

***ANÁLISIS Y DISEÑO DE ESQUEMAS  
DE CONTROL PARA PROCESOS  
DE SEPARACIÓN***

**Tesis que presenta:**  
M. C. Rocío Solar González  
**Para obtener el grado de:**  
Doctor en Ciencias



**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA**

**UNIDAD IZTAPALAPA**

*DIVISIÓN DE CIENCIAS BÁSICAS E INGENIERÍA  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA DE PROCESOS E HIDRAULICA  
ÁREA DE INGENIERÍA QUÍMICA*

***ANÁLISIS Y DISEÑO DE ESQUEMAS  
DE CONTROL PARA PROCESOS  
DE SEPARACIÓN***

Tesis que presenta:  
M. C. Rocío Solar González

Para obtener el grado de:  
Doctor en Ciencias  
(Ingeniería Química)

Asesor:  
Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez

*México, D.F. Abril de 2005*



## **AGRADECIMIENTOS**

Deseo expresar mi más sincero agradecimiento por el apoyo económico brindado para la realización del presente proyecto al:

### **CONSEJO NACIONAL DE CIENCIA Y TECNOLOGIA**

Agradezco la paciencia y los consejos de los profesores Dr. Eduardo S. Pérez Cisneros, Dr. Julio Ernesto Solís Daun, Dr. Basilio del Muro Cuellar y Dr. Guillermo Fernández Anaya, los cuales ayudaron a mejorar notablemente el contenido y la presentación de esta tesis.

Así mismo, deseo agradecer el apoyo brindado por los profesores Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez y Dr. Rosendo Monroy Loperena, y sobre todo por la confianza y el entusiasmo con el cual colaboraron para el desarrollo de este trabajo.

Con estimación y aprecio deseo agradecer también a mi amiga Alejandra Velasco Pérez por su amistad y apoyo incondicional.

## ***DEDICATORIA***

**A la memoria de un padre maravilloso.**

**Gracias mamá por tu cariño y apoyo.**

**A mis hermanas y hermanos, gracias  
por su paciencia, comprensión y  
ayuda sin la cual no habría sido  
posible alcanzar esta meta.**

# Índice General

<b>Capítulo 1. Introducción General</b>	<b>3</b>
1.1 Motivación y Objetivos	4
1.2 Estado del Arte	7
1.3 Estructura de la Tesis	9
1.4 Trabajos Desarrollados	10
<b>Capítulo 2. Esquema de Control Balanceado para Procesos Reactor/Separador con Material Recirculado</b>	<b>11</b>
2.1 Introducción	12
2.2 Proceso Reactor/Separador con Recirculado	14
2.3 Configuración de Control Convencional	15
2.4 Esquema de Control Balanceado	18
2.5 Conclusiones	28
<b>Capítulo 3. Mejoramiento del Funcionamiento de Control de Sistemas Ternarios con Dos Corrientes de Recirculado</b>	<b>30</b>
3.1 Introducción	31
3.2 Control de Planta Completa	33
3.3 Planteamiento de la Estructura de Control de Planta Completa Mediante una Aproximación Habituada	35
3.4 Simulaciones Numéricas	38
3.5 Conclusiones	40
<b>Capítulo 4. Control Habitudo para Columnas de Destilación Continua con Recipiente Intermedio</b>	<b>41</b>
4.1 Introducción	42
4.2 Descripción y Análisis del Proceso	43
4.3 Planteamiento de la Aproximación de Control Habitudo	46
4.4 Simulaciones Numéricas	49
4.5 Conclusiones	53



<b>Capítulo 5. Expansión de una Configuración de Control de Composición para una Columna de Destilación de Tres Productos Integrados (Petlyuk)</b>	54
5.1 Introducción	55
5.2 Planteamiento del Problema de Control por una Aproximación Habituada	57
5.3 Simulaciones Numéricas	60
5.3.1 Control de Composición Dual	61
5.3.2 Control de Composición de Tres Puntos	64
5.4 Conclusiones	68
<b>Capítulo 6. Conclusiones Generales</b>	70
6.1 Conclusiones	71
6.2 Trabajo a Futuro	72
<b>Parte I. Anexo de Tablas</b>	73
<b>Parte II. Referencias</b>	77

# Capítulo 1

## Introducción General

*En este capítulo se presenta una introducción y los objetivos que se pretenden alcanzar en esta tesis. También se especifican los antecedentes que sirven como fundamento para el planteamiento de la estructura de control que se propone estudiar en este trabajo y que posteriormente será aplicada a los diferentes casos de estudio. Finalmente se describe la organización de la tesis y se listan las publicaciones que resultaron al realizar este trabajo.*



## 1.1 Motivación y Objetivos

Una planta típica en la industria de procesos consiste de un gran número de unidades de proceso, interconectadas a través de flujos de materia y energía; principalmente, mediante una estructura en cascada (serie o paralelo). En una primera etapa, las corrientes de reactantes entran a la planta dentro de una sección de reacción (o en ocasiones en la sección de separación), llevándose a cabo la transformación química para producir las especies deseadas en uno o más de los diferentes tipos de reactores. Posteriormente, el efluente del reactor que usualmente contiene una mezcla de reactantes y productos se alimenta dentro de una sección de separación, donde el producto se retira de los reactantes utilizando diferentes medios. Debido a su valor económico es común que los reactantes sean recirculados nuevamente de la corriente de la unidad de separación hacia el reactor, mientras que los productos se transportan directamente al cliente, alimentando tanques de almacenamiento, o bien son enviados a otras unidades para su posterior procesamiento. Por su parte, la sección de separación usa una o más de las unidades de operación fundamentales como: evaporación, filtración, cristalización, extracción, etc., siendo la destilación la operación más común en la industria de procesos.

Existe un amplio conocimiento de cómo diseñar fácilmente procesos controlables y cómo configurar efectivamente sistemas de control para un gran número de unidades de operación cuando estas unidades se encuentran totalmente independientes. Sin embargo, este conocimiento puede ser directamente aplicado a los problemas de control de planta completa en los cuales un número de unidades de proceso están conectadas de forma secuencial. Durante las últimas décadas, las plantas han integrado la recirculación de flujos a las unidades en una gran extensión del proceso, lo que ha permitido obtener cambios económicos significativos en la planta, lográndose una mejor utilización del material, además de reducir el consumo de energía y contaminación ambiental, al disminuir la emisión de contaminantes. Sin embargo, la presencia de corrientes de recirculado impone la presencia de fuertes interacciones entre las unidades de la planta. Como resultado de esto, el comportamiento dinámico de una unidad dentro de una planta integrada es diferente del comportamiento de la misma unidad cuando opera individualmente. De acuerdo a esto, además de cambiar la dinámica fundamental de una planta, la presencia de flujos de recirculado también da como resultado una estructura de proceso compleja debido a la interconexión entre las unidades, haciéndolo un tema relevante para el desarrollo de estructuras



de control.

Una interesante observación que se ha hecho acerca de los sistemas con recirculación es su tendencia a exhibir variaciones en la magnitud de los flujos recirculados. Los operadores de planta reportan amplios periodos de operación cuando se producen muy pequeños flujos de recirculado. Además existen otros periodos de tiempo cuando las condiciones de alimentación no difieren mucho, en donde los flujos de recirculado se incrementan drásticamente, sobre un considerable periodo de tiempo. Frecuentemente el equipo no puede manipular cargas tan grandes.

Esta alta sensibilidad de los flujos de recirculado a pequeñas perturbaciones es el llamado "*snowball effect*" (efecto de bola de nieve).<sup>1</sup> Es importante notar que esto no es un efecto dinámico, es un fenómeno en estado estacionario; pero tiene implicaciones dinámicas para la propagación de la perturbación y para el control de inventario. Sin embargo, esto no implica que sea independiente de la estructura de control de la planta. Por el contrario, la extensión del *snowball effect* es fuertemente dependiente sobre la estructura de control usada.

Dado que las amplias variaciones en los flujos de recirculado son indeseables en una planta debido a que pueden sobrecargar la capacidad de la sección de separación o mover dicha sección dentro de una region abajo de su mínimo, es importante seleccionar una estructura de control que evite tales efectos.

Desde el punto de vista de control, las plantas con corrientes de recirculación son uno de los principales ejemplos de procesos, que cuentan con grados de libertad adicionales que pueden ser usados en el diseño de estructuras de control.<sup>2</sup> Los grados de libertad adicionales pueden ser usados para controlar la calidad del producto y para satisfacer las especificaciones tanto de regulación de seguridad como ambientales. De esta forma, los grados de libertad remanentes pueden usarse para alcanzar la operación óptima (por ejemplo, minimizar el consumo de energía, maximizar la producción, etc.) o para mejorar el funcionamiento dinámico (por ejemplo, mantener la pureza de las corrientes de recirculado, la presión o la temperatura, etc.).<sup>3</sup> La existencia de grados de libertad adicionales da en consecuencia problemas de control rectangular, esto es, que cuentan con más entradas manipuladas que salidas reguladas, permitiéndonos explotar dicha estructura rectangular para el diseño de controladores redundantes trabajándolos como una estructura de control paralelo (que en este trabajo también es denominada "habitua-



da”), la cual bajo perturbaciones provee una operación más estable y segura que el caso de un control no redundante. En principio, una estrategia de control retroalimentado diseñado dentro de esta estructura en paralelo llevará a una moderada acción y funcionamiento de control a un sistema de lazo cerrado.

Recientemente, el problema de sintetización de controladores retroalimentados para procesos que emplean más variables manipuladas que salidas controladas (es decir, sistemas rectangulares) ha atraído la atención de la comunidad de control de procesos. La motivación depende del hecho que las entradas de control adicional estén disponibles en la práctica, las cuales pueden ser usadas para amortiguar el esfuerzo de control dedicado por los controladores de una simple entrada.<sup>2</sup> Henson *et al.*<sup>4</sup> han proporcionado una buena discusión de las características y ventajas de estas técnicas de control. La idea esencial es aprovechar las características específicas y objetivos de operación de un proceso con dos tipos diferentes de variables de entrada manipuladas: (i) una lenta, de tipo económico y (ii) una rápida, de tipo costoso. La entrada rápida puede ser usada para tener una recuperación rápida a las perturbaciones. Como la entrada lenta afecta la salida, la entrada rápida puede habituarse para retornar la lenta a su valor deseado. El resultado final es lo que se conoce como una estructura de control habituado que puede ser vista como una generalización de las estructura de control en serie<sup>5</sup> y en paralelo.<sup>6</sup>

De acuerdo a lo anterior e inspirados en la estrategia de control habituado propuesta por Henson *et al.*<sup>4</sup> para el control de procesos con más entradas manipuladas que salidas reguladas. A continuación se plantean los objetivos de este trabajo:

- (i) Diseño de un esquema de control retroalimentado habituado aplicándolo a procesos de separación y corrientes de recirculado.
- (ii) Diseño de un esquema de control retroalimentado habituado aplicado a procesos de control de planta completa y corrientes de recirculación.
- (iii) Tratar diferentes aspectos dinámicos de los procesos con corrientes de recirculado con la distribución propuesta.

Con el fin de ilustrar el funcionamiento del control propuesto se realizaron rigurosas simulaciones numéricas bajo condiciones de operación típicas, en cuatro diferentes casos de estudio.



## 1.2 Estado del arte

La dinámica y control de unidades de procesos continuos que operan como unidades en cascada (en serie o en paralelo) ha sido extensamente estudiada por muchos años. Existe un amplio conocimiento de cómo diseñar fácilmente procesos controlables y como configurar efectivamente sistemas de control para un gran número de unidades de operación, cuando dichas unidades se encuentran independientes. Además, este conocimiento puede aplicarse a los problemas de control con unidades intercomunicadas. Resulta frecuente en esta clase de procesos, que las variables manipuladas para mantener la calidad de los productos sean las corrientes internas de cada unidad. Sin embargo, si existen corrientes de recirculado en la planta, el procedimiento para diseñar un sistema de control se vuelve mucho menos claro y ha sido menos estudiado. Los procesos con flujos de recirculado son bastantes comunes, sin embargo sus dinámicas son pobremente entendidas, por lo que ésta es una de las más importantes áreas en procesos de control que aun quedan por investigar.

Los procesos con corrientes de recirculado constituyen uno de los principales ejemplos de problemas de control rectangular, ya que cuentan con grados de libertad adicionales que pueden usarse en el diseño de controladores retroalimentados con más entradas manipuladas que salidas reguladas. Recientemente, el problema de sintetización de controladores retroalimentados para procesos que emplean más variables manipuladas que salidas controladas (es decir, sistemas rectangulares) ha atraído la atención de la comunidad de control de procesos. Muchas estrategias de control se han propuesto en la literatura de control. Tales técnicas incluyen control de posición de válvula,<sup>5</sup> control paralelo,<sup>6</sup> control coordinado,<sup>7</sup> y control  $H_\infty$ .<sup>8</sup> Como ha sido puntualizado por Henson *et al.*<sup>4</sup>, el procedimiento de diseño propuesto por las técnicas de posición de la válvula, control coordinado y paralelo son en gran parte adecuadas. Por otro lado, el control  $H_\infty$  tiene cierta responsabilidad heurística puesto que obtiene una técnica de control aceptable que involucra esfuerzo de diseño significativo para seleccionar apropiadamente funciones de peso en el dominio de la frecuencia.<sup>8</sup> En vista de estas características, Henson *et al.*<sup>4</sup> propone una metodología sistemática de síntesis de controladores motivado en el sistema de control habituado responsable de la regulación de la presión sanguínea en los mamíferos. La idea esencial es aprovechar las características específicas y objetivos de operación de un proceso con dos tipos diferentes de variables manipuladas: (i) una lenta, de tipo económico y (ii) una



rápida, de tipo costoso. El resultado final es una estructura de control habituado que puede ser vista como una generalización de las estructura de control en serie<sup>5</sup> y en paralelo.<sup>6</sup> En un artículo posterior, McLain *et al.*<sup>9</sup> extiende la metodología de control habituado para el caso de procesos no lineales. En el caso no lineal, la habituación del controlador retroalimentado entrada-salida linealizado se obtuvo minimizando el costo que afecta el control.

Los resultados anteriores constituyen un importante avance en la comprensión de la dinámica de los sistemas de control rectangular y en el diseño de controladores retroalimentados para procesos con más entradas de control que salidas reguladas. En particular, la estrategia de control habituado ofrece un marco para el diseño sistemático de controladores redundantes.<sup>4</sup> Motivados en el procedimiento de control habituado propuesto por Henson *et al.*<sup>4</sup> se propone una metodología sistemática para la síntesis de controladores en paralelo la cual es descrita por Alvarez-Ramirez *et al.*<sup>2</sup>, y cuya idea es explotar las características específicas y los objetivos de operación de un proceso con dos tipos diferentes de variables manipuladas. Se propone una aproximación planteada por Larsson *et al.*<sup>10</sup>, y se sigue un procedimiento de síntesis para la dinámica entrada /salida de un controlador simple. El algoritmo de síntesis del controlador está fuertemente basado en la aproximación factorizada.<sup>11</sup> Específicamente, se plantea un procedimiento para obtener un controlador en paralelo el cual consiste de cuatro pasos: (i) factorización de la función de transferencia de la planta, (ii) cálculo de un controlador maestro, (iii) uso de un problema de optimización para obtener un divisor de entrada, y (iv) inversión de ciertos filtros *lead-lag* para obtener las entradas de control actuales.

Como fue hecho por Henson *et al.*<sup>4</sup> una metodología de diseño de control lleva estos problemas a una explotación conveniente de la estructura dinámica del proceso. En principio, los resultados en estas líneas podrían ayudar a obtener una mayor comprensión dentro del diseño sistemático de control para procesos rectangulares, entre los cuales pueden considerarse los procesos de separación. Con lo que se pretende contribuir al mejoramiento de estructuras de control para esta clase de procesos, lográndose un enorme impacto en la sociedad industrial debido a la efectividad en su aplicación industrial.



### 1.3 Estructura de la tesis

Esta tesis se encuentra constituida de seis distintos capítulos, presentados de la siguiente forma:

El primer capítulo contiene una introducción en donde se plantea de manera general los antecedentes que han motivado al desarrollo de este trabajo de tesis, además de presentar los objetivos que se pretenden alcanzar en el mismo, así como las alternativas propuestas para resolver los problemas considerados en el esquema de control propuesto.

Dentro del segundo capítulo se presenta un caso representativo de una planta completa simple, el cual se encuentra constituido por un reactor y una columna de destilación incluyendo una corriente de recirculado que va del separador al reactor. Este caso de estudio permite observar que la estructura de control propuesta mejora la capacidad de recuperación a las perturbaciones en la entrada del proceso, así como también disminuye los efectos snowball presentes en dicho proceso.

Para el tercer capítulo se extiende el caso de la planta completa con un reactor y una columna a un caso más complejo como es el de un sistema ternario dentro de una planta con un reactor y dos columnas, en donde además existen dos corrientes de recirculación de las columnas de separación al reactor. La idea es cambiar las condiciones de operación en el reactor y en la segunda columna de destilación para distribuir el esfuerzo de control de composición ante perturbaciones en la composición de alimentación al sistema.

En el cuarto capítulo se presenta el caso de estudio considerado para aplicar el esquema de control habitado, el cual considera un problema de control de composición dual para una columna de destilación continua con un recipiente intermedio cuando una corriente desagüe esta presente en el recipiente intermedio. Dado que dicho recipiente presenta una respuesta lenta del controlador, la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna se toma como una entrada de control adicional para mejorar la operación de la columna y el funcionamiento del control.

En el quinto capítulo se propone el caso de estudio de una columna de destilación Petlyuk, la cual tiene dos grados de libertad adicionales que pueden usarse para el propósito de optimización. En este caso se estudia el funcionamiento de la configuración de control paralelo, usando parámetros habitados en presencia de perturbaciones.

Finalmente el capítulo seis presenta las conclusiones generales obtenidas del análisis real-

zado a los diferentes casos de estudio en los cuales se aplicó el esquema de control habituado así como el trabajo a futuro que se considera para esta tesis doctoral.

## 1.4 Trabajos Desarrollados

Monroy-Loperena, R.; Alvarez -Ramirez, J.; Solar R. A Balanced Control Scheme for Reactor/Separator Processes with Material Recycle, *Ind. Eng. Chem. Res.*, 2004, 43, 1853.

Monroy-Loperena, R.; Alvarez -Ramirez, J.; Solar R. A Habituating Control for Continuous Middle-Vessel Distillation Columns, *Ind. Eng. Chem. Res.* (Aceptado), 2004.

Monroy-Loperena, R.; Alvarez -Ramirez, J.; Solar R. Expanding a Composition Control Configuration of Integrated Three-Product (Petlyuk) Distillation Columns, *Ind. Eng. Chem. Res.* (Sometido a revisión), 2004.

Monroy-Loperena, R.; Alvarez -Ramirez, J.; Solar R. Improving the Control Behavior of Ternary Systems with Two Recycle Streams, *Ind. Eng. Chem. Res.* (Sometido a revisión), 2004.



## Capítulo 2

# Esquema de Control Balanceado para Procesos Reactor/Separador con Material Recirculado

*El proceso simple reactor/separador con recirculado ha sido recientemente usado como un caso de referencia para tener conocimiento del problema de selección de la estructura de control en plantas completas. Este caso explora el uso de un esquema de control balanceado cuyo propósito es mejorar la capacidad de recuperación a las perturbaciones del proceso controlado. La idea es cambiar las condiciones de operación en el reactor y en el separador para distribuir el esfuerzo del control de composición ante los cambios de producción. Para este fin, se propone una estructura de control en paralelo donde la composición del producto se regula por medio de manipulaciones retroalimentadas simultáneas del flujo de vapor y la temperatura del reactor. De esta forma, el uso de la temperatura del reactor como una entrada de control secundaria reduce los snowballs effect reflejados en grandes cambios en el flujo de vapor bajo relativamente pequeños cambios en la producción. Simulaciones no lineales muestran la efectividad que el control de composición puede obtener con esfuerzos de control de vapor moderados.*



## 2.1 Introducción

El proceso más simple de reactor/separador con material de recirculado (**RSR**) mostrado en la Figura 2.1 ha sido considerada recientemente como punto de referencia para tener idea de la dinámica y control de procesos con recirculado. Trabajos anteriores se enfocan en las dinámicas inducidas por el material recirculado<sup>12-17</sup>. Luyben<sup>15</sup> mostró que el lazo de recirculado puede inducir al llamado “efecto de bola de nieve” (**SBE**, por sus siglas en inglés “*Snowball Effect*”) cuando existen cambios en las condiciones de alimentación. Este efecto se refleja, por ejemplo, en el hecho de que un pequeño cambio en el flujo de alimentación podría conducir a incrementos significativos en los flujos de las corrientes de recirculado. En la práctica, tasas altas de recirculado son indeseables debido a que pueden llevar a incrementar los costos de operación es decir, tasas de vapor altas requeridas en el separador. Con el objetivo de reducir las desventajas de los **SBE**, Wu y Yu<sup>18</sup> proponen usar esquemas de control balanceado para manipular los efectos de las perturbaciones cambiando las condiciones de operación a diferentes unidades del proceso, no sólo uno. Siguiendo estas ideas, Wu *et al.*<sup>19</sup> y Larsson *et al.*<sup>10</sup> han estudiado diversas estructuras de control balanceado para el proceso más simple de **RSR**. Wu *et al.*<sup>19</sup> usaron análisis de sensibilidad a las perturbaciones en estado estacionario para simplificar las estructuras de control balanceado eliminando algunos de los lazos de composición. Fue mostrado que para el proceso más simple de **RSR** en la Figura 2.1 es suficiente sólo un lazo de composición para mantener todas las composiciones cerca de los puntos de referencia. Por otra parte, Larsson *et al.*<sup>10</sup> usó el concepto de control auto-optimizable<sup>20</sup> para tratar el problema de selección de estructura de control. Encontraron que el nivel del reactor debería ser mantenido en su máximo para optimizar el funcionamiento económico. En efecto, este resultado rechaza muchas estructuras de control propuestas en la literatura que son atractivas económicamente, tales como aquellas que proponen una variación del volumen del reactor.<sup>15</sup>

En las estructuras de control propuestas hasta ahora, las *variables extensivas* (es decir, flujos) son usadas para balancear el trabajo igualmente entre las unidades del proceso con los cambios en la tasa de producción. Esto es similar a la aproximación de Georgakis<sup>21</sup> en la cual las variables intensivas se mantienen constantes a diferentes condiciones de operación. La distribución del trabajo de control se hace buscando emparejar apropiadamente uno a uno, la salida controlada y una entrada manipulada. Por otra parte, en todos los esquemas de control



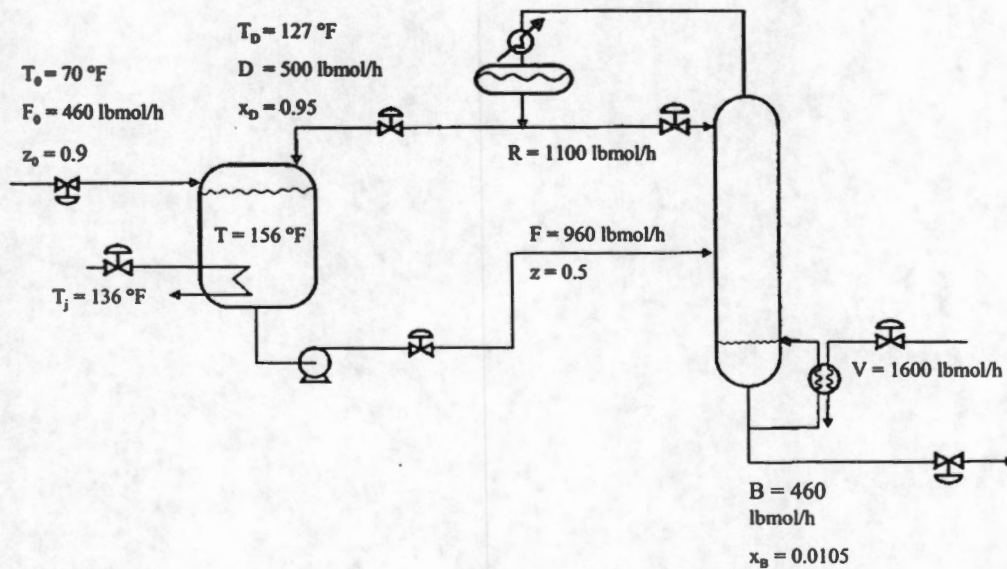


Figura 2.1. Diagrama esquemático del proceso RSR

balanceado reportados en la literatura la temperatura del reactor se mantiene constante manipulando el flujo de enfriamiento de la chaqueta. Sin embargo, la temperatura del reactor es una variable *intensiva* que puede cambiarse para inducir cambios significativos de composición con relativamente pequeños esfuerzos de control en estado estacionario. De un esquema de control cascada, el punto de referencia de temperatura del reactor puede verse como un grado de libertad adicional que puede explotarse dentro de un rango de operación seguro, para mejorar el funcionamiento del proceso controlado. Un problema interesante, es como manipular la temperatura del reactor para mitigar el esfuerzo de control dedicado al balance de la estructura de control retroalimentado, basado sólo en variables extensivas. Este trabajo enfoca este problema explorando una alternativa de estructura de control balanceado para controlar los procesos RSR. Las principales características del esquema de balance propuesto son las siguientes:

- La temperatura de referencia del reactor se usa como una entrada manipulada para el propósito de control retroalimentado. De esta forma, el esquema de control balanceado usa ambas variables manipuladas extensivas e intensivas.
- Una estructura de control en paralelo, también llamada *habituating* (habitudo)<sup>4</sup>, es usada para distribuir el esfuerzo de control entre el reactor y el separador. La idea es manipular simultáneamente la temperatura del reactor y la razón de vapor para regular la composición del producto del proceso. Como resultado, las consecuencias adversas del SBE (es decir, tasas altas de flujo de recirculado) son reducidas por medio de relativamente pequeños cambios en la temperatura del reactor.

En la segunda sección de este capítulo se presenta el proceso reactor separador con el fin de analizar la respuesta del proceso de recirculado a cambios en las condiciones de alimentación. Posteriormente dentro de la tercera sección del capítulo se describe la configuración de control convencional para el proceso permitiendo mostrar que este tipo de estrategias no superan las adversidades de los SBEs. En la sección cuarta se plantea el esquema de control propuesto combinando las condiciones de operación en el reactor y en el separador lo que permitirá distribuir el esfuerzo de control de composición ante cambios en la alimentación. Finalmente la quinta sección comprende simulaciones no lineales rigurosas mostrando que el control de composición resulta efectivo al obtenerse esfuerzos de control de vapor moderados ante cambios en la tasa



de flujo de alimentación.

## 2.2 Proceso Reactor y Separador con Recirculado

El proceso RSR de referencia y los datos de diseño son tomados del trabajo de Wu y Yu<sup>18</sup>. El modelo asume una alimentación binaria con condiciones de alimentación nominal  $z_0 = 0.9$  *fraccion mol*,  $F_0 = 460$  *kmol/h* y  $T_0 = 70$  *F*. El reactor tiene un volumen máximo de 2800 *kmol*, y una reacción de primer orden  $A \rightarrow B$  está tomando lugar. La columna de destilación tiene 22 etapas incluyendo un rehervidor y un condensador, liquido alimentado en la etapa 13, volatilidad relativa constante  $\alpha_{AB} = 2$ , y flujos molares constantes. El requerimiento de pureza para el producto es  $x_B = 0.0105$  *fraccion mol*. La temperatura de operación nominal  $T = 156$  *F*, correspondiente a la concentración nominal del reactor de  $x_r = 0.43$  *fraccion mol*. La Figura 2.1 describe el proceso RSR y sus condiciones de operación nominal.

Describamos brevemente el SBE presentado por Luyben<sup>12-14</sup>. La idea es describir que puede pasar al proceso de recirculado en respuesta a un cambio en las condiciones de alimentación. Después de los balances de materiales en estado estacionario en el reactor y el separador, se concluye que el flujo de recirculado  $D$  puede ser expresado como

$$D = \frac{F_0 - \beta x_B}{\beta x_D / F_0 - 1} \quad (2.1)$$

donde

$$\beta = \frac{kV_R}{z_0 - x_B} \quad (2.2)$$

Puesto que el proceso RSR está comúnmente diseñado para operar en condiciones de alta pureza, es útil observar el caso limitante en el cual  $x_D \rightarrow 1$  y  $x_B \rightarrow 0$ . Bajo estas condiciones, obtenemos

$$D = \frac{z_0 F_0^2}{kV_R - z_0 F_0} \quad (2.3)$$

Se nota puesto que  $kV_R - z_0 F_0 > 0$ , un incremento en las condiciones de alimentación  $F_0$  y  $z_0$  aumenta el numerador y disminuye el denominador. Este efecto puede ser explicado como sigue: Como  $F_0$  y  $z_0$  se incrementan bajo la temperatura y el volumen del reactor, entonces la composición del reactor se incrementa y a su vez, la composición de alimentación del separador



también se incrementa. A fin de conocer las especificaciones de composición del producto, el flujo de vapor debe ser incrementado, lo cual induce a incrementos subsecuentes en el reflujo y en los flujos de recirculado.

## 2.3 Configuración de Control Convencional

El objetivo de esta sección es describir una configuración de control convencional para el proceso RSR. Para este caso nos basamos en una pareja entrada/salida de aproximaciones prácticas tradicionales para el control de columnas de destilación y reactores químicos. Artículos previos<sup>10,19</sup>, mostraron que los esquemas de control convencionales no superan las adversidades de los SBEs. En la sección subsecuente, la estructura de control convencional será modificada para obtener un esfuerzo de control balanceado distribuyendo el trabajo en la columna de destilación y el reactor químico.

En términos de posibles entradas manipuladas, los procesos RSR tienen muchos grados de libertad, los cuales deben ser especificados o vinculados a una salida controlada a fin de garantizar una operación estable. La menor jerarquía del control corresponde al control de nivel (por ejemplo, volumen) el cual debe ser implementado a fin de asegurar una operación segura del equipo. En el caso de los procesos mostrados en la Figura 2.1, existen tres niveles a ser regulados, dos de ellos corresponden a los tanques del rehervidor y condensador en la columna de destilación y el tercero corresponde al volumen del reactor. Siguiendo los resultados precedentes para el control de los procesos RSR (ver, por ejemplo, Wu *et al.*<sup>19</sup> y Larsson *et al.*<sup>10</sup>), la pareja para el control de nivel se plantean de la manera siguiente:

- *Volúmenes de la columna de destilación.* Uso del flujo de destilado  $D$  para regular el nivel del tanque del condensador. Por otra parte, uso del flujo de fondos  $B$  para regular el volumen del tanque rehervidor.
- *Volumen de Reactor.* La variación del volumen del reactor ha sido propuesta como una alternativa para obtener una operación balanceada de los procesos RSR.<sup>18</sup> Sin embargo a causa de las restricciones de operación fijadas (por ejemplo, área de transferencia de calor), prácticamente existe cierta oposición a variar el volumen del reactor durante una operación normal. Por otra parte, partiendo de consideraciones económicas, Larsson *et*

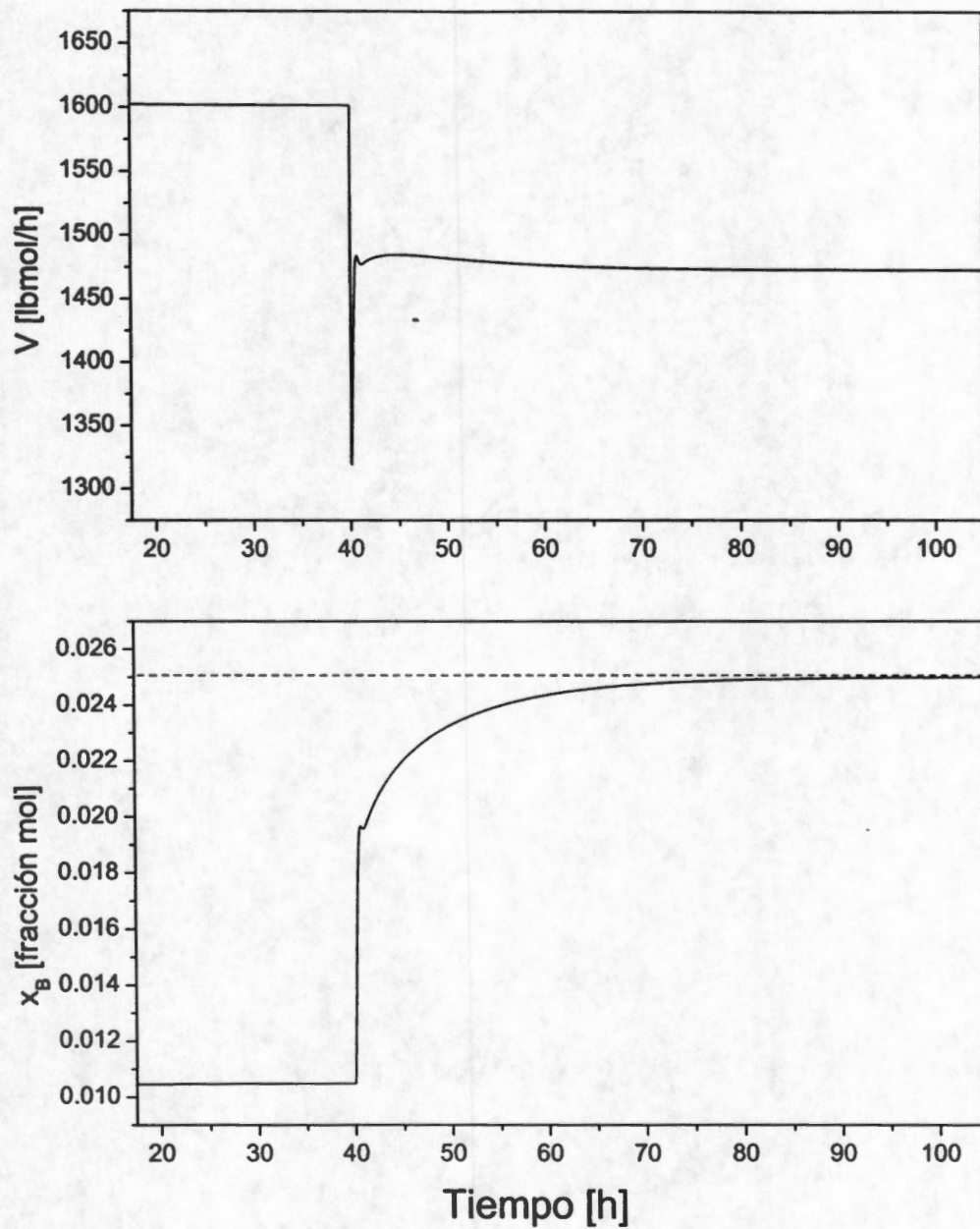


*al.*<sup>10</sup> ha mostrado que maximizar el volumen del reactor minimiza el SBE y maximiza el ingreso económico del proceso. Basados en estas consideraciones, las estructuras de control con variación en el volumen del reactor están descartados en este trabajo. Larsson *et al.*<sup>10</sup> sugieren, que el reactor sea restringido a operar en un valor de volumen máximo y constante. El efluente del reactor  $F$  es entonces usado para regular el volumen del reactor.

