

**CONTROL LINEAL PROPORCIONAL-INTEGRAL  
PARA REACTORES QUIMICOS**

Tesis que presenta el ingeniero químico

**JOSE DE JESUS VALENCIA FERNANDEZ**

para la obtención del grado de

**MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA**

**SEPTIEMBRE DE 2000**



**Casa Abierta al Tiempo**

**UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA**

**DIVISION DE CIENCIAS BASICAS E INGENIERIA**

# AGRADECIMIENTOS

En estas líneas quiero agradecer a las personas e instituciones que de alguna manera me apoyaron para lograr esta meta. Todas tienen un lugar especial en mi persona por lo que el orden de aparición no tiene ninguna relación con su importancia.

**A las siguientes instituciones:**

A **Conacyt** por apoyar esta investigación a través de una beca-crédito bajo el contrato 130406/134169

Al **Instituto Mexicano de Petróleo (IMP)** por brindarme apoyo financiero a través del proyecto BBA-2001.

A **Industrias Negromex** por otorgarme una beca a través del Comité de Becas Negromex-UAMI y por apoyarnos a los estudiantes mexicanos para desarrollarnos en el ámbito de la investigación en México.

**A las siguientes personas:**

Existe alguien en particular que ha soportado mi falta de tiempo y mis ratos de estrés. Esta persona me ha impulsado siempre a seguir adelante y proporcionándome el tiempo necesario para ello. Por eso quiero expresarle todo mi agradecimiento a mi esposa **Verónica**, sin su apoyo y cariño difícilmente hubiera logrado esta meta. Mil Gracias

Quiero expresar un agradecimiento muy especial a mi asesor **Dr. José Alvarez Ramírez** quien siempre me ha brindado su apoyo para que pueda desarrollarme profesionalmente, por lo que aparte de asesor lo considero un amigo. Por otro lado también quiero agradecerle el haberme aceptado para cursar mis próximos estudios de doctorado en su grupo de control.

**A mis revisores de tesis:**

**Dr. Julio Solís Daun** por aceptar revisar mi tesis y porque además lo considero un amigo.

**Dr. Salvador Padilla Lares** porque me ha brindado un voto de confianza y por su apoyo invaluable para que pueda seguir con mi formación profesional.

**Dr. José Alvarez** por dirigir, revisar y estar siempre pendiente en todo lo relacionado a mi tesis.

**Dr. Rafael Maya Yescas** aunque oficialmente no se pudo integrar al jurado yo lo considero como tal por sus sugerencias y comentarios valiosos acerca de mi tesis.

A **Ricardo González** por darme un voto de confianza y brindarme una amistad sincera.

A mis padres por ser mi ejemplo en cuanto a entrega y dedicación al trabajo.

A **Rosa (Jesus, Sergio, Francisco, Erika), Elena (Irving), Amalia (Chava, Gustavo), Maru, Alejandro (Alejandra, Eduardo, Jorge), Josefina (José, Oscar, Luis I y II), Paulina (Arturo, Nidia), Marta y Gloria** por su apoyo y consejos.

A **Mario, María, Jazmín, Berenice y Silvia (Raúl I y II)** por permitirme formar parte de su familia.

A **Armando Valencia** porque siempre conte con su apoyo y es para mi como un hermano.

A **América Morales, Ilse Cervantes y Hector Puebla** por brindarme su ayuda y amistad y por los momentos agradables.

Al **Dr. Gilberto Espinoza** porque siempre me brindo su apoyo cuando lo necesite.

Al **Ing. Urial Aréchiga** por permitirme ser su amigo, por apoyarme en mi transición de maestría a doctorado y por los cuatro cursos de seminario de investigación los cuales me parecieron excelentes.

# Índice General

<b>1</b>	<b>Introducción General</b>	<b>7</b>
	Motivación . . . . .	7
	Planteamiento del problema . . . . .	7
	Objetivos . . . . .	7
	Aportes de la tesis . . . . .	8
	Organización de la tesis . . . . .	9
<b>I</b>	<b>Diseño de un esquema de control robusto para una unidad de desintegración catalítica</b>	<b>11</b>
<b>2</b>	<b>Introducción</b>	<b>12</b>
	Motivación . . . . .	12
	Modelo matemático de una unidad FCC . . . . .	18
	Simulación a lazo abierto de la unidad FCC . . . . .	22
<b>3</b>	<b>Control robusto de la unidad de desintegración catalítica</b>	<b>26</b>
	Selección de la estructura de control de la unidad FCC . . . . .	26
	Identificación empírica del modelo de primer orden . . . . .	29
	Control robusto Proporcional-Integral (PI) basado en un modelo lineal de primer orden . . . . .	34
	Simulaciones numéricas del esquema de control . . . . .	41
<b>4</b>	<b>Conclusiones</b>	<b>53</b>
<b>II</b>	<b>Diseño de un esquema de control robusto en cas- cada para un reactor continuo de polimerización</b>	<b>57</b>
<b>5</b>	<b>Introducción</b>	<b>59</b>
	Motivación . . . . .	59
	Modelo matemático de un reactor continuo de tanque agitado de polimerización en solución de metilmetacrilato . . . . .	63
<b>6</b>	<b>Control robusto en cascada de un reactor continuo de tanque agitado de polimerización</b>	<b>71</b>
	Introducción al control de reactores de polimerización . . . . .	71

Reactores continuos de tanque agitado (CSTR) . . . . .	73
El control en reactores de polimerización . . . . .	73
Control en cascada . . . . .	73
Control robusto en cascada de un reactor de polimerización en so- lución(CSTR) . . . . .	74
Controlador proporcional integral para la conversión . . . . .	74
Control robusto de temperatura (seguimiento) . . . . .	76
Simulaciones numéricas del esquema de control . . . . .	79
<b>7 Conclusiones</b>	<b>87</b>
<b>8 Conclusiones generales</b>	<b>91</b>
<b>9 Apéndice</b>	<b>99</b>
El control de procesos químicos . . . . .	99
Terminología usada en el diseño de controladores . . . . .	99

# Índice de Figuras

2.1	Diagrama de una unidad de desintegración catalítica (FCC).	20
2.2	Estructura de control riser-regenerador. Simulación a lazo abierto . . . . .	24
2.3	Estructura de control de Hicks. Simulación a lazo abierto. . .	25
3.1	Estructura de control riser-regenerador. Comportamiento de las variables a controlar bajo un cambio en escalón de las variables manipuladas . . . . .	31
3.2	Estructura de control de Hicks. Comportamiento de las variables a controlar bajo un cambio en escalón de las variables manipuladas . . . . .	32
3.3	Temperatura del raiser filtrada . . . . .	33
3.4	Estructura de control raiser-regenerador. Desempeño del control robusto frente a cambios de régimen de operación. . . . .	42
3.5	Estructura de control raiser-regenerador. Comportamiento de la variable manipulada frente a cambios en puntos de referencia. 43	
3.6	Estructura de control raiser-regenerador. Desempeño del esquema de control frente a cambios de temperatura en el regenerador. . . . .	44
3.7	Comportamiento de la variable manipulada frente a cambios de temperatura en el regenerador. . . . .	45
3.8	Desempeño del controlador robusto frente a perturbaciones simultaneas en la temperatura de alimentación y la temperatura de aire. . . . .	47
3.9	Comportamiento de las variables manipuladas frente a perturbaciones simultaneas en el temperatura de alimentación y la temperatura de aire. . . . .	48
3.10	Estructura de control de Hicks. Desempeño del esquema de control frente a cambios de régimen de operación. . . . .	49
3.11	Estructura de control de Hicks. Comportamiento de las variables manipuladas frente a cambios de régimen de operación. .	50
3.12	Desempeño del esquema de control frente a perturbaciones en la temperatura de aire y gasóleo. . . . .	51
3.13	Comportamiento de las variables manipuladas frente a perturbaciones en la temperatura de aire y de gasóleo. . . . .	52

5.1	Esquema del reactor continuo tanque agitado de polimerización de metilmetacrilato. . . . .	67
6.1	Representación esquemática del esquema de control en cascada del reactor de polimerización . . . . .	75
6.2	Esquema de control en cascada. Control de conversión. . . . .	81
6.3	Esquema de control en cascada. Control de temperatura. . . . .	82
6.4	Control en cascada. Comportamiento de la variable manipulada. . . . .	83
6.5	Desempeño del esquema de control frente a reducciones en la eficiencia del iniciador . . . . .	84
6.6	Desempeño del esquema de control frente a reducciones en la eficiencia del iniciador . . . . .	85
6.7	Control robusto en cascada. Comportamiento de la variable manipulada. . . . .	86

# Índice de Tablas

2.1	Constantes y parámetros del modelo de la unidad FCC . . . .	23
5.1	Constantes y parámetros del sistema de polimerización . . . .	70
6.1	Constantes y parámetros del controlador maestro y esclavo . .	79

# Índice de Tablas

2.1. Constantes y parámetros definidos de la unidad FCC	33
3.1. Constantes y parámetros definidos de la parametrización	70
4.1. Constantes y parámetros definidos de la parametrización	70

# Capítulo 1 INTRODUCCIÓN GENERAL

## Motivación

Actualmente la industria química nacional se enfrenta a una competencia más severa con respecto a industrias extranjeras o transnacionales, por lo que ahora se exigen niveles más altos de competitividad y de calidad del producto. Dentro de esta misma industria los reactores químicos son las unidades más importantes, los cuales generalmente presentan problemas operacionales debido de su complejo comportamiento a lazo abierto: multiplicidad de estados, sensibilidad paramétrica y oscilaciones. Estas características muestran la dificultad de implantar sistemas de control eficientes, porque son procesos no lineales, en algunos casos exotérmicos y algunas veces se operan en puntos inestables. Por lo tanto es necesario contar con esquemas de control que nos permitan tener un mayor grado de controlabilidad sobre los reactores químicos lo que traerá como consecuencia el tener productos de mayor calidad, límites más amplios de seguridad y un menor impacto sobre el medio ambiente, lo cual se verá directamente reflejado en la rentabilidad de la industria química nacional.

## Planteamiento del problema

Existen diversos problemas asociados con el desarrollo e implementación de leyes de control para reactores químicos, debido a que en ocasiones presentan multiplicidad de entradas y salidas, sensibilidad paramétrica y oscilaciones. Uno de estos problemas es el requerimiento de un modelo matemático, que describa adecuadamente el proceso y que conserve la dinámica de las variables que se deciden tomar como estados del sistema. Los modelos matemáticos existentes tienen un gran número de variables involucradas y las relaciones entre ellas son complejas, por lo que aún simplificando el modelo matemático, los parámetros involucrados resultan difíciles de identificar y variantes en el tiempo. Una posible solución a la problemática anterior, consiste en usar un modelo matemático, lo suficientemente sencillo, para ser manejable, pero lo suficientemente completo para describir adecuadamente el proceso. Otro de los problemas asociados es que las leyes de control existentes requieren, en general, del conocimiento completo de los estados del sistema y de un conocimiento de los parámetros del mismo. *Por lo tanto es necesario diseñar estrategias de control para reactores químicos que nos permitan encontrar una ley de control robusta que proporcione un buen desempeño a lazo cerrado frente a cambios de puntos de referencia, a pesar de incertidumbres en el modelo, en los parámetros (errores de modelado) y de la exposición a perturbaciones externas.*

## Objetivos

Los objetivos planteados en esta tesis de maestría son:

1. Estudiar la dinámica de dos tipos de procesos químicos: unidades de *desintegración catalítica (FCC)* y reactores continuos de polimerización.

2. Caracterizar las incertidumbres asociadas a los modelos de las unidades FCC y desarrollar esquemas de control robusto para estas unidades.
3. Caracterizar las incertidumbres asociadas a los modelos de los reactores continuos de polimerización y desarrollar esquemas de control robusto en cascada para este tipo de reactores.
4. Simulación y análisis del comportamiento de la planta a lazo cerrado utilizando los esquemas desarrollados de control robusto.

### Aportes de la tesis

Se desarrollan esquemas de control robusto para dos tipos de procesos muy importantes dentro de la industria química nacional: unidades de *desintegración catalítica* y reactores continuos de polimerización. Por otro lado, los esquemas de control robusto desarrollados presentan varias ventajas respecto a los controladores existentes en la literatura para estos dos procesos. En primer lugar los esquemas propuestos en esta tesis consideran las no-linealidades no modeladas y las perturbaciones externas, lo que resulta en un controlador capaz de estabilizar la planta aún cuando se tienen incertidumbres inherentes en el modelado (constantes cinéticas, calores de reacción), otra de las ventajas es que los controladores robustos propuestos, son equivalentes al controlador clásico proporcional integral (PI) que es uno de los más usados industrialmente. La parametrización del controlador está en términos de las constantes de tiempo a lazo cerrado y de estimación de incertidumbres. Este esquema de control posee una estructura natural *antireset windup*. Mediante simulaciones numéricas se muestra que los esquemas de control tienen un excelente desempeño a pesar de incertidumbres en el modelado, cambios de puntos de referencia y perturbaciones externas.

Para la implantación de la estrategia de control en la unidad FCC, nosotros estudiamos dos diferentes estructuras de control: la estructura de control *raiser* - regenerador y la estructura de control de Hicks. Se muestra que el esquema de control robusto propuesto para la unidad de *desintegración catalítica* muestra un buen desempeño del sistema a lazo cerrado, mostrando que puede estabilizar la unidad aún frente a incertidumbres en el modelado, cambios de puntos de referencia y perturbaciones externas.

Se diseña un esquema de control robusto en cascada para un reactor continuo de polimerización. En este esquema de control en cascada, el control esclavo es quien controla la temperatura del reactor con la temperatura de la chaqueta de enfriamiento, el control maestro es un control de conversión siendo la variable manipulada la temperatura del reactor. Se muestra mediante simulaciones numéricas que el esquema de control robusto en cascada propuesto garantiza la estabilización del reactor en los puntos de operación requeridos, aun cuando se tengan incertidumbres en los parámetros cinéticos (velocidades de reacción y entalpías de reacción), perturbaciones, etc.

## Organización de la tesis

---

La tesis está estructurada en tres partes, en la primera de ellas se presenta el estudio, diseño y resultados de la estrategia de control robusto para la unidad de *desintegración catalítica*, en la segunda parte se muestra el estudio sobre un reactor continuo de polimerización de metilmetacrilato. Por último en la tercera parte se presenta un apéndice sobre la terminología usada en el control de procesos químicos.

La tesis debe estar organizada en tres partes: el primer capítulo es el planteamiento del problema y los objetivos de la investigación, el segundo capítulo es el desarrollo de la investigación y el tercer capítulo es la conclusión y las recomendaciones. El primer capítulo debe ser claro y conciso, y debe presentar el problema de investigación y los objetivos de la investigación. El segundo capítulo debe ser detallado y debe presentar el desarrollo de la investigación, incluyendo los métodos de investigación, los resultados de la investigación y el análisis de los resultados. El tercer capítulo debe ser claro y conciso, y debe presentar las conclusiones de la investigación y las recomendaciones para futuras investigaciones.

## **Parte I**

# **Diseño de un esquema de control robusto para una unidad de desintegración catalítica**

Parte I

Diseño de un sistema de control  
de un sistema de control  
de un sistema de control

## Capítulo 2 INTRODUCCIÓN

### Motivación

La unidad de *desintegración catalítica* (FCC), es una de las unidades más importantes de la industria de refinación del petróleo para la conversión de gasóleo en gasolina e hidrocarburos ligeros. Por lo tanto es necesaria la implementación de medidas eficientes de control dentro de la operación de las unidades FCC con el fin de tener una mayor controlabilidad sobre el proceso, lo que traerá como consecuencia el tener combustibles automotrices de mayor calidad, límites mas amplios de seguridad y un menor impacto sobre el medio ambiente, lo cual se vera directamente reflejado en la rentabilidad de la industria petroquímica nacional.

### Planteamiento del problema

Existen diversos problemas asociados con el desarrollo e implementación de leyes de control para unidades tipo FCC. En primer lugar, se requiere de un modelo matemático, que describa adecuadamente el proceso y que la dinámica de las variables que se deciden tomar como estados del sistema sean acordes con la realidad. Las unidades tipo FCC son difíciles de modelar debido a la complejidad de compuestos que contienen las cargas de gasóleo pesado que las alimentan, lo que deriva en que los modelos matemáticos tengan un gran número de variables involucradas y que las relaciones entre ellas sean complejas, por lo que aún simplificando el modelo matemático los parámetros involucrados resultan difíciles de identificar. Una posible solución a la problemática anterior, consiste en usar un modelo matemático, lo suficientemente sencillo, para ser manejable, pero lo suficientemente completo para describir adecuadamente el proceso. En segundo lugar, las leyes de control requieren en general, del conocimiento completo de los estados del sistema y de un conocimiento de los parámetros del mismo.

*Por lo tanto es necesario diseñar una estrategia de control para unidades FCC, que nos permita encontrar una ley de control robusta que proporcione un buen desempeño a lazo cerrado, a pesar de incertidumbres en el modelo, de incertidumbres en los parámetros (errores de modelado) y de perturbaciones externas.*

### Objetivos

Los objetivos planteados en esta primera parte de la tesis son:

1. Estudiar la dinámica de las unidades de cracking catalítico a lazo abierto.
2. Caracterizar las incertidumbres asociadas a los modelos de las unidades FCC.
3. Desarrollar esquemas de control robusto para las unidades FCC, los cuales muestren un buen desempeño a lazo cerrado.
4. Simulación y análisis del comportamiento a lazo cerrado de la planta bajo los esquemas de control robusto desarrollados.

### Estado del arte

Para el estudio de la dinámica y control de una unidad FCC, se requiere en primer lugar de un modelo de trabajo, de un conocimiento de la unidad y de un análisis sobre los diversos desarrollos de control existentes. La literatura reportada sobre unidades tipo FCC es amplia debido a la gran importancia económica de estas unidades. Las unidades FCC son complejas y no se cuentan con estudios que representen todas sus características de modelado y control, sin embargo se han realizado avances importantes en estos aspectos para un óptimo diseño y operación.

**Modelado de unidades de desintegración catalítica** En esta sección se presenta brevemente el análisis bibliográfico que se hizo sobre el modelamiento de unidades de cracking catalítico (FCC). En los desarrollos propuestos sobre modelamiento de unidades FCC, no todos los elementos de las unidades FCC son presentados, por lo que no todas las características de diseño están presentes.

Algunos de los trabajos, que incluyen modelos acoplados del regenerador y el reactor son: Luyben y Lamb [1]; Lee y Kugelman [2]; Lee y Groves [3]; McGreavy *et al.* [4]; Bozicevic y Lukec [5]; Zhao y Lu [6]; Lopez-Isunza y Ruiz [7]; Balchen *et al.* [8]; Arandes y de Lasa [9]; Elnashaie y Elshishini [10]; Hovd y Skogestad [11]; Zheng [12]; Arbel *et al.* [13].

Otros trabajos presentan solo modelos del regenerador: Errazu *et al.* [14]; de Lasa *et al.* [15]; Krishna y Parkin [16]; Lee *et al.* [26]. Algunos otros presentan modelos del reactor o modelos de *desintegración catalítica*: Weekman [18]; Weekman y Nace [19]; Jacob *et al.* [20]; Larocca *et al.* [21].

Ahora presentaremos brevemente algunos de ellos: el estudio de las reacciones de *desintegración catalítica* ha seguido el esquema de agrupamiento (*lumping*), el primer esquema de reacción fue propuesto por Weekman [18] y considera dos *lumps* o agrupamientos: la alimentación y los productos; sin embargo debido a que la predicción del rendimiento de gasolina era importante, se desarrollaron esquemas en los cuales el número de *lumps* propuestos se fue incrementando, con el fin de obtener una detallada descripción de la composición de los productos. Por otro lado, Weekman y Nace [19] proponen un modelo cinético de *desintegración catalítica* que presenta un agrupamiento en tres *lumps* y considera la desintegración en paralelo del gasóleo a gasolina y gases ligeros/coque con la desintegración consecutiva de gasolina a gases ligeros/coque; las velocidades de reacción dependen del catalizador usado, de las condiciones de operación, de las propiedades de la alimentación y se observa que las tres reacciones son afectadas por la desactivación del catalizador.

Jhon y Wojciechowski [22], proponen un esquema cinético de cracking catalítico para el gasóleo, en el cual se detalla la composición del gas; propileno, n-butano y butenos, son considerados como productos secundarios y primarios, los cuales no pueden ser formados directamente de la desintegración de gasóleo y gasolina; el coque, metano, etano, etileno, propano e isobutano, son considerados productos secundarios (formados únicamente por la desintegración de gasolina).

Errazu *et al.* [14] proponen un modelo para el regenerador de una unidad FCC el cual incluye efectos térmicos, muestran que un modelo de un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) provee una buena representación del regenerador; el balance térmico considera una operación adiabática y el regenerador está limitado al modo

de combustión parcial.

Jacob *et al.* [20] desarrollan un modelo para desintegración catalítica el cual considera un agrupamiento de 10 *lumps*, que consiste en parafinas, naftenos, anillos aromáticos y grupos de constituyentes aromáticos de fracciones ligeras y pesadas de gasóleo; el modelo cinético, contempla el decaimiento catalítico y los cambios en las propiedades en la alimentación; se observa que las constantes de velocidad no dependen de la composición de la alimentación.

Elnashaie *et al.* [23], desarrollan un modelo cinético para una unidad FCC basándose en el esquema de tres *lumps* propuesto por Weekman en 1968, el modelo considera la cinética de las reacciones de desintegración y la de combustión de coque en el regenerador, muestran que la circulación de gasóleo y del catalizador tienen un gran efecto sobre la temperatura del reactor, el rendimiento y la selectividad; se supone que la concentración de oxígeno en el regenerador es constante.

De Lasa *et al.* [15], estudian cinco diferentes modelos de regeneradores de unidades FCC (reactor continuo tanque agitado, modelos de burbuja), usando información experimental de un regenerador industrial, demostrando que el modelo del reactor continuo es el más apropiado para representar el comportamiento dinámico del regenerador de la unidad de desintegración catalítica.

Krishna y Parkin [16] desarrollan un modelo para una unidad FCC, el cual muestra al regenerador y al reactor acoplados, el modelo describe los perfiles de temperatura, la composición de gas a partir de datos de quemado de coque y las reacciones de oxidación de *CO*; el regenerador presenta tres fases: la región de transferencia del catalizador agotado al regenerador, una región densa donde se lleva a cabo la combustión de coque y una región de fase diluida.

Lee y Groves [3] presentan un modelo de una unidad FCC el cual está basado en el que proponen Errazu y colaboradores, el regenerador se modela como un tanque agitado con una fase no diluida; el *raiser* es modelado como un reactor de flujo pistón y el modelo cinético utilizado es el de tres *lumps* propuesto por Weekman y Nace; sólo se considera el modo de combustión parcial y no se presenta detalladamente la cinética de combustión de *CO* a *CO*<sub>2</sub>, la cual ocurre tanto en la superficie catalítica como en la fase homogénea.

Coxson y Bischoff [24], muestran que no hay diferencias significativas entre los modelos de agrupamiento cinético de seis *lumps* y diez *lumps*.

Oliveira *et al.* [25] presentan un modelo de agrupamiento cinético para desintegración catalítica de cuatro *lumps*: gas 1 (productos primarios: propileno, propano, isobutano, n-butano, butenos y gasolina), gas 2 (productos secundarios: metano, etileno, etano y butadieno), gasolina y coque.

Lee *et al.* [17] presentan un modelo de agrupamiento cinético para desintegración catalítica de cuatro *lumps*, el cual es similar al propuesto por Weekman y Nace en 1970, con la principal diferencia de que el coque es considerado en un solo lump; los *lumps* restantes son gasolina, gasóleo y gases *C*<sub>1</sub> – *C*<sub>4</sub>; el modelo puede predecir el depósito de coque sobre el catalizador a través de la conversión de gasóleo y del rendimiento de los gases *C*<sub>1</sub> – *C*<sub>4</sub>; concluyen que el rendimiento de los gases *C*<sub>1</sub> – *C*<sub>4</sub> se incrementa con un aumento de la temperatura del reactor, mientras que la producción de gasolina y coque decrece.

Elnashaie [23] desarrollan un modelo de una unidad FCC, en el cual se considera

que las velocidades de flujo volumétrico en el regenerador se pueden estimar como un promedio entre los valores de entrada y salida; en el regenerador el incremento del número de moles es debido a la combustión incompleta de  $C$  a  $CO$  y la combustión de hidrógeno.

Hovd y Skogestad [11] presentan un modelo de una unidad FCC el cual es derivado principalmente del modelo propuesto por Lee y Groves [3] para el modo de operación de combustión parcial; utiliza el modelo del regenerador propuesto por Errazu y colaboradores. Debido a que el tiempo de residencia en el *raiser* es de pocos segundos es modelado como un reactor de flujo pistón en estado pseudoestacionario, el separador es modelado como un tanque mezclado ideal; el modelo describe el modo de combustión total y parcial.

Elnashaie y Elhishini [10], extienden el modelo que presentan en 1990 para una unidad FCC en estado estacionario a un modelo en estado no estacionario, este modelo es usado para estudiar las características dinámicas y de sensibilidad en estado estable en relación a las condiciones iniciales y la actividad catalítica de una unidad industrial tipo IV; se muestra que el nivel de predicción del modelo es muy sensible a la dimensionalidad del sistema.

Arandes y de Lasa [9] presentan un modelo fenomenológico de una unidad FCC en el cual el regenerador y el raiser se encuentran interconectados; utilizan el modelo cinético de tres *lumps* de Weekman y Nace; el modelo esta basado en restricciones aceptadas y correlaciones empíricas.

Mc Farlane *et al.* [27] describe un modelo de desintegración catalítica para una unidad tipo exxon IV, el cual no tiene un control independiente hacia el flujo de catalizador; el modelo utiliza parámetros empíricos para predecir la conversión, la temperatura en el reactor y la cantidad de coque en el catalizador; dicho modelo muestra una detallada descripción del comportamiento dinámico del fluido en el regenerador pero carece de una detallada descripción cinética en el reactor, pues no predice la conversión de la alimentación y presenta solo el caso de conversión total de  $CO$ .

Arbel *et al.* [13] proponen un modelo para una unidad FCC basado en el agrupamiento cinético de 10 *lumps* propuesto por Jacobs *et al.* [21]; describen la transición del modo de operación parcial al modo de operación total; el *raiser* es modelado como un reactor de flujo pistón y considera cuatro reacciones dentro del regenerador para la combustión de  $CO$  a  $CO_2$ .

Estos desarrollos sobre el modelamiento de unidades FCC son un avance, pero sabemos que en la práctica, cualquier modelo es una copia inexacta de la realidad ya que incorpora una gran cantidad de parámetros algunos de los cuales pueden ser considerados como inciertos. Por otro lado, para los propósitos que se persiguen, de control de una unidad FCC es necesario contar con un modelo de trabajo. El modelo con el cual nosotros trabajaremos es el que presentan Hovd y Skogestad [12], el cual representa de manera sencilla y adecuada las principales características de una unidad FCC.

## Control de unidades de desintegración catalítica

Diversos autores han hecho estudios sobre el análisis y la selección de la estructura de control y sobre el control de unidades de desintegración catalítica, entre los primeros podemos mencionar a Hicks *et al.* [28], Lee y Weekman [29], Arkun y Stephanopolus [30], Lee *et al.*[17] y Maya- Yescas *et al.*[31]. Sobre los avances en el control de estas unidades, se han hecho diversas propuestas basadas en la regulación de temperatura en el reactor y en el regenerador: Bromley *et al.*[32], Balchen *et al.*[8], Hovd y Skogestad [11], Grosdidier *et al.*[33], Alvarez-Ramírez *et al.*[34]. Ahora presentaremos una breve síntesis de algunos de estos trabajos:

Edwards *et al.*[35] muestran que las unidades comerciales FCC, pueden presentar múltiples estados estacionarios, debido a la exotermicidad de los procesos y a las complejas interacciones existentes entre los balances de calor del reactor y el regenerador; mediante un análisis de estabilidad local, muestran que es posible operar estas unidades en un estado inestable mediante la introducción de un sistema de control retroalimentado.

Balchen *et al.* [8] presentan una estrategia de control predictivo basado en modelos espacio-estado; el cálculo del control está basado sobre un índice general de desempeño y la parametrización de las variables de control en un modelo no-lineal; el controlador es obtenido mediante la solución del problema de programación no lineal y las simulaciones muestran un buen desempeño a lazo cerrado; uno de los casos de estudio es el control de una unidad FCC, en el cual se muestra que el control predictivo basado en el modelo espacio-estado es más eficiente que el convencional controlador proporcional derivativo.

Grosdidier *et al.* [33] describen un controlador instalado sobre el regenerador - reactor de una unidad real de desintegración catalítica; concluyen que el avance del control multivariable puede ser llevado a un buen desempeño dinámico con un amplio margen de robustez.

Hovd *et al.* [11] presentan un método para la selección de la estructura de control del reactor-regenerador en una unidad FCC. Examinan las medidas seleccionadas y el apareamiento de las variables respecto a cambios en los puntos de operación y incertidumbres paramétricas. Por otro lado se definen distintos niveles de control regulatorio: el control de bajo nivel es aquél en que sólo se busca controlar la planta sin optimizarla, y en el que usualmente se usa un control descentralizado para mantener las variables en los puntos de operación deseados; el control de nivel intermedio se basa en un modelo multivariable del proceso y se busca optimizar algunos objetivos; el nivel más alto (*top nivel*) busca la optimización total de la planta, la cual opera usualmente en estado estacionario. La selección de la estructura de control debe tomar en cuenta la selección de las variables manipuladas y controladas para el control. Las variables de control consideradas en este trabajo para el modo de combustión parcial son: variable primaria  $T_{cy}$  (temperatura de salida del regenerador), variables secundarias  $T_{ri}$  (temperatura a la salida del *raiser*) y  $T_{rg}$  (temperatura del regenerador en la fase densa); para el modo de combustión total las variables seleccionadas son: variable primaria  $O_{fg}$  (concentración de oxígeno en el flujo de gas), variables secundarias  $T_{rg}$  y  $T_{ri}$ . Por otra parte, para la estructura de control de tres variables manipuladas y tres variables controladas se considera el

siguiente esquema: variables controladas  $[T_{ri}, T_{cy}, T_{rg}]$ , se consideran dos opciones para las variables manipuladas:  $[F_s, F_a, k_c]$  y  $[F_s, F_a, T_f]$ . Para el sistema de control de dos variables manipuladas y dos variables controladas las variables manipuladas son  $[F_s, F_a]$  y las variables a controlar presentan cinco opciones: estructura de control convencional  $[T_{ri}, \Delta T_{rg}]$ , estructura de control de Kurihara  $[T_{rg}, \Delta T_{rg}]$ , estructura de control de Hicks  $[T_{ri}, T_{cy}]$  y la estructura de control *riser*-regenerador  $[T_{ri}, T_{rg}]$ , se llega a la conclusión de que la selección de la estructura de control es crítica para el eficiente desempeño de la estrategia de control y que la estructura de control *riser*-regenerador y la de Hicks son dos buenas estructuras de control para una unidad FCC.

