

**Esquemas de Control Lineal PI para
Procesos Distribuidos**

T E S I S

que para obtener el grado de
**DOCTOR EN CIENCIAS
(INGENIERÍA QUÍMICA)**

Presenta

Galo Rafael Urrea García



**División de Ciencias Básicas e Ingeniería
Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química**

Asesor

Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez

México, D. F.

Agosto de 2008

Agradecimientos

Deseo agradecer al Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez por su tiempo y asesoría dedicados para la dirección de esta tesis.

De igual manera agradezco a los miembros del jurado por sus valiosos comentarios y sugerencias que ayudaron a mejorar la calidad de este trabajo:

Dr. Jesús Álvarez Calderón
Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez
Dra. María Teresa López Arenas
Dr. Rosendo Monroy Loperena
Dr. Basilio del Muro Cuéllar

También agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por otorgarme el apoyo económico para la realización de mis estudios de doctorado.

Resumen

A pesar del creciente esfuerzo de investigación para el desarrollo y aplicación de sistemas no lineales para el control de procesos, los esquemas lineales con estructura PID continúan teniendo un uso extensivo en el control de procesos industriales. En particular los esquemas basados en control PI clásico se distinguen por su fácil implementación y comprensión a nivel operativo. Teniendo esto en mente, en el presente trabajo exploramos la aplicación de esquemas de control PI para una clase de procesos químicos que muestran una naturaleza dinámica distribuida. Con este propósito se presentan una serie de esquemas simples de control lineal PI en los cuales se explotan características dinámicas de los procesos distribuidos con el objetivo de obtener mejores desempeños de control manteniendo las características de simplicidad de los esquemas lineales de control.

Buscamos desarrollar esquemas que sean factibles de implementar de manera sistemática pero tomando en cuenta aspectos derivados de los fenómenos físicos que afectan la dinámica de cada proceso en particular. El propósito es obtener esquemas de control que presenten un mejor desempeño que los esquemas simples PI y que conserven una estructura simple y de fácil implementación. Como ejemplo de esto estudiamos la aplicación de un esquema de control en cascada que emplea dos mediciones de temperatura en el elemento secundario del lazo de control para una torre de destilación y para un reactor tubular. Esta simple modificación respecto a los esquemas convencionales permite aprovechar la dinámica de transporte axial de estos procesos. Un tercer caso de estudio es el desarrollo de un esquema lineal de control PI basado en estimador para sistemas con retardo. Los resultados obtenidos mediante simulación muestran que es posible superar las limitaciones que muestran los esquemas basados en control lineal PI aplicados a procesos no lineales y de parámetros distribuidos, permitiendo hasta un cierto grado, mejorar el desempeño de control manteniendo una estructura simple.

Indice

Resumen	i
Indice	iii
Capítulo 1. Introducción	1
Resumen	1
Motivación	1
Control en cascada de columnas de destilación	2
Control lineal PI en cascada para reactores tubulares	4
Control lineal PI basado en observador para procesos con retardo	6
Justificación	6
Propuesta	8
Objetivo	10
Objetivos específicos	10
Organización de la tesis	10
Capítulo 2. Uso de un componente de medición de dos temperaturas para el control en cascada de la composición del destilado	
Resumen	13
Introducción	14
Contribución	16
Dinámica de la Columnas de Destilación	17
Diseño del control en cascada	21
Diseño convencional de control en cascada	23
Lazo de composición	23
Lazo de temperatura	24
Diseño de control en cascada propuesto	25
Resultados de simulación	26

Ejemplo 1	27
Efectos de cambios en la localización de la medición de temperatura	28
Efectos de cambios en la localización del plato de alimentación	30
Efectos de cambios en el tamaño de la columna	32
Ejemplo 2	33
Conclusiones	36
Reconocimiento	37
Capítulo 3. Control lineal PI en cascada de temperatura – concentración para reactores tubulares	
Resumen	39
Introducción	40
Modelo del reactor tubular	42
Formulación del problema	44
Diseño del control en cascada	45
Control lineal en cascada para columnas de destilación	45
Control en cascada para reactores tubulares	48
Comentarios adicionales	58
Conclusiones	58
Reconocimiento	60
Capítulo 4. Control lineal PI basado en observador para procesos con retardo	
Resumen	61
Introducción	61
Preliminares	63
Planteamiento del método	67
Aproximación de Pade para $\exp(-\theta s)$	68
Esquema de predicción finita dimensional	69
Función de transferencia para la salida sin retardo	71
Diseño del observador	72
Resultados de la simulación	73
Integrador con retardo	73
Proceso de séptimo orden	75
Proceso de tercer orden con respuesta inversa	77

Reactor tubular	78
Conclusiones	81
Reconocimiento	82
Capítulo 5. Conclusiones y perspectivas	
Conclusiones	83
Trabajo a futuro	84
Bibliografía	87
Apéndices	
Apéndice A. Columna de destilación multicomponente no ideal	93
Apéndice B. Modelos pseudo-homogéneos de reactor tubular	95
Apéndice C. Sistemas de parámetros distribuidos	99
Apéndice D. Procedimiento de sintonizado IMC	103
Apéndice E. Localización de los platos para el control de temperatura en columnas de destilación	107

Capítulo 1. Introducción

Resumen

En este capítulo se presentan la motivación de la presente investigación, se hace una revisión de los antecedentes bibliográficos en los tres temas principales de esta tesis, es decir, control en cascada de columnas de destilación, control de reactores tubulares y control de sistemas con retardo. Las características comunes de estos sistemas es que son procesos de parámetros distribuidos, lo cual significa que su comportamiento dinámico riguroso se debe representar por medio de ecuaciones diferenciales parciales para tomar en cuenta el cambio de las variables de control respecto al tiempo y a otras variables espaciales. Estas características son comunes en una gran variedad de procesos, de manera que los esquemas de control resultantes pudieran tener aplicación en otros procesos que compartan esta característica. Después de la revisión del estado del arte sobre el tema se presenta la justificación formal de esta investigación y en base a esto es que se plantea el objetivo general y los objetivos específicos que se cumplirán. Finalmente, se describe como está organizada la tesis y se describe brevemente el contenido de cada capítulo.

Motivación

La creciente importancia de contar con sistemas eficientes de control de procesos en los sectores industriales es resultado del aumento en las exigencias por mejorar la calidad de los productos, disminuir el consumo de energía y la generación de desechos. Actualmente es difícil concebir mejoras a procesos que no deban incorporar esquemas de control adecuados para aprovechar sus ventajas o incluso para evaluar la posibilidad de realización de las mismas. El desarrollo de nuevos procesos e incluso la mejora de procesos bien estudiados plantea retos importantes para el desarrollo de mejores esquemas de control

ante la necesidad de optimizar recursos, disminuir costos y hacer más eficientes los procesos productivos. Los elevados costos de energéticos, niveles elevados de contaminación y mayores requerimientos de seguridad son algunos de los problemas que enfrentan las industrias de procesos químicos a nivel mundial y son factores que están en primer lugar al momento de tomar decisiones acerca de cambios ó implementaciones para garantizar la sustentabilidad de los procesos industriales.

La implementación de estrategias de control adecuadas puede significar la diferencia para que un proceso sea realizable industrialmente en términos de operabilidad. Este trabajo se enfoca al diseño de esquemas de control para procesos con naturaleza dinámica distribuida (columnas de destilación, reactores tubulares, sistemas con retardo, etc.) los cuales constituyen un problema especial para el diseño de controladores, como consecuencia de que presentan dinámicas complejas, alta no linealidad e interacción entre los lazos de control. Muchas importantes unidades de procesos son inherentemente de parámetros distribuidos, esto es, las variables de salida son funciones del tiempo y de la posición. Así, sus modelos contienen una ó más ecuaciones diferenciales parciales. Ejemplos pertinentes incluyen intercambiadores de calor de tubo y coraza, reactores de lecho empacado, columnas empacadas, y tuberías que transportan gases compresibles. En cada uno de estos casos las variables de salida deben ser modeladas (si se hace rigurosamente) como una función de la distancia del tubo (tubería), altura en el lecho (columna), ó alguna otra medida de localización. En algunos casos se deben de considerar dos ó tres variables espaciales; por ejemplo, la concentración y la temperatura en un reactor tubular pueden depender de las posiciones radial y axial, así como del tiempo.

A continuación se describe brevemente los problemas que involucra el diseño de sistemas de control y el estado del arte para los tres casos de estudio abordados en este proyecto, es decir, el control de columnas de destilación, de reactores tubulares y de sistemas con retardo.

Control en cascada de columnas de destilación

El principal problema de control en columnas de destilación consiste en mantener la composición de un producto del destilado o del fondo (o ambos) en un valor de referencia

preestablecido ante la presencia de perturbaciones en las condiciones de operación (principalmente variaciones en la composición ó en los flujos de alimentación). Esto se logra manipulando algunas variables de control tales como la tasa de reflujo y/o la tasa de vapor generada en el bullidor para mantener la composición del destilado y/o del producto del fondo lo más cercano posible al valor de referencia. Las columnas de destilación constituyen un problema especial para el diseño de controladores, lo cual se deriva de características únicas tales como dinámicas complejas, alta no linealidad e interacción entre los lazos de control. A continuación se describen algunos trabajos importantes para el diseño de sistemas de control en columnas de destilación.

En 1969 Luyben propone una técnica para controlar la composición del producto de una columna de destilación mediante el control de la diferencia entre dos diferencias de temperatura (ΔT) en la columna –esto es, controlando un doble diferencial de temperatura. Planteado como un esquema de control efectivo para una variedad de perturbaciones en diferentes condiciones de operación tales como: perturbaciones en la tasa de alimentación, en las composiciones de alimentación, en las tasas de vapor y líquido dentro de la columna, en la presión absoluta de la columna y en la caída de presión entre platos. La idea es lograr un mejor funcionamiento con base en que se cancelen los cambios en la caída de presión si los dos ΔT se toman en la misma sección de la columna donde se ven los mismos cambios en las cargas de vapor y líquido. Este método puede considerarse como un antecedente a los métodos posteriores basados en un modelo de onda.

Con base en la idea de que este esquema sería más conveniente para columnas con un número bastante grande de platos, los resultados que presenta son limitados a una columna desisobutanizadora de 25 platos teóricos en la que se controla la composición del fondo. Con la alimentación en el plato 19 (contados del fondo al destilado), utiliza los platos 5, 10 y 15 (en la sección de agotamiento) para este esquema sin proporcionar ninguna justificación para la selección de estos platos. Aún cuando se reporta como una alternativa atractiva para el control indirecto de la composición de los productos, no se han encontrado trabajos que retomen este tipo de esquemas para tratar los diferentes problemas que se encuentran en el control de columnas de destilación.

Fuentes y Luyben (1983) estudiaron el comportamiento dinámico de las columnas de destilación con productos de alta pureza, explorando los efectos de la pureza del

producto, de la volatilidad relativa, de los tiempos de muestreo del analizador de composición y de la magnitud de las perturbaciones. Utilizaron un sistema en cascada composición-temperatura que muestra deficiencias en el caso de sistemas con volatilidad relativa alta ($\alpha = 4$) que responden de manera tan rápida que ocurren grandes desviaciones en la pureza de los productos antes de que el analizador pueda responder.

Skogestad y Wolff (1996) presentan ejemplos de la aplicación del control en cascada para columnas de destilación enfocándose a cuantificar las mejoras en la interacción y en el rechazo a las perturbaciones y proporcionan algunas expresiones analíticas para la ganancia del controlador secundario. Shin, J. *et al.* (2000) proponen un observador que usa mediciones de las temperaturas de los platos en lugar de las composiciones. Ellos modelan el estado de la columna en términos de propagación de ondas de composición o de temperatura. Han y Park (1993) también propusieron un esquema de control no lineal que está formado por un observador de perfil no lineal y un controlador basado en modelo para el control de la posición del perfil de la columna de destilación de alta pureza. Sin embargo, estos esquemas son muy dependientes de la capacidad para estimar las posiciones del perfil que no se pueden medir directamente, los resultados están restringidos a la destilación binaria de alta pureza, donde se espera que la dinámica del proceso sea mucho más lenta que el observador propuesto, además de que requiere de bastantes sensores de temperatura (mínimo 10 platos) para alcanzar un desempeño aceptable y la complejidad en su sintonización dificulta su aplicación en la práctica industrial.

Control lineal PI en cascada para reactores tubulares

El principal objetivo de control para los reactores tubulares es la regulación de la concentración de la salida con la restricción de que la temperatura del reactor no exceda algún valor máximo pre-especificado por cuestión de seguridad. Recientemente, se han realizado considerables esfuerzos de investigación en la aplicación de técnicas de control moderno para sistemas de ecuaciones diferenciales parciales (EDP) que directamente consideran la naturaleza distribuida espacialmente (Christofides *et al.* 1996; 1998). La idea

básica es extender los conceptos de control geométrico con ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) a los sistemas de EDP. Como resultado, se desarrollaron controladores de retroalimentación distribuidos que refuerzan la regulación de la salida y garantizan estabilidad global para sistemas a lazo cerrado. Los diseños de control por retroalimentación basados en modelos de propagación de onda de baja dimensión mostraron que una regulación y estabilización eficiente del reactor requieren de estructuras de retroalimentación para compensar la propagación espacial de las perturbaciones (Doyle *et al.* 1996). Esto es, el control de retroalimentación requiere información sobre la dinámica de propagación de las perturbaciones para actuar de manera eficiente. Otros métodos están basados en técnicas de control no lineal y de transformación de coordenadas. Por ejemplo, las técnicas de control adaptivo sobre un modelo de orden reducido a partir de colocación ortogonal han demostrado ser eficientes para controlar la concentración de salida (Dochain *et al.* 1997). También se han propuesto controladores de retroalimentación de estados de baja dimensión (Wu, 2000) que buscan suprimir el efecto de perturbaciones en la entrada de reactores de flujo pistón, mostrando que los controladores pueden requerir medición ó estimación de estados internos para un rápido amortiguamiento de las perturbaciones en la alimentación. Se ha explorado el control inferencial no lineal con mecanismos de reconciliación de datos (Wu *et al.* 2003), mostrando que el esquema de control por retroalimentación a tramos no distribuido resulta ser robusto contra perturbaciones desconocidas.

En general, los diseños de control por retroalimentación descritos anteriormente están basados en metodologías modernas (*e.g.* no lineal, adaptivo, etc.). La principal desventaja es que la aplicación práctica de los controladores resultantes puede requerir gran cantidad de información del sistema (modelos y parámetros) y mediciones *en línea*, las cuales pueden ser prohibitivas para la mayoría de las condiciones de procesos industriales. La complejidad y la dependencia de modelo de los controladores por retroalimentación resultantes puede ser una limitación seria para su aplicación en la práctica industrial donde la falta de mediciones y de un modelamiento dinámico detallado es la situación común. Los procesos reales que involucran reactores tubulares ó de lecho fijo aún son controlados con compensación de retroalimentación tradicional (Luyben, 2001). De esta manera, es deseable que los objetivos combinados de regulación de la concentración de salida y de

operación segura se puedan lograr con estructuras de control compuestas por compensadores clásicos PI/PID.

Control lineal PI basado en observador para procesos con retardo

Los sistemas dinámicos con retardo en la entrada de control son frecuentes en los procesos químicos. En varios casos, tal como en sistemas de destilación ó en reactores tubulares, los tiempos de retardo son inducidos por fenómenos de transferencia (de tipo convectivo y difusivo). Debido a esto, el desempeño de un sistema de control (e. g. tiempos de asentamiento, sobredisparo, etc.) se puede degradar de manera considerable si un proceso tiene un tiempo de retardo relativamente grande comparado con la constante de tiempo dominante (Marshall, 1979; Malek-Zavarei, 1987). De acuerdo con la propuesta de del-Muro y Alvarez-Ramirez (2003), los controladores de alto orden han sido el enfoque principal usado en la literatura del tema para obtener un buen desempeño de control (e.g., altas tasas de convergencia y rápido rechazo de perturbaciones). Los controladores de alto orden pueden requerir el empleo de un filtro pasa bajas para evitar amplificar el ruido de medición. Una alternativa que se explora en este trabajo es el uso de esquemas de control de retroalimentación de estados con observador para mejorar la velocidad de convergencia.

Justificación

Contrariamente a los reactores de tanque agitado, el control de la concentración de salida de los reactores tubulares enfrenta retardos inherentes inducidos por el transporte convectivo y difusivo del fluido, de tal forma que las perturbaciones en la alimentación afectan las condiciones de la salida después de un cierto tiempo de retardo. Por otro lado, muchos estudios de control en columnas de destilación han mostrado que se pueden controlar sistemas complejos con esquemas de control relativamente simples. La cuestión es que se pueda realizar lo mismo para reactores tubulares y el elemento unificante debe ser la naturaleza distribuida, con fenómenos de intercambio de calor y masa corriente arriba y corriente abajo. De hecho, en columnas de destilación, las perturbaciones en la

alimentación son transportadas a través de las etapas de agotamiento/rectificación para afectar posteriormente la dinámica de la composición del producto. Si la composición del destilado fuera la única medición disponible, la capacidad del controlador por retroalimentación para rechazar perturbaciones podría estar seriamente limitada por el retardo de transporte vapor/líquido. Para hacer frente a esta situación, en la práctica del control de las columnas de destilación se han usado estructuras de control en cascada compuestas por un lazo primario para el control de la composición de producto, y de un lazo secundario rápido para estabilización de la temperatura localizada en una posición dentro de la sección de rectificación. El lazo secundario tiene un papel de prealimentación para detectar perturbaciones rápidas antes de que se pueda afectar la composición del producto, y para tomar acciones correctivas para contrarrestar sus efectos adversos. El resultado es una estructura de control de retroalimentación robusta para lograr la regulación de la composición del producto y la operación segura por estabilización de la temperatura.

Aún teniendo en cuenta las diferencias entre las dinámicas de la columna de destilación y del reactor tubular, existen algunos factores comunes tales como la presencia de retardos inducidos por el transporte del fluido y la naturaleza distribuida de ambos procesos, de tal manera que establecemos como uno de los objetivos de este trabajo explorar la aplicación de esquemas de control en cascada para mejorar el desempeño de controladores PI/PID en el control de la concentración de salida del reactor. A partir de modelos dinámicos simples E/S de primer orden obtenidos de respuestas escalón, se muestra que la incorporación de un lazo secundario para regular la temperatura del reactor en una posición interior dada, mejora significativamente el desempeño de control frente a perturbaciones en la composición y temperatura de alimentación. Evaluando los efectos de la localización del sensor de temperatura, aparentemente se obtiene un mejor desempeño de control cuando el sensor de temperatura se localiza en posiciones adelante del *hot-spot*. También se analiza el uso de mediciones múltiples de temperatura, resultando en un mejor desempeño con respecto al uso de una sola medición de temperatura cuando se emplea una combinación lineal de dos mediciones. La localización de las mediciones de temperatura ha sido estudiada extensamente principalmente con propósitos de estimación de la concentración de salida (Alvarez, Romagnoli y Stephanopoulos, 1981; Alonso, y col., 2004; y Singh y Hahn, 2005), Sin embargo se ha hecho poco énfasis en la localización de la

medición de temperatura para el desarrollo de esquemas de retroalimentación. Los resultados obtenidos mediante este trabajo muestran cierto grado de coincidencia en la localización de las mediciones de temperatura con propósitos de estimación y las mediciones de temperatura para los esquemas de control en cascada con los que se logra un mejor desempeño.

Propuesta

Las principales limitaciones de los esquemas de control lineal se deben a que, en general, su implementación está basada en una linealización local que es válida alrededor de las condiciones nominales de operación. De esta manera es posible obtener un buen desempeño si el controlador lineal logra mantener la dinámica del proceso en la región donde la linealización es válida. Los esquemas lineales de control basados en estructuras PI continúan siendo aplicados para el control de una amplia variedad de procesos, aún en casos de procesos que presentan características dinámicas complejas y no lineales tales como los sistemas de destilación y en los reactores tubulares (Luyben, 2001).

En una gran variedad de procesos químicos no lineales de naturaleza dinámica distribuida es común la presencia de cierto tiempo de retardo que afecta la respuesta de la salida frente a perturbaciones en la entrada del proceso. Si estos tiempos de retardo son considerables se llega a limitar la utilidad de los esquemas lineales de control basados en retroalimentación de la salida debido a que la dinámica del proceso puede salir de la región donde es válida la linealización, resultando en un bajo desempeño del esquema de control. Los esquemas de control en cascada han sido una manera efectiva de contrarrestar los efectos adversos de los retardos al hacer factible una respuesta más rápida por parte de un elemento secundario del lazo de control.

Se puede razonar que en sistemas de naturaleza distribuida espacialmente se podría mejorar el desempeño de los esquemas en cascada si se usara más de un elemento secundario de control distribuidos espacialmente a lo largo de una dimensión del proceso. En general, los esquemas de control en cascada convencionales cuentan con un elemento secundario de control y no se han encontrado trabajos en los que se reporte la utilización de

elementos secundarios múltiples distribuidos espacialmente en el sistema de naturaleza distribuida.

Nuestra propuesta consiste modificar la estructura convencional de esquemas de control en cascada aumentando el número de elementos de control en el lazo secundario. La idea es asignar la posición de los elementos secundarios de control de tal manera que se obtenga una respuesta más rápida bajo el efecto de perturbaciones en la alimentación. De esta manera se busca reducir las limitaciones que muestran los esquemas lineales cuando se aplican a este tipo de procesos no lineales de naturaleza distribuida. Su mayores ventajas se mostrarían en casos donde la no linealidad limite el desempeño de esquemas convencionales. Por otra parte, y teniendo en mente que es una práctica común el modelamiento dinámico de procesos mediante modelos simplificados de primer orden con tiempo de retardo, se explora la posibilidad de tratar procesos con retardo mediante el diseño de un observador lineal para estimar salida del sistema libre de retardo.

Objetivo

El objetivo de este trabajo es analizar y diseñar esquemas de control en cascada para procesos no lineales de parámetros distribuidos usando estructuras clásicas de control PI, que permitan obtener un mejor desempeño respecto a sistemas lineales convencionales.

Objetivos específicos

1. Evaluar el uso de mediciones múltiples de temperatura en el lazo secundario de un esquema de control en cascada para el control de la composición de salida en torres de destilación y reactores tubulares.
2. Evaluar el efecto de la posición de los sensores de temperatura y el empleo de combinaciones lineales de las mediciones de temperatura sobre el desempeño del control en cascada para el control de composición de salida del reactores tubulares y de columnas de destilación.
3. Diseñar un sistema de control lineal PI por retroalimentación para sistemas con retardo utilizando un observador para estimar la respuesta del sistema libre de retardo, y utilizar la salida estimada como variable de retroalimentación.

Organización de la tesis

La presente tesis está organizada de la siguiente manera: En el Capítulo 2 se presenta el desarrollo de un esquema de control en cascada con dos mediciones de temperatura para columnas de destilación, se evalúan varios aspectos de diseño que afectan en el desempeño del control tales como la localización de las mediciones de temperatura en cada sección de la columna, la robustez del control con respecto a la localización de las mediciones de temperatura, el peso asignado a la temperatura de cada sección en el lazo de

control. El resultado es un procedimiento sistemático para el diseño de control en cascada en columnas de destilación que permite mejorar el desempeño del control con respecto a esquemas convencionales.

En el Capítulo 3 se continúa con el desarrollo de estas ideas para el diseño de un sistema de control en cascada para un reactor tubular. Se evalúa el efecto de la localización de la(s) medición(es) de temperatura a lo largo del reactor, y se encuentra que la posición del *hot spot* sirve como un punto de referencia, encontrándose mejores resultados para mediciones de temperatura localizadas adelante del *hot spot*. De igual manera que en caso de control de composición del destilado, la utilización de dos mediciones de temperatura para el elemento secundario del control en cascada mejora la capacidad de regulación del lazo de control. También se evalúa el efecto del peso de cada medición de temperatura sobre el desempeño del controlador.

En el Capítulo 4 se incluye el estudio de esquemas de control para sistemas con retardo. Se estudia una metodología para diseñar sistemas de control basado en observador para estimar la respuesta del sistema libre de retardo como si se tratara de un estado del sistema que no es posible medir, en base a esta estimación se diseña un control PI para un lazo de retroalimentación. El esquema resultante es de naturaleza predictiva con base en la estimación de la salida del sistema previa al retardo. Los resultados obtenidos muestran que se mejora el desempeño del controlador con respecto a control PI tradicional al tiempo que se mantiene una estructura lineal simple, lo cual es una ventaja a nivel operativo.

En el Capítulo 5 se presentan las conclusiones de la investigación y se proponen algunas tareas de investigación relacionadas con el tema.

Capítulo 2. Uso de un componente de medición de dos temperaturas para el control en cascada de la composición del destilado

Resumen

El propósito de este capítulo es mostrar que la incorporación de una medición de temperatura en la sección de agotamiento mejora el desempeño del controlador en cascada de la composición del destilado. El controlador propuesto regula la composición del destilado manipulando la tasa de reflujo, basándose en un componente primario, el cual es llevado por la medición en la composición del destilado; y un componente secundario, el cual es llevado por mediciones de dos temperaturas localizadas en los platos más sensibles de las secciones de agotamiento y rectificación. El controlador en cascada con dos temperaturas propuesto tiene un mejor comportamiento comparado con el esquema estándar de control en cascada con una sola temperatura, debido a la mejora en la capacidad de rechazo a las perturbaciones tipo prealimentado del componente secundario de control.

Consideramos un promedio ponderado ajustable de dos temperaturas como una salida a ser regulada por un lazo secundario SISO (por sus siglas en inglés, Single Input Single Output), con el setpoint de temperatura promedio generado por un controlador de composición primario. De esta manera, la consideración de una temperatura de salida promedio puede conducir a diseños estándar de control en cascada SISO de composición-temperatura donde el parámetro de ponderación para la temperatura promedio se vuelve un parámetro adicional de sintonizado. Las técnicas propuestas se evalúan por medio de simulaciones numéricas que muestran que se pueden obtener mejores resultados para el

rechazo a perturbaciones en el flujo y la composición de la alimentación con el empleo de esquemas en cascada con un componente secundario de dos temperaturas.

Introducción

Las industrias químicas y petroquímicas hacen uso extensivo del proceso de destilación que requiere la regulación de las composiciones del producto (destilado y/o fondos) para una operación eficiente (consumo de energía mínimo) (Humphrey *et al.* 1991; Luyben, 1975). El problema del control de composición se ha estudiado extensivamente con esquemas de control lineal (Castellanos-Sahagun y Alvarez, 2006; Skogestad, 1997) y no lineal (Castro *et al.* 1990). Castellanos-Sahagun y Alvarez (2006) establecen una equivalencia entre controladores lineales y no lineales de destilación que puede conducir a recuperar el desempeño de un controlador robusto basado en un estimador no lineal y dependiente de modelo por medio de realizaciones lineales.

En columnas de alta pureza con poca sensibilidad *entrada-salida* en la composición y con retardos en las mediciones, estos esquemas de control por retroalimentación de la salida pueden exhibir respuestas lentas debido a que las acciones de control tienen lugar después de que se ha modificado todo el perfil de composición por las perturbaciones. Para superar este problema se han empleado esquemas de control en cascada de composición-temperatura (Fuentes y Luyben, 1983), de acuerdo con el razonamiento de que el controlador secundario de temperatura es más rápido y realiza la mayor parte del rechazo a las perturbaciones, y el control de composición primario, que es más lento, está dedicado a regular las composiciones del producto. El esquema de control en cascada se puede manejar razonablemente con herramientas de diseño de control lineal convencionales (Wolff y Skogestad, 1996) (Internal Model Control, IMC), y con guías para la localización de los sensores de temperatura (Tolliver y McCune, 1980).