En consecuencia, se toma un control de nivel perfecto en la columna de destilación y en el reactor. De esta forma, por ejemplo, el control de nivel implica que  $F(t) = F_0(t) + D(t)$ , para todo  $t \geq 0$ . Dado que  $D$ ,  $R$  y  $B$  se usan para el control de inventario, los grados de libertad de la razón de vapor  $V$  deben ser especificados a fin de satisfacer el balance de material de la columna de destilación, recordando que la tarea del proceso es convertir el reactante  $A$  en el producto  $B$ . De esta forma, el objetivo del proceso RSR es obtener la mayor cantidad del producto  $B$  en el efluente del proceso; es decir, en el flujo de fondos. Consecuentemente, un objetivo de control será regular la composición en los fondos  $x_B$ . En un resultado clásico de control de columnas de destilación, el flujo de vapor  $V$  ha sido usado para regular la composición en los fondos  $x_B$  (ver, por ejemplo, Morari y Zafriou<sup>22</sup> entre otras referencias). Entre otras razones para tomar la pareja entrada/salida está que el flujo de vapor tiene un efecto casi inmediato (es decir, bajos retardos de transporte) en la dinámica del tanque del rehervidor. De esta forma, se propone la siguiente pareja entrada/salida:

- *Composición de fondos.* Uso de la razón de vapor  $V$  para regular la composición en los fondos  $x_B$ . El requerimiento de pureza para el producto es  $x_B \leq 0.0105$  fracción mol.

A continuación, consideremos la operación del reactor químico. En general, los reactores industriales son operados en un rango limitado de temperatura  $I_T = [T_{\min}, T_{\max}]$  alrededor de un punto de operación nominal  $\bar{T}$ . Existen muchas razones para imponer esta restricción. Por ejemplo, la reacción química  $A \rightarrow B$  puede llevarse a cabo por medio de catálisis cuyo rango de temperatura óptimo esta alrededor de  $\bar{T}$ . Grandes desviaciones de la temperatura de operación nominal  $\bar{T}$  pueden inducir pérdidas en la eficiencia catalítica o desactivación. De esta forma, el punto de referencia de la temperatura del reactor  $T_{sp}$  debe estar contenida en el rango  $I_T$ . Se usa la siguiente pareja entrada/salida convencional para regular la temperatura del reactor:



**Figura 2.2.** Respuesta de la configuración de control convencional a un cambio escalón en el punto de referencia de la composición de fondos.

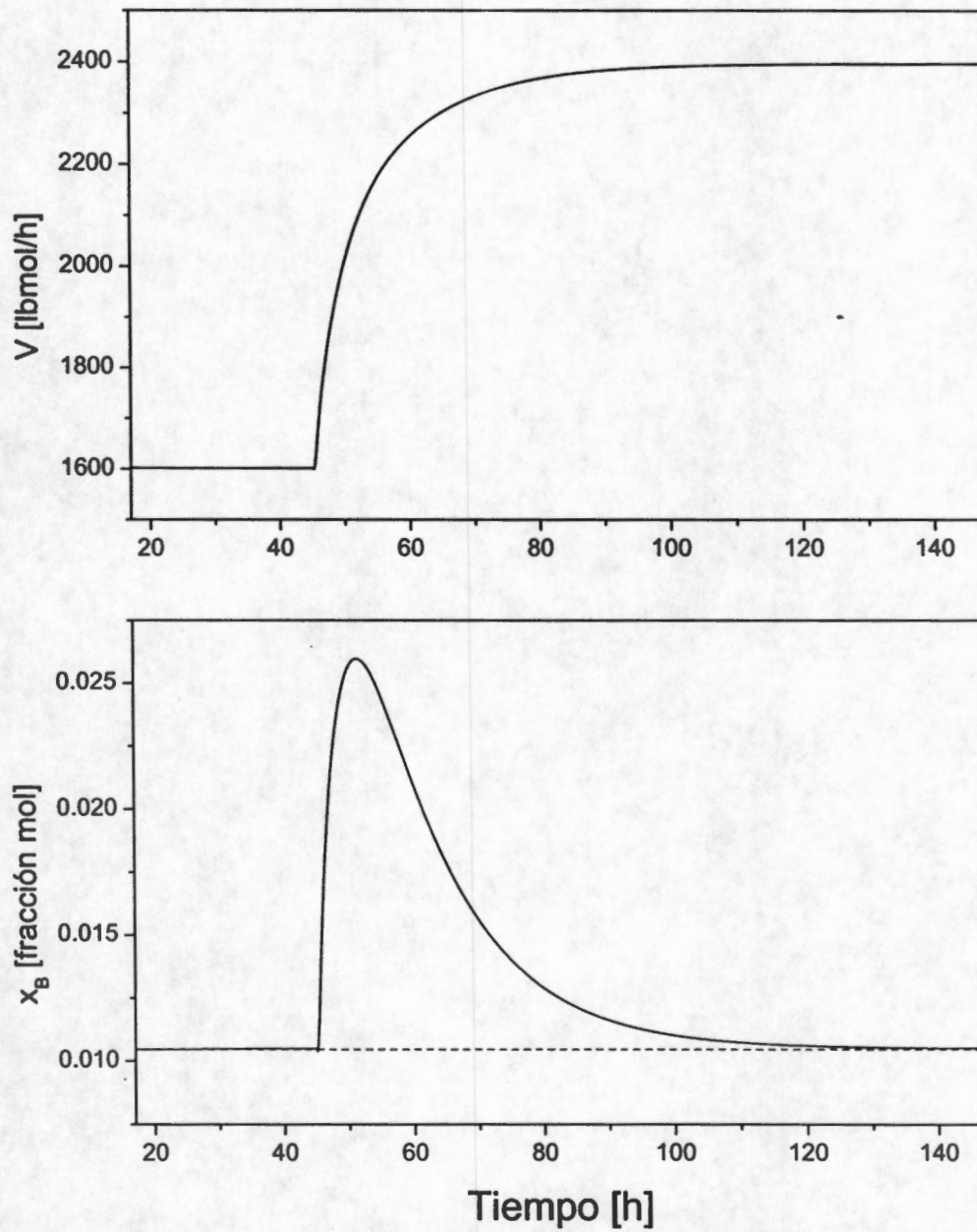


- *Temperatura del reactor.* Uso de la temperatura de chaqueta  $T_j$  para regular la temperatura del reactor a un punto de referencia  $T_{sp} \in I_T$ .

El sintonizado clásico de compensadores PI con guías de sintonizado tipo IMC son implementadas en los lazos de composición en el flujo de fondos y la temperatura del reactor. Mediciones de retardo para la temperatura y composición fueron tomados como 1 y 6 minutos, respectivamente. Los parámetros del controlador de temperatura del reactor son los mismos de Wu and Yu<sup>18</sup> (ver también Wu *et al.*<sup>19</sup>); es decir,  $K_{c,T} = -1.81 \times 10^{-2}$  y  $\tau_{I,T} = 3.14$  h. Por otra parte, la respuesta al cambio escalón entrada/salida para la trayectoria  $V \rightarrow x_B$  alrededor del punto de operación nominal (descrito en la Figura 4.1) puede ser aproximada con un modelo estable de primer orden (esto es, una constante de tiempo) como sigue:

$$\frac{\Delta x_B}{\Delta V} = \frac{K_{Vx_B}}{\tau_{Vx_B}s + 1} \exp(-\theta_{x_B}s) \quad (2.4)$$

donde la ganancia en estado estacionario  $K_{Vx_B} = -8.25 \times 10^{-5}$  fracción mol h/lbmol y la constante de tiempo  $\tau_{Vx_B} = 5.4$  h. El tiempo de retardo  $\theta_{x_B} = 0.1$  h para la medición de retardo de composición. Las guías de sintonizado tipo IMC<sup>22</sup> con constante de tiempo a lazo cerrado de  $\tau_{Vx_B}^c = 0.75\tau_{Vx_D}$  dando una ganancia de control de  $K_{c,x_B} = 1.61 \times 10^4$  lbmol/(h mol fraction) y tiempo integral de  $\tau_{I,x_B} = 5.4$  h. Las Figuras 2.2 y 2.3 muestran la respuesta del sistema de control bajo un cambio de referencia en la composición de fondos  $x_B$  y una perturbación del +25% en el flujo de alimentación  $F_0$ . De estas simulaciones la temperatura de reactor es controlada a su valor nominal  $\bar{T} = 156$  F, tal que el sistema de control ajusta sólo las condiciones de operación de la columna para mantener la especificación del producto. En el caso de cambio de punto de referencia, se nota que el sistema de control tiene una respuesta inicial rápida, y posteriormente la convergencia es lenta debido principalmente a cambios en las corrientes de recirculado requeridas para mantener la columna y el volumen del reactor en sus valores de referencia. Este comportamiento lento es claramente observado en la respuesta del sistema de control para rechazar las perturbaciones en los flujos de alimentación (ver Figura 2.3). Un ajuste excesivo de los parámetros del controlador pueden llevar a un comportamiento oscilatorio debido principalmente a la excitación de la dinámica de recirculado de alta frecuencia<sup>12</sup>.



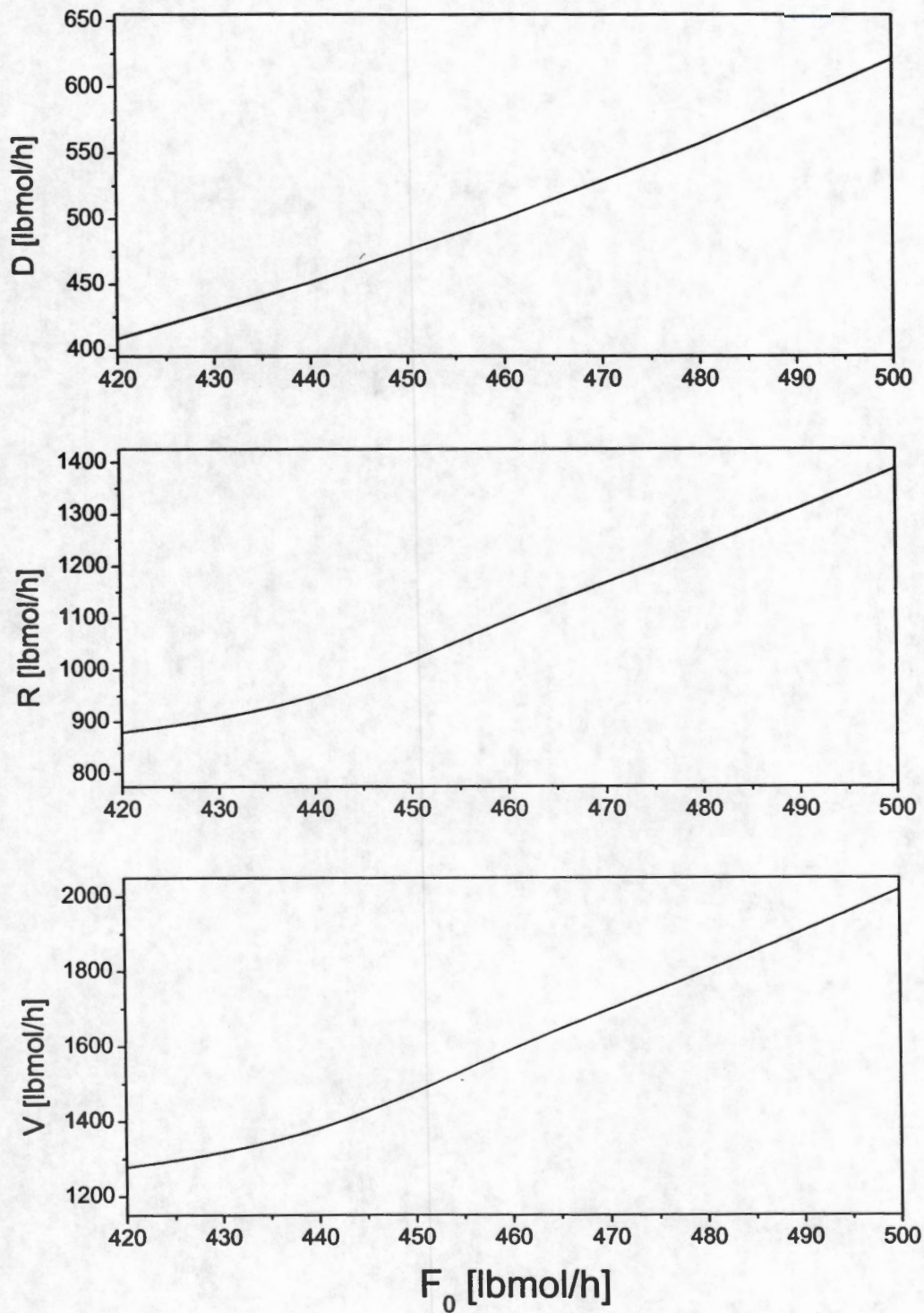
**Figura 2.3.** Respuesta de la configuración de control convencional a un cambio escalón del 25% en la velocidad de flujo de alimentación.



Aunque el sistema de control es capaz de llevar a cabo cambios de referencia y rechazo de perturbaciones de una manera estable, los SBEs en la operación de los sistemas de control convencional son desplegados. En efecto, la Figura 2.3 muestra que, para un cambio del +25% en el flujo de alimentación  $F_0$ , el sistema de control induce un cambio del +70% en el flujo de vapor  $V$ . Efectos similares son observados en el destilado  $D$  y el reflujo  $R$ . La Figura 2.4 muestra una función en estado estacionario de los flujos  $D$ ,  $R$  y  $V$  como una función del flujo de alimentación  $F_0$ . Para las mismas condiciones de operación como en las Figuras 2.2 y 2.3. Se nota que el flujo de destilado  $D$  cambia linealmente con  $F_0$ , con una pendiente del orden de 2.7. El excesivo uso de material de recirculado y evaporado en el proceso pueden llevar a incrementos inaceptables en los costos de operación y, consecuentemente, a un decremento significativo en el ingreso del proceso. Por ejemplo, para cada nueva lbmol de material de alimentación, más de dos lbmol tienen que ser evaporadas en los fondos de la columna y bombeadas dentro del reactor. Además para el impacto económico negativo, tales requerimientos de vaporización excesivo pueden no ser posibles debido a las limitaciones de equipamiento (esto es, el flujo de vapor puede lograr su máximo valor  $V_{max}$ ). Esta situación muestra que las estructuras de control convencional trabajan bastante bien cuando son usadas en un solo equipo, y pueden desplegar un funcionamiento pobre cuando son usadas en un proceso de equipos intercomunicados, tales como el proceso simple RSR en la Figura 2.1.

## 2.4 Esquema de Control Balanceado

La carga excesiva del equipo de vaporización ante una perturbación en el flujo de alimentación (ver Figura 2.4) es inducido por un desequilibrio en el esquema de control convencional. En efecto, ante una perturbación en el flujo de alimentación, el esquema de control convencional ajusta las condiciones de operación sólo para la columna de destilación incrementando la razón de vaporización. Dada la estructura del esquema de control convencional, tal ajuste se requiere para compensar los incrementos en la columna de alimentación, los cuales son inducidos por decrementos en la conversión del reactor debido principalmente a una reducción en el tiempo de residencia (a su vez, inducidos por incrementos en la alimentación del reactor. Muchos esquemas de control no convencional para superar las consecuencias adversas de los



**Figura 2.4.** Flujos del separador en estado estacionario como una función de la velocidad de flujo de alimentación para la configuración de control convencional.



SBE han sido propuestas. La idea básica es el balance del esfuerzo de control distribuyendo el trabajo en ambos equipos: la columna de destilación y el reactor químico. Luyben<sup>15</sup> y Wu y Yu<sup>18</sup> proponen variar el volumen del reactor a fin de compensar los incrementos en la alimentación del reactor. La explicación es que los incrementos de flujo de alimentación del reactor inducido por incrementos en la alimentación pueden ser compensados (al menos parcialmente) por incrementos en el tiempo de residencia del reactor, tal que la conversión del reactor sea mantenida alrededor del valor nominal. De esta forma, el procesamiento de trabajo dedicado por la columna de destilación puede ser reducido con una consecuente reducción en el flujo de vaporización. Aunque las estrategias de control basadas en la vaporización del volumen del reactor son atractivas, muchos problemas de implementación prácticos pueden presentarse, incluyendo el efecto que los operadores pueden ser flexibles para variar los niveles del reactor durante la operación normal. Por otra parte, Larsson *et al.*<sup>10</sup> ha señalado que la fase líquida del reactor debería normalmente ser operada a un volumen máximo (nivel del líquido) a fin de optimizar la economía en estado estacionario. Siguiendo estas ideas, Larsson *et al.*<sup>10</sup> ha propuesto un esquema de control donde el volumen del reactor sea mantenido a su máximo nivel y el esfuerzo de control sea distribuido controlando la razón  $R/F$ . De esta forma, la relación  $R/F$  juega el papel de variable auto-optimizable en el sentido que el punto de referencia constante proporciona una pérdida económica aceptable. De esta forma, fijando los valores de  $R/F$ , los flujos adicionales son redistribuidos entre el proceso de separación (via recálculo del reflujo  $R$ ) y el reactor. De una forma diferente desarrollada abajo, la idea de Larsson *et al.*<sup>10</sup> de distribuir el trabajo de procesamiento ante las perturbaciones en la alimentación será explotada para diseñar un esquema de balance de control basado en la manipulación de la temperatura del reactor. Específicamente, mientras la aproximación de Larsson y colaboradores se basa en redistribuir la entrada excesiva de flujos al proceso (via perturbaciones en la alimentación), nuestra aproximación se basa en redistribuir el trabajo de procesamiento entre el equipo reactante y el de separación.

Es muy probable que el esquema de control convencional descrito en la sección anterior sea instalado en el equipo existente. Por otra parte, la implementación de un nuevo esquema de control puede ser dificultado debido, por ejemplo, por la reducción de presupuestos (como en los países en vías de desarrollo). Consecuentemente, se da una modificación relativamente pequeña

en el esquema de control convencional propuesto para encargarse de los SBEs. Siguiendo ideas de Luyben<sup>15</sup>, el objetivo es obtener un esquema de control balanceado distribuyendo el trabajo en ambos equipos. Contrariamente al esquema de control balanceado reportado hasta ahora, proponemos variar la operación de temperatura del reactor a fin de compensar, al menos parcialmente, decrementos en la conversión del reactor. De esta forma, la operación de la columna de destilación no se encuentra tan afectada al producir incrementos no excesivos del flujo de vaporización. La explicación tras esta idea de control es que a causa de la dependencia exponencial de la reacción con temperatura (es decir, Arrhenius), pequeños cambios en la temperatura de operación inducirían grandes cambios en la conversión del reactor.

Cambiar la temperatura de operación dentro de un rango limitado tendrá un efecto en estado estacionario a través de su efecto en la conversión. De esta forma, si se detecta un trabajo excesivo en la columna de separación, reflejado en un flujo de vaporización significativo, un ajuste en la temperatura del reactor debería ser hecho lo cual, a su vez deberá producir un decremento en la composición de alimentación de la columna. Esta acción de control alivia la operación de esfuerzo de control dedicado al proceso de separación. En este punto, una pregunta natural debe ser abordada: ¿Cómo puede ser implementado el ajuste en la temperatura de operación del reactor dentro de un marco automático y de retroalimentación? En otras palabras, ¿cómo implementar un esquema de control retroalimentado para manipular simultáneamente la temperatura de operación del reactor  $T_{sp}$  y la razón de vapor  $V$  a fin de distribuir el esfuerzo de control ante las perturbaciones en la alimentación? Para proporcionar una respuesta a este pregunta, recurrimos a las metodologías de diseño de control en paralelo (por ejemplo, habituado).<sup>4</sup> Para este fin, se hacen las siguientes consideraciones:

- Para la regulación de la composición en los fondos, el punto de referencia de la temperatura del reactor  $T_{sp}$  es manipulado dentro de un rango de operación seguro  $I_T$  alrededor del valor  $\bar{T}$  (es decir,  $\bar{T} \in I_T$ ). Una vez que el comportamiento correctivo de  $T_{sp}$  ha sido especificado mediante una función de retroalimentación  $T_r = \phi_M(x_B)$ , la temperatura del reactor es modificada por medio de una estructura de control en cascada donde la función  $\phi_M(x_B)$  juega el papel de controlador maestro y un controlador estándar tipo PI-IMC actúa como controlador esclavo<sup>22</sup>.



- Para diseñar un controlador retroalimentado a fin de manipular el punto de referencia de la temperatura del reactor  $T_{sp}$  y el flujo de vapor  $V$ , un modelo entrada/salida no cuadrático  $2 \times 1$  es formulado como sigue:

$$y(s) = G_1(s)u_1(s) + G_2(s)u_2(s) \quad (2.5)$$

donde por conveniencia la siguiente notación ha sido usada:  $y(s) = \Delta x_B(s)$  es la salida regulada, y  $u_1(s) = \Delta V(s)$  y  $u_2(s) = \Delta T_r(s)$  son las entradas manipuladas. De esta forma, el problema es diseñar un controlador retroalimentado en paralelo  $u(s) = C(s)e_y$ , donde  $u(s) = (u_1(s), u_2(s))$ ,  $C(s) = (C_1(s), C_2(s))$  y  $e_y(s) = y_{sp}(s) - y(s)$  es el error de regulación, tal que  $e_y(t) \rightarrow 0$  asintóticamente. Nótese que el controlador retroalimentado resultante manipula en forma paralela ambas entradas de control  $u_1(s)$  y  $u_2(s)$  para regular una sola salida  $y(s)$ .

- De la respuesta en escalón alrededor del punto de operación nominal, encontramos que la dinámica entrada/salida puede ser aproximadamente modelada como un proceso estable de primer orden descrito como sigue:

$$G_1(s) = \frac{K_{Vx_B}}{\tau_V s + 1} \exp(-\theta_{x_B} s) \quad (2.6)$$

y

$$G_2(s) = \frac{K_{Tx_B}}{\tau_T s + 1} \exp(-\theta_{x_B} s) \quad (2.7)$$

Esto es, las dinámicas entrada/salida  $V \rightarrow x_B$  y  $T_{sp} \rightarrow x_B$  son modeladas como un proceso estable de primer orden. El operador de tiempo de retardo  $\exp(-\theta_{x_B} s)$  representa los retardos en las mediciones de composición. En el caso de los procesos RSR (ver Figura 2.1) obtenemos el siguiente conjunto de parámetros:  $K_{Vx_B} = -8.25 \times 10^{-5}$  fracción mol h/lbmol,  $\tau_V = 3.14$  h,  $K_{Tx_B} = -1.81 \times 10^{-2}$  fracción mol/°R y  $\tau_T = 5.4$  h.

Motivados en el sistema de control habituado responsable de la regulación de la presión sanguínea en los mamíferos, Henson *et al.*<sup>4</sup> propone una metodología sistemática para la síntesis de controladores en paralelo. La idea es explotar las características específicas y los objetivos de operación de un proceso con dos tipos diferentes de variables manipuladas: (i) una lenta, de tipo



económico, y (ii) una rápida, de tipo costoso. Esto es, ya que la operación del reactor involucra procesos de calentamiento/enfriamiento y el equipo de separación requiere vapor calentado, se espera que la manipulación del flujo de vapor sea más costosa que la manipulación de la temperatura del reactor  $T_{sp}$ . Esto debido a que en la química típica, la relación  $Cp/\lambda_v$  es el calor de vaporización: en general, es más costoso vaporizar que calentar (dentro de un cierto rango práctico de temperatura) un líquido de la industria química. De esta forma, sería esperado que pequeños cambios en la temperatura de operación de reacción tendrán un impacto significativo en la carga de velocidad de vaporización del proceso de separación. De esta forma, el esfuerzo de control dedicado a regular la composición del producto al final del proceso se distribuye entre la manipulación de la temperatura del reactor que es económica pero de respuesta lenta y la manipulación de la velocidad de flujo de vapor que es costosa pero de respuesta rápida.

De la aproximación de Henson *et al.*<sup>4</sup>, se propone un procedimiento de síntesis para la dinámica entrada /salida de un controlador simple dado por las ecuaciones (2.5) a (2.7). El algoritmo de síntesis del controlador esta fuertemente basado en la aproximación factorizada<sup>11</sup>. Específicamente, el procedimiento para obtener un controlador en paralelo consiste de cuatro pasos (ver Figura 2.5): (i) factorización de la función de transferencia de la planta, (ii) cálculo de un controlador maestro, (iii) uso de un problema de optimización para obtener un divisor de entrada, y (iv) inversión de ciertos filtros *lead-lag* para obtener las entradas de control actuales.

Los pasos para el diseño de control son descritos como sigue: (i) **Factorización**. Una factorización del proceso (2.5)-(2.7) puede ser dado como sigue:

$$y(s) = H(s) [K_{V_{x_B}} u_1(s) + K_{T_{x_B}} F_{LL}(s) u_2(s)] \quad (2.8)$$

donde

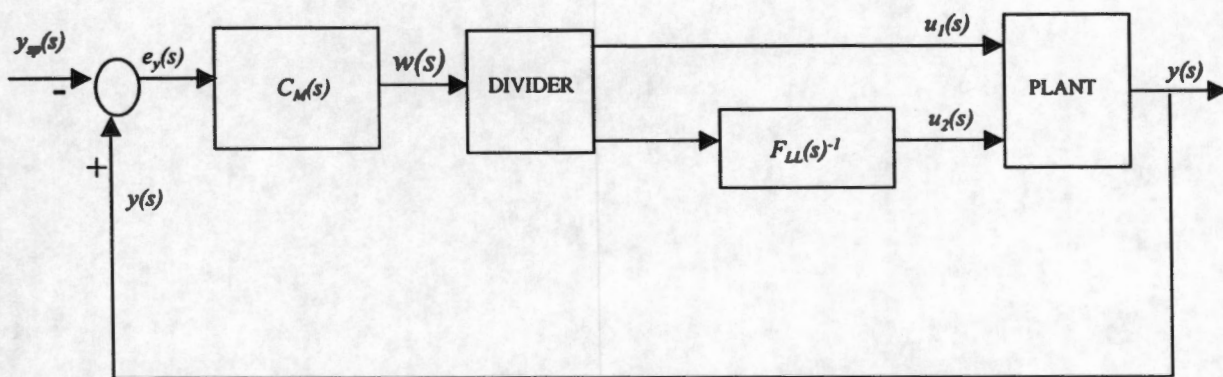
$$H(s) = \frac{\exp(-\theta_{x_B} s)}{\tau_V s + 1}$$

y  $F_{LL}(s)$  es un filtro *lead-lag* dado por

$$F_{LL}(s) = \frac{\tau_V s + 1}{\tau_T s + 1} \quad (2.9)$$

Nótese que  $F_{LL}(0) = 1$ . (ii) **Cálculo del Control Maestro**. El segundo paso consiste en el





**Figura 2.5.** Diagrama esquemático de la estructura de control paralelo.

cálculo de un controlador maestro  $C_M(s)$  para la planta  $H(s)$ . La idea es obtener un controlador simple para regular la salida  $y(s)$  de un problema de control estandar con entrada simple y una salida (SISO). Para este fin, presentamos la entrada de control intermedio  $w(s)$  definido como sigue:

$$w(s) = K_{V_{x_B}} u_1(s) + K_{T_{x_B}} F_{LL}(s) u_2(s) \quad (2.10)$$

de modo que obtenemos la planta SISO

$$y(s) = H(s)w(s) \quad (2.11)$$

Se nota que  $H(s)$  es un proceso estable, con ganancia unitaria en estado estacionario (esto es,  $H(0) = 1$ ) y con un retardo de entrada de  $\theta_{x_B}$ . Para este tipo de plantas, pueden ser usado sintonizado de controladores clásicos PI con guías de sintonizado tipo IMC<sup>22</sup>. En efecto, si

$$C_M(s) = K_{c,M} \left( 1 + \frac{1}{\tau_{I,M}s} \right)$$

entonces

$$\begin{aligned} K_{c,M} &= \frac{\tau_V}{\tau_{c,M} + \theta_{x_B}} \\ \tau_{I,M} &= \tau_V \end{aligned} \quad (2.12)$$

donde  $\tau_{c,M}$  es una constante de tiempo a lazo cerrado prescrita, la cual, como una regla heurística, puede tomarse del orden de 0.5 a 0.75 veces  $\tau_V$ . (iii) **Cálculo del Divisor de Entrada de Control.** Hemos calculado la entrada de control maestro  $w(s)$  para asegurar la estabilidad del sistema a lazo cerrado y la trayectoria asintótica de la salida deseada  $y_{sp}$ . Sin embargo, la entrada de control  $w(s)$  está compuesta por las contribuciones de las dos entradas de control independientes  $K_{V_{x_B}} u_1(s)$  y  $K_{T_{x_B}} F_{LL}(s) u_2(s)$ . En este punto, se requiere un procedimiento para distribuir la entrada de control  $w(s)$  dentro de tales contribuciones. Diversas estrategias pueden ser seguidas, dentro del campo de reglas heurísticas formales algunas basadas en el problema de control óptimo (por ejemplo,  $H_\infty$ ) (ver Morari y Zafiriou<sup>22</sup>). Similar a la aproximación de McLain *et al.*<sup>9</sup> para el control no lineal paralelo, la regularización del problema de control rectangular es hecho por medio de minimización de costos asociados que afectan el control. Sea



$v_2(s) = F_{LL}(s)u_2(s)$  y siguiendo el problema de optimización de mínimos cuadrados se plantea:

$$\min_{(u_1, u_2)} \frac{1}{2} \left[ \beta (K_{V_{x_B}} u_1(s))^2 + (1 - \beta) (K_{T_{x_B}} F_{LL}(s) v_2(s))^2 \right] \quad (2.13)$$

sujeto a las restricciones

$$K_{V_{x_B}} u_1(s) + K_{T_{x_B}} v_2(s) = w(s) \quad (2.14)$$

donde  $0 \leq \beta \leq 1$  es una constante que da el peso del papel de las "entradas"  $K_{V_{x_B}} u_1(s)$  y  $K_{T_{x_B}} v_2(s)$ . De esta forma, podemos ver que (2.13) y (2.14) corresponden a un problema de optimización a cierto tiempo donde las entradas de control calculadas  $u_1(s)$  y  $u_2(s)$  minimizan el índice de mínimos cuadrados (2.13) para el instante de tiempo  $t$ . Puesto que el principal objetivo de este trabajo es mostrar cómo el control paralelo puede ser usado para mejorar la operación de procesos con recirculado, nos limitamos al caso de cierto tiempo (2.13) para mantener la simplicidad en la presentación. Usando los métodos del operador de Lagrange<sup>23</sup>, el problema de optimización (2.13)-(2.14) lleva a la conclusión que  $u_1(s)$  y  $u_2(s)$  deben satisfacer las relaciones

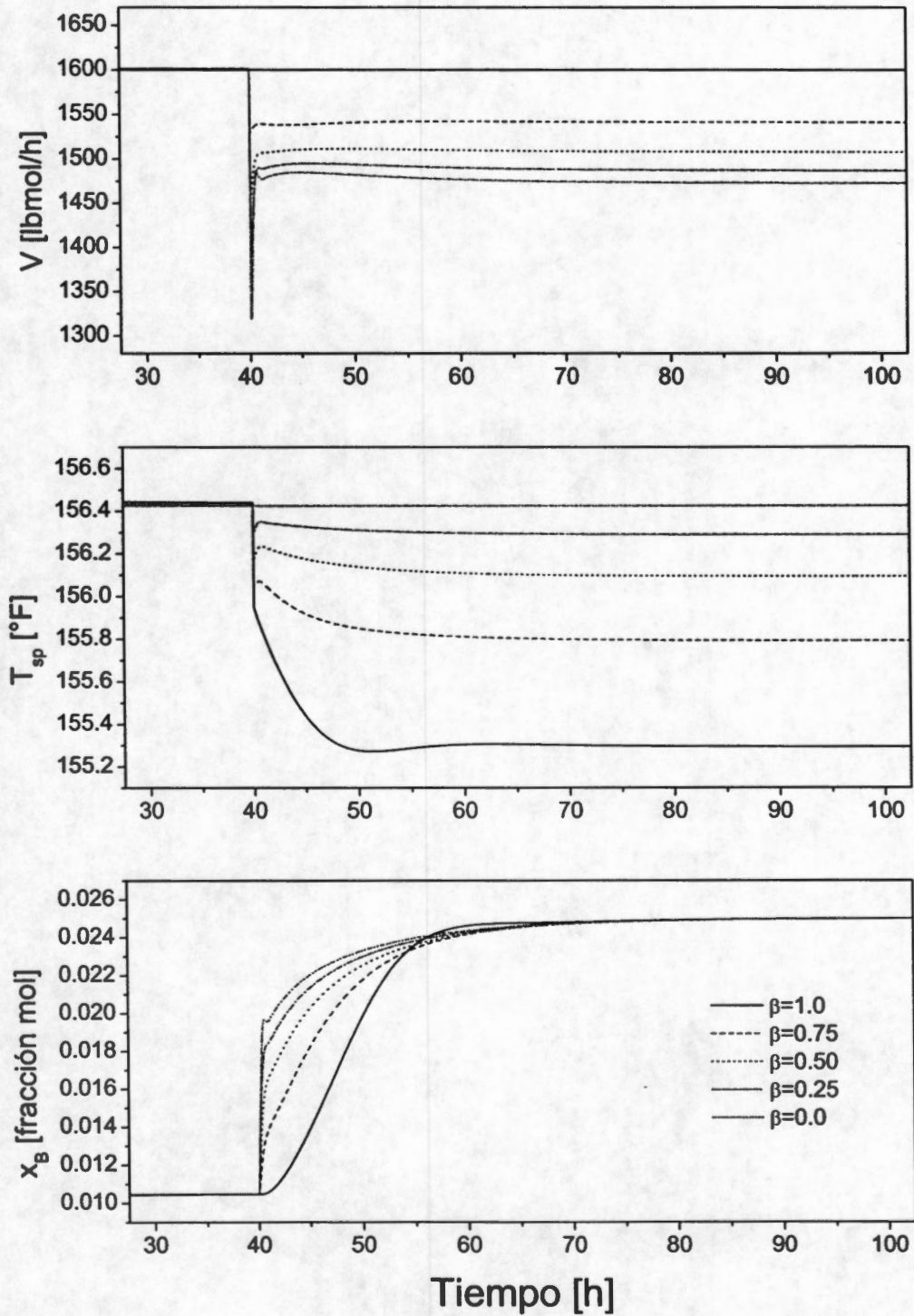
$$\begin{aligned} u_1(s) &= K_{V_{x_B}}^{-1} (1 - \beta) w(s) \\ v_2(s) &= K_{T_{x_B}}^{-1} \beta w(s) \end{aligned} \quad (2.15)$$

(iv) **Recuperación de  $u_2(s)$  via Inversión** . El último paso consiste en recuperar la entrada de control actual  $u_2(s)$  de las relaciones (2.15). Recordando que  $v_2(s) = F_{LL}(s)u_2(s)$ , esto puede ser fácilmente hecho notando que  $F_{LL}(s)$  es un filtro estable de fase mínima, tal que

$$u_2(s) = \beta F_{LL}(s)^{-1} w(s)$$

Esto es, la recuperación de la entrada de control actual es hecha sólo invirtiendo el filtro *led-lag*  $F_{LL}(s)$ . De esta forma, el controlador que manipula la velocidad de vapor  $V$  es simplemente un compensador PI desintonizado con factor de desintonización  $1 - \beta$ :

$$u_1(s) = (1 - \beta) K_{c,M} \left( 1 + \frac{1}{\tau_{I,M}s} \right) e_y(s)$$



**Figura 2.6.** Respuesta de la configuración de control balanceado a un cambio escalón en el punto de referencia de la composición de fondos.