Alvarez-Ramirez *et al.* [34] desarrollan una estrategia de control de temperatura para unidades FCC; el problema de control es trabajado primero para el caso en el cual se asume un perfecto conocimiento de la cinética de reacción; por otro lado para direccionar el problema de robustez frente a incertidumbres de la cinética de reacción se presenta un controlador no lineal adaptivo basado en el modelo; la estrategia adaptiva propuesta usa estimados de las incertidumbres derivadas de los balances de energía, esto resulta en un controlador con forma similar a los controladores linealizables entrada-salida, y puede ser sintonizado de forma análoga; el controlador propuesto puede ser sintonizado usando un solo parámetro de ganancia.

Arbel *et al.* [13] presentan una metodología sistemática para la evaluación de las diferentes estructuras de control de procesos complejos, los cuales presentan dos aspectos en común: son altamente no lineales y el número de las variables que se necesitan para el control es menor que el número de variables disponibles para ello; los criterios propuestos para la selección de la estructura de control son: modelabilidad, dominancia, no linealidades, estabilidad y suficiencia. Los autores llegan a la conclusión de que la mejor estructura de control para una unidad FCC operando en el modo de combustión parcial es :  $[T_{ri}, T_{rg}, F_{cat}, F_{vir}]$  y para el modo de combustión total :  $[O_{2sg}, T_{ri}, F_{cat}, F_{air}]$ ; se remarca que una estructura de control utilizándose en un cierto dominio, puede ser completamente distinta a la usada en otro dominio para el mismo proceso. Se muestra que mientras que los métodos de diseño lineales son a menudo adecuados para sintonizar los controladores, las características no-lineales del sistema a controlar son las dominantes en la selección de la estructura de control; además el efecto de las no-linealidades es básicamente sobre la selección de la estructura de control, sobre el control en estado estacionario de los puntos de referencia y sobre el dominio de operación en el cual el controlador puede funcionar.

Una vez terminado el análisis bibliográfico, se observa que los estudios sobre el control de unidades FCC utilizan modelos no-lineales, sin embargo existe la desventaja que solamente pocas técnicas de diseño de controladores no-lineales permiten lograr un buen desempeño y además asegurar la estabilidad de sistema. Otra severa desventaja de las estrategias de control no-lineal existentes es el gran esfuerzo requerido para diseñar estos controladores y el largo tiempo de cómputo en línea necesario para calcular la acción de control a ser aplicada, además de las dificultades asociadas con la necesidad de obtener demasiada información de parámetros y de mediciones y de las diferencias planta/modelo debidas a incertidumbres, esto generalmente es despreciado en los controladores que se han propuesto y en otros

casos resultan algoritmos muy complicados.

Por lo tanto es necesario desarrollar esquemas de control robusto para controlar las unidades FCC, esto debido a que el control robusto incluye la diferencia planta/modelo definiendo un conjunto de plantas de las cuales el proceso verdadero es un elemento. Este conjunto está definido por una descripción de incertidumbres. Así, los controladores se diseñan para ser robustos a la incertidumbre y para lograr el nivel deseado de desempeño para cualquier planta en el conjunto.

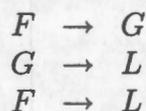
### Modelo matemático de una unidad FCC

Una unidad FCC consta básicamente de tres partes: un *raiser*, un regenerador y un separador. La carga de gasóleo que entra al *raiser* proviene de otras partes de la refinería (planta de destilación al vacío, unidad de desfaltado, desintegración térmica, crudo reducido, unidad de extracción de destilados atmosféricos) es precalentada y mezclada con el catalizador caliente que proviene del regenerador. Las reacciones de desintegración ocurren cuando la mezcla vaporizada de gasóleo y el flujo de catalizador fluyen en el *raiser*. En el separador los productos vaporizados y el catalizador agotado son separados. Los productos son removidos, mientras que el catalizador es regresado al separador donde se inyecta vapor para remover los hidrocarburos volátiles del catalizador. Junto con los productos formados de las reacciones de desintegración también es formado coque, éste se deposita sobre el catalizador y reduce su actividad. Debido a esta reducción de actividad, la regeneración continua del catalizador es necesaria. El catalizador agotado es transportado hacia el regenerador, donde es fluidizado con aire. Debido a la presencia de aire caliente el coque depositado sobre el catalizador es quemado por la reacción con oxígeno contenido en el aire. En la Figura 2.1 se muestra un diagrama simplificado de una unidad FCC.

Para los propósitos de control de una unidad FCC que se persiguen, es necesario contar con un modelo de trabajo. El modelo con el que nosotros trabajamos es el que presentan Hovd y Skogestad [11], el cual representa de manera sencilla y adecuada las principales características de una unidad FCC.

#### Modelo del *raiser*

En modelado del *raiser* se hace como un reactor de flujo pistón, en estado cuasi-estacionario; se considera el agrupamiento cinético de tres *lumps* propuesto por Weekman y Nace [19] que se muestra a continuación:



donde  $G = \text{gasolina}$ ,  $F = \text{gasóleo}$  y  $L = \text{gases ligeros/coque}$ .

Las reacciones de desintegración de gasóleo, son descritas por una cinética de segundo orden y la reacción de desintegración de gasolina en gases ligeros y coque es descrita por una cinética de primer orden.

*Balance de materia para el gasóleo:*

$$\frac{dy_f}{dz} = -K_1 y_f^2 COR \Phi tc \quad (2.1)$$

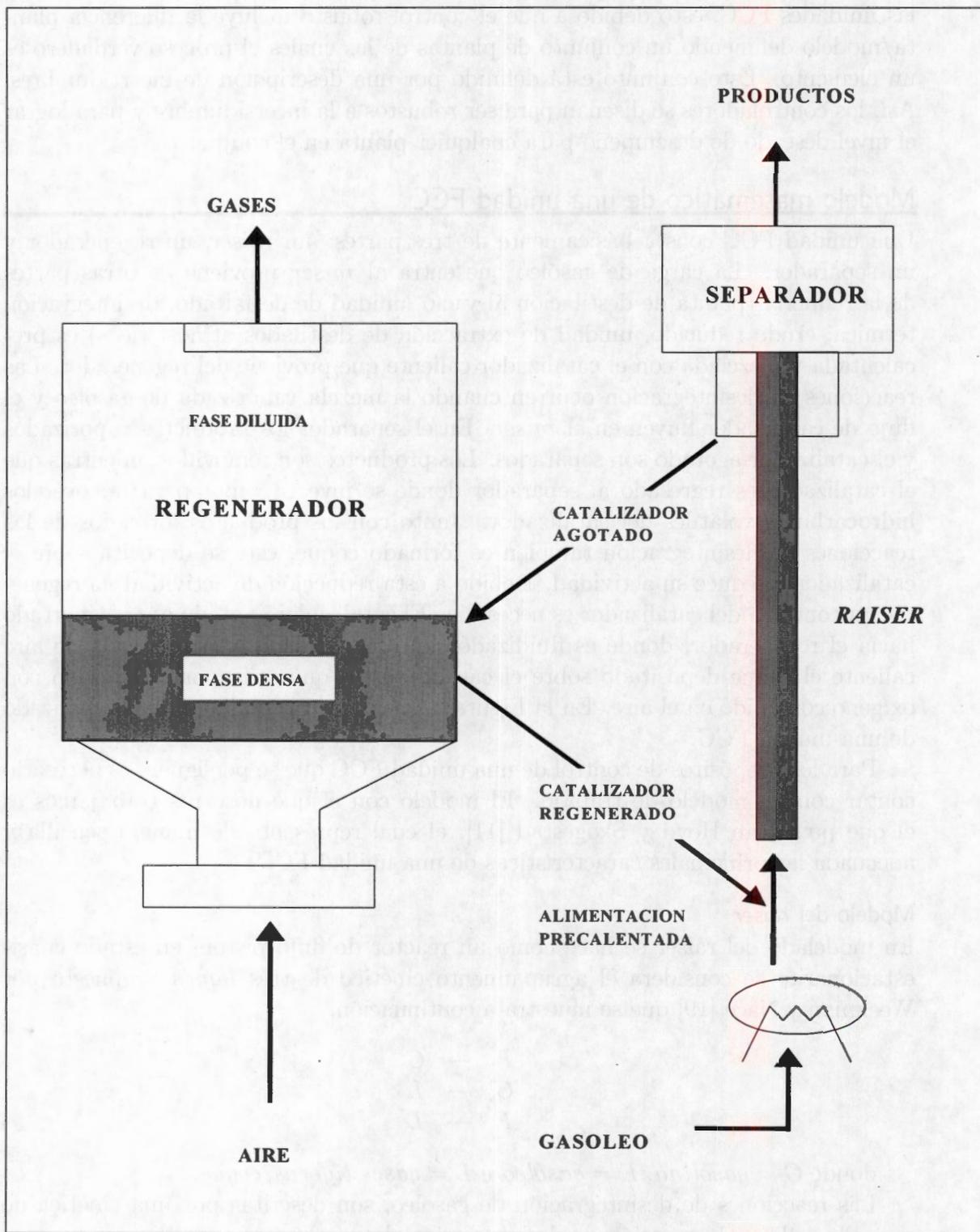


Figura 2.1 Diagrama de una unidad de desintegración catalítica (FCC).

$$y_f(z = 0) = 1$$

*Balance de materia para la gasolina:*

$$\frac{dy_g}{dz} = (\alpha_2 K_1 y_f^2 - K_3 y_g) \Phi t_c [COR] \quad (2.2)$$

$$y_g(z = 0) = 0$$

donde

$$K_1(\theta) = k_1 \exp(-E_f/RT_o(1 + \theta))$$

$$K_3(\theta) = k_3 \exp(-E_g/RT_o(1 + \theta))$$

$$\theta = (T(z) - T_o)/T_o$$

$$\Phi = \phi_0 \exp(-\alpha t_c [COR] z)$$

$$\phi_0 = 1 - mC_{rc}$$

$K_1 y_f^2 [COR]$  representa la cinética de desintegración de gasóleo y  $K_3 y_g [COR]$  la cinética de desintegración de gasolina;  $\Phi$  representa la desactivación del catalizador causada por el depósito de coque;  $\phi_0$  representa la reducción en la actividad del catalizador causada por el coque remanente en el catalizador después de la regeneración;  $t_c$  es el tiempo de residencia en el *raiser* y  $\alpha_2 = k_2/k_1$  es la fracción de gasóleo craqueado a gasolina y  $[COR]$  es la relación de  $\frac{\text{flujo de catalizador}}{\text{flujo de alimentación}}$ .

La correlación para estimar la cantidad de coque producido es:

$$C_{cat} = k_c \sqrt{\frac{t_c}{C_{rc}^N} \exp(-E_{cf}/RT_{ro})} \quad (2.3)$$

y la cantidad de coque sobre el catalizador que sale del *raiser* es:

$$C_{sc} = C_{rc} + C_{cat} \quad (2.4)$$

*Balance de energía:*

$$\frac{d\theta}{dt} = \frac{\Delta H_f * F_f}{T_o(F_s C_{pc} + F_f C_{po} + \lambda F_f C_{pd})} \frac{dy_f}{dz} \quad (2.5)$$

**Modelo del regenerador**

En el modelado del regenerador se hacen las siguientes suposiciones:

1. La temperatura y la cantidad de coque sobre el catalizador es uniforme en la región densa.
2. El oxígeno está uniformemente distribuido.

Para calcular la temperatura a la salida del regenerador ( $T_{cy}$ ), se representa el quemado de  $CO$  a  $CO_2$  en la fase densa en el regenerador usando la ecuación de Kurihara (ecuación 2.6) donde  $O_d$  es la cantidad de oxígeno que sale de la fase densa; esta ecuación sólo es válida si la unidad FCC está operando en el modo de combustión parcial.

$$T_{cy} = T_{rg} + C_t O_d \quad (2.6)$$

*Balance de materia para el coque:*

$$W \frac{dC_{rc}}{dt} = F_s (C_{st} - C_{rc}) - R_{cb} \quad (2.7)$$

*Balance de materia para el oxígeno:*

$$W_a \frac{dO_d}{dt} = \frac{F_a}{M_a} (O_{in} - O_d) - \frac{(1 + \sigma)n + 2 + 4\sigma}{4(1 + \sigma)} \frac{R_{cb}}{M_c} \quad (2.8)$$

*Balance de energía:*

$$W_{st} \frac{dT_{rg}}{dt} = T_{st} F_s C_{pc} + T_a F_a C_{pa} - T_{rg} (F_s C_{pc} + F_a C_{pa}) - \frac{\Delta H_{cb} R_{cb}}{M_c} \quad (2.9)$$

donde:

*La velocidad de combustión del coque está dada por:*

$$R_{cb} = k_{cb} * \exp\left(\frac{-E_{cb}}{RT_{rg}}\right) O_d C_{rc} W \quad (2.10)$$

y

$$\Delta H_{cb} = \Delta H_{co} + \frac{\sigma}{1 + \sigma} \Delta H_{CO_2} \quad (2.11)$$

donde

$$\begin{aligned} \Delta H_{co} &= -361465.3 + 16.23T_{rg} - 31.92 * 10^{-4}T_{rg}^2 + 18.57 * 10^{-7}T_{rg}^3 \\ &\quad + 1275299/T_{rg} \\ \Delta H_{CO_2} &= -284375.0 - 1.653T_{rg} - 29.51 * 10^{-4}T_{rg}^2 + 425588.2/T_{rg} \end{aligned}$$

$$\sigma = \begin{cases} 0.000953 \exp(5585/T_{rg}) & \text{si } T_{rg} < 803 \text{ K} \\ 1 + 0.00142(T_{rg} - 873) & \text{si } 803 < T_{rg} < 873 \text{ K} \\ 1.1 + 0.0061(T_{rg} - 873) & \text{si } T_{rg} > 873 \text{ K} \end{cases} \quad (2.12)$$

y

$$\sigma = \frac{CO_2}{CO}$$

$C_{po} = 3.135 \text{ kJ/molK}$	$m = 80$
$C_{pc} = 1.005 \text{ kJ/molK}$	$E_{cf} = 41790 \text{ kJ/kmol}$
$C_{pd} = 1.9 \text{ kJ/molK}$	$M_a = 28.85 \text{ kg/kmol}$
$C_{pa} = 1.05 \text{ kJ/molK}$	$M_c = 14 \text{ kg/kmol}$
$\lambda = 0.035$	$k_{cb} = 1.9 * 10^8 \text{ s}^{-1}$
$k_1 = 9.6 * 10^5 \text{ s}^{-1}$	$N = 0.4$
$k_2 = 7.2 * 10^5 \text{ s}^{-1}$	$O_{in} = 0.2136$
$k_3 = 4.22 * 10^5 \text{ s}^{-1}$	$F_f = 40.63 \text{ kg/s}$
$t_c = 9.6 \text{ s}$	$T_f = 400 \text{ K}$
$E_f = 1.015 * 10^5 \text{ kJ/kmol}$	$T_a = 320 \text{ K}$
$E_g = 1.126 * 10^5 \text{ kJ/kmol}$	$W = 175738 \text{ kg}$
$R = 8.3145 \text{ kJ/molK}$	$W_a = 20 \text{ kmol}$
$\alpha = 0.12 \text{ s}^{-1}$	$W_{st} = 17500 \text{ kg}$
$\Delta H_f = 506.2 \text{ kJ/kg}$	$E_{cb} = 157884 \text{ kJ/kmol}$

Tabla 2.1 Constantes y parámetros del modelo de la unidad FCC

#### Modelo del separador

El separador se modela como un tanque de mezcla ideal, además se considera que el flujo de catalizador agotado del separador al regenerador es igual al flujo de catalizador regenerado.

*Balance de masa para el coque:*

$$W_{st} \frac{dC_{st}}{dt} C_{st} = F_s (C_{sc} - C_{st}) \quad (2.13)$$

*Balance de energía:*

$$W_{st} C_{pc} \frac{dT_{st}}{dt} = F_s C_{pc} (T_{ro} - T_{st}) \quad (2.14)$$

El separador introduce un retardo entre la salida del *raiser* y el catalizador regresado hacia el regenerador.

Los valores de los parámetros del modelo de la unidad FCC se muestran en la Tabla 2.1.

#### Simulación a lazo abierto de la unidad FCC

En las Figuras 2.2 y 2.3 se presenta la simulación a lazo abierto de las dos estructuras de control de la unidad FCC que se están estudiando. Se observa que el sistema se estabiliza una vez que pasan los primeros minutos del arranque de la planta.

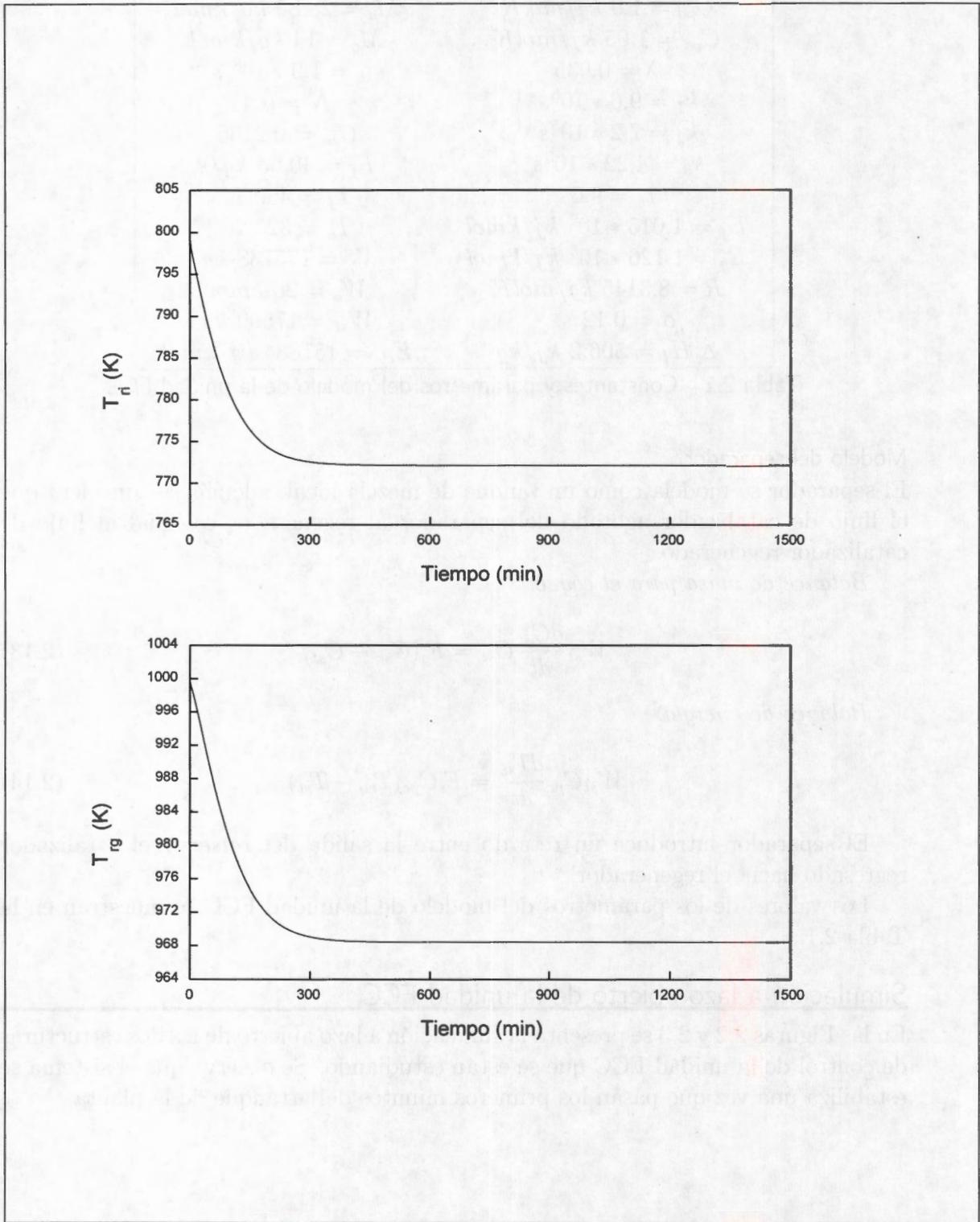


Figura 2.2 Estructura de control riser-regenerador. Simulación a lazo abierto

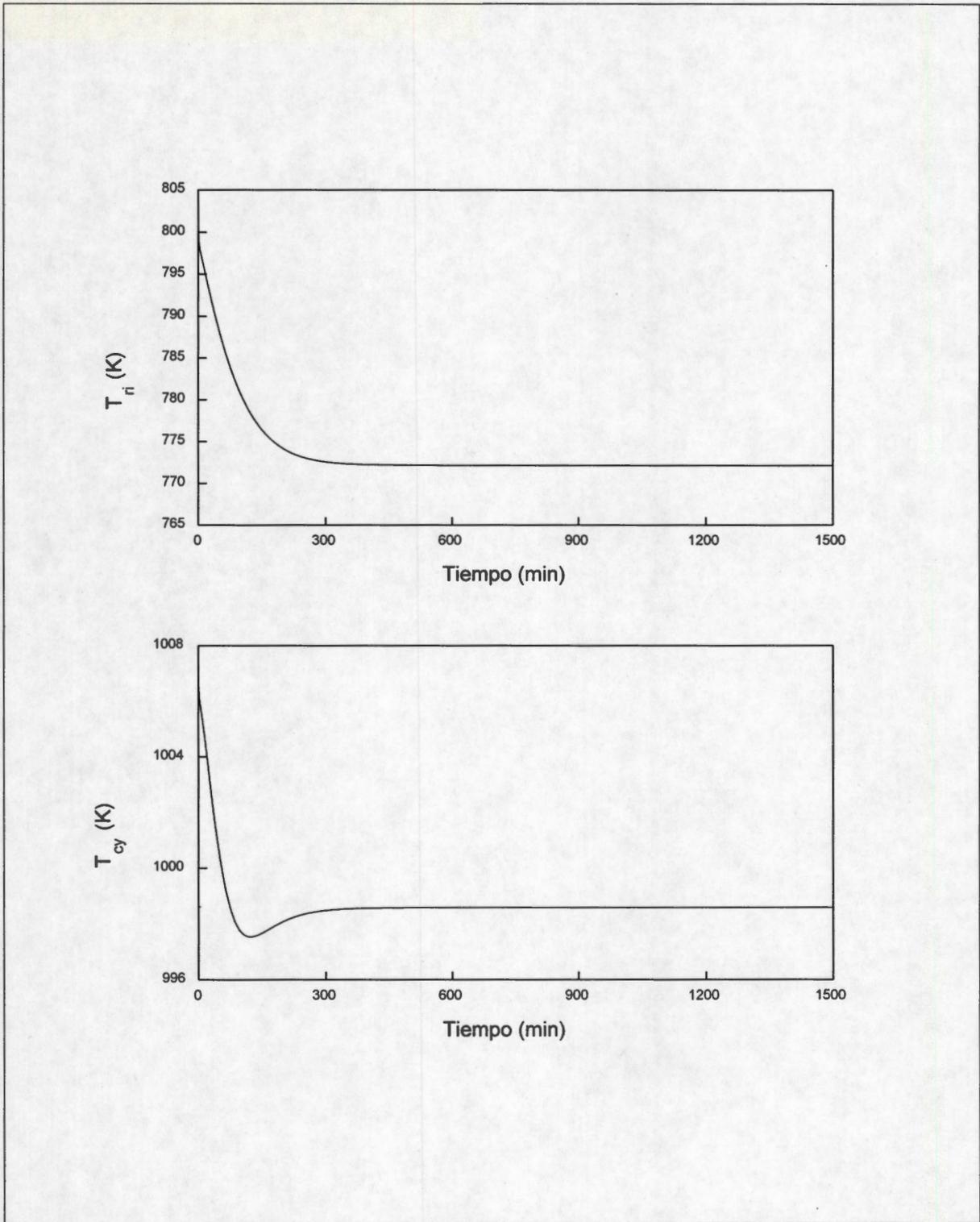


Figura 2.3 Estructura de control de Hicks. Simulación a lazo abierto.

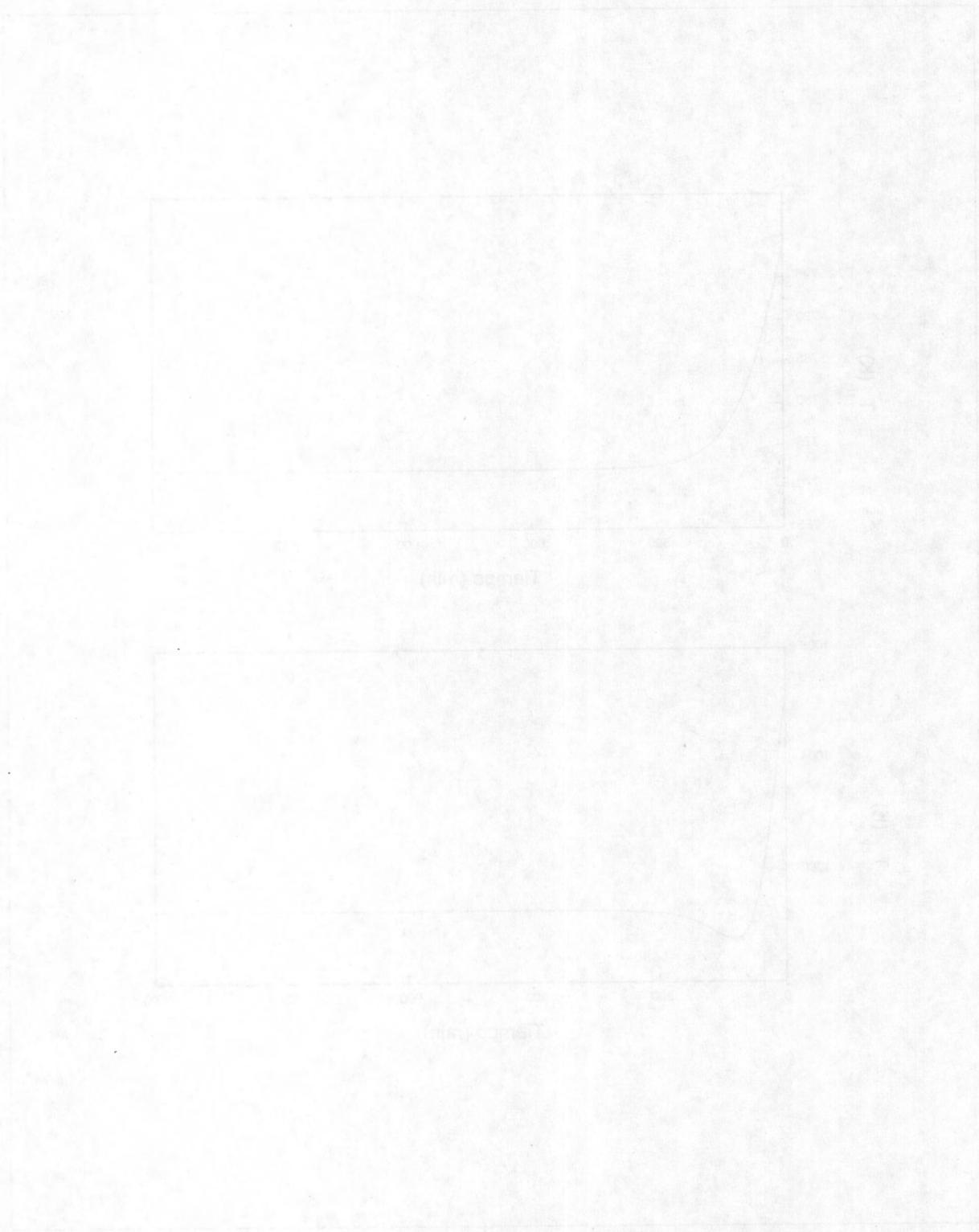


Figure 3. Comparison of the results of the simulation and the experimental data.

## Capítulo 3 CONTROL ROBUSTO DE LA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA

En este capítulo se presenta la derivación de un esquema de control robusto basado en un modelo lineal de primer orden para dos diferentes estructuras de control de la unidad de desintegración catalítica. En la primera sección se presenta la selección de los esquemas de control que se van a estudiar de la unidad de desintegración catalítica. En el análisis de cada estructura se presenta la identificación empírica del modelo de primer orden para de la unidad de desintegración catalítica. Enseguida se presenta la derivación de la estructura de control robusto para la estructura de control. Como siguiente paso se presentan las simulaciones numéricas de la estructura de control. Cabe mencionar que el mismo procedimiento para el diseño de la estrategia de control robusta es aplicado a las dos estructuras de control, por lo que se presentará la solución en detalle para la estructura de control *raiser-regenerador* y después se aplicará a la estructura de control restante.

Como primer paso del diseño de nuestra estructura de control haremos la aproximación de la planta a un modelo lineal de primer orden.

### Selección de la estructura de control de la unidad FCC

La selección de una estructura de control de un proceso consiste en la selección y apareamiento de las variables manipuladas y medidas. Una selección adecuada de dicha estructura de control es muy importante para el control de procesos complejos, que presentan no linealidades. De acuerdo con Arbel *et al.* [13] los criterios que se deben tomar en cuenta para la selección de una adecuada estructura de control son los siguientes:

- Modelabilidad (capacidad de distinción de la relación de las variables medidas con las especificaciones y restricciones).
- Dominancia (influencia de unas variables sobre otras).
- No linealidades y estabilidad (multiplicidad de estados estacionarios, multiplicidad de entradas que pueden provocar multiplicidad de salidas y cambios de ganancia alrededor del punto de referencia (*set-point*)).
- Respuesta en la escala de tiempo (respuesta rápida del controlador).
- Suficiencia (criterios para el apareamiento de restricciones y especificaciones).

