

Dinámica y Control Robusto  
de Columnas de Destilación  
Continuas con Recipiente  
Intermedio

2003



**Universidad Autónoma Metropolitana  
Unidad Iztapalapa**

---

---

**División de Ciencias Básicas e Ingeniería**

**Posgrado en Ciencias en Ingeniería Química**

**Dinámica y Control Robusto  
de Columnas de Destilación  
Continuas con Recipiente  
Intermedio**

**T E S I S**

Que para obtener el grado de

**MAESTRO EN CIENCIAS**

P r e s e n t a

Juanito Toledo Cabrera

Asesor: Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez

México D.F.

Octubre, 2003

A

July

Primeramente deseo agradecer al Dr. Rosendo Monroy Loperena y al Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez por sus dedicaciones e invaluable tiempo hacia un servidor para la elaboración del presente trabajo.

También deseo exponer mi agradecimiento por su tiempo y comentarios a los miembros del Jurado Evaluador de la presente Tesis:

Dr. José de Jesús Álvarez Ramírez

M en I. Carlos Martínez Vera

Dr. Rosendo Monroy Loperena

Finalmente gracias por su apoyo financiero al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología y al Instituto Mexicano del Petróleo.

# Contenido

<b>Resumen General</b>	<b>vii</b>
<b>Índice de Figuras</b>	<b>x</b>
<b>Índice de Tablas</b>	<b>xiv</b>
	<b>Pág.</b>
<b>Capítulo 1. Introducción.....</b>	<b>1</b>
1.1. Resumen	1
1.2. Introducción.....	2
1.3. Motivación y Relevancia Industrial.....	4
1.4. Estado del Arte.....	7
1.5. Estructura General de la Tesis.....	12

<b>Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio...</b>	<b>14</b>
2.1. Resumen	14
2.2. Descripción del Proceso de la Planta.....	16
2.3. Modelo Dinámico de la Planta.....	18
2.4. Caso de Estudio.....	19
2.5. Condición a Reflujo Total.....	20
2.6. Análisis del Proceso de Destilación con Recipiente Intermedio.....	23
2.6.1. Operación Continua.....	23
2.6.2. Operación Por Lotes.....	27
2.6.3. Operación Semicontinua.....	32
<b>Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio.....</b>	<b>45</b>
3.1. Resumen	45
3.2. Descripción del Proceso de la Planta.....	46
3.3. Diseño del Control Robusto.....	50
3.4. Guías de Sintonizado.....	57
3.5. Resultados de Simulación.....	57
3.5.1. Efecto de la Constante de Estimación $\tau_e$ .....	61
3.5.2. Cambios en las Condiciones de Operación.....	63
3.5.3. Controlador Diagonal PI-MIMO.....	63

3.5.4. Efecto de Ruidos en las Mediciones.....	66
3.5.5. Efectos de Muestreos y Retardos en las Mediciones.....	66
<b>Capítulo 4. Conclusiones Generales y Observaciones para Trabajos Futuros.....</b>	<b>69</b>
<b>Capítulo 5. Referencias.....</b>	<b>72</b>
<b>Apéndice A Modelo Matemático de la Planta.....</b>	<b>76</b>
<b>Apéndice B Respuestas de Procesos.....</b>	<b>85</b>
<b>Apéndice C Definición de Términos.....</b>	<b>88</b>

# **Resumen General**

La presente tesis aborda el estudio dinámico del proceso de destilación con recipiente intermedio y el diseño de un esquema de control robusto dual de composición para una clase de columnas de destilación continuas con recipiente intermedio. Por lo general, las columnas de destilación con recipiente intermedio tienen un recipiente grande entre la sección de rectificación y la sección de agotamiento, y son usualmente operados en modo continuo ó por lotes. No obstante, Phimister y Seider [1] presentaron un nuevo proceso que opera de una manera semicontinua, mostrando que el proceso puede separar una mezcla ternaria ideal en sus tres componentes en alta pureza, con el componente de punto de ebullición intermedio concentrado en el recipiente intermedio y el componente ligero y pesado en el destilado y en los productos de fondos, respectivamente.