Por otro lado, el controlador que manipula el punto de referencia para temperatura del reactor  $T_{sp}$  es también un compensador PI desintonizado en serie con un compensador *lead-lag* ;

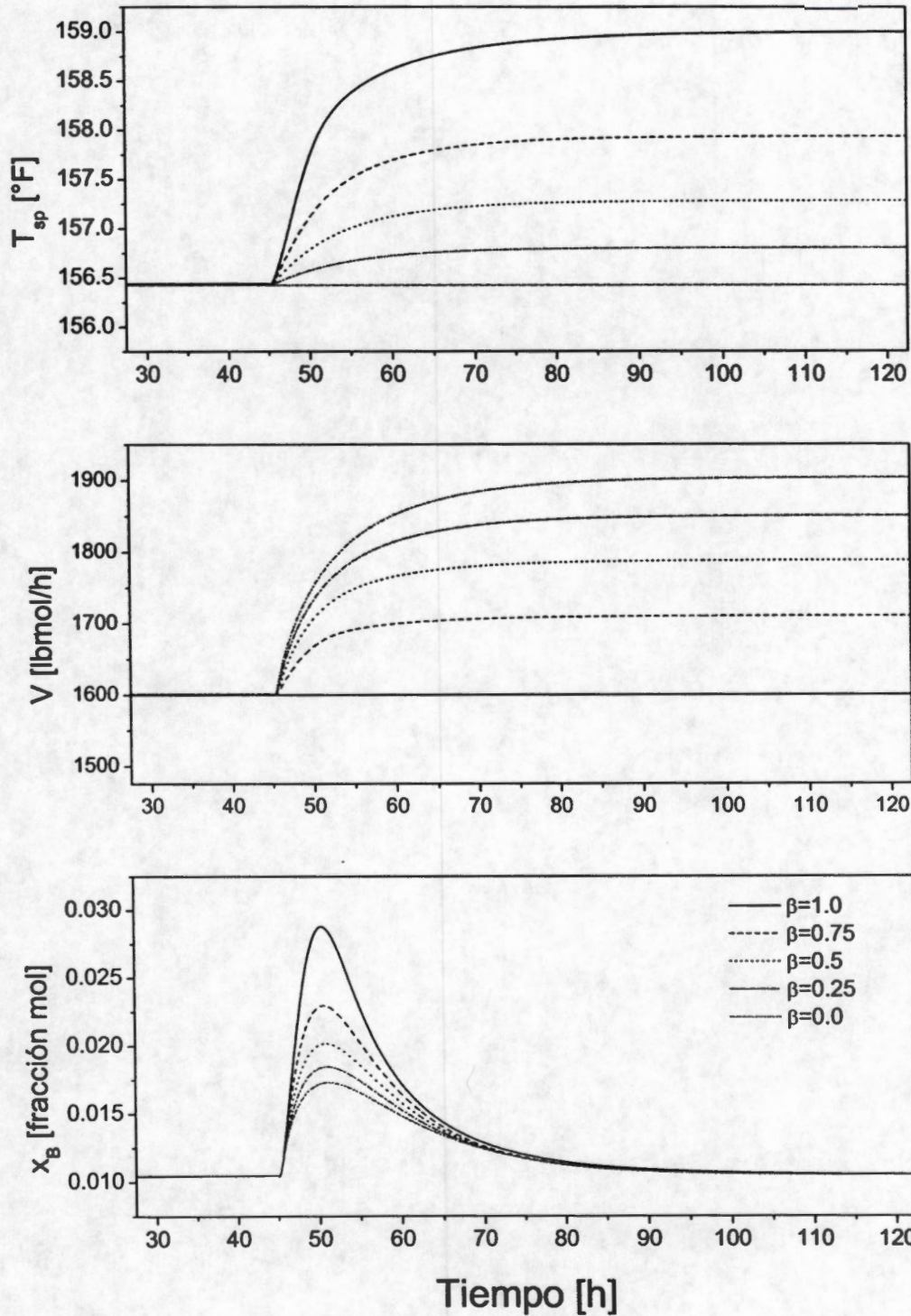
$$u_2(s) = \beta K_{c,M} \left( \frac{\tau_T s + 1}{\tau_V s + 1} \right) \left( 1 + \frac{1}{\tau_{I,M} s} \right) e_y(s)$$

donde  $e(s)$  es el error de regulación. Se nota que el papel del compensador *lead-lag*  $\frac{\tau_T s + 1}{\tau_V s + 1}$  es sincronizar la fase del controlador  $u_2(s)$  con respecto a la fase del controlador  $u_1(s)$ .

Se tienen los siguientes comentarios:

- Nótese que  $u_1(s) = 0$  (respectivamente  $u_2(s) = 0$ ) cuando  $\beta = 1$  (respectivamente  $\beta = 0$ ). Esto es, cuando  $\beta = 1$  la velocidad de vapor  $V$  es un conjunto de valores nominales  $\bar{V}$  para toda la dinámica y los esfuerzos de control estacionarios están dedicados al control de la temperatura del reactor. Contrariamente, cuando  $\beta = 0$  el punto de referencia de la temperatura del reactor es mantenido en su valor nominal  $\bar{T}$  en toda la dinámica y los esfuerzos de control son ejecutados por el controlador de la columna de destilación. Esto corresponde al esquema de control convencional descrito en la sección anterior. Cuando  $0 < \beta < 1$ , ambos controladores tienen una contribución no trivial del flujo de composición en fondos  $x_B$ . De esta forma, el esquema de control en paralelo propuesto tiene la estructura de un controlador balanceado para  $0 < \beta < 1$ . Como  $\beta$  es incrementada, más trabajo de proceso es transferido al reactor.
- El control en paralelo tiene una ventaja adicional sobre el esquema de control convencional; es decir, pueden tratar mejor con la saturación en la entrada. En el caso que la velocidad de vapor  $V$  alcance su valor límite  $V_{\max}$ , el controlador de temperatura podría ser capaz de modificar la dinámica del proceso dentro de una región de operación donde cada velocidad de vapor no esté saturada y la composición de flujo de fondos sea regulada a su punto de referencia por el controlador del reactor únicamente.
- Un compensador clásico PI ha sido propuesto como controlador maestro  $C_M(s)$ . Como muestra las Figuras 2.2 y 2.3 (ver también Figuras 2.6 y 2.7 más abajo), una de las desventajas de la compensación PI es su inhabilidad para una rápida convergencia del error de regulación. De hecho, ante la presencia de un cambio escalón y perturbaciones





**Figura 2.7.** Respuesta de la configuración de control balanceado para un cambio escalón del 25% en la velocidad del flujo de alimentación.



externas, el controlador tiene una respuesta rápida inicial; sin embargo, la velocidad de convergencia disminuye cuando el error de regulación se aproxima a cero. Este comportamiento lento es inducido por el lazo de material recirculado del proceso. Esto es, las perturbaciones en escalón que entran al proceso son parcialmente recirculadas e integradas por la capacitancia dinámica del reactor y la columna. De esta forma, después de una etapa inicial donde la perturbación es directamente transmitida como un cambio escalón, la perturbación es reintroducida dentro del lazo del proceso como una señal tipo rampa. Belanger y Luyben<sup>24</sup> han estudiado la inhabilidad del control PI para recuperarse ante perturbaciones tipo rampa de forma eficiente, y proponen el uso de compensadores de baja frecuencia para tratar con las perturbaciones tipo rampa. Un tipo de compensador propuesto es el doble integrador (llamado controlador PII):

$$C_M(s) = K_{c,M} \left( 1 + \frac{1}{\tau_{I,M}s} + \frac{1}{\tau_{II,M}^2 s^2} \right) \quad (2.16)$$

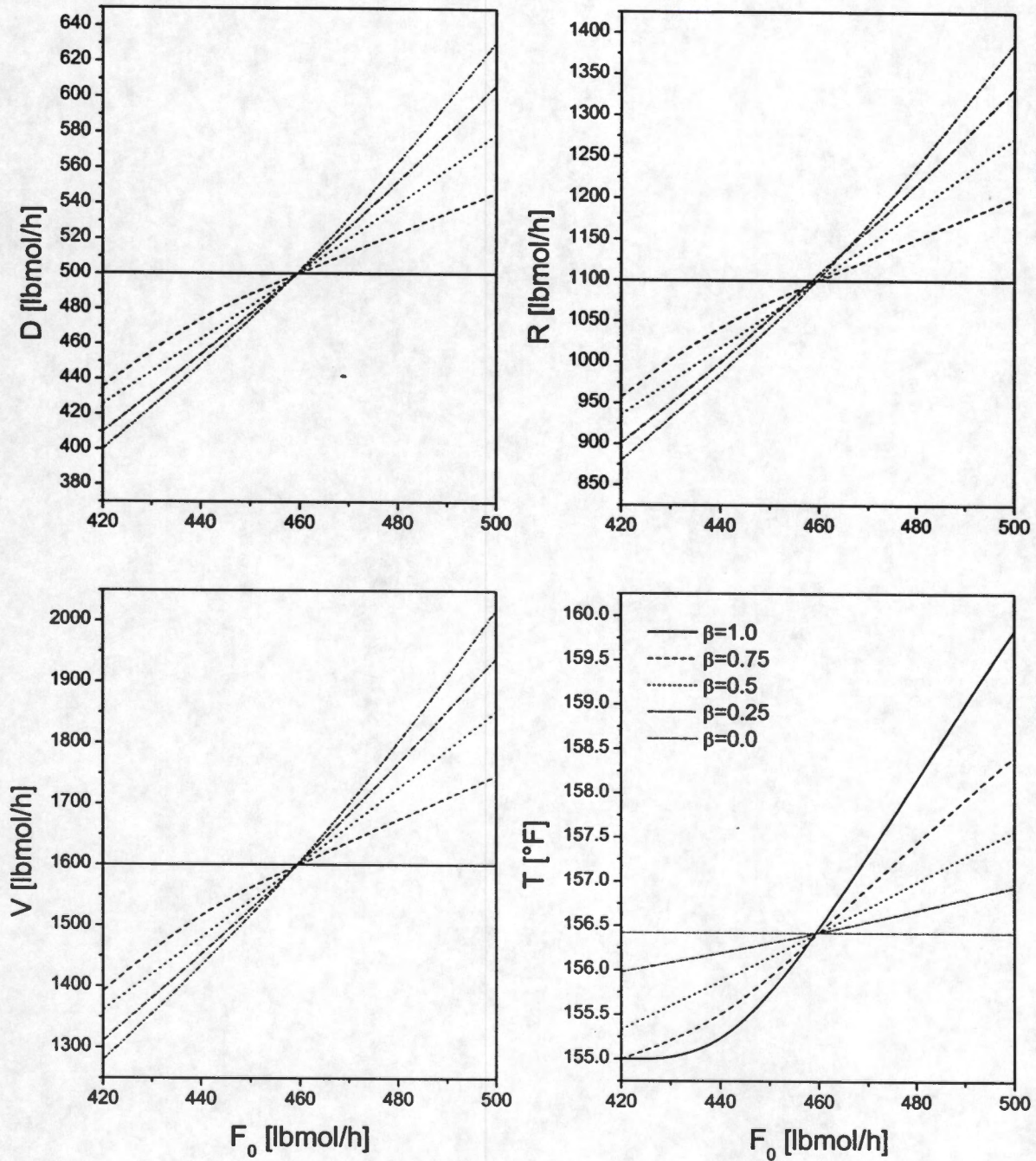
donde  $\tau_{II,M}$  es el tiempo de reajuste del doble integrador. La adición de este tipo de compensador fuerza al error a que tienda a cero<sup>22</sup>. Siguiendo las guías de sintonizado descritas por Belanger y Luyben<sup>24</sup>, se propone el siguiente controlador. Seleccionando  $K_{c,M}$  y  $\tau_{I,M}$  como en (2.12), y

$$\tau_{II,M} = 2\tau_V$$

Algunos ajustes de los parámetros del controlador pueden requerirse para alcanzar el funcionamiento requerido; sin embargo, estos ambientes proporcionan un buen estimado inicial. Además para esta estrategia de control PII, para el caso de perturbaciones en la alimentación podría usarse un esquema anticipatorio/retroalimentado en la siguiente forma. Relacionando la alimentación al punto de referencia del controlador de temperatura y usando la composición del producto de salida para ajustar dicha relación. De esta forma, el controlador retroalimentado sería equipado con un mecanismo de tipo predictivo para prevenir salidas excesivas del punto de referencia de la composición por perturbaciones en la alimentación, por lo tanto lleva a mejores propiedades de convergencia.

Ilustramos el funcionamiento del esquema de control balanceado. Para asegurar la operación del reactor, el punto de referencia del reactor fue restringido a tomar valores en el intervalo de





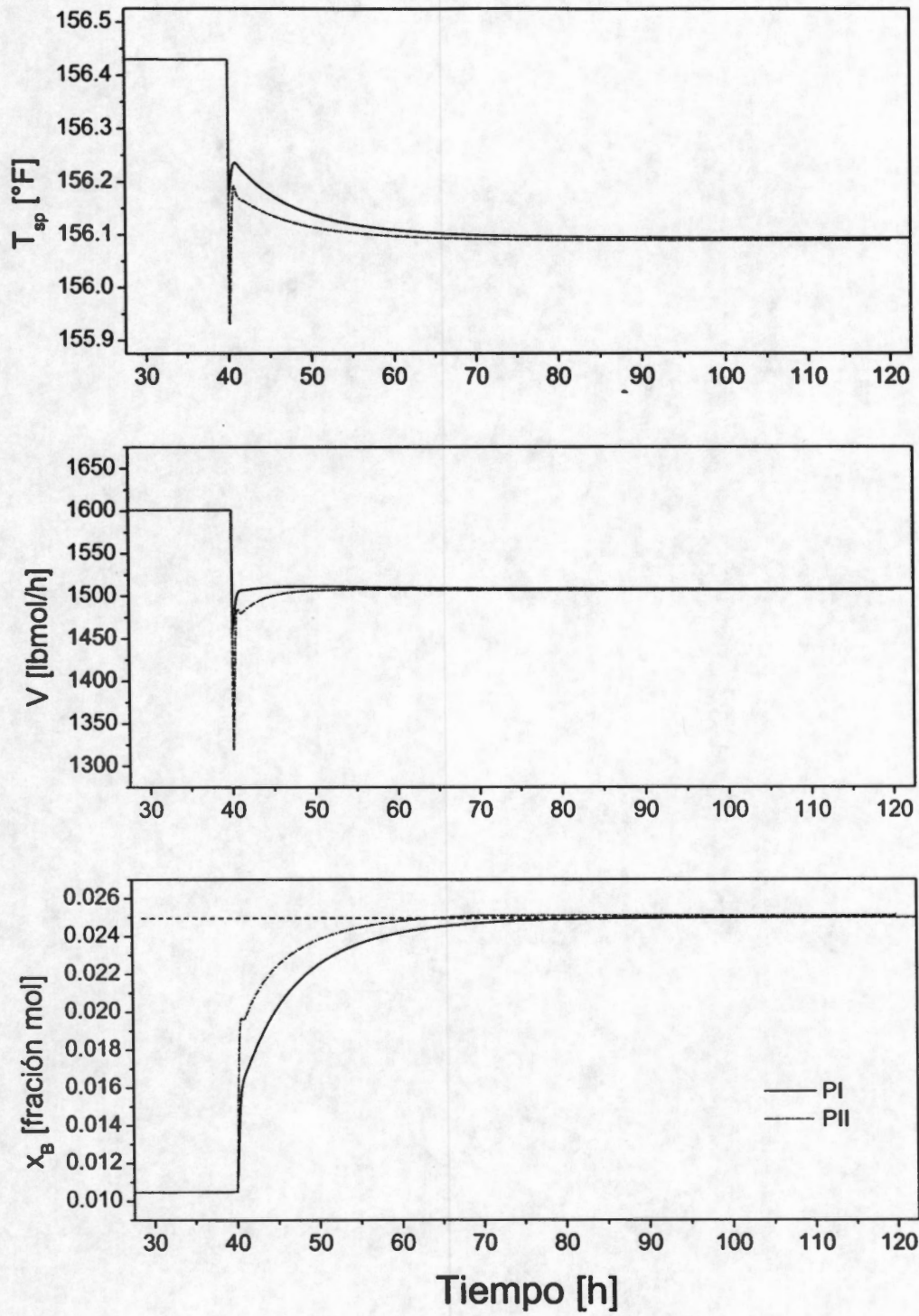
**Figura 2.8.** Flujos del separador en estado estacionario y temperatura del reactor como una función del flujo de alimentación para la configuración de control balanceado.



$I_T = [152, 158]$ . Por otra parte, la velocidad de vapor fue sujeta a los límites de saturación  $V_{\min} = 1200$  y  $V_{\max} = 2200 \text{ lbmol/h}$ . El valor de la entrada de control nominal para el punto de referencia del reactor y de la velocidad de flujo de vapor fueron seleccionadas como los valores de diseño (ver Figura 2.1):  $\bar{T}_{sp} = 156 \text{ F}$  y  $\bar{V} = 1600 \text{ lbmol/h}$ , así las entradas de control son valores constantes cuando el correspondiente controlador es apagado. Las Figuras 2.6 y 2.7 presentan la respuesta del esquema de control balanceado para un cambio en escalón en la referencia de la composición en el flujo de fondos  $x_{B,sp}$  y un cambio escalón de +25% en el flujo de alimentación  $F_0$ , respectivamente. Es interesante notar que en el caso extremo con  $\beta = 1$  (esto es, sólo el controlador del reactor compensa los cambios en el flujo de alimentación) el objetivo de la regulación es alcanzado sin cambios excesivos en la temperatura del reactor (no mayores que alrededor de 5 F). Además nótese que como el trabajo de procesamiento es hecho por el reactor, la respuesta es más lenta debido principalmente a efectos indirectos de la temperatura del reactor en la composición del flujo de fondos. De hecho, el efecto dinámico presentado por un cambio en la temperatura del reactor se recibe en la composición de flujo de fondos después de ser "filtrado" por la sección menor de la columna de separación.

El esquema de control balanceado fue concebido para aliviar los resultados negativos de los SBEs. La Figura 2.8 muestra los valores en estado estacionario de los flujos  $D$ ,  $R$  y  $V$  como una función del flujo de alimentación, para cinco valores diferentes de  $\beta$ . Como se espera, cuanto mayor trabajo de procesamiento sea hecho por el reactor, la sensibilidad de los flujos de la columna a cambios en  $F_0$  se reduce significativamente. De hecho, para el esquema de control convencional (es decir,  $\beta = 0$ ) la pendiente de la relación  $V - F_0$  es de alrededor de 2.7. Sin embargo, para un esquema de control balanceado con  $\beta = 0.5$ , la pendiente es de cerca de 1.43. Esto muestra que el esquema de control balanceado es capaz de distribuir automáticamente el trabajo de procesamiento en el reactor y la columna de separación. Cuando  $\beta$  es adicionalmente incrementada, la sensibilidad del flujo de la columna de separación se reduce significativamente; sin embargo, la respuesta dinámica del sistema de control total es más lenta. De esta forma, además de índices económicos, la selección del parámetro  $\beta$  para balancear el trabajo de procesamiento del equipo depende de un problema de compensación entre el trabajo de procesamiento en estado estacionario y la velocidad de convergencia dinámica. Esta compensación puede ser tratada usando un controlador PII. Para  $\beta = 0.5$ , la Figura 2.9 muestra





**Figura 2.9.** Respuesta de la configuración de control balanceado para un compensador PI clásico y un PII con sintonizado IMC.



que el compensador PII es capaz de ajustar la composición en los fondos a su punto de referencia más rápido que un compensador PI tradicional. Resultados similares son obtenidos para otros valores de  $\beta$  y perturbaciones en el flujo de alimentación.

Las simulaciones anteriores muestran que el esquema de control balanceado es capaz de distribuir automáticamente el trabajo de procesamiento en el separador y en la columna de separación. Un impacto positivo de usar el esquema de control balanceado es que la velocidad de vapor es significativamente reducida, lo cual sucesivamente tiene un impacto positivo en la economía del proceso. De hecho, para  $\beta = 0.5$  se obtiene una pérdida de la velocidad de flujo de vapor de alrededor de 150 lbmol/h con sólo una reducción de 1  $F$  en la temperatura de operación del reactor (ver Figura 2.6). Sin embargo, un efecto negativo es que la velocidad de convergencia para la composición del producto deseado se reduce, lo cual lleva a una reducción del margen de robustez del proceso controlado. De esta forma, al menos para esta clase de procesos, vemos que, de manera similar a la compensación entre robustez y funcionamiento, existe una compensación entre economía y operabilidad del proceso. Es decir, a menor costo la operabilidad del proceso (mediante un esfuerzo de control grande para operar la temperatura del reactor), menor la capacidad del lazo de control para reducir los efectos adversos de las perturbaciones.

## 2.5 Conclusiones

Resumiendo, hemos presentado un esquema de control balanceado para un reactor en fase líquida en una planta de recirculado. La idea básica ha sido manipular simultáneamente la velocidad de vapor en el separador y el punto de referencia de la temperatura del reactor, esperando que el trabajo de procesamiento sea distribuido en ambos equipos. El esquema de control balanceado es diseñado por medio de metodologías de control en paralelo para diseñar, en forma sistemática, el esfuerzo de control dedicado a cada equipo de proceso. Simulaciones numéricas han mostrado la habilidad del esquema de control resultante para manipular perturbaciones en la alimentación con condiciones dinámicas en estado estacionario (esto es, composición y flujo).

La conclusión principal de este capítulo es que el problema de selección de una estructura de control y diseño del correspondiente compensador retroalimentado para el control de planta

completa debe involucrar una configuración de control novedosa y una estructura del compensador (por ejemplo, control en paralelo, compensador de baja frecuencia, etc.) que explote la estructura específica del proceso. Haciendo esto se espera una operación de planta completa y funcionamiento de control<sup>20</sup> más eficiente.



## Capítulo 3

# Mejoramiento del Funcionamiento de Control de Sistemas Ternarios con Dos Corrientes de Recirculado

*En el caso previo, comentamos el uso de una estructura de control redundante (es decir, control paralelo) para mejorar el comportamiento de control de diseño de planta completa. Específicamente, estudiamos el proceso de un reactor con una configuración de recirculación y con una columna de rectificación. En este capítulo, consideramos un sistema de recirculado más complejo consistente de un reactor y dos columnas de destilación donde el propósito de control es mejorar la capacidad de recuperación a las perturbaciones del proceso controlado. La idea es cambiar las condiciones de operación en el reactor y en la segunda columna de destilación para distribuir el esfuerzo del control de composición ante los cambios de producción. Para este fin, se propone una estructura de control en paralelo donde la composición del producto se regula por medio de manipulaciones retroalimentadas simultáneas del flujo de vapor y la temperatura del reactor. De esta forma, el uso de la temperatura del reactor como una entrada de control secundaria reduce el comportamiento oscilatorio y el uso del flujo de vapor. Simulaciones no lineales muestran la efectividad del control de composición obtenida con un esfuerzo de control de vapor moderado.*



### 3.1 Introducción

Este caso extiende los resultados presentados por Monroy-Loperena *et al.*<sup>25</sup> para mejorar el funcionamiento de los procesos con recirculado mediante la incorporación de estructuras de control en paralelo (es decir, redundantes). Específicamente, este trabajo se enfoca en la reacción de los componentes *A* y *B* para formar el producto *C*. La estrategia de control contiene dos corrientes de alimentación y dos corrientes recirculadas puesto que existe una conversión de un paso incompleta entre los reactantes.

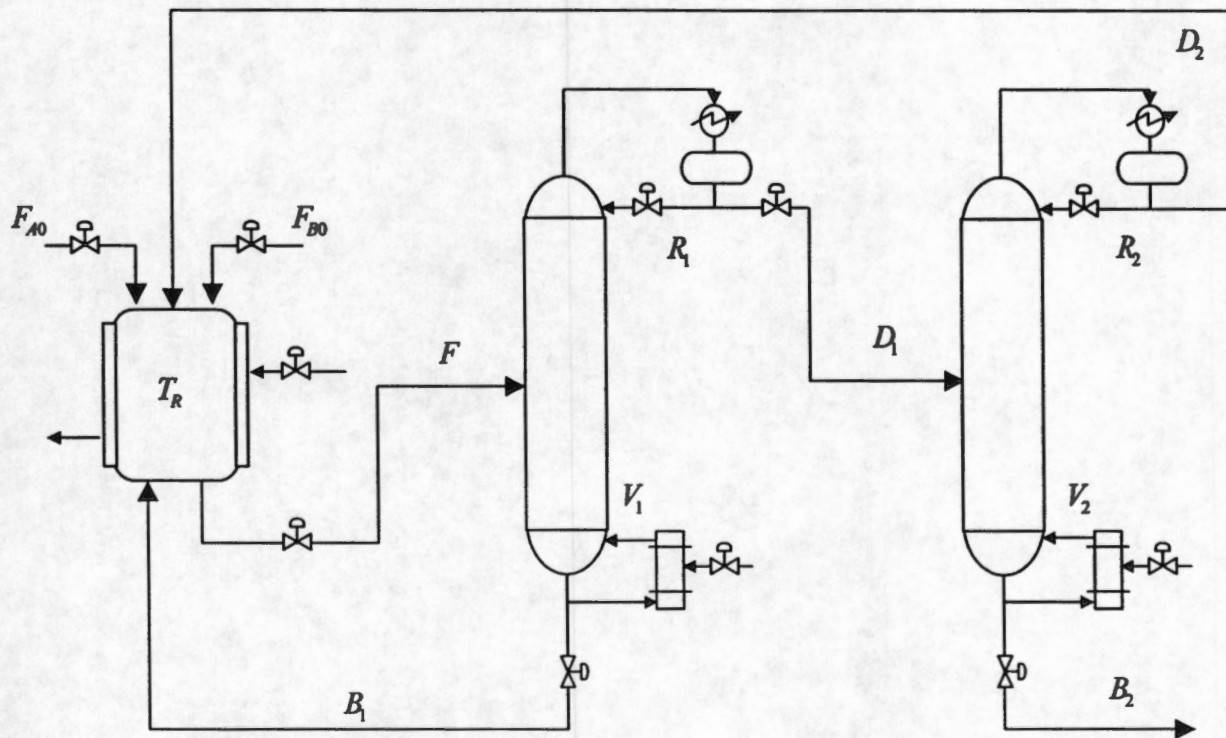
Como menciona Tyreus y Luyben,<sup>17</sup> se supone que existe un reactor simple perfectamente mezclado seguido de una sección de separación. Las volatilidades de las especies químicas *A*, *B*, y *C* dictan las corrientes a ser recirculadas. Se considera el caso donde la volatilidad del componente *C* es intermedia entre los componentes *A* y *B*. Este caso produce un diagrama de flujo con dos columnas y dos corrientes de recirculado como se describe en la Figura 3.1. Las volatilidades de los componentes se suponen serán  $\alpha_A = 4$ ,  $\alpha_B = 1$  y  $\alpha_C = 2$ . El componente *B*, es el más pesado, y se recircula desde el fondo de la primera columna al reactor. El componente *A*, es el más ligero, y se recircula desde la parte superior de la segunda columna hacia el reactor. La Figura 3.1 muestra la nomenclatura usada en este trabajo. La reacción química es  $A + B \rightarrow C$  y la velocidad de reacción se supone que es de primer orden en cada reactante:

$$R_C = V_R k z_A z_B$$

donde  $R_C$  es la velocidad de reacción (lbmol del componente *C* producido por hora),  $V_R$  es el volumen en el reactor (lbmol),  $k$  es la velocidad de reacción específica ( $h^{-1}$ ),  $z_A$  y  $z_B$  son las concentraciones de los componentes *A* y *B* en el reactor (en fracción mol), respectivamente. Como es puntualizado por Tyreus y Luyben,<sup>17</sup> las “moles” no se conservan en este sistema debido a que la reacción no es equimolar.

En las estructuras de control propuestas hasta ahora, las *variables extensivas* (por ejemplo, flujos) son usadas para balancear el trabajo uniformemente entre las unidades del proceso como en los cambios de las corrientes de entrada del proceso. Esto es similar a la aproximación de Georgakis<sup>21</sup> donde las variables intensivas se mantienen constantes a diferentes condiciones de operación. La distribución del trabajo de control se hace buscando un apareamiento conve-





**Figura 3.1.** Diagrama esquemático de un sistema ternario con dos corrientes de recirculado.

niente uno a uno de salidas controladas y entradas manipuladas. Por otro lado, en todos los sistemas ternarios con dos corrientes recirculadas, los esquemas de control reportados en la literatura la temperatura del reactor se mantiene constante manipulando el flujo de enfriamiento de la chaqueta (ver, por ejemplo, Cheng y Yu<sup>26</sup>). Sin embargo, la temperatura del reactor es una variable *intensiva* que puede variarse (via manipulaciones retroalimentadas) para inducir significativos cambios de composición con relativamente pequeños esfuerzos de control. La temperatura del reactor puede considerarse como un grado de libertad adicional que puede ser explotado, dentro de un rango seguro de operación, para elevar el funcionamiento del proceso controlado. Un problema interesante a estudiar es cómo manipular la temperatura del reactor para calmar el esfuerzo de control dedicado por la estructura de control retroalimentado basado en variables extensivas solamente. Este trabajo enfoca este problema explorando una alternativa de estructura de control para el control del proceso de sistemas ternarios con dos corrientes de recirculado. Las características del esquema de control propuesto son las siguientes:

- (i) La temperatura del reactor se usa como una entrada manipulada para el propósito de control retroalimentado. De esta forma, el esquema de control usa variables intensivas y extensivas.
- (ii) Una estructura de control paralelo, también llamada *habituada*,<sup>4</sup> se usa para distribuir el esfuerzo de control entre el reactor y la segunda columna de destilación. La idea es manipular simultáneamente la temperatura del reactor y el flujo de vapor en la segunda columna de destilación para regular la composición del producto final del proceso. Como resultado, la perturbación en la composición de las corrientes de entrada se reducen por medio de relativamente pequeños cambios en la temperatura del reactor.