### Variables de proceso en la unidad FCC

A continuación se muestra una lista de las variables de proceso (manipuladas, medibles, medibles infrecuentemente, variables de salida, especificaciones y variables de estado de una unidad FCC:

Variables manipuladas	Rápidas	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flujo de aire</li> <li>Flujo de catalizador</li> <li>Temperatura de alimentación</li> <li>Catalizador fresco</li> </ul>
	Lentas	<ul style="list-style-type: none"> <li>Propiedades del catalizador</li> <li>Velocidad de alimentación</li> <li>Calidad de alimentación</li> </ul>

Especificaciones	Producto	<ul style="list-style-type: none"> <li>Conversión</li> <li>Octano</li> <li>Rendimiento de gasolina</li> <li>Isobuteno</li> <li>Propileno</li> <li>Propano</li> <li>CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub></li> </ul>
	Restricciones	<ul style="list-style-type: none"> <li>Velocidad de alimentación de aire</li> <li>Vel. de circulación del catalizador</li> <li>Temperatura del <i>raiser</i></li> <li>Temperatura del regenerador</li> <li>Temperatura del flujo de gas</li> </ul>

Variables de estado	<ul style="list-style-type: none"> <li>Temperatura del <i>raiser</i></li> <li>Temperatura del regenerador</li> <li>Coque sobre el catalizador regenerado</li> <li>Coque sobre el catalizador agotado</li> </ul>
---------------------	---

Variables manipuladas medibles	<ul style="list-style-type: none"> <li>Flujo de aire</li> <li>Flujo de catalizador</li> <li>Catalizador fresco</li> </ul>
--------------------------------	---

Variables manipuladas medidas infrecuentemente	<ul style="list-style-type: none"> <li>Propiedades del catalizador (aditivos)</li> <li>Calidad de la alimentación</li> <li>Composición de la alimentación</li> </ul>
--	--

Salidas medidas frecuentemente	<ul style="list-style-type: none"> <li>Temperatura del <i>raiser</i> (<math>T_{ri}</math>)</li> <li>Temperatura del regenerador (<math>T_{rg}</math>)</li> <li>Temperatura del gas de salida (<math>T_{cy}</math>)</li> <li><math>\Delta T_{rg} = (T_{cy} - T_{rg})</math></li> <li>Oxígeno en el gas de salida en el regenerador</li> </ul>
--------------------------------	--

Salidas medidas infrecuentemente	<ul style="list-style-type: none"> <li>Octano</li> <li>Conversión</li> <li>Rendimiento de gasolina</li> <li>Rendimiento de gas de salida</li> <li>Coque sobre el catalizador regenerado</li> </ul>
----------------------------------	--

Existen dos formas de operación de una unidad FCC (cabe aclarar que una misma unidad solo opera en una forma), el de combustión parcial y el de combustión total. La lista de variables para los dos distintos modos de operación se presenta a continuación:

Combustión parcial	{	Variables controladas	{	Temperatura del regenerador
				Temperatura del <i>raiser</i>
				$\Delta T_{rg}$
		Variables manipuladas	{	Temperatura del gas de salida
				Flujo de aire
				Flujo de catalizador
Combustión Total	{	Variables controladas	{	Temperatura del regenerador
		Variables manipuladas	{	Oxígeno en el gas de salida
				Flujo de catalizador
				Flujo de aire

Una vez hecho un análisis de las variables medidas y a controlar del proceso los posibles apareamientos para la estructura de control de una unidad FCC pueden ser:

$$\text{Flujo de catalizador} \left\{ \begin{array}{l} \text{Temperatura del } \textit{raiser} \\ \Delta T_{rg} \end{array} \right.$$

$$\text{Flujo de aire} \left\{ \begin{array}{l} \text{Temperatura del regenerador} \\ \Delta T_{rg} \\ \text{Temperatura del gas de salida} \\ \text{Oxígeno en el gas de salida} \end{array} \right.$$

Problema de control de dos variables controladas y dos variables manipuladas ( $2 \times 2$ )  
 En problemas de control de unidades complejas como la unidad FCC se pueden elegir varias variables a controlar y varias variables manipuladas (control multivariable), nosotros restringiremos nuestra atención al estudio del problema de control de dos variables manipuladas y dos variables a controlar de la unidad FCC. En la mayoría de los trabajos que tratan sobre el control de unidades de desintegración catalítica se utiliza el flujo de aire y el flujo de catalizador como las variables manipuladas para el control de la unidad FCC debido a que tienen un fuerte impacto sobre las condiciones del proceso.

Las estructuras de control sobre las que nosotros restringimos nuestro estudio son:

1. *Estructura de control raiser-regenerator* [ $T_{ri}$ ,  $T_{rg}$ ];

En esta estructura de control, las variables controladas son la temperatura del *raiser* ( $T_{ri}$ ) y la temperatura del regenerador en la fase densa ( $T_{rg}$ ); en este caso el flujo de sólidos ( $F_s$ ) es usado para el control de  $T_{ri}$  y el flujo de aire ( $F_a$ ) para el control de  $T_{rg}$ .

### 1. Estructura de control de Hicks [ $T_{ri}$ , $T_{cy}$ ]

La estructura de control de Hicks considera como variables controladas la temperatura del *raiser* ( $T_{ri}$ ) y la temperatura del regenerador en la salida ( $T_{cy}$ );  $F_s$  se usa para el control de  $T_{ri}$  y  $F_a$  para el control de  $T_{cy}$ .

## Identificación empírica del modelo de primer orden

### Estructura de control *raiser*-regenerador

La identificación empírica del modelo de primer orden nos proporciona la relación dinámica entre la variable de salida y la variable de entrada, por medio del método denominado “*curva de procesos de reacción*”. Este método es restrictivo para modelos de primer orden los cuales tienen la forma:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{k_p}{\tau_o s + 1} \quad (3.1)$$

Este método requiere de cuatro pasos:

- 1) Permitir que el proceso llegue a un estado estacionario.
- 2) Introducir un cambio en la variable de entrada ( 2% en escalón en nuestro caso).
- 3) Obtener la respuesta del proceso una vez que se ha alcanzado nuevamente el estado estacionario.
- 4) Realizar los cálculos gráficamente en la “*curva de procesos de reacción*”.

Las Figuras 3.1 y 3.2 muestran el comportamiento de la temperatura del regenerador ( $T_{rg}$ ) y de la temperatura del *raiser* ( $T_{rif}$ ) bajo un cambio en escalón de 2 % en el flujo de aire ( $F_a$ ) y bajo un cambio en escalón de 2 % en el flujo de sólidos ( $F_s$ ).

Para poder aplicar el método de “*curva de procesos de reacción*”, es necesario filtrar la temperatura del *raiser* para eliminar el sobredisparo que se presenta. La Figura 3.3 muestra la temperatura del *raiser* filtrada (con un tiempo de filtrado de 900 segundos). Esta temperatura se toma ahora como la temperatura de salida.

De acuerdo con el método de identificación empírica la constante de tiempo del proceso a lazo abierto está definida como:

$$\tau_o = (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.2)$$

donde  $t_{63\%}$  ( $t_{28\%}$ ) es el tiempo correspondiente a un cambio de 63% (28%) en la variable de salida. La ganancia del proceso en estado estacionario está definida como  $K_p = \frac{\Delta T_{rg}(\Delta \text{ variable de salida})}{\Delta F_a(\Delta \text{ variable de entrada})}$  y es un parámetro que nos indica cuánto cambia la variable de salida por unidad de cambio de la función de forzamiento o variable de entrada, este parámetro depende de las propiedades físicas y de los parámetros de operación del proceso.

Para el regenerador obtenemos los siguientes valores:

$$\begin{aligned} \Delta &= 10.04 \text{ Kg/s} \\ 0.63\Delta &= 6.32 \text{ Kg/s} \end{aligned} \quad (3.3)$$

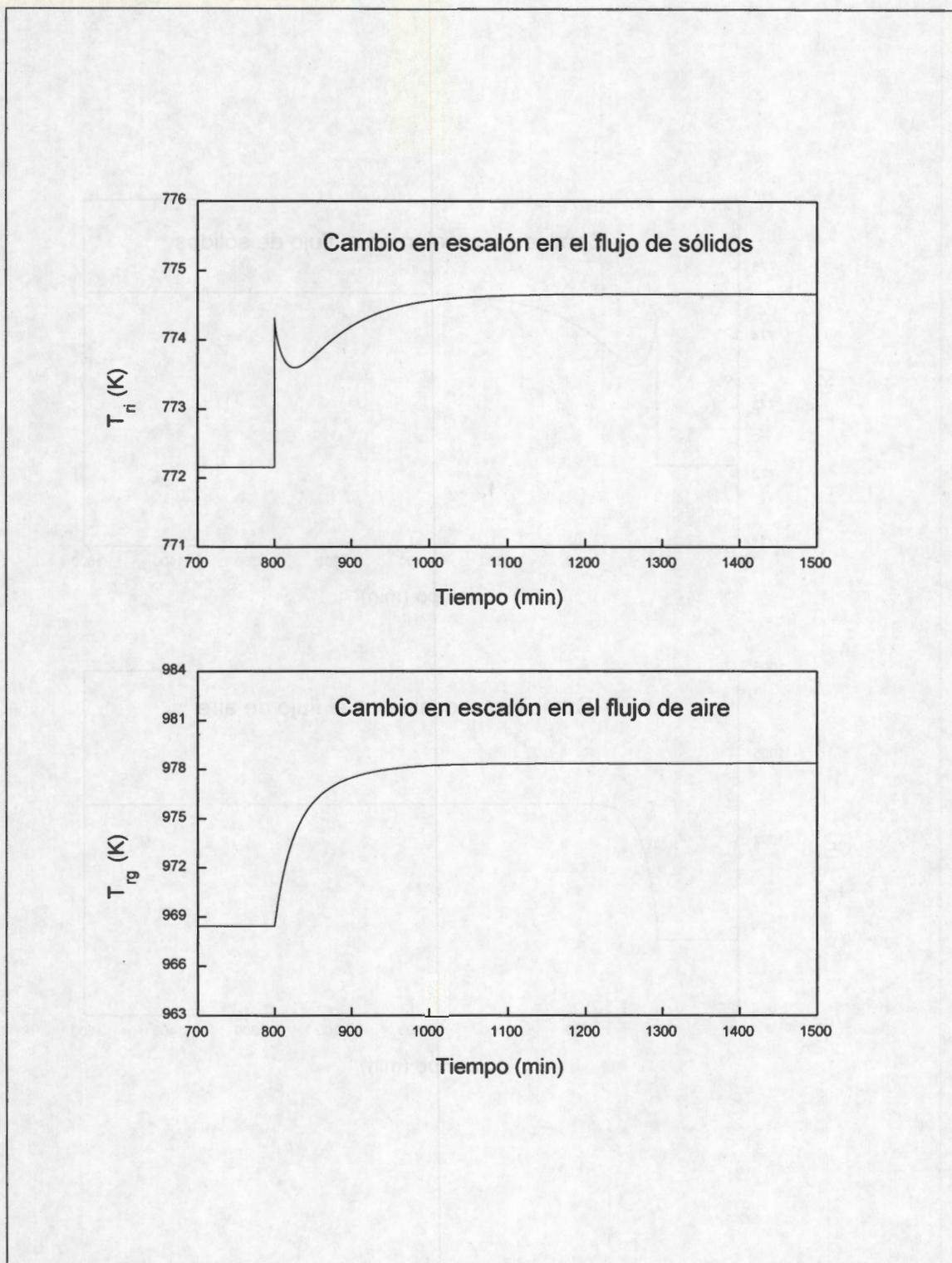


Figura 3.1 Estructura de control riser-regenerador. Comportamiento de las variables a controlar bajo un cambio en escalón de las variables manipuladas

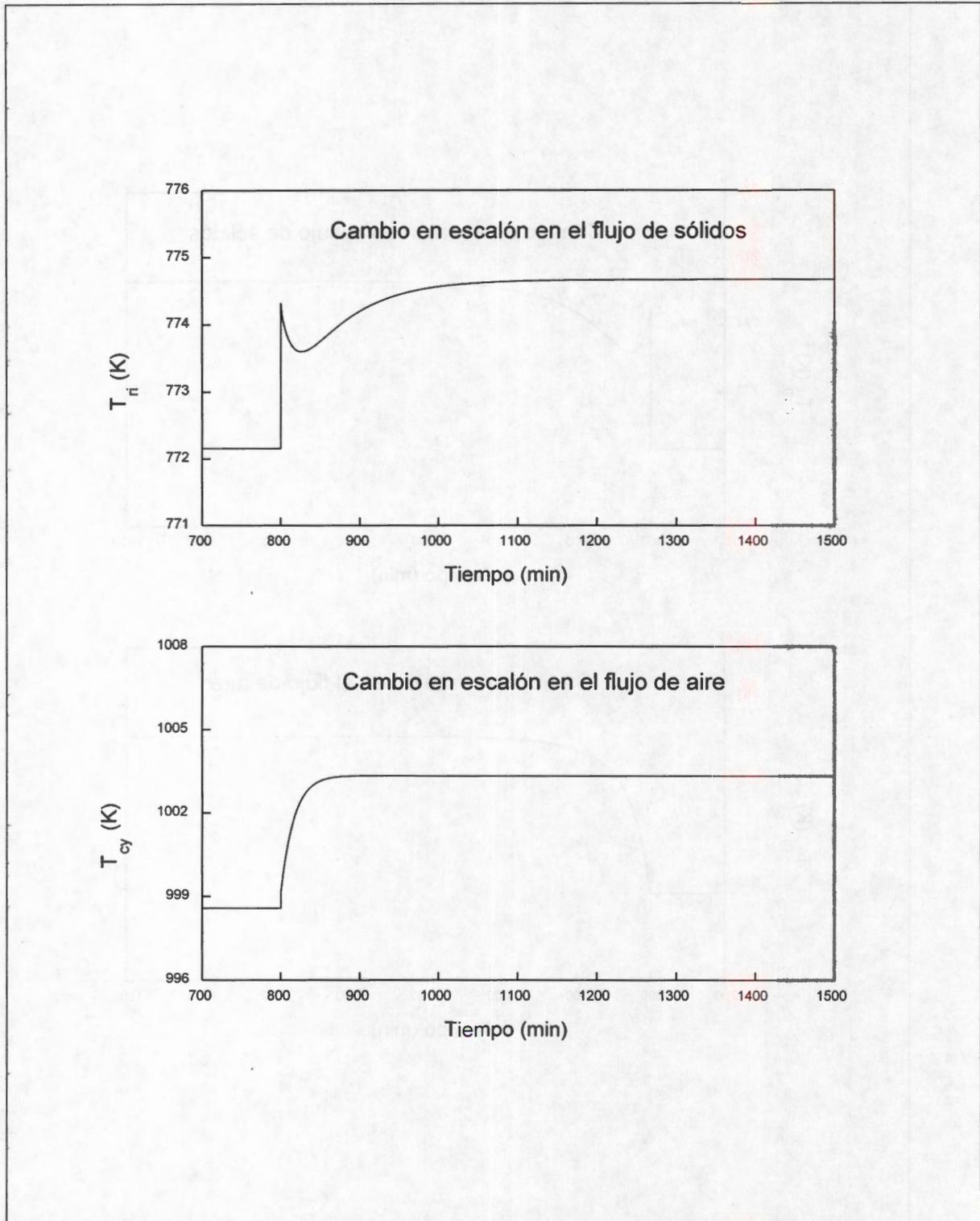


Figura 3.2 Estructura de control de Hicks. Comportamiento de las variables a controlar bajo un cambio en escalón de las variables manipuladas

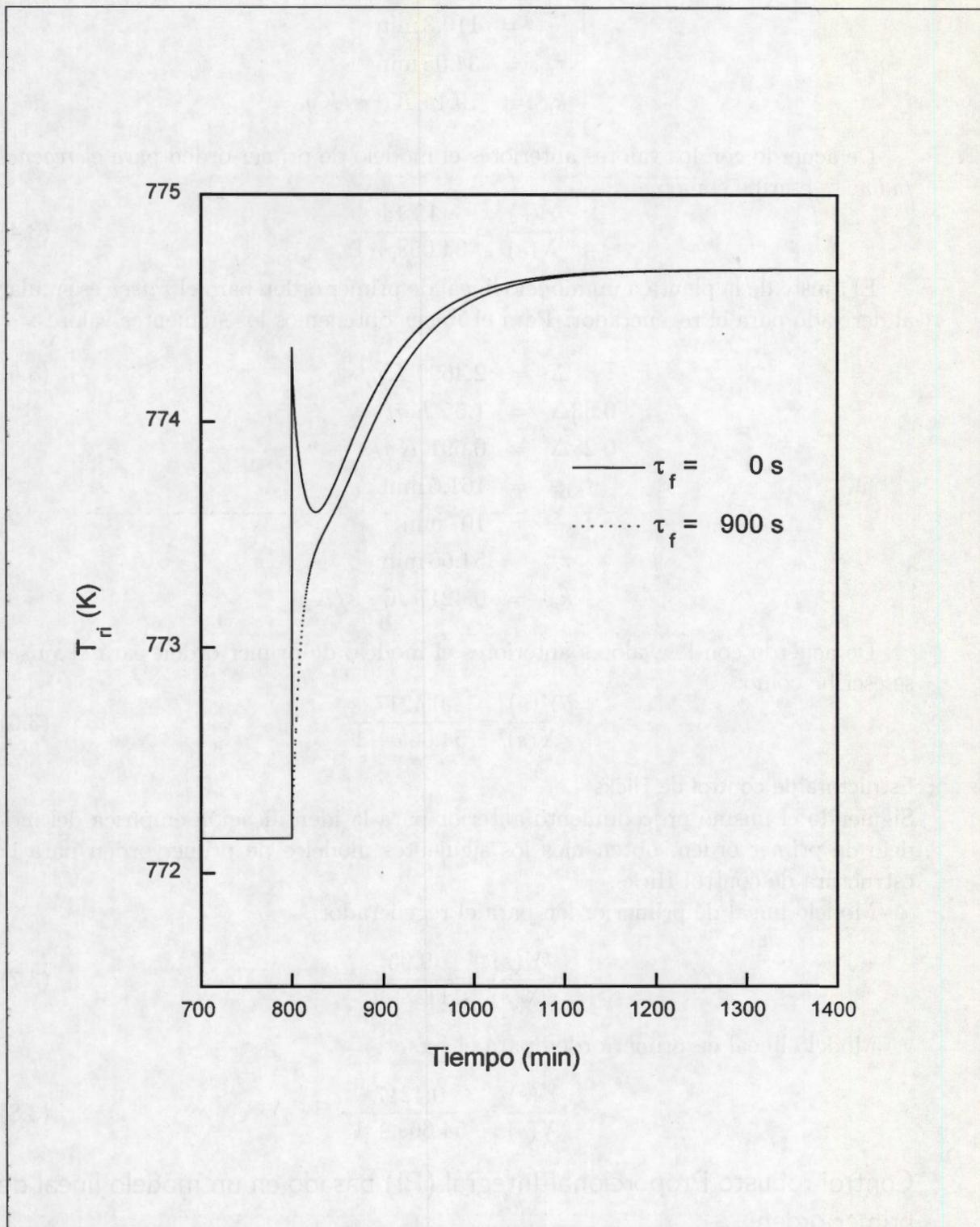


Figura 3.3 Temperatura del raiser filtrada

$$\begin{aligned}
 0.28\Delta &= 2.81 \text{ Kg/s} \\
 t_{63\%} &= 133 \text{ min} \\
 t_{28\%} &= 110.3 \text{ min} \\
 \tau_o &= 34.05 \text{ min} \\
 k_p &= 19.14 \text{ K} * \text{s/Kg}
 \end{aligned}$$

De acuerdo con los valores anteriores el modelo de primer orden para el *regenerador*, se escribe como:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{19.14}{34.05s + 1} \quad (3.4)$$

El ajuste de la planta a un modelo lineal de primer orden para el *raiser* es similar al derivado para el regenerador. Para el *raiser* obtenemos los siguientes valores:

$$\begin{aligned}
 \Delta &= 2.4699 \text{ Kg/s} \\
 0.63\Delta &= 1.55 \text{ Kg/s} \\
 0.28\Delta &= 0.691 \text{ Kg/s} \\
 t_{63\%} &= 161.6 \text{ min} \\
 t_{28\%} &= 107 \text{ min} \\
 \tau_o &= 54.66 \text{ min} \\
 k_p &= 0.4217 \text{ K} * \text{s/Kg}
 \end{aligned} \quad (3.5)$$

De acuerdo con los valores anteriores el modelo de primer orden para el *raiser* se escribe como:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{0.4217}{54.66s + 1} \quad (3.6)$$

#### Estructura de control de Hicks

Siguiendo el mismo procedimiento anterior para la identificación empírica del modelo de primer orden, obtenemos los siguientes modelos de primer orden para la estructura de control Hicks.

Modelo lineal de primer orden para el regenerador:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{9.05}{11s + 1} \quad (3.7)$$

Modelo lineal de primer orden para el *raiser*:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{0.4217}{54.66s + 1} \quad (3.8)$$

### Control robusto Proporcional-Integral (PI) basado en un modelo lineal de primer orden

Diseño del esquema de control robusto bajo la estructura de control *raiser-regenerador*.

Esquema de control robusto para el regenerador

En esta sección mostraremos la derivación de un controlador robusto PI basado en el ajuste de la planta (regenerador) a un modelo lineal de primer orden.

El objetivo de control es mantener la temperatura del regenerador en la fase densa ( $T_{rg}$ ) mediante manipulaciones del flujo de aire ( $F_a$ ) a la entrada del regenerador.

El esquema de control, toma en cuenta las siguientes consideraciones:

- El modelo de la planta se ajusta a un comportamiento lineal de primer orden.
- La planta está afectada por perturbaciones externas y no linealidades no modeladas.
- El calor de combustión del coque y la velocidad de combustión del coque son desconocidas.

Aplicando la transformada inversa a la ecuación 3.1 obtenemos:

$$\frac{dy}{dt} = -\tau_o^{-1}y + K_p u \quad (3.9)$$

por lo que el modelo de la planta afectado por no linealidades y perturbaciones está dado por

$$\frac{dy}{dt} = -\tau_o^{-1}y + K_p u + \pi(t) + \rho(y) \quad (3.10)$$

donde  $K_p = k_p/\tau_o$ ;  $\rho(y)$  es el término que agrupa las no linealidades no modeladas y  $\pi(t)$  es el término que contiene los errores de modelado.

Como el objetivo de control es llevar la salida al valor de referencia ( $y_{ref}$ ), definimos el error de regulación como:

$$e_{ref} = y_{ref} - y \quad (3.11)$$

donde  $y = T_{rg}$ ,  $y_{ref} = \bar{T}_{rg}$ ,  $u = F_a$ , sustituyendo en la ecuación 3.10 obtenemos:

$$-\frac{de_{ref}}{dt} = -\tau_o^{-1}(y_{ref} - e_{ref}) + K_p u + \pi(t) + \rho(y_{ref} - e_{ref}) \quad (3.12)$$

Tomando  $\tau_o y_{ref}$  como constante y definiendo  $\sigma(e_{ref}) = -\rho(y_{ref} - e_{ref})$ ,  $d(t) = -\pi(t) + \tau_o y_{ref}$ , la ecuación 3.12 se reescribe como:

$$\frac{de_{ref}}{dt} = -\tau_o^{-1}e_{ref} - K_p u + d(t) + \sigma(e_{ref}) \quad (3.13)$$

definiendo  $\Delta\tau_o = \tau_o - \bar{\tau}_o$ ,  $\Delta K_p = K_p - \bar{K}_p$ , y agrupando todos los terminos inciertos el sistema 3.13 lo podemos escribir como:

$$\dot{e}_{ref} = -\tau_o^{-1}e_{ref} - \bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) + \eta \quad (3.14)$$

donde  $\eta = \Delta\tau_o e_{ref} + \sigma(e_{ref}) + d(t) - \Delta K_p u$  es el término que agrupa los errores de modelado y las no linealidades no modeladas y  $e_{ref}$  es la temperatura del regenerador de referencia. El modelo de referencia para el error es:

$$\dot{e}_{ref} + \tau_c^{-1}e_{ref} = 0 \quad (3.15)$$

por lo que equiparando las ecuaciones 3.14 y 3.15 obtenemos una ley de control retroalimentado:

$$F_a - \bar{F}_a = \frac{1}{\bar{K}_p} [-\bar{\tau}_o^{-1} e_{ref} + \eta + \tau_c^{-1} e_{ref}] \quad (3.16)$$

En la ley de control anterior tenemos el término desconocido  $\eta$ , y para implantar la ley de control tenemos que estimar su valor. La dinámica de  $\eta(t)$  puede ser reconstruida usando medidas de  $e_{ref}$ ,  $F_a(t)$  y un derivador respecto al tiempo para evaluar  $\dot{e}_{ref}$ . Puesto que los derivadores no pueden ser realizados en la práctica, usamos un observador de estados para estimar  $\eta(t)$ .

La dinámica de reconstrucción  $\eta(t)$  esta dada por:

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1}(\eta - \bar{\eta}) \quad (3.17)$$

Sustituyendo la ecuación 3.14 en 3.17:

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1} [\dot{e}_{ref} + \bar{\tau}_o^{-1} e_{ref} + \bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) - \bar{\eta}] \quad (3.18)$$

Introduciendo la variable  $W = -\tau_e \bar{\eta} + e_{ref}$ , tenemos que:

$$\begin{aligned} \dot{\bar{\eta}} &= (\dot{e}_{ref} - \dot{W})\tau_e^{-1} \\ (\dot{e}_{ref} - \dot{W})\tau_e^{-1} &= \tau_e^{-1} [\dot{e}_{ref} + \bar{\tau}_o^{-1} e_{ref} + \bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) - \bar{\eta}] \end{aligned} \quad (3.19)$$

Entonces el controlador robusto para el regenerador basado en un modelo lineal de primer orden está dado por las ecuaciones:

$$\dot{W} = -\bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) - \bar{\tau}_o^{-1} e_{ref} + \bar{\eta} \quad (3.20)$$

$$\bar{\eta} = (e_{ref} - W)\tau_e^{-1} \quad (3.21)$$

$$F_a = \frac{1}{\bar{K}_p} [(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1}) e_{ref} + \bar{\eta}] + \bar{F}_a \quad (3.22)$$

La entrada de control real está dada por:

$$F_r = Sat(F) \quad (3.23)$$

donde

$$Sat(F) = \begin{cases} F_{\min} & \text{si } F \leq F_{\min} \\ F & \text{si } F_{\min} < F < F_{\max} \\ F_{\max} & \text{si } F \geq F_{\max} \end{cases}$$

donde

$$F_{\min} = 20Kg/s \text{ y } F_{\max} = 35Kg/s$$

### Equivalencia con el controlador clásico PI

Sustituyendo la ecuación 3.20 en 3.22 obtenemos la dinámica del filtro dada por  $\dot{W} = -\tau_c e_{ref}$ . Introduciendo la variable  $v = W\tau_c$  en las ecuaciones 3.20, 3.21 y 3.22, éstas se pueden reescribir como:

$$\bar{\eta} = (e_{ref} + \tau_c^{-1})\tau_e^{-1}W \quad (3.24)$$

$$F_a = \frac{1}{K_p} [(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1}) e_{ref} + (\tau_c\tau_e)^{-1}v] + \bar{F}_a \quad (3.25)$$

$$\dot{v} = e_{ref} \quad (3.26)$$

Las ecuaciones anteriores son las de un controlador clásico PI con ganancias proporcional e integral dadas por:

$$K_p = \frac{1}{K_p} (-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1}) \quad (3.27)$$

$$K_I = \frac{K_p}{\tau_I} = \frac{1}{K_p} (\tau_c\tau_e)^{-1} \quad (3.28)$$

donde el tiempo integral está dado por:

$$\tau_I = (\tau_c\tau_e)(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1}) \quad (3.29)$$

Al fijar un parámetro de control  $(\tau_c, \tau_e)$  sólo resta un parámetro ajustable el cual se puede encontrar mediante simulaciones numéricas.

### Esquema de control robusto para el *raiser*

En esta sección se presenta la derivación de un controlador robusto PI para el *raiser* basado en el ajuste de la planta a un modelo lineal de primer orden.

El objetivo de control es mantener la temperatura del *raiser* ( $T_{ri}$ ), mediante manipulaciones del flujo de catalizador ( $F_s$ ) entrante en el *raiser*.

En el desarrollo del esquema de control se toman en cuenta las siguientes consideraciones:

- El modelo de la planta se ajusta a un comportamiento lineal de primer orden.
- La planta está afectada por perturbaciones externas y no linealidades no modeladas.
- Las constantes de velocidad de reacción son desconocidas.

Aplicando la transformada inversa a la ecuación 3.1 obtenemos:

$$\frac{dy}{dt} = -\tau_o^{-1}y + K_p u \quad (3.30)$$

por lo que el modelo de la planta afectado por no linealidades y perturbaciones está dado por

$$\frac{dy}{dt} = -\tau_o^{-1}y + K_p u + \pi(t) + \rho(y) \quad (3.31)$$

donde  $K_p = k_p/\tau_o$ ;  $\rho(y)$ , es el término que agrupa las no linealidades no modeladas y  $\pi(t)$  es el término que contiene los errores de modelado.

Como el objetivo de control es llevar la salida al valor de referencia  $y_{ref}$ , definimos el error de regulación como:

$$e_{ref} = y_{ref} - y \quad (3.32)$$

donde  $y = T_{ri}$ ,  $y = \bar{T}_{ri}$ ,  $u = F_s$ , sustituyendo la ecuación 3.32 en la ecuación 3.31, tenemos que:

$$-\frac{de_{ref}}{dt} = -\tau_o^{-1}(y_{ref} - e_{ref}) + K_p u + \pi(t) + \rho(y_{ref} - e_{ref}) \quad (3.33)$$

Tomando  $\tau_o y_{ref}$  como constante y definiendo  $\sigma(e_{ref}) = -\rho(y_{ref} - e_{ref})$ ,  $d(t) = -\pi(t) + \tau_o y_{ref}$ , la ecuación 3.33 se reescribe como:

$$\frac{de_{ref}}{dt} = -\tau_o^{-1}e_{ref} - K_p u + d(t) + \sigma(e_{ref}) \quad (3.34)$$

definiendo  $\Delta\tau_o = \tau_o - \bar{\tau}_o$ ,  $\Delta K_p = K_p - \bar{K}_p$ , y agrupando todos los terminos inciertos, el sistema 3.34 lo podemos escribir como:

$$\dot{e}_{ref} = -\tau_o^{-1}e_{ref} - \bar{K}_p(F_s - \bar{F}_s) + \eta \quad (3.35)$$

donde  $\eta = \Delta\tau_o e_{ref} + \sigma(e_{ref}) + d(t) - \Delta K_p u$  es el termino que agrupa los errores de modelado y las no linealidades no modeladas y  $e_{ref}$  es la temperatura del regenerador de referencia. El modelo de referencia para el error es :

$$\dot{e}_{ref} + \tau_c^{-1}e_{ref} = 0 \quad (3.36)$$

por lo que equiparando las ecuaciones 3.35 y 3.36 obtenemos una ley de control retroalimentado:

$$F_s - \bar{F}_s = \frac{1}{\bar{K}_p} [-\bar{\tau}_o^{-1}e_{ref} + \eta + \tau_c^{-1}e_{ref}] \quad (3.37)$$

En la ley de control tenemos el término desconocido  $\eta$ , para implantar la ley de control tenemos que estimar su valor. La dinámica de  $\eta(t)$  puede ser reconstruida usando medidas de  $e_{ref}$ ,  $F_s(t)$  y un derivador respecto al tiempo para evaluar  $\dot{e}_{ref}$ . Entonces usamos un observador de estados para estimar  $\eta(t)$ .

La dinámica de reconstrucción  $\eta(t)$  está dada por:

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1}(\eta - \bar{\eta}) \quad (3.38)$$

Sustituyendo la ecuación 3.37 en 3.36:

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1}[\dot{e}_{ref} + \bar{\tau}_o^{-1}e_{ref} + \bar{K}_p(F_s - \bar{F}_s) - \bar{\eta}] \quad (3.39)$$

Introduciendo la variable  $W = -\tau_e\bar{\eta} + e_{ref}$ , obtenemos:

$$\dot{\bar{\eta}} = (\dot{e}_{ref} - \dot{W})\tau_e^{-1} \quad (3.40)$$

$$(\dot{e}_{ref} - \dot{W})\tau_e^{-1} = \tau_e^{-1}[\dot{e}_{ref} + \bar{\tau}_o e_{ref} + \bar{K}_p(F_s - \bar{F}_s) - \bar{\eta}]$$

Entonces el controlador robusto para el *raiser* está dado por las ecuaciones:

$$\dot{W} = -\bar{K}_p(F_s - \bar{F}_s) - \bar{\tau}_o^{-1}e_{ref} + \bar{\eta} \quad (3.41)$$

$$\bar{\eta} = (e_{ref} - W)\tau_e^{-1} \quad (3.42)$$

$$F_s = \frac{1}{\bar{K}_p}[(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1})e_{ref} + \bar{\eta}] + \bar{F}_s \quad (3.43)$$

La entrada de control real está dada por:

$$F_r = Sat(F) \quad (3.44)$$

donde

$$Sat(F) = \begin{cases} F_{\min} & \text{si } F \leq F_{\min} \\ F & \text{si } F_{\min} < F < F_{\max} \\ F_{\max} & \text{si } F \geq F_{\max} \end{cases}$$

$$F_{\min} = 260Kg/s \text{ y } F_{\max} = 310Kg/s$$

### Equivalencia con el controlador clásico PI

Sustituyendo la ecuación 3.41 en la ecuación 3.43 obtenemos la dinámica del filtro dada por  $\dot{W} = -\tau_c e_{ref}$ . Introduciendo la variable  $v = W\tau_c$  en la ecuación 3.41, 3.42 y 3.43 éstas se pueden reescribir como:

$$\bar{\eta} = (e_{ref} + \tau_c^{-1})\tau_e^{-1}W \quad (3.45)$$

$$F_a = \frac{1}{\bar{K}_p}[(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1})e_{ref} + (\tau_c\tau_e)^{-1}v] + \bar{F}_a \quad (3.46)$$

$$\dot{v} = e_{ref} \quad (3.47)$$

el cual es un controlador clasico PI con ganancias proporcional e integral dadas por:

$$K_p = \frac{1}{\bar{K}_p}(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1}) \quad (3.48)$$

$$K_I = \frac{K_p}{\tau_I} = \frac{1}{\bar{K}_p}(\tau_c\tau_e)^{-1} \quad (3.49)$$

donde el tiempo integral esta dado por:

$$\tau_I = (\tau_c \tau_e) (-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1} + \tau_e^{-1}) \quad (3.50)$$

Al fijar un parámetro de control  $(\tau_c, \tau_e)$  sólo resta un parámetro ajustable y se puede encontrar mediante simulaciones numéricas.