En este trabajo, por medio del análisis vía simulaciones numéricas del proceso continuo con recipiente intermedio, y el proceso por lotes con recipiente intermedio, se llega de una manera natural al proceso semicontinuo con una nueva política operativa basada en el rellenado, la cual presenta algunas ventajas sobre la política semicontinua propuesta por Phimister y Seider [1].

Mediante técnicas robustas de control aplicada a una clase de columnas de destilación continuas con recipiente intermedio (**CDCRI**), se proponen leyes de control para regular las composiciones de domo y fondo de la columna manipulando reflujo y vaporización, respectivamente. En la parte del diseño se procedió en dos pasos: en el primero se diseñó un control de retroalimentación, para lo cual se agruparon las incertidumbres del modelo en una función denominada *error del modelado*. En el segundo paso se desarrollo un esquema de estimación mediante el uso de *observadores* de orden reducido para estimar la función asociada al error del modelado. Las estimaciones de las señales del error del modelado son usadas en el lazo de retroalimentación para neutralizar los efectos de la incertidumbre de los parámetros. Sé encontró que el conjunto *controlador-observador* presenta un esquema clásico de control tipo *Proporcional Integral* lineal (**PI**) para una clase de plantas de multi-entrada multi-salida ó **MIMO**, por sus siglas en ingles: multiple-input multiple-output. Una nueva parametrización de la matriz de ganancia del controlador y la matriz de tiempo integral, pueden llevarse a cabo fácilmente, con procedimientos de sintonizado prácticos basados en constantes de tiempo.

La efectividad del control **PI** multivariable propuesto, aplicado a una columna de destilación continua con recipiente intermedio, la cual acepta una extracción

lateral en el recipiente intermedio será mostrada. El objetivo es lograr la separación de una mezcla ternaria ideal, donde sólo es importante la pureza de los componentes extremos.

# Índice de Figuras

<b>No. de Figura</b>	<b>Descripción</b>	<b>Página</b>
2.1.	Esquema representativo de una columna de destilación con recipiente intermedio.	17
2.2.	Perfil de la fracción mol de líquido a reflujo total.	22
2.3.	Evolución en el tiempo de la columna de destilación continua con recipiente intermedio no controlada.	26

2.4.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación por lotes con recipiente intermedio no controlada.	28
2.5.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación por lotes con recipiente intermedio controlada.	31
2.6.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M1</b> .	34
2.7.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M2</b> .	35
2.8.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M3</b> .	37
2.9.	Evolución en el tiempo del perfil de la fracción mol de los componentes en el tanque T4.	38

2.10.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M1</b> con la nueva política de mezclado.	41
2.11.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M2</b> con la nueva política de llenado.	42
2.12.	Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla <b>M3</b> con la nueva política de llenado.	44
3.1.	Diagrama esquemático de una columna de destilación continua con recipiente intermedio ( <b>CDCRI</b> ).	49
3.2.	Respuesta en escalón de la <b>CDCRI</b> bajo un disturbio de $\pm 2\%$ en las entradas de control.	60

- 3.3. Respuesta de la **CDCRI** bajo la ley de control propuesta para tres diferentes valores de la constante de tiempo de estimación del error del modelado  $\tau_e$ . 62
- 3.4. Respuesta de la **CDCRI** bajo la ley de control propuesta para dos diferentes condiciones de operación. 64
- 3.5. Respuesta de la **CDCRI** bajo la ley de control propuesta como controlador diagonal para dos diferentes condiciones de operación. 65
- 3.6. Comportamiento de la ley de control propuesta bajo ruidos en las mediciones. 67
- 3.7. Comportamiento de la ley de control propuesta bajo mediciones muestreadas y retardadas. 68

# **Índice de Tablas**

<b>No. de Tabla</b>	<b>Descripción</b>	<b>Página</b>
1	Configuración de caso de estudio	59

# Capítulo 1

## Introducción

### 1.1. Resumen

En este capítulo, primeramente se presenta una breve introducción al proceso de destilación con recipiente intermedio, posteriormente se describe la motivación y los objetivos que se pretenden alcanzar en este trabajo. También se realiza una breve revisión literaria sobre los trabajos realizados por otros autores, relacionados con los problemas de la dinámica y control del proceso de destilación con recipiente intermedio, y finalmente se describen los capítulos de la tesis.