En el caso de control de la composición del destilado, se combina un lazo de composición primario (retrasado) con un controlador secundario de temperatura, el cual es llevado por una medición de temperatura localizada en platos suficientemente sensibles de la sección de rectificación. Dado que las mediciones de composición generalmente están retrasadas debido a las restricciones en las respuestas de los aparatos de medición y en el

transporte interno del líquido, un lazo de retroalimentación que sólo este basado en mediciones de composición puede padecer o mostrar un desempeño pobre y hasta inestabilidad. Para corregir esta situación se han propuesto esquemas de control en cascada de composición-temperatura. La idea básica es que se puedan detectar más rápido los efectos de las perturbaciones en la tasa de flujo de alimentación o en la composición mediante el lazo de temperatura, de manera que se puedan tomar acciones correctivas anticipadas para contrarrestar sus efectos adversos. Los criterios para seleccionar la localización de las mediciones de temperatura (Tolliver y McCune, 1980) se basan en maximizar la sensibilidad del lazo seleccionando la temperatura en la etapa con el mayor gradiente en estado estacionario. En el Apéndice E se da una descripción más amplia de la aplicación de este criterio. Sin embargo, el desempeño del esquema de control en cascada puede estar limitado debido a los retardos intrínsecos en el transporte del líquido a través de la columna de destilación. Por ejemplo, las perturbaciones en las tasa de flujo de alimentación en la fase líquida pasan primero a través de la sección de agotamiento, y eventualmente afectan la composición del destilado mediante el transporte de vapor. Aún cuando se cuenta con un lazo de temperatura, la perturbación en la tasa de flujo de líquido sólo se detecta después de un cierto retardo (posiblemente variable en el tiempo), debido al transporte interno del líquido a lo largo de la secuencia de platos. Estas consideraciones sugieren la posibilidad de mejorar el comportamiento del control en cascada mediante la incorporación de una medición de temperatura en la sección de agotamiento, ó de forma equivalente, mejorando la capacidad, de tipo prealimentado, de rechazo a las perturbaciones del componente de control secundario en el esquema de control en cascada. En otras palabras, un controlador secundario que es llevado por dos mediciones de temperatura en lugar de una debe ser capaz de tener una mejor detección y compensación de las perturbaciones de alimentación en el lazo de control de secundario. La idea es que con la medición de temperatura en la sección de agotamiento se puede hacer una rápida detección de perturbaciones en la tasa de flujo y se puede usar ésta información dentro de una configuración de control por retroalimentación para contrarrestar dinámicas adversas de forma más rápida que cuando se emplean solamente mediciones de temperatura en la sección de rectificación.

La idea de usar dos temperaturas en un esquema de control de una sola composición es consistente con los métodos de estimación y control de destilación, basados en modelos de onda no lineales (Han y Park, 2004), y en antiguos esquemas de control basados en una temperatura promedio (Luyben, 1969). El problema de control de dos temperaturas y una sola composición no ha sido tratado con el método de modelo de onda, y el intento correspondiente podría conducir a un esquema de control complejo, no lineal y muy dependiente del modelo que haría aumentar los costos de confiabilidad y de implementación que son de importancia en los practicantes. Por otra parte, se han reportado pocos estudios orientados a la aplicación de esquemas de control de una sola composición y temperatura promedio (Luyben, 1969), y hay una carencia de procedimientos sistemáticos para diseñar estos esquemas de control.

Contribución

En este trabajo, nuestra contribución consiste en presentar un esquema mejorado de control de columnas de destilación de tipo convencional que explota la información proporcionada por un sensor de temperatura adicional localizado en la sección de agotamiento para mejorar la regulación de composición del destilado. El promedio con peso ajustable de las dos temperaturas, una por sección, se considera como una salida que puede ser regulada por un lazo secundario de una sola entrada y una sola salida (SISO), con un *setpoint* de temperatura promedio generado por un controlador de composición primario. Así, la consideración de un promedio de la temperatura de salida produce un diseño de control en cascada estándar SISO de composición- temperatura con el parámetro de ponderación de la temperatura promedio como un parámetro adicional de sintonizado. El resultado es un esquema de control en cascada convencional llevado por dos temperaturas cuya señal de control equivale a la combinación lineal de peso ajustable de dos controladores en cascada estándar diseñados de manera independiente. La técnica propuesta es evaluada por medio de simulaciones numéricas, mostrando que se obtienen beneficios en el comportamiento de control a partir de la aplicación de un esquema en cascada con un componente secundario con dos temperaturas. En la Tabla 2.1 se presentan un comparativo de los sistemas de destilación y de las mediciones de temperatura utilizadas en diferentes

esquemas propuestos en la literatura y de las mediciones utilizadas en el esquema propuesto en este trabajo.

Características	Lyuben (1969)	Han y Park (1993)			Shin, y col. (2000)	Esquema propuesto	
		1	2	3			
Mezcla alimentación	Binaria	Binaria			Binaria	5 componentes	
Número de platos	25	27	40	40	40	15	
Plato de alimentación	19	14	21	16	21	5	
X_D	0.87	0.99	0.99	0.9	0.99999	0.99	0.973
X_B	0.05	0.01	0.01	0.002	0.00001	0.01	
X_F	0.40	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.6
F (mol/min)	33,7	1.65	L/F=2.7	2.737	61.7		1000 lbmol/h
D (mol/min)	14.38	0.825	D/F= 0.5	0.55	30.85	0.5 x F	510 lbmol/h
B (mol/min)	19.32				30.85	0.706xF	
R (mol/min)	150	5.27 x D			21.579		400 lbmol/h
Platos de medición	5, 10, 15	8,11,14,17	16, 19, 22, 25, 28		9, 10, 11, 19, 20, 21, 22	10, 12, 14, 16, 18, 22, 24, 26, 28, 30	3 y 13

Tabla 2.1 Comparativo de diferentes esquemas de control de columnas de destilación que utilizan mediciones múltiples de temperatura para el control de composición de columnas de destilación

Dinámica de columnas de destilación

En esta sección, se caracteriza la respuesta de la temperatura de la columna bajo perturbaciones en la tasa de flujo de alimentación. Para este fin, consideramos una columna de destilación de cinco componentes (Luyben, 1989), con 15 platos (más ebullidor y condensador), con alimentación en el quinto plato, estando los platos enumerados desde el fondo hasta el domo, y con 4 (ó 10) platos en la sección de agotamiento (ó rectificación). (Ver Tabla 2.2). No se puede asumir flujo equimolar, por lo tanto, el modelo incluye un balance de energía por plato (ver Apéndice A). Se trabaja con una subrutina para calcular el punto de burbuja cuando se conocen las composiciones del líquido y la presión; se asume

una caída de presión lineal desde el fondo hasta el domo, se asume que las dinámicas del enfriador y del vapor, en el condensador y en el ebullidor, son despreciables, y la hidráulica del líquido se describe por medio de la fórmula de Francis. La tasa de reflujo (R) es la variable manipulada usada para regular la composición del destilado.

Tasa de flujo de liquido alimentado	800.0 lbmol/ hr
Tasa de flujo de vapor alimentado	200.0 lbmol/ hr
Temperatura de alimentación	120.0 °F
Número de componentes	5
Composición de alimentación, x_2	0.6 fracción molar
Composición del destilado, x_D	0.9738 fracción molar
Tasa de Reflujo	400.0 lbmol/ hr
Tasa de Destilado	200.0 lbmol/ hr
Entrada de calor al rehervidor	5.0×10^6 BTU/ hr

Tabla 2.2. Flujos y composiciones para la columna de destilación estudiada.

Las mediciones de temperatura se seleccionaron siguiendo las guías de Tolliver y McCune (1980), en los platos con el mayor gradiente de plato a plato. Estos criterios resultan en la selección de los platos 3 y 13 de las secciones de agotamiento y rectificación, respectivamente. Se usarán los símbolos T_s y T_r para denotar la temperatura de agotamiento en el plato 3 y la temperatura de rectificación en el plato 13, respectivamente. La Figura 2.1 muestra la respuesta en lazo abierto de la composición del destilado (x_D) y la temperatura (T_s y T_r) para una perturbación en escalón de $\pm 5\%$ en la tasa de flujo de alimentación.

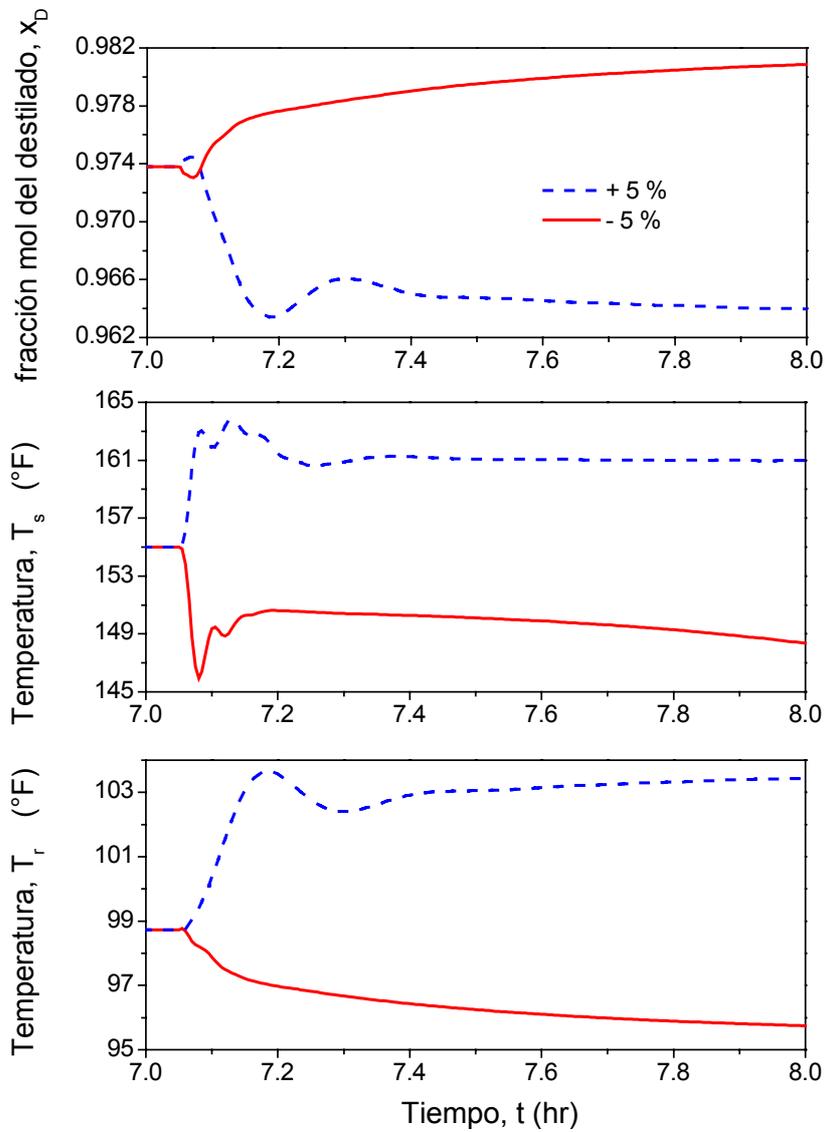


Figura 2.1. Respuesta de la fracción mol del producto y de la temperatura de los platos 3 y 13 a perturbaciones en el flujo de alimentación

En la Figura 2.1 se puede observar que: (i) la composición del producto x_D tiene una constante de tiempo de respuesta de ~ 1 hr, reflejando el hecho de que la composición del destilado se forma por medio de un lento proceso de rectificación que es inducido por el reflujo interno, y por la capacidad del condensador de destilado que induce un tiempo de retardo y (ii) la constante de tiempo de la respuesta de la temperatura de agotamiento (ó rectificación) es ~ 0.075 hr (ó 0.20 hr), lo que significa que la temperatura de agotamiento

refleja rápidamente el efecto de las perturbaciones. Las dinámicas de temperatura detectan más rápido los efectos de la perturbación. Así, la temperatura de agotamiento responde ~ 3 veces más rápido que la temperatura de rectificación, debido a que la perturbación en la tasa de flujo de alimentación se transporta primero a través de la sección de agotamiento para eventualmente transportarse a través de la sección de rectificación por medio del flujo de vapor. Se observan resultados similares para una perturbación de $\pm 2.5\%$ en la composición de alimentación (ver Figura 2.2).

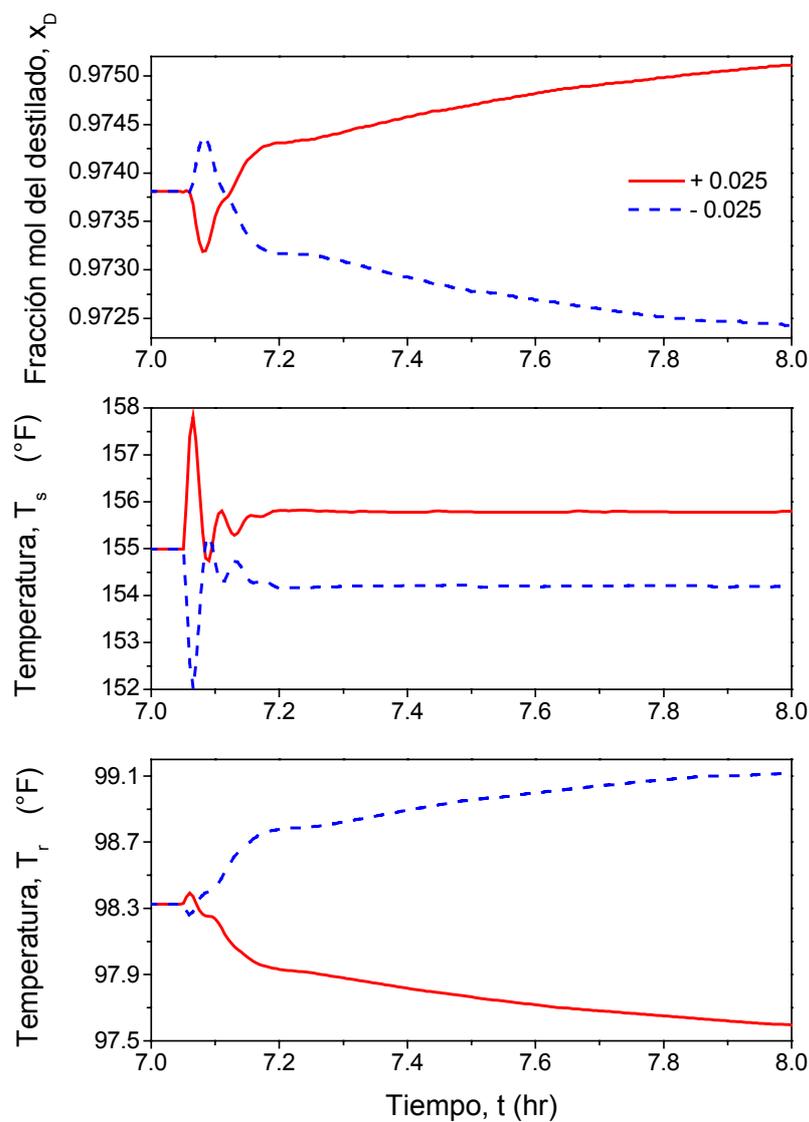


Figura 2.2. Respuestas de la fracción mol del producto y de la temperatura a perturbaciones en la composición de alimentación.

En otras palabras, la respuesta de alta frecuencia (ó baja frecuencia) de la columna están mejor reflejada por la temperatura de agotamiento (ó enriquecimiento) de la columna. En esta sección, se explota esta característica dinámica para mejorar el comportamiento de un esquema de control en cascada estándar de composición del destilado - temperatura mediante la inclusión una medición de temperatura también en la sección de agotamiento.

Diseño de control en cascada

En un diseño de control en cascada convencional de composición del destilado a temperatura, se usa un lazo secundario (rápido) de temperatura en la sección de rectificación para lograr una regulación de composición segura frente a retardos en la medición y en el transporte. De hecho, la operación segura está garantizada por la rápida acción del lazo de retroalimentación de temperatura (no retrasada). Dado que, frente a perturbaciones en la alimentación, la respuesta de la temperatura en la sección de agotamiento (T_s) es más rápida que la respuesta de la temperatura de la sección de rectificación (T_r), la incorporación apropiada de la medición T_s en el lazo de control en cascada debe acelerar la respuesta del lazo de temperatura, y esto a su vez debe mejorar el comportamiento del lazo primario de composición del producto.

Para el propósito de diseño del control, consideramos modelos entrada/salida de primer orden más retardo, calculados a partir de la respuesta a un cambio escalón de +1% en el reflujo, R :

$$\begin{aligned}\frac{x_D(s)}{R(s)} &= G_{Rx}(s) = \frac{K_{Rx}}{\tau_{Rx}s + 1} \exp(-\theta_{Rx}s) \\ \frac{T_r(s)}{R(s)} &= G_{RT_r}(s) = \frac{K_{RT_r}}{\tau_{RT_r}s + 1} \\ \frac{T_s(s)}{R(s)} &= G_{RT_s}(s) = \frac{K_{RT_s}}{\tau_{RT_s}s + 1}\end{aligned}$$

donde $\theta > 0$ es el retardo debido a las mediciones y al transporte interno. Los valores de las ganancias en estado estacionario, de las constantes de tiempo y del retardo están reportados en la Tabla 2.2 y en la Figura 2.3 se muestran las gráficas de estas funciones.

Parámetro	Ganancia en estado-estacionario	Constante de tiempo
Composición	3.2714×10^{-4} fracción mol h/lb-mol	0.282 h
Temperatura		
sección de rectificación	-1.39×10^{-1} °F h/lb-mol	0.2549 h
sección de agotamiento	-2.7×10^{-2} °F h/lb-mol	0.0055 h

Tabla 2.2. Parámetros del modelo lineal de entrada - salida

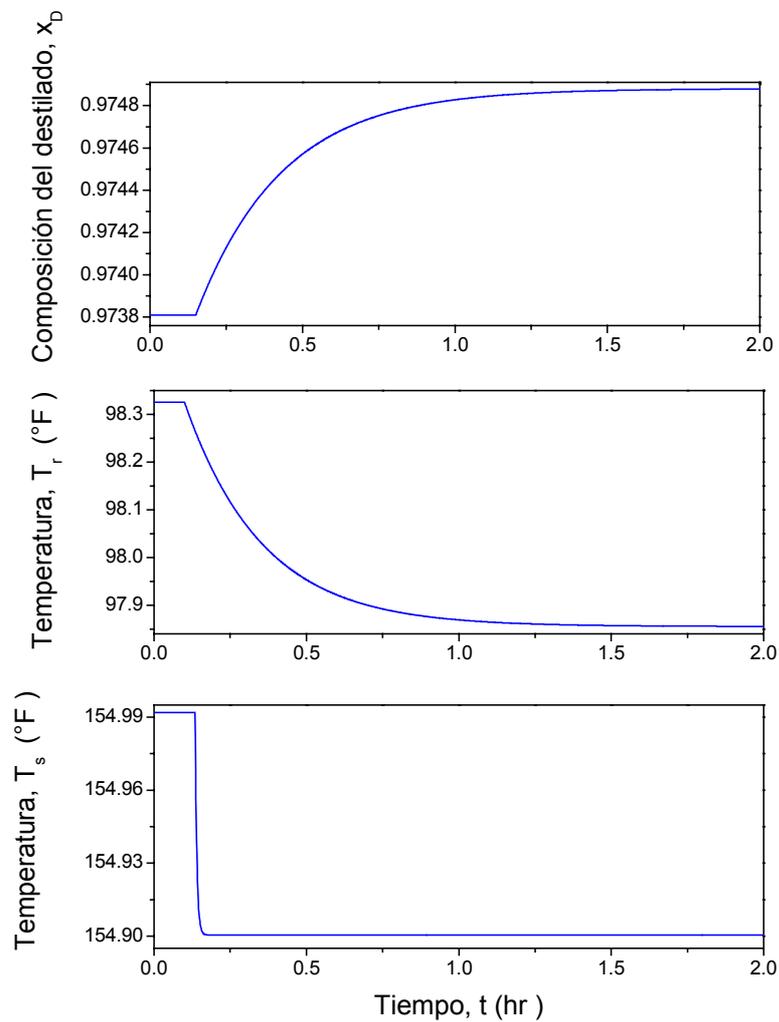


Figura 2.3. Representación de los modelos de primer orden mas retardo usados para el diseño del control.

Diseño convencional de control en cascada

El controlador en cascada estándar composición del destilado a temperatura que es regido por una medición de temperatura en la sección de rectificación se diseña de acuerdo con el siguiente procedimiento.

Lazo de composición

La función del lazo primario es regular la composición del producto, x_D , mediante “manipulaciones” de la temperatura de la sección de rectificación T_r . El lazo primario es regido por la medición de la composición del destilado, x_D , y calcula la temperatura requerida en la sección de rectificación T_r , este lazo se considera como un “controlador virtual”.

Debido a que $G_{Rx}(s) = x_D(s)/R(s)$ y $G_{RT_r}(s) = T_r(s)/R(s)$, se tiene que

$$G_{T_r, x}(s) = \frac{G_{Rx}(s)}{G_{RT_r}(s)} = K_{T_r, x} \left(\frac{\tau_{RT_r} s + 1}{\tau_{Rx} s + 1} \right) \exp(-\theta s)$$

donde $K_{T_r, x} = K_{Rx}/K_{RT_r}$. Para condiciones cercanas al estado estacionario, $(\tau_{RT_r} s + 1)/(\tau_{Rx} s + 1) \approx 1$, y la dinámica del retardo $\exp(-\theta s)$ domina la dinámica global de E/S. Esto implica que $G_{T_r, x}(s) \approx K_{T_r, x} \exp(-\theta s)$ y, en consecuencia, que se puede realizar la regulación del lazo de composición con una retroalimentación integral simple, i. e.,

$$C_{xT_r}(s) = \frac{K_{I, x}}{s} \quad K_{I, x} = \frac{1}{K_{T_r, x} \tau_{I, x}}$$

con la ganancia integral $K_{I, x}$ ajustada de acuerdo con las reglas de sintonizado de control de modelo interno (IMC; Morari y Zafiriou, 1989): $\tau_{I, x}$ es $\sim 1.5 - 2$ veces mayor que θ .

Lazo de temperatura

El diseño del lazo de composición se basa en la consideración de que la temperatura T_r es la variable manipulada. Debido a que T_r no es una variable manipulada, se puede considerar la salida del controlador de composición como una trayectoria de temperatura preescrita que se debe seguir para lograr la regulación de la composición. Esto implica que el lazo de composición proporcione la temperatura de referencia a un lazo de temperatura (secundario) donde la entrada manipulada es el reflujo, R .

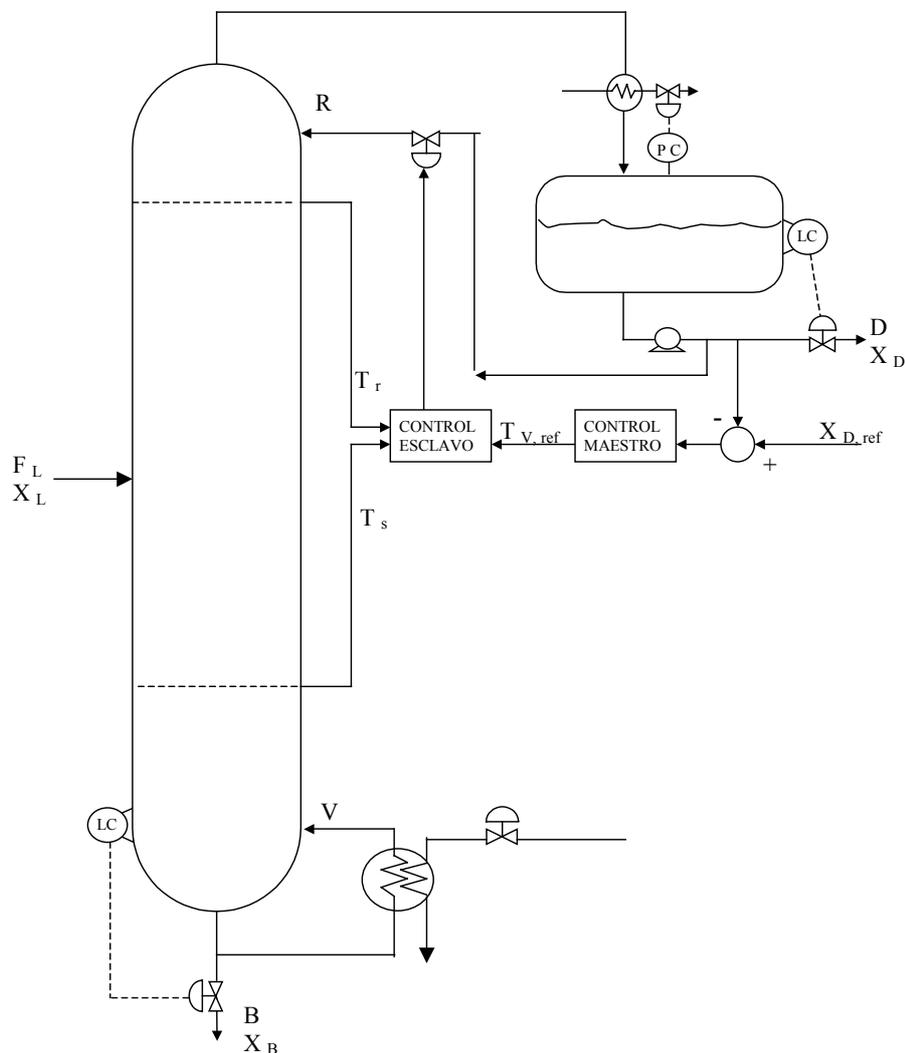


Figura 2.4. Diagrama de la columna de destilación y del esquema de control en cascada.

Este componente de control manipula la tasa de reflujo, R (ver Figura 2.4), para seguir el *setpoint* variable (T_r^*), el cual se calcula usando el controlador de composición primario. Así, el diseño del lazo de temperatura está basado en el modelo

$$\frac{T_r(s)}{R(s)} = G_{RT_r}(s) = \frac{K_{RT_r}}{(\tau_{RT_r}s + 1)}$$

Si $e_{T_r}(s) = T_{r,ref}(s) - T_r(s)$ es el error de seguimiento de temperatura, y $R(s)$ es la salida de control (i.e., $e_{T_r}(s): C_{T_r}(s) \rightarrow R(s)$), el controlador *PI* correspondiente está dado por:

$$C_{T_r}(s) = K_{c,T_r} \left(1 + \frac{1}{\tau_{I,T_r}s} \right) \quad K_{c,T_r} = \frac{1}{K_{RT_r}} \frac{\tau_{RT_r}}{\tau_{T_r}^c} \quad \tau_{I,T_r} = \tau_{RT_r}$$

con la ganancia K_{c,T_r} y el tiempo integral τ_{I,T_r} escogidos de acuerdo a la regla de sintonizado IMC (Morari y Zafiriou, 1980): $\tau_{T_r}^c$ es $\sim 0.75-1.5$ veces mayor que τ_{RT_r} . El esquema de retroalimentación resultante está compuesto de un lazo rápido de temperatura que realiza la mayor parte de la tarea de rechazo a las perturbaciones, y de un lazo de composición lento que está dedicado a asegurar la regulación de la composición del destilado.

Diseño de control en cascada propuesto

La idea en el diseño del control es dividir la sensibilidad del control en los lazos inducidos por las dos mediciones de temperatura. Para explotar la rapidez de la respuesta de la temperatura de la sección de agotamiento T_s , vamos a rediseñar el esquema de control en cascada precedente de acuerdo con el siguiente razonamiento:

- (i) Se asume que la entrada de control, que es la tasa de reflujo R , tiene dos componentes ponderados; uno (R_r) está asociado con la respuesta lenta de la temperatura de la sección de rectificación (T_r), y el otro (R_s) que está asociado con la respuesta rápida de la temperatura en la sección de agotamiento (T_s):

$$R = \alpha R_s + (1 - \alpha) R_r \quad (0 \leq \alpha \leq 1)$$

donde el factor de ponderación α se puede considerar como un parámetro de sintonizado.

- (ii) Se diseñan dos controladores en cascada convencionales, uno para cada medición de temperatura (T_r para la sección de rectificación y T_s para la sección de agotamiento) y se denotan $C_{xT_r}(s)$ y $C_{xT_s}(s)$. Cada par es capaz de regular la composición del producto al tiempo que mantiene una operación segura de la columna de destilación. De acuerdo con esto se asume que la salida del modelo en la que se basa el componente de control secundario es una combinación lineal de las dos temperaturas medidas (T_r y T_s), i.e.,

$$T_v = \alpha T_r + (1 - \alpha) T_s \quad (\alpha \in [0, 1])$$

$$C_{xT_v}(s) = \alpha C_{xT_r}(s) + (1 - \alpha) C_{xT_s}(s) \quad (0 \leq \alpha \leq 1)$$

$$C_{T_v}(s) = \alpha C_{T_r}(s) + (1 - \alpha) C_{T_s}(s)$$

donde $C_{xT_v}(s)$ es el regulador de composición primario, y $C_{T_v}(s)$ es el regulador de temperatura secundario.

Si $\alpha = 1$, se recupera el esquema estándar de control de composición-temperatura. A medida que disminuye el parámetro de sintonizado α , la temperatura de la sección de agotamiento tiene un mayor efecto sobre la dinámica del control en cascada. Este controlador en cascada con dos temperaturas es semejante a la idea del método de control no lineal basado en el modelo de onda (Shin et al., 2000), en el sentido de que la información relevante de la columna está contenida en sus dos frentes de propagación de onda, uno por cada sección. En consecuencia, los dos sensores de temperatura hacen posible el monitoreo de la onda generada por las perturbaciones en la alimentación. En principio, al comparar con el esquema de control en cascada estándar con una sola temperatura, el esquema propuesto de dos mediciones de temperatura debe tener una capacidad más rápida de rechazo a las perturbaciones de temperatura o, de manera equivalente, un mejor comportamiento a lazo cerrado.

Resultados de simulación

Se usaron algunos ejemplos de simulación para ilustrar el desempeño del esquema de control propuesto. En todos los casos, se consideró un retardo de 10 min en el lazo de composición.