### Control robusto PI bajo la estructura de control de Hicks

En esta sección mostramos la estrategia de control robusta bajo la estructura de control Hicks. Debido a que el desarrollo es similar al que se hizo para la estructura de control *raiser*-regenerador sólo se muestra la ley de control resultante.

### Esquema de control robusto para el regenerador

El objetivo de control es mantener la temperatura del regenerador a la salida ( $T_{cy}$ ) mediante manipulaciones del flujo de aire ( $F_a$ ) a la entrada del regenerador.

El esquema de control toma en cuenta las siguientes consideraciones:

- El modelo de la planta se ajusta a un comportamiento lineal de primer orden.
- La planta está afectada por perturbaciones externas y no linealidades no modeladas.
- El calor de combustión del coque y la velocidad de combustión del coque son desconocidas.

La ley de control resultante es:

$$\dot{W} = -\bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) - \bar{\tau}_o^{-1}e_{ref} + \bar{\eta} \quad (3.51)$$

$$\bar{\eta} = (e_{ref} - W)\tau_e^{-1} \quad (3.52)$$

$$F_a = \frac{1}{\bar{K}_p} [(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1}) e_{ref} + \bar{\eta}] + \bar{F}_a \quad (3.53)$$

donde  $e_{ref} = y_{ref} - y$  y  $y = T_{cy}$ .

La entrada de control real está dada por:

$$F_r = Sat(F) \quad (3.54)$$

donde

$$Sat(F) = \begin{cases} F_{min} & si \ F \leq F_{min} \\ F & si \ F_{min} < F < F_{max} \\ F_{max} & si \ F \geq F_{max} \end{cases}$$

y

$$F_{min} = 20Kg/s \text{ y } F_{max} = 35Kg/s$$

### Esquema de control robusto para el *raiser*

El objetivo de control es mantener la temperatura del *raiser* ( $T_{ri}$ ), mediante manipulaciones del flujo de catalizador ( $F_s$ ) entrante en el *raiser*.

El desarrollo del esquema de control se hacen las siguientes suposiciones:

- El modelo de la planta se ajusta a un comportamiento lineal de primer orden.
- La planta está afectada por perturbaciones externas y no linealidades no modeladas.
- Las constantes de velocidad de reacción son desconocidas.

La ley de control resultante es:

$$\dot{W} = -\bar{K}_p(F_a - \bar{F}_a) - \bar{\tau}_o^{-1}e_{ref} + \bar{\eta} \quad (3.55)$$

$$\bar{\eta} = (e_{ref} - W)\tau_e^{-1} \quad (3.56)$$

$$F_a = \frac{1}{\bar{K}_p} [(-\bar{\tau}_o^{-1} + \tau_c^{-1}) e_{ref} + \bar{\eta}] + \bar{F}_a \quad (3.57)$$

donde  $e_{ref} = y_{ref} - y$  y  $y = T_{ri}$ .

La entrada de control real está dada por:

$$F_r = Sat(F) \quad (3.58)$$

donde

$$Sat(F) = \begin{cases} F_{\min} & \text{si } F \leq F_{\min} \\ F & \text{si } F_{\min} < F < F_{\max} \\ F_{\max} & \text{si } F \geq F_{\max} \end{cases}$$

y

$$F_{\min} = 20Kg/s \text{ y } F_{\max} = 35Kg/s$$

### Simulaciones numéricas del esquema de control

En esta sección presentamos el desempeño del esquema de control robusto basado en la aproximación lineal a un modelo de primer orden para las distintas estructuras de control que estamos estudiando.

#### Desempeño del esquema de control en la estructura de control *raiser*-regenerador

La Figura 3.4 muestra el desempeño del esquema de control en el regenerador y en el *raiser*. En el regenerador y el *raiser* la acción de control entra a los 200 minutos mostrando un buen desempeño. Se alcanzan exitosamente los puntos de referencia en la temperatura del regenerador y el *raiser* ( $T_{rg} = 966.6 K$ ,  $T_{ri} = 770.6K$ ). A los 800 y 1400 minutos se impone un nuevo punto de referencia y se observa que la acción de control es favorable y se alcanzan las nuevas referencias. La Figura 3.5 muestra el comportamiento de las variables manipuladas para el control de la planta, se observa que los flujos de sólidos y de aire que tiene que suministrar el actuador se encuentran dentro de sus límites de operación.

A continuación se presenta en la Figura 3.6 una simulación en la que se muestra el desempeño del controlador imponiendo cambios de referencia en el regenerador mientras se mantiene constante la temperatura del *raiser*.

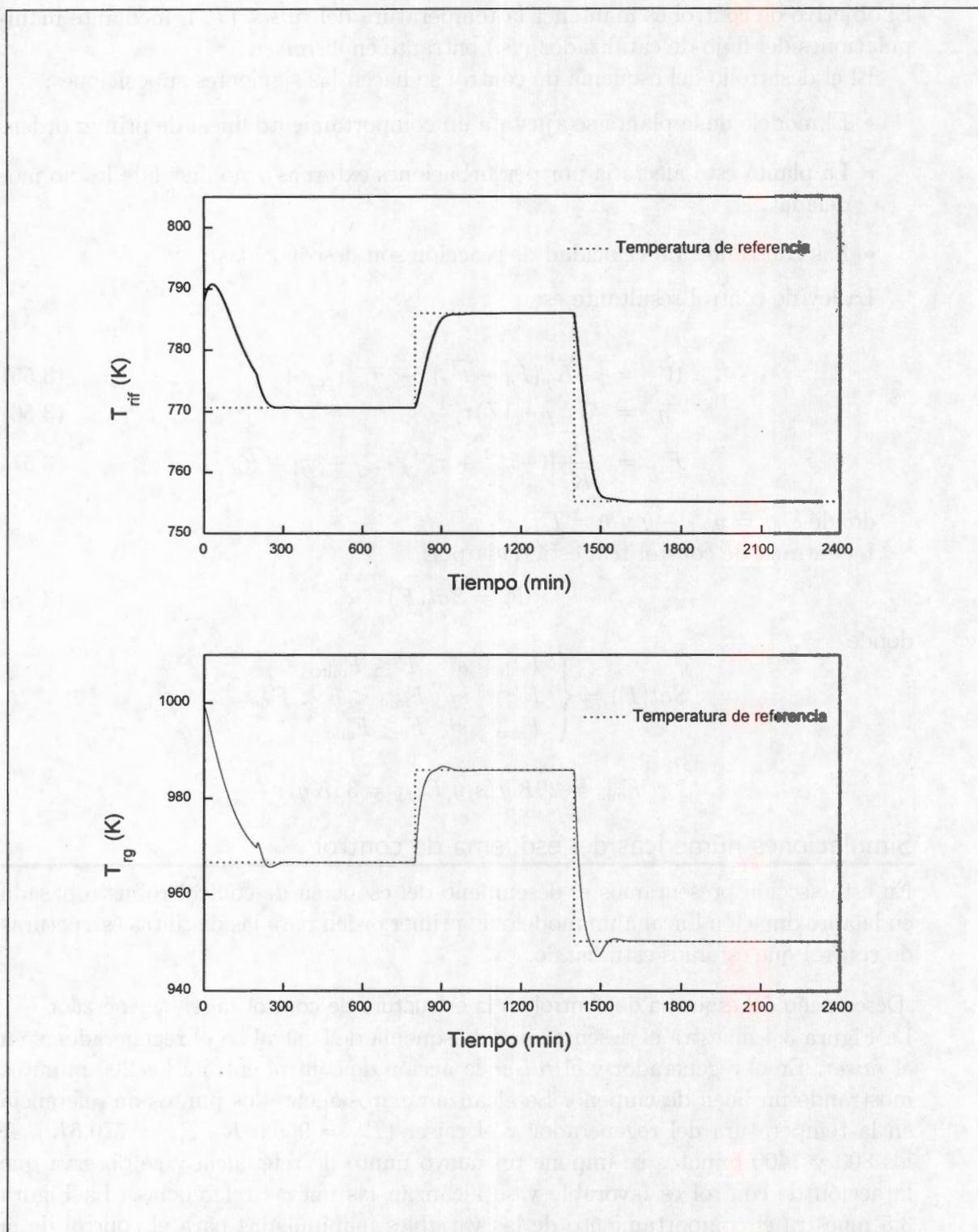


Figura 3.4 Estructura de control raiser-regenerador. Desempeño del control robusto frente a cambios de régimen de operación.

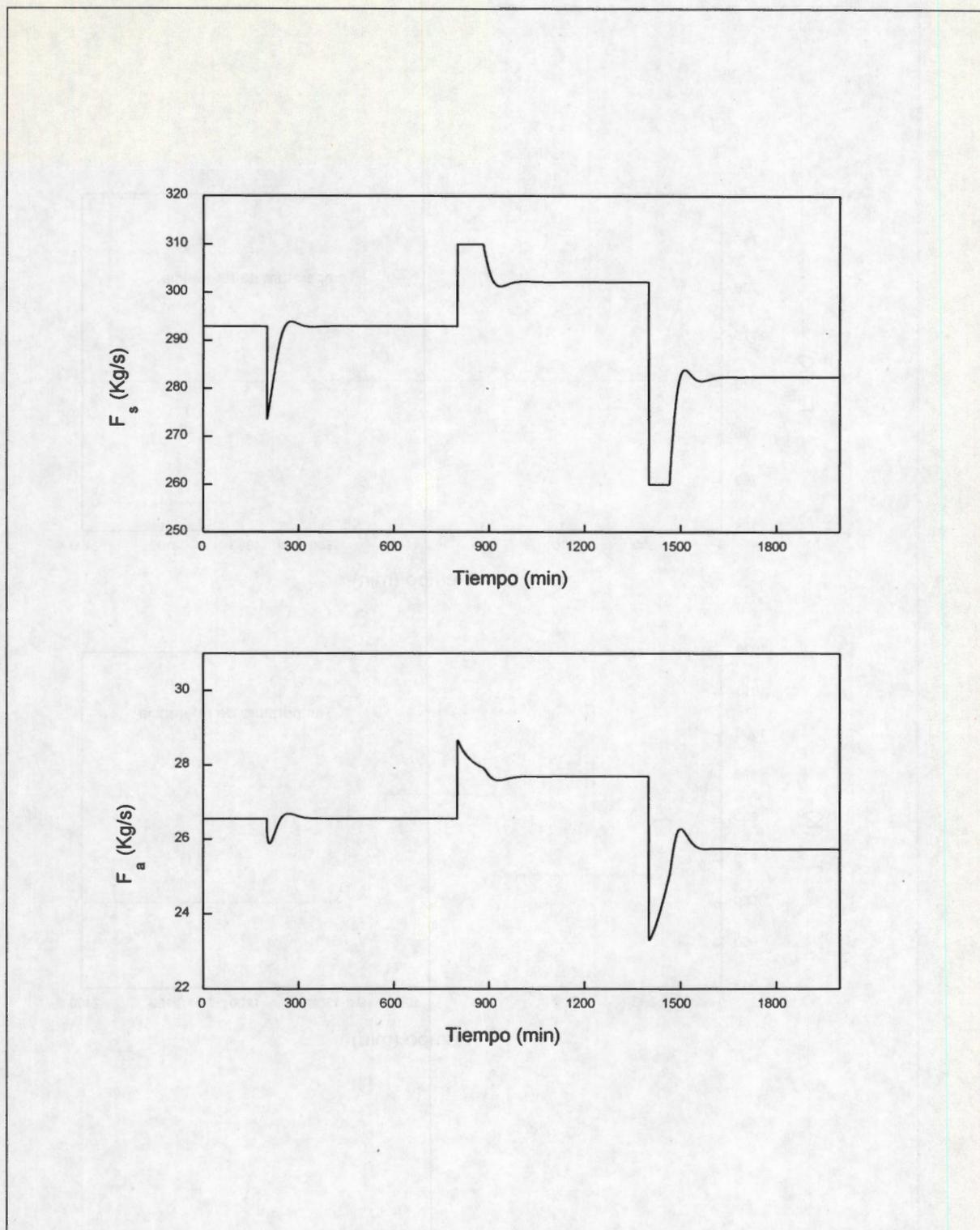


Figura 3.5 Estructura de control raise-regenerador. Comportamiento de la variable manipulada frente a cambios en puntos de referencia.

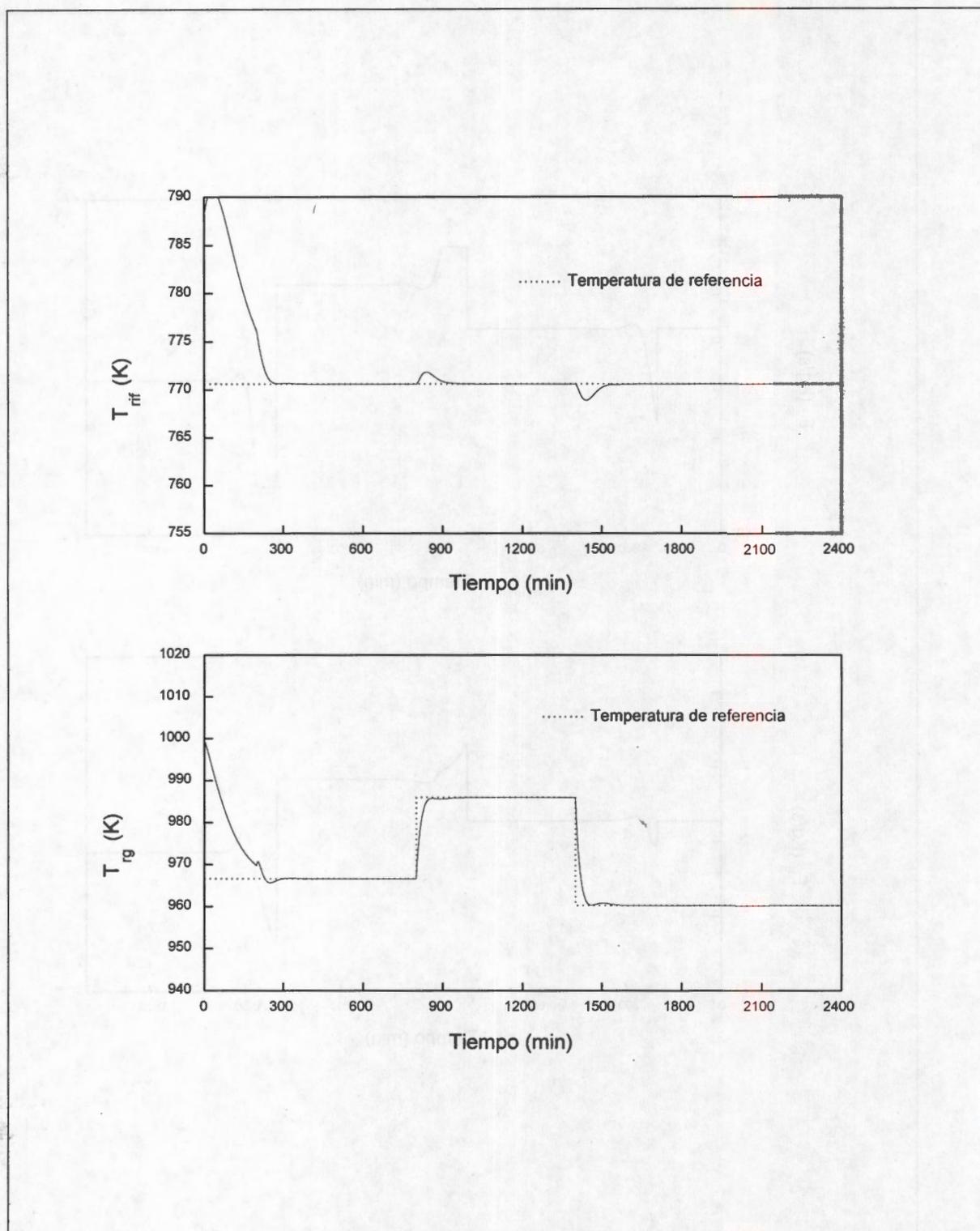


Figura 3.6 Estructura de control raiser-regenerador. Desempeño del esquema de control frente a cambios de temperatura en el regenerador.

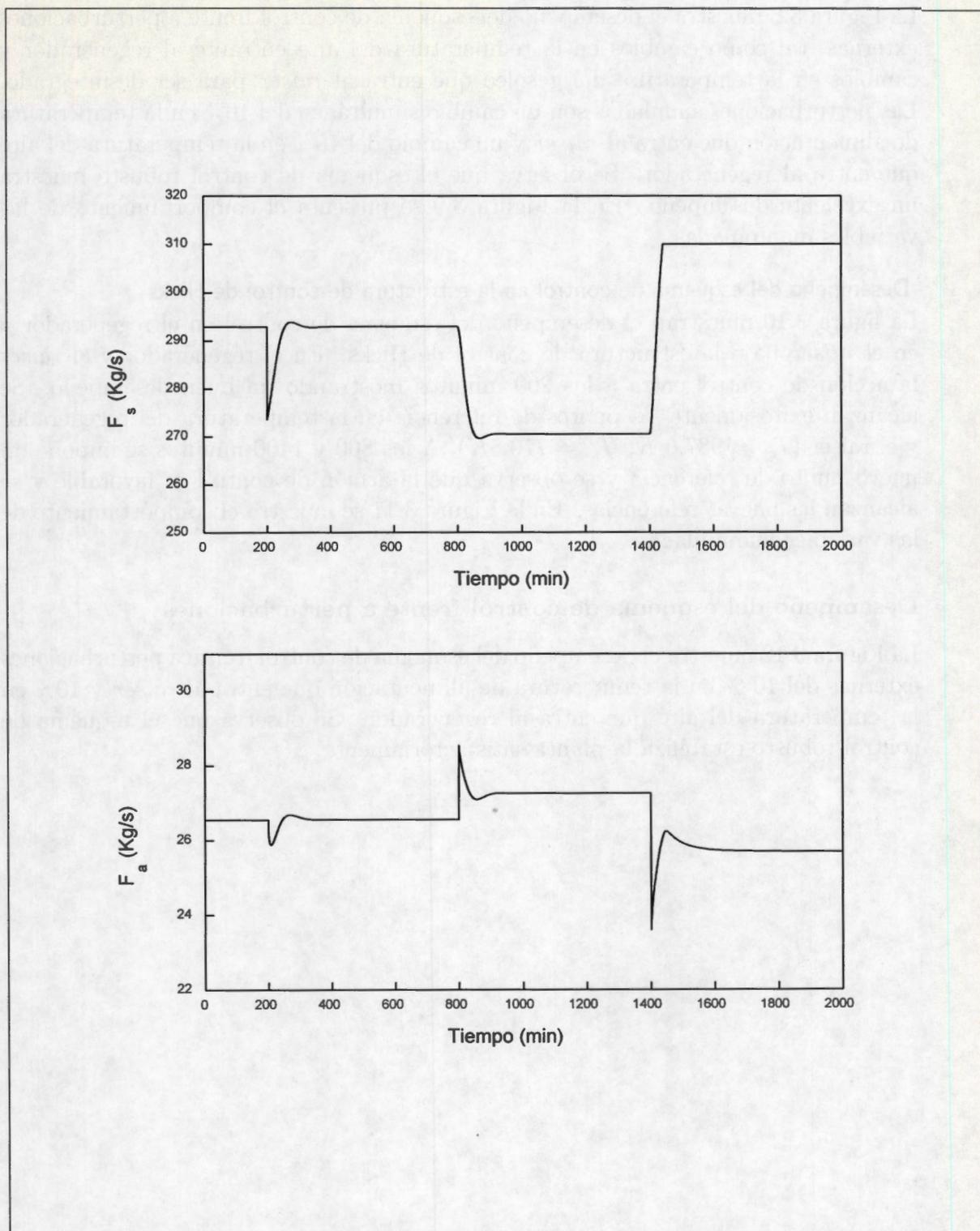


Figura 3.7 Comportamiento de la variable manipulada frente a cambios de temperatura en el regenerador.

### Desempeño del esquema de control frente a perturbaciones

La Figura 3.8 muestra el desempeño del esquema de control frente a perturbaciones externas, tal como cambios en la temperatura del aire entrante al regenerador y cambios en la temperatura del gasóleo que entra al *raiser* para ser desintegrado. Las perturbaciones simuladas son un cambio simultáneo del 10% en la temperatura de alimentación que entra al *raiser* y un cambio del 10% en la temperatura del aire que entra al regenerador. Se observa que el esquema de control robusto muestra un excelente desempeño. En la Figura 3.9 se presenta el comportamiento de las variables manipuladas.

#### Desempeño del esquema de control en la estructura de control de Hicks

La figura 3.10 muestran el desempeño del esquema de control en el regenerador y en el *raiser* bajo la estructura de control de Hicks. En el regenerador y el *raiser* la acción de control entra a los 200 minutos mostrando un buen desempeño. Se alcanzan exitosamente los puntos de referencia en la temperatura del regenerador y el *raiser* ( $T_{cy} = 987.6 K$ ,  $T_{ri} = 770.6K$ ). A los 800 y 1400 minutos se impone un nuevo punto de referencia y se observa que la acción de control es favorable y se alcanzan las nuevas referencias. En la Figura 3.11 se muestra el comportamiento de las variables manipuladas.

### Desempeño del esquema de control frente a perturbaciones

La Figura 3.12 muestra el desempeño del esquema de control frente a perturbaciones externas del 10 % en la temperatura de alimentación que entra al *raiser* y 10% en la temperatura del aire que entra al regenerador. Se observa que el esquema de control robusto estabiliza la planta satisfactoriamente.

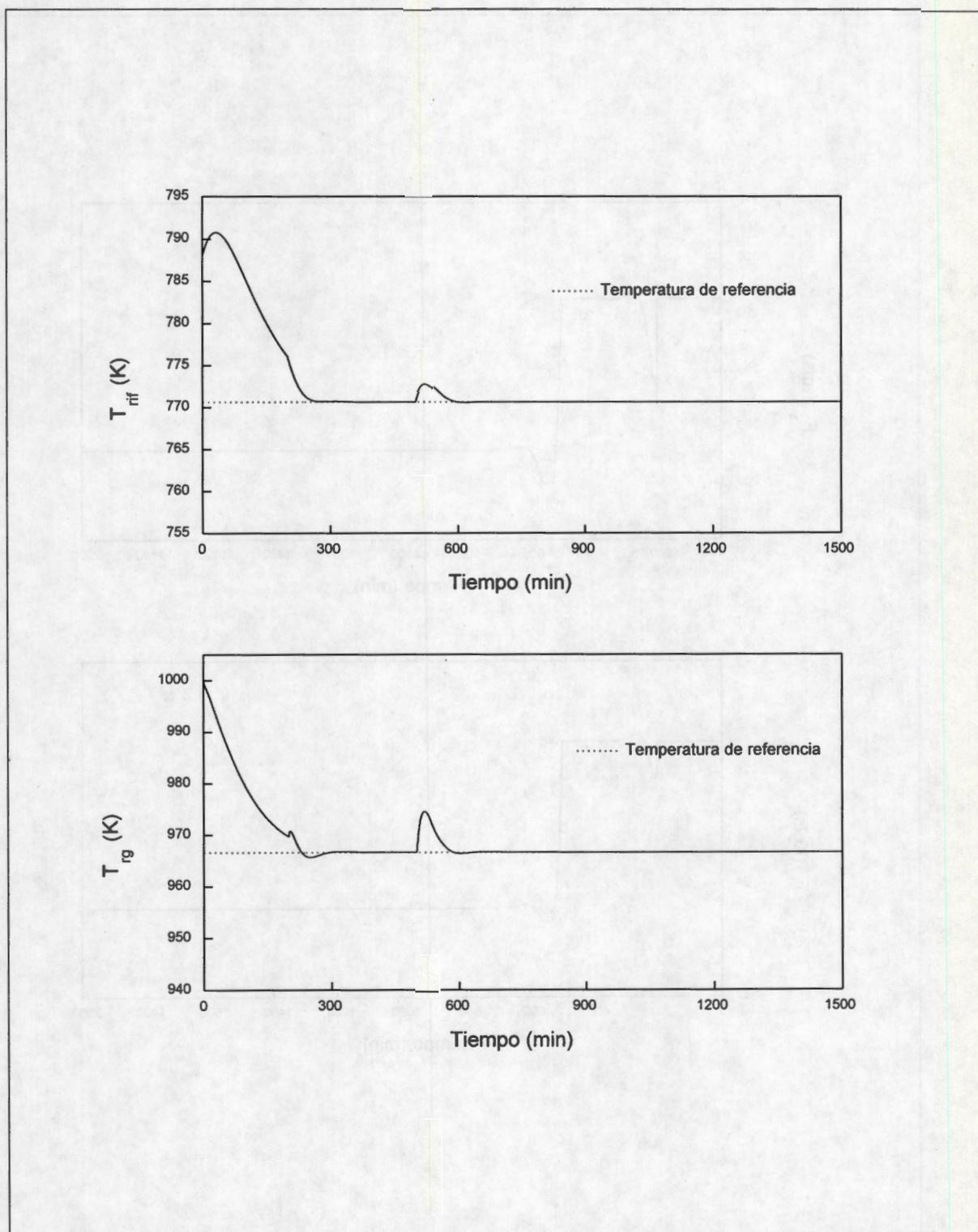


Figura 3.8 Desempeño del controlador robusto frente a perturbaciones simultáneas en la temperatura de alimentación y la temperatura de aire.

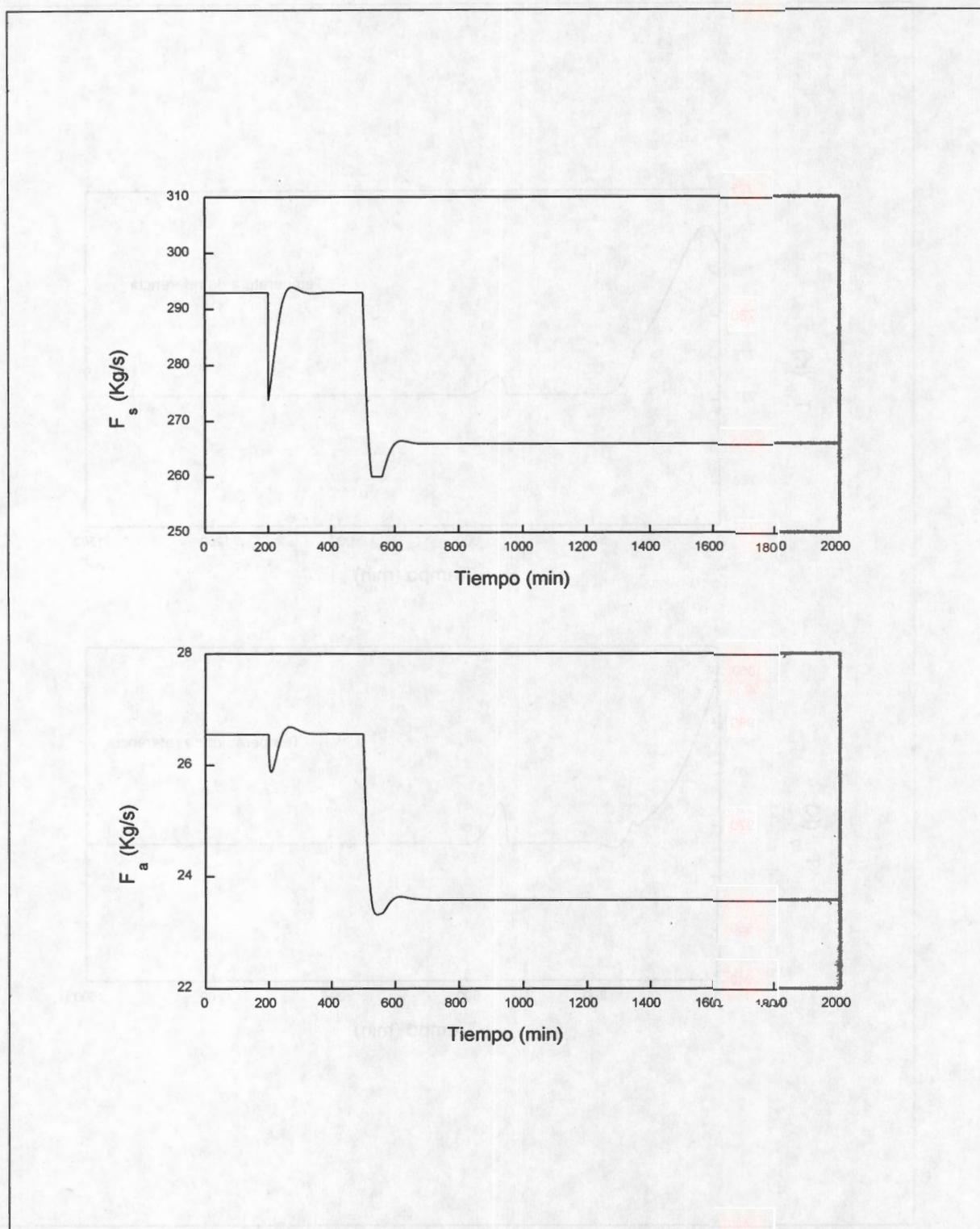


Figura 3.9 Comportamiento de las variables manipuladas frente a perturbaciones simultáneas en el temperatura de alimentación y la temperatura de aire.