### 1.2. Introducción

La destilación es una de las operaciones más importantes en la industria de procesos químicos. La mayoría de los procesos químicos utilizan columnas de destilación para la separación de sustancias. Por otro lado, se sabe que la destilación es uno de los procesos que más energía consume. El control eficaz de las composiciones de los productos es fundamental para obtener una operación eficiente y rentable de la planta, así como para satisfacer las normas ambientales que se imponen a las industrias. Con relación a esto, es bien sabido que las columnas de destilación son procesos difíciles de controlar, especialmente cuando la columna opera a condiciones de alta pureza. Esto se debe a que el comportamiento de la columna de destilación es altamente no lineal. El problema de control se vuelve más difícil debido a que en la industria, la mayor parte de las columnas de destilación deben operar en una amplia gama de condiciones de alimentación (composición, flujo, etc.) por lo que las referencias de las composiciones se modifican constantemente. Para resolver estos tipos de problemas, en ocasiones es necesario diseñar esquemas robustos de control adecuados, así como, estudiar el diseño y operación de configuraciones alternativas de columnas de destilación, para hacer este método de separación más seguro, eficiente y flexible.

Tradicionalmente, los procesos de destilación han sido designados para operar en una columna por lotes, en el cual una columna es cargada y destilada, u operado continuamente, en el cual una corriente es alimentada a la columna y el destilado y productos de fondos son separados continuamente. La destilación por lotes es usualmente preferida para baja producción de productos con alto valor

agregado, cuando productos finos ó especies químicas especiales son producidos, ó cuando hay producción intermitente ó una producción química estacional. En contraste, la destilación continua es favorecida para escalas grandes de producción y continuas alimentaciones corriente arriba. Sin embargo, durante la década pasada ha habido un tremendo interés en el funcionamiento de configuraciones alternativas de destilación, incluyendo la columna con recipiente intermedio, columnas de múltiples recipientes, columnas de destilación por lotes y configuraciones de destilación semicontinua.

En este trabajo, el estudio dinámico y el diseño de una ley de control robusto de retroalimentación para una clase de *destilación continua con recipiente intermedio* es investigado. Estas columnas generalmente consisten de una sección de rectificación y una sección de agotamiento con un plato de alimentación en la parte media (ver figura 2.1). La alimentación de líquido al proceso es cargada a un recipiente intermedio externo. Variaciones a esta configuración incluyen el uso de una extracción lateral parcial de líquido, una corriente de calor adicionada al recipiente intermedio, y la transmisión de una corriente de vapor de la sección de agotamiento de la columna hacia el recipiente intermedio. Una corriente líquida es continuamente recirculado entre el plato alimentación-separación y el recipiente alimentado, de modo que, las composiciones de la corriente líquida en el plato de alimentación y en el recipiente alimentado son muy parecidas. Las corrientes de líquido pueden ser continuamente separadas desde la parte superior y la parte inferior de la columna, respectivamente. Estudios recientes han mostrado que este tipo de columnas tienen un desempeño superior que las columnas convencionales (sin recipiente intermedio) (Barolo y Papini [2]).

### 1.3. Motivación y Relevancia Industrial

Algunos procesos en la industria de procesos químicos consisten de dos tareas básicas: la reacción química y la separación de productos. En contraste, es frecuente pensar que la separación es la tarea menos sustancial de las dos, Humphrey [3] adecuadamente acentuó la importancia económica y ecológica de la tarea de la separación: *Los procesos de separación es el principal punto de interés en el ámbito de fabricación de las industrias de procesos químicos. Ellos son usados para tareas esenciales como remover contaminantes de materias primas, recuperación y purificación de productos primarios y eliminación de contaminantes de efluentes de agua y corrientes de aire.*

La clave de algunos procesos de separación, es el uso de un agente de separación de masa, como puede ser una especie química adicional (como para la absorción, extracción, y proceso de destilación), una membrana (membrana de separación) ó energía en forma de calor (como para la destilación o cristalización). Por definición, el *proceso de destilación* separa componentes químicos de una mezcla líquida aprovechando la diferencia de sus puntos de ebullición, adicionando y removiendo calor para la evaporación y condensación de la mezcla.