En la segunda sección de este capítulo se describe el proceso del reactor y dos columnas de destilación considerando la estructura de control propuesta por Chen y Yu,<sup>26</sup> y que sirve como caso base de estudio para este capítulo. Posteriormente en la tercera sección se lleva a cabo el planteamiento de la estructura de control de la planta distribuyendo el esfuerzo de control entre el reactor y la segunda columna de destilación. Finalmente en la cuarta sección de este capítulo se llevaron a cabo simulaciones rigurosas no lineales que muestran la efectividad del control de composición obtenido con esfuerzos de control moderados del flujo de vapor ante las



perturbaciones de la composición en las corrientes de alimentación.

### 3.2 Control de Planta Completa

Tyreus y Luyben<sup>17</sup> se encuentran entre los primeros en estudiar el control para sistemas con un reactor, dos columnas de destilación, y dos corrientes de recirculado. Tales procesos han sido considerados como un punto de referencia para estudiar el control de planta completa. Uno de los problemas más importantes en esta clase de control es seleccionar la estructura de control (es decir, pareja entrada/salida) para garantizar la estabilización satisfactoria (es decir, una trayectoria suave hacia el punto de referencia) y las propiedades de regulación (por ejemplo, rechazo a las perturbaciones con “pequeños” esfuerzos de control). Como se mencionó en la introducción, las estructuras de control reportadas hasta ahora han estado basadas en un esquema de apareamiento uno a uno. Esto es, una entrada manipulada se usa para regular una salida controlada. Para proponer una estructura de control redundante (es decir, rectangular) que mejore el funcionamiento de control, en este trabajo partimos de la estructura de control no redundante propuesta por Cheng y Yu,<sup>26</sup> donde el volumen del reactor ( $V_R$ ) se supone constante. La estructura de control tiene las características siguientes:

1. La velocidad de producción está determinado por la alimentación de  $A$  ( $F_{0A}$ ).
2. El volumen del reactor se mantiene constante controlando la velocidad de flujo del efluente del reactor ( $F$ ).
3. La relación de recirculado de la primera columna se fija como ( $B_1/F_{0A}$ ).
4. La composición de fondos de la primera columna ( $x_{B_1,B}$ ) se controla cambiando la relación de vapor ( $V_1/B_1$ ) en la primera columna de destilación.
5. El nivel de fondos de la primera columna se controla manipulando la alimentación del reactante  $B$  ( $F_{0B}$ ).
6. La relación de reflujo de la primera columna se fija como ( $R_1/D_1$ ).
7. La composición del producto ( $x_{B_2,C}$ ) se mantiene manipulando la relación de vapor de la segunda columna ( $V_2/B_2$ ).



8. La relación de reflujo de la segunda columna se fija como  $(R_2/D_2)$ .

Note que sólo las variables extensivas (por ejemplo, flujos) son usados como entradas manipuladas. En particular, la temperatura del reactor se mantiene constante. El fundamento tras la estructura de control de Cheng y Yu<sup>26</sup> es obtener un balance del esfuerzo de control a lo largo del diagrama de flujo mientras se satisfacen lo requerimientos de calidad del producto ( $x_{B_2,C}$ ). La Figura 3.2 presenta la respuesta del proceso controlado bajo la estructura de control de Cheng y Yu.<sup>26</sup> La planta fue diseñada como sugiere Elliot y Luyben,<sup>27</sup> donde la densidad y el peso molecular son constantes, un sobreflujo equimolar, platos teóricos, un condensador total y un rehervidor parcial son supuestos. El volumen de los platos y la constante de tiempo hidráulica se calculan de la fórmula de Francis para presas suponiendo una 1 *in* de altura de la presa. Todas las corrientes de alimentación se suponen son líquidos saturados. El tanque de reflujo y la base de la columna son del tamaño para proporcionar 5 *min* de volumen resultante de la respectiva velocidad de flujo en estado estacionario. De aquí que los valores obtenidos por el diseño son usados como valores nominales y se reportan en la Tabla 3.1. Mediciones de retardo para los flujos, temperatura y composición se tomaron como 0.1, 1 y 6 *min*, respectivamente.

Todos los lazos de control consisten de un compensador PI basado en un modelo de respuesta en escalón (de primer orden más un tiempo de retardo), y sintonizado con guías IMC de sintonizado reportadas por Skogestad<sup>28</sup> con una constante de tiempo a lazo cerrado prescrita tomada como el  $\max\{0.75\tau_0, \theta\}$ , donde  $\tau_0$  es la constante de tiempo a lazo abierto y  $\theta$  es el retardo del lazo. Nótese, aunque la regulación de la composición del producto se obtiene, la respuesta presenta un comportamiento oscilatorio, el cual puede deberse al efecto de que la regulación de  $x_{B_2,C}$  se basa sólo en la manipulación del flujo de vapor de la segunda columna. De esta forma, la calidad del producto del lazo de control es incapaz de proporcionar una respuesta rápida ante las perturbaciones en la alimentación, lo cual afecta el proceso con un subsecuente pérdida de balance del trabajo en los diferentes equipos del proceso. Una forma posible de remediar esta situación es introduciendo un tipo de compensación anticipatoria para proporcionar un avance en la acción de control ante las perturbaciones en la alimentación. Una segunda alternativa es rebalancear el trabajo de procesamiento en los diferentes equipos para reducir los efectos de las perturbaciones en la dinámica de la calidad del producto. En la siguiente sección, mostraremos que puede obtenerse un mejoramiento en el control incorporando la temperatura del



reactor, como una variable manipulada secundaria, para regular la composición del producto en colaboración con la relación de vapor de la segunda columna,  $V_2/B_2$ .

### 3.3 Planteamiento de la Estructura de Control de Planta Completa Mediante una Aproximación Habituada

Cambiar la temperatura de operación del reactor tiene un efecto en estado estacionario en el proceso a través de su efecto en la conversión. De esta forma, si se detecta una excesiva cantidad de trabajo en las columnas de destilación, reflejada por flujos de vaporización significativos, un ajuste en la temperatura del reactor debe hacerse, el cual, producirá un cambio en las composiciones de alimentación de las columnas. Esta acción de control calma el esfuerzo de operación dedicado por el proceso de separación. En este punto, una pregunta natural debe ser tratada: ¿Cómo un esquema de control retroalimentado puede ser implementado para manipular simultáneamente la temperatura de operación del reactor  $T_R$  y el flujo de vapor en la segunda columna,  $V_2$ , de modo que el esfuerzo de control en la presencia de perturbaciones en la composición de alimentación sea distribuido? Para proporcionar una respuesta a esta pregunta, recurrimos a una metodología de diseño de control en paralelo (por ejemplo, habituada)<sup>4,49</sup>. Para este fin, las siguientes consideraciones son hechas:

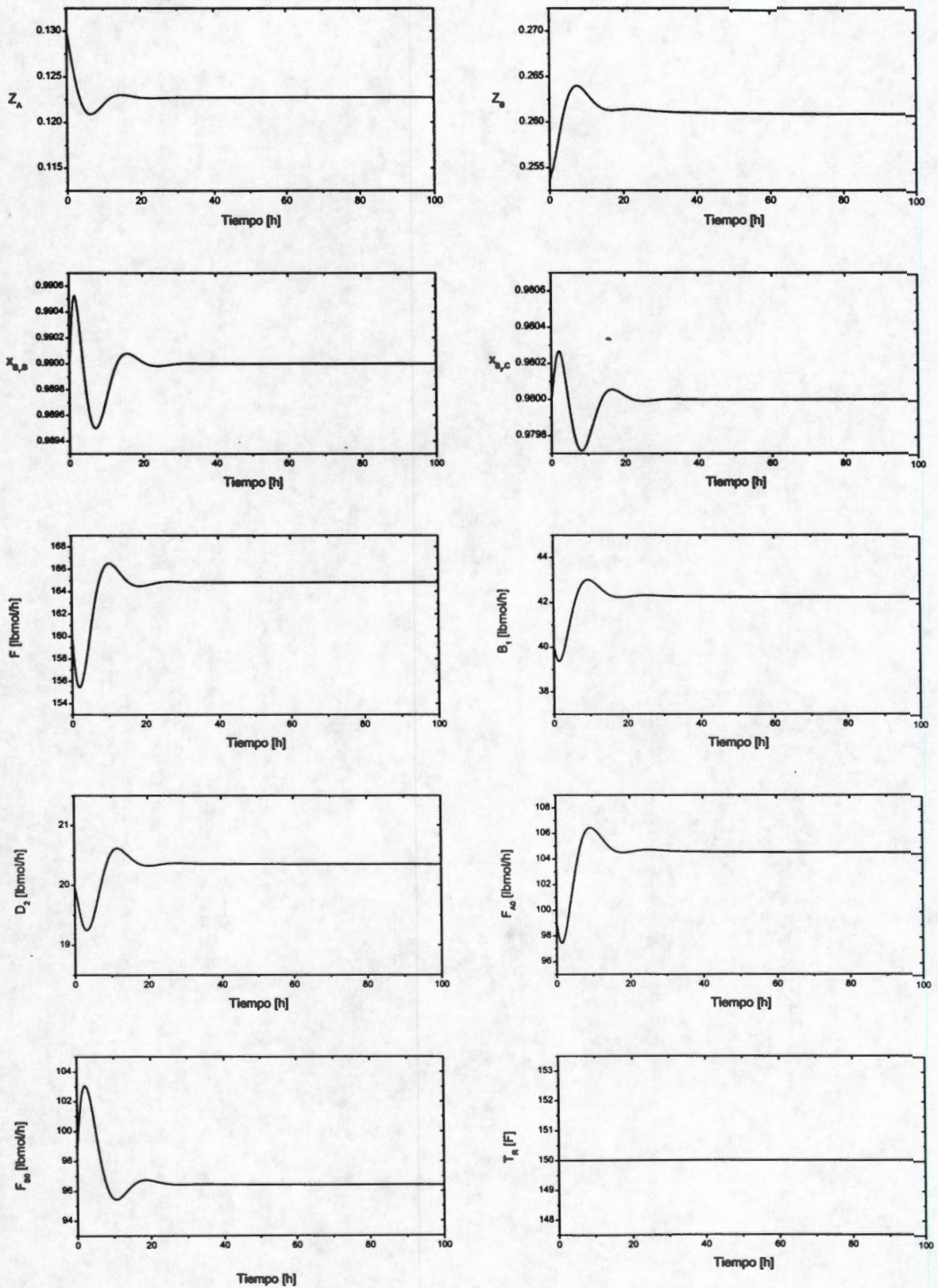
- (a) La temperatura del reactor  $T_R$  se manipula para regular la calidad del producto  $x$ .
- (b) Una vez que el comportamiento correctivo de  $T_R$  se ha especificado mediante una función de retroalimentación  $T_R = \phi_M(x_{B_2,C})$ , la temperatura del reactor es cambiada por medio de una estructura de control cascada en serie donde la función  $\phi_M(x_{B_2,C})$

juega el papel controlador maestro y el controlador estandar PI actúa como el controlador esclavo.

Para diseñar a un controlador retroalimentado que manipule simultáneamente la temperatura del reactor  $T_R$  y el flujo de vapor  $V_2$ , se formuló un modelo no cuadrático de  $2 \times 1$  entradas/salidas como sigue:

$$y(s) = G_1(s)u_1(s) + G_2(s)u_2(s) \quad (3.1)$$





**Figura 3.2.** Comportamiento del proceso controlado bajo un esquema de control convencional. El proceso está bajo el efecto de una perturbación en el flujo de alimentación,  $z_{A0,A}$ : 1.0 a 0.92 y  $z_{A0,C}$ : 0.0 a 0.08



donde por conveniencia, la notación siguiente se ha usado:  $y(s) = \Delta x_{B_2,C}(s)$  es la salida regulada, y  $u_1(s) = \Delta V_2(s)$  y  $u_2(s) = \Delta T_R(s)$  son las entradas manipuladas. De esta manera, el problema es diseñar un controlador retroalimentado en paralelo

$$u(s) = C(s)e_y(s)$$

donde  $u(s) = [u_1(s), u_2(s)]$ ,  $C(s) = [C_1(s), C_2(s)]$ , y  $e_y(s) = y_{sp}(s) - y(s)$  es el error de regulación, tal que  $e_y \rightarrow 0$  asintóticamente. Note que el controlador retroalimentado resultante manipula en forma paralela ambas entradas de control  $u_1(s)$  y  $u_2(s)$  para regular la salida  $y(s)$ .

De la respuesta al escalón alrededor del punto de operación nominal, encontramos que la dinámica de entrada/salida puede ser modelada como un proceso de primer orden estable descrito por:

$$G_1(s) = \frac{K_{V_2 x_{B_2,C}}}{\tau_{V_2} s + 1} \exp(-\theta x_{B_2,C} s) \quad (3.2)$$

y

$$G_2(s) = \frac{K_{T_R x_{B_2,C}}}{\tau_{T_R} s + 1} \exp(-\theta x_{B_2,C} s) \quad (3.3)$$

Es decir, las dinámicas de entrada/salida  $V_2 \rightarrow x_{B_2,C}$  y  $T_R \rightarrow x_{B_2,C}$  son modeladas como procesos de primer orden estables. El operador de tiempo de retardo  $\exp(-\theta x_{B_2,C} s)$  considera los retardos en las mediciones de composición y los efectos de transporte.

La idea esencial detrás del control paralelo es aprovechar las características específicas y objetivos de operación de un proceso con dos diferentes tipos de variables manipuladas: (a) una lenta, de tipo económico, y (b) una rápida, de tipo costoso.<sup>4</sup> En nuestro caso, el flujo de vapor en la segunda columna de la destilación,  $V_2$ , juega el papel de la variable manipulada rápida y costosa, mientras que la temperatura del reactor  $T_R$  se vuelve la variable lenta y económica. Es decir, debido a que la operación del reactor involucra procesos de calentamiento/enfriamiento y el equipo de separación requiere sólo vapor, se espera que las manipulaciones del flujo de vapor sean más costosas que las manipulaciones de la temperatura del reactor. Esto debido a que, para los procesos químicos típicos, la relación  $C_p/\lambda_v$  se encuentra alrededor de 0.01,



donde  $\lambda_v$  es el calor de vaporización. En general, es más costoso vaporizar que calentar (dentro de cierto rango práctico de temperatura) un líquido de la industria química típica. Así, se esperaría que pequeños cambios en la temperatura de operación de la reacción tendrán un significativo impacto en la carga de la velocidad de vaporización de los procesos de separación. De esta forma, el esfuerzo de control dedicado a la regulación de la composición del producto del proceso completo se distribuye entre la manipulación de la temperatura del reactor que es la económica pero de respuesta lenta y la manipulación del flujo de vapor que es la más costosa pero de respuesta rápida.

El problema de diseño de controladores retroalimentados para sistemas de control rectangular ha sido estudiado previamente.<sup>4,25</sup> Algunas aproximaciones parten de la regulación de la presión sanguínea en los mamíferos.<sup>4</sup> Otros reportes de autores se basan en ideas de factorización.<sup>25</sup> En este trabajo, proponemos una aproximación heurística basada en una segmentación convexa de la salida regulada. Esto es hecho describiendo la salida regulada como

$$y(s) = y_1(s) + y_2(s)$$

donde  $y_1(s) = \beta y(s)$ ,  $y_2(s) = (1 - \beta) y(s)$  son las salidas virtuales, y  $\beta \in [0, 1]$  es la segmentación o parámetro habituado. De (3.1), podemos escribir

$$\begin{aligned} y_1(s) &= \beta G_1(s) u_1(s) \\ y_2(s) &= (1 - \beta) G_2(s) u_2(s) \end{aligned} \tag{3.4}$$

De esta forma, si el objetivo de control es  $y(s) \rightarrow y_{sp}(s)$ , donde  $y_{sp}(s)$  es la señal del punto de referencia, el objetivo de control del sistema de control segmentado (3.4) es

$$y_1(s) \rightarrow y_{sp,1}(s) \text{ y } y_2(s) \rightarrow y_{sp,2}(s) \tag{3.5}$$

donde los correspondientes puntos de referencia son  $y_{1,sp}(s) = \beta y_{sp}(s)$  y  $y_{2,sp}(s) = (1 - \beta) y_{sp}(s)$ . Por lo tanto, si ambos objetivos de control dados por las ecuaciones (3.5) son alcanzados, entonces  $y(s) \rightarrow y_{sp}(s)$  se garantizan. Notese que puesto que la ecuación (3.4) es un sistema de control desacoplado y las funciones de transferencia  $G_1(s)$  y  $G_2(s)$  son estables, el objetivo de control puede alcanzarse con dos compensadores PI descentralizados (también sintonizados



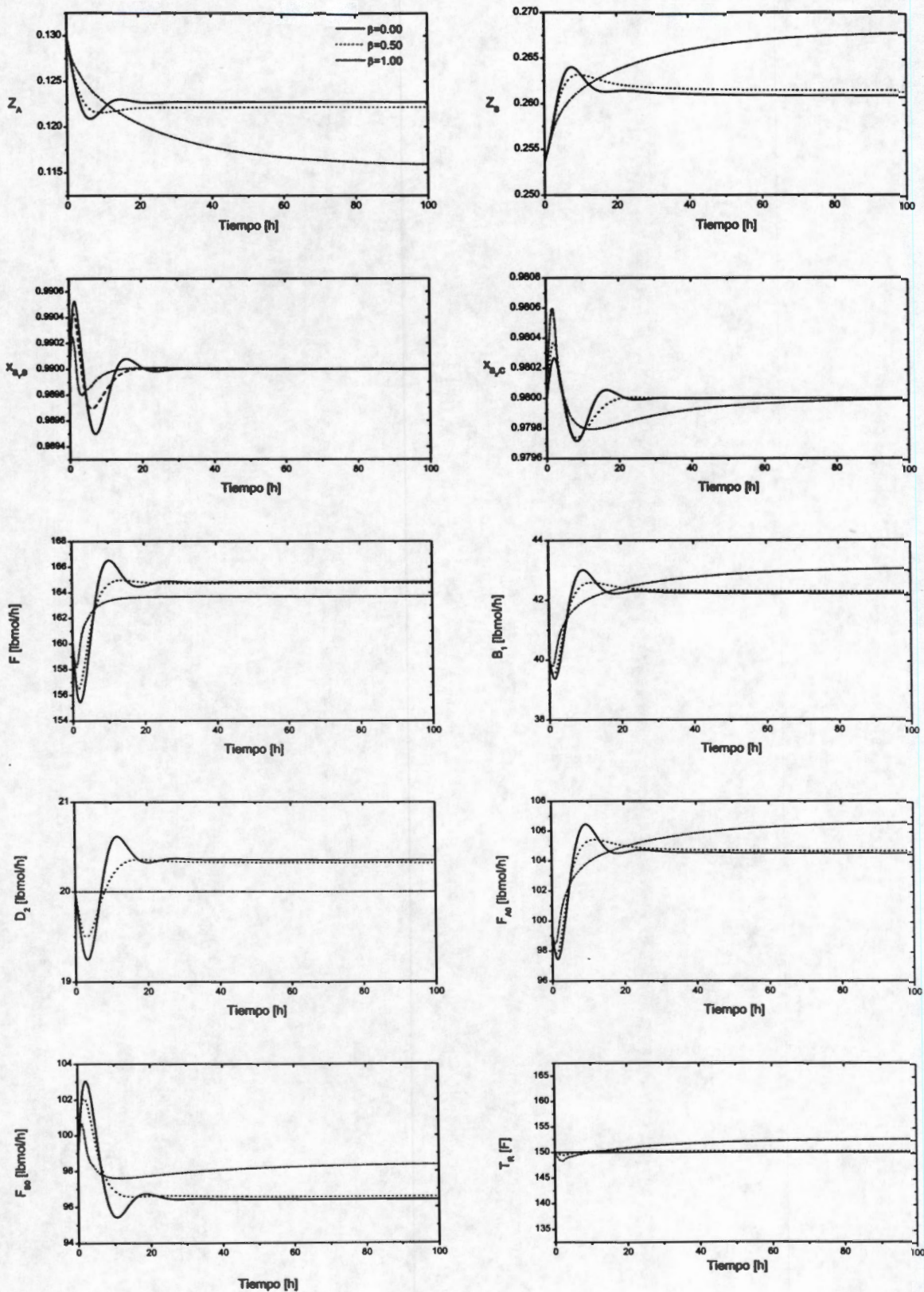
como en la configuración de control no redundante  $u_2(s) = 0$ ).

Nótese que  $u_1(s) = 0$  (respectivamente  $u_2(s) = 0$ ) cuando  $\beta = 1$  (respectivamente  $u_2(s) = 0$ ). Esto es, cuando  $\beta = 1$  el vapor  $V_2$  se fija en su valor nominal  $\bar{V}_2$  y todos los esfuerzos de control dinámicos y estacionarios están dedicados por el control de la temperatura del reactor. En cambio, cuando  $\beta = 0$  la temperatura del reactor se mantiene en su valor nominal  $\bar{T}_R$  y todos los esfuerzos de control son ejecutados por el controlador de la segunda columna de destilación. Este equivale al esquema de control convencional descrito en la sección precedente. Cuando  $0 < \beta < 1$ , ambos controladores tienen una contribución no trivial para la regulación de la composición del flujo de fondos  $x_{B_2,C}$ . De esta forma, el esquema de control propuesto tiene la estructura de un controlador balanceado para  $0 < \beta < 1$ . Conforme  $\beta$  se incrementa, más trabajo de procesamiento es ejecutado por el reactor, permitiendo un menor esfuerzo de control (es decir, menos vapor usado) en la segunda columna de destilación.

### 3.4 Simulaciones Numéricas

Igual que en el caso cuadrático, los valores pertinentes para el diseño del controlador en paralelo se obtuvieron de la respuesta entrada/salida al escalón alrededor del punto de operación nominal y suponiendo modelos de primer orden estables, cuyos parámetros se encuentran reportados en la Tabla 3.2. Como primer caso de estudio, suponemos una perturbación en la composición de alimentación al sistema del 8%, donde la composición de la corriente de alimentación al sistema  $F_{A0}$ , va de  $z_{A0,A} : 1.0 \rightarrow 0.92$ ; y  $z_{A0,C} : 1.0 \rightarrow 0.08$ . Refiriéndose a la Figura 3.3, el esquema de control convencional (es decir,  $\beta = 0$ ) muestra una oscilación ligera en la corriente de recirculado, la corriente de alimentación y en el efluente del reactor. La composición del componente  $B$  en el producto de fondos de la columna 1 va primero a 0.9904 y posteriormente a 0.9896 hasta alcanzar el punto de referencia después de 30  $h$ . Por otro lado, la composición del producto  $C$  en el fondo de la columna 2 converge primeramente a 0.9803 y posteriormente va a 0.9897 hasta alcanzar el punto de referencia después de 30  $h$ . Nótese que la composición del componente  $A$  en el reactor disminuye de 0.1299 hasta cerca de 0.1225 después de 20  $h$ , y la composición del componente  $B$  va de 0.2538 a 0.2620 después de 20  $h$ . Las composiciones del reactor presentan un ligero bajo disparo y sobre disparo, respectivamente.





**Figura 3.3.** Comportamiento del proceso controlado bajo un esquema de control paralelo. El proceso está bajo el efecto de una perturbación en la composición de alimentación,  $z_{A0,A}: 1.0$  a  $0.92$  y  $z_{A0,A}: 0.0$  a  $0.08$ .

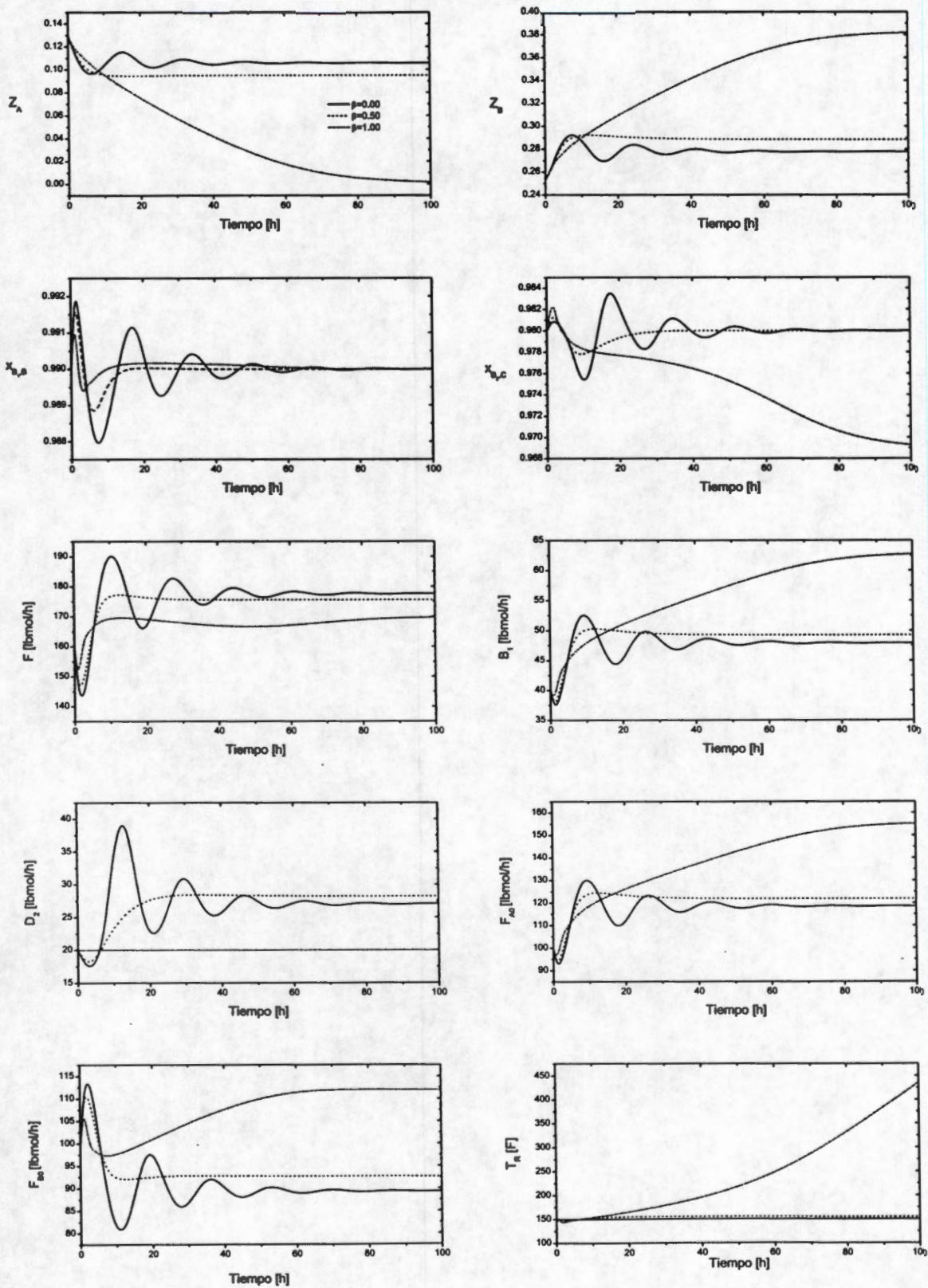


Cuando la composición del producto del componente  $C$  se controla por medio de la temperatura del reactor (es decir,  $\beta = 1$ ) las siguientes observaciones se obtienen. La composición del reactor del componente  $A$  converge lentamente a un valor de 0.116 y el componente  $B$  va de 0.2538 a 0.2675 en 80  $h$ , note que todos los flujos  $F$ ,  $B_1$ ,  $D_2$ ,  $F_{A0}$  y  $F_{B0}$  tienen un comportamiento dinámico suave. Sin embargo la temperatura del reactor va de 150  $F$  a 148.5  $F$ , en las primeras 5  $h$ , y comienza a incrementarse de forma suave a un valor de 152.5  $F$  en 80  $h$ . La composición del componente  $B$  en el producto de fondos de la primera columna presenta el menor sobre disparo y bajo disparo además de alcanzar el punto de referencia en el menor tiempo, cerca de 17  $h$ . La composición del componente  $C$  en el producto de fondos de la segunda columna presenta un sobre disparo en las primeras 2  $h$  y posteriormente converge al punto de referencia a través de un bajo disparo hasta alcanzar el punto de referencia cerca de 100  $h$ . Esto muestra que el uso de la temperatura del reactor como variable manipulada para el control de la composición del componente  $C$  en un producto de fondos de la columna 2 proporciona un comportamiento lento pero estable para toda la planta. Como lo muestra la Figura 3.3, el uso del control paralelo propuesto con  $\beta = 0.5$  combina las características deseadas del esquema de control convencional y el esquema de control de temperatura del reactor proporcionando un buen comportamiento del esquema de control.

Ahora considere el caso donde la composición de la corriente de alimentación al sistema  $F_{A0}$  se perturba en 30%; es decir,  $z_{A0,A} : 1.0 \rightarrow 0.7$ ; y  $z_{A0,C} : 0.0 \rightarrow 0.3$ . Refiriéndose a la Figura 3.4, el esquema de control convencional (es decir,  $\beta = 0$ ) ahora tiene un mayor comportamiento oscilatorio y el esquema de control de la temperatura del reactor (*i.e.*,  $\beta = 1$ ) es demasiado lento de forma que la composición del componente  $C$  en el producto de fondos de la columna 2 no alcanza el punto de referencia hasta después de 100  $h$ . Sin embargo, para el control paralelo con  $\beta = 0.5$  el esfuerzo de control se distribuye eficientemente de forma que los objetivos de control deseados se alcanzan sin distribuciones de la perturbación excesivas.

Con las anteriores simulaciones, hemos mostrado que un esquema de control en paralelo basado en el uso de un parámetro de control habituado es capaz de proporcionar un esfuerzo de control distribuido entre la operación del reactor (a través de transformaciones químicas) y la operación de la segunda columna de destilación (a través de separaciones físicas). Para un valor grande de  $\beta$ , el mayor trabajo de procesamiento es ejecutado por el reactor. De esta forma,





**Figura 3.4.** Comportamiento del proceso controlado bajo un esquema de control paralelo. El proceso está bajo el efecto de una perturbación en la composición de alimentación  $z_{A0,A}$ : 1.0 a 0.7 y  $z_{A0,C}$ : 0.0 a 0.3



una vez que el lazo de control simple ha sido sintonizado,  $\beta$  es el único parámetro que debe ser sintonizado para obtener una distribución apropiada del trabajo de procesamiento. Una selección sistemática del parámetro sintonizado  $\beta$  debe estar basada en un criterio adicional involucrante, por ejemplo, consideraciones económicas y de seguridad.

### 3.5 Conclusiones

Resumiendo, hemos presentado un esquema de control paralelo para una planta de un sistema ternario con dos corrientes de recirculado. La idea básica ha sido manipular simultáneamente el flujo de vapor en la segunda columna y la temperatura del reactor, esperando que el trabajo de procesamiento se distribuya en ambos equipos. El esquema de control propuesto se diseña por medio de metodologías de control paralelo para distribuir en forma sistemática, el esfuerzo de control entre las diferentes unidades del proceso. Simulaciones numéricas demuestran la habilidad del esquema de control retroalimentado resultante para manipular las perturbaciones en las condiciones de las composiciones de alimentación al sistema.

En un sentido general, confirmamos la conclusión obtenida para una planta simple de un reactor, un separador y recirculado,<sup>25</sup> en donde el problema de selección de una estructura de control y diseño de los correspondientes compensadores retroalimentados para una controlar una planta completa deben involucrar configuraciones de control novedosas y compensadores mejor estructurados (por ejemplo, control paralelo, compensadores de baja frecuencia, etc.) que exploten la estructura específica de los procesos. Haciendo esto, se espera que la operación de planta completa sea más eficiente y se obtenga un funcionamiento de control más robusto.