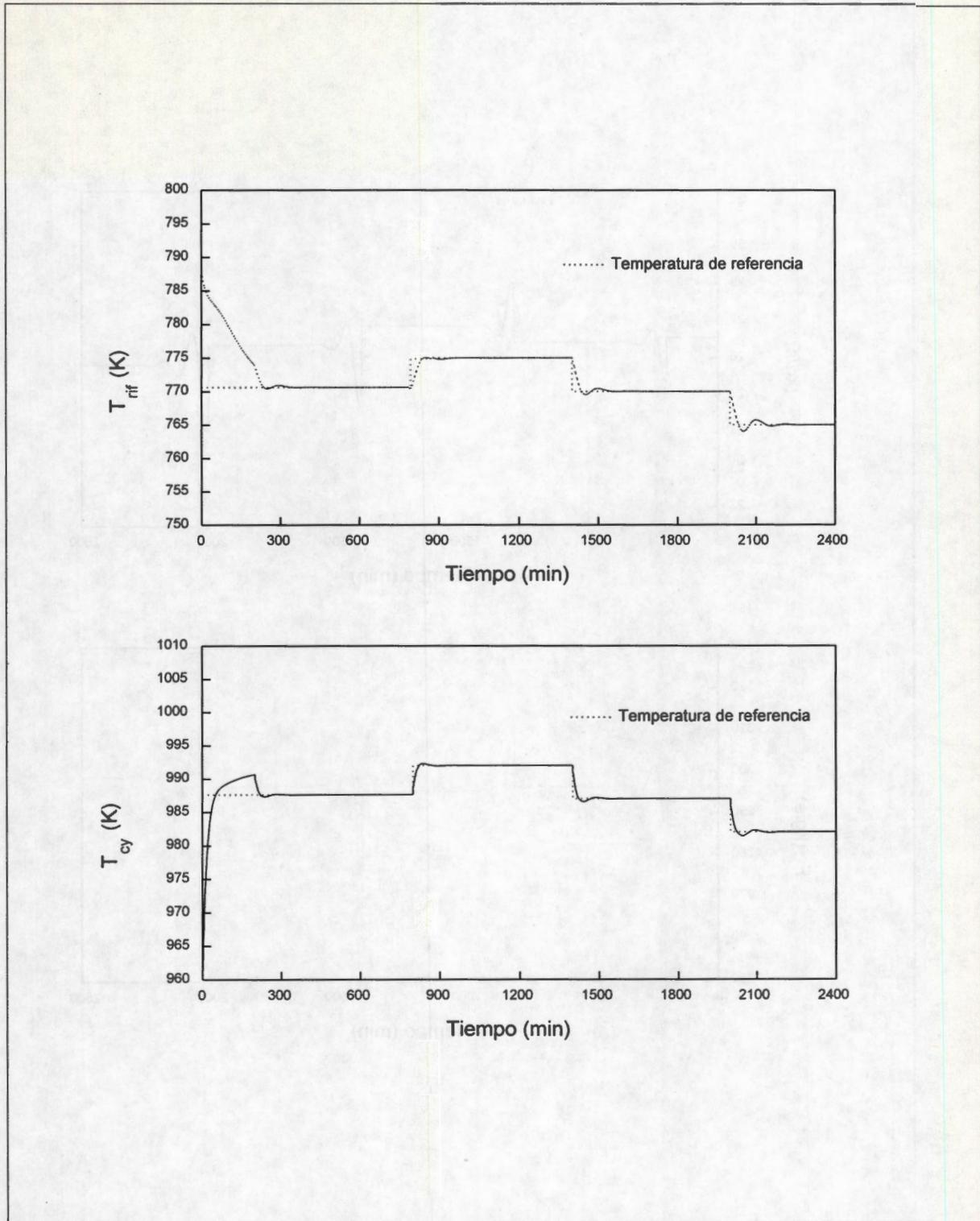


Figura 3.10 Estructura de control de Hicks. Desempeño del esquema de control frente a cambios de régimen de operación.

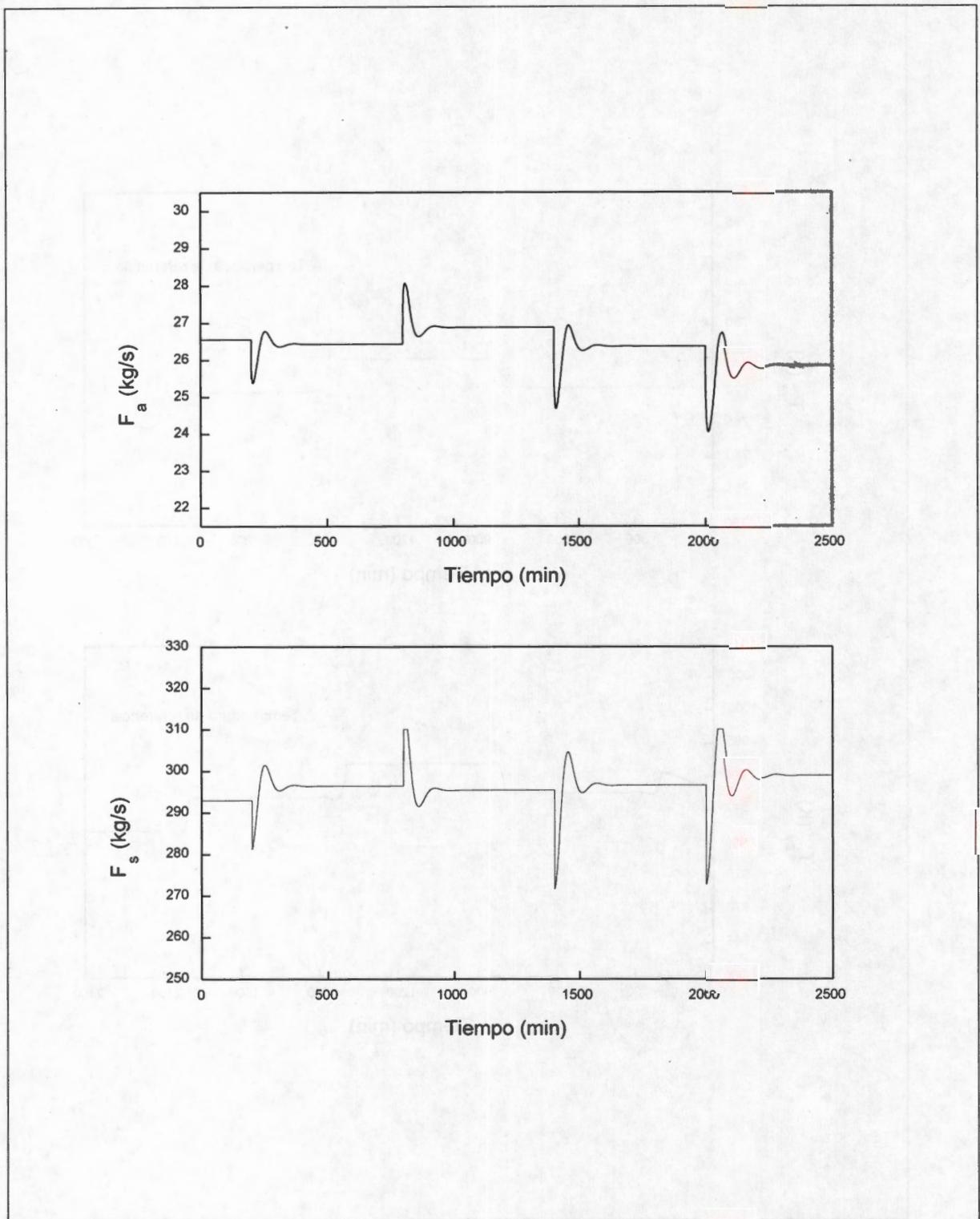


Figura 3.11 Estructura de control de Hicks. Comportamiento de las variables manipuladas frente a cambios de régimen de operación.

CONTINENTAL PROPORCIONAL INTEGRAL  
PARA REACTORES QUÍMICOS

Trabajo presentado al jurado

JOSE DE JESUS VALENZUELA FERNANDEZ

para la obtención del título de

MAESTRO EN INGENIERIA QUÍMICA

SEPTIEMBRE DE 2000



Con el tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

DIVISION DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERIA

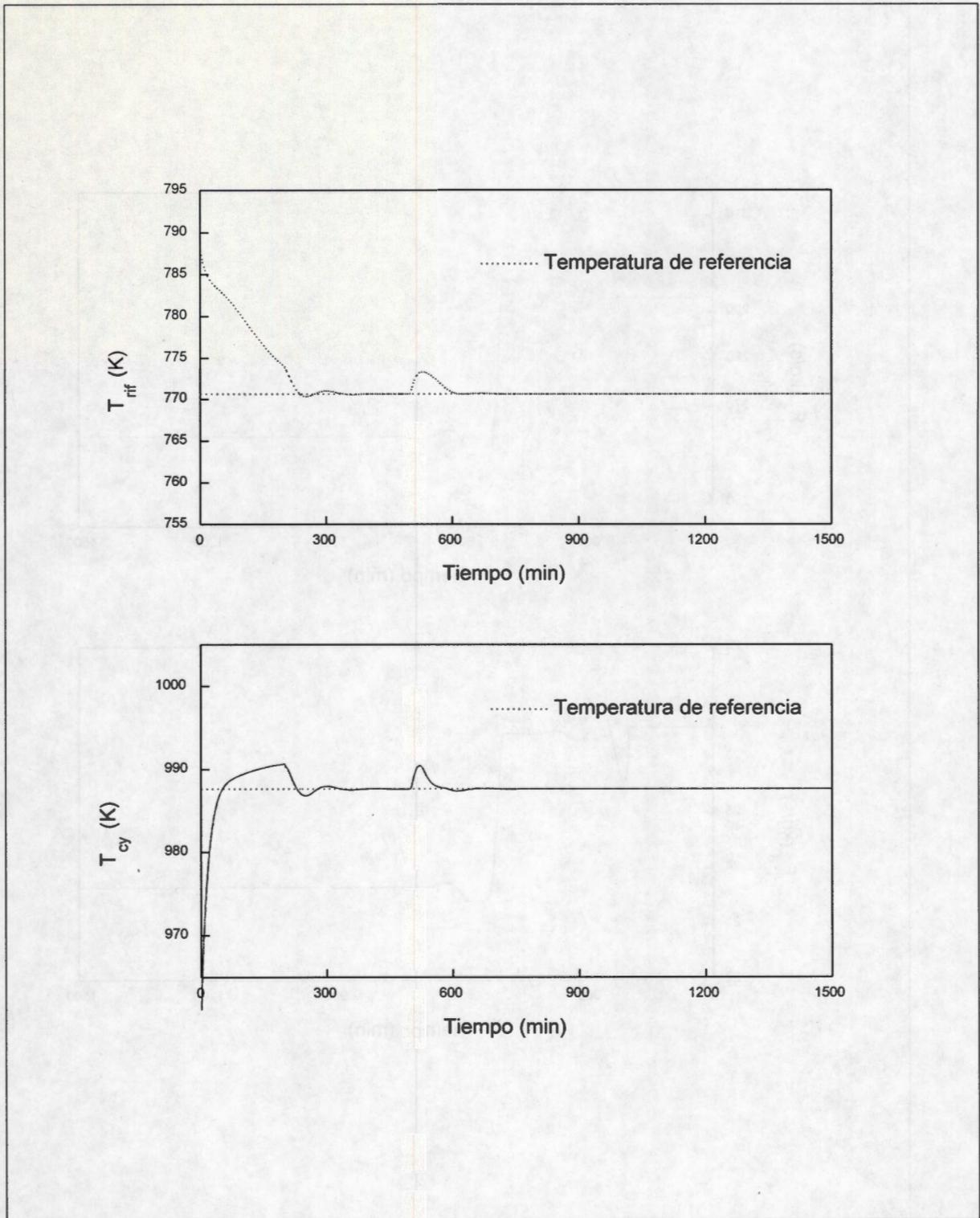


Figura 3.12 Desempeño del esquema de control frente a perturbaciones en la temperatura de aire y gasóleo.

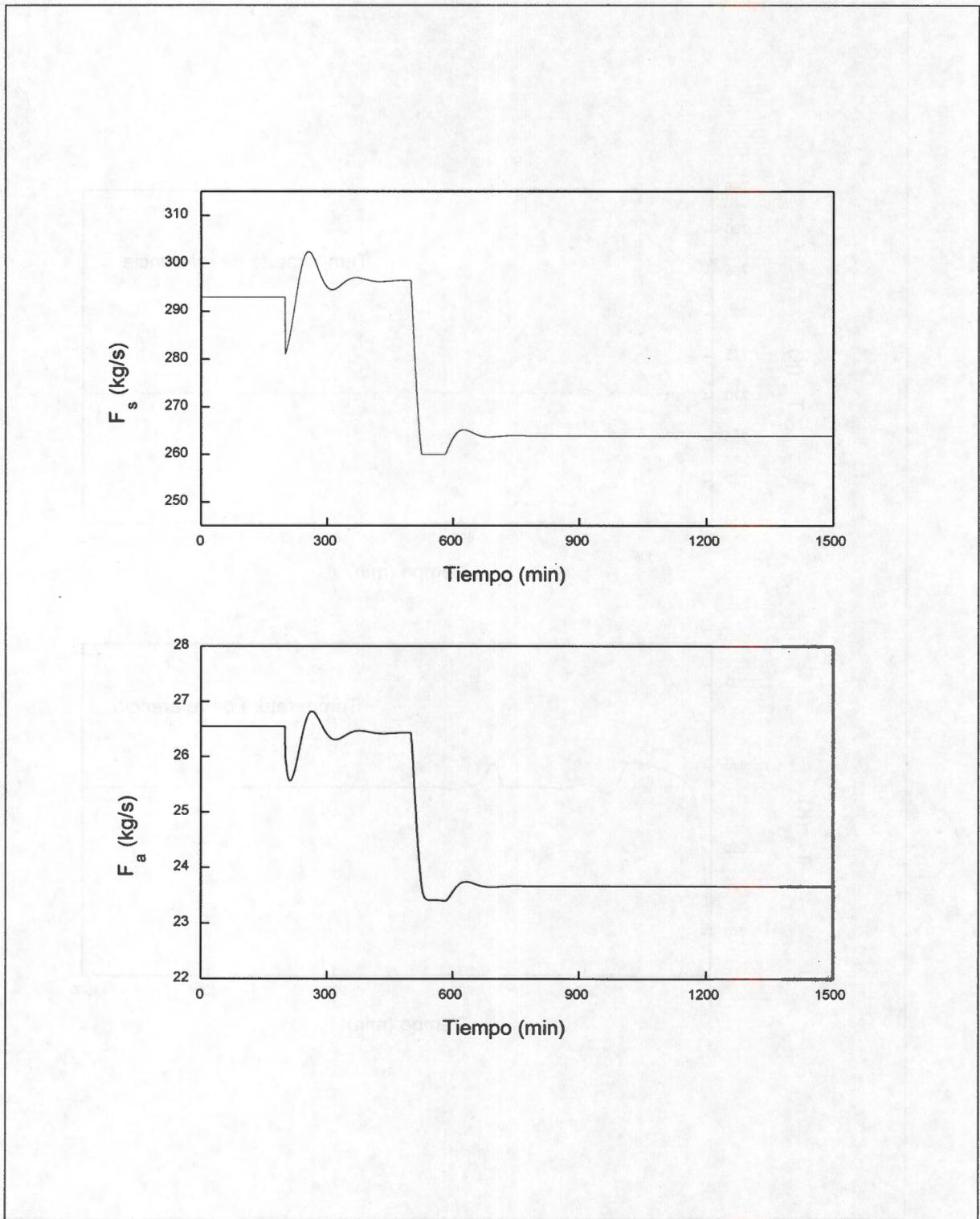


Figura 3.13 Comportamiento de las variables manipuladas frente a perturbaciones en la temperatura de aire y de gasóleo.

## Capítulo 4 CONCLUSIONES

Se diseñó un esquema de control robusto para una unidad de desintegración catalítica. El esquema de control robusto diseñado presenta un buen desempeño a lazo cerrado a pesar de la existencia de perturbaciones sobre sistema y errores de modelado. La planta es estabilizada adecuadamente cuando se imponen cambios de puntos de operación. Se estudiaron dos estructuras de control de la unidad FCC, los resultados muestran que el controlador robusto bajo la estructura de control de *raiser*-regenerador muestra un mejor desempeño que el controlador robusto bajo las estructuras de control de Hicks lo que confirma que la controlabilidad de un proceso es afectado por la selección de la estructura de control. El controlador robusto propuesto es equivalente al controlador clásico proporcional integral (PI). Las no linealidades no modeladas y las perturbaciones externas son agrupadas en un término de error de modelado del sistema, este término se reconstruye mediante un observador de estados de orden reducido.

## Notación

- $C_{po}$  = Capacidad calorífica del gasóleo  
 $C_{pc}$  = Capacidad calorífica del catalizador  
 $C_{pd}$  = Capacidad calorífica del vapor  
 $C_{pa}$  = Capacidad calorífica del aire  
 $C_t$  = Factor en la ecuación 3.6 (5555 K/Fracción mol)  
 $C_{cat}$  = Coque producido en el *raiser*, fracción masa  
 $C_{rc}$  = Coque sobre el catalizador regenerado, fracción masa  
 $C_{sc}$  = Coque sobre el catalizador saliente del *raiser*, fracción masa  
 $C_{st}$  = Coque sobre el catalizador en el separador, fracción masa  
 $[COR]$  = Razón de catalizador/gasóleo  
 $E_{cb}$  = Energía de activación para la combustión de coque suponiendo una distribución uniforme de oxígeno en el regenerador  
 $E_{cf}$  = Energía de activación para la formación de coque  
 $E_f$  = Energía de activación para la desintegración de gasóleo  
 $E_g$  = Energía de activación para la desintegración de gasolina  
 $E_{or}$  = Energía de activación para la combustión de coque asumiendo flujo pistón de aire en el regenerador  
 $F_a$  = Flujo de aire hacia el regenerador  
 $F_f$  = Flujo de alimentación de gasóleo  
 $F_s$  = Flujo de catalizador regenerado  
 $k_1$  = Constante de velocidad de reacción de la velocidad total de desintegración de gasóleo  
 $k_2$  = Constante de velocidad de reacción de la velocidad de craqueo de gasóleo a gasolina  
 $k_3$  = Constante de velocidad de reacción de la velocidad de desintegración de gasolina a gases ligeros/coque  
 $k_c$  = Constante de velocidad de reacción para la producción de coque  
 $k_{cb}$  = Constante de velocidad de reacción para la combustión de coque suponiendo una distribución uniforme de oxígeno en el regenerador  
 $k_{or}$  = Constante de velocidad de reacción para la combustión de coque suponiendo flujo pistón de aire en el regenerador  
 $m$  = Factor para la dependencia de la actividad inicial de catalizador sobre  $C_{rc}$   
 $M_a$  = Peso molecular del aire  
 $M_c$  = Peso molecular de coque en el seno  
 $n$  = Número de moles de hidrógeno por mol de carbon en el coque (2)  
 $N$  = Exponente para la dependencia de  $C_{cat}$  sobre  $C_{rc}$  (0.4/0.0)  
 $O_d$  = Concentración de oxígeno en el gas saliente de la fase densa del regenerador, fracción mol  
 $O_{in}$  = Concentración de oxígeno en el aire que entra en el regenerador, fracción mol (0.2136)  
 $R$  = Constante universal de los gases  
 $R_{cb}$  = Velocidad de combustión de coque  
 $t_c$  = Tiempo de residencia en el *raiser*  
 $T_a$  = Temperatura del aire que entra al regenerador  
 $T_{cy}$  = Temperatura del regenerador-ciclón

$T_f$  = Temperatura de alimentación de gasóleo

$T_0$  = Temperatura a la entrada del *raiser*

$T_{r0}$  = Temperatura a la salida del *raiser*

$T_{st}$  = Temperatura en el separador

$y_f$  = Fracción masa de gasóleo

$y_g$  = Fracción masa de gasolina

$W$  = *Holdup* de catalizador en el regenerador

$W_a$  = *Holdup* de aire en el regenerador

$W_{st}$  = *Holdup* de catalizador en el separador

*Letras griegas*

$\alpha$  = Constante de desactivación del catalizador

$\alpha_2$  = Fracción de gasóleo desintegrado respecto al que se desintegra hacia gasolina ( $k_2/k_1 = 0.75$ )

$\Delta H_{cb}$  = Calor de combustión de coque ( $Kj/mol$ )

$\Delta H_f$  = Calor de desintegración ( $Kj/mol$ )

$\lambda$  = Flujo de masa de vapor / flujo de masa de alimentación de gasóleo (0.035)

$\sigma$  = Razón molar de  $CO_2$  a  $CO$  en la fase densa del regenerador

$\phi_0$  = Actividad inicial del catalizador que entra al *raiser*

The following table shows the results of the regression analysis. The dependent variable is the natural logarithm of the number of employees. The independent variables are the natural logarithm of sales, the natural logarithm of assets, and the natural logarithm of the number of years since the firm was founded. The regression equation is:

$$\ln(\text{Employees}) = \beta_0 + \beta_1 \ln(\text{Sales}) + \beta_2 \ln(\text{Assets}) + \beta_3 \ln(\text{Years since founded}) + \epsilon$$

The results of the regression analysis are as follows:

Variable	Coefficient	t-statistic	p-value
Intercept ( $\beta_0$ )	1.234	1.567	0.123
$\ln(\text{Sales})$ ( $\beta_1$ )	0.456	2.345	0.021
$\ln(\text{Assets})$ ( $\beta_2$ )	0.321	1.876	0.065
$\ln(\text{Years since founded})$ ( $\beta_3$ )	0.123	0.987	0.321

The adjusted R-squared value is 0.123. The F-statistic for the overall regression is 1.234 with a p-value of 0.123. The Durbin-Watson statistic is 1.234, indicating no significant autocorrelation in the residuals.

## **Parte II**

# **Diseño de un esquema de control robusto en cascada para un reactor continuo de polimerización**

## Parte II

Diseño de un sistema de control  
robusto en cascada para un  
reactor continuo de fermentación

# Capítulo 5 INTRODUCCIÓN

## Motivación

Uno de los problemas más importantes para el control de reactores de polimerización es la carencia de sensores en línea adecuados. Las mediciones para evaluar la calidad de un polímero (distribución de pesos moleculares (MWD), peso molecular promedio (MW)) en general son fuera de línea en pruebas de laboratorio. Estas mediciones se caracterizan por tener largos e irregulares tiempos de muestreo, de hecho la existencia de tiempos muertos largos es el problema principal para el buen desempeño de los controladores. Si la señal del proceso llega retardada la acción de control también está retardada y en procesos con dinámicas rápidas la acción de control puede fracasar. Medidas de temperatura, conversión, nivel y flujos generalmente están disponible en línea con bajos tiempos de muestreo y por lo tanto bajos tiempos de retardo. En planta, cuando los análisis de laboratorio indican desviaciones, algunas de las variables del reactor son ajustadas para compensar estas perturbaciones, pero esto sólo es satisfactorio cuando las desviaciones están dentro de un estrecho rango conocido con base en la experiencia de los operadores. Sin embargo cuando algún comportamiento de las variables del reactor no es identificado de esta manera, los operadores no pueden hacer nada por lo que el producto estará fuera de especificaciones. Además pueden ocurrir explosiones en el caso de reactores exotérmicos si la temperatura no es controlada. Por lo tanto es necesario implantar medidas de control en reactores continuos de polimerización que sean eficientes a pesar de la existencia de tiempos muertos en las mediciones; la implantación de tales medidas traerá como consecuencia el tener polímeros con las propiedades deseadas para una aplicación específica (polímeros de alta calidad), límites mas amplios de seguridad en planta (debido a que las reacciones de polimerización son altamente exotérmicas) y un menor impacto sobre el medio ambiente, lo que se verá directamente reflejado en la rentabilidad de la industria de los polímeros.

## Planteamiento del problema

Existen diversos problemas asociados con el desarrollo e implantación de leyes de control para reactores continuos de polimerización. En primer lugar se requiere de un modelo matemático que describa adecuadamente el proceso y que la dinámica de las variables que se deciden tomar como estados del sistema sean acordes con la realidad. Los reactores de polimerización son difíciles de modelar debido a la complejidad de las interacciones que ocurren en la mezcla polimérica reaccionante además de las incertidumbres inherentes al modelado (constantes cinéticas, calores de reacción) lo que deriva en que los modelos matemáticos tengan un gran número de variables involucradas y que las relaciones entre ellas sean complejas por lo que aún simplificando el modelo matemático, los parámetros involucrados resultan difíciles de identificar. Una posible solución a la problemática anterior consiste en usar un modelo matemático lo suficientemente sencillo para ser manejable, pero lo suficientemente completo para describir adecuadamente el proceso. En segundo lugar existen serios problemas para el control de reactores de polimerización debido a la carencia de adecuados sensores en línea. Actualmente para evaluar la calidad

de un polímero se hacen mediciones fuera de línea en pruebas de laboratorio lo que trae como consecuencia que existan tiempos muertos los cuales perjudican el buen desempeño de los controladores. En tercer lugar las leyes de control requieren en general del conocimiento completo de los estados del sistema y de un conocimiento de los parámetros del mismo.

Por otro lado una configuración común en la industria de procesos químicos es el control en cascada, éste es utilizado para elevar el desempeño de un solo lazo de control, particularmente cuando las perturbaciones están asociadas con la variable manipulada o cuando el elemento final de control muestra un comportamiento no lineal. El éxito de un esquema de control en cascada para rechazar perturbaciones en el sistema y mantenerlo en los puntos de operación especificados depende del conocimiento de todos los parámetros del sistema, pero como ya se ha mencionado siempre existen incertidumbres.

*Por lo tanto a pesar de que se han propuesto e implementado estrategias de control para reactores de polimerización, existe la necesidad de contar con estrategias de control robusto en cascada para este tipo de unidades. Dicha estrategia de control debe proporcionar un buen desempeño a lazo cerrado a pesar de incertidumbres en el modelo, de incertidumbres en los parámetros (errores de modelado), de perturbaciones externas y de tiempos muertos en las mediciones.*

### Objetivos

Los objetivos que se han planteado en esta segunda parte de la tesis son:

1. Estudiar la dinámica de los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) de polimerización a lazo abierto.
2. Caracterizar las incertidumbres asociadas a los modelos de los reactores CSTR de polimerización.
3. Desarrollar un esquema de control robusto en cascada para un reactor CSTR de polimerización.
4. Simulación y análisis del comportamiento de la planta a lazo cerrado bajo el esquema de control robusto en cascada diseñado.

### Estado del arte

Para el estudio de la dinámica y control de reactores continuos de polimerización se requiere de un modelo de trabajo, de un conocimiento del proceso y de un análisis sobre los diversos desarrollos de control existentes. La literatura reportada sobre reactores de polimerización es amplia debido a la gran importancia económica de estas unidades, aunque debido a la complejidad del proceso no se cuentan con estudios que representen todas las características del modelo y control de la planta, sin embargo se han realizado avances importantes en estos aspectos para su diseño y operación óptimo. En los desarrollos propuestos sobre modelado de reactores continuos de polimerización no todas las características de diseño están presentes. Diversos autores han hecho estudios sobre aspectos referentes al modelado y control de reactores de polimerización. Enseguida presentaremos una breve síntesis de algunos de estos trabajos.

Los reactores de polimerización son conocidos como procesos altamente no lineales y poseen dificultades para su control (Schmidt *et al.* [37], Schmidt y Ray [38], Hamer *et al.* [41], Padilla *et al.* [39]). En particular la distribución de pesos moleculares (MWD) debe mantenerse en cierto intervalo para asegurar una calidad aceptable del polímero producido. Típicamente la distribución de pesos moleculares es caracterizada por los momentos de polímero muerto. De estos momentos se obtienen medidas de calidad como son número promedio del largo de cadena (NACL) y polidispersidad (P).

Por otro lado, en plantas continuas la distribución deseada puede ocurrir sólo en puntos de operación donde el reactor es inestable, por lo tanto se deben implantar sistemas de control para obtener un buen desempeño sobre un amplio intervalo de puntos de operación. Como es esperado el estudio sobre el control de reactores de polimerización es muy atractivo lo que se ve reflejado en la literatura existente. Muchos de los primeros trabajos sobre el control de reactores de polimerización utilizan técnicas de control óptimo en particular para reactores por lotes y semilotes (Hicks *et al.* [42], Hoffman *et al.* [43]). Los esquemas de control para reactores continuos de tanque agitado de polimerización incluyen diseños basados sobre linealización de Taylor (Tanner *et al.* [44]). Avances más recientes son desarrollos sobre técnicas de control no lineales: Scali *et al.* [45] estudian el control de la calidad de polimetilmetacrilato en presencia de perturbaciones y errores de modelado. Concluyen que la presencia de perturbaciones y errores de modelado debe ser tomada en cuenta para la evaluación del desempeño del esquema de control. En esa situación los estimadores con parámetros constantes no pueden tener un desempeño sin *offset* por lo que la actualización de los parámetros debe ser incluida en el algoritmo de estimación. Los parámetros deben ser ajustados de acuerdo con las medidas disponibles del proceso y pueden ser determinados por un análisis de observabilidad del sistema aumentado por los parámetros. Muestran que la efectividad de un conjunto de parámetros seleccionados para contrarrestar perturbaciones puede valorarse por un análisis del modelo linealizado. Schmidt y Ray [38] presentan un modelo matemático de un reactor continuo de tanque agitado de polimerización en el cual se lleva a cabo la polimerización por radicales libres de metilmetacrilato. El modelo es comparado con datos en estado dinámico y en estado estacionario y muestra un buen ajuste a los datos experimentales. Jaisinghani y Ray [46] estudian el comportamiento dinámico de un reactor de un reactor continuo de polimerización de metilmetacrilato pero no incluyen en su modelo la dependencia de la conversión y la temperatura con el coeficiente global de transferencia de calor.

Se han hecho varios estudios para el control de las propiedades del polímero las cuales son reconstruidas por medio de estimadores de estados y por modelos matemáticos del proceso, el filtro de Kalman extendido es la herramienta más usada para obtener una estimación de estados medidos y no medidos del sistema en la presencia de ruido en los valores de las variables medidas o de incertidumbres en los parámetros del modelo. Una gran variedad de filtros se pueden diseñar de acuerdo a las medidas disponibles y las variables que necesitan ser estimadas para el control. Una estimación de la conversión y del peso molecular a partir de medidas de índice de refracción y viscosidad fue presentada primero por Jo y Bankoff [47], la observabilidad de ambas variables está garantizada por la disponibilidad de relaciones

experimentales que ligan las variables estimadas con las medidas. Una aproximación diferente fue presentada por Schuler y Suzhen [48] quienes usan medidas de temperatura e índice de refracción para estimar las concentraciones de monómero e iniciador mientras todas las propiedades relacionadas con la distribución de pesos moleculares son predichas por el modelo debido a que no son observables. Adebekun y Schork [49] utilizan medidas de temperatura e índice de refracción pero requieren de menores medidas de detectabilidad para estimar variables internas y otras relacionadas con la distribución de pesos moleculares, además comparan el desempeño de un filtro de orden completo contra un filtro de orden reducido uno, los resultados indican que la dinámica del estimador de orden completo tiene mayor sensibilidad a las condiciones iniciales. Un análisis completo de las ventajas y de las desventajas de filtros en una escala de tiempo y en dos escalas de tiempo en las simulaciones a lazo abierto y a lazo cerrado en el caso nominal y en la presencia de errores en el modelo fue presentado por Kim y Choi [50] quienes analizan en detalle la influencia de las diferentes incertidumbres del modelo y también el retardo en las medidas, muestran que una parcial exactitud de los estados estimados puede ser obtenida cuando las medidas retardadas son incorporadas dentro del filtro. Los trabajos de Jo y Bankoff [47], Adebekun y Schork [49] y Kim y Choi [50] tratan de la polimerización por radicales libres en reactores continuos de tanque agitado, y el trabajo de Schuler y Suzhen [48] trata de la polimerización por radicales libres en un reactor batch.