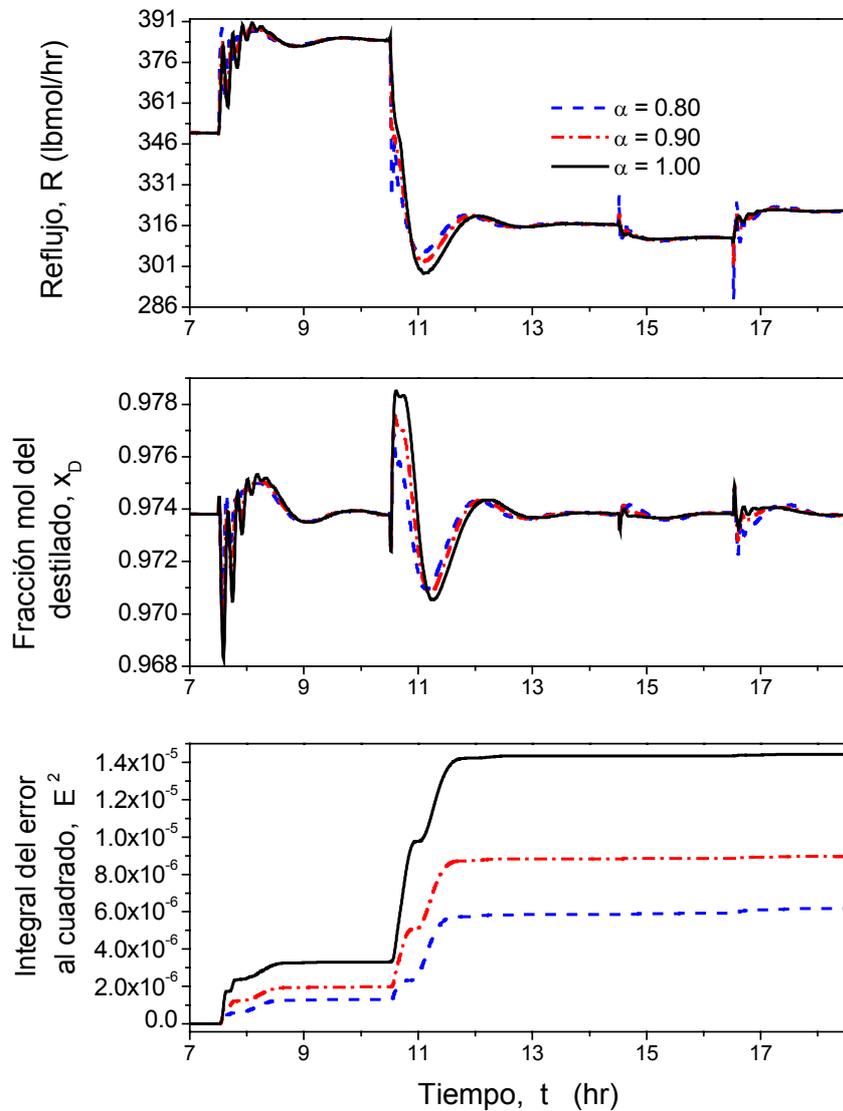


Figura 2.5. Desempeño del esquema de control en cascada para una secuencia de perturbaciones en la alimentación, con mediciones de temperatura en los platos 3 y 13.

Ejemplo 1. Se considera la columna de destilación de cinco componentes descrita anteriormente para ilustrar la dinámica de la columna de destilación. Una vez que la columna se estabiliza alrededor de la composición prescrita ($x = 0.974$), la columna se sujeta a la siguiente secuencia de perturbaciones en la alimentación: un cambio escalón de +5% en la tasa de flujo de alimentación a un tiempo $t = 7.5$ h, un cambio escalón de -5% en la tasa de flujo de alimentación a un tiempo $t = 10.5$ h, un cambio escalón de +2.5% en

la composición de alimentación a un tiempo $t = 14.5 h$, y un cambio escalón de -2.5% en la composición de alimentación a un tiempo $t = 16.5 h$. En la Tabla 2.1 se presentan estas secuencias de perturbaciones en forma de Tabla 2.2

	Perturbaciones en la alimentación			
Tiempo (hr)	7.5	10.5	14.5	16.5
Flujo	+5 %	-5 %		
Composición			+2.5 %	-2.5 %

Tabla 2.2. Secuencia de perturbaciones como cambio escalón de las condiciones de alimentación utilizadas en las simulaciones para evaluar el desempeño del esquema de control propuesto

Se usó el error de regulación de la composición al cuadrado

$$E^2 = \int_0^t (x_{ref} - x(t'))^2 dt$$

como un índice para cuantificar el desempeño del esquema de control. En la Figura 2.5 se muestran los resultados de las simulaciones numéricas para tres valores diferentes del parámetro α . El controlador en cascada convencional corresponde a $\alpha = 1$, el cual es mejorado cuando $\alpha < 1$. En la misma Figura 2.5 se puede observar que se obtiene un mejor desempeño del controlador, con respecto al controlador en cascada convencional, cuando $\alpha \in (0.75, 1.0)$. Para valores de $\alpha < 0.75$ el lazo de control muestra oscilaciones severas que aumentan significativamente el error integral E^2 .

Efecto de cambios en la localización de la medición de temperatura

Debido a cambios en las condiciones de operación ó a incertidumbres en la localización óptima del sensor de temperatura, un esquema de control en cascada convencional puede sufrir de comportamiento inestable. La Figura 2.6 muestra que, para un esquema de control en cascada convencional ($\alpha = 1$) con el sensor de temperatura localizado en el segundo plato, la falta de un buen sintonizado puede causar un comportamiento inestable representado, en este caso, por oscilaciones con tiempos de asentamiento excesivamente largos. La incorporación de una medición de temperatura en la sección de agotamiento en el lazo de control por retroalimentación puede estabilizar estas

oscilaciones. De hecho, la Figura 2.6 muestra que las oscilaciones se reducen drásticamente cuando se comparte la sensibilidad a las perturbaciones en la alimentación por medio de mediciones de temperatura en ambas secciones de la columna. Este resultado muestra que la temperatura de la sección de agotamiento también aumenta el margen de robustez del esquema de control en cascada composición-temperatura.

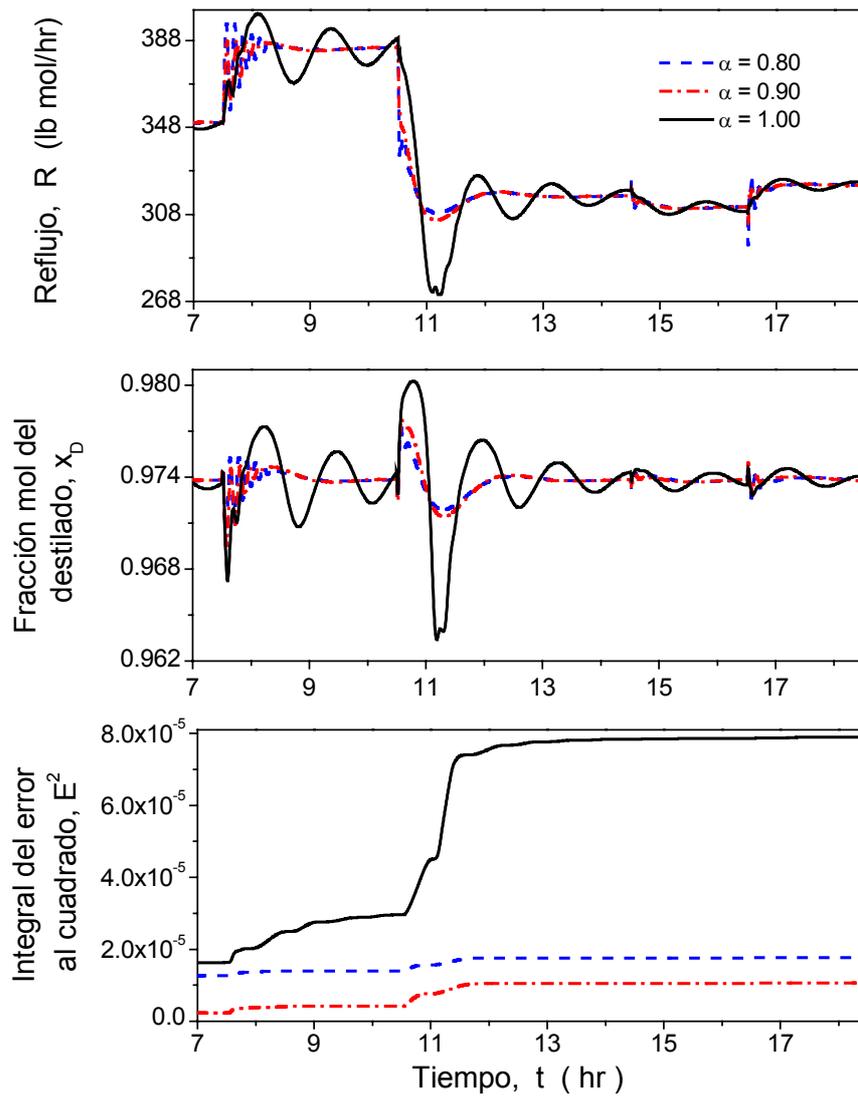


Figura 2.6. Desempeño del esquema de control en cascada propuesto para una secuencia de perturbaciones en la alimentación, con mediciones de temperatura en los platos 2 y 13.

Efecto de cambios en la localización del plato de alimentación

También hemos probado el desempeño del esquema de control en cascada para cambios en la localización del plato de alimentación. Un cambio en la localización del plato de alimentación puede inducir cambios significativos en la sensibilidad de las temperaturas de los platos. En particular, la localización óptima de las mediciones de temperatura encontradas anteriormente (de acuerdo a las guía de Tolliver y McCune, 1980) pueden no ser óptimas para una localización diferente del plato de alimentación. El esquema de control en cascada debe ser robusto, hasta cierto punto, para cambios en la configuración de la columna de destilación. Esto es, que el esquema de control en cascada con dos mediciones de temperatura debe conducir a menores errores de regulación que el esquema con una sola medición de temperatura. En la Figura 2.7 se muestran las simulaciones numéricas para la columna de destilación con la alimentación en el sexto plato (anteriormente la alimentación se localizó en el plato 5). Se nota que, a pesar de no haberse realizado ningún reconfiguración (i.e., no se cambiaron las mediciones de temperatura), el esquema de control en cascada mantiene la misma capacidad de rechazo a las perturbaciones. Esto es, la medición de temperatura de la sección de agotamiento actúa como un elemento prealimentado que permite un rápido rechazo de los efectos de alta frecuencia de las perturbaciones de alimentación.

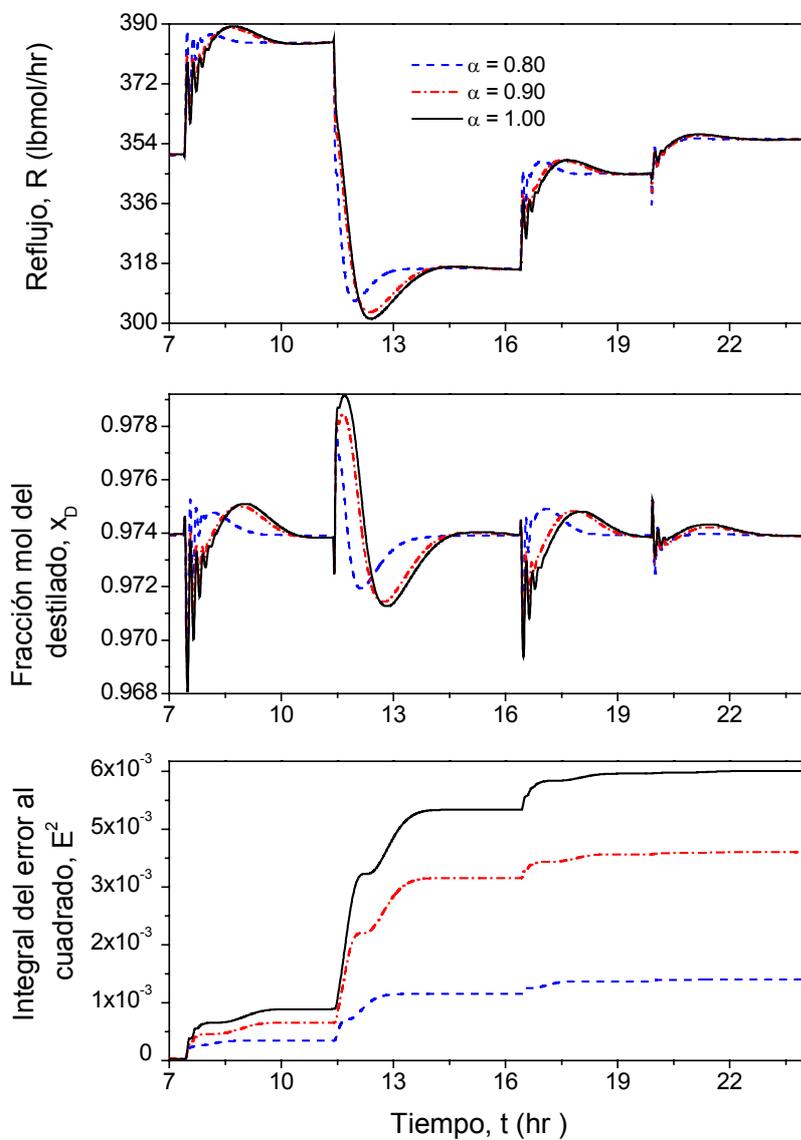


Figura 2.7. Desempeño del esquema de control en cascada para una secuencia de perturbaciones en la alimentación: Ejemplo 1 (destilación multicomponente), después de cambiar la localización del plato de alimentación del quinto al sexto plato. Se debe notar que no se reconfigura el esquema de control en cascada.

Efecto de cambios en el tamaño de la columna

La adición de platos aumenta la capacidad de la columna, lo cual tiene el efecto de aumentar los efectos de *damping*. Esto es, una mayor capacidad de la columna aumenta las constantes de tiempo de la columna (e.g., la constante de tiempo R/x_D). Aunque una capacidad grande en la columna resulta en una dinámica más lenta, también se aumentan los efectos de filtrado (i.e., pasa baja) contra las perturbaciones en la alimentación. Como se comentó previamente, el esquema de control en cascada con mediciones múltiples de temperatura se puede considerar como una configuración prealimentada que mejora la capacidad de rechazo a las perturbaciones. La Figura 2.8 muestra simulaciones numéricas para la columna de destilación con un plato adicional en la sección de agotamiento. Se nota que debido al incremento en la capacidad de la columna, la mejora introducida por la medición adicional de temperatura no es tan significativa como en los casos de las Figuras 2.5-2.7. Esto es debido a que el aumento de capacidad en la sección de agotamiento ha reducido los efectos de la perturbación en la alimentación. Sin embargo, tal reducción se obtiene a expensas de una columna más grande (no óptima) con una dinámica más lenta. De esta forma, el esquema de control en cascada propuesto produce sus mejoras más importantes en columnas de destilación con capacidad relativamente baja.

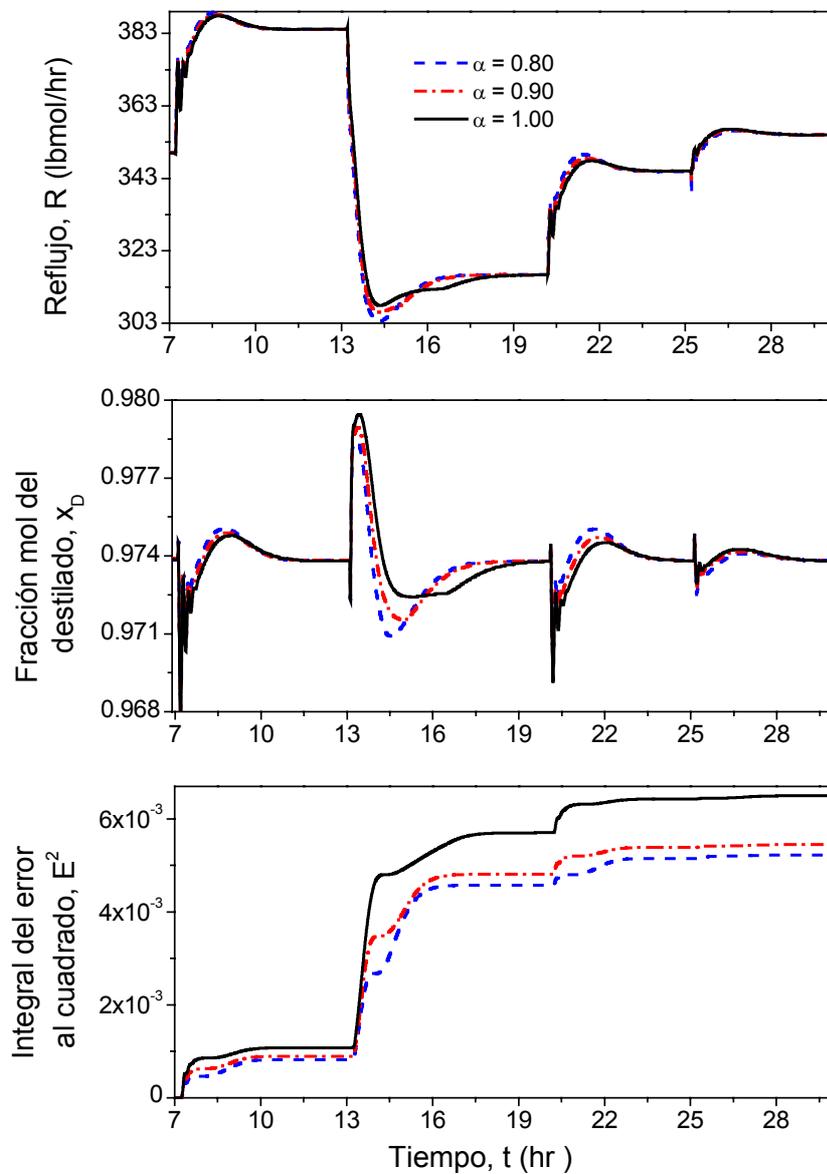


Figura 2.8. Desempeño del esquema de control en cascada: Ejemplo 1 (destilación multicomponente), cuando la columna es aumentada con un plato en la sección de agotamiento.

Ejemplo 2. Ahora se considera una columna de destilación de 18 platos con una mezcla benceno – tolueno, como se describe en la Tabla 1 de Castellanos-Sahagun *et al.* (2005). La columna tiene 18 platos sin incluir los tambores del ebullidor y el condensador. La alimentación está localizada en el plato 10 contando desde abajo. La hidráulica del líquido está descrita por la fórmula de Francis. De acuerdo con las guías de Tolliver y McCune

(1980), las mediciones de temperatura se seleccionaron en los platos con los mayores gradientes entre platos sucesivos, resultando en los platos 7 y 14.

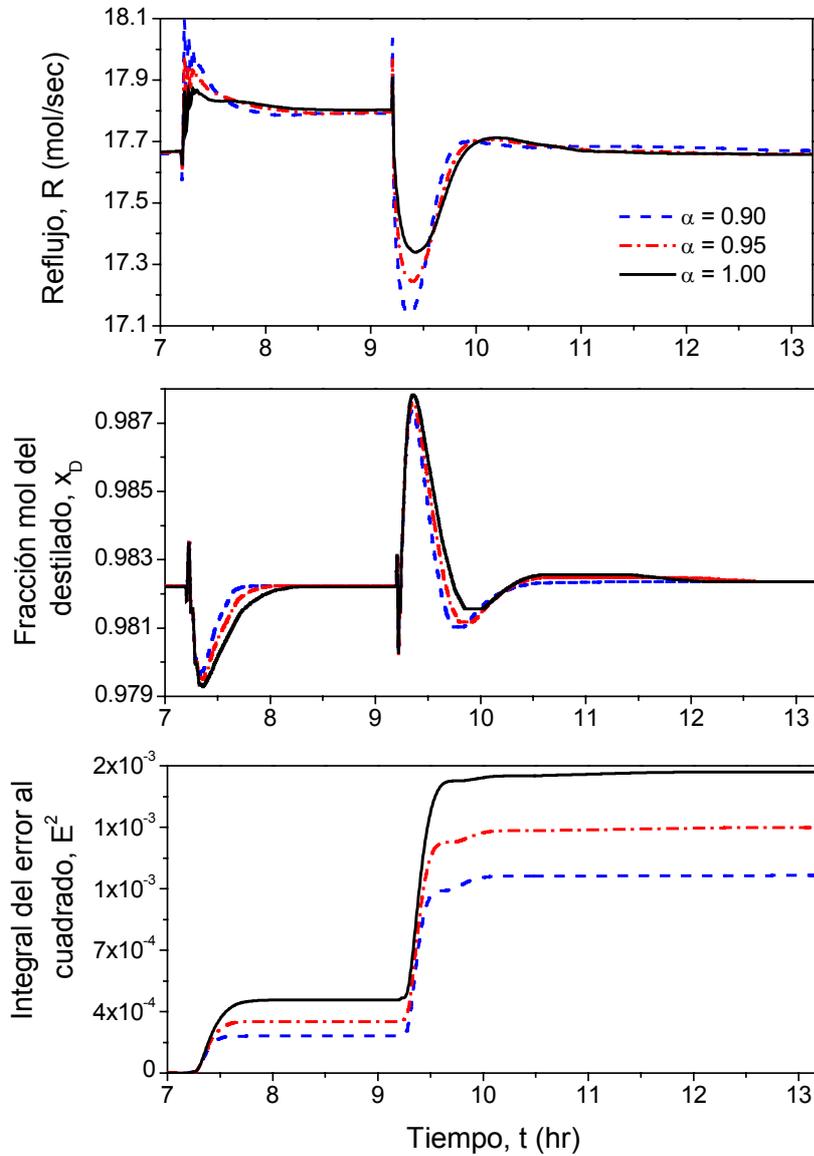


Figura 2.9. Desempeño del esquema de control en cascada: Ejemplo 2 (destilación binaria benceno tolueno), para una secuencia de perturbaciones en la alimentación, con mediciones de temperatura en los platos 7 y 14.

Las constantes de tiempo correspondientes son $0.415 h$ para la composición, $0.2428 h$ para la temperatura del plato 14 (en la sección de rectificación) y $0.0356 h$ para el séptimo plato (en la sección de agotamiento). Después de que la columna se estabiliza

alrededor de la composición prescrita $x = 0.983$, la columna estuvo sujeta a la siguiente secuencia de perturbaciones en la alimentación: un cambio escalón de $+5\%$ en la tasa de flujo de alimentación a un tiempo $t = 7.5 \text{ h}$, un cambio escalón de -10% en la tasa de flujo de alimentación a un tiempo $t = 9.5 \text{ h}$. Como en el caso de la columna de destilación multicomponente, las simulaciones numéricas en la Figura 2.9 muestran que la medición secundaria de temperatura (i.e., en la sección de agotamiento) induce una acción rápida de rechazo a las perturbaciones.

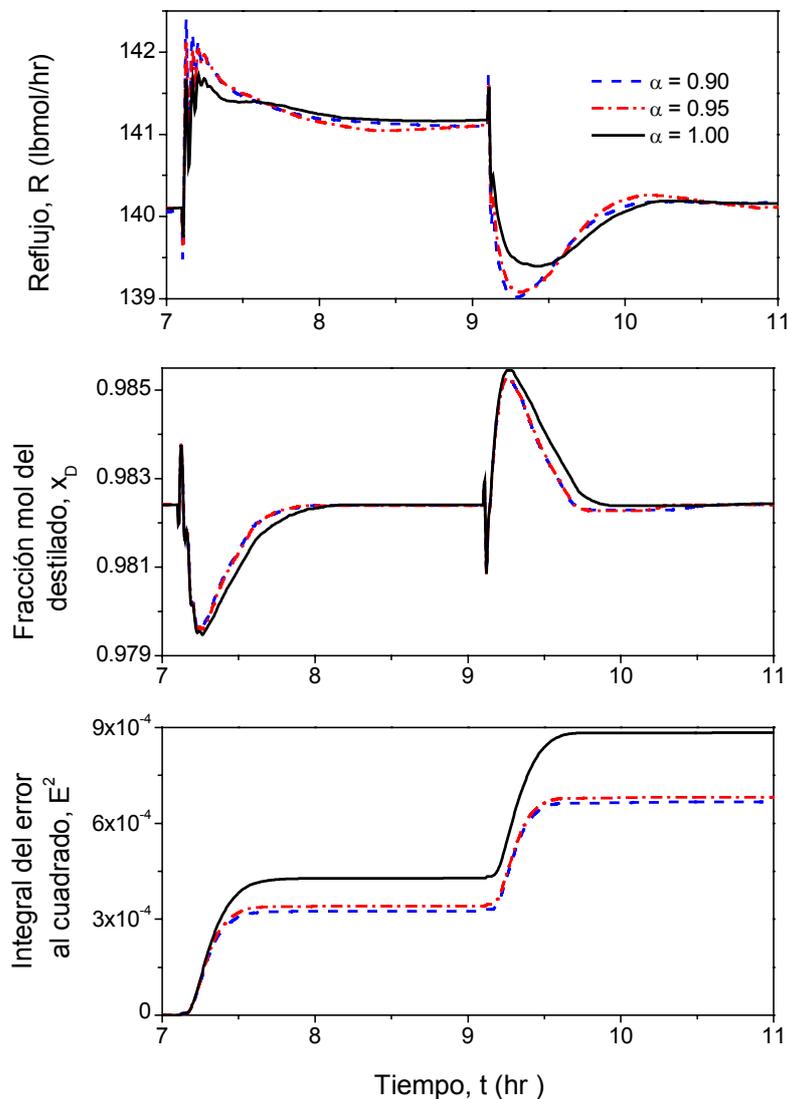


Figura 2.10. Desempeño del esquema de control en cascada: Ejemplo 2 (destilación binaria benceno-tolueno), para una secuencia de perturbaciones en la alimentación, con mediciones de temperatura en los platos 6 y 14.

Con el propósito de detallar los efectos de la medición secundaria, solamente se muestran los efectos de la perturbación en la tasa de flujo de alimentación; los efectos de la perturbación en la composición de alimentación (no mostrados), presentan un comportamiento similar al observado en el ejemplo anterior. Resulta interesante que se obtiene una mejora importante en el desempeño del control ($\sim 40\%$ de reducción en el error integral al cuadrado) con un $5 - 10\%$ del peso de la medición secundaria. Las simulaciones numéricas muestran que el esquema de control en cascada es robusto contra cambios en la localización del plato de alimentación, en la capacidad de la columna, etc. La Figura 2.10 ilustra esto para un cambio en la localización de la medición de temperatura de agotamiento (del séptimo al sexto plato). Es interesante notar que no se obtiene una mejora significativa para $\alpha < 0.93$. Este valor puede ser visto como un límite para el mejoramiento del control en cascada por medio de mediciones secundarias (en la sección de agotamiento). De hecho, aunque la sobre ponderación de la medición de la temperatura secundaria puede resultar en tiempos más cortos para el rechazo a las perturbaciones, también resulta en una disminución de la respuesta del lazo de control para escalas de tiempo mayores.

Conclusiones

En este capítulo se ha mostrado que la incorporación de una medición de temperatura en la sección de agotamiento dentro de un diseño de control en cascada mejora el comportamiento del esquema de control al aumentar la capacidad de rechazo a las perturbaciones del componente de control secundario. La mejora en el comportamiento se puede explicar en términos de la teoría de onda para la propagación de las perturbaciones dentro de la columna: (i) la temperatura en la sección de agotamiento induce una compensación de tipo prealimentado del error de trayectoria que permite un rechazo más rápido de las perturbaciones en la alimentación, y (ii) la temperatura de la sección de rectificación está más enfocada a inducir una regulación más rápida de la composición. Una característica importante es que el diseño de control es bastante simple en el sentido de que equivale a una combinación con peso ajustable de dos diseños convencionales de control en cascada composición – temperatura.

Reconocimiento

Parte del material presentado en este capítulo se utilizó para la elaboración del siguiente artículo:

Urrea, R.; Castellanos-Sahagun, E.; Alvarez, J.; Alvarez-Ramirez, J. Distillate Cascade Composition Control Using a Two-Temperature Measurement Secondary Component. *Ind. Eng. Chem. Res.*; **2006**; 45(20); 6828-6841.

Capítulo 3. Control lineal PI en cascada de temperatura – concentración para reactores tubulares.