## Capítulo 4

# Control Habitado para Columnas de Destilación Continua con Recipiente Intermedio

*Este capítulo trata el problema de control de composición dual para columnas de destilación continua con recipiente intermedio, cuando se encuentra presente una corriente de desagüe en el recipiente intermedio. El objetivo de control es seguir una composición de productos prescrita, de los componentes más y menos volátiles por medio de las corrientes de reflujo y de vapor. Dado que el recipiente intermedio presenta una respuesta de control lenta, la corriente recirculada del recipiente intermedio se toma como una entrada de control adicional para mejorar la operación de la columna y el funcionamiento de control. De este modo, se obtiene una configuración de control rectangular, la cual es regularizada (esto es, se cuadra) con un parámetro de control habituado. Se muestra que esta configuración de control puede satisfacer los objetivos de control más fácilmente, debido a que balancean las tareas de separación y mezclado entre la columna de destilación y el recipiente intermedio, respectivamente. La operación de la columna y el funcionamiento de la configuración de control son ilustrados por medio de simulaciones numéricas.*

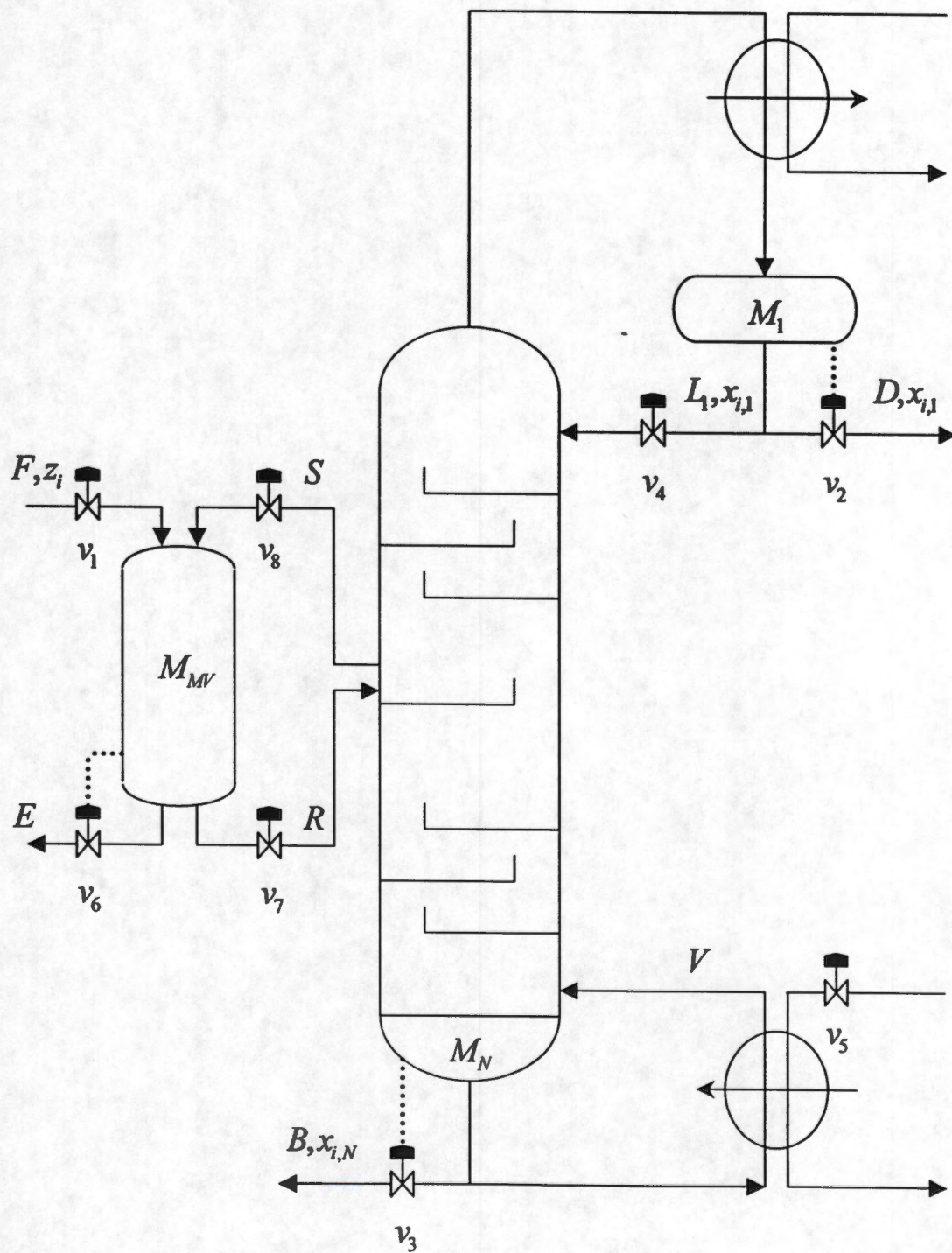


## 4.1 Introducción

La destilación por lotes usualmente se prefiere para bajas producciones de productos con alto valor agregado, cuando productos finos o especies químicas especiales se producen. Por el contrario, las columnas de destilación continua favorecen la producción a gran escala y las alimentaciones continuas a contracorriente. Recientemente se ha estudiado un tipo no convencional de columnas de destilación por lotes, denominado columnas de destilación por lotes con recipiente intermedio, que consisten de una sección de rectificación y agotamiento con un plato de alimentación en la parte media.<sup>29,30</sup> El líquido alimentado se carga en el recipiente intermedio, y la corriente líquida se recicla continuamente entre los platos de alimentación/separación y el recipiente alimentado, de modo que la composición de la corriente líquida en el plato de alimentación y en el recipiente alimentado son cercanas. En esta clase de columna se combinan muchas de las características más interesantes de las columnas de destilación por lotes y continuas. De hecho, las corrientes líquidas pueden ser retiradas continuamente de la parte superior y de los fondos de la columna. Robinson y Gilliland<sup>29</sup> propusieron en primer lugar el uso de un recipiente intermedio en los procesos de destilación. Posteriormente, Bortolini y Guarise<sup>30</sup> llevaron a cabo un análisis de la dinámica y operabilidad de los procesos. Desde el trabajo de Takamatsu *et al.*<sup>31</sup>, quien retoma el proceso, se han publicado un número importante de artículos que tratan las columnas de destilación por lotes con recipiente intermedio. Recientemente, Barolo y Papini<sup>32</sup> estudiaron el problema de control de composición dual para columnas de destilación con recipiente intermedio (CMVDC, por sus siglas en inglés “*continuous middle-vessel distillation columns*”) con diferentes configuraciones de control, las cuales son comúnmente usadas en la destilación continua convencional, mostrando que el recipiente intermedio proporciona una forma de reducir la interacción entre los lazos de composición. Como resultado, el funcionamiento de control para la columna con recipiente intermedio es superior que el de la columna convencional. Phimister y Seader<sup>33</sup> amplían el trabajo de Barolo y Papini<sup>32</sup> mostrando la inoperabilidad de las configuraciones del control de composición dual en la destilación continua convencional, donde los flujos de destilado y de fondos son manipulados, pero un eficiente manejo con CMVDC, obteniéndose un mejor funcionamiento.

En contraste con los trabajos de Barolo y Papini<sup>32</sup> así como de Phimister y Seader,<sup>33</sup> en este capítulo proponemos una distribución CMVDC cuando el recipiente intermedio acepta una





**Figura 4.1.** Diagrama esquemático de la columna de destilación continua con recipiente intermedio.



corriente de retiro en el recipiente intermedio (ver Figura 4.1). Esta distribución tiene un grado de libertad adicional para el control que puede usarse para mejorar el funcionamiento del control de composición dual. Específicamente, se propone que la corriente recirculada del recipiente intermedio a la columna se use como una entrada manipulada adicional con el propósito de mejorar la operabilidad de la columna y el funcionamiento del control de composición dual.

El propósito de este capítulo puede ser descrito como sigue: i) Tratar algunos aspectos dinámicos de la CMVDC con la distribución propuesta, y ii) Usar una aproximación de control habituado<sup>4,23,34-37</sup> para mejorar el funcionamiento de CMVDC cuando el objetivo de control es llevar la composición de los productos a un valor prescrito via manipulación del reflujo, el flujo de vapor y el flujo de la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna.

En la segunda sección de este capítulo se realiza una breve descripción del proceso aplicando una configuración de control convencional utilizando las corrientes de reflujo y de vapor, lo cual nos permitirá realizar de forma posterior una comparación de la efectividad del esquema de control convencional con el propuesto.

En la tercera sección se lleva a cabo el planteamiento de la aproximación de control propuesta mediante el uso de una variable de control adicional, obteniéndose una configuración de control rectangular que posteriormente se cuadra mediante un parámetro de control en paralelo denominado habituado.

Posteriormente en la cuarta sección se realizan simulaciones numéricas no lineales rigurosas para ilustrar el funcionamiento del control propuesto bajo condiciones de operación típicas. Finalmente la última sección presenta las conclusiones obtenidas en el capítulo.

## 4.2 Descripción y Análisis del Proceso

En general, una CMVDC es una columna de destilación con un recipiente colocado entre las secciones de rectificación y agotamiento. Refiriéndonos a la Figura 4.1, una corriente líquida,  $S$ , de la sección de rectificación se envía a un recipiente intermedio externo. Como variaciones para estas configuraciones se incluyen el uso de una salida lateral parcial de líquido, una corriente de calor adicional al recipiente intermedio, y la transmisión de una corriente de vapor desde la sección de agotamiento de la columna al recipiente intermedio. Dicho recipiente es



además provisto con otras tres corrientes: una corriente de alimentación,  $F$ , y dos corrientes para descargar (una del recipiente intermedio,  $E$ , y una corriente recirculada del recipiente intermedio a la columna,  $R$ ). Una de las principales características de este tipo de procesos de destilación es que en condiciones de estado estacionario la columna de destilación tiene la restricción  $(R - S) = (D - B) > 0$ , lo cual implica que podemos manipular el flujo del producto por medio de la corriente de recirculación y la diferencia de la corriente lateral.

La motivación para usar una columna de destilación con recipiente intermedio puede ser explicada como sigue: Considere una separación de tres componentes, los cuales son ordenados de acuerdo a su volatilidad relativa. A pesar de que la operación de destilación continua puede ser llevada a cabo en condiciones de reflujo total, se espera que la composición de la corriente lateral,  $S$ , la cual va al recipiente intermedio, tenga una mayor cantidad de impurezas de componentes 1 y 3. Además, la corriente  $S$  es mezclada con la corriente  $F$  en el recipiente intermedio, lo cual limita la separación del componente 2 como un producto cercanamente puro. Sin embargo, puede esperarse que la operación continua en una configuración de recipiente intermedio pueda separar los componentes más y menos volátiles cercanamente puros proporcionando las siguientes condiciones  $D < z_1 F$  y  $B < z_3 F$  conocidas, haciendo esta configuración de control atractiva para la separación de dos componentes de una mezcla multicomponente de dos productos cercanos a la pureza usando sólo una columna de destilación.

En adelante consideraremos la operación continua de una columna de destilación con recipiente intermedio con un control de composición dual donde el objetivo de control es seguir la composición prescrita de los productos mediante la manipulación del reflujo y del flujo de vapor. Para alcanzar el objetivo de control, se considera una configuración  $LV$  (también llamada "Configuración de Balance de Energía"), donde la velocidad de reflujo ( $L_1$ ) se usa para controlar la pureza en la parte superior ( $x_{i,1}$ , donde  $i$  se refiere al componente de interés, y 1 a la etapa del condensador) y el flujo de vapor ( $V$ ) se usa para controlar la composición de fondos ( $x_{j,N}$ , donde  $j$  se refiere al componente de interés, y  $N$  a la etapa del rehervidor). En la práctica, sin embargo, el calor suministrado al rehervidor es manipulado en lugar del flujo de vapor. Aunque la configuración  $LV$  puede no ser la mejor desde el punto de vista de acoplamiento de los lazos de control<sup>38</sup>, es una estructura de control comúnmente usada para el control de composición dual<sup>39</sup> debido a que es simple de implementar, fácil de entender y ampliamente



te aceptada entre los operadores. Por estas razones, la configuración *LV* será considerada en detalle en este capítulo como un caso base de estudio. Sin embargo, debe hacerse hincapié que pueden estudiarse otras configuraciones de control a lo largo de las mismas líneas.

Desde un punto de vista de control de plantas completas (ver por ejemplo Luyben<sup>3</sup>) los grados de libertad en control son el número de variables que pueden ser manipuladas. En general, este número es bastante fácil de calcular aun para procesos bastante complejos, debido a que es igual al número de variables manipuladas que son iguales al número de válvulas de control en el proceso. Por lo tanto, cuando se encuentra un tanque que sólo sirve como *agitante* con flujo no dividido de su corriente existente, no se puede contar a la válvula de esa corriente en el cálculo final de los grados de libertad de control. Refiriéndose a la Figura 4.1, para el CMVDC cuando una corriente de salida esta presente en el recipiente intermedio, existe un grado de libertad de control adicional que puede ser explotado para mejorar el funcionamiento del control de composición dual. Específicamente, se propone la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna como una entrada manipulada para el propósito de retroalimentación. De esta forma, tenemos siete grados de libertad de control; a saber, válvula  $v_1$ , la cual se usa típicamente para fijar la velocidad de producción (esto es, fijando el flujo de alimentación  $F$ ), válvulas  $v_2$  y  $v_3$ , las cuales se usan para controlar el nivel del líquido del tanque de reflujo y el nivel del líquido del fondo de la torre, respectivamente (esto es, controladores de volumen). Para una configuración de composición *LV* dual, las válvulas  $v_4$  y  $v_5$  se usan para controlar la pureza de los productos en la parte superior e inferior por manipulación de la velocidad de reflujo y el calor suministrado al rehervidor, respectivamente. La válvula  $v_6$  se usa para controlar el nivel del líquido del recipiente intermedio, mientras tanto la válvula  $v_7$  puede ser usada para manipular la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna,  $R$ . Sucesivamente, esta corriente de recirculado puede ser usada para regular la composición de destilado o de fondos. De esta forma, la idea que será explotada a continuación es usar la entrada de control adicional  $R$  para distribuir el esfuerzo de control entre la columna y el recipiente intermedio. En la siguiente sección, se realizará el diseño de una configuración de control con la ayuda de una aproximación de control habituado.



### 4.3 Planteamiento de la Aproximación de Control Habitado

Proponemos un proceso lineal entrada/salida con más entradas manipuladas que salidas controladas. La premisa principal es que el objetivo de control puede ser satisfecho fácilmente utilizando una variable de entrada adicional. Siguiendo ideas estándares de procesos simples de columnas de destilación, un modelo simple de una constante de tiempo para el CMVDC puede ser descrito como sigue (ver por ejemplo, Chien *et al.*<sup>40</sup> y Skogestad *et al.*<sup>41</sup>):

$$\mathbf{y} = \frac{1}{1 + \tau_0 s} \mathbf{K} \mathbf{u} \quad (4.1)$$

donde  $\mathbf{y} = [x_1^D, x_3^{BT}]^T$  y  $\mathbf{u} = [L, V, R]^T$  son especificados en variables de desviación. Además,  $\tau_0$  es la constante de tiempo dominante a lazo abierto y  $\mathbf{K} \in \mathbf{R}^{3 \times 2}$  es la matriz de ganancia en estado estacionario. El modelo entrada/salida no cuadrático de  $3 \times 2$  puede ser descrito como sigue:

$$\begin{aligned} y_1 &= \frac{1}{1 + \tau_0 s} [K_{1,1}u_1 + K_{1,2}u_2 + K_{1,3}u_3] \\ y_2 &= \frac{1}{1 + \tau_0 s} [K_{2,1}u_1 + K_{2,2}u_2 + K_{2,3}u_3] \end{aligned} \quad (4.2)$$

El sistema (4.2) es un sistema de control rectangular con más entradas manipuladas que salidas reguladas. Específicamente el sistema (4.2) tiene un grado de libertad que puede ser explotado para mejorar el funcionamiento, operabilidad y flexibilidad del proceso. Comúnmente, si se fija la entrada de control  $u_3$ , el sistema de control se convierte en un sistema de control estándar (cuadrático de  $2 \times 2$ ), para el cual existen técnicas de control bien conocidas (por ejemplo, el Modelo de Control Interno (Internal Model Control IMC)<sup>22</sup>) que pueden ser usadas para su diseño. En el caso del no cuadrático, se tiene que especificar una estrategia para la entrada de control adicional  $u_3$ . Una alternativa es usar un tipo de técnica de regularización para cuadrar el sistema de control rectangular (4.2). Proponemos dividir el modelo entrada/salida introduciendo un parámetro habituado,  $\beta$ , como sigue:



$$\begin{aligned}
y_1 &= \frac{1}{1 + \tau_0 s} [K_{1,1}u_1 + K_{1,2}u_2 + K_{1,3}u_3] \\
y_{2,1} &= \frac{1}{1 + \tau_0 s} [K_{2,1}u_1 + K_{2,2}u_2 + \beta K_{2,3}u_3] \\
y_{2,2} &= \frac{(1 - \beta)K_{2,3}u_3}{1 + \tau_0 s}
\end{aligned} \tag{4.3}$$

donde

$$\begin{aligned}
y_{2,1} &= \beta y_2 \\
y_{2,2} &= (1 - \beta)y_2
\end{aligned} \tag{4.4}$$

así que  $y_2 = y_{2,1} + y_{2,2}$ . Note que la señal de salida de control  $y_2$ , correspondiente a la composición de flujo de fondos, ha sido dividida en dos componentes:  $y_{2,1}$  y  $y_{2,2}$ , correspondiente a las fracciones de la salida regulada  $y_2$  afectada por las entradas de control  $u_1$  y  $u_2$  respectivamente. Físicamente, esta división de la salida controlada  $y_2$  puede verse como una distribución del esfuerzo de control entre el calor suministrado al rehervidor y la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna. Introduciendo las variables:

$$\begin{aligned}
z_1 &= y_1 \\
z_2 &= y_{2,1} \\
z_3 &= y_{2,2}
\end{aligned} \tag{4.5}$$

el modelo entrada/salida no cuadrático de 3x2 resultante, puede ser expresado como entrada/salida cuadrado de 3x3; denominado:

$$z = \frac{1}{1 + \tau_0 s} \mathbf{B}u \tag{4.6}$$

donde la matriz de ganancia en estado estacionario cuadrada está dada por

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} K_{1,1} & K_{1,2} & K_{1,3} \\ K_{2,1} & K_{2,2} & \beta K_{2,3} \\ 0 & 0 & (1 - \beta)K_{2,3} \end{bmatrix} \quad (4.7)$$

Note que para obtener un sistema de control regular, la matriz  $\mathbf{B}$  debe ser invertible, lo cual implica que el determinante  $\Delta_{\mathbf{B}} = (1 - \beta)K_{2,3} [K_{1,1}K_{2,2} - K_{1,2}K_{2,1}] \neq 0$ . Por lo tanto, el parámetro habituado  $\beta \neq 0$ , y la ganancia del proceso  $K_{2,3} \neq 0$ . Además, la ganancia del proceso no habituado  $LV$  debe ser invertible, esto es  $\Delta^* = K_{1,1}K_{2,2} - K_{1,2}K_{2,1} \neq 0$ .

Para este tipo de procesos, el sintonizado del controlador proporcional integral (PI) de múltiples entradas-múltiples salidas se realizó con guías de sintonizado IMC. De hecho, si

$$\mathbf{u} = \mathbf{K}_c \left( \mathbf{I} + \frac{1}{\tau_I s} \mathbf{I} \right) \mathbf{e} \quad (4.8)$$

es un controlador multivariable PI, por lo tanto la siguiente asignación se usa<sup>26</sup>:

$$\mathbf{K}_c = (\tau_o / \tau_c) \mathbf{M}, \quad (4.9)$$

$$\tau_I = w_1 \tau_o; 0.5 < w_1 < 1, \quad (4.10)$$

$$\tau_c = w_2 \tau_o; 0.5 < w_2 < 0.75, \quad (4.11)$$

donde  $\mathbf{M}$  es la matriz de ganancia de control,  $\tau_c$  es la constante de tiempo a lazo cerrado deseada,  $\mathbf{I}$  es la matriz de identidad y  $\mathbf{e} = \mathbf{z}^{ref} - \mathbf{z}$  es el error de regulación, con:

$$z_1^{ref} = y_1^{ref} \quad (4.12)$$

$$z_2^{ref} = \beta y_2^{ref}$$

$$z_3^{ref} = (1 - \beta) y_3^{ref}$$

donde, el superíndice *ref* indica el valor de referencia (esto es, el punto de ajuste). Sin entrar



en cálculos innecesarios, puede verse que la estabilidad del proceso controlado está determinada por la estabilidad de la matriz a lazo cerrado  $BM$ . De hecho, una condición suficiente para la estabilidad del sistema controlado (4.8) es que  $BM$  debe ser una matriz anti-estable (debe tener todos sus valores propios en el lado derecho del plano complejo). Esta condición puede ser interpretada como la preservación de la direccionalidad del control por la matriz de ganancia asignada. Una selección sencilla para satisfacer una condición de estabilidad suficiente corresponde al llamado controlador inverso  $M = B^{-1}$ , tal que  $BM = I$ . En algunos casos los procesos de múltiples entradas y múltiples salidas MIMO (por su siglas en inglés Multi-Input Multi-Output), pueden explotar la estructura de la matriz  $B$  para proporcionar una diagonal  $M$  que garantice la anti-estabilidad de la matriz  $BM$ . Por ejemplo, podemos considerar el control descentralizado seleccionando  $M = \text{diag}(b_{1,1}^{-1}, b_{2,2}^{-1}, b_{3,3}^{-1})$ . Por lo tanto,

$$BM = \begin{bmatrix} 1 & \frac{K_{1,2}}{K_{2,2}} & \frac{1}{(1-\beta)} \frac{K_{1,3}}{K_{2,3}} \\ \frac{K_{2,1}}{K_{1,1}} & 1 & \frac{\beta}{1-\beta} \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (4.13)$$

con determinante  $\Delta_{BM} = 1 - \frac{K_{1,2}K_{2,1}}{K_{1,1}K_{2,2}} \neq 0$ , y el polinomio característico dado por

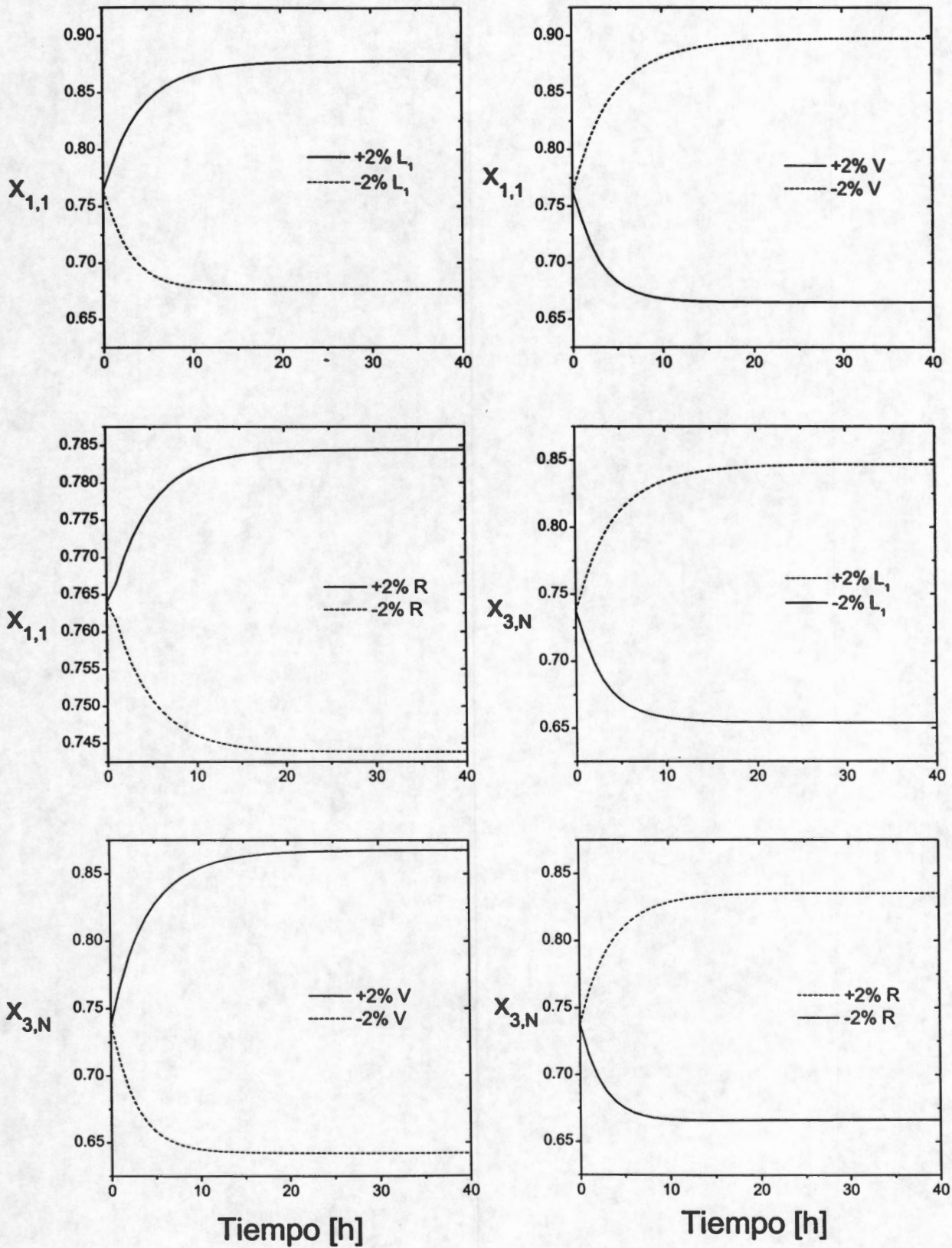
$$s^3 - 3s - \left( \frac{K_{1,2}K_{2,1}}{K_{1,1}K_{2,2}} - 3 \right) s - \left( 1 - \frac{K_{1,2}K_{2,1}}{K_{1,1}K_{2,2}} \right) = 0 \quad (4.14)$$

Resulta de interés que el polinomio característico (4.14) no depende del parámetro habituado  $\beta$ . De esta forma, si el polinomio característico (4.14) es anti-estable, el proceso controlado dado por las ecuaciones (4.6) y (4.8) es estable sin tomar en cuenta el parámetro  $\beta$ . Esto puede ser visto como un tipo de propiedad de robustez del esquema de control con respecto a la distribución del esfuerzo de control entre las diferentes entradas de control. De esta forma, variaciones del parámetro habituado,  $\beta$ , sólo tienen efecto en el funcionamiento pero no en la estabilidad de la estrategia de control habituado.

#### 4.4 Simulaciones Numéricas

En esta sección, consideraremos el problema de la separación de una mezcla equimolar de una mezcla ideal ternaria, donde los componentes son ordenados de acuerdo a su volatilidad





**Figura 4.2.** Respuesta al escalón de una CMVDC bajo una perturbación del 2% en la entrada de control.



relativa, refiriéndose al componente 1 como el más volátil y el componente 3 como el menos volátil. Los componentes tienen las siguientes volatilidades relativas  $\alpha^T = [9, 3, 1]$ . De acuerdo con la columna CMVDC descrita en la Tabla 4.1, las simulaciones numéricas usan el modelo base del grupo de balances de materiales, relaciones de equilibrio líquido-vapor y correlaciones hidráulicas (ver, por ejemplo, Monroy-Loperena y Alvarez-Ramirez<sup>42</sup>), donde se consideran las siguientes suposiciones: el volumen de vapor retenido es despreciable, platos teóricos, mezclado perfecto en los platos, presión de operación constante, condensación total sin subenfriamiento y operación adiabática. El balance de energía no se opera. Se supone un sobreflujo molar constante, pero el modelo toma en cuenta la dinámica del volumen molar en cada plato, y la velocidad de líquido interno en cada etapa es determinado por medio de la linealización de la fórmula de Francis para presas:

$$L_k = \tilde{L}_k + \frac{M_k - \tilde{M}_k}{\tau_h}$$

donde  $\tilde{L}_k$  y  $\tilde{M}_k$  son la razón de flujo líquido nominal y retenido en el plato  $k$ , respectivamente, y  $\tau_h > 0$  es la constante de tiempo hidráulica.

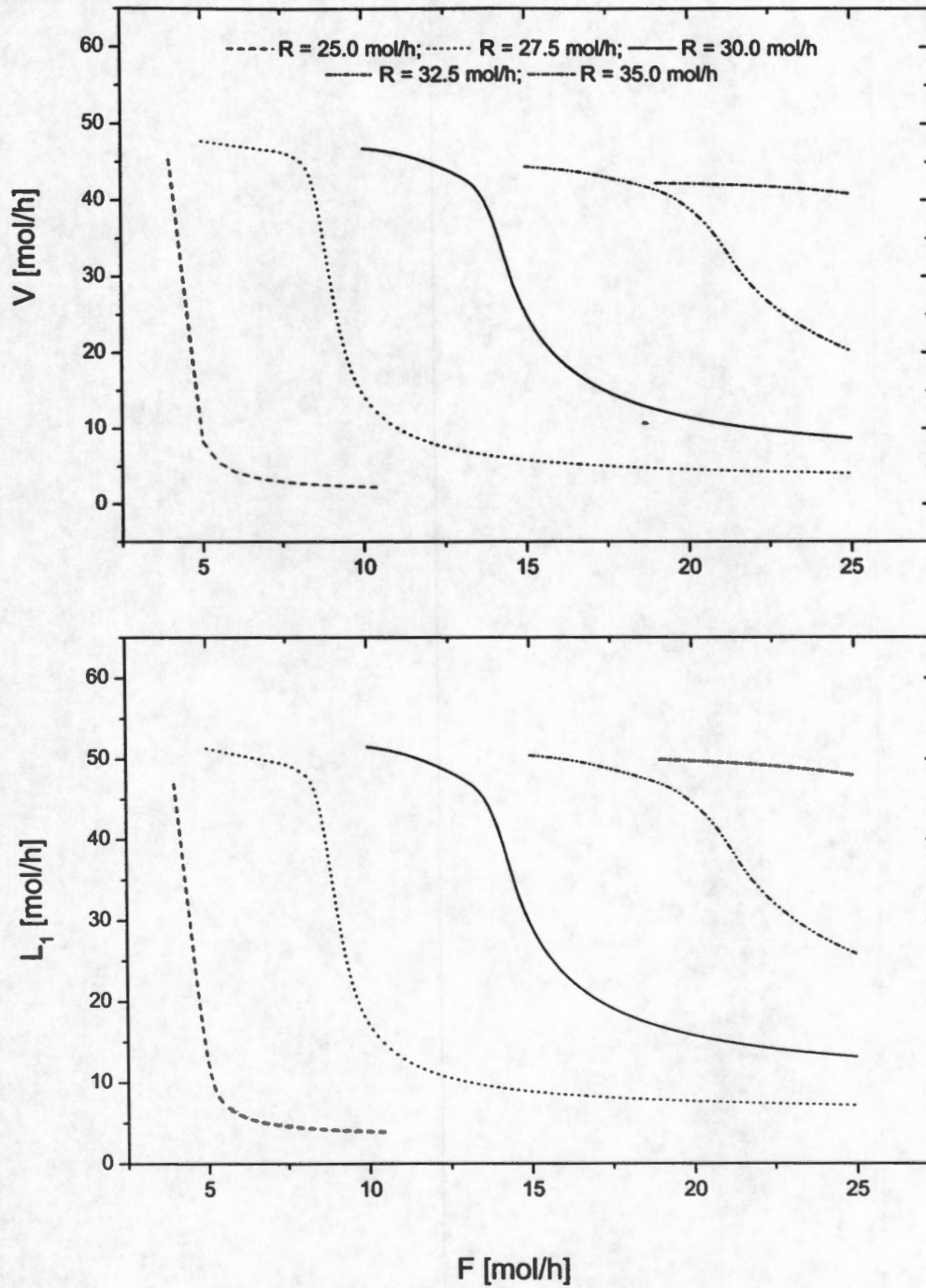
Los parámetros del modelo entrada/salida  $\tau_o$  y  $K$  fueron estimados de la respuesta al escalón (ver Figura 4.2) donde se obtuvieron los siguientes valores:  $\tau_o = 5 h$  y

$$K = \begin{bmatrix} 0.2119031 & -0.165246 & 0.034068 \\ -0.161634 & 0.216183 & -0.119631 \end{bmatrix}$$

Refiriéndose a la Figura 4.2, note que una variación de la razón de flujo de la corriente de recirculado,  $R$ , afecta la composición de fondos en el mismo rango que las variaciones de razón de reflujo y de vapor. Esto prueba que la composición de destilado es menos sensitiva a las variaciones de la corriente de recirculado,  $R$ . Recurriendo a esta observación, tomaremos la composición de fondos para ser habituada con el vapor y la razón de flujo recirculado.

Considerando las siguientes condiciones y parámetros a ser usados en el esquema de control propuesto para regular las composiciones de destilado y de fondos:

- (i) La tarea de regulación consistirá en mantener la composición del componente 1 en el destilado como  $x_{1,1} = 0.9$ , y la composición de fondos para el componente 3 como  $x_{3,N} =$



**Figura 4.3.** Velocidad de vapor interno,  $V$ , y velocidad de reflujo,  $L_1$ , como función de la velocidad de flujo de alimentación,  $F$ , para diferentes valores de la velocidad de flujo de recirculado,  $R$ .



0.9.

(ii) Los parámetros de sintonizado IMC se toman como  $w_1 = w_2 = 0.5$ .