Ahn *et al.* [51] presentan un modelo de un reactor continuo de polimerización en el cual se lleva a cabo la polimerización por radicales libres de metilmetacrilato, el modelo toma en cuenta cambios de densidad en el reactor y el efecto gel; también diseñan un sistema de control usando un modelo predictivo donde las variables controladas son la conversión y el peso molecular promedio del polímero y las variables manipuladas son el flujo de alimentación y la temperatura de la chaqueta. El esquema de control se prueba experimentalmente mostrando un desempeño satisfactorio.

Adebekun y Shork [52], presentan un esquema de control no lineal para un reactor continuo de polimerización en solución, muestran que para ciertos puntos de equilibrio existe multiplicidad de entradas en los estados controlados del sistema y esto es detectado por el controlador en el lazo cerrado.

En estudios sobre la implementación de esquemas de control sobre reactores de polimerización, las técnicas de control son evaluadas a través de simulaciones numéricas, sin embargo existen algunos trabajos los cuales tratan con sistemas experimentales. Estos estudios experimentales están limitados principalmente al control de temperatura y presión debido a la dificultad de tener medidas en línea de viscosidad de las mezclas poliméricas. Soroush y Kravaris [53] implantan experimentalmente un esquema de control global para el control de temperatura y conversión en un reactor continuo de polimerización en solución de metilmetacrilato. La conversión es inferida de medidas en línea de densidad y temperatura en un reactor continuo experimental. Jyh-Shyong y Po-Hsun [54] presentan un procedimiento para la estimación de parámetros para el ajuste de un modelo cinético con datos experimentales, estos datos son obtenidos de un reactor por lotes de polimerización en solución de metilmetacrilato. Para el control del peso molecular estiman la trayectoria óptima

de temperatura del reactor basándose en el modelo cinético obtenido. Muestran que un controlador proporcional-integral tiene un buen desempeño para el seguimiento de esta trayectoria óptima.

Una vez terminado el análisis bibliográfico se puede notar que los estudios sobre el control sobre reactores continuos de polimerización utilizan modelos no-lineales, sin embargo existe la desventaja que solamente pocas técnicas de diseño de controladores no-lineales permiten lograr un buen desempeño y además asegurar la estabilidad del sistema. Otra seria desventaja de las estrategias de control no-lineal existentes es el gran esfuerzo requerido para diseñar estos controladores y el largo tiempo de cómputo en línea necesario para calcular la acción de control a ser aplicada. Otra de las dificultades asociada con los esquemas de control propuestos radica en la necesidad de obtener demasiada información de parámetros, de mediciones y de las diferencias planta/modelo debidas a incertidumbres, esto generalmente es despreciado en los controladores propuestos y en otros casos resultan algoritmos muy complicados. Por otro lado una estrategia de control muy usada industrialmente es el control en cascada, éste es utilizado para mejorar el desempeño de los lazos de control. Muchos de los diseños de control en cascada están basados en leyes de control proporcional (P) y proporcional integral (PI) (Luyben [55]) como funciones de retroalimentación básicas. Algunas de las aplicaciones de control en cascada incluyen la estabilización y regulación de reactores químicos encaquetados (Russo y Bequette [56]). Por lo tanto es necesario desarrollar esquemas de control robusto en cascada, para controlar reactores continuos de polimerización debido a que el control robusto en cascada incluye la diferencia planta/modelo definiendo un conjunto de plantas de las cuales el proceso verdadero es un elemento. Este conjunto está definido por una descripción de incertidumbres. Los controladores se diseñan para ser robustos a la incertidumbre, esto es para lograr el nivel deseado de desempeño en cualquier planta del conjunto.

### Modelo matematico de un reactor continuo de tanque agitado de polimerización en solución de metilmetacrilato

Para los propósitos de control de un reactor continuo de tanque agitado de polimerización que se persiguen, es necesario contar con un modelo de trabajo. El modelo con el que nosotros trabajamos es el que presentan Scali *et al.* [45] en el cual se aplica a la polimerización en solución por radicales libres de metilmetacrilato.

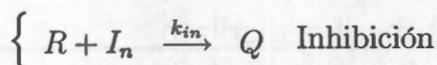
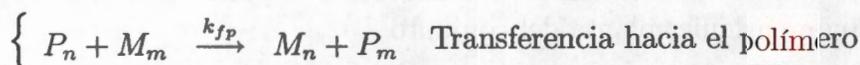
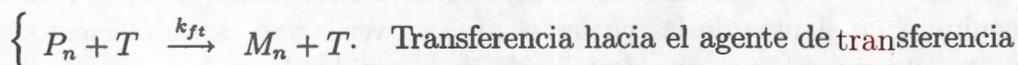
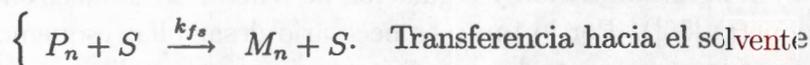
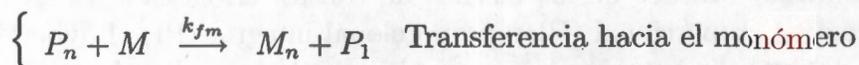
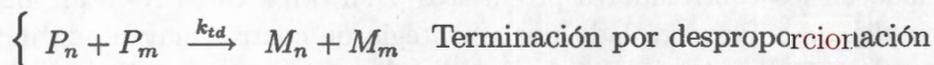
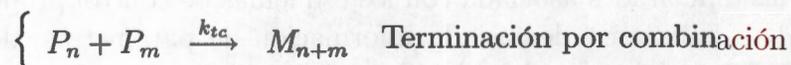
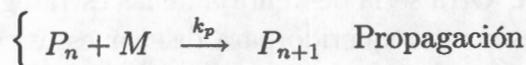
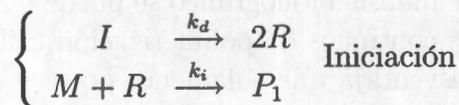
#### Polimerización por radicales libres

La polimerización por radicales libres es la más común de todos los mecanismos de polimerización por adición. Cuando los radicales libres son generados en la presencia de monómeros insaturados, los radicales se adicionan en el doble enlace y se genera otro radical por el desapareamiento de electrones. Este radical libre reacciona con otra unidad monómerica y la cadena crece, el crecimiento de la cadena continúa hasta que se terminan los radicales libres, se transfieren a otra cadena o por reacciones de inhibición.

Los inhibidores son reactivos que originan una inhibición total o parcial de la reacción de polimerización por reacciones de transferencia con los macroradicales de las cadenas poliméricas. Los nuevos radicales formados en tales transferencias

muestran nula o escasa tendencia a adicionar monómeros por lo cual se interrumpe la polimerización.

El mecanismo de reacción por radicales libres es el siguiente:



Las reacciones anteriores se pueden agrupar en:

- Reacciones de iniciación
- Reacciones de propagación
- Reacciones de terminación
- Reacciones de transferencia de cadena

Un agente de transferencia (radical  $T\cdot$ ) se puede adicionar al reactor de polimerización para aumentar la transferencia de radicales y disminuir el peso molecular.

La polimerización por radicales libres tiene las siguientes características:

- Producto de apariencia clara
- Producto con alto peso molecular

- Cinética autocatalítica
- Presencia de monómero en toda la reacción
- Inhibición de la reacción de polimerización por aditivos quienes reaccionan con radicales libres sin iniciación en una cadena.

En las reacciones de polimerización existe un factor de eficiencia ( $f$ ) que representa la fracción de radicales formados en la reacción de iniciación quienes inician cadenas poliméricas. Normalmente el factor de eficiencia se encuentra entre los siguientes valores :  $0.2 \leq f \leq 0.7$ . Existen causas que provocan ineficiencia, la primera es por la descomposición inducida cuando una cadena polimérica en crecimiento sufre una transferencia de cadena hacia el iniciador. Debido a esta reacción la cantidad de radicales libres no se incrementa. La segunda causa es por reacciones alternas; después de la reacción con el iniciador los dos radicales libres son atrapados por el solvente y las moléculas de monómero, durante este lapso los radicales se difunden pero se encuentran lejos del reactante por lo que estos radicales pueden reaccionar entre ellos formando subproductos no deseados.

### Efecto gel y efecto *glass*

El efecto gel es un fenómeno de viscosidad inducida causado por la reducción de la difusividad de las macromoléculas que se presenta a alta conversión (alta viscosidad). Este efecto consiste en un aumento acelerado de la velocidad de polimerización. La reducción de la difusividad de las macromoléculas se debe al aumento de la viscosidad de la mezcla polimérica. Debido a que la terminación de una molécula es una reacción bimolecular de macromoléculas, esta reacción se ve afectada disminuyendo su velocidad. En cambio las moléculas de monómeros se siguen difundiendo libremente y por lo tanto se siguen adicionando a los extremos activos de la cadena, entonces la polimerización se acelera obteniéndose macromoléculas más grandes y la reacción puede llegar a ser explosiva. Cuando la viscosidad alcanza valores muy altos se impide incluso la difusión de monómeros y todos los componentes quedan inmovilizados en la mezcla y la polimerización termina. El efecto gel esta correlacionado con una reducción de las constantes de terminación ( $k_c$ ). La reacción es autocatalítica debido a que la velocidad de reacción se incrementa con la acumulación de producto.

El efecto *glass* es un efecto de la viscosidad que retarda las reacciones de propagación, sin embargo debido a que las reacciones de propagación se llevan a cabo con moléculas pequeñas de monómero con una cadena larga el efecto sólo se presenta a alta viscosidad (alta conversión).

### Modelo dinámico del reactor continuo de polimerización

El proceso de referencia que nosotros estudiamos es la polimerización por radicales libres de metil metacrilato, el solvente que es utilizado en esta reacción es acetato de etilo y el iniciador es peróxido de benzoilo. La reacción se lleva a cabo en un reactor continuo de tanque agitado (CSTR) el cual es enfriado con una chaqueta externa. En la Figura 5.1 se muestra una representación esquemática del reactor

en la cual se indican las variables principales. Los valores cinéticos y las constantes físicas se muestran en la Tabla 5.1.

### Perturbaciones no modeladas

Existen perturbaciones que no son tomadas en cuenta en los modelos de reactores de polimerización, entre ellas tenemos:

1. Variaciones en la temperatura de las corrientes de alimentación (solvente, monómero) las cuales afectan directamente la temperatura del reactor.
2. Perturbaciones en la temperatura de enfriamiento, las cuales afectan la temperatura de la chaqueta y el intercambio de calor con el reactor.
3. Presencia de impurezas en la alimentación, las cuales reducen la eficiencia del iniciador.
4. Variaciones en la concentración de iniciador en la alimentación, lo que afecta la concentración de iniciador en el reactor.

### Errores de modelado

1. Errores en las propiedades termodinámicas ( $\Delta H_{rxn}$ )
2. Errores en las constantes cinéticas de reacción (descomposición de iniciador  $k_d$ , propagación  $k_p$ , terminación  $k_t$ )

Los errores en las constantes de transferencia no se consideran debido a que las reacciones de terminación se consideran irrelevantes en comparación con las reacciones de terminación.

La velocidad de polimerización la derivamos primero aplicando la ley de acción de masas sobre las reacciones elementales que nos representan la cinética de reacción por radicales libres. Aplicando sobre las especies  $R$  y  $P$  ( $P = \sum P_n$ ) del mecanismo de polimerización por radicales libres tenemos que:

$$\frac{dR}{dt} = 2k_d f I - k_i R M \quad (5.1)$$

$$\frac{dP}{dt} = 2k_i R M - k_t P^2 \quad (5.2)$$

donde  $f$  es la eficiencia del iniciador y  $k_t = k_{tc} + k_{td}$ . La condición de pseudo estado estacionario es válida en los sistemas en los que se llevan a cabo reacciones por radicales libres (se supone que  $\frac{dR}{dt} = \frac{dP}{dt} = 0$ ) por lo tanto tenemos que la concentración de cadenas vivas se describe por:

$$P = \left[ \frac{2k_d f I}{k_t} \right]^{1/2} \quad (5.3)$$

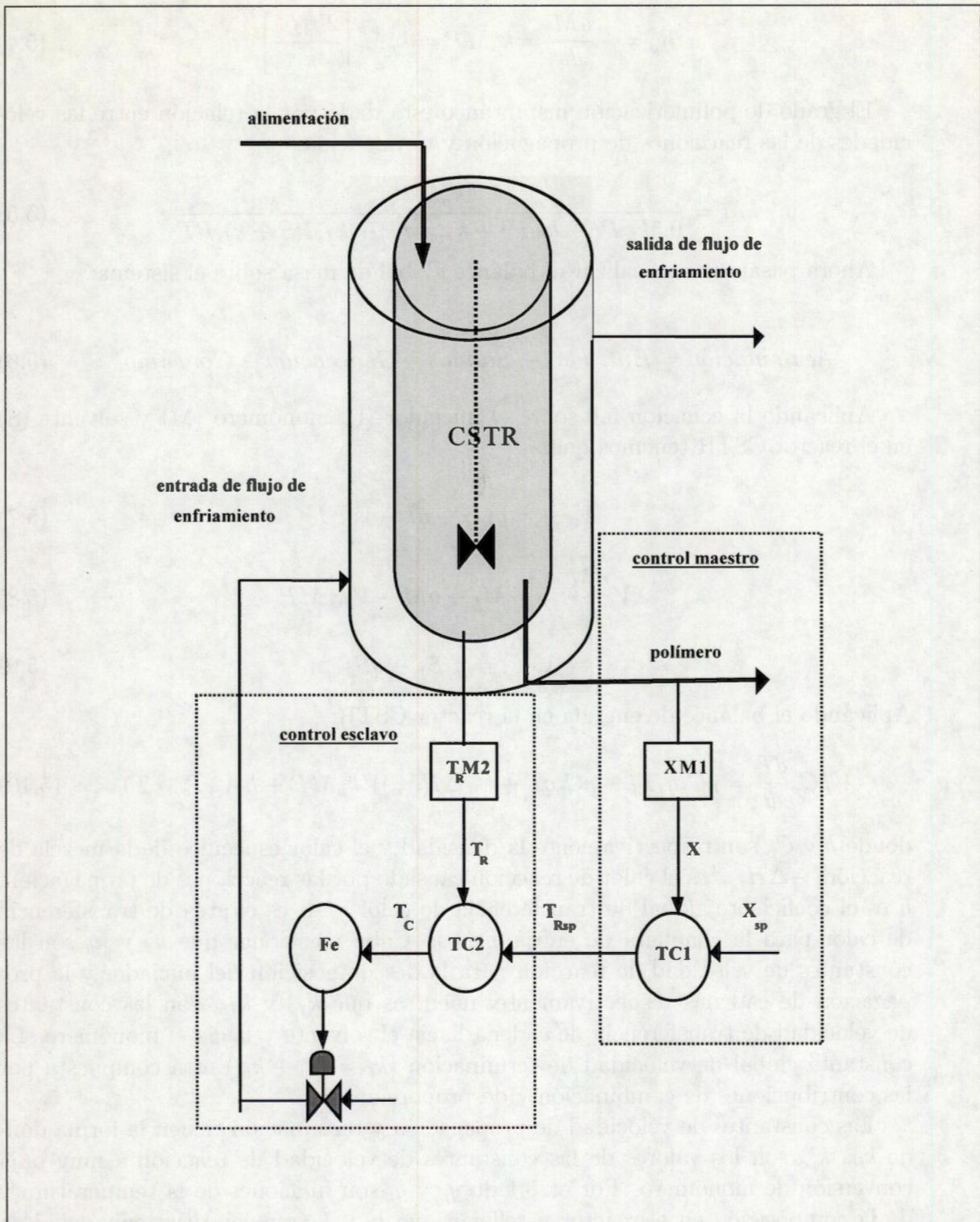


Figura 5.1 Esquema del reactor continuo tanque agitado de polimerización de metilmetacrilato.

La velocidad de polimerización  $R_p$  puede describirse como:

$$R_p = -\frac{dM}{dt} = k_p MP = k_p M \left[ \frac{2k_d f I}{k_t} \right]^{1/2} \quad (5.4)$$

El grado de polimerización instantáneo está dado por la relación entre las velocidades de las reacciones de propagación y terminación:

$$\bar{x} = \frac{k_p MP}{0.5k_{tc}P^2 + k_{td}P^2 + k_{fm}MP + k_{fs}PS + k_{ft}PT} \quad (5.5)$$

Ahora pasaremos a realizar el balance global de masa sobre el sistema:

$$\text{Acumulación} = \text{Entradas} - \text{Salidas} + \text{Generación} - \text{Consumo} \quad (5.6)$$

Aplicando la ecuación 5.6 sobre el iniciador (I), monómero (M) y solvente (S) en el reactor CSTR tenemos que:

$$V \frac{dI}{dt} = q_f I_f - qI - V k_d I \quad (5.7)$$

$$V \frac{dM}{dt} = q_f M_f - qM - V k_p MP \quad (5.8)$$

$$V \frac{dS}{dt} = q_f S_f - qS \quad (5.9)$$

Aplicando el balance de energía en el reactor CSTR:

$$V \rho C_p \frac{dT}{dt} = \rho C_p q_f T_f - \rho C_p q T + (-\Delta H_{rxn}) V k_p MP + h A_c (T_c - T) \quad (5.10)$$

donde  $\rho$  y  $C_p$  son respectivamente la densidad y el calor específico de la mezcla de reacción,  $-\Delta H_{rxn}$  es el calor de reacción causado por las reacciones de propagación,  $h$  es el coeficiente global de transferencia de calor y  $A_c$  es el área de transferencia de calor para la chaqueta de enfriamiento. Cabe mencionar que  $k_d$  y  $k_p$  son las constantes de velocidad de reacción para la descomposición del iniciador y la propagación de cadenas respectivamente, mientras que  $k_{fs}$  y  $k_{fm}$  son las constantes de velocidad de transferencia de cadena hacia el solvente y hacia el monómero. La constante global de velocidad de terminación ( $k_t = k_{tc} + k_{td}$ ) está compuesta por las contribuciones de combinación y desproporción.

Las constantes de velocidad de propagación y terminación tienen la forma donde  $k_{to}$ ,  $k_{po}$  son los valores de las constantes de velocidad de reacción a muy baja conversión de monómero. Por otro lado  $g_p$  y  $g_t$  son funciones de la temperatura y de la composición en el reactor y reflejan que  $k_t$  y  $k_p$  pueden disminuir debido a fuertes restricciones de difusión (efecto gel, el cual ya fue descrito anteriormente). El efecto gel ha sido estudiado teóricamente y experimentalmente para varios sistemas, para nuestro caso en particular nosotros trabajamos con las correlaciones para el efecto

gel reportadas por Schmidt y Ray [38], las cuales están basadas en la correlación de volumen libre reportada por Ross y Laurence [40]:

$$g_t = \begin{cases} 0.10575 \exp[17.15V_f - 0.01715(T - 273.2)] & \text{si} \\ V_f > [0.1856 - 2.965 \times 10^{-4}(T - 273.2)] \end{cases}$$

$$g_i = \begin{cases} 2.3 \times 10^{-6} \exp[75V_f] & \text{si} \\ V_f \leq [0.1856 - 2.965 \times 10^{-4}(T - 273.2)] \end{cases}$$

$$g_p = \begin{cases} 1 & \text{si } V_f > 0.05 \\ 7.1 \times 10^{-5} \exp[171.53V_f] & \text{si } V_f \leq 0.05 \end{cases}$$

donde el volumen libre total ( $V_f$ ) está definido a través de las contribuciones de monómero, solvente y polímero como:

$$V_f = V_{fp}\phi_p + V_{fm}\phi_m + V_{fs}\phi_s$$

donde  $\phi_p, \phi_m, \phi_s$  son la fracción volumétrica de polímero, monómero y solvente en la mezcla y:

$$V_{fp} = 0.025 + \alpha_p(T - T_{gp})$$

$$V_{fm} = 0.025 + \alpha_m(T - T_m)$$

$$V_{fs} = 0.025 + \alpha_s(T - T_{gs})$$

son las contribuciones específicas al volumen libre de las especies individuales. Los valores de los coeficientes de expansión volumétrica son  $\alpha_p = 0.00048$ ,  $\alpha_m = 0.001$ ,  $\alpha_s = 0.001$  y  $T_{gp} = 387 \text{ K}$ ,  $T_m = 167 \text{ K}$ ,  $T_{gs} = 181 \text{ K}$  son las temperaturas de transición vítrea del polímero, monómero e iniciador respectivamente.

La ecuación 5.5 nos da información acerca del grado instantáneo de polimerización durante la reacción de metilmetacrilato. Sin embargo sí nos interesa obtener información sobre las distribuciones del largo de cadena de polímero en crecimiento (vivo) o polímero que ya no se encuentra en crecimiento (muerto) necesitamos hacer balances sobre cada una de las especies (polímero vivo y muerto). Los balances de materia sobre polímero muerto son:

$$V \frac{d\lambda_0}{dt} = -q\lambda_0 + V(k_f M + k_{td} P + k_{fs} S)\alpha P + \frac{1}{2} V k_{tc} P^2 \quad (5.11)$$

$$V \frac{d\lambda_1}{dt} = -q\lambda_1 + V[(k_f M + k_{td} P + k_{fs} S)(2\alpha - \alpha^2) + k_{tc} P] \frac{P}{1 - \alpha} \quad (5.12)$$

$$V \frac{d\lambda_2}{dt} = -q\lambda_2 + V[(k_f M + k_{td} P + k_{fs} S)(\alpha^3 - 3\alpha^2 + 4\alpha) + k_{tc} P(\alpha + 2)] \frac{P}{(1 - \alpha)^2} \quad (5.13)$$

donde

$$\alpha = \frac{k_p M}{k_p M + k_f M + k_t P + k_{fs} S}$$

Las ecuaciones resultantes del balance de materia 5.7-5.9, del balance de energía 5.10 y los balances de materia sobre polímero muerto 5.11 - 5.13 son las que modelan la dinámica de nuestro reactor y las cuales son utilizadas para el diseño de nuestro controlador en cascada.

<i>Constantes cinéticas</i>	<i>Parámetros del proceso</i>
$k_d^\nabla = 1.69 \cdot 10^{14} \cdot \exp\left(-\frac{3000}{1.987 \cdot T}\right)$	$(-\Delta H) = 13.8 \text{ kcal} \cdot \text{mol}^{-1}$
$k_p^\diamond = 4.925 \cdot 10^5 \cdot \exp\left(-\frac{4353}{1.987 \cdot T}\right)$	$C_p = 0.40 \text{ cal}(\text{gK})^{-1}$
$k_{i0}^\diamond = 9.8 \cdot 10^7 \cdot \exp\left(-\frac{701}{1.987 \cdot T}\right)$	$\rho = 1038 \text{ g/l}$
$k_f^\diamond = 4.92 \cdot \exp\left(-\frac{4353}{1.987 \cdot T}\right)$	$T_f = 340 \text{ K}$
$k_{fs}^\diamond = 0.091$	$T_c = 327 \text{ K}$
$\frac{k_{td}}{k_{tc}} = 8.23$	$V = 2.4 \text{ m}^3$
$\nabla \text{ s}^{-1}$	$q = 5 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3 \text{ s}^{-1}$
$\diamond \text{ l}(\text{mol} \cdot \text{s})^{-1}$	$q_I = 0.019 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$
	$q_M = 10.33 \text{ kmol} \cdot \text{h}^{-1}$
	$f = 0.5$

Tabla 5.1 Constantes y parámetros del sistema de polimerización

# Capítulo 6 CONTROL ROBUSTO EN CASCADA DE UN REACTOR CONTINUO DE TANQUE AGITADO DE POLIMERIZACIÓN

En este capítulo se presenta el diseño del esquema de control robusto en cascada para el reactor continuo de polimerización que se está estudiando, en las primeras secciones se tratan aspectos generales sobre el control de reactores de polimerización y posteriormente se presenta el desarrollo de la estrategia de control robusto en cascada, se presenta el diseño del control maestro el cual es un controlador proporcional integral que hace la función de mantener la conversión en un cierto valor manipulando la temperatura del reactor. El control esclavo es un controlador robusto el cual mantiene la temperatura del reactor pedida anteriormente por el control maestro manipulando la temperatura de la chaqueta. Las únicas medidas que necesita el controlador propuesto son la conversión en el reactor y la temperatura del reactor para mantener la conversión de monómero en un valor predeterminado (altas conversiones). Enseguida se presentan las simulaciones numéricas del esquema de control.

## Introducción al control de reactores de polimerización

El objetivo de las reacciones de polimerización es producir un polímero que tenga ciertas propiedades para una aplicación específica. La naturaleza de esta aplicación junto con la economía del proceso determina los materiales apropiados a utilizar en la polimerización por ejemplo tipo de monómero, iniciador, solvente, etc., pero las propiedades deseadas del polímero pueden no obtenerse a menos que las condiciones de la reacción sean estrictamente controladas. El desarrollo de estrategias de control para reactores de polimerización requiere de la apreciación de cuales son las propiedades importantes de un polímero y como se relacionan estas variables con las condiciones de operación del reactor y con las entradas disponibles con las cuales el reactor puede ser controlado. Una de las primeras consideraciones para establecer una estrategia de control para un reactor de polimerización, es categorizar todas las entradas y salidas del sistema. Dentro de esas elegir las variables controladas y las variables de control. Las salidas del sistema pueden ser divididas en tres categorías :

### 1. Propiedades del polímero (fin-uso)

Las propiedades fin-uso del polímero determinan la disponibilidad del polímero para una determinada aplicación, estas propiedades pueden ser solubilidad, densidad, estrudabilidad, etc., factores de apariencia del polímero: color, índice de refracción, tamaño de partícula y forma. La mayoría de las veces estas propiedades no son medibles en línea, por lo que otras salidas deben ser controladas para producir el polímero con las propiedades deseadas.

## 1. Variables controladas que afectan la calidad del producto

Para un control estricto las variables más importantes son aquellas que afectan la calidad del polímero y nos referimos a ellas como las variables controladas que afectan la calidad del producto. Las más importantes entre éstas son peso molecular, distribución de pesos moleculares, conversión del monómero, grado de entrecruzamiento, etc.; muchas de éstas variables no pueden ser medidas en línea.

### 1. Variables controladas relacionadas con las condiciones de operación

Este tipo de variables son temperatura, presiones y flujos asociados con el proceso. Estas medidas son las que se encuentran disponibles y las que se usan frecuentemente en el diseño del controlador.

Las entradas al sistema de polimerización pueden ser categorizadas en variables manipuladas y perturbaciones. Las variables manipuladas son aquellas que pueden ser ajustadas automática o manualmente para mantener las variables controladas dentro de los valores deseados, las más comunes son: flujos de enfriamiento o calentamiento, flujos de gases o líquidos para controlar la presión, velocidad de adición de monómero, solvente, iniciador y velocidad de agitación.

Las perturbaciones son, por definición, aquellas variables sobre las cuales no se tiene control. Las perturbaciones pueden ser estocásticas o deterministas. Las perturbaciones estocásticas son aquellas que varían en forma natural en el proceso, por ejemplo variaciones pequeñas en los flujos de alimentación causadas por fenómenos mecánicos, o variaciones día a día de la calidad de la alimentación. Las perturbaciones deterministas son aquellas de las cuales se conocen sus causas y ocurren usualmente en largos intervalos de tiempo, por ejemplo cambios en la velocidad de producción, grandes variaciones en la calidad de la alimentación. Aún cuando las perturbaciones no pueden ser medidas ni eliminadas, su efecto puede ser eliminado por compensación ajustando las variables manipuladas.

Dependiendo de la cantidad de polímero a producir las reacciones de polimerización pueden ser llevadas a cabo en reactores por lotes o continuos, pero las estrategias de control pueden variar de un reactor a otro aún cuando el producto a fabricar sea el mismo. Los sistemas de control de reactores de polimerización por lotes o semilotes, normalmente incluyen sistemas preprogramados de adición de reactivos y procedimientos de operación. Las reacciones se pueden llevar a cabo bajo un control de temperatura, otras veces isotérmicamente, adiabáticamente o siguiendo un determinado perfil de temperatura; el calor se remueve por un fluido circulando en la chaqueta de enfriamiento. Si se requiere una amplia distribución de pesos moleculares, el reactor puede operarse adiabáticamente. Si los monómeros o solventes tienen altas presiones de vapor, la presión en el reactor tiene que ser controlada. Todo el monómero o el iniciador puede ser adicionado al empezar la reacción o puede adicionarse conforme transcurre la reacción de acuerdo con una determinada trayectoria de adición. Las trayectorias de adición de monómeros o iniciador, frecuentemente resultan de la experiencia y se hacen fuera de la línea de producción. Un riguroso cálculo de estas trayectorias requiere de un modelo exacto del proceso de polimerización, por lo que debido a la carencia de éste, la optimización en línea de las trayectorias de adición no es frecuentemente calculada.

En los reactores continuos de polimerización la temperatura y la presión son controladas de igual forma que en los reactores por lotes. De hecho una polimerización en serie puede ser llevada a cabo a diferentes temperaturas. La conversión de monómero puede ser ajustada por la manipulación de la alimentación de iniciador. Si se dispone de medidas en línea de la distribución de pesos moleculares, el flujo de iniciador o la temperatura del reactor se pueden utilizar para ajustar la temperatura.

### Reactores continuos de tanque agitado (CSTR)

El uso de reactores continuos de tanque agitado (CSTR) para llevar a cabo reacciones de polimerización (en un solo tanque agitado o en una serie de ellos) nos garantiza un alto volumen de producción. La naturaleza de estos sistemas resulta en bajos costos de producción y en una uniformidad del producto. Dado que la velocidad de polimerización es constante el producto tiende a ser homogéneo. En tiempos cortos de residencia en CSTR's se pueden llevar a cabo grandes cambios y bajos volúmenes de producción pueden obtenerse efectivamente.

A causa de que la velocidad de polimerización puede variar con las condiciones de operación, los reactores continuos deben ser dimensionados para una velocidad de polimerización a las condiciones de diseño. Se debe tener una adecuada capacidad para transferir calor, la cantidad de calor liberado puede variar con las condiciones de operación y de producto por lo que el sistema de enfriamiento debe de ser capaz de remover el calor generado.

### El control en reactores de polimerización

Existen diferentes esquemas de control que se pueden diseñar para estabilizar reactores de polimerización. Diferentes objetivos de control pueden ser especificados y diferentes apareamientos de variables manipuladas y a controlar. Uno de los principales objetivos de control en los reactores industriales es la producción de polímero, la conversión de monómero y el peso molecular del polímero obtenido, los cuales se toman como índices de la calidad del producto. Comúnmente las medidas disponibles en los reactores de polimerización industriales son niveles, velocidades de flujo, temperatura y conversión.

### Control en cascada

El control en cascada es usado para mejorar el desempeño de un lazo retroalimentado frente a perturbaciones en la variable manipulada. El principal beneficio que se obtienen al diseñar controladores en cascada es el rechazo de perturbaciones en el lazo interno (lazo esclavo) de control antes de que estas puedan llegar al lazo externo (lazo maestro). El lazo interno debe ser sintonizado de tal forma que su respuesta sea más rápida que la del lazo externo. Estos sistemas de control generalmente se diseñan primero sintonizando el lazo de control esclavo, y después es sintonizado el lazo de control maestro independientemente del control esclavo.