Resumen

En este capítulo exploramos la aplicación de esquemas de control en cascada PI para mejorar el desempeño de controladores industriales PI/PID para controlar la concentración de salida de un reactor tubular. Muchos estudios en control de columnas de destilación han mostrado que es posible controlar sistemas complejos con esquemas de control relativamente simples. La cuestión es acerca de si este principio se puede aplicar para reactores tubulares, donde la conexión entre estos sistemas es la naturaleza distribuida, con fenómenos de intercambio de calor y masa corriente arriba y abajo. A partir de modelos dinámicos simples de Entrada/Salida (E/S) de primer orden obtenidos por medio de respuesta escalón, se muestra que la incorporación de un lazo secundario para regular la temperatura del reactor en una posición interna mejora significativamente el desempeño de control frente a perturbaciones en la temperatura y en la composición de alimentación. Se evalúan los efectos de la localización del sensor de temperatura y del uso de mediciones múltiples de temperatura para el lazo secundario.

Introducción

El principal objetivo de control para los reactores tubulares es la regulación de la concentración de la salida a la vez que se pone atención al mantenimiento de una operación segura por el requerimiento de que la temperatura del reactor no exceda algún valor máximo pre-especificado. Recientemente, se han realizado considerables esfuerzos de investigación en la aplicación de técnicas de control moderno para procesos descritos por sistemas de ecuaciones diferenciales parciales (EDP) que directamente consideran la naturaleza distribuida espacialmente (Christofides y Daoutidis, 1996; 1998). La idea básica es extender los conceptos de control geométrico de las ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO) a los sistemas de EDP. Como resultado, se desarrollaron controladores de retroalimentación distribuidos que refuerzan la regulación de la salida y garantizan estabilidad global para sistemas a lazo cerrado. Los diseños de control por retroalimentación basados en modelos de propagación de onda de baja dimensión mostraron que una regulación y estabilización eficiente del reactor requieren de estructuras de retroalimentación para compensar la propagación espacial de las perturbaciones (Doyle *et al.* 1996). Esto es, el control de retroalimentación debe requerir información sobre la dinámica de propagación de las perturbaciones para actuar de manera eficiente. Otros métodos están basados en técnicas de control no lineal y de transformación de coordenadas. Por ejemplo, las técnicas de control adaptivo sobre un modelo de orden reducido a partir de colocación ortogonal han demostrado ser eficientes para controlar la concentración de salida (Dochain *et al.* 1997). También se han propuesto (Wu, 2000) controladores de retroalimentación de estados de baja dimensión que buscan suprimir el efecto de perturbaciones en la entrada de reactores de flujo pistón, mostrando que los controladores pueden requerir medición ó estimación del estado interno para un rápido amortiguamiento de las perturbaciones en la alimentación. Se ha explorado el control inferencial no lineal con mecanismos de reconciliación de datos (Wu, 2003), mostrando que el esquema de control por retroalimentación a tramos no distribuido resulta ser robusto contra perturbaciones desconocidas.

En general, los diseños de control por retroalimentación descritos anteriormente están basados en metodologías modernas (e.g. no lineal, adaptivo, etc.). La principal desventaja es que la aplicación práctica de los controladores por retroalimentación resultantes puede requerir gran cantidad de información del sistema (modelos y parámetros) y mediciones *en línea*, las cuales pueden ser prohibitivas para la mayoría de las condiciones de procesos industriales. De hecho, la complejidad y la dependencia de modelo de los controladores por retroalimentación resultantes puede ser una limitación seria para su aplicación en la práctica industrial donde la falta de mediciones y de un modelamiento dinámico detallado es la situación común. Los procesos reales que involucran reactores tubulares ó de lecho fijo aún son controlados con compensación de retroalimentación tradicional (Luyben, 2001). De esta manera, los objetivos combinados de regulación de la concentración de salida y de operación segura se deben lograr con estructuras de control compuestas por compensadores clásicos PI/PID.

Contrariamente a los reactores de tanque agitado, el control de la concentración de salida de los reactores tubulares enfrenta retardos inherentes inducidos por el transporte convectivo y difusivo del fluido, de tal forma que las perturbaciones en la alimentación afectan las condiciones de la salida después de un tiempo muerto de control. Muchos estudios de control en columnas de destilación han mostrado que se pueden controlar sistemas complejos con esquemas de control relativamente simples. La cuestión es que se pueda realizar lo mismo para reactores tubulares y el elemento unificante debe ser la naturaleza distribuida, con fenómenos de intercambio de calor y masa corriente arriba y corriente abajo. De hecho, en columnas de destilación las perturbaciones en la alimentación son transportadas a través de las etapas de agotamiento/rectificación para afectar posteriormente la dinámica de la composición del producto. Si la composición del destilado fuera la única medición disponible, la capacidad del controlador por retroalimentación para rechazar perturbaciones podría estar seriamente limitada por el retardo de transporte vapor/líquido. Para hacer frente a esta situación, en la práctica del control de columnas de destilación se han usado estructuras de control en cascada compuestas por un lazo primario para el control de la composición de producto, y de un lazo secundario rápido para estabilización de la temperatura localizada en una posición dentro de la sección de rectificación. El lazo secundario tiene un papel de retroalimentación para la detección

rápida de perturbaciones antes de que se pueda afectar la composición del producto, y para tomar acciones correctivas para contrarrestar sus efectos adversos. El resultado es una estructura de control por retroalimentación robusta para lograr la regulación de la composición del producto y la operación segura por estabilización de la temperatura.

Aún teniendo en cuenta las diferencias entre las dinámicas de la columna de destilación y del reactor tubular, existen algunos factores comunes tales como la presencia de retardos inducidos por el transporte del fluido y la naturaleza distribuida de ambos procesos, de tal manera que establecemos como uno de los objetivos de este trabajo explorar la aplicación de esquemas de control en cascada para mejorar el desempeño de controladores PI/PID en el control de la concentración de salida del reactor. A partir de modelos dinámicos simples E/S de primer orden obtenidos de respuestas escalón, se muestra que la incorporación de un lazo secundario para regular la temperatura del reactor en una posición interior dada, mejora significativamente el desempeño de control frente a perturbaciones en la composición y temperatura de alimentación. También se evalúan los efectos de la localización del sensor de temperatura y el uso de mediciones múltiples temperaturas en la estructura del controlador, aparentemente se obtiene un mejor desempeño de control cuando el sensor de temperatura se localiza en posiciones adelante del *hot-spot*. Este resultado coincide con diferentes trabajos en los que se ha estudiado la localización de las mediciones de temperatura con propósitos de mejorar la estimación de la concentración de salida (Alvarez, Romagnoli y Stephanopoulos, 1981; Alonso, y col., 2004; y Singh y Hahn, 2005), aunque en nuestro caso este resultado está orientado a modificar la estructura del controlador en cascada.

Modelo del reactor tubular

El reactor particular a ser investigado es un reactor tubular homogéneo, no adiabático en el cual tiene lugar una reacción de primer orden, irreversible, y exotérmica. El modelo del reactor está dado por las ecuaciones (3.1) – (3.7), las cuales se considera que representan, ya sea un reactor tubular vacío, ó un reactor catalítico asumiendo un modelo

seudo-homogeneo con tasas de reacción y propiedades de transporte descritas en el Apéndice B.

El reactante A entra al reactor con concentración c_i y temperatura T_i . Se considera que existe difusión axial de calor y masa y se desprecian los gradientes radiales. Se extrae el calor del sistema a través de la pared por medio de un fluido enfriante, siendo T_w la temperatura de la pared del reactor. Las ecuaciones que describen el comportamiento dinámico del reactor son, para el balance de masa,

$$\frac{\partial c}{\partial t'} = D \frac{\partial^2 c}{\partial s^2} - v \frac{\partial c}{\partial s} - r'(c, T), \quad 0 < s < L, \quad t' > 0 \quad (3.1)$$

y, para el balance de energía

$$\rho C_p \frac{\partial T}{\partial t'} = K \frac{\partial^2 T}{\partial s^2} - \rho v \frac{\partial T}{\partial s} + (-\Delta H)r'(c, T) + \frac{2h}{R}(T_w - T), \quad 0 < s < L, \quad t' > 0 \quad (3.2)$$

con las condiciones de frontera

$$-D \frac{\partial c}{\partial s} = v(c_i - c), \quad s = 0, \quad t' \geq 0 \quad (3.3)$$

$$-K \frac{\partial T}{\partial s} = \rho v C_p (T_i - T), \quad s = 0, \quad t' \geq 0 \quad (3.4)$$

$$\frac{\partial c}{\partial s} = 0, \quad s = L, \quad t' \geq 0 \quad (3.5)$$

$$\frac{\partial T}{\partial s} = 0, \quad s = L, \quad t' \geq 0 \quad (3.6)$$

donde

$$r'(c, T) = c \exp(-E_a/RT) \quad (3.7)$$

Para poner las ecuaciones del sistema en forma adimensional, definimos las siguientes variables adimensionales

$$\xi = \frac{c}{c_r}, \quad \eta = \frac{T}{T_r}, \quad z = \frac{s}{L}, \quad t = \frac{t' D}{L^2} \quad (3.8)$$

donde c_r y T_r son los valores de referencia de la concentración y temperatura. Las ecuaciones (3.1) y (3.2) se pueden reescribir como sigue:

$$\frac{\partial \xi}{\partial t} = D \frac{\partial^2 \xi}{\partial z^2} - Pe_m \frac{\partial \xi}{\partial z} - \alpha r(\xi, \eta), \quad 0 < z < 1, \quad t > 0 \quad (3.9)$$

y

$$\frac{\partial \eta}{\partial t} = \frac{1}{Le} \frac{\partial^2 \eta}{\partial z^2} - Pe_h \frac{\partial \eta}{\partial z} + \alpha \beta r(\xi, \eta) + \gamma(\eta_w - \eta), \quad 0 < z < 1, \quad t > 0 \quad (3.10)$$

Las condiciones de frontera (3.3) – (3.6) se reescriben en la siguiente forma:

$$\frac{\partial \xi}{\partial z} = Pe_m (\xi - \xi_i), \quad z = 0, \quad t \geq 0 \quad (3.11)$$

$$\frac{\partial \eta}{\partial z} = Pe_h (\eta - \eta_i), \quad z = 0, \quad t \geq 0 \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial \xi}{\partial z} = 0, \quad z = 1, \quad t \geq 0 \quad (3.13)$$

$$\frac{\partial \eta}{\partial z} = 0, \quad z = 1, \quad t \geq 0 \quad (3.14)$$

donde $r(\xi, \eta) = \xi \exp[-\delta / \eta]$ (3.15)

En las ecuaciones anteriores, los parámetros adimensionales son

$$\begin{aligned} \xi_i &= \frac{c_i}{c_r}, & \eta_i &= \frac{T_i}{T_r}, & \eta_w &= \frac{T_w}{T_r} \\ \delta &= \frac{E_a}{RT_r}, & Pe_m &= \frac{Lv}{D}, & Pe_h &= \frac{Lv\rho C_p}{K} \\ \alpha &= \frac{L^2 r'(c_r, T_r)}{Dc_r}, & \beta &= \frac{(-\Delta H)c_r}{\rho C_p T_r}, & \gamma &= \frac{2hL^2}{\rho C_p DR} \end{aligned}$$

Las simulaciones numéricas del modelo de reactor adimensional se hacen usando discretización espacial por medio de diferencias finitas, con una malla de tamaño $N = 500$, y la EDO resultante se integra con un método de Runge-Kutta de 4/5 orden con un tamaño de paso $\Delta t = 0.001$.

Formulación del problema

El problema de control consiste en regular la concentración de salida $y = \xi(z = 1)$ en un valor de setpoint y_{ref} , por medio de manipulaciones de la temperatura de la pared del reactor η_w . Las dinámicas del reactor son afectadas por perturbaciones en las condiciones de la concentración y de la temperatura de entrada ξ_i y η_i , respectivamente. El controlador por retroalimentación diseñado debe ser capaz de rechazar los efectos adversos de estas

perturbaciones de una manera eficiente (e. g. tiempos de asentamiento pequeños). Las mediciones disponibles para la operación del control por retroalimentación son la concentración de salida $\xi(z = I)$ y la temperatura en cualquier posición del reactor.

Aunque se han reportado en la literatura sofisticados diseños de control por retroalimentación (e.g., Christofides y Daoutidis 1996; 1998), su aplicación en procesos industriales está limitada por su complejidad y dependencia del modelo. Debido a que los compensadores industriales PI/PID son bien aceptados en la práctica industrial, es deseable lograr la concentración objetivo de salida por medio de estructuras de control realizadas con controladores PI/PID sintonizados con métodos estándar (e.g., Internal Model Control, IMC).

Diseño de control en cascada

En esta sección, se describe una metodología para diseñar controladores en cascada con base en modelos simples E/S obtenidos a partir de la respuesta escalón estándar.

Control lineal en cascada para columnas de destilación

Para motivar el uso de esquemas de control en cascada para reactores tubulares, se repasan algunos conceptos básicos, haciendo algunas analogías a partir del diseño de control en cascada para columnas de destilación. La regulación directa de la composición del destilado puede mostrar respuestas lentas, debido a que las acciones de control se realizan después de que se ha modificado todo el perfil de composición por las perturbaciones en la alimentación. Para aminorar este problema, se han propuesto esquemas de control en cascada temperatura/composición. En un diseño de control en cascada convencional de composición de destilado – temperatura, se emplea como lazo rápido un lazo secundario de temperatura en la sección de rectificación para lograr una regulación segura de la composición frente a retardos de medición y de transporte (ver Figura 3.1). De hecho, la operación segura está garantizada por la acción rápida del lazo de

retroalimentación de la temperatura (no retrasada). Dado que, en la presencia de perturbaciones en la alimentación, la respuesta de la temperatura es más rápida que la de la composición de salida x_D (destilado), la incorporación apropiada de la medición en la sección de rectificación T_{rec} dentro del lazo de control en cascada debe acelerar la respuesta del lazo de control global, y esto a su vez debe mejorar el comportamiento del control de la composición del producto.

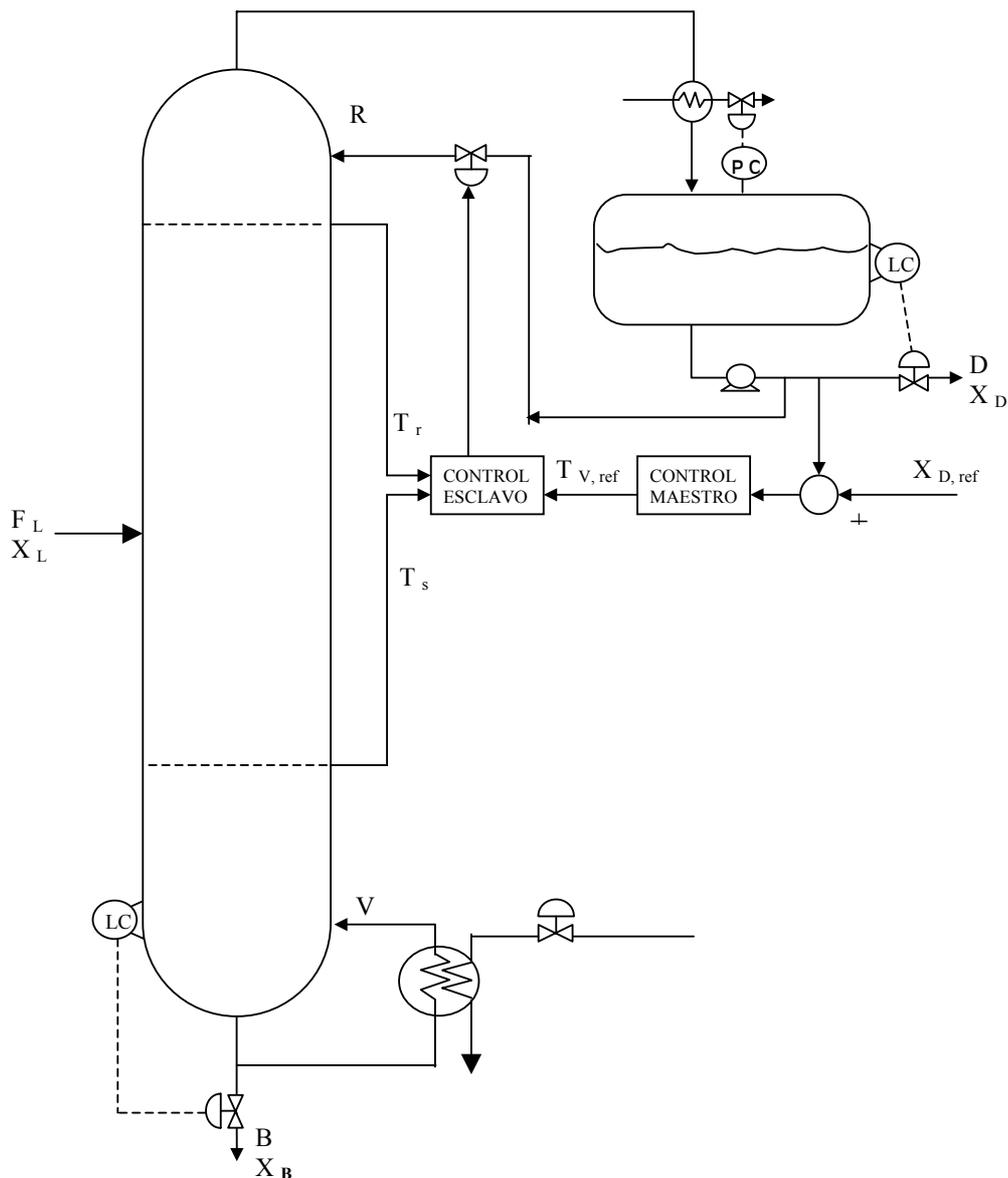


Figura 3.1. Diagrama de un esquema de control en cascada para columnas de destilación

Para el propósito de diseño de control, consideramos modelos E/S de primer orden más retardo calculados a partir de una respuesta al escalón en el reflujo:

$$\frac{x_D(s)}{R(s)} = G_{Rx}(s) = \frac{K_{Rx}}{\tau_{Rx}s + 1} \exp(-\theta_{Rx}s)$$

$$\frac{T_{rec}(s)}{R(s)} = G_{RT_{rec}}(s) = \frac{K_{RT_{rec}}}{\tau_{RT_{rec}}s + 1}$$

donde R es la tasa de reflujo, $\theta > 0$ es el retardo debido a mediciones y al transporte convectivo.

El controlador en cascada estándar composición del destilado – temperatura llevado por una medición de temperatura en la sección de rectificación está diseñado de acuerdo al siguiente procedimiento:

- *Lazo de composición.* El lazo primario, considerado como un “controlador virtual”, es llevado por la medición de la composición del destilado, x_D , y calcula la temperatura requerida en la sección de rectificación T_{rec} . Debido a que $G_{Rx}(s) = \frac{x_D(s)}{R(s)}$ y $G_{RT_{rec}}(s) = \frac{T_{rec}(s)}{R(s)}$, se tiene que

$$G_{T_{recx}}(s) = G_{Rx}(s)/G_{RT_{rec}}(s) = K_{T_{recx}} \left(\frac{\tau_{RT_{rec}}s + 1}{\tau_{Rx}s + 1} \right) \exp(-\theta s)$$

Donde $K_{T_{recx}} = K_{Rx}/K_{RT_{rec}}$. Para condiciones cercanas al estado estacionario se puede aproximar $\frac{\tau_{RT_{rec}}s + 1}{\tau_{Rx}s + 1} \approx 1$, y la dinámica del retardo $\exp(-\theta s)$ domina la dinámica

global de E/S. Esto implica que $G_{T_{recx}}(s) \approx K_{T_{recx}} \exp(-\theta s)$ y, en consecuencia, que la regulación del lazo de composición se puede realizar con una retroalimentación integral simple, *i.e.*,

$$C_{xT_{rec}}(s) = \frac{K_{I,x}}{s}, \quad K_{I,x} = \frac{1}{K_{T_{recx}} \tau_{I,x}}$$

con la ganancia integral $K_{I,x}$ ajustada de acuerdo con las reglas de sintonizado de control de modelo interno (Internal Model Control, IMC) (Morari y Zafiriou, 1989): $\tau_{I,x}$ alrededor de 1.5 a 2 veces el tiempo muerto θ .

- *Lazo de temperatura.* La salida del lazo de composición es la dinámica requerida en la sección de rectificación $T_{rec}(s)$. Sin embargo, esta no es una entrada manipulada.

El objetivo del lazo de temperatura es manipular la tasa del reflujo, R (ver Figura 3.1), para seguimiento del setpoint variable en el tiempo, $T_{rec,ref}$, dado por el controlador de composición primario. Así, el diseño del lazo de temperatura está basado en el modelo $\frac{T_{rec}(s)}{R(s)} = G_{RT_{rec}}(s) = \frac{K_{RT_{rec}}}{\tau_{RT_{rec}}s + 1}$. Si $e_T(s) = T_{rec,ref}(s) - T_{rec}(s)$ es el error de seguimiento de la temperatura, y $R(s)$ es la salida de control (i.e, $C_{T_{rec}}(s): e_{T_{rec}}(s) \rightarrow R(s)$), el controlador PI correspondiente está dado por

$$C_{T_{rec}}(s) = K_{c,T_{rec}} \left(1 + \frac{1}{\tau_{I,T_{rec}}} \right)$$

$$K_{c,T_{rec}} = \frac{1}{K_{RT_{rec}}} \frac{\tau_{RT_{rec}}}{\tau_{T_{rec}}^c}$$

$$\tau_{I,T_{rec}} = \tau_{RT_{rec}}$$

con la ganancia $K_{c,T_{rec}}$ y el tiempo integral $\tau_{I,T_{rec}}$ escogido de acuerdo a la regla de sintonizado IMC (Morari y Zafiriou, 1989): $\tau_{I,T_{rec}}^c$ alrededor de 0.75 a 1.5 veces $\tau_{RT_{rec}}$.

El esquema de retroalimentación resultante está compuesto por un lazo rápido de temperatura que realiza la mayor parte de la tarea de rechazo a las perturbaciones, y un lazo de composición lento que está dedicado a asegurar la regulación de la composición del destilado. Recientemente se han reportado (Castellanos-Sahagun y Alvarez, 2006) extensos resultados de simulación que demuestran la capacidad del esquema de control en cascada para regular la composición del destilado con un buen desempeño en el rechazo a las perturbaciones.

Control en cascada para reactores tubulares

En esta sección mostraremos, basándonos en simulaciones, que la dinámica de los reactores tubulares muestran algunas similitudes con la dinámica de las columnas de destilación, de tal forma que se usa un esquema de control en cascada como el descrito anteriormente para mejorar el desempeño de control frente a perturbaciones en la alimentación. Como un caso representativo para mostrar el perfil de temperatura con *hot-*

spot, consideraremos el siguiente conjunto de parámetros: $L = 1$, $Pe_m = Pe_h = 5$, $\alpha = 35$, $\beta = 0.75$, $\gamma = 13$, $\delta = 1$, $Le = 10$, $c_i = 1.05$ y $T_i = 1$. La temperatura nominal de la pared es $\bar{T}_w = 1$. La figura 3.2 muestra los perfiles de concentración y temperatura en estado estacionario. El número de $Pe_h = 5$, utilizado en estas simulaciones resulta en la presencia clara del hot spot alrededor de $z = 0.25$, lo cual representa un caso especial que permite la obtención de un perfil de temperatura no monotono.

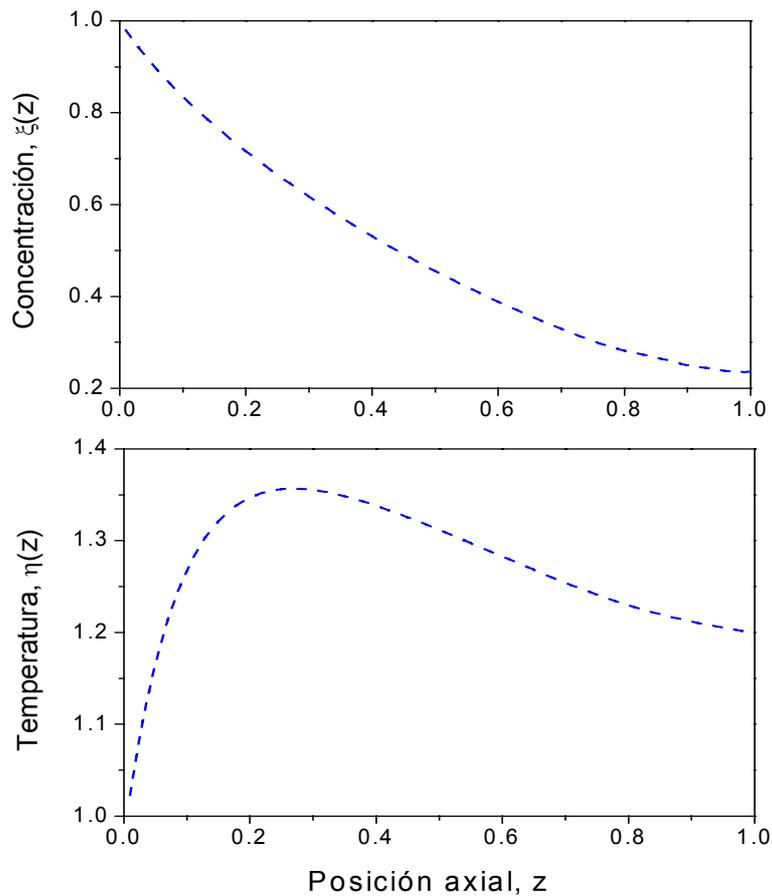


Figura 3.2. Perfiles de concentración y temperatura en estado estacionario para $L = 1$, $Pe_m = Pe_h = 5$, $\alpha = 35$, $\beta = 0.75$, $\gamma = 13$, $\delta = 1$, $Le = 10$, $c_i = 1.05$ y $T_i = 1$. Se puede notar que el hot-spot está localizado aproximadamente en $z = 0.25$.

Las perturbaciones en la alimentación se transportan a través del reactor y tienen diferentes efectos sobre las condiciones en diferentes posiciones del reactor. Esto se ilustra en la Figura 3.3 para una perturbación de +15% en la concentración de alimentación. Las dinámicas se pueden describir como una respuesta de primer orden más un retardo

dependiente de la posición. Se observa que mientras más adelante sea la posición dentro del reactor, mas grande es el retraso en el transporte, y el retraso mas grande se encuentra en las condiciones de salida para $z = 1$. De hecho, el retraso de composición es alrededor de 0.3 unidades de tiempo, lo cual puede limitar el desempeño de un controlador por retroalimentación dedicado a regular la concentración de salida $y = \xi(1)$.

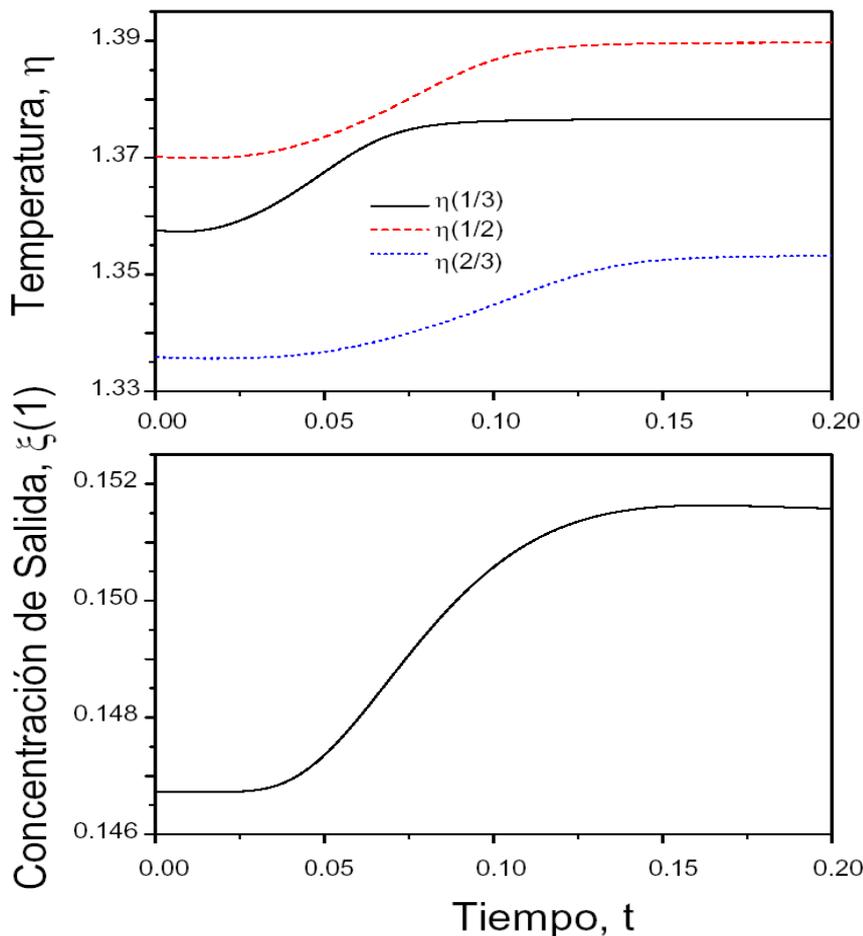


Figura 3.3. Respuestas de la concentración de salida y de la temperatura del reactor para una perturbación de +15% en la concentración de alimentación.