Bajo este conjunto de parámetros de control, las siguientes simulaciones numéricas se llevaron a cabo:

1. *Efecto de la razón de flujo de alimentación sobre la configuración de control de composición dual LV convencional.* La Figura 4.3 muestra la razón de vapor interna,  $V$ , y la razón de reflujo,  $L_1$ , como una función de la razón de flujo de alimentación,  $F$ , para diferentes valores de la razón de flujo recirculado,  $R$ , cuando la columna está proporcionando la regulación de la composición dual, manteniendo la composición del componente 1 en el destilado como  $x_{1,1} = 0.9$ , y la composición de fondos para el componente 3 como  $x_{3,N} = 0.9$ , manipulando la razón de reflujo,  $L_1$ , y el vapor,  $V$ , respectivamente. Note el efecto grande del recipiente intermedio como un tanque mezclador. De hecho, el principal efecto del tanque mezclador es promediar las variaciones dinámicas de composición de la alimentación a la columna, reflejadas en la corriente  $R$ . Note que para flujos de alimentación pequeños los flujos internos de la columna son grandes puesto que se introducen pequeñas cantidades de los productos deseados (componentes 1 y 3) al sistema. Este efecto es por la columna debido a una recirculación grande (una tarea más grande de la separación) para preservar las razones de flujos de destilado y fondos (recordando que  $(R - S) = (D + B)$ ) requerida para alcanzar la regulación de la composición dual. Como la razón de flujo de alimentación es incrementada, la tarea de separación de la columna de destilación tiende a decrementarse en favor de la tarea de mezclado del recipiente intermedio. Entonces, podemos concluir que la aproximación de control habituado puede ser usado para balancear la separación y el mezclado proporcionados por la columna y el recipiente intermedio, respectivamente. Note que, en general, la tarea anterior es más costosa que la última.
2. *Control Inverso.* Para mostrar el funcionamiento de la aproximación habituada propuesta con respecto a la configuración de control de composición dual LV tradicional, se consideró una situación de operación típica donde, después de 500 h de operación normal, la composición de alimentación se cambia al valor equimolar de  $z^T = [0.4, 0.2, 0.4]$ . Refiriendonos a



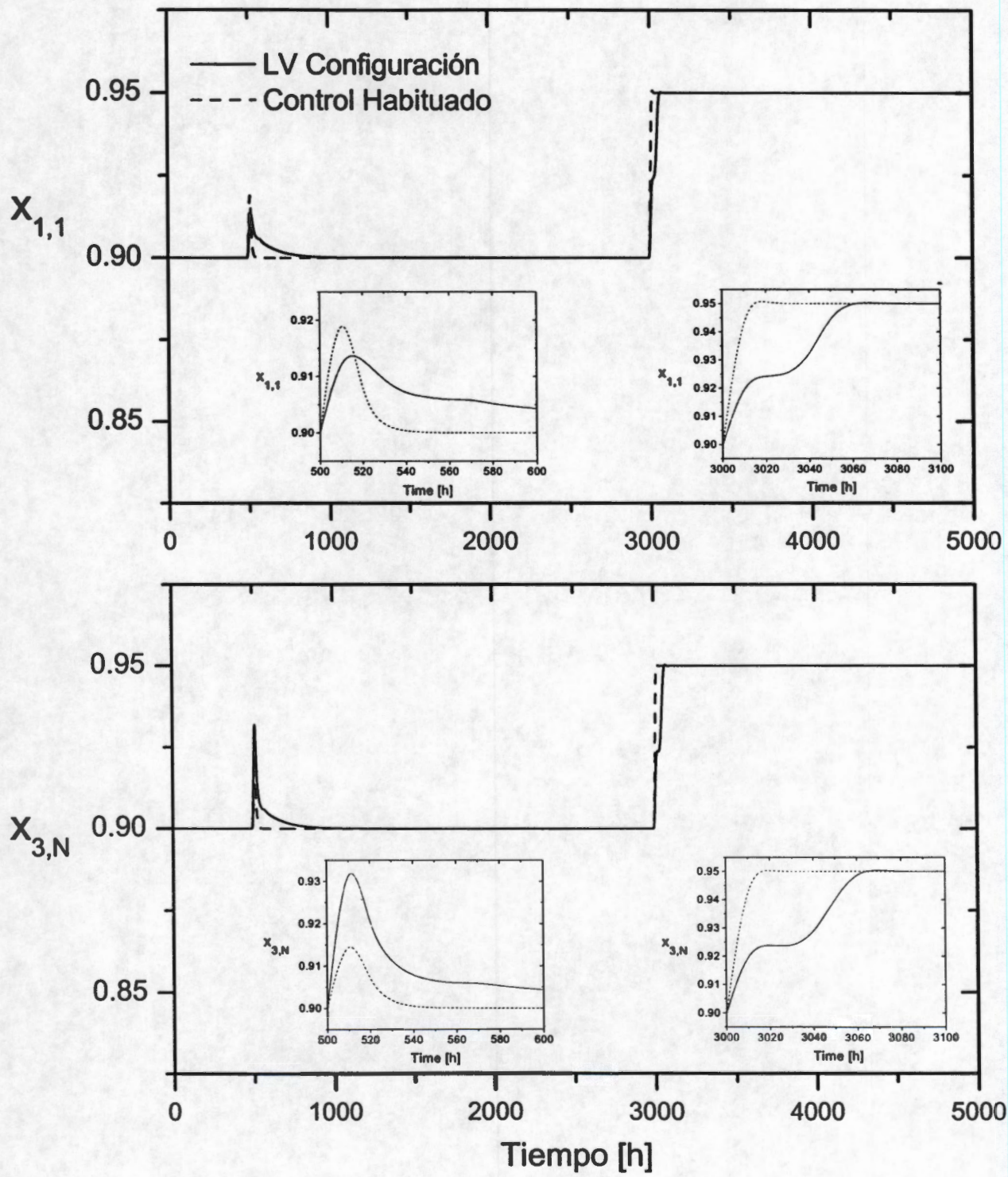


Figura 4.4. Velocidad de vapor interno,  $V$ , y velocidad de reflujo,  $L_1$ , como función de la velocidad de recirculado,  $R$ , para diferentes valores de composición del producto, cuando la velocidad de flujo de la corriente lateral,  $S$ , se fija a 20 mol/h



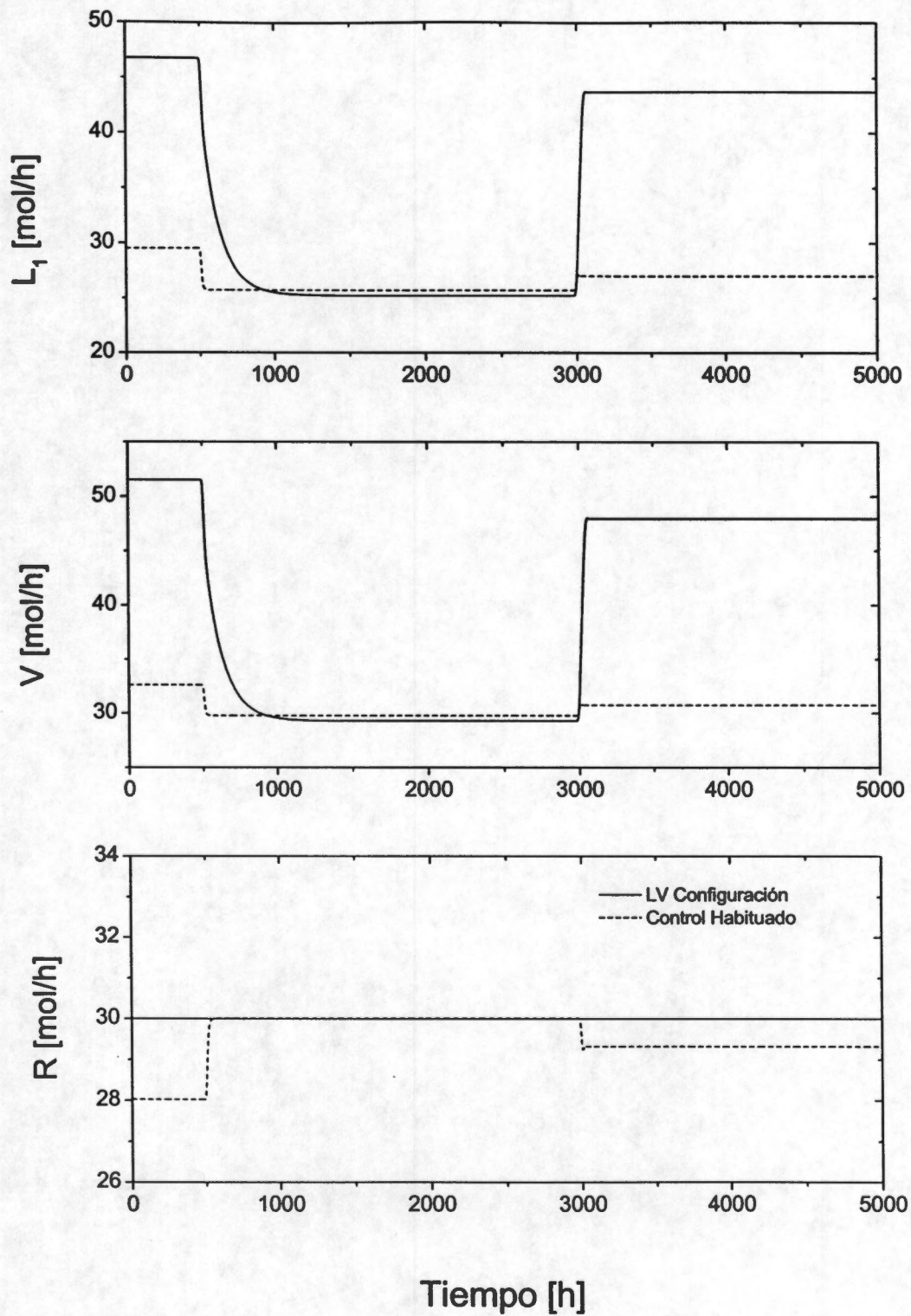


Figura 4.5. Respuesta de la salida regulada bajo el control PI inverso.



las Figuras 4.4 y 4.5, la configuración estandar *LV* proporciona un comportamiento suave en las variables manipuladas (razón de reflujo,  $L_1$ , y el vapor,  $V$ ). Sin embargo, un tiempo excesivamente grande es necesario, cercano a 1000 h, para alcanzar el estado estacionario inducido por el efecto amortiguador del recipiente intermedio. En contraste, cuando se usa el esquema de control habituado propuesto, y fijando el parámetro habitado a  $\beta = 0.5$  (esto es, una equi-distribución del esfuerzo de control) un comportamiento suave en las variables manipuladas (razón de reflujo,  $L_1$ , y el vapor,  $V$ , razón de flujo recirculado,  $R$ ) se observa. Sin embargo, el tiempo necesario para alcanzar el estado estacionario ha sido reducido drásticamente a cerca de 30 h. Note además que menos variaciones en las variables manipuladas son necesarias debido a la tarea de balanceo entre la columna y el recipiente intermedio. Para observar los efectos beneficios del control habituado en la operación de la columna, consideremos la siguiente situación. Suponemos que después de 3000 h de operación se decide cambiar el punto de referencia del producto de destilado y de fondos a 0.95, respectivamente. En esta situación el control habituado lleva a mejorar el funcionamiento sobre la configuración de control convencional *LV*. En general, el esquema de control habituado conduce la columna a tener menores razones de flujo internas que las de la configuración de control *LV* convencional, debido al balance de la tarea mezclante proporcionada por el recipiente intermedio y la tarea de separación propuesta por la columna de destilación. En consecuencia, esta operación de control-base habituado de la columna de destilación repercute en un ahorro económico dado, al usar menos agentes de refrigeración y calentamiento. Debe ser mencionado que hemos presentado sólo el comportamiento para un parámetro habitado  $\beta = 0.5$ . Sin embargo, el esquema de control habituado fue examinado para diferentes valores, produciendo resultados similares debido principalmente al efecto que el recipiente intermedio tiene en el desacoplamiento de las señales de control (respecto a este punto, ver el trabajo de Farschman y Diwekar<sup>43</sup> para columnas de destilación por lotes con recipiente intermedio, el cual resulta ser muy interesante).

3. *Control descentralizado.* Los controladores descentralizados se prefieren en la práctica dado que son robustos y relativamente simples de entender y sintonizar. La configuración de control de composición dual *LV* convencional y la configuración de control habituada pue-



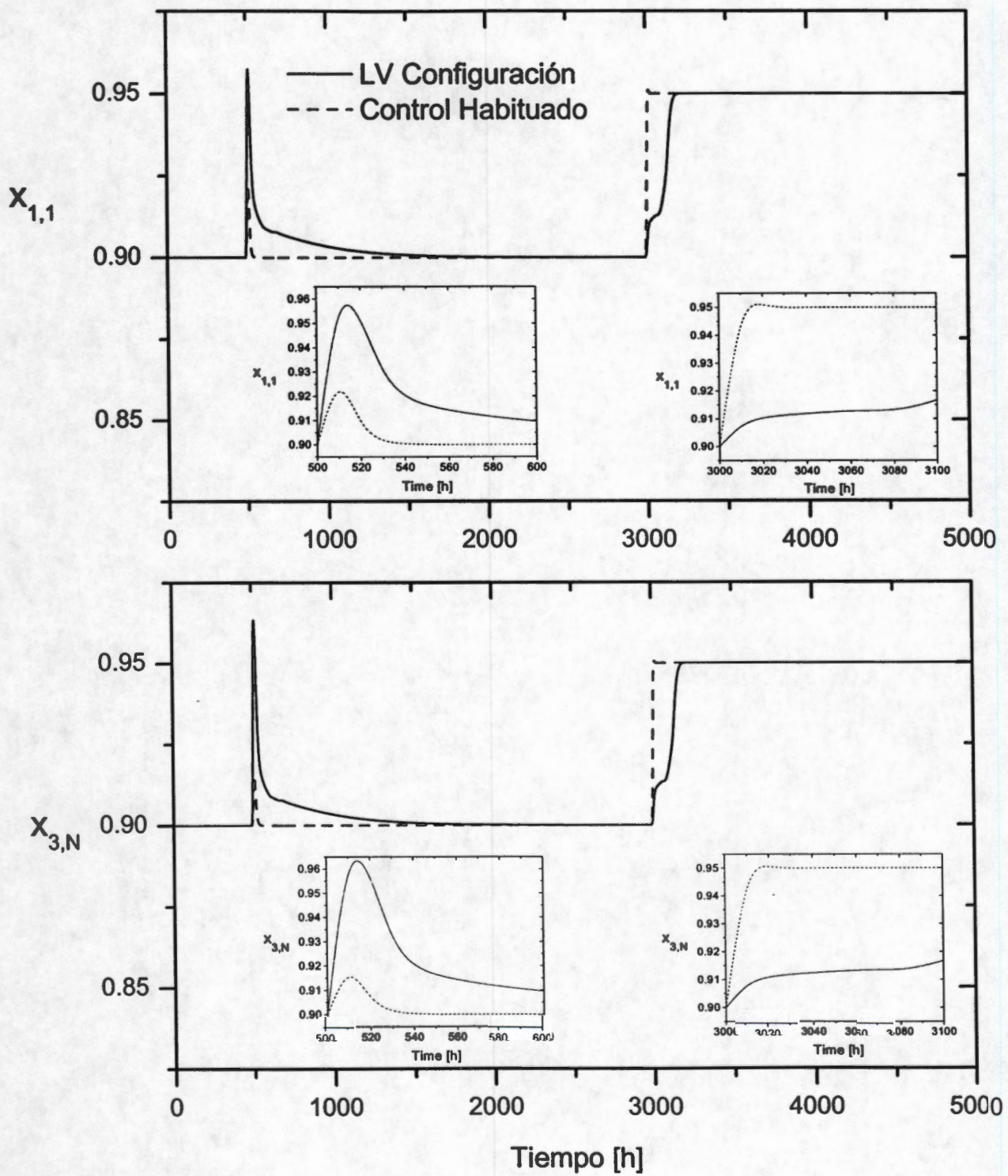


Figura 4.6. Respuesta de la entrada de control bajo un control PI descentralizado

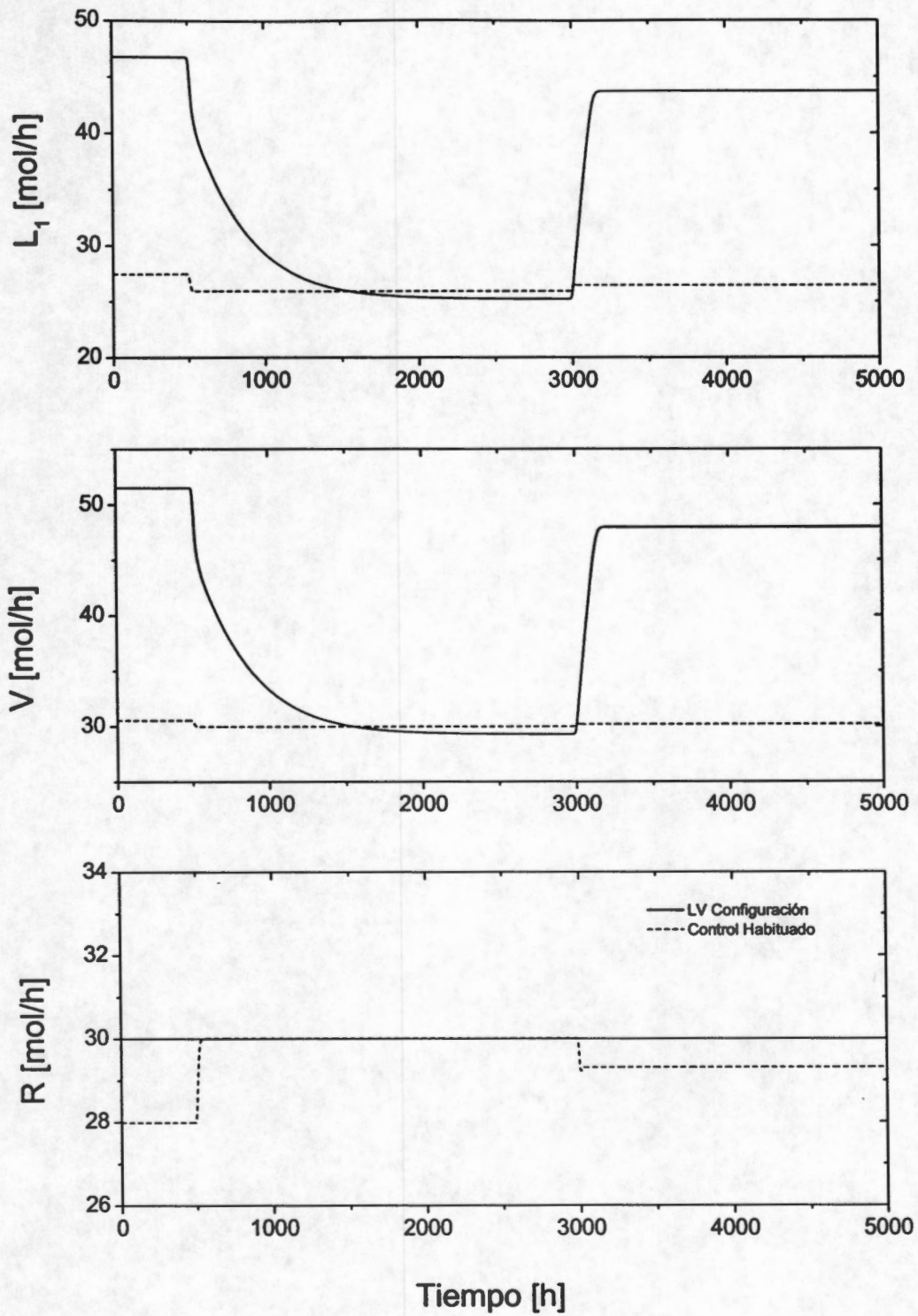


Figura 4.7. Respuesta de la salida regulada bajo un control PI descentralizado



den transformarse fácilmente a descentralizadas (controladores de lazo simple), tomando la matriz  $M$  como diagonal fuera del rango de la matriz involucrada en cada configuración. Las Figuras 4.6 y 4.7 muestran el comportamiento de la CMVDC para los mismos cambios en las condiciones de operación usadas en el caso de control inverso. No obstante, que el controlador diagonal da un comportamiento aceptable podemos observar que un mejor comportamiento es obtenido con más información para la configuración de control de composición dual  $LV$  convencional. Sin embargo, el esquema de control diagonal habituado presenta un comportamiento muy similar al esquema de control habituado completo teniendo una mayor ventaja sobre el desacoplamiento de las señales de control.

## 4.5 Conclusiones

A través del análisis de una CMVDC cuando una corriente de descarga está presente en el recipiente intermedio, podemos esperar que esta configuración sea apropiada para la separación de los componentes más y menos volátiles usando sólo una columna. Una aproximación de control habituado fue usada para balancear las tareas de separación y mezclado proporcionadas por la columna de destilación y el recipiente intermedio, respectivamente. Esto tendrá impacto en el ahorro económico puesto que la separación proporcionada por la columna es más costosa que el mezclado propuesto por el recipiente intermedio. La idea principal fue manipular simultáneamente la razón de flujo de la corriente de recirculado del recipiente intermedio a la columna y la razón de vapor para regular la composición del producto de fondos para distribuir el esfuerzo de control entre el recipiente intermedio y la columna. Por consiguiente, bajo las condiciones de operación esperadas (esto es, cambios en la composición de la carga en la CMVDC y cambio en el punto de referencia) las perturbaciones son reducidas por medio de relativamente pequeños cambios en el flujo interno de la columna dando como consecuencia un mejor comportamiento con respecto a la configuración de control dual  $LV$  convencional.



## Capítulo 5

# Extensión de una Configuración de Control de Composición para una Columna de Destilación de Tres Productos Integrados (Petlyuk)

*En una columna de destilación Petlyuk, dos grados de libertad extras pueden usarse para el propósito de optimización. Se ha reportado que se tiene un ahorro de energía del 30 % con una columna de destilación Petlyuk, comparado con los arreglos de destilación convencional. Sin embargo, el punto de operación óptimo en estado estacionario puede ser difícil de mantener en la práctica. En este trabajo se propone y se estudia el funcionamiento de una configuración de control en paralelo, usando parámetros habituales, para la columna de destilación Petlyuk en presencia de perturbaciones. Los resultados muestran que la configuración de control en paralelo puede usarse para mejorar la robustez de operación, extendiendo los lazos de control de composición descentralizado convencional para dos y tres puntos, con el uso de dos grados de libertad como variables manipuladas en un lazo de control retroalimentado paralelo.*



## 5.1 Introducción

La separación de varios componentes por destilación continua ha sido tradicionalmente realizado arreglando columnas en serie. Existen muchas alternativas, especialmente las secuencias directa e indirecta (donde los componentes ligero o pesado son removidos primero, respectivamente (ver Seader y Henley<sup>44</sup>)).

Hace casi 50 años Wright<sup>45</sup> propuso una importante alternativa de diseño para separar una alimentación ternaria. Este diseño consiste de una columna de destilación ordinaria como coraza, con la alimentación y el producto de la corriente lateral dividido por una pared, a través del conjunto de platos. Como se mencionó para la secuencia directa e indirecta, esta implementación ofrece ahorros tanto en inversión (es decir, se tiene sólo una coraza y dos intercambiadores) como en costos de operación. Esta configuración usualmente se denota como una Columna Petlyuk (PC por sus siglas en inglés "Petlyuk Column") después de que Petlyuk *et al.*<sup>46</sup> estudiaron este esquema teóricamente. Se dice que, en promedio, una configuración PC requiere 30% menos energía que la correspondiente al arreglo convencional.<sup>47,48</sup> La Columna Petlyuk también ha sido definida como el arreglo más eficiente para mezclas de tres componentes.<sup>48</sup> Se ha escrito<sup>47</sup> que, "Para la mayoría de las separaciones, la columna de destilación térmicamente acoplada, es termodinámicamente más eficiente que los arreglos convencionales, y como consecuencia, tiene menos requerimientos de energía." Menores requerimientos de energía de la configuración PC lleva a menores diámetros de columna y menor área de transferencia de calor en el rehervidor y en el condensador. Sin embargo, a pesar de todas estas aparentemente atractivas características, la configuración PC no tiene un amplio uso industrial. Incluso podría usarse la configuración PC para la temperatura de destilación del sub ambiente, donde el consumo de energía es de gran importancia. Esto es bastante sorprendente, debido a que la configuración PC ha sido conocida desde hace cerca de 50 años.

La falta del uso generalizado de la configuración PC se ha atribuido a su difícil diseño y control. Sin embargo, considerables avances se han hecho recientemente en ambos aspectos para la configuración PC.<sup>49</sup> La expectativa que las propiedades dinámicas de la configuración PC pueden causar más problemas operacionales que las secuencias convencionales, es uno de los factores que ha contribuido a su falta de implementación industrial. Este conflicto de un sistema de energía eficiente lleva a diseños limitados, los cuales son más difíciles de controlar.

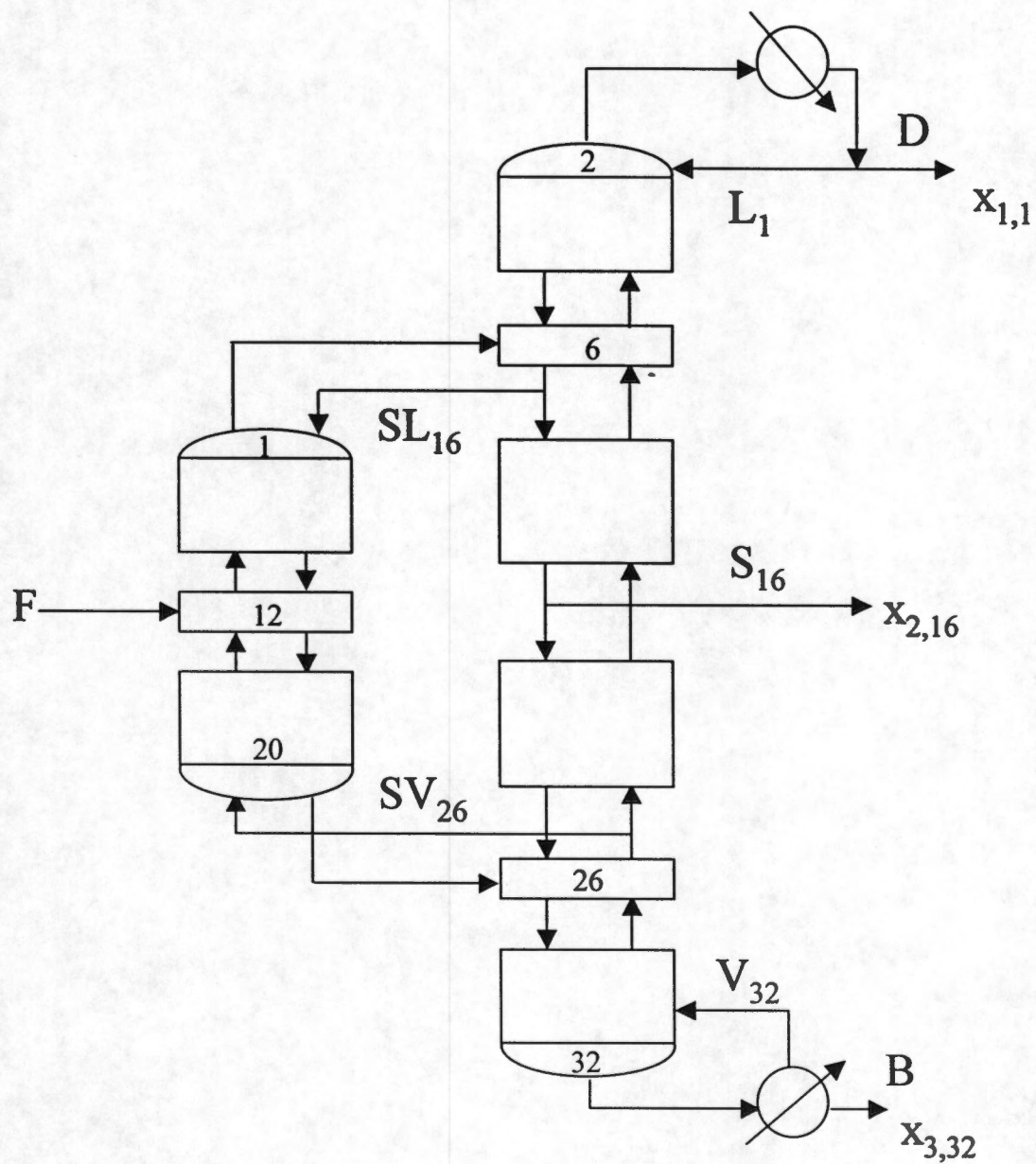


La implementación de dos columnas en el diseño de **PC**, consiste de un prefraccionador con reflujo y vapor de una corriente que baja con los tres productos de la columna, en un arreglo de un sólo rehervidor y un condensador. Como lo propuesto por Wright,<sup>45</sup> la implementación práctica de la columna puede ser realizada en una simple coraza insertando una pared vertical a través de la sección intermedia de la columna, separando la alimentación y la corriente del producto lateral. La principal razón de Petlyuk para este diseño fue evitar pérdidas termodinámicas del mezclado de diferentes corrientes en la localización del plato de alimentación.

Respecto a los grados de libertad (ver por ejemplo, Dixon<sup>50</sup>), tenemos éstos dados en una columna convencional con las etapas fijas, localización de alimentación, etc. Iniciando con una destilación binaria y considerando un estado estacionario, donde se asume que los volúmenes (nivel del condensador, nivel del rehervidor, y presión) están ya controlados, encontramos dos variables independientes (manipuladas) que permanecen, por ejemplo el reflujo ( $L$ ) y la velocidad de vapor ( $V$ ). Por otro lado, en una **PC** en estado estacionario se tienen tres grados de libertad adicionales, uno para cada una de las tres corrientes adicionales que salen de la columna principal. Refiriendonos a la Figura 5.1, éstas son: la corriente lateral  $S$  más las corrientes  $SL$  y  $SV$  que regresan al prefraccionador. Note que en este análisis el prefraccionador solo no tiene ningún grado de libertad en estado estacionario. Desde un punto de vista tradicional de control en destilación, los cinco grados de libertad para el diseño **PC** pueden usarse para especificar (controlar) la composición en la parte superior y fondos, así como uno o dos componentes en la corriente lateral. Esto deja uno o dos grados de libertad para el propósito de optimización.<sup>51</sup>

En la segunda sección de este capítulo se plantea el problema de control con una aproximación habituada<sup>4,23,34-37</sup>, debido a que la configuración **PC** puede ser vista como una planta con más entradas manipuladas que salidas controladas estableciendo que los objetivos de control pueden ser satisfechos fácilmente utilizando variables de entrada adicionales. En la tercera sección se realizan simulaciones rigurosas numéricas no lineales para ilustrar el funcionamiento del esquema de control propuesto bajo condiciones típicas de operación en una configuración **PC**, para el caso de composición de dos y tres puntos.





**Figura 5.1.** Diagrama esquemático de la columna de destilación Petlyuk estudiada.

## 5.2 Planteamiento del Problema de Control por una Aproximación Habituada

Suponemos una descripción de la planta de la forma

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

donde  $G$  denota el modelo del proceso de la planta,  $y$  las mediciones y  $u$  las entradas manipuladas. Si la planta es un proceso lineal entrada/salida con más entradas manipuladas que salidas controladas, la premisa subyacente es que los objetivos de control pueden satisfacerse más fácilmente utilizando variables de entrada adicionales. Para el caso de 4 entradas/ 2 salidas tenemos que

$$G(S) = \left[ \begin{array}{cccc} \frac{K_{1,1}}{\tau_{1,1}s+1} & \frac{K_{1,2}}{\tau_{1,2}s+1} & \frac{K_{1,3}}{\tau_{1,3}s+1} & \frac{K_{1,4}}{\tau_{1,4}s+1} \\ \frac{K_{2,1}}{\tau_{2,1}s+1} & \frac{K_{2,2}}{\tau_{2,2}s+1} & \frac{K_{2,3}}{\tau_{2,3}s+1} & \frac{K_{2,4}}{\tau_{2,4}s+1} \end{array} \right] e^{-\theta s}$$
$$y(s) = [y_1(s), y_2(s)]$$
$$u(s) = [u_1(s), u_2(s), u_3(s), u_4(s)]$$

donde  $K_{i,j}$  es la ganancia en estado estacionario,  $\tau_{i,j}$  es la constante de tiempo a lazo abierto, para la salida  $i$  con entrada  $j$  y  $\theta$  es el tiempo de retardo del proceso propuesto.

Se propone resolver el problema de control apareando las variables procediendo con el siguiente mapa

$$(u_1(s), u_2(s) \rightarrow y_1)$$

$$(u_3(s), u_4(s) \rightarrow y_2)$$

llegando a una *estructura diagonal de bloques*, esto es



$$G(s) = \left[ \begin{array}{c} \left[ \frac{K_{1,1}}{\tau_{1,1}s+1} \quad \frac{K_{1,2}}{\tau_{1,2}s+1} \right] \\ \left[ \frac{K_{2,3}}{\tau_{2,3}s+1} \quad \frac{K_{2,4}}{\tau_{2,4}s+1} \right] \end{array} \right] e^{-\theta s}$$

la estructura anterior puede caracterizarse como una *estructura de control paralelo diagonal*.