La destilación es la operación unitaria más común en la industria química y entender su comportamiento ha sido una característica muy marcada de un buen Ingeniero Químico. Tiene un extenso historial y se reporta todavía como el método seleccionado para muchas separaciones, y el método frente el cual otras

opciones deben compararse (Kunesh *et al.* [4]). Se estima que en Estados Unidos hay aproximadamente 40,000 columnas de destilación en operación, las cuales manejan aproximadamente el 90 por ciento de todas las separaciones para recuperar y purificar productos. El capital de inversión para estos sistemas de destilación es aproximadamente de  $8 \times 10^9$  US\$.

Datos recientes del departamento de energía de los Estados Unidos (DOE, 1995) muestran que las columnas de destilación consumen  $2.87 \times 10^{18}$  J (2.87 millones de TJ) al año, lo cual es equivalente a un consumo continuo de energía de 91 GW. Este número es equivalente a la producción de 88 plantas de energía nuclear. Consecuentemente, el impacto en números absolutos de salvar o recuperar únicamente el uno por ciento del calor usado por las columnas de destilación sería tremendo. Por lo tanto la destilación es por mucho el proceso de separación dominante (Humphrey [3]).

Por esta razón, en las últimas dos décadas con el gran avance de las computadoras, en cuanto a capacidad numérica, visualización y almacenaje, es evidente que se han propuesto cada vez algoritmos numéricos más complejos, y más aún, el software para lograr esto es cada vez más accesible a la mayoría de los investigadores, siendo así que se han desarrollado en forma acelerada aquellas soluciones que modifican la estructura simple de la destilación. Estas modificaciones han llevado a diseños que prueban teóricamente el aumento en la eficiencia termodinámica, es más, algunos de ellos son robustos, siendo hasta el día de hoy que muy pocos de ellos han sido implantados dentro de la industria. La razón es que no se han hecho identificaciones de las dinámicas del proceso

sugerido y más aún planteamientos de leyes de control de retroalimentación que aseguren su operación (Monroy-Loperena [5]).

Por lo tanto, se puede considerar a la destilación como uno de los procesos más intensamente estudiados en la industria química, y todavía representa un campo interesante para investigar:

- La investigación académica en destilación esta principalmente dirigida hacia la optimización de la operación y el proceso por sí mismos. Posteriormente se han realizado estudios dinámicos con respecto al control de estos procesos, el cual esta caracterizado por una interacción de control excesiva de las variables manipuladas. Para este propósito se han desarrollado y aplicado modelos de diferentes complejidades de manera exacta para estudios de simulación, con respecto al comportamiento dinámico y de estado estacionario del proceso.
- La combinación de algunas unidades en algún tipo de “superestructura” la cual combinen flexibilidad con respecto a las mezclas de alimentación, fácil operación y un menor consumo de energía, constituye una área importante de investigación.

A pesar de este potencial, la investigación en la destilación repetidas veces se ha declarado un área muerta, a tal grado que algunas universidades han considerado necesario excluir de sus planes de estudio las bases teóricas transmitidas por los diagramas de McCabe-Thiele. Sin embargo ha habido un interés renovado en los últimos años, especialmente desde que las columnas de

destilación se han convertido en un tema favorito de ingeniería de procesos, incluyendo áreas de síntesis de procesos, dinámica, y control de procesos (Skogestad [6]).

### 1.4. Estado del Arte

La idea de usar la columna de destilación con recipiente intermedio para la separación de mezclas no es nueva, pero en los últimos años ha ganado mucha atención. La combinación de la columna por lotes regular (batch rectifier) e invertida (batch stripper) conectadas mediante un recipiente intermedio (tanque de acumulación), conocida como *columna de destilación con recipiente intermedio*, fue propuesta por Robinson y Gilliland [7]. Hay dos aplicaciones diferentes para la columna de destilación con recipiente intermedio: (1) *separación de mezclas binarias* (2) *separación de mezclas ternarias o multicomponentes*. En ambos casos la mezcla usualmente es cargada inicialmente al recipiente intermedio, pero también puede ser distribuida a lo largo de la columna o cargada al rehervidor. Para la primera aplicación, la separación binaria es realizada simultáneamente en las secciones de rectificación y de agotamiento. El componente ligero es removido como un producto del destilado y el otro componente como un producto del fondo. La cantidad en el recipiente intermedio decrece estacionariamente durante la corrida de destilación. En la segunda aplicación, el componente intermedio puede ser acumulado en el recipiente intermedio mientras que los productos ligeros y pesados son colectados en los extremos de la columna. Bortolini y Guarise [8] describieron la columna con recipiente intermedio para la separación de mezclas

ideales binarias, donde la composición en el recipiente intermedio fue aproximadamente constante, removiendo productos desde el domo y el fondo, respectivamente. La operación finaliza cuando el recipiente intermedio está vacío.