Un sensor de temperatura localizado en una posición interna del reactor detectará más rápido los efectos de las perturbaciones que un sensor en la salida del reactor. De manera similar al control en la columna de destilación, en principio, esta información puede usarse dentro de un esquema de control en cascada para contrarrestar, al menos parcialmente, los efectos de las perturbaciones antes de que sea afectada la concentración

de salida. Para cumplir los objetivos de control, la variable manipulada es la temperatura de la pared η_w .

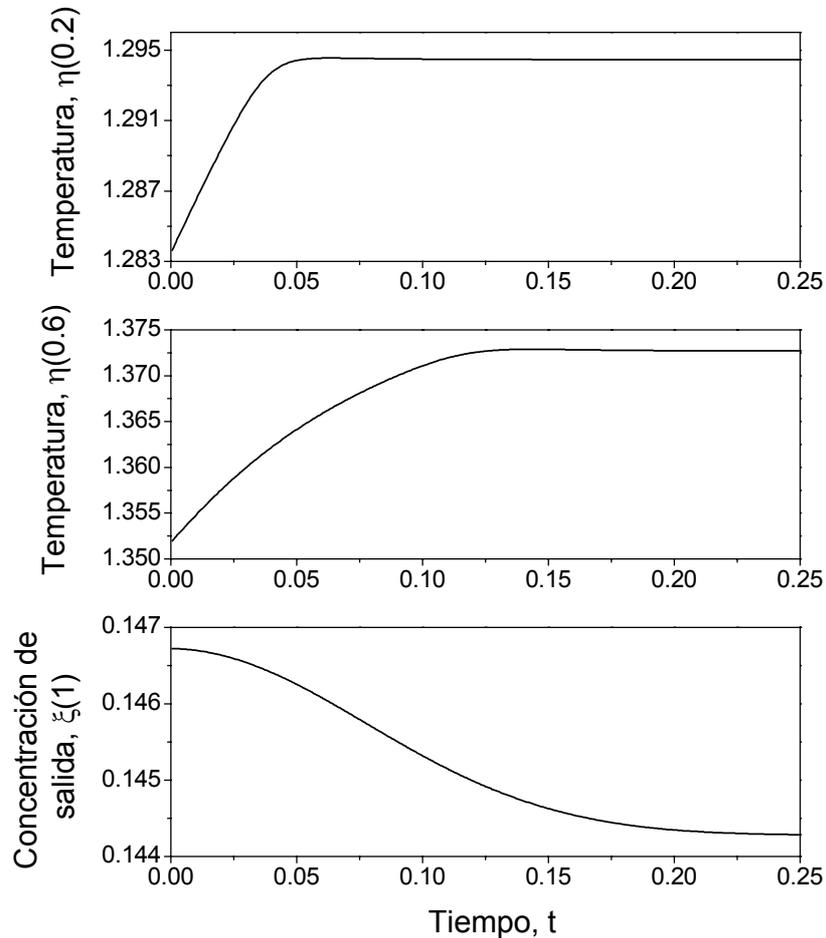


Figura 3.4. Respuesta del reactor para una perturbación en escalón de +25% en la temperatura de la pared η_w . Se muestran dos temperaturas: $\eta(z = 0.2)$ correspondiente a una posición antes del hot spot, y $\eta(z = 0.6)$ corresponde a una posición posterior al *hot spot*.

Como sucede en las columnas de destilación, la regulación directa de la composición de la salida puede mostrar respuestas lentas, debido a que las acciones de control se realizan después de que se ha modificado todo el perfil de composición por las perturbaciones. De esta manera, considerando que las perturbaciones son transportadas dentro del reactor como un fenómeno de onda, la idea de introducir mediciones de

temperatura dentro del lazo de control por retroalimentación es detectar los efectos adversos de las perturbaciones antes de que afecten la concentración de salida.

Para construir un esquema de control en cascada para el reactor tubular, las dinámicas de temperatura para las posiciones internas del reactor deben ser más rápidas que la dinámica de la composición de salida. La Figura 3.4 muestra la respuesta del reactor para una perturbación en escalón de +2.5% en la temperatura de la pared η_w . Se muestran dos temperaturas $\eta(z = 0.2)$ corresponde a una posición antes del hot spot, y $\eta(z = 0.6)$ corresponde a una posición después del hot spot (ver Figura 3.2). Como se esperaba, las dinámicas de la concentración de salida son más lentas que la dinámica de la temperatura interior. De forma similar a la composición del destilado, la dinámica de la concentración de salida se puede describir como un proceso de primer orden más retardo:

$$\frac{y(s)}{xw(s)} = G_{\xi_w y}(s) = \frac{K_{\xi_w y}}{\tau_{\xi_w y} s + 1} \exp(-\theta_{\xi_w y} s)$$

Con $\theta = 0.04$, $K_{\xi_w y} = 0.104$ y $\tau_{\xi_w y} = 0.12$. De la misma forma, la dinámica de la temperatura se puede aproximar como un proceso de primer orden:

$$\frac{\eta(s)}{\xi_w(s)} = G_{\xi_w \eta}(s) = \frac{K_{\xi_w \eta}}{\tau_{\xi_w \eta} s + 1}$$

Los parámetros de las funciones de transferencia para la posición antes del *hot-spot* ($\eta(z = 0.2)$) son $K_{\xi_w \eta} = 0.444$ y $\tau_{\xi_w \eta} = 0.023$, y para la posición después del hot spot ($\eta(z = 0.6)$) son $K_{\xi_w \eta} = 0.804$ y $\tau_{\xi_w \eta} = 0.072$.

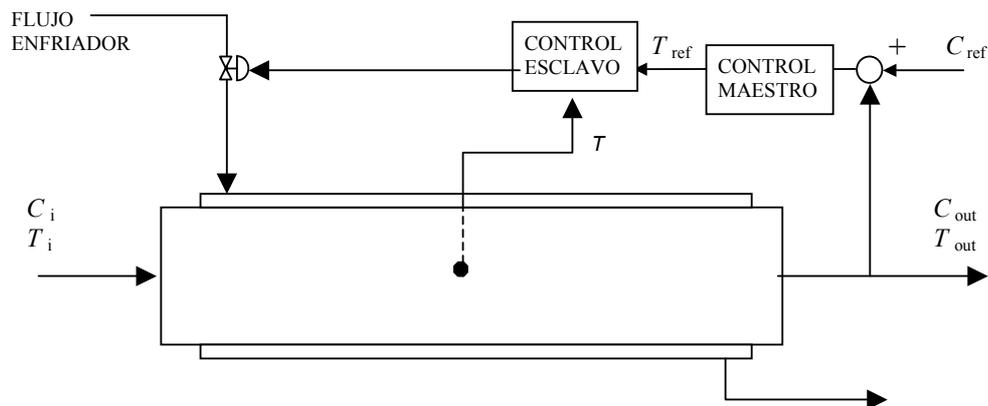


Figura 3.5. Diagrama de un esquema de control en cascada para el reactor tubular.

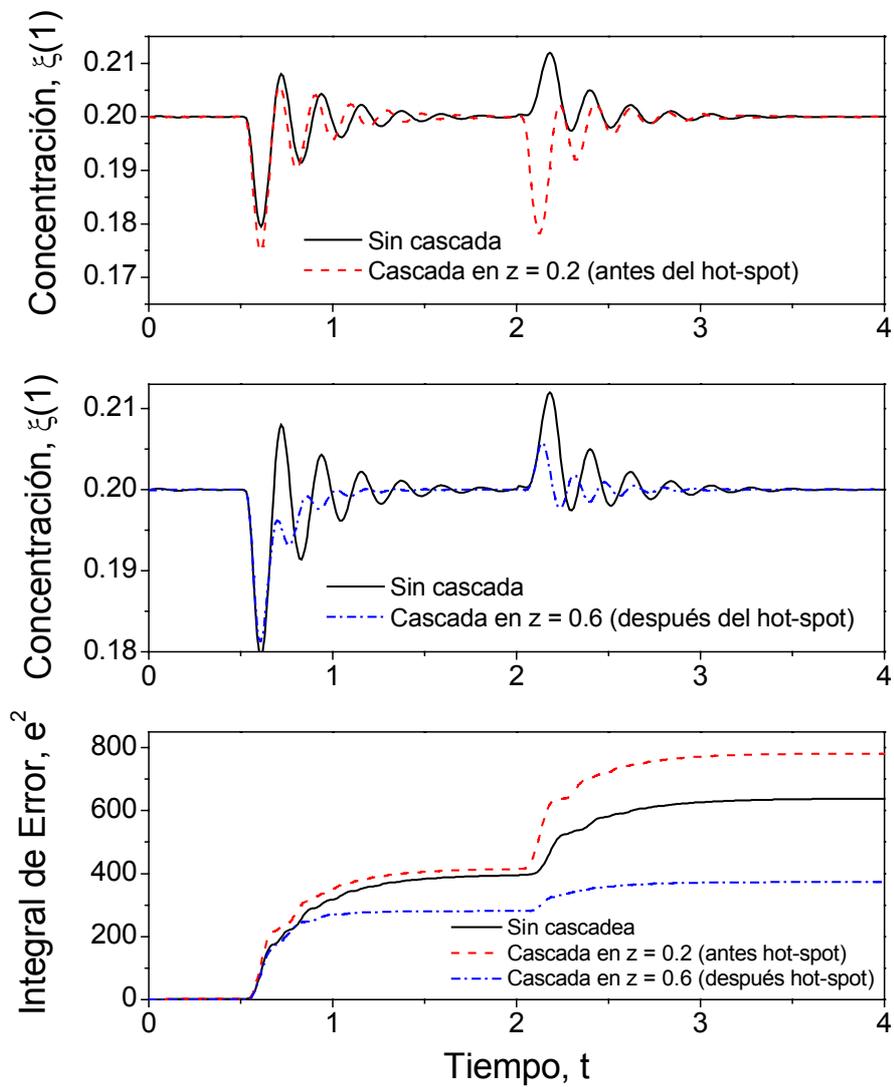


Figura 3.6. Desempeño del esquema de control en cascada para una perturbación de +20 % en la concentración de alimentación en el tiempo $t = 0.5$, y para una perturbación de +20 % en la temperatura de alimentación en el tiempo $t = 2$, y para un valor de referencia en la concentración de salida $y_{\text{ref}} = 0.2$.

Estas funciones de transferencia se pueden usar dentro de un esquema de control en cascada para regular la concentración de salida mientras se obtiene un buen desempeño para rechazar perturbaciones en la alimentación (ver Figura 3.5). En la Figura 3.6 (a) se compara el desempeño de los esquemas de control directo y en cascada bajo una perturbación de +20% en la concentración de alimentación a $t = 0.5$, y bajo una

perturbación de +20% en la temperatura de alimentación a $t = 2$, para una concentración de referencia en la salida $y_{ref} = 0.2$, para el caso donde la medición de temperatura está localizada antes del *hot spot* (i.e., $\eta(z = 0.2)$). La integral del error al cuadrado correspondiente se muestra en la Figura 3.6 (c). Se puede notar que el controlador directo supera al controlador en cascada, principalmente para perturbaciones en la temperatura de alimentación. Es interesante observar que bajo este controlador en cascada la composición muestra una dinámica de respuesta inversa para perturbaciones en la temperatura de alimentación, lo cual induce el pobre desempeño observado en la Figura 3.6 (c). Sin embargo, cuando la medición de temperatura se realiza después de la posición del *hot spot* el controlador en cascada tiene un mejor desempeño que su contraparte sin cascada (ver Figura 3.6 (b)).

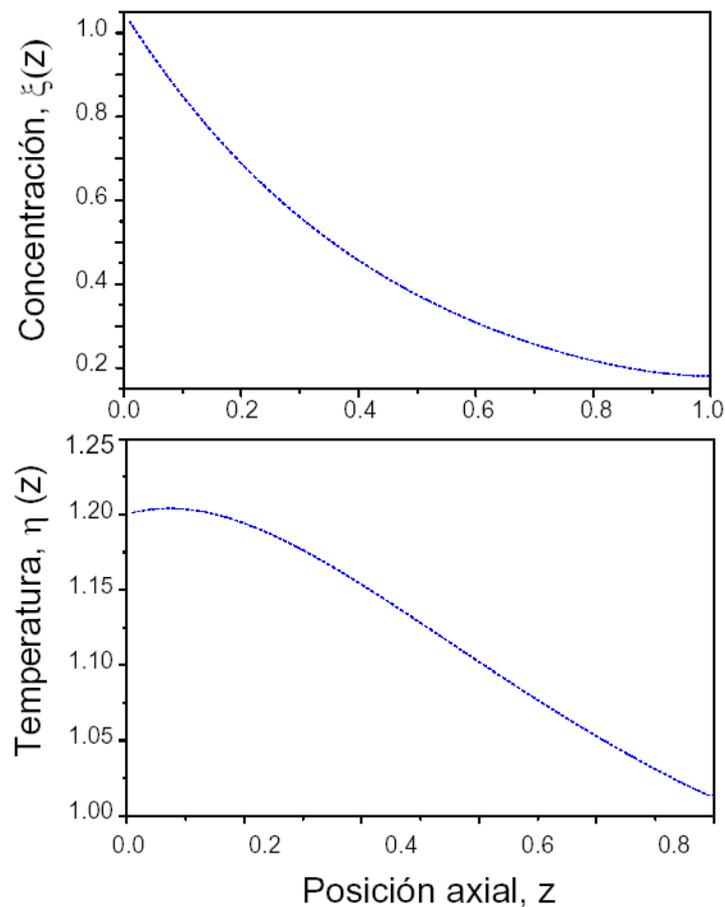


Figura 3.7. Perfiles de concentración y temperatura en estado estacionario para $L = 1$, $Pe_m = Pe_h = 5$, $\alpha = 35$, $\beta = 0.25$, $\gamma = 10$, $\delta = 1$, $Le = 1$, $c_i = 1.05$ y $T_i = 1.2$. Se puede notar que la posición del hot spot se ha desplazado más cerca de la entrada del reactor.

Al contrario que en el caso anterior, la dinámica de la composición controlada se comporta de manera similar a la dinámica generada por el controlador en cascada. Se encontraron resultados similares para otras posiciones de medición de temperatura, localizadas antes y después del hot spot. Estos resultados sugieren que la sección del reactor después del hot spot es la mejor sección para mediciones de temperatura dentro de un esquema de control en cascada composición/temperatura. Se encuentran más evidencias para el caso con parámetros $L = 1$, $Pe_m = Pe_h = 5$, $\alpha = 35$, $\beta = 0.25$, $\gamma = 10$, $\delta = 1$, $Le = 1$, $c_i = 1.05$ y $T_i = 1.2$. En este caso se ha aumentado la dispersión difusiva lo cual lleva a cambios más suaves en la temperatura respecto a la posición (ver Figura 3.7). Se nota que el perfil de temperatura es casi decreciente, solamente con un ligero hot spot, de tal forma que ambas posiciones, $z = 0.2$ y $z = 0.6$, se localizan después del *hot spot*.

Como en el caso anterior, la Figura 3.8 muestra que el mejor desempeño se encuentra cuando el sensor de temperatura se localiza después del hot spot. Una posible explicación a este comportamiento es que antes del *hot spot* la generación de calor por la reacción domina sobre los mecanismos de transferencia de calor en la pared, de tal forma que los cambios en la temperatura de la pared sólo tienen efectos pequeños sobre la dinámica del reactor. Para posiciones después del *hot spot*, la manipulación de la temperatura de la pared tiene una sensibilidad significativa sobre la dinámica de la concentración en la salida. De esta manera, las mediciones de temperatura después del *hot spot* contienen información sensible que permitiría amortiguar los efectos adversos de las condiciones de entrada.

También se ha explorado el uso de mediciones múltiples de temperatura. Inspirado por el control de estructura variable para reactores tubulares (Alvarez *et al.* 1981), se ha calculado una temperatura promedio ponderada, la cual es regulada por el lazo secundario de control. Por ejemplo, uno puede definir la temperatura promedio

$$\eta_{av}(\alpha) = \alpha\eta(0.2) + (1 - \alpha)\eta(0.6), \quad \alpha \in [0, 1]$$

lo cual corresponde a una combinación convexa de mediciones de temperatura en $z = 0.2$ y $z = 0.6$. La idea detrás del uso de la temperatura promedio $\eta_{av}(\alpha)$ para el control en cascada es tomar ventaja de la rápida detección de perturbaciones por $\eta(0.2)$, y de la cercanía de $\eta(0.6)$ para la regulación de concentración $\xi(1)$. De hecho, mientras que $\eta(0.2)$ puede

proporcionar una detección rápida de las perturbaciones en la alimentación, está lejos de la concentración controlada, y esto puede inducir una respuesta lenta para bajas frecuencias. Esta desventaja se puede disminuir si se usa una medición de temperatura más cercana a las condiciones de la salida, por decir $\eta(0.6)$.

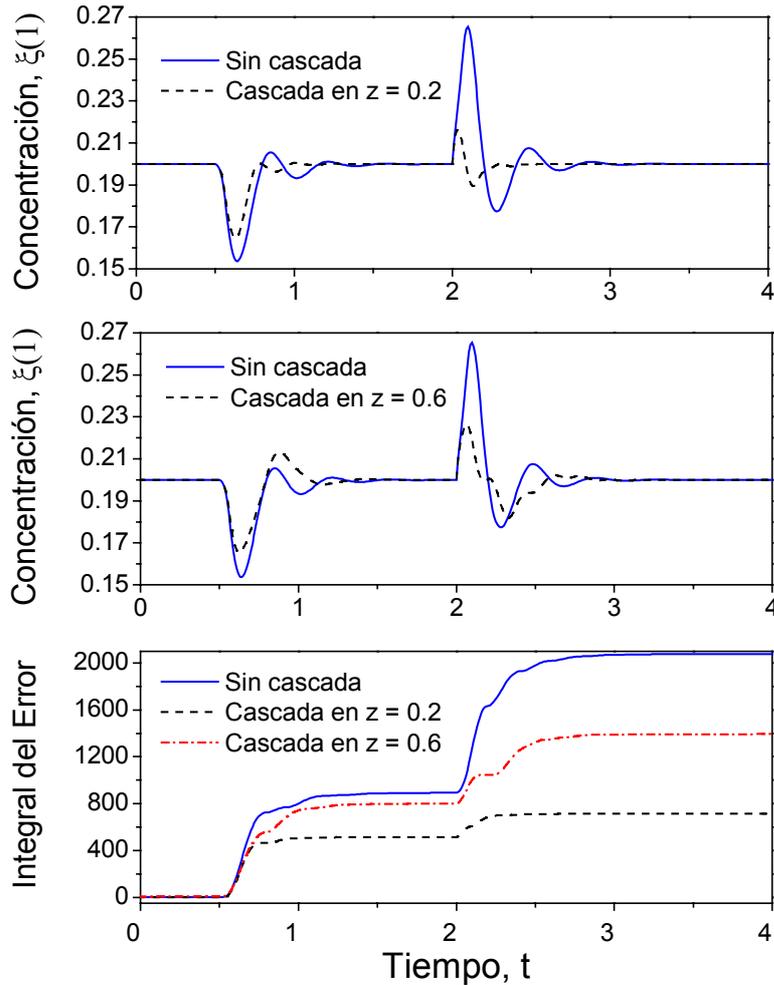


Figura 3.8. Desempeño del esquema de control en cascada para las condiciones mostradas en la Figura 3.7. Se puede notar que ambas mediciones de temperatura están localizadas en posiciones después del *hot spot*.

Es fácil ver que el compensador en cascada correspondiente para $\eta_{av}(\alpha)$ es una combinación convexa, con un peso α , de los compensadores en cascada para $\eta(0.2)$ y

$\eta(0.6)$. Así que el controlador en cascada para las mediciones de temperatura $\eta(0.2)$ y $\eta(0.6)$ se recupera cuando $\alpha = 1.0$ y $\alpha = 0.0$, respectivamente.

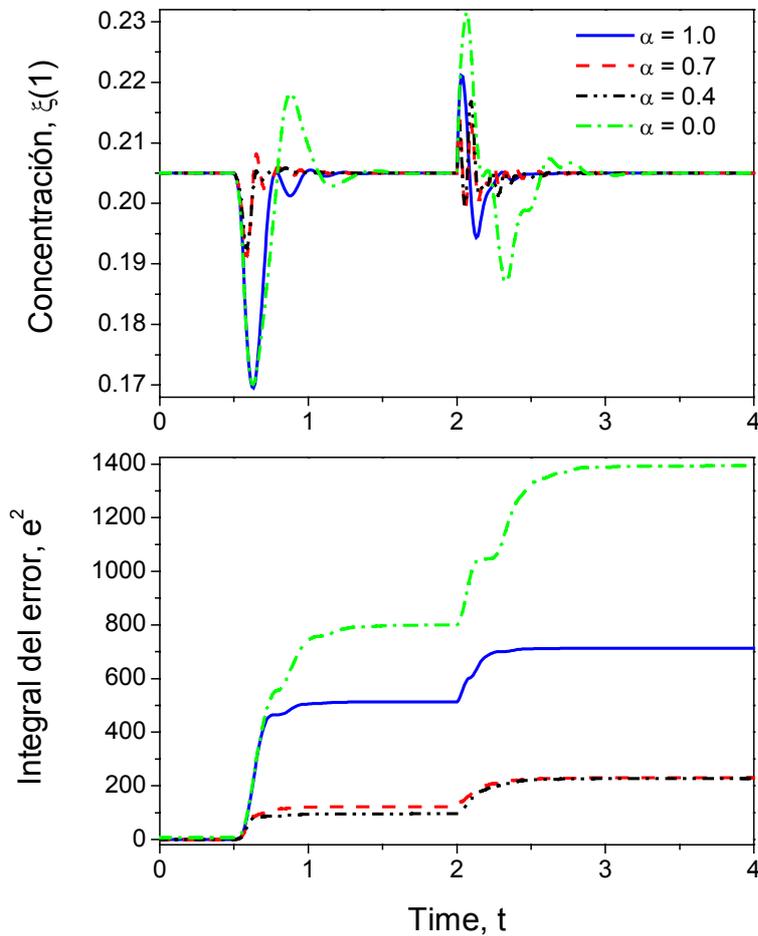


Figura 3.9. Comparación del desempeño del esquema de control en cascada que usa una temperatura promedio ponderada. Se puede notar que este esquema de control en cascada supera los esquemas de control en cascada con una sola medición de temperatura.

En la Figura 3.9 se muestran los resultados de las simulaciones para cuatro valores del parámetro α . Como se mostró previamente (Figura 3.8), el controlador en cascada que usa $\eta(0.2)$ tiene un mejor desempeño que el control en cascada que usa $\eta(0.6)$. Sin embargo, el controlador en cascada con la temperatura promedio $\eta_{av}(\alpha)$, supera a los controladores con una sola medición de temperatura. Tal mejora en el desempeño es inducida por la acción combinada de las mediciones de temperatura en diferentes

posiciones del reactor, lo cual proporciona una rápida detección de las perturbaciones en la alimentación con una rápida acción de control. De hecho, el esquema de temperatura múltiple actúa como un detector del desplazamiento de la onda de perturbación a lo largo del reactor tubular.

Comentarios adicionales

Los resultados presentados en este capítulo se refieren a simulaciones realizadas con el esquema de control en cascada para posiciones de la temperatura del reactor en $z = 0.2$ y $z = 0.6$. No se abordó el problema de localización óptima de las mediciones de temperatura. Para seleccionar la posición de las mediciones utilizadas en los lazos de control se tomaron en cuenta aspectos dinámicos observados en las respuestas tanto a lazo abierto como a lazo cerrado.

En el caso de las respuestas a lazo abierto se observó que las posiciones cercanas a la entrada del reactor muestran una respuesta más rápida para cambios escalón en la composición de alimentación. En el caso de las simulaciones a lazo cerrado se observó una mayor sensibilidad de la temperatura del reactor después del hot spot para cambios en la temperatura de la camisa del reactor (usada como variable de control), lo cual resultó en un mejor desempeño de un esquema convencional de control en cascada. Aún cuando las posiciones seleccionadas no se pueden considerar óptimas, los resultados muestran que con la combinación de estas mediciones fue posible mejorar el desempeño del control en cascada convencional.

Conclusiones

Haciendo una analogía heurística con el control de columnas de destilación, en este capítulo hemos propuesto el uso de un esquema de control en cascada para mejorar el desempeño de control para un reactor tubular. Se utilizó un modelo de reactor tubular que se encuentra comúnmente en la literatura (Froment y Bischoff, 1990) con el propósito de descartar posibles complicaciones en la implementación del esquema propuesto de control

que sean derivas del uso de configuraciones ó modelos más complejos de reactor tubular. El esquema contiene un lazo primario que regula la concentración de salida por medio de manipulaciones de un *set-point* de temperatura. Un lazo secundario hace el trabajo de seguimiento del *set point* para una temperatura en una posición dada en el interior del reactor. Por medio de simulaciones numéricas se ha mostrado que la mejor región para implementar el lazo secundario (control de temperatura) es después del *hot spot*. De hecho, la retroalimentación de las mediciones de temperatura antes del *hot spot* induce una respuesta inversa de la concentración de salida bajo la acción de perturbaciones en la temperatura de alimentación. Aunque no abordamos el problema de escoger la localización óptima del sensor de temperatura, nuestros resultados muestran que las mediciones de temperatura en puntos medios entre el *hot spot* y la salida del reactor resultan en un desempeño similar del control, el cual es evaluado como un índice de la integral del error al cuadrado.

El empleo de una temperatura promedio para el lazo de control permite obtener mejores resultados en comparación con el esquema de una sola temperatura, esto es porque la combinación convexa de dos mediciones de temperatura reúne las ventajas de rapidez en la detección de perturbaciones (cerca del *hot spot*) y una mayor sensibilidad entre la entrada de control (η_w) con la variable de salida ($\xi(1)$) (después del *hot spot*). Es razonable suponer que sería factible obtener resultados similares en los modelos reactores tubulares con características dinámicas similares al modelo utilizado.

Reconocimiento

Parte del material presentado en este capítulo se utilizó para la elaboración del siguiente artículo:

Urrea, Rafael, Alvarez, Jesus and Alvarez-Ramirez, Jose (2008) 'LINEAR PI TEMPERATURE-CONCENTRATION CASCADE CONTROL FOR TUBULAR REACTORS', Chemical Engineering Communications, 195:7, 803

Capítulo 4. Control lineal PI basado en observador para procesos con retardo.

Resumen

En este capítulo se considera el problema de regulación y compensación para sistemas lineales con retardo. La idea principal es hacer una aproximación finita dimensional del término de retardo por medio de una función de Pade clásica. Se usa un observador lineal para estimar la salida libre de retardo y se aplica dentro de un esquema de compensación por retroalimentación diseñado a partir de una realización en el espacio de estados del proceso aproximado. La estrategia de control resultante tiene la estructura de un esquema de predicción de Smith basado en observador. Los resultados numéricos de varios ejemplos muestran que es posible obtener un sistema de control con desempeño mejorado para las tareas de seguimiento de setpoint y compensación de perturbaciones manteniendo estructuras lineales simples y de orden bajo para el controlador basado en observador.

Introducción

Los sistemas con retardo constituyen una forma conveniente de representar el comportamiento dinámico de diferentes tipos de procesos químicos, principalmente con fines de diseño de controladores con estructura PI/PID (Proporcional-Integral-Derivativa). El tiempo muerto o retardo permite cuantificar el tiempo que transcurre desde la entrada de una perturbación al sistema hasta que se puede detectar su efecto en la salida del mismo, puede ser originado por la dinámica del propio sistema (fenómenos de transporte, cinéticos, etc.) ó por la dinámica de los elementos del lazo de control (actuadores, sensores, análisis,

etc.). Los tiempos de retardo aparecen comúnmente en problemas de control de procesos debido a los retrasos distancia-velocidad, lazos de reciclo, y lazos de análisis de composición ó en la aproximación de sistemas de orden mayor mediante sistemas de orden más bajo (de primer o segundo orden) con un tiempo de retardo que se emplean para facilitar el análisis dinámico y diseño de lazos de control. En el caso de procesos estables cuando el tiempo de retardo es pequeño, normalmente es suficiente un controlador PID para producir un desempeño aceptable. Para tiempos de retardo grandes, el predictor Smith (Smith, 1957) proporciona un estimado a lazo abierto de la salida libre de retardo, resultando en un esquema efectivo de compensación. Watanabe e Ito (1981) propusieron estructuras basadas en el predictor Smith para el rechazo de perturbaciones de carga.