De esta forma el problema original fue dividido en dos problemas de 2 entradas/1 salida, cuya solución puede lograrse como sigue:

Tomamos el primer problema,

$$y_1 = \left[ \frac{K_{1,1}}{\tau_{1,1}s+1} + \frac{K_{1,2}}{\tau_{1,2}s+1} \right] e^{-\theta s}$$

En este caso no cuadrado, se tiene que especificar una estrategia para la entrada de control adicional  $u_2$ . Una alternativa es usar un tipo de técnica de regularización para ajustar el sistema de control rectangular. Se propone dividir el modelo entrada/salida introduciendo un parámetro habituante,  $\beta_i$ , como sigue

$$\begin{aligned} y_{1,1} &= \beta_1 \frac{K_{1,1}}{\tau_{1,1}+1} u_1 \\ y_{1,2} &= (1-\beta_1) \frac{K_{1,2}}{\tau_{1,2}+1} u_2 \end{aligned}$$

donde

$$\begin{aligned} y_{1,1} &= \beta_1 y_1 \\ y_{1,2} &= (1-\beta_1) y_1 \end{aligned}$$

De modo que,  $y_1 = y_{1,1} + y_{1,2}$ . Notese que la señal de salida de control ha sido dividida en dos componentes:  $y_{1,1}$  y  $y_{1,2}$ , que corresponden a las fracciones afectadas de la salida regulada  $y_1$  respectivamente por las entradas de control  $u_1$  y  $u_2$ . Físicamente, esta división de la salida controlada  $y_1$  puede ser vista como una distribución del esfuerzo de control entre las dos entradas

de control. Proponiendo el uso de controladores PI,  $C_{PI,j}$ , entonces las entradas pueden ser manipuladas como

$$u_1 = \beta_1 C_{PI,1}(s)$$

$$u_2 = (1 - \beta_1) C_{PI,2}(s)$$

donde

$$C_{PI,j} = K_{C_j} + K_{I_j} s^{-1} = \frac{K_{C_j} s + K_{I_j}}{s}$$

para lo cual existen técnicas de control bien conocidas (por ejemplo, Internal Model Control (IMC)<sup>22</sup>) que pueden ser usadas para el diseño de control, esto es

$$K_{C_j} = \frac{1}{K_{i,j}} \frac{\tau_{i,j}}{\tau_{C_j} + \theta}$$

$$\tau_{I_j} = \tau_{i,j}$$

$$\tau_{C_j} \simeq 0.75 \tau_{i,j}$$

Presentando las variables

$$z_1 = y_{1,1}$$

$$z_2 = y_{1,2}$$

$$z_3 = y_{2,1}$$

$$z_4 = y_{2,2}$$

obteniéndose un controlador PI cuadrático diagonal de  $4 \times 4$ , esto es:



$$\begin{bmatrix} z_1 \\ z_2 \\ z_3 \\ z_4 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \beta_1 \frac{K_{C_1}s + K_{I_1}}{s} & & & \\ & (1 - \beta_1) \frac{K_{C_2}s + K_{I_2}}{s} & & \\ & & \beta_2 \frac{K_{C_3}s + K_{I_3}}{s} & \\ & & & (1 - \beta_2) \frac{K_{C_4}s + K_{I_4}}{s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \\ u_4 \end{bmatrix} \quad (5.1)$$

Note que si  $\beta_i$  es la unidad se recupera la configuración de control PI diagonal de  $2 \times 2$  convencional.

### 5.3 Simulaciones Numéricas

El caso de estudio es similar al caso IV de Weyburn y Seader.<sup>52</sup> Se alimenta líquido en su punto de burbuja con un flujo de 1000 mol/min: 200 mol/min de benceno, 400 mol/min de tolueno, y 400 mol/min de o-xileno. En su punto de burbuja, la temperatura y presión de la mezcla son 383.4 K y 101.33 kPa, respectivamente. Se hicieron las siguientes suposiciones generales:

1. El divisor del reflujo y todas las etapas, excepto el condensador y el rehervidor, son consideradas adiabáticas.
2. La velocidad de transferencia de calor para los condensadores y rehervidores no se especifican.
3. El sistema opera a presión atmosférica (101.33 kPa) con una presión cero a través del sistema.
4. La configuración del sistema, esto es, el número de etapas y localización de alimentación, corriente lateral, e interrelacionadas, son conocidas.
5. Todas las corrientes de productos salen del sistema como líquido saturado.
6. La descripción del modelo considera sólo el balance de materiales del sistema, suponiendo flujos molares constantes y comportamiento ideal, de modo que la mezcla estudiada (benceno, tolueno y o-xileno) es cercana a la ideal. Por lo tanto, los componentes tienen las siguientes volatilidades relativas:  $\alpha^T = [6.01, 2.61, 1]$ .



El sistema consiste de un prefraccionador de 20 etapas interrelacionadas con un fraccionador de 32 etapas. El último incluye un condensador total y un rehervidor parcial. La localización para la etapa de alimentación, productos, e interrelacionadas están incluidas en la Figura 5.1. Todas las ecuaciones del modelo fueron resueltas simultáneamente por medio de una aproximación de Euler implícita con un tiempo de paso igual a 0.1 min. En cada tiempo de paso, las ecuaciones algebraicas no lineales resultantes fueron solucionadas por medio de un método de Newton-Raphson. Debido a que las trayectorias de la PC son continuas en el tiempo, el método de Newton-Raphson fué implementado como un método de continuación donde el estado del tiempo de paso anterior fué tomado como estimación inicial para el paso actual. De esta forma, el Newton Raphson requiere de 2 o 3 iteraciones para alcanzar un error relativo más bajo que el 2%. El procedimiento numérico fue implementado como un programa FORTRAN en una computadora Pentium IV. El punto de operación nominal estudiado tiene  $L_1 = 1050.0 \text{ mol/min}$ ,  $SL_6 = 500.0 \text{ mol/min}$ ,  $SV_{26} = 1500.0 \text{ mol/min}$ , y  $SL_{16} = 410.0 \text{ mol/min}$ , con  $x_{1,1} = 0.9701$ ,  $x_{2,16} = 0.9486$  y  $x_{3,32} = 0.9358$ .

Para una configuración PC se deben ajustar correctamente al menos dos flujos de productos (por ejemplo,  $L_1$  para emparejar la composición de destilado y  $V_{32}$  para emparejar la composición de fondos), de modo que al menos dos puntos de control son requeridos. Sin embargo, tres flujos de producto son preferidos para ser ajustados (por ejemplo,  $L_1$  para emparejar la composición de destilado,  $L_{16}$  para emparejar la composición del producto intermedio y  $V_{32}$  para emparejar la composición de fondos), para eludir que la composición del producto intermedio sea disminuida considerablemente bajo perturbaciones externas. Bajo esto, los dos casos serán analizados. Para este propósito la Tabla 5.1, muestra los parámetros PI para los casos necesarios que serán presentados, obtenidos de la respuesta al escalón con reglas tipo IMC. Bajo este conjunto de parámetros de control, se llevaron a cabo las siguientes simulaciones numéricas.

### 5.3.1 Control de Composición Dual

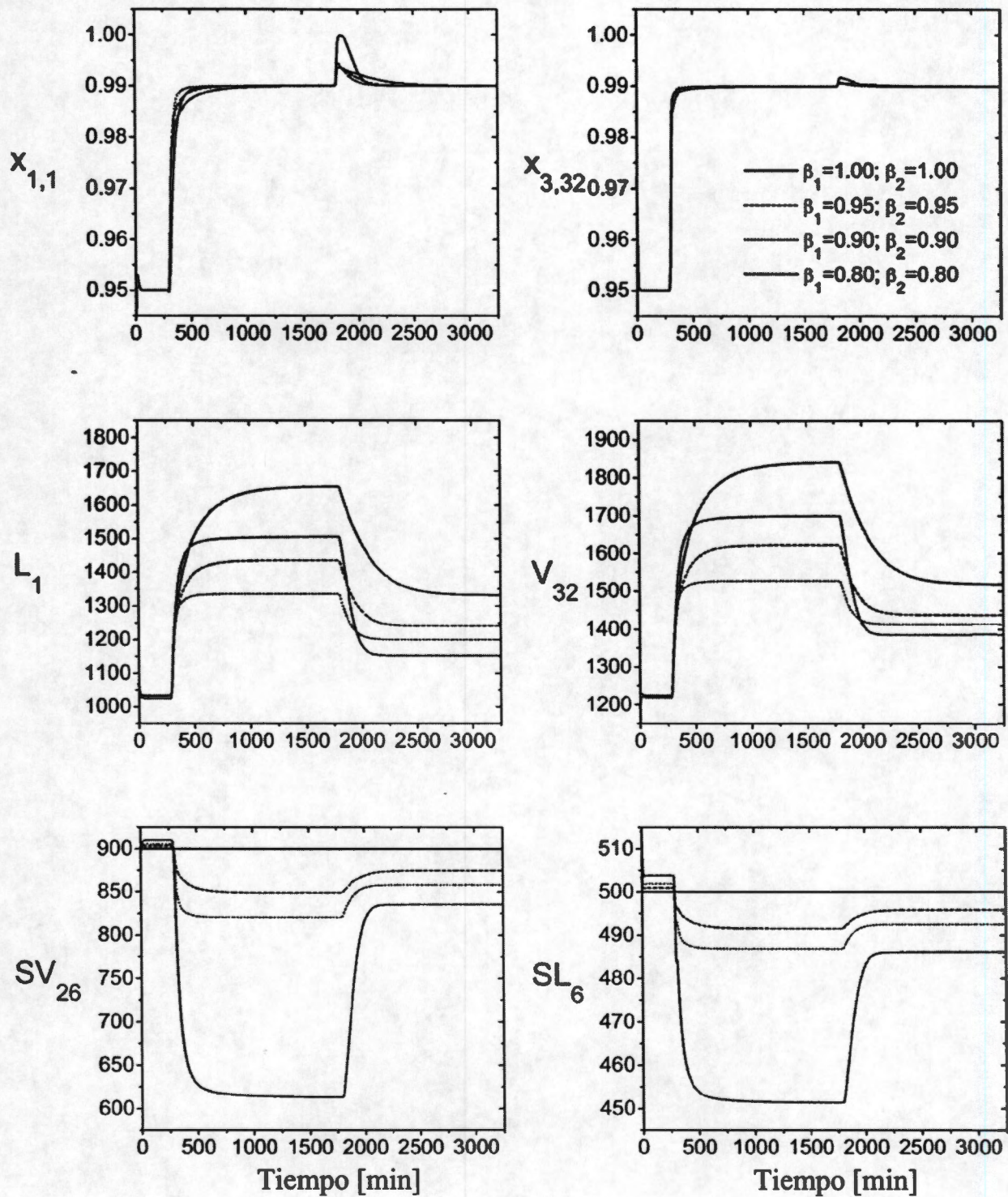
En este caso se usa una configuración de control de composición dual LV (donde el reflujo,  $L_1$ , se usa para controlar la composición en la parte superior,  $x_{1,1}$ , y el flujo de vapor,  $V_{32}$ , se usa para controlar la composición en los fondos,  $x_{3,32}$ ). Sin embargo, debe hacerse hincapié que otras configuraciones de control pueden ser estudiadas a lo largo de las mismas líneas. La columna



se inicializa desde las condiciones nominales y se regula al punto de referencia  $(x_{1,1}, x_{3,32}) = (0.95, 0.95)$ . En  $t = 300$  min, el punto de referencia se cambia a  $(x_{1,1}, x_{3,32}) = (0.99, 0.99)$ , y en  $t = 1800$  min, la composición de alimentación se cambia desde  $(0.2, 0.4, 0.4)$  a  $(0.25, 0.35, 0.4)$ .

- *Apareamiento de la configuración LV con las entradas manipuladas con el mayor efecto sobre las variables de salida.* Para usar el modelo PI diagonal (5.1), es necesario aparear las variables de entrada manipuladas originales con aquellas identificadas como grados de libertad de control que no son usados para el propósito de control. En nuestro caso queremos aparear el reflujo,  $L_1$ , con el flujo de la corriente de líquido lateral,  $SL_6$ , o el flujo de la corriente de vapor lateral,  $SV_{26}$ , y uno u otro para aparear el flujo de vapor,  $V_{32}$ , con alguna de estas dos variables. Tomando en mente que nuestro objetivo es obtener el mejor funcionamiento que se pueda, primeramente seleccionamos como variable de apareamiento aquella que tenga el mayor efecto sobre la variable de salida. Refiriéndose a las ganancias en estado estacionario a lazo abierto, reportadas en la Tabla 5.1, podemos notar que un cambio en el flujo de la corriente de líquido lateral,  $SL_6$ , tiene un mayor efecto sobre la composición de fondos,  $x_{3,32}$ , que sobre la composición de destilado,  $x_{1,1}$ . Por otro lado, el flujo de la corriente de vapor lateral,  $SV_{26}$ , tiene también un mayor efecto sobre la composición de fondos,  $x_{3,32}$ , que sobre la composición de destilado,  $x_{1,1}$ . Sin embargo, si seleccionamos aparear el reflujo,  $L_1$ , con el flujo de la corriente de vapor lateral,  $SV_{26}$ , y el flujo de vapor,  $V_{32}$ , con el flujo de la corriente de líquido lateral,  $SL_6$ , entonces tendremos el apareamiento que más afecta a las variable de salida (composiciones de destilado y fondos). De aquí que, refiriéndose al modelo PI diagonal (5.1), la siguiente asignación para las variables de entrada será usada:  $u_1 = L_1$ ,  $u_2 = SV_{26}$ ,  $u_3 = V_{32}$ ,  $u_4 = SL_6$ , con la siguiente asignación de variables de salida:  $y_1 = x_{1,1}$ ,  $y_2 = x_{3,32}$ . La Figura 5.2, presenta el comportamiento del controlador PI para cuatro valores de los parámetros habitados,  $\beta_i$ . Nótese que en principio disminuyendo el parámetro habitado se obtiene un mejor funcionamiento, sin embargo para un valor de 0.8 en ambos parámetros habitados el funcionamiento llega a decrementarse, pero este funcionamiento es mejor que el obtenido con una configuración PI-LV diagonal (esto es, cuando  $\beta_1 = 1.0$ ). Además nótese que para los valores de 0.95 y 0.90 de los parámetros habitados el flujo interno es disminuido, esto implica que son necesarias menores demandas de energía, pero cuando los parámetros





**Figura 5.2.** Comportamiento dinámico de la columna de destilación Petlyuk para diferentes valores del parámetro habituado en el control de composición de dos puntos.



habituaados están fijados a 0.80 un mayor flujo interno es necesario para llevar a cabo las especificaciones. A su vez, esta operación de control base habituado de la PC tiene impacto en el ahorro económico de la planta debido a que menores agentes de refrigeración y calentamiento serán usados cuando los parámetros habituados sean seleccionados.

- *Efecto cada apareamiento de variable de entrada sobre el funcionamiento del esquema de control propuesto.* Para analizar el efecto de cada apareamiento de variable de entrada, tenemos que apagar una de las dos variables apareadas estableciendo su parámetro habituado en el valor de la unidad. Como un primer caso consideramos el caso donde  $\beta_1 = 1.0$ , entonces la composición,  $x_{1,1}$ , sólo se regulará por medio de la manipulación del reflujo,  $L_1$ . Refiriéndose a la Figura 5.3, notamos un mejor funcionamiento cuando  $\beta_2$  disminuye. Sin embargo los requerimientos de energía son mayores cuando  $\beta_2$  disminuye. Por otro lado, se considera el caso cuando  $\beta_1 = 2.0$ , entonces la composición de fondos,  $x_{3,32}$ , será regulada por medio de la manipulación del flujo de vapor,  $V_{32}$ . Refiriéndose a la Figura 5.4, para el caso del cambio de punto de referencia, notamos que cuando  $\beta_1$  disminuye se obtiene un mejor funcionamiento hasta alcanzar un valor crítico donde este comportamiento es opuesto. Note que cuando  $\beta_1 = 8.0$  se presenta un bajo disparo en la composición de destilado para el cambio de punto de referencia. Para evitar excesivas acciones de control saturamos la señal de entrada,  $SV_{26}$ , a  $600 \text{ mol/min}$ . La misma observación es hecha para los requerimientos de energía cuando  $\beta_1$  disminuye el proceso, teniendo menores requerimientos de energía hasta alcanzar un valor crítico donde este comportamiento es opuesto. Note que los requerimientos de energía para  $\beta_1 = 0.80$  no están tan lejos de los requerimientos de  $\beta_1 = 1$ , debido a la saturación de la señal de entrada,  $SV_{26}$ . Sin embargo, para la perturbación en la composición de alimentación (en un tiempo de 1800 min) si  $\beta_1$  se disminuye se encuentra que se tiene un mejor funcionamiento y menores requerimientos de energía, hasta encontrar un valor crítico donde el comportamiento sea opuesto.
- *Efecto de otro apareamiento en la configuración LV.* Considere el siguiente mapeo para las variables de entrada:  $u_1 = L_1$ ,  $u_2 = SL_6$ ,  $u_3 = V_{32}$ ,  $u_4 = SV_{26}$ , con la siguiente asignación de variables de salida:  $y_1 = x_{1,1}$ ,  $y_2 = x_{3,32}$ . Refiriéndonos a la Figura 5.5,



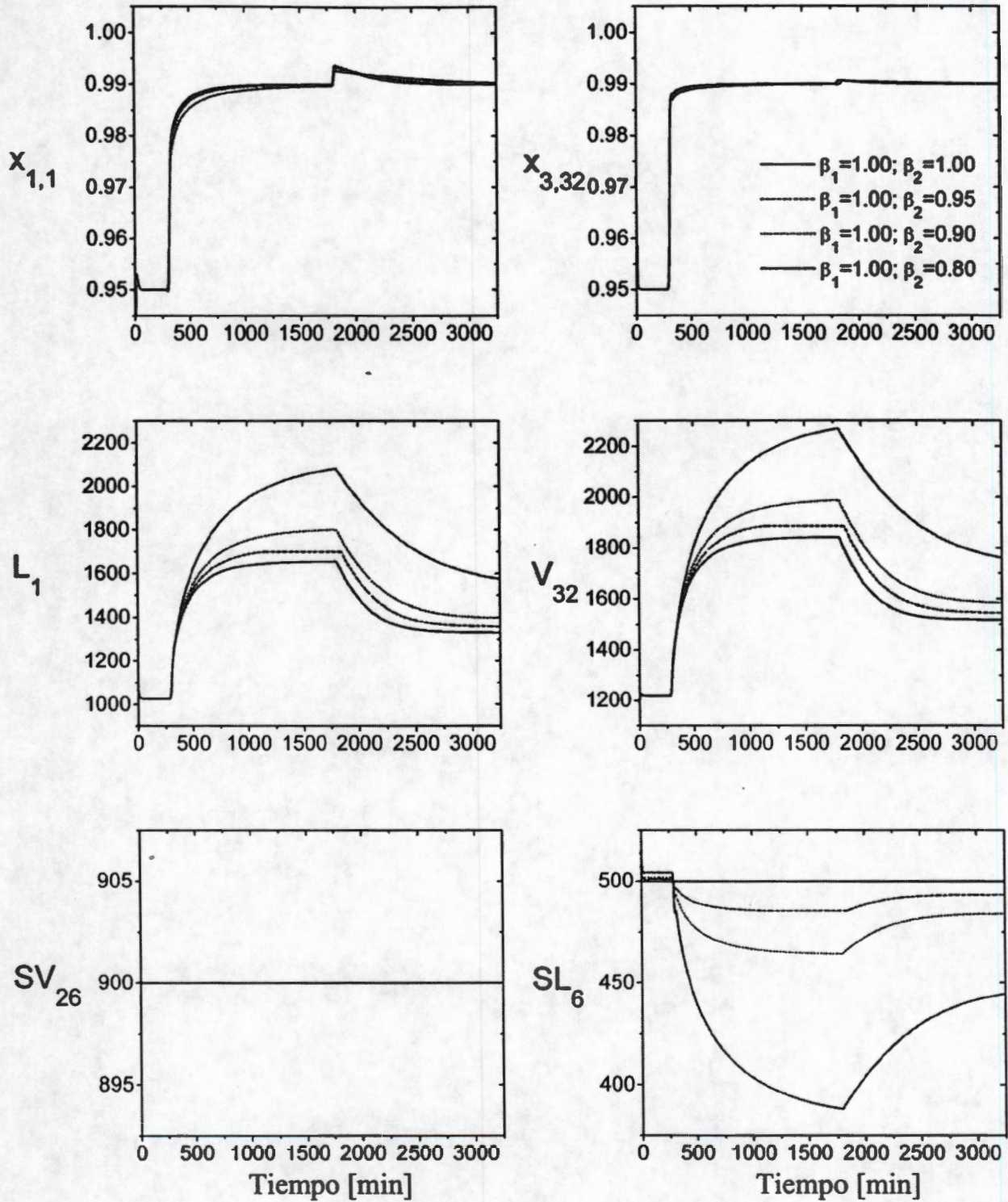


Figura 5.3. Comportamiento dinámico de la columna de destilación Petlyuk cuando  $\beta_1$  se fija en uno, y varios valores de  $\beta_2$  en un control de composición de dos puntos.



podemos notar que esta selección vuelve al proceso más sensible, esto es, para valores de  $\beta_1 = \beta_2 = 0.95$  se tiene un mejor funcionamiento y los requerimientos de energía son también mejorados, pero para valores de  $\beta_1 = \beta_2 = 0.90$  se observa un rápido deterioro. Este comportamiento puede ser causado debido a la cercana interacción entre el apareamiento de variables de entrada, esto es,  $L_1$  y  $SL_6$  se encuentran apareadas para regular la composición de destilado,  $x_{1,1}$ , mientras que  $V_{32}$  y  $SV_{26}$  se encuentran apareadas para regular la composición de fondos,  $x_{3,32}$ .

### 5.3.2 Control de Composición para Tres Puntos

Una desventaja del control de composición de dos puntos de la PC es que la pureza de la corriente lateral,  $SL_6$ , no está regulada, tal que bajo perturbaciones (por ejemplo, cambios en la composición de alimentación), la pureza  $x_{2,16}$  no puede disminuirse considerablemente.<sup>49</sup> Esto motiva al uso del control de tres puntos donde el flujo de la corriente lateral,  $SL_{16}$ , se usa para controlar la composición intermedia,  $x_{2,16}$ , esta clase de estructura es conocida como *LVS*. Como en el caso de estructura de control de dos puntos, debe hacerse hincapié, que otras configuraciones de control pueden ser estudiadas a lo largo de la misma línea. Para este caso se obtiene un controlador PI diagonal, con la siguiente estructura.

$$\begin{matrix} z_1 \\ z_2 \\ z_3 \\ z_4 \\ z_5 \end{matrix} = \begin{bmatrix} \beta_1 \frac{K_{C_1}s + K_{I_1}}{s} & & & & \\ & (1 - \beta_1) \frac{K_{C_2}s + K_{I_2}}{s} & & & \\ & & \beta_2 \frac{K_{C_3}s + K_{I_3}}{s} & & \\ & & & (1 - \beta_2) \frac{K_{C_4}s + K_{I_4}}{s} & \\ & & & & \frac{K_{C_5}s + K_{I_5}}{s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \\ u_3 \\ u_4 \\ u_5 \end{bmatrix}$$

donde  $z_1 = y_{1,1}$ ,  $z_2 = y_{1,2}$ ,  $z_3 = y_{2,1}$ ,  $z_4 = y_{2,2}$ ,  $z_5 = y_3$ . Note que el quinto elemento del control PI diagonal no es afectado por un parámetro habituado, y note además que en este caso estamos explotando completamente los grados de libertad de la configuración PC. Todos los parámetros necesarios para el controlador están reportados en la Tabla 5.2. Por apareamiento de los dos grados de libertad disponibles para el propósito de control para las tres variables de entrada, obtenemos 6 casos de estudio, cuya descripción se muestra en la Tabla 5.2. Como en el control de dos puntos, la columna fue inicializada desde las condiciones nominales y



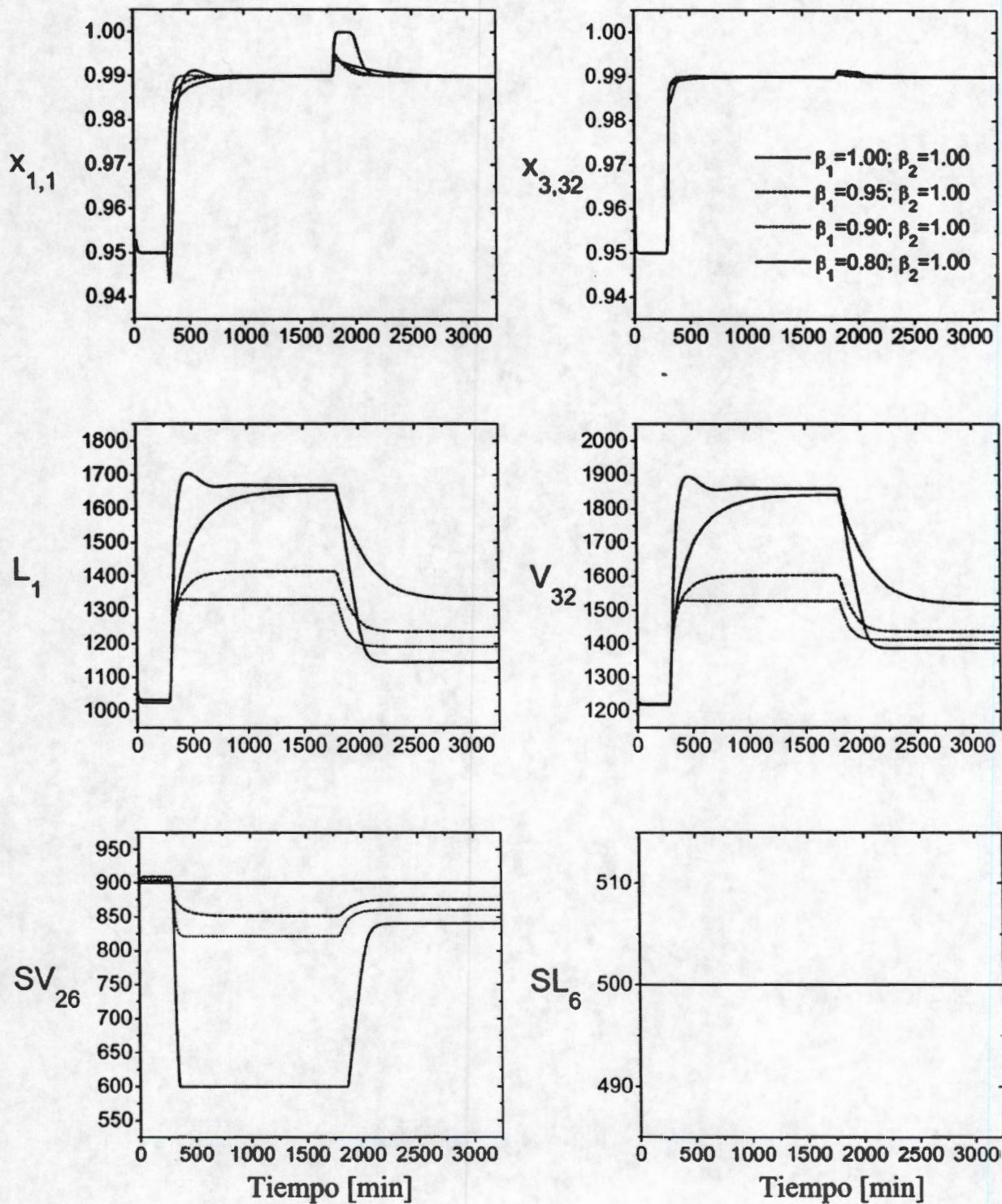


Figura 5.4. Comportamiento dinámico de la columna Petlyuk cuando  $\beta_2$  se fija a uno y diferentes valores de  $\beta_1$ , en el control de composición de dos puntos.

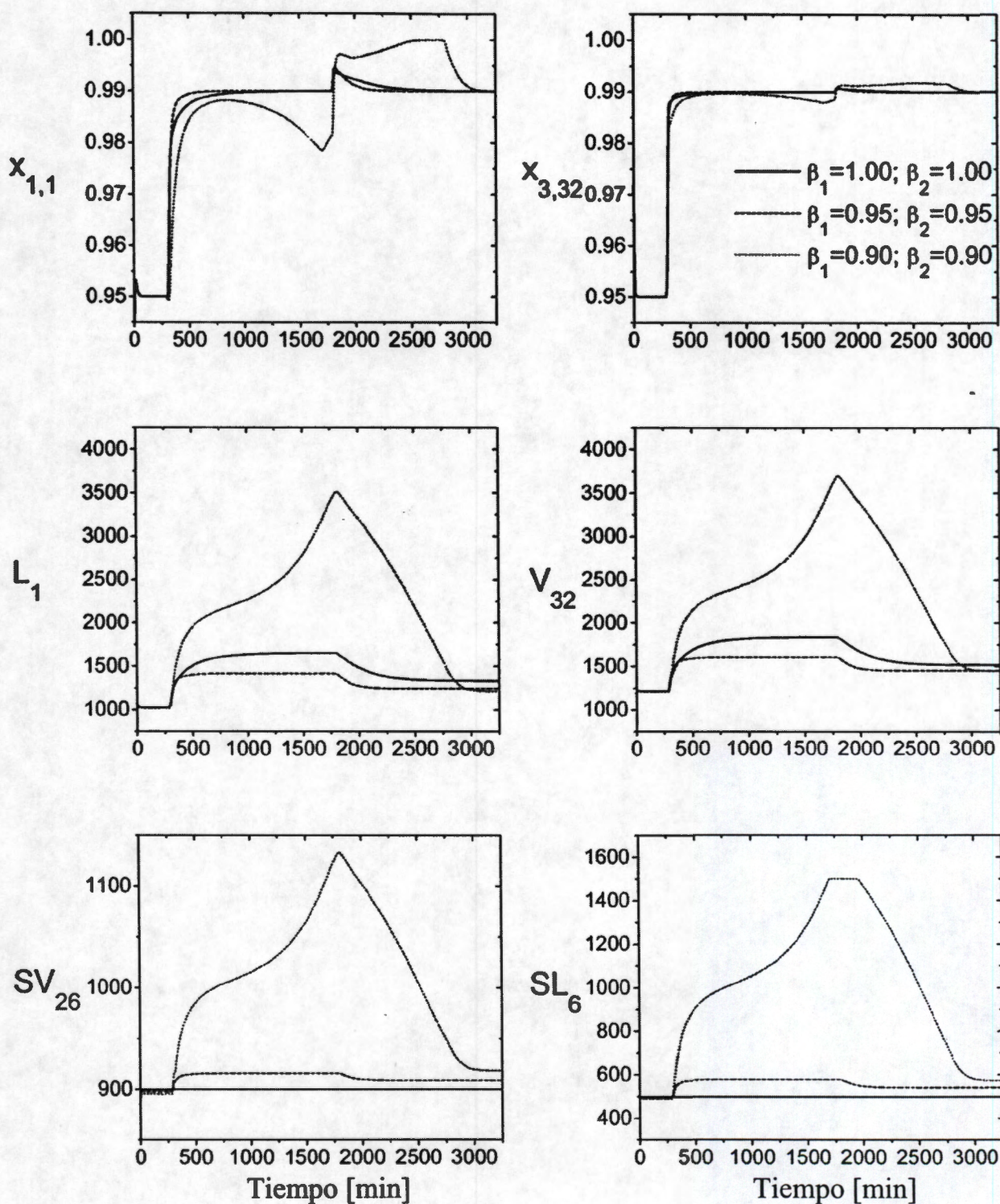


es regulada al punto de referencia  $(x_{1,1}, x_{2,1}, x_{3,1}) = (0.95, 0.95, 0.95)$ . En  $t = 300$  min, se cambia el punto de referencia a  $(x_{1,1}, x_{2,1}, x_{3,1}) = (0.99, 0.99, 0.99)$ , y en  $t = 1800$  min, se cambia la composición de alimentación desde  $(0.2, 0.4, 0.4)$  a  $(0.25, 0.35, 0.4)$ . Procedemos a examinar todas las combinaciones posibles y las comparamos con el control PI de 3x3 diagonal. Refiriéndose a las Figuras 5.6 y 5.7 puede observarse lo siguiente:

*Control PI de 3x3 diagonal.* Note que la composición de destilado presenta un bajo disparo desde 0.95 a 0.93 en los primeros 30 minutos y posteriormente en forma rápida se aproxima al valor de 0.98 después de 50 minutos, alcanzando el punto de referencia en cerca de 400 minutos. La composición de la corriente lateral se aproxima al punto de referencia en 100 minutos. Sin embargo, una oscilación grande se presenta en los primeros 60 minutos. Mientras que la composición de fondos presenta una rápida aproximación al punto de referencia en cerca de 10 minutos y posteriormente va al valor de 0.985 hasta alcanzar el punto de referencia en 300 minutos con una oscilación suave en los primeros 200 minutos. Para la perturbación en la alimentación la composición en la alimentación muestra un sobredisparo desde 0.99 a 0.993 en los primeros 40 minutos y posteriormente se aproxima al punto de referencia en cerca de 350 minutos. Mientras las composiciones en la corriente lateral y la de fondos muestran una trayectoria rápida hacia el punto de referencia en 50 minutos. Sin embargo, note que en ambos casos un bajo disparo se presenta en los primeros 20 minutos.

*Caso I.* La composición de destilado presenta un bajo disparo largo desde 0.95 a un valor menor que 0.90 en los primeros 100 minutos y posteriormente se aproxima al punto de referencia después de 300 minutos. Note que el controlador de composición de la corriente lateral sigue el punto de referencia de 0.99, después de 120 minutos y retorna a un valor cercano a 0.95, mientras que la composición de fondos no puede alcanzar el punto de referencia. La razón a este comportamiento es debido a las saturaciones impuestas a las variables manipuladas (reflujo y flujo de vapor) para prevenir excesivos esfuerzos de control. En la composición de destilado se observa una respuesta oscilatoria ante una perturbación en la composición de alimentación hasta que la composición de destilado llega al punto de referencia en 200 minutos. Debido a que la composición de la corriente lateral y la





**Figura 5.5.** Comportamiento dinámico de la columna de destilación Peltiyuk para diferentes valores del parámetro habituado en el control de composición de dos puntos, cuando las variables de entrada son seleccionadas de acuerdo con su cercanía a la variable de salida.