El uso de controladores en cascada es por lo tanto recomendado para sistemas en los cuales la dinámica del lazo interno sea más rápida que la del lazo externo. En tales condiciones las interacciones entre los dos controladores son casi despreciables

debido a la diferencia en los tiempos característicos de sus dinámicas por lo que no se tienen problemas de sintonizado. En la figura 6.1 se presenta en forma esquemática el control en cascada para el reactor de polimerización que fue estudiado.

### Control robusto en cascada de un reactor de polimerización en solución(CSTR)

El objetivo de control del reactor de polimerización es establecer una estrategia de control robusta en cascada que nos permita mantener la conversión del monómero en un valor determinado manipulando la temperatura del reactor. La estructura de control esta formada por dos controladores: el control maestro y el control esclavo. El control maestro se encarga de mantener la conversión del monómero en el valor deseado manipulando la temperatura del reactor (control virtual). El control esclavo le proporciona al control maestro la temperatura del reactor que necesita para mantener la conversión en el valor deseado. Para esto el control esclavo manipula la temperatura de la chaqueta de enfriamiento.

### Controlador proporcional integral para la conversión

El problema de control bajo consideración es mantener la conversión ( $X$ ) del reactor en un valor predeterminado, para lograr este objetivo vamos a utilizar la temperatura ( $T$ ) del reactor de polimerización como variable manipulada. Este controlador es un controlador clásico proporcional integral (PI), el cual muestra un buen desempeño en el lazo de control maestro. La ecuación de un controlador proporcional integral es :

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int e(t) dt \quad (6.1)$$

si definimos el error de referencia como:

$$e_{ref} = X_{ref} - X_{ret} \quad (6.2)$$

donde  $X_{ref}$  es la conversión de referencia y  $X_{ret}$  es la conversión retardada, el controlador proporcional integral queda como:

$$T = T_{nom} + K_c e(t) + \frac{K_c \theta}{\tau_I} \int e(t) dt \quad (6.3)$$

donde  $\theta$  es el retardo en la medición de la conversión. El sintonizado del controlador proporcional integral anterior se hace de acuerdo con reglas establecidas por [58] para un controlador integral proporcional derivativo, donde:

$$\begin{aligned} K_c &= \frac{\tau_0 K_p}{\tau_c + \frac{\theta}{2}} \\ \tau_I &= \tau_0 \end{aligned} \quad (6.4)$$

y  $\tau_0$  es la constante de tiempo a lazo abierto del proceso,  $\tau_c$  es la constante de tiempo a lazo cerrado y  $\tau_I$  es el tiempo integral.

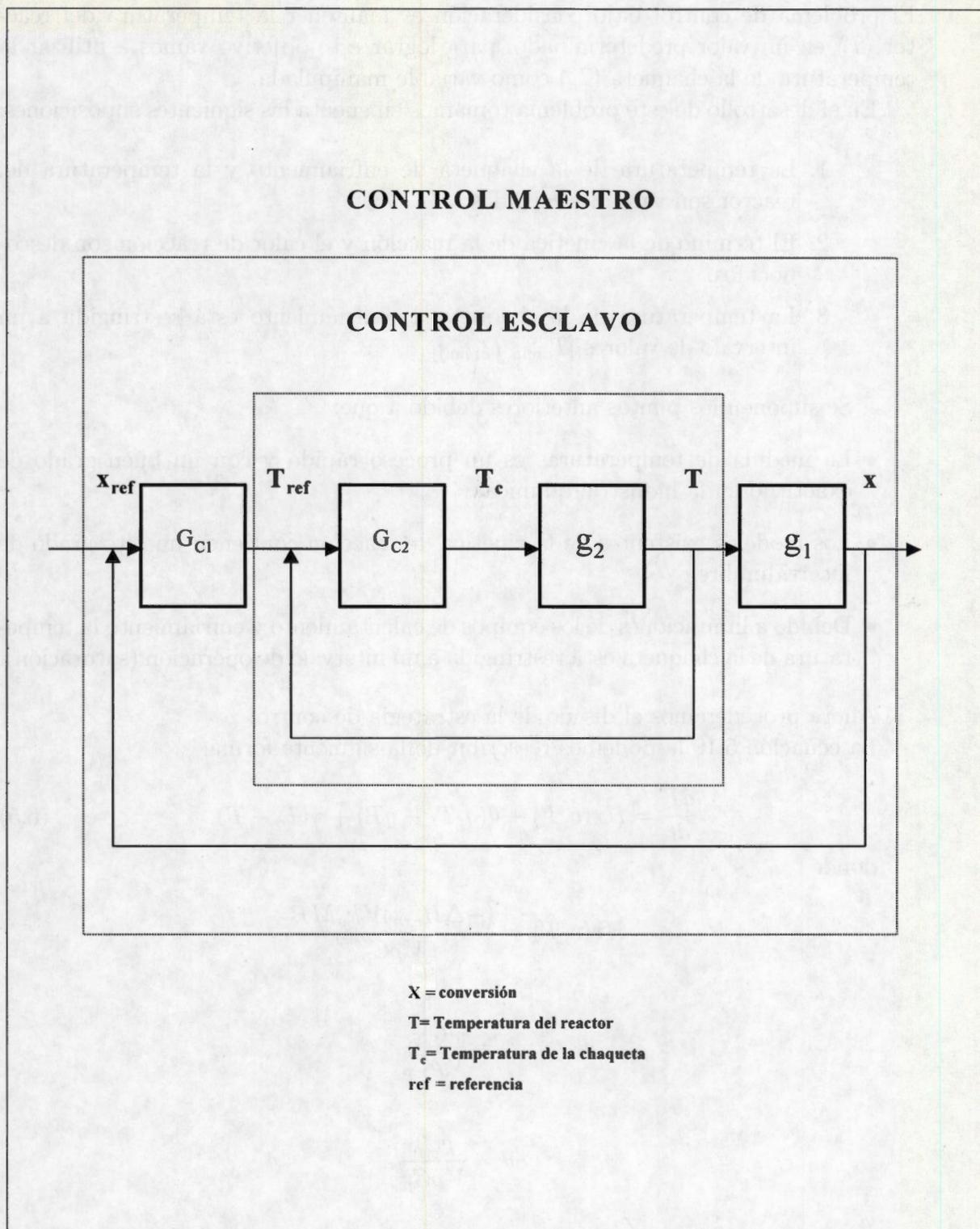


Figura 6.1 Representación esquemática del esquema de control en cascada del reactor de polimerización

## Control robusto de temperatura (seguimiento)

El problema de control bajo consideración es mantener la temperatura del reactor ( $T$ ) en un valor predeterminado, para lograr este objetivo vamos a utilizar la temperatura de la chaqueta ( $T_c$ ) como variable manipulada.

En el desarrollo de este problema tomamos en cuenta las siguientes suposiciones:

1. La temperatura de la chaqueta de enfriamiento y la temperatura del reactor son variables medidas.
2. El término de la cinética de la reacción y el calor de reacción son desconocidos.
3. La temperatura de la chaqueta de enfriamiento está restringida a un intervalo de valores  $[T_{c\min}, T_{c\max}]$ .

Se suponen los puntos anteriores debido a que:

- La medida de temperaturas es un proceso rápido y con un buen grado de exactitud en la industria química.
- Los modelos existentes de la cinética de reacción contienen un alto grado de incertidumbre.
- Debido a limitaciones de los equipos de calentamiento y enfriamiento la temperatura de la chaqueta está restringida a un intervalo de operación (saturación).

Ahora procederemos el diseño de la estrategia de control :

La ecuación 5.10 la podemos reescribir de la siguiente forma:

$$\frac{dT}{dt} = Hr(c, T) + \theta(q_f T_f - qT) + \gamma(T_c - T) \quad (6.5)$$

donde

$$Hr(c, T) = \frac{(-\Delta H_{rxn})V k_p M P}{V \rho C_p}$$

$$\gamma = \frac{h A_c}{V \rho C_p}$$

$$\theta = \frac{\rho C_p}{V \rho C_p}$$

De acuerdo con las consideraciones anteriores  $Hr(c, T)$  es desconocido y  $\gamma = \bar{\gamma} + \Delta\gamma$ , entonces la ecuación 6.1 se reescribe como:

$$\frac{dT}{dt} = Hr(c, T) + \theta(q_f T_f - qT) + (\bar{\gamma} + \Delta\gamma)(T_c - T) \quad (6.6)$$

Si definimos el término  $\eta$  como un término que agrupa los errores de modelado y las no linealidades no modeladas como:

$$\eta = Hr(c, T) + \Delta\gamma(T_c - T) \quad (6.7)$$

entonces la ecuación 6.5 se reescribe como:

$$\frac{dT}{dt} = \eta + \theta(q_f T_f - qT) + \bar{\gamma} (T_c - T) \quad (6.8)$$

Sea  $T_{ref}(t)$  la trayectoria de referencia de la temperatura, entonces definimos el error de seguimiento como:

$$\dot{e}_{ref} = \dot{T} - \dot{T}_{ref} \quad (6.9)$$

El comportamiento deseado a lazo cerrado es especificado a través del siguiente modelo de referencia:

$$\dot{e}_{ref} = -\tau_c^{-1} e_{ref} \quad (6.10)$$

donde  $\tau_c > 0$ .

Si sustituimos la ecuación 6.8 en la ecuación 6.9 obtenemos:

$$\dot{e}_{ref} = \eta + \theta(q_f T_f - qT) + \bar{\gamma} (T_c - T) - \dot{T}_{ref} \quad (6.11)$$

Si igualamos las ecuaciones 6.10 y 6.11 obtenemos una ley de control exacta:

$$T_c = \frac{[-\tau_c^{-1} e_{ref} + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) - \eta]}{\bar{\gamma}} + T \quad (6.12)$$

De acuerdo con la restricción tres, una versión saturada de la ley de control 6.12 puede ser considerada como:

$$T_c = sat(\phi(T, \eta)) \quad (6.13)$$

donde

$$\phi(T, \eta) = \frac{[-\tau_c^{-1} e + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) - \eta]}{\bar{\gamma}} + T$$

y la función de saturación esta dada por :

$$Sat(T_c) = \begin{cases} T_{cmax} & \text{si } T_c \geq T_{cmax} \\ T_c & \text{si } T_{cmin} < T_c < T_{cmax} \\ T_{cmin} & \text{si } T_c \leq T_{cmin} \end{cases} \quad (6.14)$$

En la ley de control tenemos el término desconocido  $\eta$  y para implantar la ley de control tenemos que estimar su valor. Sea  $\bar{\eta}$  un estimado del error de modelado  $\eta$ , entonces la ley de control equivalente es:

$$T_c = sat(\phi(T, \bar{\eta})) \quad (6.15)$$

donde

$$\phi(T, \bar{\eta}) = \frac{[-\tau_c^{-1}e + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) - \bar{\eta}]}{\bar{\gamma}} + T$$

La construcción de un estimador para el error de modelado  $\eta(t)$ , permite que el sistema se escriba como un sistema extendido :

$$T_c = \frac{[-\tau_c^{-1}e + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) - \eta]}{\bar{\gamma}} + T \quad (6.16)$$

$$\dot{\eta} = \Omega(T, T_c) \quad (6.17)$$

donde  $\Omega(T, T_c)$  es la derivada con respecto al tiempo de  $\eta = Hr(c, T) + \Delta\gamma(T_c - T)$ .

Hay que recordar que  $\eta(t)$  es desconocida y por lo tanto  $\Omega(T, T_c)$  también es desconocida. El error de modelado puede verse como un nuevo estado del sistema el cual puede ser reconstruido por medidas de  $T$ ,  $T_c$ ,  $e_{ref}$ , y un derivador respecto al tiempo para evaluar  $\dot{e}_{ref}$ , de hecho:

$$\eta(t) = (T - T_c) \bar{\gamma} - \tau_c^{-1} e_{ref} + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) \quad (6.18)$$

Puesto que los derivadores no pueden ser realizados en la práctica usamos un observador de estados para estimar los estados no medidos; por lo que se propone un observador de orden reducido para estimar  $\eta(t)$ :

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1}(\eta - \bar{\eta}) \quad (6.19)$$

donde  $\tau_e^{-1} > 0$  es la constante de estimación.

Sustituyendo la ecuación (6.18) en la ecuación (6.19):

$$\frac{d\bar{\eta}}{dt} = \tau_e^{-1}((T - T_c) \bar{\gamma} - \tau_c^{-1} e_{ref} + \dot{T}_{ref} - \theta(q_f T_f - qT) - \bar{\eta}) \quad (6.20)$$

Si introducimos la variable  $w = \tau_e \bar{\eta} - T$  la ecuación (6.20) se reescribe como:

$$\frac{dw}{dt} = (T - T_c) \bar{\gamma} - \theta(q_f T_f - qT) - \bar{\eta} \quad (6.21)$$

$$\bar{\eta} = \frac{w + T}{\tau_e} \quad (6.22)$$

Entonces nuestra ley de control robusta está dada por la función retroalimentada (6.16) y la estimación del error de modelado (6.21) y (6.22).

Los valores de los parámetros de los controladores esclavo y maestro se muestran en la tabla 6.1

<i>Parámetros del controlador maestro</i>	<i>Parámetros del controlador esclavo</i>
$\tau_0 = 1200$ s	$\tau_0 = 450$ s
$\tau_c = 900$ s	$\tau_c = 300$ s
$\tau_e = 180$ s	$\tau_e = 180$ s
$\theta = 300$ s	

Tabla 6.1 Constantes y parámetros del controlador maestro y esclavo

### Equivalencia con el controlador clásico PI

Mediante un cambio de coordenadas adecuado, el controlador esclavo (ecuación 6.16) se puede reescribir como:

$$T_c = \beta K_p \left[ 1 + \frac{1}{s\tau_I} \right] + \frac{\xi(T)}{\bar{\gamma}} + \frac{\tau_e^{-1} [T_c - T_c^*]}{s} \quad (6.23)$$

donde

$$K_p = \frac{[-\tau_c^{-1} + q + \bar{\gamma} + \tau_e^{-1}]}{\bar{\gamma}} \quad (6.24)$$

$$\tau_I = \frac{\tau_c [1 - \tau_e(-\tau_c^{-1} + q + \bar{\gamma})]}{\bar{\gamma}} \quad (6.25)$$

$$\beta = T - T_{ref} \quad (6.26)$$

$$\xi(T) = \bar{\gamma} T_{ref} - \theta q_f T_f + q T_{ref} \quad (6.27)$$

La expresión anterior muestra que el controlador esclavo tiene una estructura tipo proporcional-integral (PI).

### Simulaciones numéricas del esquema de control

Una vez que se ha diseñado el esquema de control robusto en cascada vamos a observar su desempeño frente a cambios de puntos de referencia. Si nosotros pedimos un nuevo valor de conversión en el reactor de polimerización, el control maestro ajusta la temperatura del reactor que se necesita para alcanzar esa conversión, en ese momento el control esclavo entra en acción para mantener la temperatura del reactor en el valor que le solicita el control esclavo manipulando la temperatura de la chaqueta de enfriamiento.

### Desempeño del esquema de control frente a cambios de puntos de referencia

Ahora presentaremos algunas simulaciones del esquema de control frente a cambios de régimen de operación. La Figura 6.2 muestra que a cambios pedidos de conversión el controlador maestro los ajusta pidiendo una cierta temperatura del reactor de polimerización; a su vez el controlador esclavo mantiene la temperatura del reactor de polimerización manipulando la temperatura de la chaqueta de enfriamiento. Se observa que el controlador muestra un excelente desempeño frente a cambios de puntos de referencia. La Figura 6.3 muestra los cambios en la temperatura de la chaqueta que son necesarios para mantener la conversión en el punto deseado.

### Desempeño del esquema de control frente a perturbaciones

En la Figura 6.5 se simula el desempeño del esquema de control frente a perturbaciones externas. Nosotros simulamos una reducción en la eficiencia del iniciador del 20%. La perturbación entra al sistema a las diez horas. Se observa que el desempeño del esquema de control robusto en cascada es aceptable ya que logra estabilizar el sistema en la conversión deseada. El control esclavo (Figura 6.6) muestra un excelente desempeño ya que controla de manera inmediata la temperatura del reactor que le es pedida por el controlador maestro. La Figura 6.7 muestra el comportamiento de la variable manipulada.

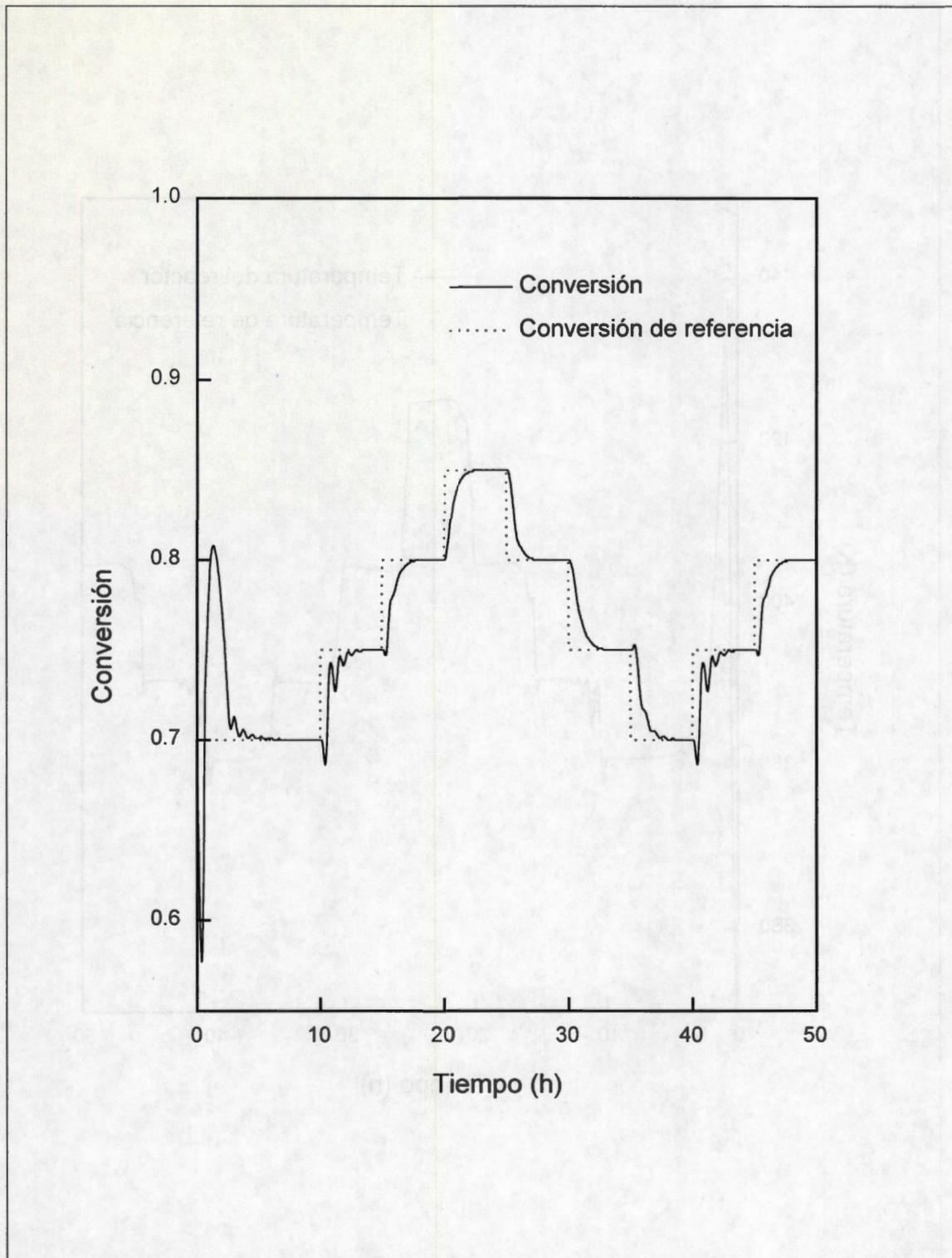


Figura 6.2 Esquema de control en cascada. Control de conversión.

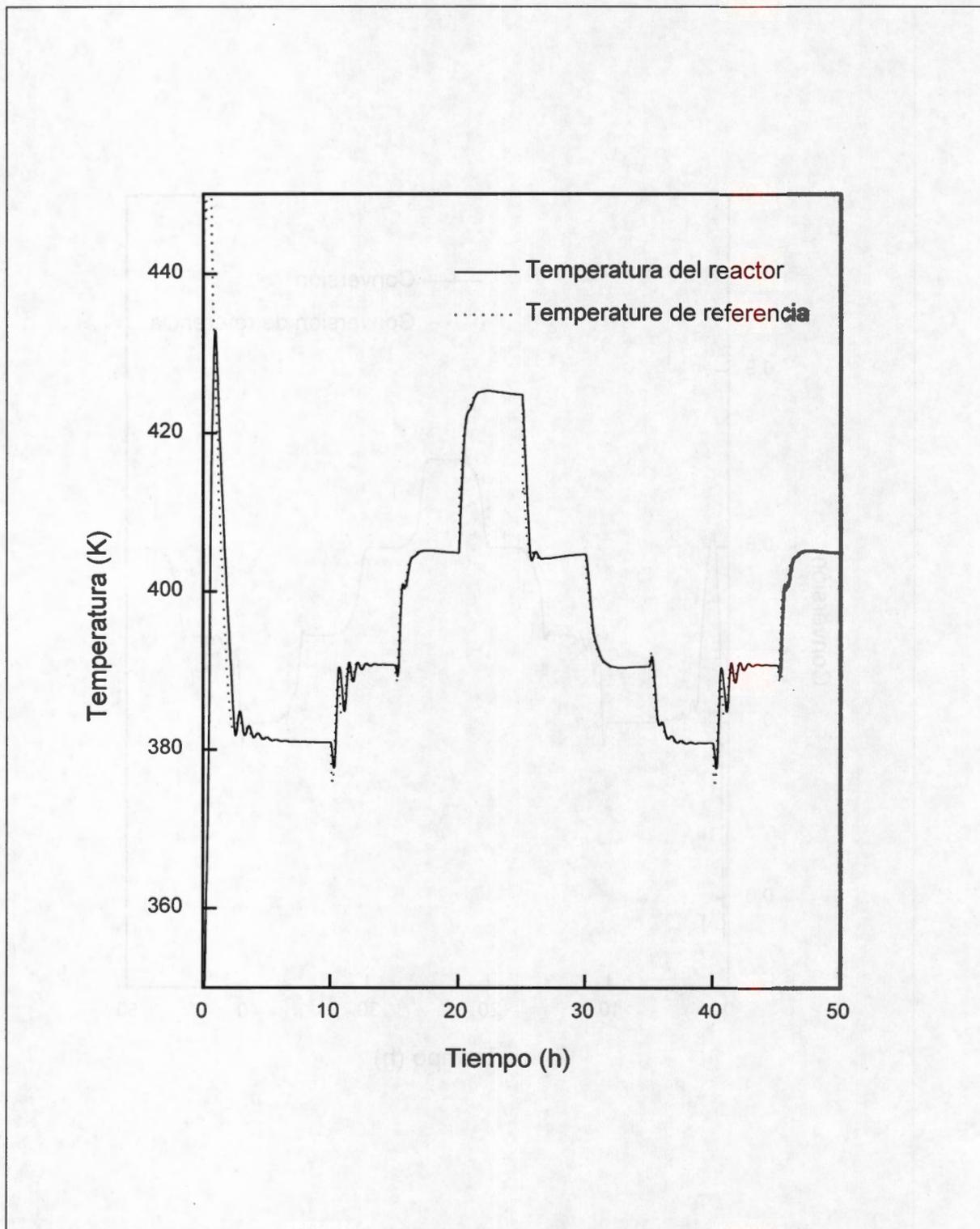


Figura 6.3 Esquema de control en cascada. Control de temperatura.

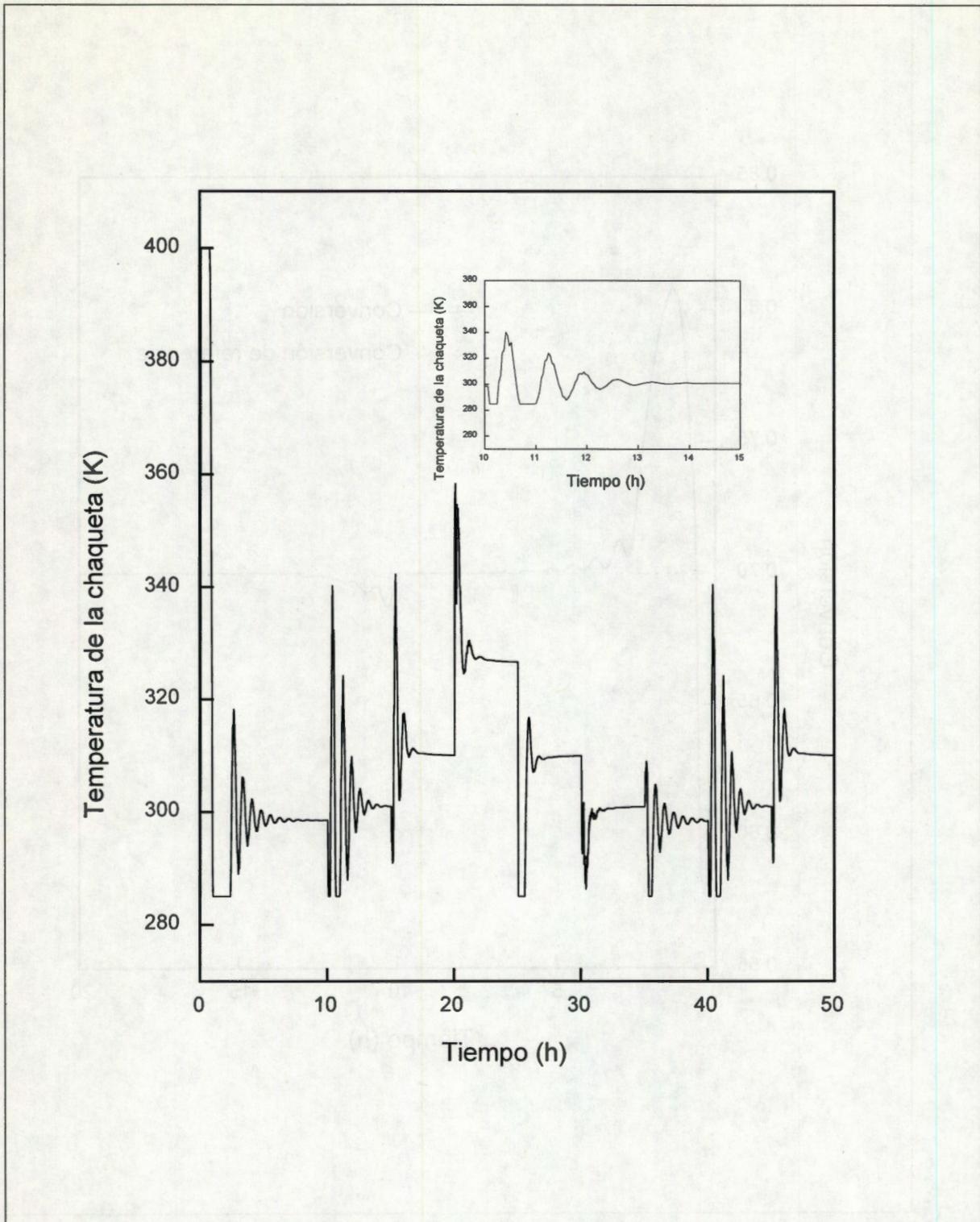


Figura 6.4 Control en cascada. Comportamiento de la variable manipulada.