El desempeño de los controladores PID, se puede ver muy afectado por el procedimiento de sintonizado utilizado, por ejemplo, un controlador PID sintonizado por la reglas de Ziegler-Nichols puede presentar una respuesta oscilatoria (Tyreus y Luyben, 1992). Para reducir el comportamiento oscilatorio, Chien y Fruehauf (1990) desarrollaron un método de control de modelo interno para seleccionar las constantes de sintonizado para el controlador PID, pero Tyreus y Luyben (1992) mostraron que las reglas de control de modelo interno pueden resultar en respuestas lentas. La principal desventaja de estos esquemas de control es que pueden existir pequeños errores en el estado estacionario cuando existe incertidumbre en los valores del tiempo de retardo de los procesos.

del-Muro y col. (2007) propusieron un esquema de estabilización para procesos inestables con tiempo de retardo. La metodología se basa en descomponer el tiempo de retardo en muchos retardos pequeños y de igual tamaño, los cuales son subsecuentemente aproximados por medio de una función de transferencia de Pade convencional. En un segundo paso, efectuaron una realización en el dominio del tiempo del proceso libre de retardo y de la partición del retardo, para lo cual construyen un observador tipo Luenberger. De esta manera, la salida estimada del proceso libre de retardo es retroalimentada para estabilizar el proceso real por medio de un controlador conveniente. En consecuencia, el compensador de retroalimentación resultante tiene la estructura de un predictor Smith debido a que proporciona, por medio de un observador en lazo cerrado, un estimado de la salida libre de retardo. De esta forma, concluyeron que la mejora en el desempeño para

procesos estables ó inestables con tiempo de retardo pueden requerir el uso de controladores de orden alto para compensar tiempos de retardo largos.

Considerando los sistemas con tiempo de retardo como sistemas de parámetros distribuidos (ver Apéndice C) y siguiendo con los objetivos de este trabajo de tesis, en este capítulo nos enfocamos al desarrollo de sistemas de control lineal de orden bajo (PI) para sistemas estables con tiempo de retardo basándonos en el empleo de un observador de estado para obtener la estimación de la respuesta del sistema libre del retardo. Nos hemos enfocado a sistemas estables considerando que la estabilidad es una condición regular para las condiciones de operación de muchos procesos químicos, de manera que el diseños de esquemas de control con propósitos de estabilización para sistemas inestables queda fuera de los alcances de este trabajo, de tal manera nos restringiremos al empleo de herramientas de control lineal con el propósito de mejorar el desempeño del lazo de retroalimentación con respecto a sistemas de control convencionales.

Como parte del procedimiento se emplea una función de Pade de primer orden para aproximar el termino de retardo con lo cual obtenemos un modelo de dimensión finita, resultando en un esquema lineal de control de orden bajo (PI) basado en observador que mantiene una estructura lineal simple y permite mejorar el desempeño respecto a esquemas convencionales. Para evaluar el desempeño del esquema propuesto analizamos algunos ejemplos encontrados en la literatura de procesos químicos presentados en forma de función de transferencia. Además evaluamos la aplicación de este esquema al reactor tubular estudiado en el capítulos 3. La mejora en el desempeño obtenida en comparación con un esquema de retroalimentación tradicional se mantiene aún cuando la estimación de la salida esta basada en una medición muestreada de la salida.

Preliminares

Vamos a trabajar con sistemas lineales de una solo entrada y una solo salida, SISO (por sus siglas en inglés, Single Input - Single Output), con entrada retrasada $g(s) = h(s)\exp(-\theta s)$. Esto es,

$$g(s): U(s) \rightarrow Y(s) \tag{4.1}$$

Aquí θ es el tiempo de retardo, $Y(s)$ es la salida del proceso y $U(s)$ es la entrada de control. Debido a que el proceso $g(s)$ está compuesto de una función de transferencia libre de retardo $h(s)$ más un operador de tiempo de retardo $\exp(-\theta s)$, el proceso se puede representar como un sistema en cascada de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} h(s): U(s) &\rightarrow Y_{\text{dif}}(s) \\ \exp(-\theta s): Y_{\text{dif}}(s) &\rightarrow Y(s) \end{aligned} \quad (4.2)$$

donde $Y_{\text{dif}}(s)$ es la salida libre de retardo. Se considera que la función de transferencia libre de retardo es:

$$h(s) = \frac{N_h(s)}{D_h(s)},$$

donde el grado de $N_h(s)$ es m_h , y el grado de $D_h(s)$ es n_h , con $n_h \geq m_h$, y $N_h(s)$ y $D_h(s)$ son polinomios coprimos. Dado que la función de transferencia de lazo cerrado se vuelve

$$h_c(s) = \frac{c(s)h(s)}{1 + c(s)h(s)} \quad (4.3)$$

el polinomio $N_h(s)N_c(s) + D_h(s)D_c(s)$ es Hurwitz. Se puede calcular un controlador $c(s)$, para el proceso libre de retardo $h(s)$, con técnicas de diseño de control estándar, y métodos de control robusto. Se pueden usar técnicas de control óptimo robusto, tales como las reportadas por Morari y Zafiriou (1989), para calcular un controlador $c(s)$ para la familia de procesos $h(s)$.

La implementación práctica del controlador $c(s)$ debe enfrentar el problema de la falta de mediciones de la salida libre de retardo. De hecho, el controlador $c(s)$ debe usar la señal de salida real $Y(s)$ en lugar de la señal de salida libre de retardo $Y_{\text{dif}}(s)$. Así, la función de transferencia real a lazo cerrado es

$$g_c(s) = \frac{c(s)h(s)\exp(-\theta s)}{1 + c(s)h(s)\exp(-\theta s)} \quad (4.4)$$

El análisis de la ecuación característica $1 + c(s)h(s)\exp(-\theta s)$ es bastante complejo debido a que involucra la determinación de un número infinito de raíces características. Una alternativa es remover el operador de retardo de la ecuación característica mediante el uso adecuado de una estrategia de control. Esto se hace usando una estrategia similar a los esquemas de predicción de Smith. Si la señal libre de retardo, $Y_{\text{dif}}(s)$, está disponible para

retroalimentación, se podría remover el operador de retardo $\exp(-\theta s)$ del denominador de la ecuación 4.4, y la función de transferencia correspondiente a lazo cerrado podría ser

$$g_{df,c}(s) = h_c(s) \exp(-\theta s) = \frac{c(s)h(s)\exp(-\theta s)}{1 + c(s)h(s)} \quad (4.5)$$

debido a que el polinomio $N_h(s)N_c(s) + D_h(s)D_c(s)$ se hizo Hurwitz por el controlador $c(s)$: la función de transferencia a lazo cerrado $g_{df,c}(s)$ también es estable. Sin embargo, debido a que

$$Y_{df}(s) = \exp(\theta s)Y(s),$$

la señal $Y_{df}(s)$ es una versión no causal de la salida $Y(s)$. En el dominio del tiempo

$$y_{df}(t) = y(t + \theta),$$

lo cual implica que la señal $Y_{df}(s)$ nunca está disponible para retroalimentación. Una solución para este problema es calcular un estimado, $Y_{df}^e(s)$, de la señal libre de retardo $Y_{df}(s)$ y usarlo para retroalimentación por el controlador $c(s)$. De esta manera, $Y_{df}^e(s)$ debe ser un estimado de la salida del proceso para el tiempo $t + \theta$. Se espera que en el caso que $y_{df}^e(t) \rightarrow y_{df}(t)$, el controlador retroalimentado $c(s)$ con $Y_{df}^e(s)$ como entrada debe ser capaz de regular la salida $y(t)$ con un mejor desempeño (Ej. menor tiempo de asentamiento, sobredisparo) bajo la presencia de perturbaciones. En otras palabras, de acuerdo con la ecuación 4.5, el uso de un estimado exacto $Y_{df}^e(s)$ permitiría una reducción significativa de los efectos adversos del retardo sobre el proceso controlado.

Si la función de transferencia $g(s) = h(s)\exp(-\theta s)$ es mínima y causal, entonces se puede suponer que el proceso retrasado descrito en forma de cascada como en la ecuación 4.2 es observable, lo cual es una condición importante para obtener el estimado $Y_{df}^e(s)$. Así, la dinámica de la señal libre de retardo $Y_{df}(s)$ se puede reconstruir a partir de mediciones de la señal de salida $Y(s)$. En principio, se puede obtener una realización mínima en el dominio del tiempo del proceso retrasado, $g(s) = h(s)\exp(-\theta s)$, para lo cual se necesita construir un observador asintótico. Específicamente, sea

$$\dot{x}_1 = A_1x_1 + B_1u$$

$$y_{df} = C_1x_1 + D_1u$$

una realización en el espacio de estados del proceso libre de retardo $h(s): U(s) \rightarrow Y_{df}(s)$ ($g(s) = C_1(sI - A_1)^{-1}B_1 + D_1$), donde x_1 es un vector de dimensiones convenientes. Por otra parte, sea

$$\dot{w} = A_\infty w + B_\infty y_{df}$$

$$y = C_\infty w + D_\infty y_{df}$$

una realización en el espacio de estados del operador de retardo $\exp(-\theta s) = c_\infty (sI - A_\infty)^{-1} B_\infty + D_\infty$. Se puede notar que las matrices A_∞ , B_∞ , C_∞ y D_∞ son infinito dimensional. Dada la naturaleza infinita dimensional del operador de retardo $\exp(-\theta s)$, el vector w debe ser infinito dimensional (Curtain y Pritchard, 1978). Debido a que el sistema anterior es observable, se puede construir un observador para estimar asintóticamente la dinámica de la señal $y_{df}(t)$. De esta manera,

$$\dot{x}_1^e = A_1 x_1^e + B_1 u + G_1 (y - y^e)$$

$$\dot{w}^e = A_\infty w^e + B_\infty (C_1 x_1^e + D_1 u) + G_\infty (y - y^e)$$

donde x_1^e es un estimado de x_1 , y así sucesivamente, y las matrices G_1 y G_∞ son matrices de ganancia del observador. Las dinámicas estimadas de la salida libre de retardo se recuperan como $y_{df}^e = C_1 x_1^e + D_1 u$, y la entrada de control es calculada como $U(s) = c(s) Y_{df}^e(s)$. A partir de esto es posible simplificar un problema de control de retroalimentación de salida en un problema de control de retroalimentación de estados y un problema de diseño de observador de estados.

Desafortunadamente, dada la naturaleza infinita dimensional del operador de retardo, $\exp(-\theta s)$, el controlador compuesto por el compensador $U(s) = c(s) Y_{df}^e(s)$ y el esquema de predicción basado en observador es infinito dimensional, lo cual no es realizable en situaciones prácticas. Una alternativa para superar este problema es usar observadores finito dimensionales para estimar la señal libre de retardo $Y_{df}(s)$. Para este propósito se puede considerar una aproximación finita dimensional del operador de retardo $\exp(-\theta s)$.

En el procedimiento de diseño del controlador empezamos a partir de un controlador calculado para el proceso libre de retardo, y después, sólo enfrentamos el problema de diseñar un esquema de estimación finita dimensional para la salida libre de

retardo $Y_{df}(s)$, de esta manera, se evita el problema de diseñar un controlador para el proceso retrasado.

Planteamiento del método

El diagrama de bloques para un sistema típico a lazo cerrado se muestra en la Figura 4.1 para una planta de primer orden con retardo, con un controlador PI donde se utiliza la siguiente notación:

$C(s)$ representa el controlador, en este caso, el controlador PI,

K_p es la ganancia de la planta

τ_p es la constante de tiempo de la planta

θ es el tiempo de retardo

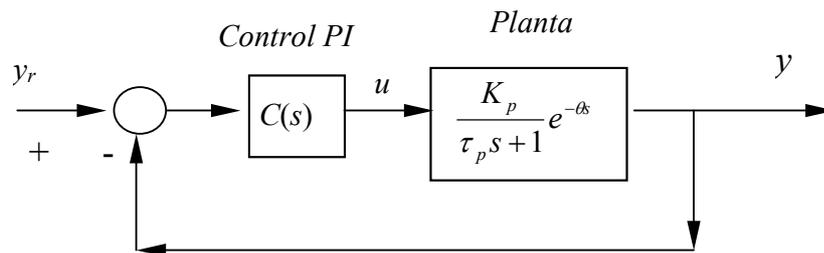


Figura 4.1. Diagrama de bloques del sistema a lazo cerrado para una planta de primer orden con retardo.

En el diagrama de la Figura 4.1, se puede notar que el sistema de retroalimentación está basado en la medición de la salida del sistema, y , puesto que esta salida incluye el efecto del operador de retardo $e^{-\theta s}$, el desempeño del lazo del control es afectado por el tiempo de retardo, debido a que el controlador actúa θ unidades de tiempo después de que la salida, y , se ha desviado del valor de referencia, y_r . Cuando la magnitud del retardo es considerable (i.e. $\theta / \tau_p > 1.0$) la capacidad de regulación del lazo de retroalimentación puede ser muy limitada y resultar en un desempeño muy pobre (tiempo de asentamiento considerable, sobredisparo, oscilación excesiva, etc.).

Como una manera de enfrentar esta deficiencia, se utiliza el esquema de retroalimentación basado en observador descrito en la sección anterior con el propósito de implementar un lazo de retroalimentación basado en la salida de la planta libre de retardo. Este esquema se muestra en la Figura 4.2.

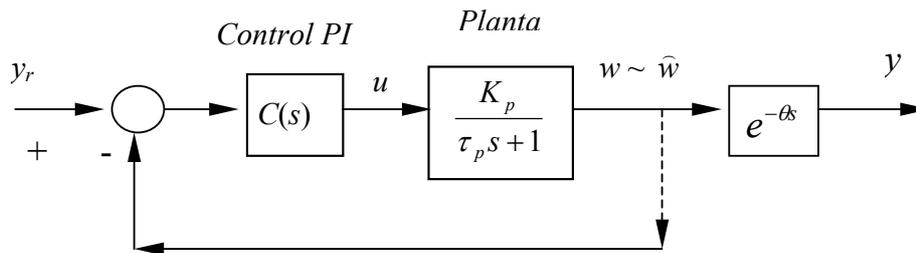


Figura 4.2. Diagrama de bloques del sistema de retroalimentación para un sistema de primer orden libre de retardo. Se puede observar el operador de retardo en un bloque separado de la función de transferencia de la planta. Se desea estimar el valor de la señal w para utilizarlo como señal de retroalimentación en el lazo de control.

Para la implementación del esquema propuesto se sigue el siguiente método.

1. Diseñar un controlador PI para el proceso libre de retardo.
2. Aproximar el operador de retardo mediante una función de Pade de primer orden
3. Obtener la realización en el espacio de estados del proceso aproximado.
4. Construir un observador para obtener un estimado de la salida del proceso sin retardo.
5. Implementar el controlador PI con el estimado de la salida libre de retardo como la entrada de control

Aproximación de Pade para $\exp(-\theta s)$

Como se comentó en la sección anterior, el operador de retardo $\exp(-\theta s)$ es infinito dimensional. Para derivar un esquema de predicción finito-dimensional para el proceso descrito en la ecuación 4.1, derivaremos una aproximación causal de orden p para $\exp(-\theta s)$. La reducción finita dimensional más conocida para el operador de retardo es la aproximación de Pade de primer orden

$$\exp(-\theta s) \approx \frac{1 - \frac{\theta}{2}s}{1 + \frac{\theta}{2}s} \quad (4.6)$$

Para reducir posibles incertidumbres de fase y evitar problemas de inestabilidad, se han considerado aproximaciones de orden mayor (del-Muro y col., 2007). Para hacer esto, se descompone el retardo en $p > 1$ retardos no sobrepuestos como sigue:

$$\exp(-\theta s) = [\exp(-2\alpha_p s)]^p \quad (4.7)$$

donde $\alpha_p = \theta / 2p$. Debido a que $\alpha < \theta$, una aproximación de Pade para $\exp(-\alpha_p s)$ debe mostrar menores desviaciones de fase que $\exp(-\theta s)$. De ésta forma, se introduce la aproximación de Pade para $\exp(-\alpha s)$ en la ecuación 4.7 para obtener la siguiente expresión:

$$\exp(-\theta s) \approx \left(\frac{1 - \alpha_p s}{1 + \alpha_p s} \right)^p \quad (4.8)$$

Se tiene que ésta aproximación converge uniformemente al operador de retardo real infinito dimensional. Esto es,

$$\lim_{p \rightarrow \infty} \left(\frac{1 - \alpha_p s}{1 + \alpha_p s} \right)^p = \exp(-\theta s) \quad (4.9)$$

de esta manera, si se usa una aproximación de Pade de primer orden para el operador de retardo, la función de transferencia para la salida es

$$y(s) \approx \frac{-\alpha s + 1}{\alpha s + 1} w \quad (4.10)$$

con $\alpha = \theta/2$

Esquema de predicción finita dimensional

Con base en la aproximación anterior, se propone un esquema de predicción basado en observador que usa la estimación de la dinámica de $y_{df}(t)$. Para este fin, empezamos a partir de una representación mínima en el espacio de estados del proceso libre de retardo $h(s)$

$$\begin{aligned} \dot{x}_1 &= A_1 x_1 + B_1 u \\ y_{df} &= C_1 x_1 + D_1 u \end{aligned} \quad (4.11)$$

donde $x_1 \in \mathbb{R}^{n_h}$ es un vector de estados, y A_1 , B_1 , C_1 , y D_1 son matrices de dimensiones convenientes. Cada factor $(1 - \alpha_p s)/(1 + \alpha_p s)$ introduce un estado adicional en la representación del dominio del tiempo del proceso. Se puede mostrar (del-Muro y col., 2007) que el término $[(1 - \alpha_p s)/(1 + \alpha_p s)]^p$ se puede describir como sigue:

$$\begin{aligned}\dot{x}_2 &= A_2 x_2 + B_2 y_{df} \\ y &= C_2 x_2 + D_2 y_{df}\end{aligned}\quad (4.12)$$

donde $x_2 \in \mathbb{R}^p$. De ésta forma, el observador asintótico está dado por

$$\begin{aligned}\dot{x}_1^e &= A_1 x_1^e + B_1 u + G_1 (y - y^e) \\ \dot{x}_2^e &= A_2 x_2^e + B_2 (C_1 x_1^e + D_1 u) + G_2 (y - y^e)\end{aligned}\quad (4.13)$$

donde y es la salida medida y

$$y^e = C_2 x_2^e + D_2 (C_1 x_1^e + D_1 u)$$

es la salida estimada. Las matrices G_1 y G_2 son las matrices de ganancia del observador y se escogen para alcanzar la estabilidad de la matriz

$$\begin{pmatrix} A_1 - G_1 D_2 C_1 & -G_1 C_2 \\ B_2 C_1 - G_2 D_2 C_1 & A_2 - G_2 C_2 \end{pmatrix}\quad (4.14)$$

La observabilidad del sistema descrito por las ecuaciones 4.11 y 4.12 garantiza la existencia de tales matrices de ganancia G_1 y G_2 . Como en el caso infinito dimensional, la predicción de la salida libre de retardo está dada por

$$y_{df}^e(t) = C_1 x_1^e(t) + D_1 u(t)\quad (4.15)$$

y la entrada de control está calculada como $U(s) = c(s)Y_{df}^e(s)$.

Resumiendo, el diseño de un controlador para el proceso retrasado (4.1) se puede hacer siguiendo los siguientes pasos:

- (i) Diseñar un controlador $c(s)$ para el proceso libre de retardo $h(s)$
- (ii) Sustituir el operador de retardo por una aproximación de Pade de primer orden.
- (iii) Hacer una realización mínima (observable y controlable) en el espacio de estados del proceso aproximado (ver ecuaciones 4.11 y 4.12).
- (iv) Construir un observador asintótico para obtener un estimado de la salida libre de retardo, es decir, $\bar{y}_{df}(t)$. Como es usual en los diseños de control basados en

observador, se escogen las ganancias G_1 y G_2 de tal forma que el observador es ~ 10 veces más rápido que el proceso nominal libre de retardo a lazo cerrado.

- (v) Se implementa el controlador $c(s)$ con el estimado, $\bar{y}_{df}(t)$, como la entrada de control.

Función de transferencia para la salida sin retardo

Para ilustrar la aplicación del esquema propuesto de manera detallada tomamos como caso de estudio una función de transferencia correspondiente a un modelo de integrador con retardo. De acuerdo con Chien y Fruehauf (1990) la función de integrador con retardo se puede utilizar para modelar una gran variedad de procesos químicos con el propósito de diseñar controladores tipo PID, de tal manera que este proceso se sigue estudiando como referente para evaluar procedimientos para el diseño de este tipo de controladores (Chidambaram, 2003; Panda, 2006)

La función de transferencia del integrador con retardo esta dada por la siguiente expresión

$$y(s) = K_p \frac{e^{-\theta s}}{\tau_p s} u(s)$$

donde se consideran valores unitarios para la ganancia de la planta, la constante de tiempo y el tiempo de retardo. Si se realiza la separación de los bloques de la planta y del operador de retardo como en la Figura 4.2, se puede representar la planta como una función de transferencia libre de retardo

$$w(s) = \frac{K_p}{\tau_p s} u(s) \tag{4.16}$$

Si se sustituye el operador de retardo por la función de Pade de primer orden, como en la ecuación (4.10), y se aplica la transformación $r = y + w$, se obtiene el siguiente modelo en el espacio de estados a partir de las ecuaciones (4.10) y (4.16):

$$\begin{aligned} \dot{r} &= \frac{1}{\alpha} (2w - r) \\ \dot{w} &= \frac{1}{\tau_p} K_p u \end{aligned} \tag{4.17}$$

De manera que resulta un sistema lineal de la forma

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

con

$$\dot{x} = \begin{bmatrix} \dot{r} \\ \dot{w} \end{bmatrix} \quad A = \begin{bmatrix} -1/\alpha & 2/\alpha \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \quad B = \begin{bmatrix} 0 \\ K_p/\tau_p \end{bmatrix} \quad C = [1 \quad -1]$$

que resulta ser controlable.

Diseño del observador

Debido a que no se puede medir la salida la planta libre de retardo, para estimar el valor de la señal w se propone el siguiente el observador

$$\begin{aligned}\dot{\hat{r}} &= \frac{1}{\alpha}(2\hat{w} - \hat{r}) + K_1(y - \hat{r} + \hat{w}) \\ \dot{\hat{w}} &= \frac{1}{\tau_p}K_p u + K_2(y - \hat{r} + \hat{w})\end{aligned} \tag{4.18}$$

donde K_1 y K_2 son las ganancias del observador.

La dinámica del error de estimación esta dada por la diferencia entre los sistemas de las ecuaciones (4.17) y (4.18):

$$\dot{x} - \dot{\hat{x}} = [A - K_e C](x - \hat{x}) = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\alpha} - K_1 & \frac{2}{\alpha} + K_1 \\ -K_2 & K_2 \end{bmatrix} (x - \hat{x}) \tag{4.19}$$

mediante un procedimiento de colocación de polos se obtiene la matriz $K = [169.8, -29.2]^T$ con la cual se asegura que la trayectoria del sistema converge al origen con rapidez adecuada.

Resultados de la simulación

En esta sección se presentan los resultados obtenidos mediante simulación numérica para el modelo de integrador con retardo presentado anteriormente y para diferentes tipos de plantas que se representan típicamente en casos de estudio para el diseño de controladores, adicionalmente se muestran los resultados obtenidos con el proceso del reactor tubular estudiado en el capítulo 3. En estos ejemplos se aplica el esquema de estimación propuesto para implementar el lazo de retroalimentación basado en observador. El desempeño del controlador se evalúa para cambios de setpoint y para rechazo a perturbaciones.

El sintonizado de los parámetros del controlador PI se realiza por medio de las reglas de sintonizado IMC (por sus siglas en inglés, Internal Model Control) (Morari y Zafiriou, 1986), y se realizan comparaciones del sistema llevado por un control PI sin observador.

Integrador con retardo

En la Figura 4.3 se presentan los resultados de la respuesta del sistema, y , y la salida del controlador, u , para un cambio de setpoint seguido de una perturbación de +50% en la entrada al sistema para la planta del integrador con retardo. Para descartar el efecto del procedimiento de sintonizado sobre el desempeño del controlador, en este caso se evalúan tres métodos de sintonizado diferentes para propósitos de comparación. El método de Chidambaram y Padma (2003) se basa en hacer coincidir los coeficientes de las potencias de s en el numerador y denominador de la función de transferencia a lazo cerrado e incluyen un parámetro adicional para reducir sobredisparo en la respuesta. Por otra parte Panda y col. (2006) combinan las estructuras de un predictor Smith (Smith predictor, SP) y de controlador tipo PID introduciendo un parámetro adicional para conmutar entre los modos SP y PID.

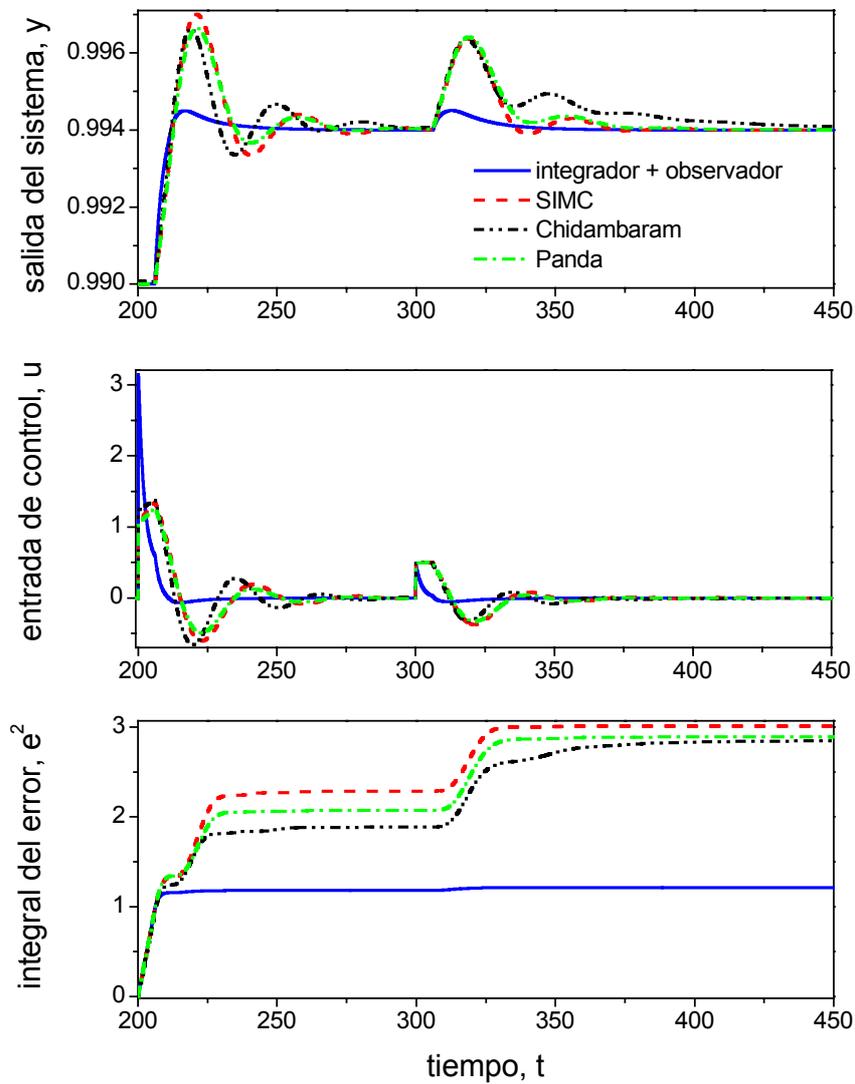


Figura 4.3. Evaluación del esquema de control PI con observador para un cambio de setpoint seguido de una perturbación. Se compara con la respuesta del lazo obtenida mediante un control PI simple con tres procedimientos de sintonizado.

Skogestad presenta unas reglas analíticas simples para el sintonizado de controladores tipo PID partiendo de las reglas de sintonizado IMC (Internal Model Control), de ahí la designación SIMC (Skogestad IMC). En general estos métodos son fáciles de aplicar pues se reducen a la aplicación de expresiones simples que son función de los parámetros del modelo de primer orden con retardo (ver Apéndice D).

Se puede notar que el desempeño de controlador con observador, evaluado mediante la integral del error al cuadrado, resulta considerablemente mejor comparado con el control PI simple, independientemente del método de sintonización usado.

Proceso de séptimo orden

En este caso se toma como caso de estudio una función de transferencia de séptimo orden tomada del trabajo de Skogestad (2003), esta función permite evaluar la aplicación del esquema para una planta con una dinámica más compleja que la función estudiada inicialmente. La función de transferencia de la planta es la siguiente:

$$y(s) = \frac{(-0.3s + 1)(0.008s + 1)}{(2s + 1)(s + 1)(0.4s + 1)(0.2s + 1)(0.05s + 1)^3} u(s)$$

Para diseñar el controlador se hace una reducción del modelo original de séptimo orden a un sistema de primer orden con retardo (Skogestad 2003). Siguiendo el procedimiento descrito en el Apéndice D se obtienen los parámetros $K_p = 1$, $\theta = 1.47$ y $\tau_p = 2.5$ para el modelo de primer orden con retardo. Siguiendo el procedimiento de diseño del controlador se obtiene la dinámica del error de estimación

$$\dot{x} - \dot{\hat{x}} = [A - K_e C](x - \hat{x}) = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\alpha} - K_1 & \frac{2}{\alpha} + K_1 \\ -K_2 & -\frac{1}{\tau_p} + K_2 \end{bmatrix} (x - \hat{x})$$

con la matriz de ganancia $K = [5832.9, 5634.7]^T$. En la Figura 4.4 se muestra la respuesta del sistema para un cambio de setpoint y una perturbación en la señal de entrada, en este caso se puede observar que la mayor complejidad del proceso (orden mayor) limita el desempeño del controlador PI, por lo que en estos casos se puede considerar como opción el uso de controladores tipo PID. Sin embargo, a pesar de que en este caso el procedimiento de reducción de modelo resulta en un tiempo de retardo menor que la constante de tiempo del proceso ($\theta / \tau_p < 1$), es posible obtener un mejor desempeño al implementar el controlador propuesto basado en observador.