En 1976, Devyatikh y Churbanov [9] (referenciados por Davidyan *et al.* [10]) describieron la separación de mezclas ternarias mediante columnas de destilación con recipiente intermedio. En una serie de publicaciones Davidyan *et al.* [11,12,13,14,15] presentaron el uso de columnas de destilación con un recipiente intermedio para la separación de mezclas binarias y ternarias. En base en este trabajo Davidyan *et al.* [10] presentaron un estudio analítico del comportamiento dinámico de la columna de destilación con recipiente intermedio para la separación de mezclas multicomponentes. Los autores señalaron algunas ventajas y nuevas oportunidades para la configuración con recipiente intermedio en comparación con los diseños de columnas de destilación por lotes convencionales (Davidyan *et al.* [10]):

- Una mezcla binaria puede separarse en dos componentes puros bajo relación finita de reflujo ( $L/D$ ) y vaporización ( $V/B$ ), y en algunos casos más rápida que utilizando tipos convencionales de columnas de destilación por lotes.
- Para una separación ternaria se puede siempre seleccionar parámetros, como relaciones de reflujo y vaporización, tal que la composición de uno de los tres componentes en el recipiente intermedio tiende hacia el puro (por ejemplo el componente de punto de ebullición intermedio).

- Una mezcla multicomponente puede separarse simultáneamente en fracciones pesada, intermedia, y ligera de modo que se pueda remover impurezas ligeras y pesadas de la mezcla.

Meski y Morari [16] analizaron el comportamiento de la configuración de recipiente intermedio para mezclas binarias y ternarias a condiciones de reflujo total y reflujo mínimo. Ellos confirmaron los resultados previos hallados por Hasebe *et al.* [17] de que la columna de destilación por lotes con recipiente intermedio para la separación de mezclas ternarias ideales siempre opera mejor que el diseño convencional de destilación por lotes. También concluyeron que es óptimo operar la columna bajo relaciones de reflujo ( $L/D$ ) y vaporización ( $V'/B$ ) constantes en el caso de separación binaria, manteniendo la composición en el recipiente intermedio constante en la composición de alimentación inicial con un decremento gradual de acumulación del recipiente intermedio. Barolo y Guarise *et al.* [18,19,20] publicaron sobre el diseño, y operación de la columna de destilación por lotes con recipiente intermedio para la separación de mezclas ternarias, parcialmente basados sobre la experiencia de operación de una planta piloto de destilación continua en un modo por lotes. Farschman y Diwekar [21] concluyeron que para la separación de mezclas binarias, y con una suficiente acumulación abastecida en el recipiente intermedio, la interacción entre los dos lazos de composición de los controladores es despreciable. Sus análisis también se extendieron para mezclas ternarias. Un análisis cualitativo para la separación completa de mezclas ternarias azeótropicas en una columna con recipiente intermedio fue analizado por Cheong y Barton [22,23,24].

Recientemente, Barolo y Papini [2] estudiaron el problema de control dual de composición de columnas de destilación continuas con recipiente intermedio para una mezcla binaria, examinaron varias configuraciones de control comúnmente usadas en destilación continua convencional, mostraron que existe un mejor desempeño facilitado por el recipiente intermedio comparado con una columna convencional (sin recipiente intermedio), y que el recipiente intermedio proporciona una manera de reducir la interacción entre los lazos de control de composición, de tal manera que el desempeño de control de las columnas con recipiente intermedio puede ser marcadamente superior al de las columnas convencionales.

Phimister y Seider [25], en continuación del trabajo realizado por Barolo y Papini [2], analizaron el desempeño del control dual de composición con una configuración de control DB (velocidad de flujo del destilado y velocidad de flujo de fondos como variables manipuladas), para la separación de una mezcla binaria en una columna de destilación continua con recipiente intermedio. Esta configuración ha sido llamada inoperable para la destilación continua convencional, pero mostraron que esta configuración para una columna continua con recipiente intermedio vence las deficiencias comúnmente asociadas con el control DB, y por simulación mostraron el buen desempeño de esta configuración.