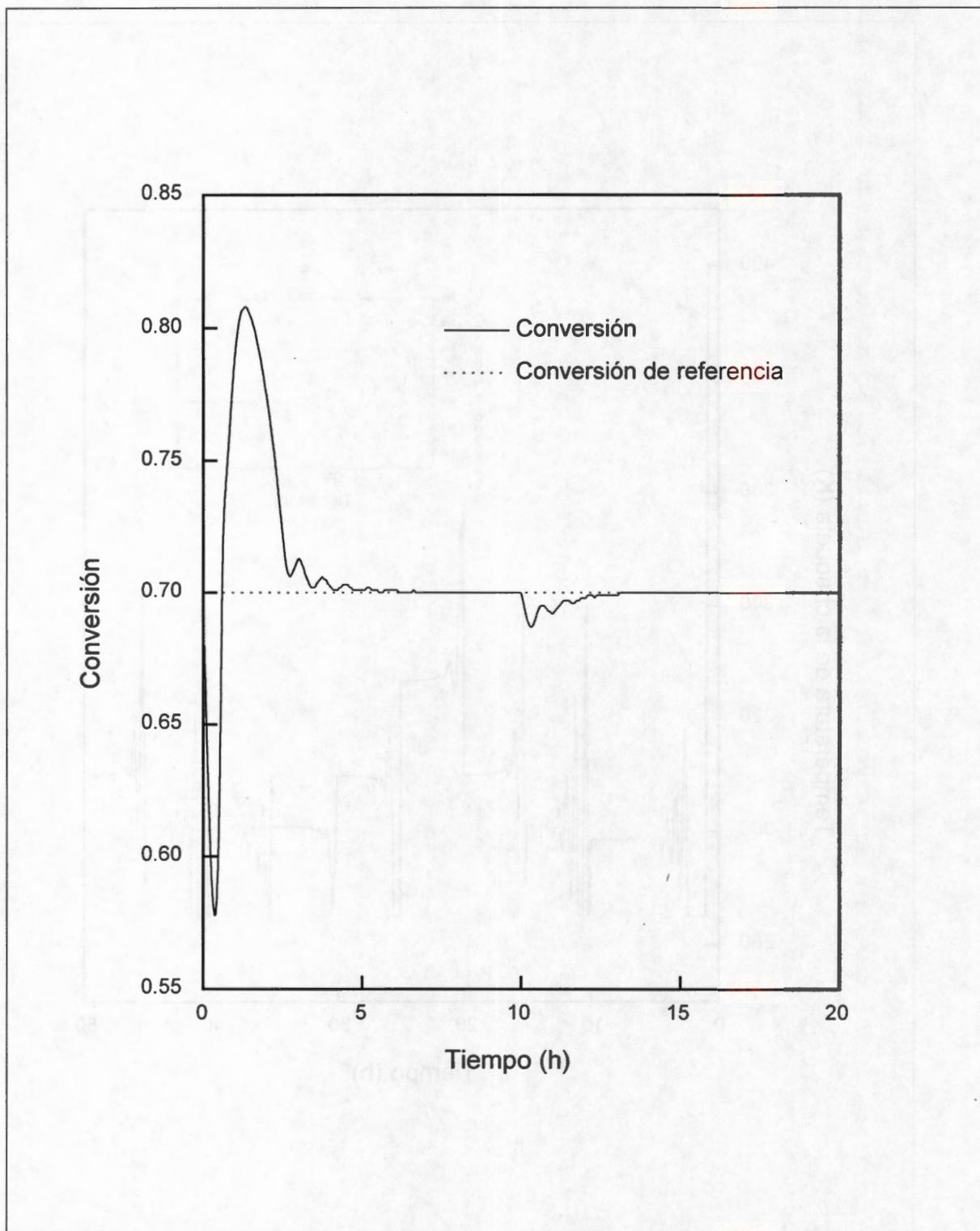


Figura 6.5 Desempeño del esquema de control frente a reducciones en la eficiencia del iniciador

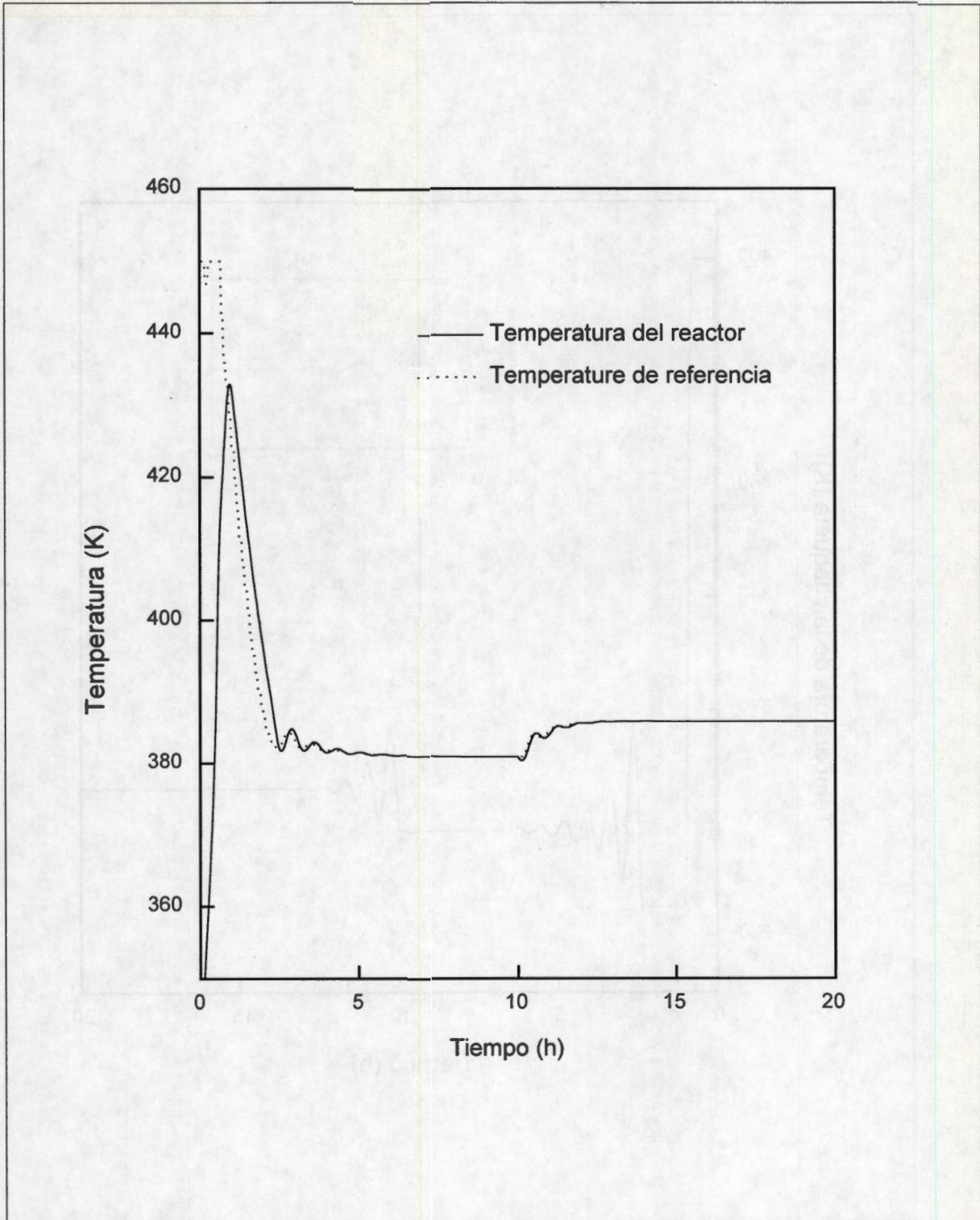


Figura 6.6 Desempeño del esquema de control frente a reducciones en la eficiencia del iniciador

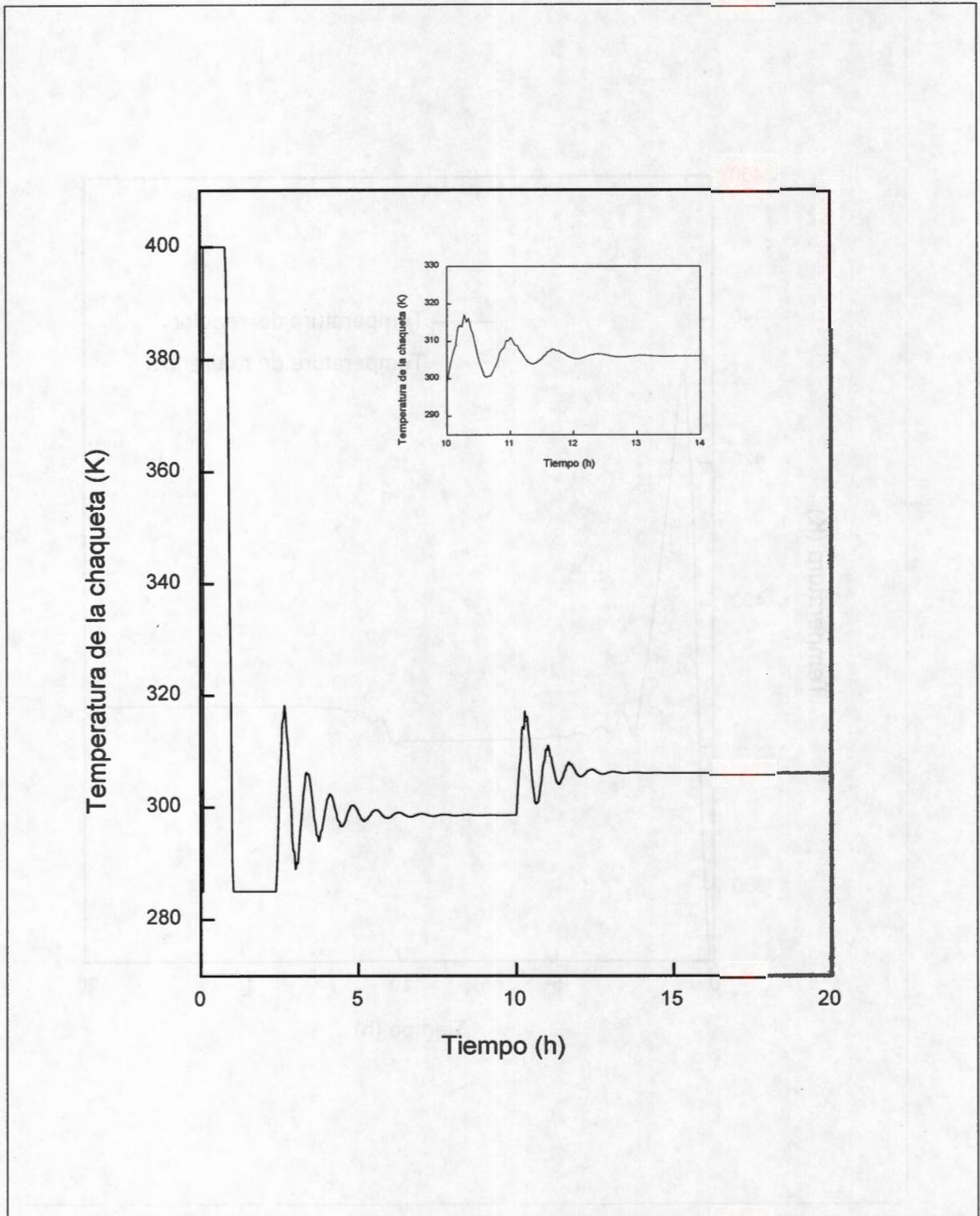


Figura 6.7 Control robusto en cascada. Comportamiento de la variable manipulada.

## Capítulo 7 CONCLUSIONES

Se diseñó un esquema de control robusto en cascada para un reactor continuo de tanque agitado de polimerización de metilmetacrilato. El esquema de control robusto en cascada diseñado presenta un buen desempeño a lazo cerrado a pesar de la existencia de perturbaciones sobre el sistema (disminución de la eficiencia del iniciador) y errores de modelado. El controlador estabiliza adecuadamente la planta cuando se imponen cambios de régimen de operación. Se observa que el controlador esclavo muestra un excelente desempeño para mantener la temperatura del reactor en el valor que le solicita el lazo de control maestro. El controlador robusto propuesto es equivalente al controlador clásico proporcional integral (PI). Las no linealidades no modeladas y las perturbaciones externas son agrupadas en un término de error de modelado del sistema, este término se reconstruye mediante un observador de estados.

## Notación

- $A_c$  = Área de transferencia de calor del reactor  
 $C_p$  = Capacidad calorífica del contenido del reactor  
 $C_{pol}$  = Concentración de polímero ( $g \setminus l \text{ sol.}$ )  
 $f$  = Eficiencia del iniciador  
 $g_p$  = Factor de propagación del efecto gel ( $k_p \setminus k_{p0}$ )  
 $g_t$  = Factor de terminación del efecto gel ( $k_t \setminus k_{t0}$ )  
 $h$  = Coeficiente global de transferencia de calor  
 $I$  = Concentración de iniciador ( $gmol \setminus l$ )  
 $I_f$  = Concentración de iniciador en la alimentación ( $gmol \setminus l$ )  
 $k_d$  = Constante de velocidad de descomposición de iniciador ( $s^{-1}$ )  
 $k_f$  = Constante de velocidad de transferencia de cadena hacia el monómero ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_{fs}$  = Constante de velocidad de transferencia de cadena hacia el solvente ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_p$  = Constante de velocidad de propagación ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_{p0}$  = Constante de velocidad de propagación antes del efecto gel ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_t$  = Constante global de velocidad de terminación ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_{tc}$  = Constante de velocidad de terminación por acoplamiento ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_{td}$  = Constante de velocidad de terminación por disociación ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $k_{t0}$  = Constante de velocidad de terminación antes del efecto gel ( $l \setminus gmol \text{ s}$ )  
 $M$  = Concentración de monómero en el reactor ( $gmol \setminus l$ )  
 $M_f$  = Concentración de monómero a la entrada del reactor ( $gmol \setminus l$ )  
 $M_0$  = Concentración de monómero a conversión cero en el reactor  
 $M_i$  = Concentración inicial de monómero ( $gmol \setminus l$ )  
 $P$  = Concentración total de polímero vivo ( $gmol \setminus l$ )  
 $q$  = Flujo volumétrico a la salida del reactor ( $l \setminus s$ )  
 $q_f$  = Flujo volumétrico a la entrada del reactor ( $l \setminus s$ )  
 $S$  = Concentración de solvente ( $gmol \setminus l$ )  
 $S_f$  = Concentración de solvente en la alimentación  
 $S_i$  = Concentración inicial de solvente  
 $S_0$  = Concentración de solvente a conversión cero  
 $T_g$  = Temperatura de transición vítrea de la solución de polímero (K)  
 $T_{gi}$  = Temperatura de transición vítrea del componente i (K), (m = monómero, s = solvente, p = polímero)  
 $t$  = tiempo  
 $T$  = Temperatura del reactor (K)  
 $T_f$  = Temperatura de la alimentación (K)  
 $T_c$  = Temperatura de enfriamiento  
 $V$  = Volumen del reactor  
 $V_f$  = Fracción de volumen libre  
 $V_{fi}$  = Fracción de volumen libre para el componente i, (m = monómero, s = solvente, p = polímero)  
 $\tau$  = Volumen específico de la mezcla reaccionante  
 $w_{MMA}$  = Peso molecular del monómero (101.1  $g/gmol$ )  
 $x$  = Conversión de monómero hacia polímero basado en la alimentación

$x$  = Conversión de monómero hacia polímero basado en el contenido del reactor  
*Letras griegas*

$\alpha_i$  = Coeficiente de expansión volumétrica del componente  $i$ , ( $m$  = monómero,  $s$  = solvente,  $p$  = polímero)

$\varepsilon_p$  = Coeficiente de contracción volumétrica

$\lambda_i$  = Momentos de polímero muerto

$\phi_i$  = Fracción volumen del componente  $i$ , ( $m$  = monómero,  $s$  = solvente,  $p$  = polímero)

$\phi_i^*$  = Fracción volumen de polímero libre

$\rho$  = densidad ( $g/ml$ )

1. The first part of the document is a letter from the author to the editor, dated 10/10/1954. The letter discusses the author's interest in the subject of the journal and the author's hope that the journal will be a valuable contribution to the field.

2. The second part of the document is a letter from the editor to the author, dated 10/15/1954. The editor expresses his interest in the author's work and his hope that the author's work will be a valuable contribution to the field.

3. The third part of the document is a letter from the author to the editor, dated 10/20/1954. The author discusses the author's interest in the subject of the journal and the author's hope that the journal will be a valuable contribution to the field.

4. The fourth part of the document is a letter from the editor to the author, dated 10/25/1954. The editor expresses his interest in the author's work and his hope that the author's work will be a valuable contribution to the field.

5. The fifth part of the document is a letter from the author to the editor, dated 10/30/1954. The author discusses the author's interest in the subject of the journal and the author's hope that the journal will be a valuable contribution to the field.

## Capítulo 8 CONCLUSIONES GENERALES

Se diseñaron esquemas de control robusto para dos tipos muy importantes de procesos dentro de la industria química nacional: una unidad de desintegración catalítica y un reactor continuo de polimerización de metilmetacrilato. Los esquemas de control robusto diseñados presentan un buen desempeño a lazo cerrado a pesar de la existencia de perturbaciones sobre sistema, errores de modelado, errores en los parámetros y cambios de puntos de operación.

Dentro de las dos estructuras de control estudiadas para la unidad FCC, los resultados muestran que el controlador robusto bajo la estructura de control de *raiser*-regenerador, muestra un mejor desempeño que el controlador robusto bajo las estructuras de control de Hicks y convencional lo que confirma que la controlabilidad de un proceso es afectado por la selección de la estructura de control.

Respecto al reactor continuo de polimerización, se diseñó un controlador robusto en cascada en el cual se toma como índice de calidad la conversión de monómero. Las únicas medidas que necesita el controlador propuesto son la conversión en el reactor y la temperatura del reactor para mantener la conversión de monómero en un valor predeterminado (altas conversiones). Dentro de este diseño del controlador el lazo maestro ajusta la conversión a un valor determinado manipulando la temperatura del reactor mientras que el lazo esclavo mantiene la temperatura del reactor en el valor antes predeterminado por medio de manipulaciones de la temperatura de la chaqueta de enfriamiento. El esquema de control robusto propuesto muestra un excelente desempeño aún cuando se tengan perturbaciones sobre el sistema, errores en los parámetros, errores de modelado y cambios de puntos de operación.

Los controladores robustos propuestos son equivalentes al controlador clásico proporcional integral (PI), las no linealidades no modeladas y las perturbaciones externas son agrupadas en un término de error de modelado del sistema; este término se reconstruye mediante un observador de estados de orden reducido el cual utiliza medidas de entrada y salida del sistema. La parametrización del controlador está en términos de las constantes de tiempo a lazo cerrado y de estimación de incertidumbres.

# Capítulo 8 - CONGELACIONES GENERALES

El objetivo principal de esta sección es proporcionar una visión general de los aspectos más importantes de la tecnología de congelación de alimentos. Se abordarán los aspectos más relevantes de la tecnología de congelación de alimentos, desde la selección de los productos hasta la elección de los métodos de congelación más adecuados. Se describirán los principios básicos de la congelación de alimentos, así como los factores que influyen en la calidad de los productos congelados. Se discutirán también los aspectos más recientes de la tecnología de congelación de alimentos, como el uso de nuevos materiales y métodos de congelación.

El primer aspecto que se debe considerar es la selección de los productos a congelar. No todos los alimentos son adecuados para ser congelados, ya que algunos pueden sufrir cambios de textura o pérdida de nutrientes durante el proceso de congelación. Por lo tanto, es importante evaluar cuidadosamente los productos antes de decidir si se deben congelar. Una vez que se ha decidido congelar un producto, se debe elegir el método de congelación más adecuado. Hay tres métodos principales de congelación: congelación por inmersión en agua, congelación por contacto directo con el aire y congelación por contacto indirecto con el aire. Cada método tiene sus propias ventajas y desventajas, por lo que es importante elegir el más adecuado para cada producto. Por último, es importante tener en cuenta los aspectos de seguridad y calidad durante el proceso de congelación. Esto incluye el uso de envases adecuados, el mantenimiento de una temperatura constante y la correcta manipulación de los productos congelados.

## Bibliografía

- [1] Luyben, W.L.; Lamb, D.E., Feedforward control of a fluidized catalytic reactor-regenerator. *Chem. Eng. Prog. Symp.* **1963**, *46*, 165.
- [2] Lee, W., Kugelman, A.M., Number of steady state operating points and local stability of open-loop fluid catalytic cracker. *Ind. Eng. Chem. Process Desv. Dev.* **1973**, *12*, 197.
- [3] Lee, E.; Groves, F.R.Jr., Mathematical model of the fluidized catalytic cracking plant. *Trans. Soc. Comput. Simulation.* **1985**, *2*, 219.
- [4] McGreavy, C.; Isles-Smith, P.C. Modelling of a fluid catalytic cracking unit. *Trans. Inst. Means. Control.* **1986**, *8*, 130.
- [5] Bozicevic, J.; Lukec, D., Dynamic mathematical model of the fluid catalytic cracking. *Trans. Inst. Means. Control.* **1987**, *9*, 8.
- [6] Zhao, X.; Lu, Y., Nonlinear dynamic model and parameter estimation for fluidized catalytic cracking unit. *IFAC Proc. Ser.* **1988**, *2*, 1079.
- [7] Lopez-Isunza, F.; Ruiz, R.S., Dynamic modelling of a fluid catalytic cracking unit. Presentado en AIChE Annual Meeting, Los Angeles, Ca, 1991.
- [8] Balchen, J.E.; Ljungquist, D., State-space predictive control. *Chem. Eng. Sci.* **1992**, *47*, 787.
- [9] Arandes, J.M.; De Lasa, Simulation and multiplicity of steady states in fluidized FCCUs. *Chem. Eng. Sci.* **1992**, *47*, 2535.
- [10] Elnashaie S.S.E.H.; Elshishini, S.S., Multiplicity of the steady state in fluidized bed reactors IV. Dynamic Behaviour. *Chem. Eng. Sci.* **1993**, *48*, 567.
- [11] Hovd, M.; Skogestad, S.; Procedure for Regulatory Control Structure Selection with Application to the FCC Process. *AIChE J.* **1993**, *39*, 1938.
- [12] Zheng Y., Dynamic modeling simulation of a catalytic cracking unit. *Comput. Chem. Eng.* **1994**, *18*, 39.

- [13] Arbel A., I.H.Rinard, R.Shinnar; Dynamics and Control of Fluidized Catalytic Crackers. Multiple Steady States and Instabilities. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1995**, *34*, 3014.
- [14] Errazu,A.F., H.I. Delasa, F.Sarti, A Fluidized Bed Catalytic Cracking Regenerator Model, Grid Effects. *Can. J. Chem. Eng.* **1979**, *57*, 191.
- [15] de Lasa,H.I.; Errazu,A.F.; Barreiro, E.; Solioz S. Analysis of fluidized Fluidized catalytic cracking regenerator models in a industrial scale unit. *Can. J. Chem. Eng.* **1981**, *59*, 549.
- [16] Krishna, A.S.; Parkin, E.S. Modeling the regenerator in commercial fluid catalytic cracking units. *Chem. Eng. Prog.* **1985**, *81*, 57.
- [17] Lee, E.; Yu, S; Cheng, C.; Fluidized -bed catalyst cracking regenerator modelling and analysis. *Chem. Eng. J.* **1989**, *40*, 71.
- [18] Weekman, V.W. Model of catalytic cracking conversion in fixed, moving and fluid bed reactors. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.* **1968**, *7*, 90.
- [19] Weekman, V.W.; Nace D.M., Kinetics of Catalytic Cracking Selectivity in Fixed, Moving and Fluid Bed Reactor. *AIChE J.* **1970**, *16*, 397.
- [20] Jacob,S.M.;Gross,B.; Voltz,S.; Weekman, V., A Lumping and Reaction Scheme for Catalytic Cracking, *AIChE J.* **1976**, *22*, 701.
- [21] Larocca,M.; Ng,S.; Lasa, H. Fast catalytic cracking of heavy gas oils : modeling coke deactivation. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1990**, *29*, 171.
- [22] Jhon, T.M.; Wojciechowsky, B.W.J. *J. Catal.* **1975**, *37*, 240.
- [23] Elnashaie S.S.E.H.; El-Hennawi, I. Multiplicity of the steady state in fluidized bed reactors IV. Fluid catalytic cracking (FCC). *Chem. Eng. Sci.* **1979**, *34*, 1113.
- [24] Coxson,P.G.; Bischoff, K.B., Lumping strategy. Introduction techniques and applications of cluster analysis. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1987**, *26*, 1239.
- [25] Oliveira,L.L.; Biscaia,E.C., Catalytic cracking kinetic models. Parameter estimation and model evaluation. *Ind. Eng.Chem.Res.* **1989**, *28*, 264.
- [26] Lee,L; Chen, Y.; Huang, T. Four -Lump Kinetic Model for Fluid Catalytic Cracking. *Can. J. Chem. Eng.* **1989**, *67*, 615.
- [27] McFarlane, R.; Reineman,J.; Bartee; Georkakis,C., Dynamic simulator for a model IV fluid catalytic cracking unit. *Comp. Chem. Eng.* **1993**, *17*, 275.

- [28] Hicks, R.C.; Worell, G.R.; Durney R.J., Atlantic seeks improved control; studies analog-digital models. *Oil and Gas J. Chem.* **1966**, *24*, 97.
- [29] Lee, E.; Weekman V.W., Advanced control practice in the chemical process industry: a view from industry. *AIChE J.* **1976**, *22*, 27.
- [30] Arkun, Y.; Stephanopoulos, G., Studies in the synthesis of control structures for chemical process units. *AIChE J.* **1980**, *26*, 975.
- [31] Maya-Yescas, R.; Bogle, D.; López-Isunza, F., Approach to the Analysis of the Dynamics of Industrial FCC Units. *J. Proc. Cont.* **1998**, *8*, 89.
- [32] Bromley, J.A.; Ward, T.J. Fluidized catalytic cracker control. A structural analysis approach. *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.* **1981**, *20*, 74.
- [33] Grosdidier, P.; Mason, A.; Aitholati, A.; Heininen, P.; Vanhamki, FCC unit reactor-regenerator control. *Computers Chem. Eng.* **1993**, *17*, 165.
- [34] Alvarez-Ramirez J.; Aguilar, R.; Lopez-Isunza, F. Robust regulation of temperature in reactor regenerator fluid catalytic cracking units. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1996**, *35*, 1652.
- [35] Edwards, V.M.; Kim, T.J. Multiple steady states in FCCU operations. *Chem. Eng. Sci.* **1988**, *43*, 1825.
- [36] B.C. Gates, J.R.; Katz, G.C.A. Schuit. *Chemistry of Catalytic Process*. Mc Graw Hill, 1979.
- [37] Schmidt, A., Clinch, A. B., Ray, H. The dynamic behavior of continuous polymerization reactors-III. *Chem. Eng. Sci.* **1984**, *39*, 419.
- [38] Schmidt, A., Ray, H. The dynamic behavior of continuous polymerization reactors-I. *Chem. Eng. Sci.* **1981**, *36*, 1401.
- [39] Padilla, S., Alvarez, Control of Continuous Copolymerization Reactors. *AIChE J.* **1996**, *42*, 3388.
- [40] Ross, R. T., Laurence R. L. *AIChE J. Symp. Ser.* **1976**, *104*, 43.
- [41] Hamer, J. W., Akramov, T., Ray, W. H. The dynamic behavior of continuous polymerization reactors-II. *Chem. Eng. Sci.* **1981**, *36*, 1897.
- [42] Hicks, J., Mohan, A. Ray, W.H. The optimal control of polymerization reactors. *Can. J. Chem. Eng.* **1969**, *47*, 590.
- [43] Hoffman, R. F., Schreiber, S., Rosen, G. Batch polymerization narrowing molecular weight distribution. *Ind. Eng. Chem.* **1964**, *56*, 51.
- [44] Tanner, B.M., Adebekun, A. K., Schork, F. J. Feedback control of molecular weight distribution during continuous polymerization. *Polym. Proc. Eng.* **1987**, *5*, 75.

- [45] Scali, M., Moretta, M., Semino, D. Control of the quality of polymer products in continuous reactors: comparison of performance of state estimators with and without updating of parameters. *J. Proc. Cont.* **1997**, *7*, 357.
- [46] Jaisinghani, R., Ray, H. On the dynamic behavior of a class of homogeneous continuous stirred tank reactors. *Chem. Eng. Sci.* **1977**, *32*, 811.
- [47] Jo, J. H., Bankoff, S. G., Digital monitoring and estimation of polymerization reactors. *AIChE J.* **1976**, *22*, 361.
- [48] Schuler, S., Suzhen, Z. Real-time estimation of the chain length distribution in a polymerization reactor. *Chem. Eng. Sci.* **1985**, *40*, 1891.
- [49] Adebekun, D. K., Schork, F. J. Continuous solution polymerization reactor control-II. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1989**, *28*, 1846.
- [50] Kim, J. K., Choi, K. Y. On-line estimation and control of a continuous stirred tank polymerization reactor. *J. Proc. Cont.* **1991**, *1*, 96.
- [51] Sung-Mo, A., Myung-June, P., Hyun-Ku, R. Extended Kalman filter-based nonlinear predictive control for a continuous MMA polymerization reactor. *Ind. Engng. Chem. Res.* **1999**, *38*, 3942.
- [52] Adebekun, D.K., Schork, F.J. Continuous solution polymerization reactor control-I. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1989**, *28*, 1308.
- [53] Soroush, M., Kravaris C. Multivariable nonlinear control of a continuous polymerization reactor: an experimental study. *AIChE J.* **1993**, *39*, 1920.
- [54] Jyh-Shyong, C., Po-Hsun, L. Molecular weight control of a batch polymerization reactor: experimental study. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1999**, *38*, 144.
- [55] Luyben, W. Parallel cascade control *Ind. Engng. Chem. Res.* **1973**, *12*, 463.
- [56] Russo, L.R., Bequette, B.W. State space versus I/O representations for cascade control of unstable systems. *Ind. Engng. Chem. Res.* **1997**, *36*, 2271.
- [57] Brambila, A., Semino, D. Non linear filter in cascada control schemes. *Ind. Eng. Chem. Process Desv. Dev.* **1992**, *31*, 2694.
- [58] Chien, I., Fruehauf, P, S. Consider IMC tuning to improve controller performance. *Chem. Eng. Prog.* **1990**, *86*, 33.
- [59] Soroush, M., Kravaris, C. Nonlinear control of a batch polymerization reactor: an experimental study. *Chem. Eng. Sci.* **1992**, *38*, 1429.

- [60] Yongho, L., Sunwon, P. PID controller tuning to obtain desired open loop responses for cascade control systems. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1998**, *37*, 1859.
- [61] Alvarez-Ramírez, J., Morales A., Cervantes I., Robust Proportional-Integral Control. *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol.37, 4740, (1998).
- [62] C. A. Smith, A.B. Corripio. *Control Automático de Procesos*, Limusa, 1994.
- [63] W.L. Luyben, *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*. Mc Graw Hill, 1979.
- [64] J.J.E. Slotine, *Applied Nonlinear Control*. Prentice-Hall, 1991.
- [65] T. Marlin, *Process Control*. Mc Graw Hill, 1995.

10] **John H. L.** *John H. L. (1810) considered in the light of the*  
*documents in the case of the estate of John H. L. (1810)*  
1810

11] **Alfred L. L.** *Alfred L. L. (1810) considered in the light of the*  
*documents in the case of the estate of Alfred L. L. (1810)*  
1810

12] **John H. L.** *John H. L. (1810) considered in the light of the*  
*documents in the case of the estate of John H. L. (1810)*  
1810

13] **John H. L.** *John H. L. (1810) considered in the light of the*  
*documents in the case of the estate of John H. L. (1810)*  
1810

14] **John H. L.** *John H. L. (1810) considered in the light of the*  
*documents in the case of the estate of John H. L. (1810)*  
1810

## Capítulo 9 APÉNDICE

En este apéndice se presentan algunos aspectos teóricos del control de procesos químicos.

### El control de procesos químicos

El control de procesos químicos involucra el control de variables tales como temperatura, presión, flujo, etc., es decir mantener las variables manipuladas en el punto de operación deseado, con esto se pretende garantizar calidad de producto, incrementar la seguridad en la planta, reducir el impacto al ambiente y mejorar condiciones de operación.

El objetivo del diseño de un sistema de control es construir un controlador de forma que el sistema a lazo cerrado (es decir con el controlador implementado) cumpla con las especificaciones dadas. La ley de control describe el algoritmo que utiliza el procesador de control para generar las señales hacia el actuador (el cual puede ser por ejemplo una válvula), a partir de las mediciones del sensor y de las señales de referencia que recibe. Los controladores simples incluyen a los controladores proporcionales (P), proporcional derivativo (PD), proporcional integral (PI), proporcional-integral-derivativo (PID) los cuales son los más utilizados industrialmente.

El diseño de los controladores se logra fundamentalmente mediante cuatro pasos:

1. Modelamiento y simulación del proceso a lazo abierto.
2. Diseño de una ley de control para el sistema estudiado.
3. Análisis y simulación del esquema de control resultante.
4. Implantación del esquema de control.

### Terminología usada en el diseño de controladores

A continuación se da una breve introducción a la terminología usada en el área de control de procesos.

*Dinámica del sistema:* Es la variación de las propiedades del sistema en el tiempo.

*Entrada de control:* Es la variable que entra al control y efectúa los cambios requeridos por el sistema de control para mantener a la variable controlada en su punto de referencia.

*Perturbaciones:* Existen diferentes tipos de perturbaciones que entran al sistema entre ellas: perturbaciones de carga, errores de medición y variaciones en los parámetros. Las perturbaciones de carga se deben a variaciones de la calidad o cantidad en el flujo de alimentación o a variaciones en la demanda de flujo, variaciones en la temperatura del ambiente, etc. Los errores de medición pueden ser debido a errores en la calibración del sensor. Las variaciones en los parámetros, pueden deberse a los procesos de linealización del modelo no-lineal para su estudio.

**Robustez:** Cuantifica el efecto de las incertidumbres del modelamiento sobre las propiedades de un sistema a lazo cerrado tales como su estabilidad y desempeño.

**Robustez del sistema de control:** Es la propiedad del sistema de control, que garantiza un desempeño dinámico estable en presencia de todas las perturbaciones del proceso e incertidumbres del modelamiento.

**Ruido de medición:** El ruido de medición es la presencia de señales que mide el sensor pero que no sirven para los fines de control, este ruido de medición es una característica inherente en las aplicaciones de procesos.

**Sistema a lazo abierto:** Se nombra así al sistema que no tiene implantado el sistema de control.

**Sistema a lazo cerrado:** Es aquel sistema, el cual tiene conectado el sistema de control.

**Variable:** Cualquier propiedad del sistema en estudio que este variando en el tiempo.

**Variable controlada:** Propiedad o característica del sistema que se pretende mantener en un valor dado.

**Variable manipulada:** Variable a la que se le infieren cambios para mantener a la variable controlada en su valor de referencia.

**Zonas muertas:** La zona muerta es aquella zona en la cual los instrumentos físicos de medición no emiten ninguna señal de salida, esta zona puede conducir a la inestabilidad del sistema debido a la ausencia de respuesta del controlador en esa zona.