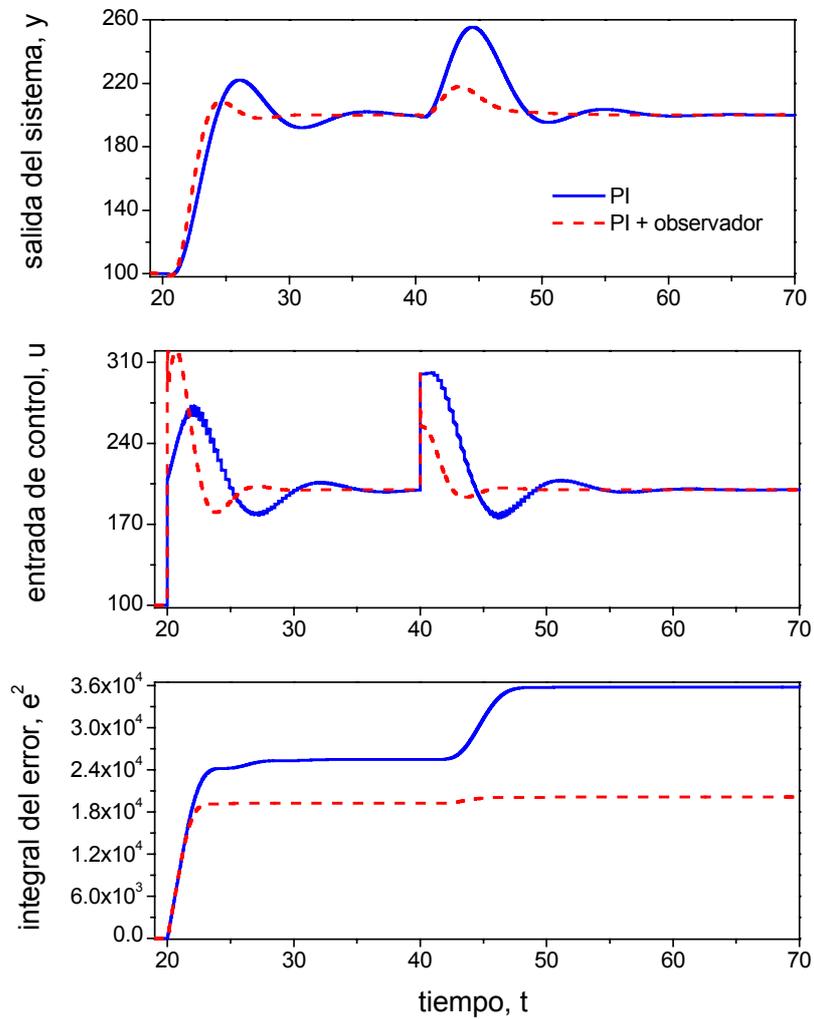


Figura 4.4. Aplicación del esquema de control PI con observador para una función de séptimo orden. El esquema con observador supera al control PI simple principalmente para el rechazo a perturbación de entrada.

Proceso de tercer orden con respuesta inversa

Como un tercer ejemplo se aplica el método propuesto al siguiente modelo de tercer orden:

$$y(s) = \frac{-2s+1}{(s+1)^3} u(s)$$

la característica dominante de esta función es la dinámica de respuesta de inversa que afecta de manera considerable el desempeño del sistema de control. Siguiendo el mismo procedimiento, se reduce la planta a una función de primer orden mas retardo obteniéndose los siguientes parámetros $K_p = 1$, $\theta = 3.5$, $\tau_p = 1.5$. La dinámica del error de estimación es la siguiente:

$$\dot{x} - \dot{\hat{x}} = [A - K_e C](x - \hat{x}) = \begin{bmatrix} -\frac{1}{\alpha} - K_1 & \frac{2}{\alpha} + K_1 \\ -K_2 & -\frac{1}{\tau_p} + K_2 \end{bmatrix} (x - \hat{x})$$

en este caso $\alpha = \theta / 2 = 1.75$. Los resultados de la simulación se presentan en la Figura 4.5. Debido al largo tiempo de retardo respecto a la constante de tiempo de la planta ($\theta / \tau_p = 2.33$) podríamos esperar una mejora considerable en el desempeño del controlador basado en estimador respecto al control PI simple, sin embargo, en la Figura 4.5 se puede observar que esta mejora en el desempeño es moderada en el caso de un cambio de setpoint. Este comportamiento puede atribuirse al efecto de la dinámica de respuesta inversa, que induce un mayor sobredisparo bajo un cambio de setpoint para el esquema propuesto. A pesar de esto, se puede notar que este esquema es capaz de proporcionar un mejor desempeño respecto al control PI convencional, de hecho, la capacidad de rechazo a perturbaciones se puede considerar bastante mejorada.

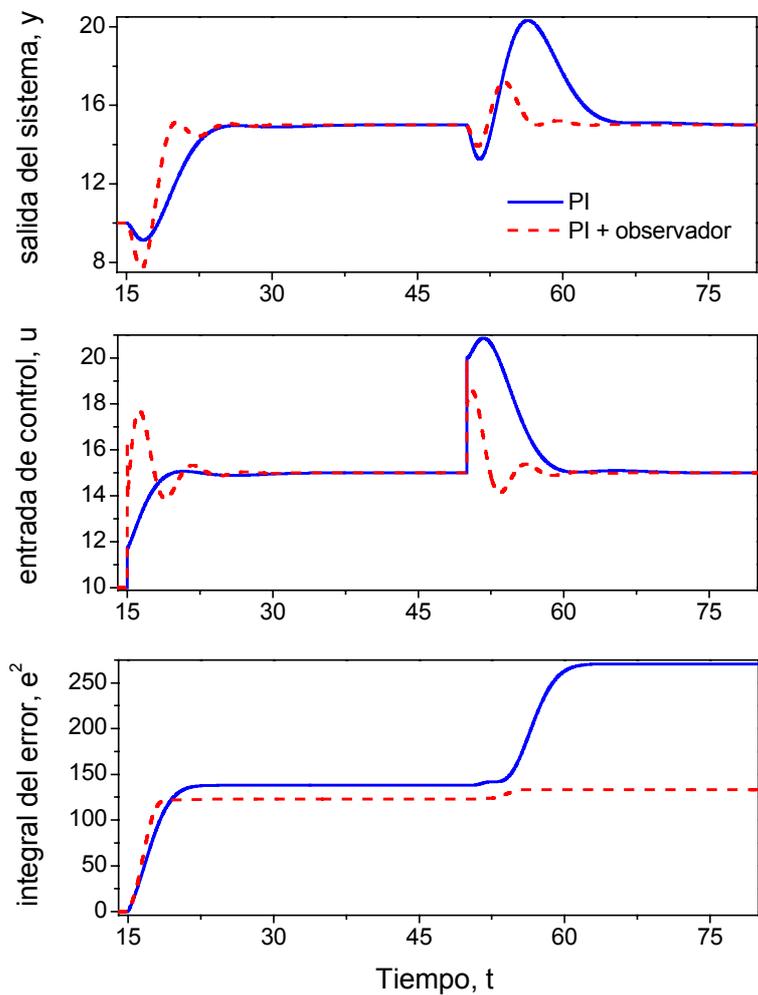


Figura 4.5. Aplicación del esquema de control PI con observador para una función de tercer orden con respuesta inversa. La capacidad para el rechazo a perturbación de entrada es la principal ventaja resulta en esta aplicación.

Reactor tubular

Se aplica el esquema propuesto al proceso de reactor tubular estudiado en el capítulo 3. Al igual que en los casos anteriores, el diseño del observador se basa en un modelo de primer orden con retardo obtenido de acuerdo con el procedimiento descrito por Smith y Corripio (1985) a partir de la respuesta a lazo abierto de la concentración de salida para un cambio escalón en la temperatura de la camisa del reactor. Los parámetros

obtenidos para el modelo son $K_p = -0.158$, $\tau_p = 0.087$ y $\theta = 0.168$ para la ganancia, constante de tiempo y retardo, respectivamente. Las ganancias para el observador son $K_1 = 3420$ y $K_2 = 3400$, obtenidas por asignación de polos. Los resultados obtenidos se muestran en la Figura 4.6 donde se compara la respuesta de un control PI simple con la del esquema propuesto basado en observador, se aplican las mismas perturbaciones aplicadas en las simulaciones del capítulo 3, es decir, al tiempo $t = 0.5$, una perturbación de +25% en la concentración de alimentación y una perturbación de +25% en la temperatura de alimentación a $t = 2$.

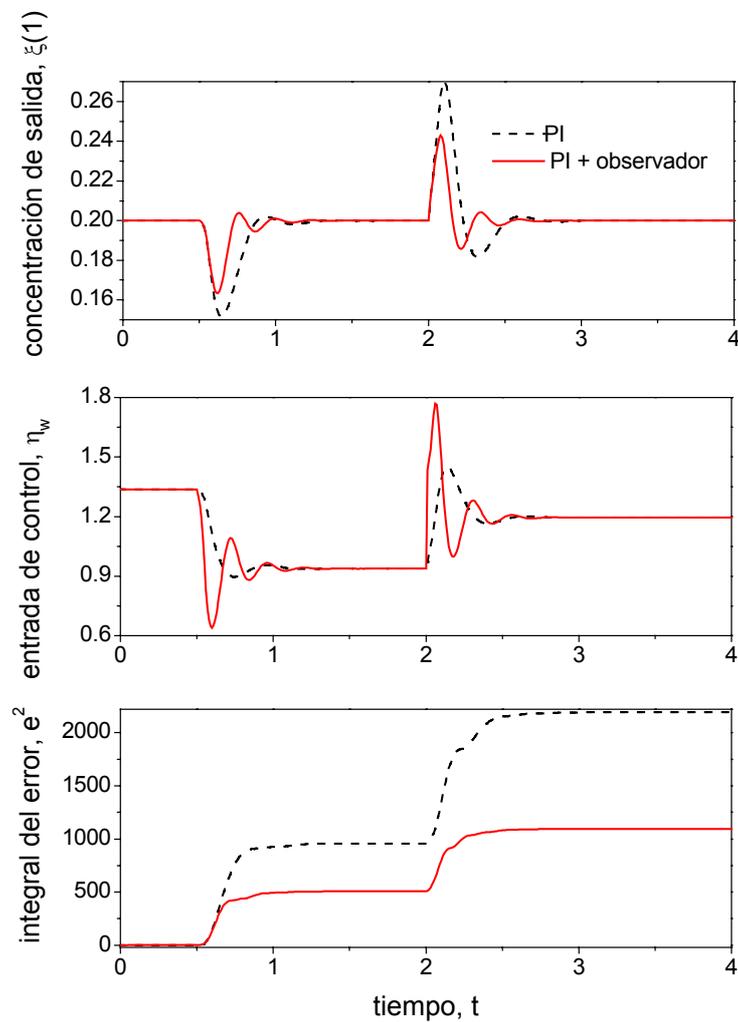


Figura 4.6. Aplicación del esquema de control PI con observador para el proceso de reactor tubular sujeto a una secuencia de perturbaciones de +25% en la concentración de alimentación en el tiempo $t = 0.5$ y de +25% en la temperatura de alimentación en el tiempo $t = 2$.

Se puede notar que el desempeño del esquema basado en observador permite mejorar de manera considerable el desempeño del controlador sin complicar el diseño de la estructura de control, aún a pesar de la fuerte no linealidad del modelo de reactor tubular.

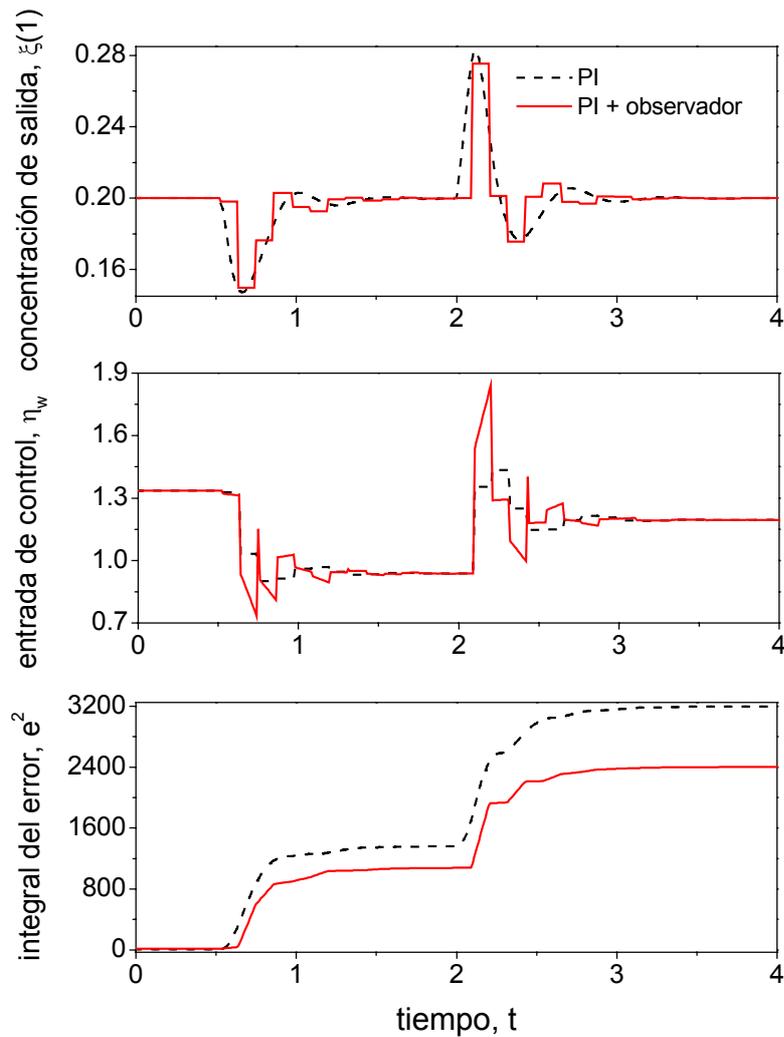


Figura 4.7. Aplicación del esquema de control PI con observador para el proceso de reactor tubular sujeto a una secuencia de perturbaciones de +25% en la concentración de alimentación en el tiempo $t = 0.5$ y de +25% en la temperatura de alimentación en el tiempo $t = 2$, con un muestreo de la concentración de salida con periodo de 10 min.

En la Figura 4.7 se muestra la respuesta del proceso bajo la misma secuencia de perturbaciones pero en esta ocasión se considera que la retroalimentación se realiza en base a muestreos de la concentración de salida con periodos de 10 min. Las salidas muestreadas

suelen afectar de manera considerable el desempeño de los sistemas de control, pero la estructura propuesta basada en el observador mantiene un mejor desempeño que el sistema convencional aún bajo estas condiciones.

Conclusiones

Se comparó el esquema de control propuesto con esquemas de control PI, para tres tipos de plantas que representan problemas interesantes desde el punto de vista de control. Los resultados de las simulaciones muestran que el esquema de control basado en observador es capaz de mejorar el desempeño frente a perturbaciones y a cambios de setpoint manteniendo una estructura simple en el lazo de control. El nivel de mejora obtenido mediante el esquema de control estudiado depende de las características dinámicas de la planta, en particular se pueden obtener mayores ventajas para los casos en que el tiempo de retardo es mayor respecto a la constante de tiempo dominante del proceso. El resultado es un método sistemático para el diseño de sistemas de control basado en observadores en especial para sistemas que se pueden representar de manera adecuada con funciones de transferencia simples tales como funciones primer orden ó aún funciones de integrador con retardo y en las cuales un tiempo de retardo elevado afecte de manera considerable la dinámica de la planta (i. e. $\theta / \tau_p > 1$). El control propuesto permite tratar con éxito sistemas de dinámica un poco más complicados tal como el caso del reactor tubular estudiado en el Capítulo 3 de esta tesis.

Reconocimiento

Parte del material presentado en este capítulo se utilizó para la elaboración del siguiente artículo:

Urrea García, Galo Rafael y Álvarez Ramírez, José de Jesús. “ESTIMACION Y CONTROL DE SISTEMAS MUESTREADOS CON ESTRUCTURAS SIMPLES CONTROL”, XXVIII Encuentro Nacional AMIDIQ, Manzanillo, Colima. 1 al 4 de Mayo de 2007

Capítulo 5. Conclusiones y perspectivas

Conclusiones

En esta tesis se han presentado los resultados obtenidos en el proyecto de investigación doctoral correspondientes al diseño de esquemas de control lineal PI para procesos distribuidos. Para este trabajo se consideraron las características dinámicas relacionadas con la naturaleza distribuida de algunos procesos no lineales de manera que pudieran tomarse en cuenta para el diseño de esquemas de control con estructuras lineales simples. Los resultados obtenidos mediante simulación muestran que es posible mejorar el desempeño con respecto a esquemas de control convencionales.

El empleo de diferentes mediciones de temperatura distribuidas espacialmente dentro de esquemas de control en cascada, permitió obtener información relacionada con la propagación de perturbaciones en la alimentación para los casos de la torre de destilación y del reactor tubular. Esta modificación en la estructura del control hace posible detectar de forma más rápida los efectos de diferentes perturbaciones a lo largo de estos sistemas y tomar acciones correctivas con mayor rapidez. Por otra parte, la combinación lineal de las mediciones de temperatura en una sola señal permite conservar un esquema SISO en el cual es posible ajustar la ponderación de cada medición de acuerdo con el efecto que ésta tenga sobre la salida controlada. Estas estructuras permiten compensar hasta cierto punto las desventajas de los esquemas de control lineales que han limitado su aplicación en los procesos no lineales de naturaleza distribuida. El resultado es que la respuesta más rápida ante las perturbaciones en la entrada de los procesos reduce la propagación de sus efectos a lo largo de las dimensiones del sistema controlado, permitiendo que el proceso se mantenga

dentro de las condiciones de operación donde se preserva la validez de los modelos lineales usados comúnmente para representar a la planta durante el diseño de los controladores.

El trabajo de sistemas con retardo en esta tesis permite incluir el tratamiento de una mayor variedad de procesos químicos. El empleo del tiempo de retardo es una manera de modelar los retardos debidos al transporte y a otros factores que se presentan en una gran cantidad de procesos químicos representados mediante funciones de transferencia. Los resultados obtenidos con los esquemas de retroalimentación basados en la estimación de la salida del sistema libre de retardo muestran que las mayores ventajas del uso de estos esquemas de control se obtienen para procesos con tiempo de retardo relativamente grandes (mayores que algún tiempo característico del sistema) comparados la constante de tiempo dominante del proceso. La aplicación de este esquema al proceso del reactor tubular mostró que es posible obtener mejoras en el desempeño cuando se tratan modelos de mayor complejidad.

Trabajo a futuro

Los resultados presentados en esta tesis se han aplicado a procesos representados mediante modelos simplificados con el propósito de descartar complicaciones inherentes a modelamientos más rigurosos ó a configuraciones mas complejas. De esta manera ha sido posible enfocarnos a los problemas derivados del diseño de las estructuras de control propuestas, así como realizar una mejor interpretación de los resultados obtenidos mediante simulación.

Es factible que a partir los resultados presentados se pueda motivar la realización de investigaciones adicionales enfocadas a tratar problemas de control en procesos más complejos mediante estructuras de control similares. Para el caso de las columnas de destilación consideramos que sería conveniente evaluar la implementación del esquema en cascada con mediciones múltiples de temperatura para situaciones en que se utilicen configuraciones mas complejas de destilación, como en el caso de las columnas Petlyuk, o en sistemas que requieren un control mas estricto de la composición como en el caso de las columnas de destilación que procesan mezclas azeotrópicas.

Otra área de estudio interesante para explorar sería la búsqueda de métodos sistemáticos para determinar el factor α de ponderación de las mediciones de temperatura utilizado en los esquemas en cascada de la columna de destilación y del reactor tubular. Una posibilidad sería proponer y evaluar relaciones entre este factor y parámetros característicos del sistema a controlar, tales como la volatilidad relativa en los sistemas de destilación ó parámetros cinéticos en el caso de reactores tubulares.

Los sistemas lineales de control PI basado en observadores de orden reducido son un área de interés para trabajos adicionales en procesos más complejos. En general se requiere realizar más investigación para poder determinar bajo que condiciones resulta más conveniente la aplicación de alguno de los esquemas propuestos ó incluso evaluar estructuras de control que puedan combinar las ventajas del esquema basado en observador y las del esquema en cascada con mediciones múltiples.

Bibliografía

- Alonso, A. A.; Kevrekidis, I. G.; Banga, J. R.; Frouzakis, C. E. Optimal sensor location and reduced order observer design for distributed process systems. *Computers and Chemical Engineering*. **2004**, *28*, 27 – 35.
- Alvarez, J.; Romagnoli, J.A.; Stephanopoulos, G. Variable measurement structures for the control of tubular reactors. *Chem. Eng. Sci.* **1981**, *36*, 1695-1712.
- Aris, R., **1969**. *Elementary Chemical Reactor Analysis*. Prentice Hall, Inc., Engiewood Cliffs, N.J.
- Astrom, K. J.; Hang, C. C.; Lim, B. C. A New Smith Predictor for Controlling a Process with an Integrator and Long Dead Time. *IEEE Trans. Autom. Control* **1993**, *39*, 343.
- Castellanos-Sahagún, E.; Alvarez, J. Synthesis of two-point linear controllers for binary distillation columns. *Chem. Eng. Comm.*, **2006**, *193*, 206.
- Castellanos-Sahagún, E.; Alvarez-Ramirez, J.; Alvarez, J. Two-point temperature control structure and algorithm design for binary distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2005**, *44*, 142.
- Castro, R.; Alvarez, Ja.; Alvarez, Jo. Nonlinear disturbance decoupling control of a binary distillation column. *Automatica*, **1990**, *26* (3), 567.
- Chien, I. L.; Fruehauf, P. S. Consider IMC Tuning to Improve Performance. *Chem. Eng. Prog.* **1990**, *10*, 33.
- Chidambaram, M., Padma Sree, R. A simple method of tuning PID controllers for integrator/dead-time processes. *Computers and Chemical Engineering*. *27*, (**2003**), 211-215.
- Christofides, P.D.; Daoutidis, P. Feedback control of PDE systems. *AIChE J.* **1996**, *42*, 3063-3073.
- Christofides, P.D.; Daoutidis, P. Robust control of hyperbolic PDE systems. *Chem. Eng. Sci.* **1998**, *58*, 85-98.
- Coughanowr, D.R. *Process Systems Analysis and Control*, McGraw-Hill, New York, 1991.

Curtain, R. F.; Pritchard, A. J. *Infinite Dimensional Linear Systems*; Springer-Verlag: New York, 1978.

del-Muro-Cuellar, B.; Alvarez-Ramirez, J. A note on High-Order Controllers for Time-Delay Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2003**, *42*, 4993-5002.

del-Muro-Cuellar, B.; Velasco-Villa, M.; Jimenez-Ramirez, O.; Fernandez-Anaya, G.; Alvarez-Ramirez, J. Observer Based Smith Prediction Scheme for Unstable Plus Time Delay Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2007**, *46*, 4906-4913.

Denbigh, K.G., and Turner, J.C.R., **1972**. *Chemical Reactor Theory: An Introduction*. Third Edition, Cambridge University Press., New York.

Dochain, D.; Tali-Mamaar, N.; Babary, J.P. On modeling, monitoring and control of fixed bed bioreactors. *Comput. Chem Eng.* **1997**, *21*, 1255-1267.

Doyle III, F.J.; Budman, H.M.; Morari, M. Linearizing controller design for a packed-bed reactor using low-order wave propagation model. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1996**, *35*, 3567-3580.

Elnashaie, S.S.E.H., and Elshishini, S.S., **1993**. *Modelling, Simulation and Optimization of Industrial Fixed Bed Catalytic Reactors*. Topics in Chemical Engineering. Edited by R. Hughes. Gordon and Breach Science Publishers. OPA (Amsterdam).

Fuentes, C.; Luyben, W. L. Control of high purity distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, **1983**, *22*, 361.

Froment, G.F. and Bischoff, K.B.. **1990**. *Chemical Reactor Analysis and Design*. Second Edition, John Wiley and Sons, Inc.

Han, M.; Park, S. Control of high purity distillation column using a nonlinear wave theory. *AIChE Journal*, **1993**, *39* (5), 787.

Humphrey, J. L.; Seibert, A. F.; Koort, R. A. Separation Technologies-Advances and Priorities. OE Contract AC07-901D12920, Feb. 1991

Luyben, W. L. Steady-state energy conservation aspects of distillation column control design. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* **1975**, *14* (4), 321

Luyben, W.L. Effect of design and kinetic parameters on the control of cooled tubular reactor systems. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2001**, *40*, 3623-3633.

Luyben, W. L. Feedback control of distillation columns by double differential temperature control. *I&EC Fundamentals*, **1969**, *8* (4), 739.

- Luyben, W. L. *Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers*. McGraw Hill, New York, 1989.
- Malek-Zavarei, M.; Jamshidi, M. *Time-delay System Analysis, Optimization and Applications*; North-Holland Systems & Control Series; North-Holland: New York, 1987; Vol. 9.
- Marshall, J. E. *Control of Delay Systems*; Stevenage, Peter Peregrinus Ltd.: London, U.K., 1979.
- Morari, M.; Zafiriou, E. *Robust Process Control*. Prentice-Hall, New York, 1989.
- Panda, R. C., Hung, S. and Yu, C. An Integrated Modified Smith Predictor with PID Controller for Integrator Plus Deadtime Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2006**, *45*, 1397-1407.
- Shin, J.; Seo, H.; Han, M.; Park, S. A nonlinear profile observer using tray temperatures for high-purity binary distillation columns. *Chem, Eng, Sci.*, **2000**, *55*, 807.
- Singh, A. K., Hahn, J. Determining optimal sensor locations for state and parameter estimation for stable nonlinear systems. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2005**, *44*, 5645 – 5659.
- Skogestad, S., 2003, Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning. *J. Process Control*, **13**, 291-309 .
- Skogestad, S. Dynamics and control of distillation columns: A critical survey. *Modeling, Identification and Control*, **1997**, *18* (3), 177.
- Smith C.A.; Corripio A.B. *Principles and Practice of Automatic Process Control*, John Wiley & Sons, New York, 1985.
- Smith, O. J. M. Close Control of Loops with Dead Time. *Chem. Eng. Prog.* **1957**, *53*, 217.
- Sundarsen, S., Amundson, N.R., and Aris, R.,. Observations on fixed-bed dispersion models: the role of the interstitial fluid. *AIChE J.*, **26**, (1980). 529.
- Tolliver, T. L.; McCune, L. C. Finding the optimum temperature control trays for distillation columns. *In Tech*, **1980**, *27* (9), 75.
- Tyreus, B. D.; Luyben, W. L. Tuning PI Controllers for Integrator/Dead Time Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1992**, *31*, 2625.
- Watanabe, K.; Ito, M. A Process Model Control for Linear Systems with Delay. *IEEE Trans. Autom. Control* **1981**, *26*, 1261.

Wolff, E. A.; Skogestad, S. Temperature cascade control of distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Res.*, **1996**, *35*, 475.

Wu, W. Finite difference output feedback control of a class of distributed parameter processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2000**, *39*, 4250-4259.

Wu, W.; Huang, M.-Y. Nonlinear inferential control for an exothermic packed-bed reactor: geometric approaches. *Chem. Eng. Sci.*, **2003**, *58*, 2023-2034.

Apéndice

Apéndice A. Columna de destilación multicomponente no ideal

Se considera un modelo matemático para una columna de destilación multicomponente no ideal con NC componentes (Luyben, 1989), sobreflujo no equimolar, y considerando la eficiencia de los platos. Las consideraciones que se realizan son:

1. El líquido en los platos está perfectamente mezclado y no es compresible.
2. La retención de vapor en los platos es despreciable.
3. Se desprecian las dinámicas del condensador y del ebullidor.
4. El vapor y el líquido están en equilibrio térmico (a la misma temperatura) pero no en equilibrio de fases. Se usará una eficiencia de Murphree para la fase vapor para describir la desviación del equilibrio

$$E_{nj} = \frac{y_{nj} - y_{n-1,j}^T}{y_{nj}^* - y_{n-1,j}^T} \quad (\text{A.1})$$

donde y_{nj}^* = composición del vapor en equilibrio de fases con el líquido del plato n con composición x_{nj} .

y_{nj} = composición real del vapor que sale del plato n .