Finalmente, Phimister y Seider [1] introdujeron por primera vez los meritos para la separación semicontinua con recipiente intermedio, presentaron el diseño y el control dual de composición, así como, una política atractiva de operación semicontinua para separar una mezcla ternaria ideal. Consideraron diferentes

configuraciones de control, y mostraron que aunque la configuración DB es menos deseable para separaciones continuas convencionales, resulta más deseable para columnas semicontinuas con recipiente intermedio.

Hasta ahora se puede notar, que la mayoría de las contribuciones en el área de destilación con recipiente intermedio está centralizado sobre los resultados de análisis dinámicos cualitativos, optimización, operación, y muy pocos resultados al problema de control. Por lo tanto, la intención en este trabajo no es realmente detallar algunos de esos resultados. Más bien, la intención es abordar el problema de control inherente desde la perspectiva de diseñar una ley de control de retroalimentación conveniente, que garantice robustez frente a perturbaciones externas, parámetros inciertos, y no linealidades en el sistema controlado, por consiguiente que permita un adecuado seguimiento de las trayectorias de composición en las columnas continuas con recipiente intermedio. El diseño de esta ley de control se basará en el enfoque *del error asociado al modelado*, que hasta el mejor conocimiento del autor no ha sido planteado para una clase de columna de destilación continua con recipiente intermedio y por ende hacer una contribución al estado del arte.

Tomando como base las discusiones de las secciones anteriores se puede mencionar que los *objetivos del presente trabajo* son:

- *Diseñar un esquema de control robusto de retroalimentación para regular la composición de los productos en dos puntos de una columna de destilación continua con recipiente intermedio, capaz de contrarrestar efectos de perturbaciones externas.*

- *Estudiar el comportamiento dinámico de las columnas de destilación con recipiente intermedio.*
- *Garantizar la efectividad del esquema de control propuesto bajo condiciones de operación usuales.*

### 1.5. Estructura General de la Tesis

Este trabajo está dividido en cinco capítulos y tres apéndices. Donde el *Capítulo Uno* describe brevemente el proceso de destilación con recipiente intermedio, presenta una breve revisión del estado del arte, y plantea la motivación y los objetivos que se pretende alcanzar en este trabajo. En el *Capítulo Dos*, se analiza el estudio dinámico de las columnas de destilación con recipiente intermedio en los siguientes modos de operación: continuo, por lotes y semicontinuo. Por medio de simulaciones numéricas se muestra el comportamiento de separación de cada uno de estos modos de operación. Se llega de una manera natural a una nueva política de operación semicontinua, con algunas ventajas sobre la política de operación propuesta por Phimister y Seider [1]. En el *Capítulo Tres*, con el enfoque de compensación del error del modelado se desarrolla el diseño del control robusto dual de composición que resulta ser equivalente a un esquema de control Proporcional Integral lineal (PI) multivariable de retroalimentación. Este diseño de control aplica para una configuración de control LV para una clase de columnas de destilación continuas con recipiente intermedio y se basa en un modelo aproximado de la dinámica de las composiciones de los productos en presencia de perturbaciones externa y cambios en los puntos de referencia. En el *Capítulo Cuatro*, se presenta las

conclusiones generales de una manera concreta del estudio dinámico y la estrategia del control propuesto, así como las observaciones para un trabajo posterior. En el *Capítulo Cinco* se citan las referencias bibliográficas. Finalmente en la sección de los *Apéndices*, se presenta el desarrollo del modelo matemático de la planta. También se plantea una breve descripción de la respuesta en escalón de un sistema lineal de primer orden. Por último se presenta algunas definiciones de términos importantes utilizadas en este trabajo.