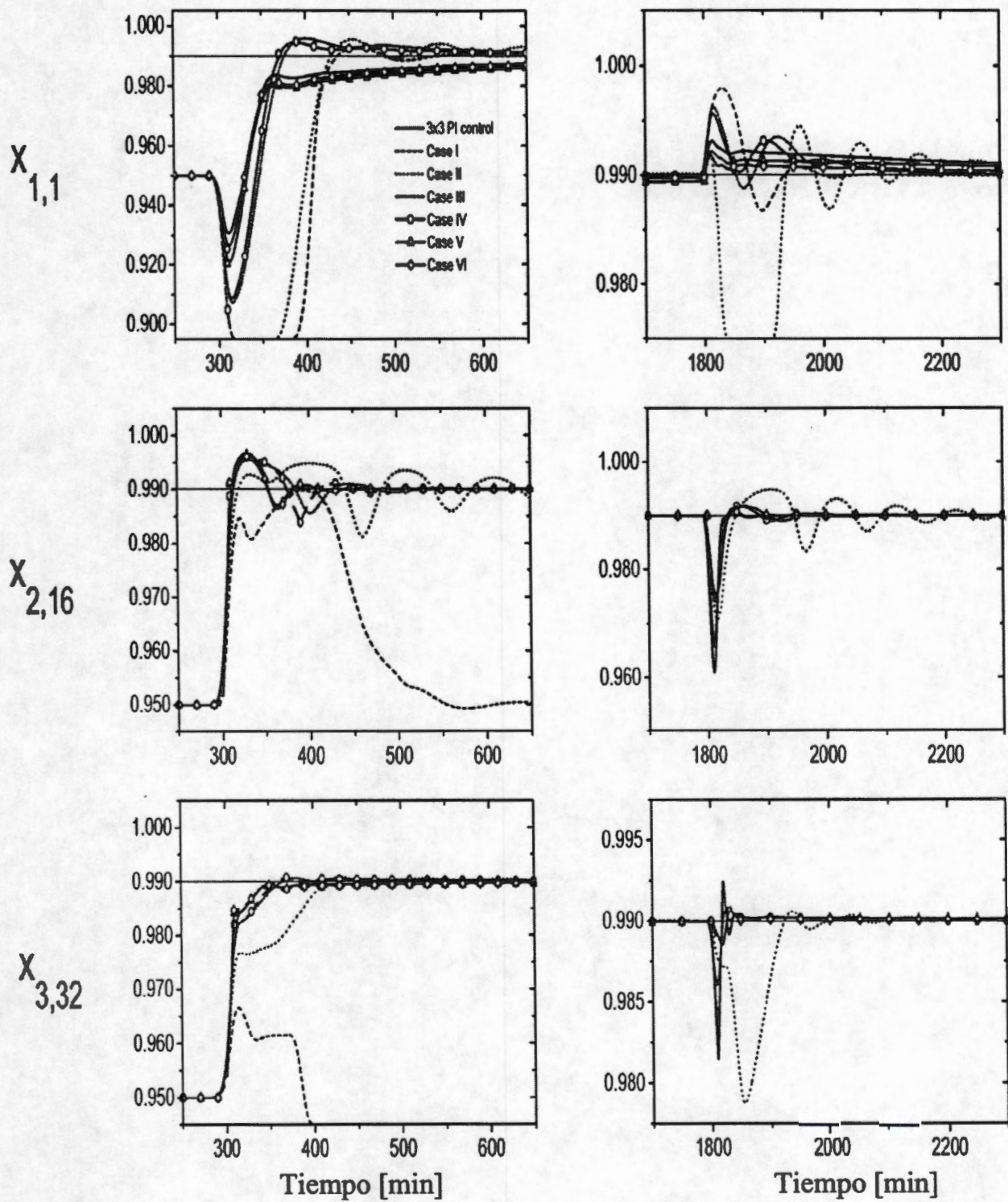
composición de fondos se acercan a 0.95, no se muestran en la Figura 5.6.

*Caso II.* La composición de destilado presenta un bajo disparo en los primeros 100 minutos desde 0.95 a 0.87 con un comportamiento oscilatorio alcanzando el punto de referencia en cerca de 300 minutos. La composición de la corriente lateral muestra una aproximación oscilatoria al punto de referencia en 300 minutos, mientras que la composición de fondos presenta una respuesta rápida a 0.975 en cerca de 10 minutos y posteriormente llega al punto de referencia después de 100 minutos. Note que en este caso, los tres controladores de composición alcanzan el punto de referencia a pesar de los elevados requerimientos de energía mostrados en la Figura 5.7. Para la perturbación en la composición de alimentación, podemos observar que las tres composiciones presentan un comportamiento oscilatorio mostrando el mayor comportamiento oscilatorio en la composición de destilado. Sin embargo esta composición alcanza el punto de referencia en aproximadamente 400 minutos, mientras tanto la corriente lateral presenta un comportamiento oscilatorio hasta alcanzar el punto de referencia en 400 minutos. La composición de fondos presenta un bajo disparo desde 0.99 a 0.975 en los primeros 50 minutos, retornando al punto de referencia después de 100 minutos.

*Caso III.* Note que en este caso la composición de destilado presenta un bajo disparo de 0.95 a 0.908 en los primeros 20 minutos, sin embargo después de 100 minutos el punto de referencia es rápidamente alcanzado con un comportamiento oscilatorio. La composición de la corriente lateral muestra un sobredisparo de 0.99 a 0.996 y llega al punto de referencia después de 150 minutos. La composición de fondos tiene una respuesta rápida hasta 0.985 en 10 minutos y posteriormente alcanza el punto de referencia en 100 minutos. En la perturbación de la composición de alimentación, se puede observar una respuesta oscilatoria, continuando esta respuesta hasta alcanzar el punto de referencia en cerca de 200 minutos, para la composición de destilado. La composición de la corriente lateral y la composición de fondos muestran una rápida recuperación a la perturbación en cerca de 100 minutos. Refiriéndose a la Figura 5.7, notamos menos requerimientos de energía que los del controlador PI convencional (menores flujos internos).

*Caso IV.* Un bajo disparo en la composición de destilado de 0.95 a 0.91 se presenta en los





**Figura 5.6.** Comportamiento dinámico de las variables de salida en la columna de destilación Petlyuk para el control de composición de tres puntos.



primeros 20 minutos y posteriormente se aproxima rápidamente al punto de referencia en cerca de 50 minutos. La composición de la corriente lateral muestra un comportamiento oscilatorio hasta alcanzar el punto de referencia en aproximadamente 100 minutos. La composición de fondos tiene una respuesta rápida hasta 0.98 y después de 100 minutos alcanza el punto de referencia. Para la perturbación en la composición de alimentación, la composición de destilado muestra un comportamiento oscilatorio y llega a la referencia en cerca de 200 minutos, mientras que la composición de la corriente lateral y la de fondos muestran una recuperación rápida en aproximadamente 100 y 50 minutos, respectivamente. Los requerimientos de energía son menores que los del controlador PI convencional, como se muestra en la Figura 5.7.

*Caso V.* Presenta un bajo disparo en los primeros 10 minutos de 0.95 a 0.92 y se aproxima rápidamente al valor de 0.98 y posteriormente va de forma lenta al punto de referencia en cerca de 400 minutos. Mientras que la composición de la corriente lateral presenta un comportamiento oscilatorio de 0.95 a 0.985 hasta llegar al valor de referencia en aproximadamente 100 minutos. La composición de fondos conduce rápidamente al punto de referencia hasta un valor de 0.985 en los primeros 10 minutos y alcanza el valor de referencia después de 200 minutos. Para la perturbación en la composición de alimentación, la composición de destilado retorna a la referencia en 300 minutos. La composición de la corriente lateral y la composición de fondos presentan una rápida recuperación a la perturbación en menos de 50 minutos. Sin embargo este caso presenta grandes requerimientos de energía comparados con el PI convencional que pueden ser observados en la Figura 5.7.

*Caso VI.* En este caso un bajo disparo de 0.02 en la composición de destilado puede observarse en los primeros 100 minutos y posteriormente presenta una respuesta lenta hasta alcanzar el punto de referencia en cerca de 300 minutos. Se observa un comportamiento oscilatorio en la composición de la corriente lateral hasta llegar al valor de referencia, en aproximadamente 100 minutos. La composición de fondos se aproxima rápidamente al valor de 0.98 en los primeros 10 minutos y posteriormente sube hasta el punto de referencia en cerca de 200 minutos. Para la perturbación en la composición de alimentación, la



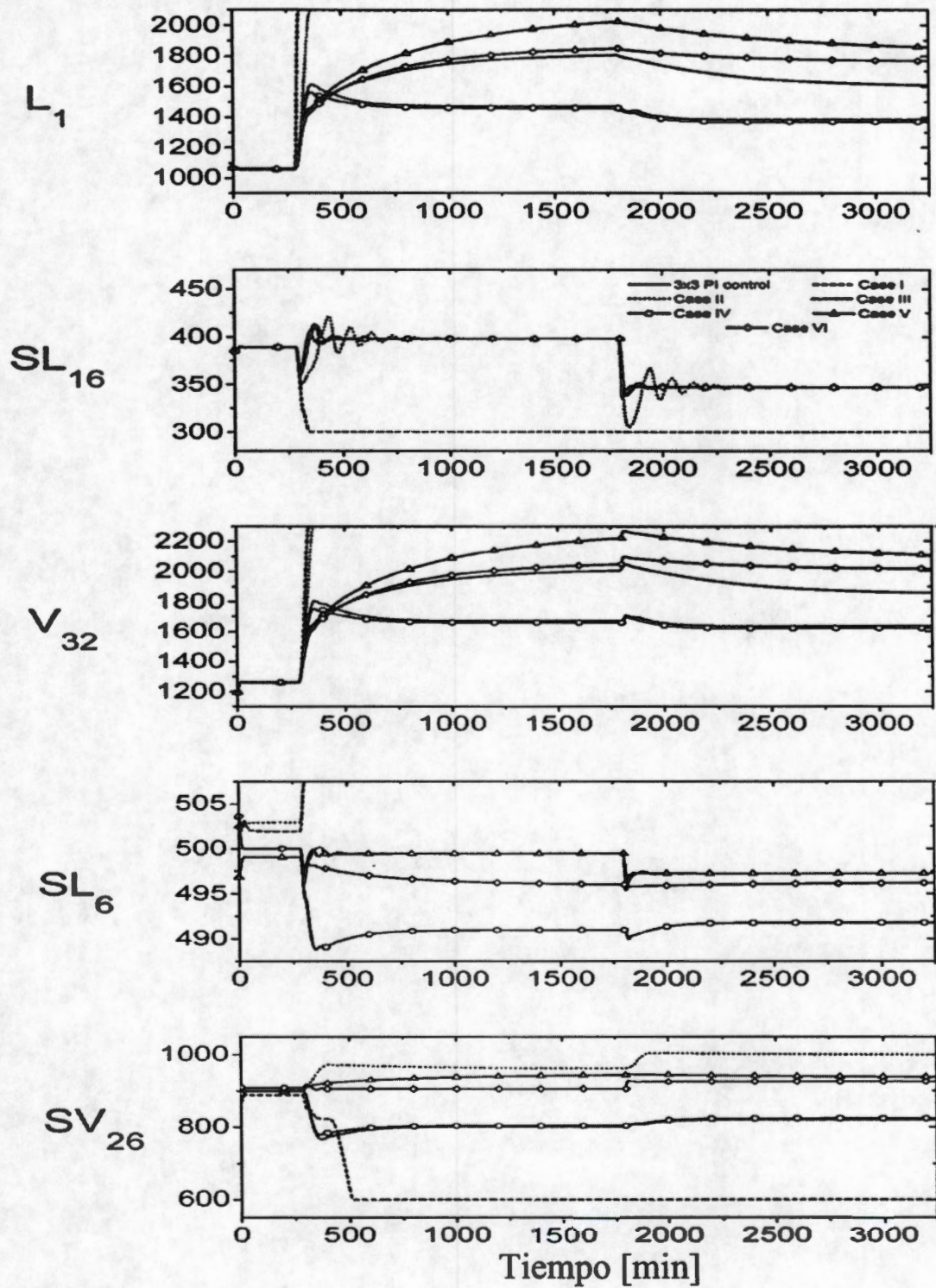


Figura 5.7. Comportamiento dinámico de las variables de entrada en la columna de destilación petlyuk para el control de composición de tres puntos.



composición de destilado presenta una respuesta lenta retornando al punto de referencia en 100 minutos. Mientras que la composición de la corriente lateral y la composición de fondos presentan una rápida recuperación a la perturbación en menos de 50 minutos. Sin embargo, refiriéndose a la Figura 5.7 los requerimientos de energía son mayores que los del PI convencional.

Con respecto a las ventajas de la simulación numérica presentada anteriormente, se realizan los siguientes comentarios:

- (i) Cuando se encuentra una variable de entrada candidata a ser habituada, ésta debe ser habituada de preferencia con la que tenga el mayor efecto sobre la variable de salida.
- (ii) De preferencia la variable de entrada candidata que puede habituarse no debe provocar una señal de conflicto. Por ejemplo, considerando el caso de dos puntos el peor comportamiento se obtuvo cuando  $SL_6$  fue apareado con  $L_1$  para controlar la composición de destilado, debido a que ambas variables se encuentran muy cercanas y existe una competición entre ellas.
- (iii) El valor de los parámetros habituados tienen un impacto directo en el funcionamiento del controlador. Esta observación supone la existencia de un valor óptimo de los parámetros habituados.
- (iv) Cuando se hace un apareamiento apropiado de las variables y los valores de los parámetros habituados se seleccionan apropiadamente se tiene un impacto en el ahorro económico, debido a que se obtienen flujos internos pequeños.

## 5.4 Conclusiones

Fue usada una aproximación de control habituado para balancear las tareas de separación provistas por la columna de destilación y el prefraccionador de una configuración de destilación Petlyuk. Se observa que una apropiada selección de las variables a ser habituadas tiene repercusión en el ahorro económico, debido a que se obtienen pequeños flujos internos por lo que menores agentes de refrigeración y calentamiento tienen que ser usados. La idea principal es

incluir la corriente lateral de líquido,  $SL_{16}$ , y la corriente lateral de vapor,  $SV_{26}$ , que usualmente no se emplean para el propósito de control, en las estructuras PI diagonal convencionales de dos y tres puntos. Como resultado, con una apropiada selección del apareamiento de variables, bajo las condiciones de operación esperadas (esto es, cambios en la carga de composición para la columna Petlyuk y cambios en el punto de referencia) los tiempos de recuperación pueden reducirse además de menores requerimientos de energía, dando como consecuencia un mejor funcionamiento con respecto a la configuración de control de composición PI diagonal convencional.



## **Capítulo 6**

# **Conclusiones Generales**

## 6.1 Conclusiones Generales

Los principales resultados de esta tesis son:

- 1.- Se presentó una estructura en paralelo para el control de composición en procesos de separación que cuentan con corrientes de recirculado. La estrategia de control resultante hace uso de los grados de libertad que presentan estos procesos para diseñar controladores redundantes, los cuales bajo cierto tipo de perturbaciones proporciona una operación más robusta en comparación con una estructura de control convencional. A través de simulaciones numéricas se mostró que el desempeño global de la estrategia de control propuesta es satisfactorio para los siguientes casos de estudio:
  - (i) Un proceso de planta completa que considera un sistema de un reactor y un separador.
  - (ii) Un proceso de planta completa que considera un reactor y dos columnas de separación.
  - (iii) Una columna de destilación continua con un recipiente intermedio.
  - (iv) Una columna de destilación Petlyuk.
- 2.- El esquema de control propuesto muestra que una adecuada distribución del esfuerzo de control entre cada uno de los equipos del proceso considerado, permiten una disminución en la carga de flujo de vapor, que lleva a cabo la columna de destilación para compensar perturbaciones en el flujo de alimentación. Tal disminución en el flujo de vapor contribuye a un ahorro económico de la planta puesto que se usarán menos agentes de refrigeración y calentamiento.
- 3.- Los compensadores utilizados en la estructura de control en paralelo fueron controladores PI, cuya acción proporcional se usa para estabilizar o aumentar la convergencia de la planta. Mientras que la acción integral proporciona una acción suficiente para remover la desviación del estado estacionario debida a perturbaciones que afectan la planta. El tipo de sintonizado utilizado para esta clase de controladores fueron las reglas de sintonizado tipo IMC, las cuales son ampliamente conocidas y efectivas. En los casos estudiados, el sintonizado de los controladores PI con las metodologías tipo IMC proporcionó un



funcionamiento aceptable a lazo cerrado y margen de robustez contra los parámetros de incertidumbre de la planta, perturbaciones externas y no linealidades.

- 4.- Las simulaciones numéricas mostraron la habilidad del esquema de control propuesto, observándose su capacidad para rechazar perturbaciones presentes en cada uno de los procesos analizados en el desarrollo de este trabajo.

## 6.2 Trabajo a Futuro

En este trabajo se estudiaron algunos sistemas simples de separación que permitieron ilustrar diferentes resultados importantes e interesantes de la capacidad del esquema de control propuesto ante perturbaciones externas a la planta. Para un trabajo a futuro se considera el estudio de procesos más complejos de recirculado con sistemas más complejos de reacción y separación. Puesto que, estos casos presentan situaciones más difíciles, en las cuales los recirculados de algunos de los productos son necesarios debido a la falta de grados de libertad. De igual forma se considera un estudio del comportamiento de la estructura de control propuesta para el caso de diferentes variables de entrada manipuladas con más de una salida regulada que resultaría en un caso de estudio muy interesante. Dado que en la estructura de control propuesta una vez que el lazo de control se ha sintonizado, el parámetro  $\beta$  debe ser sintonizado para obtener una distribución apropiada del trabajo de procesamiento. Un estudio más específico del criterio de selección del parámetro sintonizado  $\beta$  debe realizarse tomando en cuenta diferentes consideraciones de tipo económico y de seguridad de la planta.

## **Parte I**

# **Anexo de Tablas**



**Table 3.1. Valores Nominales para la Configuración del Caso de Estudio**

$V_R$	Acumulación en el Reactor [ $lbmol$ ]	2973.69
$k_0$	Velocidad Específica de Reacción [ $h^{-1}$ ]	247,526.94
$E_A$	Energía de Activación [ $Btu/lbmol$ ]	15,000
$T_R$	Temperatura del Reactor [ $F$ ]	150
$F_{A0}$	Velocidad del Flujo de Alimentación del Componente A [ $lbmol/h$ ]	99
$F_{B0}$	Velocidad del Flujo de Alimentación del Componente B [ $lbmol/h$ ]	99
$F$	Velocidad del Efluente del Reactor [ $lbmol/h$ ]	160
$z_A$	Fracción Mol del Componente A en la Alimentación	0.1299
$z_B$	Fracción Mol del Componente B en la Alimentación	0.2538
$N_1$	Número Ideal de Etapas Incluyendo Condensador y Rehervidor en la Columna 1	28
$N_{F1}$	Etapas de Alimentación en la Columna 1	12
$D_1$	Velocidad de Flujo de Destilado de la Columna 1 [ $lbmol/h$ ]	120
$R_1$	Velocidad de Reflujo de la Columna 1 [ $lbmol/h$ ]	177.03
$V_1$	Flujo de Vapor de la Columna 1 [ $lbmol/h$ ]	297.03
$B_1$	Velocidad de Flujo de Fondos de la Columna 1 [ $lbmol/h$ ]	40
$x_{B1,A}$	Fracción Mol del Componente A en el Producto de Fondos de la Columna 1	0.00
$x_{B1,B}$	Fracción Mol del Componente B en el Producto de Fondos de la Columna 1	0.99
$N_2$	Número Ideal de Etapas Incluyendo Condensador y Rehervidor en la Columna 2	28
$N_{F2}$	Etapas de Alimentación en la Columna 2	18
$D_2$	Velocidad de Flujo de Destilado de la Columna 2 [ $lbmol/h$ ]	20
$R_2$	Velocidad de Reflujo de la Columna 2 [ $lbmol/h$ ]	145.87
$V_2$	Flujo de Vapor de la Columna 2 [ $lbmol/h$ ]	165.87
$B_2$	Velocidad de Flujo de Fondos de la Columna 2 [ $lbmol/h$ ]	100
$x_{B2,A}$	Fracción Mol del Componente A en el Producto de Fondos de la Columna 2	0.01
$x_{B2,B}$	Fracción Mol del Componente B en el Producto de Fondos de la Columna 2	0.01

**Table 3.2. Parámetros para los Controladores**

Variable Controlada	Variable Manipulada	Ganancia en Estado Estacionario	Constante en el Dominio del tiempo [h]
$V_R$	$F$	-2.75	30.81
$x_{B1,B}$	$V_1$	$4.65 \cdot 10^{-4}$	3.84
$x_{B2,B}$	$V_2$	$2.17 \cdot 10^{-4}$	6.30
$x_{B1,C}$	$T_R$	$5.99 \cdot 10^{-4}$	5.30

**Tabla 4.1. Especificaciones para la Configuración del Caso de Estudio**

$F$	Flujo de alimentación [mol/h]	10
$S$	Corriente lateral [mol/h]	22
$R$	Flujo recirculado [mol/h]	30
$x_{1,1}$	Producto de destilado nominal, componente 1 [fracción mol]	0.7640
$x_{2,1}$	Producto de destilado nominal, componente 2 [fracción mol]	0.2360
$x_{3,1}$	Producto de destilado nominal, componente 3 [fracción mol]	0.0
$x_{1,N}$	Producto de fondos nominal, componente 1 [fracción mol]	0.0
$x_{2,N}$	Producto de fondos nominal, componente 2 [fracción mol]	0.2622
$x_{3,N}$	Producto de fondos nominal, componente 3 [fracción mol]	0.7378
	Etapas, incluyendo condensador y rehervidor	35
	Etapas de corriente lateral y recirculada	17
	Acumulación en el condensador [mol]	10.0
	Acumulación en el rehervidor [mol]	10.0
	Acumulación por etapa [mol]	1.0
	Acumulación en recipiente intermedio [mol]	100.0
$L_1$	Reflujo nominal [mol/h]	26.0
$V$	Vapor nominal [mol/h]	30.0
$\tau_h$	Constante de tiempo hidráulica [s]	4.0



**Tabla 5.1. Ganancias en Estado Estacionario y Parámetros del Control PI**

Variable de entrada	Variable de Salida	Ganancia en Estado Estacionario [ $mol^{-1} min$ ]	$k_C$ [ $mol min^{-1}$ ]	$\tau_C$ [ $min^{-1}$ ]
$L_1$	$x_{1,1}$	$1.288 \cdot 10^{-3}$	$1.035 \cdot 10^{+3}$	6.63
$SL_{16}$	$x_{2,16}$	$-1.713 \cdot 10^{-3}$	$-7.785 \cdot 10^{+2}$	4.42
$V_{32}$	$x_{3,32}$	$4.881 \cdot 10^{-4}$	$2.732 \cdot 10^{+2}$	1.78
$SL_6$	$x_{1,1}$	$2.685 \cdot 10^{-4}$	$4.966 \cdot 10^{+3}$	4.35
$SL_6$	$x_{2,16}$	$-2.916 \cdot 10^{-4}$	$-1.960 \cdot 10^{+3}$	13.38
$SL_6$	$x_{3,32}$	$-4.639 \cdot 10^{-4}$	$-2.874 \cdot 10^{+3}$	4.22
$SV_{26}$	$x_{1,1}$	$-4.769 \cdot 10^{-4}$	$-2.796 \cdot 10^{+3}$	3.97
$SV_{26}$	$x_{2,16}$	$-2.933 \cdot 10^{-5}$	$-1.948 \cdot 10^{+4}$	10.67
$SV_{26}$	$x_{3,32}$	$2.314 \cdot 10^{-4}$	$5.761 \cdot 10^{+3}$	4.35

**Tabla 5.2. Selección de Variables para el Controlador Diagonal PI de 5x5 Propuesto**

Caso	$u_1$	$u_2$	$u_3$	$u_4$	$u_5$
I	$L_1$	$SL_6$	$SL_{16}$	$SV_{26}$	$V_{32}$
II	$L_1$	$SL_6$	$V_{32}$	$SV_{26}$	$SL_{16}$
III	$L_1$	$SV_{26}$	$SL_{16}$	$SL_6$	$V_{32}$
IV	$L_1$	$SV_{26}$	$V_{32}$	$SL_6$	$SL_{16}$
V	$SL_{16}$	$SL_6$	$V_{32}$	$SV_{26}$	$L_1$
VI	$SL_{16}$	$SV_{26}$	$V_{32}$	$SL_6$	$L_1$

## Parte II

# Referencias



- (1) Luyben, W.L.; Tyreus, B.D.; Luyben, M.L. *Plantwide Process Control*, McGraw-Hill, New York, 1999.
- (2) Alvarez-Ramirez, J.; Fernandez-Anaya, G.; Velasco A. A Control Strategy for MISO Plants, (Reporte interno), 2004.
- (3) Luyben, W.L. Design and Control Degrees of Freedom, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1996**, *35*,2204.
- (4) Henson, M . A.; Ogunnaike, B. A.; Schwaber, J. S. Habituating Control Strategies for Process Control. *AIChE J.* **1995**, *41*, 604.
- (5) Luyben, W.L. *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*, McGraw-Hill, New York, 1990.
- (6) Balchen, J.G.; Mimme, K.I. *Process Control: Structures and Applications*, Van Nostrand Reinhold, New York, 1988.
- (7) Chia, T.L.; Brosilow, C.B., Modular Multivariable Control of a Fractionator *Hydroc. Proc.* **1991**, *June*, 61.
- (8) Williams, S.J.; Hrovat, D.; Davey, C.; Maclay, D.; Crevel, J.W.v.; Chen, L.F. Idle Speed Control Desing an H-Infinity. Approach.Proce. Amer. Control Conf. **1992**, Chicago, 1950.
- (9) McLain, R.B.; Kurtz, M.J.; Henson, M.A.; Doyle, F.J. Habituating Control for Nonsquare Nonlinear Processes. *Ind. Eng. Chem. Res.* **1996**, *35*, 4067.
- (10) Larsson T.; Govatsmark M.S.; Skogestad S.; Yu, C.C. Control structure selection for reactor, separator, and recycle processes, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2003**, *42*, 1225.
- (11) Vidyasagar, M. *Control System Synthesis: A Factorization Approach*. MIT Press, Cambridge, Massachusetts.
- (12) Robinson, C. S.; Gilliland, E. R. *Elements of Fractional Distillation*; McGraw-Hill: New York, 1950.



- (13) Bortolini, P.; Guarise, G. B. A New Practice of Batch Distillation (in italian). *Quad. Ing. Chim. Ital.* 1970, 6, 150.
- (14) Takeichiro, T.; Hashimoto, I.; Hasebe, Sh. Optimal Design and Operation of a Batch Process with Intermediate Storage Tanks. *Industrial & Engineering Chemistry, Proc. Des. and Dev.* 1982, 21, 431.
- (15) Barolo, M.; Papini, C. A. Improving Dual Composition Control in Continuous Distillation by a Novel Column Design. *AIChE J.* 2000, 46, 146.
- (16) Phimister, J. R.; Seider, W. D. Distillate-Bottom Control of Middle-Vessel Distillation Columns, *Ind. Eng. Chem. Res.* 2000, 39, 1840.
- (17) Popiel, L.; Matsko, T. ; Brosilow, C. *Coordinated Control. In Chemical Process Control III*; Morari, M., McAvoy, T. J., Eds.; Elsevier Science Publishers: New York, 1986; 295-319.
- (18) Shinskey, F. G. Control Systems Can Save Energy. *Chem. Eng. Prog.* 1978, 43.
- (19) Medanic, J. V. Design of Reliable Controllers Using Redundant Control Elements. *Proc. Am. Control Conf.* 1993, 3130.
- (20) Muske, K. R.; Rawlings, J. B. Model Predictive Control with Linear Models. *AIChE J.* 1993, 39, 262.
- (21) Siljak, D. D. Reliable Control Using Multiple Control Elements. *Int. J. Control.* 1980, 31, 303.
- (22) Shinskey, F. G. *Distillation Control*; McGraw-Hill: New York, 1984.
- (23) Häggblom, K. E.; Waller, K. V. Transformations and Consistency Relations of Distillation Control Structures, *AIChE J.* 1988, 34, 1634.
- (24) Chien, I. L.; Tang, Y. T.; Chang, T. S. Simple Nonlinear Controller for High-Purity Distillation Columns, *AIChE J.* 1997, 43, 3111.
- (25) Skogestad, S.; Morari, M.; Doyle, J. C. Robust Control of Ill-Conditioned Plants: High-Purity Distillation, *IEEE Trans. Autom. Control* 1988, 33, 1092.



- (26) Morari, M.; Zafriou, E. *Robust Process Control*, Prentice Hall, Englewood Cliffs: New Jersey, 1989.
- (27) Monroy-Loperena, R.; Alvarez-Ramirez, J. Dual composition control in a middle-vessel batch distillation column, *Ind. Eng. Chem. Res.* 2001, 40, 4377-4390.
- (28) Farschman, C. A.; Diwekar, U. Dual Composition Control in a Novel Batch Distillation Column, *Ind. Eng. Chem. Res.* 1998, 37, 89-96.
- (29) (1) Henley, E. J.; Seader, J. D. *Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering*; Wiley: New York, 1981.
- (30) Wright, R. O. Fractionation Apparatus. U.S. Patent 2,471,134, May 24, 1949.
- (31) Petlyuk, F. B.; Platonoy, V. M.; Slavinskii, D. M. Thermodynamically Optimal Method for Separating Multicomponent Mixtures. *Int. Chem. Eng.* 1965, 5 (3), 555.
- (32) Triantafyllou, C.; Smith, R. The Design and Optimisation of Fully Thermally Coupled Distillation Columns. *Trans. Inst. Chem. Eng.* 1992, 70, 118.
- (33) Rudd, H. Thermal Coupling for Energy Efficiency, *Supplement to Chem. Eng.* 1992, (27 Aug), S14.
- (34) Wolff, E. A.; Skogestad, S. Operation of Integrated Three-Product (Petlyuk) Distillation Columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1995, 34, 2094.
- (35) Dixon, D. Ch. Degrees of Freedom in Dynamic and Static Systems. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 1972, 11 (2), 198.
- (36) Chavez, C. R.; Seader, J. D.; Wayburn, T. L. Multiple Steady-State Solutions for Interlinked Separation Systems. *Ind. Eng. Chem. Fundam.* 1986, 25, 566.
- (37) Wayburn, T. L.; Seader, J. D. Solution of Systems of Interlinked Distillation Columns by Differential Homotopy-Continuation Methods. In Proceedings of the 2nd International Conference on Foundations of Computer-Aided Process Design; CACHE: Ann Arbor, MI, 1984; 765



- (38) Luyben, W.L. Dynamics and Control of Recycle Systems, 1. Simple Open-loop and Close-loop Systems, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1993**, *32*, 466.
- (39) Luyben, W.L. Dynamics and Control of Recycle Systems, 2. Comparison of Alternative Process Designs, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1993**, *32*, 476.
- (40) Luyben, W.L. Dynamics and Control of Recycle Systems, 3. Alternative Process Designs in a Ternary System, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1993**, *32*, 1142.
- (41) Luyben, W.L. Snowball Effects in Reactor/Separator Processes with Recycle, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1994**, *33*, 299.
- (42) Luyben, M.L.; Luyben, W.L. Design and Control of a Complex Process Involving Two Reaction Steps, Three Distillation Columns, and Two Recycle Streams, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1995**, *34*, 3885.
- (43) Tyreus, B.D.; Luyben, W.L. Dynamics and Control of Recycle Systems, 4. Ternary Systems with One or Two Recycle Streams, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1993**, *32*, 1154.
- (44) Wu, K.L.; Yu, C.C. Reactor/Separator Processes with Recycle 1. Candidate Control Structure for Operability, *Comp. Chem. Eng.* **1996**, *20*, 1291.
- (45) Wu, K.L.; Yu, C.C.; Luyben, W.L.; Skogestad, S. Reactor/Separator Processes with Recycles-2. Design for Composition Control, *Comp. Chem. Eng.* **2002**, *27*, 401.
- (46) Skogestad, S. Plantwide Control: the Search for Self-optimizing Control Structure, *J. Process Contr.* **2000**, *10*, 487.
- (47) Georgakis, C. On the Use of Extensive Variables in Process Dynamics and Control, *Chem. Eng. Sci.* **1986**, *41*, 1471.
- (48) Belanger, P.W.; Luyben, W.L. Design of Low-frequency Compensators for Improvement of Plantwide Regulatory Performance, *Ind. Eng. Chem. Res.* **1997**, *36*, 5339.
- (49) Monroy-Loperena, R.; Solar, R.; Alvarez-Ramirez, J. Balanced Control Scheme for Reactor/Separator Processes with Material Recycle. *Ind. Eng. Chem. Res.* **2004**, *43*, 1853.



- (50) Cheng, Y.C.; Yu, C.C. Optimal region for design and control of ternary systems. *AIChE J.* 2003, 49, 682.
- (51) Elliot, T.R.; Luyben, W.L. Quantitative assesment of controllability during the design of a ternary system with two recycle streams. *Ind. Eng. Chem. Res.* 1996, 35,3470.
- (52) Skogestad S., Simple analytical rules for model reduction and PID controller tuning. *J. Process Control* 2003, 13, 291.