$y_{n-1,j}^T$ = composición real del vapor que entra al plato n .

E_{nj} = eficiencia de vapor de Murphree para el componente j en el plato n .

Se permiten alimentaciones múltiples, ya sea como líquido y/o vapor, y salidas laterales tanto de líquido como de vapor. Las ecuaciones que describen cada plato son:

Continuidad total (una por plato):

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} + F_n^L + F_{n-1}^V + V_{n-1} - V_n - L_n - S_n^L - S_n^V \quad (\text{A.2})$$

Ecuaciones de continuidad del componente ($NC - 1$ por plato):

$$\frac{d(M_n x_{nj})}{dt} = L_{n+1} x_{n+1,j} + F_n^L x_{nj}^F + F_{n-1}^V y_{n-1,j}^F + V_{n-1} y_{n-1,j}$$

$$-V_n y_{nj} - L_n x_{nj} - S_n^L x_{nj} - S_n^V y_{nj} \quad (\text{A.3})$$

Ecuación de energía (una por plato):

$$\begin{aligned} \frac{d(M_n h_n)}{dt} = & L_{n+1} h_{n+1} + F_n^L h_n^F + F_{n-1}^V H_{n-1}^F + V_{n-1} H_{n-1} \\ & - V_n H_n - L_n h_n - S_n^L h_n - S_n^V H_n \end{aligned} \quad (\text{A.4})$$

donde las entalpías tienen unidades de energía por mol.

Equilibrio de fase (NC por plato):

$$y_{nj}^* = f(x_{nj}, P_n, T_n) \quad (\text{A.5})$$

Se debe usar una relación apropiada de equilibrio vapor –líquido para encontrar y_{nj}^* .

Entonces se puede usar la ecuación A.1 para calcular y_{nj} para la eficiencia del plato. El valor de $y_{n-1, j}^T$ se podría calcular a partir de los dos vapores que entran al plato: F_{n-1}^V y V_{n-1} .

Ecuaciones adicionales incluyen relaciones de propiedades físicas para obtener densidades y entalpías, una ecuación de la hidráulica de vapor para calcular las tasas de flujo de vapor a partir de las caídas de presión conocidas en los platos, y una relación con la hidráulica del líquido para obtener las tasas de flujo de líquido sobre los rebosaderos a partir los retenidos conocidos en los platos.

Apéndice B. Modelos pseudo-homogéneos de reactor tubular

Los modelos pseudo-homogéneos son los más simples de usar en el modelamiento de reactores catalíticos (Elnashaie y Elshishini, 1993). La suposición básica en estos modelos es que el reactor se puede describir como una entidad que solamente consiste de una sola fase, aunque en la realidad esten presentes dos fases, la fase sólida del catalizador y la fase gaseosa. En otras palabras, este modelo considera que toda la superficie del catalizador está expuesta totalmente a las condiciones del flujo global y de esta manera se pueden describir completamente mediante las variables globales (concentración, temperatura, presión). Esto es válido cuando el factor de efectividad igual a la unidad y las tasas de reacción intrínsecas se utilizan en el modelo de reacción sin ninguna modificación.

También se pueden usar los modelos pseudo-homogéneos en los casos donde los factores de efectividad no cambian significativamente a lo largo de la longitud del reactor, de manera que se pueden usar valores promediados de los factores de efectividad para incorporarlos en los modelos pseudo homogéneos donde aparecen multiplicando a las tasas de reacción intrínsecas correspondientes.

El modelo pseudo-homogeneo más simple es el modelo de flujo pistón en una dimensión, en el cual se asume que el fluido se mueve como un pistón a través del tubo del reactor y la tasa de reacción se describe como la velocidad de consumo ó de generación por unidad de volumen de reactor, dependiente de las concentraciones y temperatura locales.

El modelo de flujo pistón se puede aumentar mediante la inclusión de los efectos de la dispersión axial y/o radial, tanto para el transporte de calor y masa. La introducción de un término de dispersión “efectivo” permite tomar en cuenta los efectos del mezclado en la dirección axial sobre el transporte global por el flujo pistón. Estos efectos son debidos a la turbulencia y a la presencia del empaque. La dispersión axial está caracterizada por el número de Peclet. Normalmente se considera que la dispersión axial de masa no es significativa si la relación de la longitud del tubo sobre el diámetro del pellet es mayor de

50, mientras que en el caso de la dispersión de calor también se considera despreciable si la misma relación es mayor de 300. Los modelos de dispersión axial están descritos por conjuntos de ecuaciones diferenciales ordinarias de segundo orden del tipo de condiciones de frontera en dos puntos. Las condiciones más utilizadas son las condiciones de frontera de Danckwert.

Modelos en una dimensión

La mayoría de los trabajos que emplean los modelos en una dimensión de los reactores de lecho empacado surgen debido al interés en la estabilidad y sensibilidad paramétrica de estos reactores.

Basicamente se considera que la concentración de las especies y la temperatura del fluido sólo cambian en la dirección axial. Con el flujo convectivo global como el único mecanismo de transporte que opera en esa dirección. Las ecuaciones de conservación se pueden obtener a partir de los balances de masa y energía sobre un componente A de referencia sobre una sección transversal del reactor tubular.

El mezclado en la dirección axial está caracterizado por la difusividad efectiva para el transporte de masa y la conductividad térmica efectiva para el transporte de calor. Usualmente se considera que la magnitud de la dispersión sea independiente de la posición dentro del reactor. La ecuación de continuidad para el modelo pseudo-homogéneo en estado estacionario para un componente A se puede escribir como:

$$\varepsilon_b D_{ea} \frac{d^2 C_A}{dl^2} - u_s \frac{dC}{dl} - r \rho_b = 0$$

y la ecuación de energía para el caso de operación no adiabática se puede escribir mediante la siguiente expresión:

$$\lambda_{ea} \frac{d^2 T}{dl^2} - \rho_g u_s C_p \frac{dT}{dl} + (-\Delta H) r \rho_b - \frac{4U}{d_t} (T - T_c) = 0$$

Las condiciones de frontera son:

En $l = 0$

$$\frac{dC_A}{dl} = \frac{u_s}{\varepsilon_b D_{ea}} (C_{Af} - C_A)$$
$$\frac{dT}{dl} = \frac{\rho_g u_s C_p}{\lambda_{ea}} (T_f - T)$$

En $l = L$

$$\frac{dC_A}{dl} = \frac{dT}{dl} = 0$$

Adicionalmente se pueden considerar algunas simplificaciones justificadas físicamente en el modelamiento de reactores catalíticos industriales. Entre las simplificaciones más comunes son las siguientes (Elnashaie y Elshishini, 1993):

- 1) Se puede despreciar la dispersión en la dirección axial en reactores industriales debido a que las elevadas tasas de flujo y a la extensa longitud de los tubos de catalizador, resultando en números de Peclet que son lo suficientemente altos para justificar la consideración de flujo pistón
- 2) En muchos casos industriales resulta apropiado despreciar los gradientes radiales de concentración y de temperatura y emplear un modelo unidimensional.
- 3) Pueden despreciarse las resistencias externas a la transferencia de calor y masa debido a la tasas de flujo altas que destruye las resistencias externas.

Apéndice C. Sistemas de parámetros distribuidos

Muchas importantes unidades de procesos son inherentemente de parámetros distribuidos, esto es, las variables de salida son funciones del tiempo y de la posición. Así, sus modelos de proceso contienen una ó más ecuaciones diferenciales parciales. Ejemplos pertinentes incluyen intercambiadores de calor de tubo y coraza, reactores de lecho empacado, columnas empacadas, y tuberías que transportan gases compresibles. En cada uno de estos casos las variables de salida deben ser modeladas (si se hace rigurosamente) como una función de la distancia del tubo (tubería), altura en el lecho (columna), ó alguna otra medida de localización. En algunos casos se deben de considerar dos ó tres variables espaciales; por ejemplo, la concentración y la temperatura en un reactor tubular pueden depender de las posiciones radial y axial, así como del tiempo.

Retardo de transporte como un sistema de parámetro distribuido

Un término empírico de tiempo muerto es característico de modelos de parámetros distribuidos usualmente debido al tiempo requerido para el transporte de materia y/o de energía. En algunos sistemas de parámetros distribuidos, tales como los reactores de lecho empacado, el tiempo asociado con el transporte de energía a través del lecho catalítico puede ser de dos a tres órdenes de magnitud más largo que el tiempo requerido por los reactantes y productos para fluir a través del reactor.

A continuación se demuestra (Coughanowr, 1991) que el retardo en el transporte es, de hecho, un sistema de parámetro distribuido: Se considera el flujo de un fluido incompresible a través de una tubería aislada de sección transversal uniforme A y longitud L , como se muestra en la Fig. 1.C.(a) El fluido tiene una velocidad v , y el perfil de velocidad es plano. Sabemos que la función de transferencia que relaciona la temperatura de salida T_0 a la temperatura de entrada T_i es

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = e^{-(L/v)s}$$

La tubería se divide en n zonas como se muestra en la Fig. 1.C (b). Si cada zona de longitud L/n se considera que es un tanque bien agitado, entonces la tubería es equivalente a n sistemas no interactuados de primer orden en serie, cada uno teniendo una constante de tiempo

$$\tau = \frac{L}{n v}$$

(Se puede notar que considerar cada zona como un tanque bien agitado es tomar un promedio de los parámetros por zona.) Por lo tanto, la función de transferencia global para este modelo de parámetros promediados por zona es

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \left(\frac{1}{\tau s + 1} \right)^n = \left[\frac{1}{(L/v)s/n + 1} \right]^n$$

Para “distribuir” los parámetros, hacemos que el tamaño de las zonas individuales tiendan a cero haciendo $n \rightarrow \infty$

$$\frac{T_0(s)}{T_i(s)} = \lim_{n \rightarrow \infty} \left[\frac{1}{(L/v)s/n + 1} \right]^n$$

La capacitancia térmica ahora está distribuida sobre la longitud del tubo. Se puede mostrar mediante el uso de cálculo que el límite es

$$e^{-(L/v)s}$$

la cual es la función de transferencia previamente derivada. Esta demostración debe proporcionar algo de visión inicial hacia la relación entre un sistema de parámetro distribuido y un sistema de parámetro promedio, e indica que un retraso de transporte es un sistema distribuido.

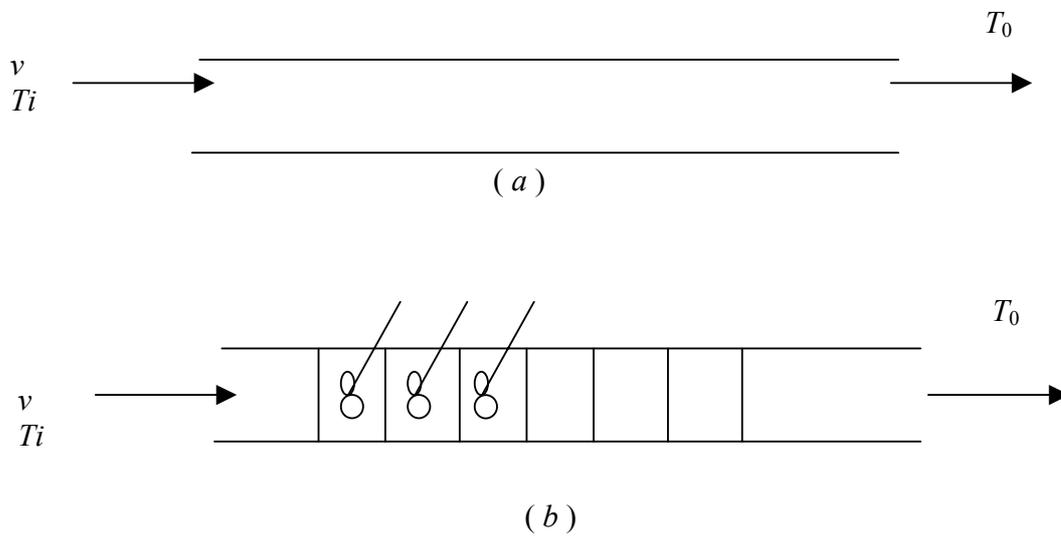


Figura 1.C Obtención de la función de transferencia de retardo de transporte a partir de un modelo de parámetros promediados.

Apéndice D. Procedimiento de sintonizado SIMC

Esta sección proporciona una descripción breve de el procedimiento de sintonizado de control PI/PID basado en IMC como fue descrito por Skogestad (2003). Este procedimiento sigue los siguientes dos pasos:

Paso 1 Obtener un modelo aproximado de primer o segundo orden más retardo.

Se reconoce que los modelos de primer y segundo orden son sólo una abstracción de la dinámica del proceso real que resulta útil, y que tales modelos de orden reducido son convenientes para obtener reglas de sintonizado simples para controladores industriales PI/PID. De esta manera, el primer paso es diseñar un procedimiento simple de reducción de modelo que conserve las principales características del proceso. Esto es, dada una planta descrita por

$$g_0(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{k \prod_j (-T_{0,j}^{inv} s + 1)}{\prod_i (\tau_{0,i} s + 1)} \exp(-\theta_0 s) \quad (D.1)$$

donde $T_{0,j}^{inv}$ son las constantes de tiempo de respuesta inversa, $\tau_{0,j}$ son las constantes de tiempo de lazo abierto ordenadas de acuerdo a su magnitud, y θ_0 es el tiempo de retardo de lazo abierto, el primer paso es obtener un modelo aproximado de primer o segundo orden $g(s)$ en la forma

$$g(s) = \frac{k}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \exp(-\theta s) \quad (D.2)$$

Para este fin, la regla media de Skogestad establece que la constante de tiempo (retardo) más grande despreciada (denominador) se debe distribuir en partes iguales entre el tiempo de retardo efectivo y la constante de tiempo más pequeña retenida. Entonces para obtener un modelo de primer orden, se usa la siguiente relación:

$$\tau_1 = \tau_{0,1} + \frac{\tau_{0,2}}{2}$$

y

$$\theta = \theta_0 + \frac{\tau_{0,2}}{2} + \sum_{i \geq 3} \tau_{0,i} + \sum_j T_{0,j}^{inv} + \frac{h}{2}$$

donde h es el periodo de muestreo. Por otra parte, para obtener un modelo de segundo orden, uno debe usar las relaciones

$$\tau_1 = \tau_{0,1} \quad (\text{D.3.a})$$

y

$$\tau_2 = \tau_{0,2} + \frac{\tau_{0,3}}{2} \quad (\text{D.3.b})$$

y

$$\theta = \theta_0 + \frac{\tau_{0,3}}{2} + \sum_{i \geq 4} \tau_{0,i} + \sum_j T_{0,j}^{inv} + \frac{h}{2} \quad (\text{D.3.c})$$

Las relaciones descritas están orientadas a mantener ciertas propiedades de robustez de las reglas de sintonizado PI/PID. Esto es, manteniendo los polos dominantes, el modelo reducido esencialmente proporciona una sobrelimitación sobre la magnitud de la planta.

Paso 2. Derivar los ajustes del controlador con base en el modelo.

El modelo aproximado (D.2) es el punto de partida para derivar las reglas de sintonizado SIMC. Un modelo de segundo orden conduce a un compensador PID y el modelo de primer orden produce un compensador PI.

Para el caso de compensación PI, usando $y_{ref}(s)$ para denotar el comando de referencia (o setpoint), se obtiene la regla de sintonizado SIMC especificando una respuesta deseada de primer orden de la forma

$$\frac{y_m(s)}{y_{ref}(s)} = \frac{1}{\tau_c s + 1} \exp(-\ell s) \quad (\text{D.4})$$

lo cual conduce al controlador

$$c(s) = \frac{\tau_1 s + 1}{k(\tau_c s + 1 - \exp(-\ell s))} \quad (\text{D.5})$$

Se obtiene un compensador finito dimensional cuando el operador de tiempo de retardo $\exp(-\theta s)$ se aproxima por medio de una expansión de Taylor alrededor de $\theta=0$. En el caso SIMC, esto se hace con la expansión de primer orden $\exp(-\theta s) \approx 1 - \theta s$. De esta manera se obtiene

$$c(s) = \frac{\tau_1}{k(\tau_c + \theta)} \left[1 + \frac{1}{\tau_1 s} \right]$$

volviéndose un controlador PI con la ganancia y el tiempo integral dados por

$$K_c = \frac{\tau_1}{k(\tau_c + \theta)} \quad \text{y} \quad \tau_I = \tau_1$$

Para obtener respuesta rápida con buena robustez, se recomienda elegir la constante de tiempo de lazo cerrado $\tau_c = \theta$. Adicionalmente, para procesos con retardo dominante con $\tau_1/\theta \gg 1$, se recomienda el tiempo integral modificado $\tau_I = 4(\tau_c + \theta)$. La regla de sintonizado SIMC resultante es

$$K_c = \frac{1}{k} \frac{\tau_1}{2\theta} \quad \tau_I = \min\{\tau_1, 8\theta\} \quad (\text{D.6})$$

Una descripción más completa del método de sintonizado debe incluir además procedimientos ó reglas para aproximar las constantes de tiempo positivas del numerador que se encuentran con frecuencia en la funciones de transferencia de diferentes plantas. Estas guías se pueden consultar en el trabajo de Skogestad (2003) así como una revisión del sintonizado de algunos casos especiales de plantas que no se ajustan completamente a las guías descritas.

Apéndice E. Localización de los platos para el control de temperatura en columnas de destilación

El presente apéndice describe los aspectos más importantes del procedimiento para la selección de la temperatura de control en columnas de destilación presentados en el trabajo de Tolliver y McCune (1980).

El uso de la temperatura como una variable inferencial ha sido la alternativa tradicional para dirigir la medición de composición para el control de columnas de destilación. La instrumentación de temperatura generalmente es barata, razonablemente exacta y reproducible y suficientemente confiable para aplicaciones industriales. Sobre todo, las estrategias de control de destilación basadas en señales de temperatura son bien conocidas. El uso de temperatura como la variable de proceso en el control de columna de destilación está inherentemente limitado debido a que las mediciones son relativamente insensibles a los cambios en la composición del producto. Esto se ha enfrentado midiendo la temperatura en un plato de control dentro de la columna en lugar de los extremos de la unidad. La selección de los platos de control influye fuertemente en el desempeño del sistema.

Desviación en estado estacionario

Se ha encontrado un compromiso en el movimiento de los sensores hacia dentro de la unidad. Las cargas en la columna alteran las relaciones entre las concentraciones en los platos intermedios y en las corrientes superiores y de los fondos, así que la mejora en la sensibilidad está acompañada por el aumento en la desviación de estado estacionario. La práctica estándar en el diseño de sistemas es minimizar esta desviación consistente con la sensibilidad de control, localizando el punto de medición tan cerca como sea posible a la corriente de producto primario, proporcionando cambios de temperatura medibles para

variaciones aceptables de la composición del producto. Esto se hace usando los balances de materia y energía para evaluar los efectos de las perturbaciones sobre la sensibilidad de la temperatura a composición de producto y sobre el error en estado estacionario relativo obtenido usando platos de control alternativo.

Limitaciones de control

Debido a las variaciones no predecibles asociadas con componentes no clave y la presión de la columna, la capacidad industrial típica para medición de la temperatura con una correspondencia conocida para la composición del producto podría considerarse a lo sumo ± 1 °C. La consideración de este intervalo más realista conduce a la localización de platos de control más cerca de los extremos de la columna, aún cuando solamente sea controlada la composición del producto primario. Este método tradicional también falla al tomar en cuenta el compromiso que hay en la operación de la mayoría de las columnas industriales entre la pureza máxima del producto en un extremo y las pérdidas mínimas de producto en el otro extremo.

Variaciones de destilado a alimentación

El procedimiento sugerido involucra encontrar la sensibilidad de la columna para el balance de materia mediante la evaluación de las temperaturas de los platos en diferentes relaciones del destilado a alimentación (D/F) mientras se mantiene constante ya sea el consumo en el ebullidor o la tasa de reflujo. Las variaciones en D/F ocurren típicamente desde menos de ± 0.1 por ciento para columnas de uno ó dos productos de alta pureza hasta ± 5 por ciento para las unidades más comunes. Las evaluaciones se pueden hacer de manera conveniente usando técnicas de simulación por computadora. Para propósitos de análisis, es suficiente evaluar las temperaturas del D/F nominal y para un conjunto de valores arriba y debajo de este caso base.

Perfiles de temperatura

La temperatura de las etapas se puede determinar a partir de simulaciones y ser graficada en función de la localización del plato. Los perfiles resultantes son característicos para todos los tipos de perturbaciones principales. En la Figura 1 E se muestran los perfiles de temperatura para la columna estudiada en el Capítulo 2. Las composiciones terminales son todas aproximadamente iguales para el valor del destilado nominal y para modificaciones de $\pm 5\%$ en la tasa del destilado, D.

Los perfiles de temperatura para los valores cambiados de D forman una región alrededor del caso de diseño base. Los principales lóbulos generalmente se presentan en las gráficas donde es más grande el cambio de composición de etapa a etapa. Sobre un diagrama de McCabe-Thiele, esto podría ser donde es más grande la distancia entre las líneas de operación y de equilibrio. La Figura 1 E tiene un lóbulo principal en la región dentro de la sección de rectificación.

El mejor plato de control está definido en este procedimiento como el punto donde la desviación de temperatura es más grande y más simétrica. Esto usualmente cae dentro del mayor lóbulo del perfil de temperatura. Esta localización minimizará el efecto de los errores de control de temperatura del plato y de la carga en estado estacionario sobre la columna de destilación. En algunos casos puede aumentar las desviaciones de carga en estado estacionario en la composición de producto primario, pero la columna se asentará rápidamente después de una perturbación, a menudo con poco error transitorio y relativamente poca interacción entre el balance de calor.

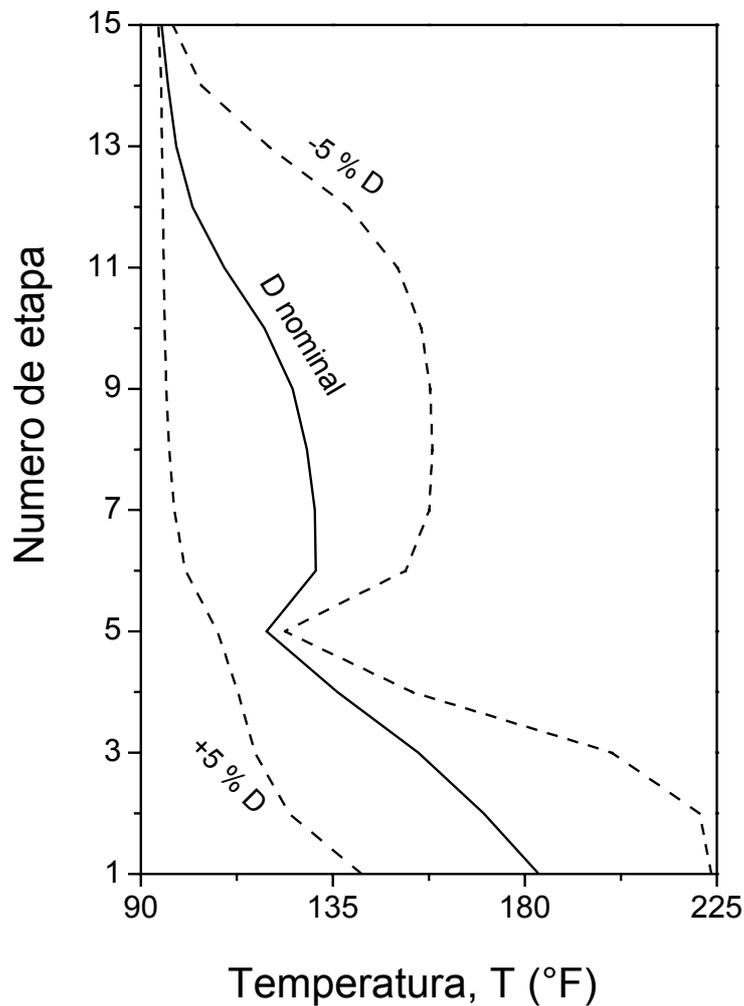


Figura. 1 E. Perfiles de temperatura para la columna de destilación estudiada en el Capítulo 2. Para condiciones nominales y para modificaciones en la tasa del destilado, D.

Dinámica de la columna

Se debe de considerar la dinámica en el diseño del sistema de control. En particular, el plato de control de temperatura debe de responder rápidamente –no solamente a perturbaciones sino también a los cambios en el balance de materia manipulado. Aunque aún no es posible predecir de manera exacta el comportamiento dinámico sin una

simulación rigurosa, se pueden realizar algunas observaciones generales en relación a las respuestas relativas de varias localizaciones de los platos.

Una equivocación popular relacionada con la dinámica de la columna afirma que los sensores de temperatura más cercanos a las perturbaciones responden más rápido. Esto es verdad para algunos efectos hidráulicos y térmicos, pero éstos a menudo son temporales y no siempre anticipan los cambios subsecuentes de concentración y equilibrio de largo plazo. En algunos casos, las respuestas a corto plazo son en la dirección opuesta de los cambios eventuales de largo plazo.

Para que una perturbación en la composición sea propagada, se debe de transferir la materia de plato a plato en la columna, y establecerse una nueva distribución de componentes. Si los materiales tienen entalpías bastante diferentes, la energía también será redistribuida. La redistribución debe de ocurrir a través de la columna completa antes de que se puedan observar los efectos, debido a que una porción de la unidad no puede actuar independientemente del resto.

Los modelos simplificados de los sistemas binarios indican que los platos cerca del centro de una columna tienden a alcanzar el equilibrio y responden a las perturbaciones más rápido que aquellos cerca de los extremos. Los modelos linealizados muestran que los platos cerca del domo de una columna responden más lentamente a los cambios en el reflujo que aquellos en posiciones más bajas.

Los platos que tienen las desviaciones más grandes y más simétricas en los estados estacionarios resultan en tener las dinámicas más rápidas y más lineales, en promedio. Los platos hacia los extremos de la columna generalmente tienen dinámicas no lineales con constantes de tiempo significativamente más pequeñas para las desviaciones en una dirección comparada con las desviaciones en la dirección opuesta. En general, los platos de los extremos responden más rápido para cambios que involucran un incremento en la pureza.

**Esquemas de Control Lineal PI para
Procesos Distribuidos**

T E S I S

que para obtener el grado de
**DOCTOR EN CIENCIAS
(INGENIERÍA QUÍMICA)**

Presenta

Galo Rafael Urrea García



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

Iztapalapa

**División de Ciencias Básicas e Ingeniería
Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química**



Asesor

Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez

México, D. F.

Agosto de 2008



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

ACTA DE DISERTACIÓN PÚBLICA

No. 00019

"ESQUEMAS DE CONTROL LINEAL
PI PARA PROCESOS
DISTRIBUIDOS".

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA
DIRECCIÓN DE SISTEMAS ESCOLARES



Casa abierta al tiempo



GALO RAFAEL URREA GARCIA
ALUMNO

REVISÓ

LIC. JULIO CESAR DE LARA ISASSI
DIRECTOR DE SISTEMAS ESCOLARES

DIRECTORA DE LA DIVISIÓN DE CBI

DRA. VERONICA MEDINA BAÑUELOS

PRESIDENTE

DR. JESUS ALVAREZ CALDERON

VOCAL

DR. ROSENDO MONROY LOPERENA

VOCAL

DRA. MARIA TERESA LOPEZ ARENAS

VOCAL

DR. BASILIO DEL MURO CUELLAR

SECRETARIO

DR. JOSE DE JESUS ALVAREZ RAMIREZ

En México, D.F., se presentaron a las 10:00 horas del día 8 del mes de agosto del año 2008 en la Unidad Iztapalapa de la Universidad Autónoma Metropolitana, los suscritos miembros del jurado:

DR. JESUS ALVAREZ CALDERON
DR. ROSENDO MONROY LOPERENA
DRA. MARIA TERESA LOPEZ ARENAS
DR. BASILIO DEL MURO CUELLAR
DR. JOSE DE JESUS ALVAREZ RAMIREZ

Bajo la Presidencia del primero y con carácter de Secretario el último, se reunieron a la presentación de la Disertación Pública cuya denominación aparece al margen, para la obtención del grado de:

DOCTOR EN CIENCIAS (INGENIERIA QUIMICA)

DE: GALO RAFAEL URREA GARCIA

y de acuerdo con el artículo 78 fracción IV del Reglamento de Estudios Superiores de la Universidad Autónoma Metropolitana, los miembros del jurado resolvieron:

aprobar

Acto continuo, el presidente del jurado comunicó al interesado el resultado de la evaluación y, en caso aprobatorio, le fue tomada la protesta.