# Capítulo 2

## Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

### 2.1. Resumen

En este capítulo, se analiza algunos aspectos sobre la separación de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio, que separa una mezcla ternaria ideal. En general las columnas de destilación con recipiente intermedio tienen un recipiente grande entre la sección de rectificación y la sección de agotamiento, y son usualmente operados en un modo por lotes ó un modo continuo. Sin embargo, Phimister y Seider [1] presentaron un proceso

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

nuevo que opera de una manera semicontinua, mostrando que el proceso puede separar una mezcla ternaria ideal en sus tres componentes casi puros, con el componente de punto de ebullición intermedio concentrándose en el recipiente intermedio, y el componente ligero y pesado concentrándose en el destilado y productos del fondo, respectivamente. A través del análisis vía simulaciones numéricas del proceso continuo y del proceso por lotes, ambos con recipiente intermedio, en este capítulo, se llega de una manera natural al proceso semicontinuo. El recipiente intermedio permite aparecer la separación semicontinua como una política de operación atractiva para la separación de mezclas ternarias, como será detallado en este capítulo. Una nueva política de operación basándose en el rellenado del recipiente intermedio es propuesta y discutida.

Debido al hecho que la operación de destilación semicontinua con recipiente intermedio requiere de políticas de control, se asume una configuración de control dual de composición. El esquema de control usado, se basa en una ley de control de retroalimentación de dinámica inversa estable, asumiendo conocimiento completo de las dinámicas del proceso (ver por ejemplo el trabajo realizado por Monroy-Loperena y Álvarez-Ramírez [26]).

*El objetivo de este capítulo es:* 1) mostrar algunos resultados dinámicos en una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio, 2) mostrar el potencial y desventajas de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio con respecto a otras configuraciones con recipiente intermedio que están bien entendidos, 3) introducir una nueva política de

## **Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio**

---

operación, él cual puede tener algunas ventajas sobre la política de operación semicontinua propuesta por Phimister y Seider [1].

### **2.2. Descripción del Proceso de la Planta**

En general, una columna de destilación con recipiente intermedio, es una columna de destilación con un recipiente grande entre las secciones de rectificación y agotamiento. Con referencia en la figura 2.1, una corriente líquida  $S$ , de la sección de rectificación es enviada a un recipiente intermedio externo, tanque,  $T1$ . Variaciones a esta configuración incluyen el uso de una extracción lateral parcial de líquido, una corriente de calor adicionada al recipiente intermedio, y la transmisión de una corriente de vapor de la sección de agotamiento de la columna hacia el recipiente intermedio. El recipiente intermedio, tanque  $T1$ , cuenta también con otras tres corrientes, una corriente de alimentación  $F$ , y dos corrientes para vaciarlo. Una desde el recipiente intermedio hacia el tanque  $T4$  (corriente  $E$ ), y otra corriente de recirculación,  $R$ , desde el recipiente intermedio hacia la columna. El sistema también cuenta con dos tanques ( $T2$  y  $T3$ ) que colectan los productos del domo y del fondo de la columna, respectivamente.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

