left(\frac{u_{i,1}}{V_{R,i}} + k_i(x_{i,2})\right) & 0 & 0 \\ -\frac{\lambda k_i(x_{i,2})}{\rho_R C_{PR}} & -\left(\frac{u_{i,1}}{V_{R,i}} + \frac{UA_{H,1}}{\rho_R C_{PR} V_{R,i}}\right) & \frac{UA_{H,1}}{\rho_R C_{PR} V_{R,i}} \\ 0 & \frac{UA_{H,i}}{\rho_J C_{PJ} V_{J,i}} & -\left(\frac{u_{i,5}}{V_J} + \frac{UA_{H,i}}{\rho_J C_{PJ} V_{J,i}}\right) \end{bmatrix} \quad (\text{A.1})$$

$$\mathbf{B}_i = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \\ \frac{u_{i,1}}{V_{J,i}} & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{A.2})$$

$$\mathbf{C}_i = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{A.3})$$

A.2. Modelo lineal

$$\mathbf{A}_i = \begin{bmatrix} -\alpha k_i - \frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} & -\frac{C_{a,i} E_A \alpha k_i}{R_g (T_{R,i})^2} & 0 \\ -\frac{\lambda \alpha k_i}{C_{P,R} \rho} & -\frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} - \frac{UA_H}{C_{PR} V_{R,i} \rho} - \frac{C_{a,i} E_A \lambda \alpha k_i}{C_{PR} \rho R_g T_{R,i}^2} & \frac{UA_H}{C_{PR} V_{R,i} \rho_R} \\ 0 & \frac{UA_H}{C_{PJ} V_{J,i} \rho_J} & \frac{F_{J,i}}{V_{J,i}} - \frac{UA_H}{C_{PJ} V_{J,i} \rho_R} \end{bmatrix} \quad (\text{A.4})$$

$$\mathbf{A}_{i-1} = \begin{bmatrix} \frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} & 0 & 0 \\ 0 & -\frac{F_{R,i}}{V_{R,i}} & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{A.5})$$

$$\mathbf{B}_i = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ -\frac{(T_{J,i}-T_{J,in,i})}{V_{J,i}} \end{bmatrix} \quad (\text{A.6})$$

$$\mathbf{C}_i = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{A.7})$$



Síntesis de control predictivo multivariable basado en modelo

Se diseña un control predictivo basado en modelo multivariable para tres CSTRs en serie. El objetivo de control es regular la temperatura en cada reactor a 350 K para mantener la operación isotérmica manipulando el flujo de fluido de enfriamiento en la chaqueta de cada reactor. Es necesario un modelo lineal de la planta en tiempo discreto para diseñar el controlador predictivo; posteriormente se realiza la discretización del modelo lineal en espacio de estados del sistema de tres reactores en serie. Se consideró tener un tiempo de muestro $T_s = 5s$, un retenedor de orden cero, son las mismas consideraciones que se utilizaron para el diseño del esquema de control adaptable. El modelo en tiempo discreto es el siguiente:

$$x(k+1) = Ax(k) + Bu(k) \quad (\text{B.1})$$

$$y(k) = Cx(k) \quad (\text{B.2})$$

donde

$$Q = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 10 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{B.3})$$

$$R = \begin{bmatrix} 0.001 & 0 & 0 \\ 0 & 0.001 & 0 \\ 0 & 0 & 0.01 \end{bmatrix} \quad (\text{B.4})$$



Publicación realizada

Article

Adaptive Control for Narrow Bandwidth Input and Output Disturbance Rejection for a Non-Isothermal CSTR System

Susana Haydee Sainz-García ¹, Guadalupe López López ^{1,*}, Víctor M. Alvarado ¹,
Jesse Y. Rumbo Morales ², Estela Sarmiento-Bustos ³ and Omar Alí Zatarain Durán ²

¹ TecNM/CENIDET, Int. Internado Palmira s/n, Cuernavaca 62490, Mexico;

² Centro Universitario de los Valles, Universidad de Guadalajara, Carretera Guadalajara, Ameca km 45.5, Ameca 46600, Mexico

³ División Académica de Mecánica Industrial, Universidad Tecnológica Emiliano Zapata del Estado de Morelos, Avenida Universidad Tecnológica No. 1, Col. Palo Escrito, Emiliano Zapata 62760, Mexico

* Correspondence: guadalupe.ll@cenidet.tecnm.mx



Citation: Sainz-García, S.H.; López López, G.; Alvarado, V.M.; Rumbo Morales, J.Y.; Sarmiento-Bustos, E.; Zatarain Durán, O.A. Adaptive Control for Narrow Bandwidth Input and Output Disturbance Rejection for a Non-Isothermal CSTR System. *Mathematics* **2022**, *10*, 3224. <https://doi.org/10.3390/math10183224>

Academic Editor: Svetlana V. Solodusha

Received: 24 July 2022

Accepted: 30 August 2022

Published: 6 September 2022

Publisher's Note: MDPI stays neutral with regard to jurisdictional claims in published maps and institutional affiliations.



Copyright: © 2022 by the authors. Licensee MDPI, Basel, Switzerland. This article is an open access article distributed under the terms and conditions of the Creative Commons Attribution (CC BY) license (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>).

Abstract: This paper presents an adaptive control scheme to face the challenge of rejecting input and output disturbances. The research is put on a layer of the design and start-up of chemical plants. The emphasis is on handling disturbances appearing in a narrow band of frequencies, which illustrates standard forms of disturbances in the alluded kind of systems. The controller is made up of a central RS structure that stabilizes the closed-loop plant. A second layer boosts the control law performance by adding the Youla–Kucera (YK) filter or Q parametrization and taking advantage of the internal model principle (IMP). This practice aids in modeling unknown disturbances with online control adjustment. We probe the resultant compensator for three non-isothermal continuous stirred tank reactors connected in series. The plant should conduct a first-order exothermic reaction consuming reactant A, while an isothermal operation stays and the outlet concentration is close to its nominal value. The primary concerns are open-loop instability and steady-state multiplicity in the plant's first unit. The control objective is to reject input and output disturbances in a band of frequencies of 0.0002 Hz to 0.007 Hz, whether there are variants or not in time. We test the controller with input signals depicting both variations in the auxiliary services and abrupt changes. We then compare the executions of the resultant control law with a model-based predictive control (MPC). We find comparable responses to multiple disturbances. However, the adaptive control offers an effortless control input. We also conclude that the adaptive controller responds well to reference changes, while the MPC fails due to input constraints.

Keywords: adaptive control; RS control; robust control; non-isothermal CSTR; disturbance rejection; serial process

MSC: 93C73; 93C40

1. Introduction

Industrial chemical plants are made up of interconnected units. Changes in the feed stream make the outputs of a unit fluctuate and disturb the units downstream. Thus, the connections between processing units that share streams mean losing degrees of freedom. The nature and source of input disturbances in these systems are varied. These can be small and slow fluctuations, such as alterations in environmental conditions. At other times, imperceptible changes degrade the plant performance gradually, for instance, due to equipment fouling. Then, random or periodic fluctuations in pressure, flow, or temperature in the fed streams occur, for example, by transients in the auxiliary services. Such disturbances yield inputs with a type of behavior that can be represented by a sum of periodic signals and can be treated as signals falling within a reduced frequency range. Otherwise, sharp and severe changes may occur due to unexpected operation of the plant in unstable