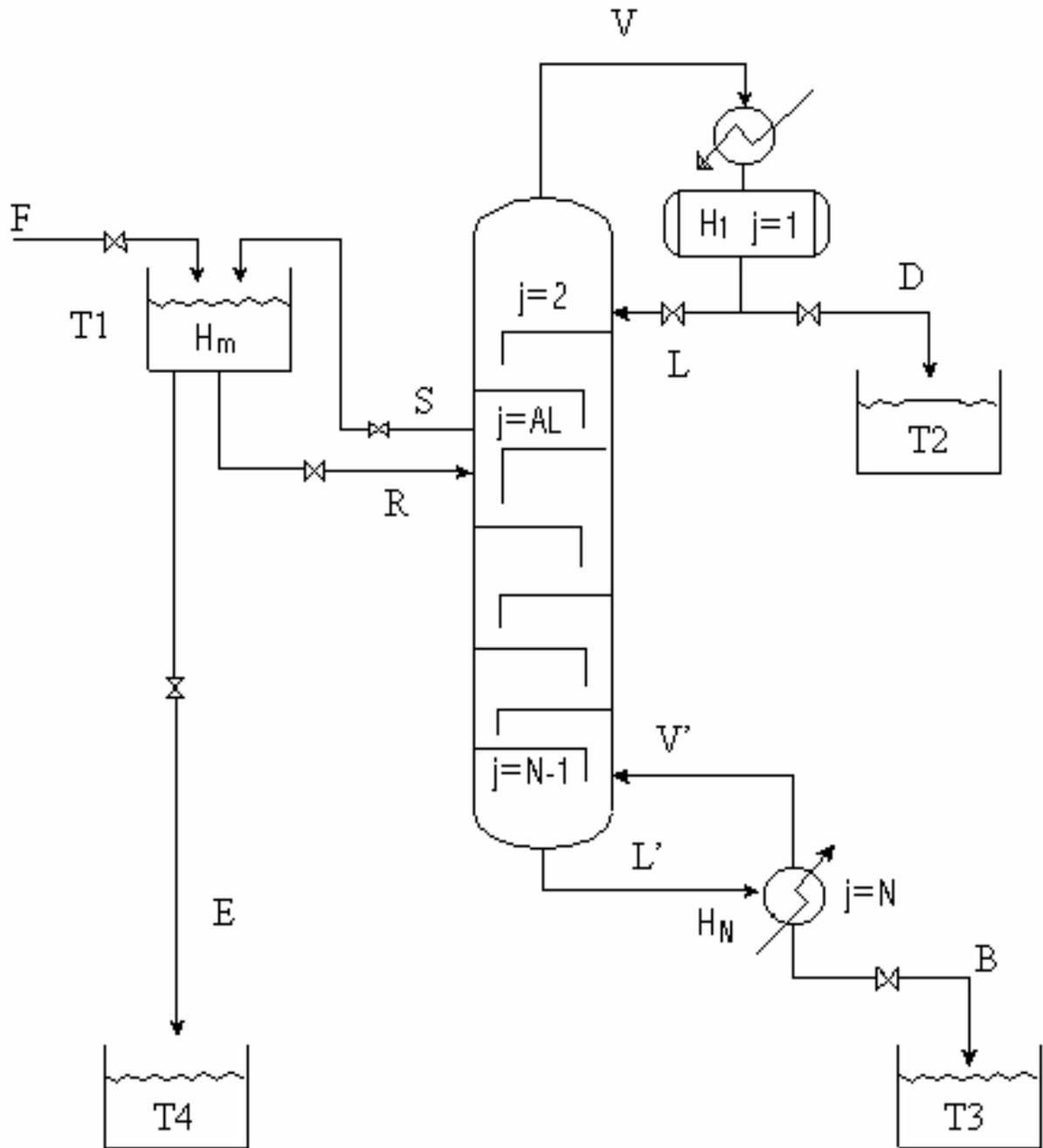


Figura 2.1. Esquema representativo de una columna de destilación con recipiente intermedio.

### 2.3. Modelo Dinámico de la Planta

El modelo dinámico de la planta se basa en una colección usual de balances de materia, relaciones de equilibrio líquido-vapor y correlaciones hidráulicas de líquido (ver, por ejemplo, Monroy-Loperena y Álvarez-Ramírez [26]), donde se asume acumulación de vapor despreciable, platos teóricos, mezclado perfecto sobre los platos, presión de operación constante, condensación total sin subenfriamiento y operación adiabática (ver Apéndice A). El balance de energía para la columna no fue desarrollado debido a la suposición de flujos molares internos constantes, pero el modelo toma en cuenta las dinámicas de las acumulaciones molares sobre cada plato, y la velocidad de flujo interno de líquido sobre cada etapa se determina por medio fórmula linealizada de Francis weir [27].

Dado que se asume un equilibrio líquido-vapor instantáneo, las ecuaciones de balance de materia representan la dinámica. Esto es, la composición de equilibrio en la fase vapor es calculado para una composición de la fase líquida dada. Con esta aproximación, únicamente la ecuación de balance de masa necesita ser integrada. Con este modelo se hace un estudio sobre la dinámica de columnas de destilación con recipiente intermedio asumiendo una mezcla perfecta en el recipiente intermedio, tanque T1.

### 2.4. Caso de Estudio

Se considera el problema de la separación de una mezcla de tres componentes para obtener tres especies con alta pureza, usualmente esta tarea se lleva a cabo en una configuración de dos columnas (ver por ejemplo, Shinskey [28]). Sin embargo, aquí nuestro interés es plantear el uso de una configuración de recipiente intermedio para completar esta misma tarea. Para esto, primero se considera una mezcla ternaria ideal, en donde los componentes se ordenan de acuerdo a sus volatilidades relativas y son referidos como el *componente uno*, para el componente más volátil, como el *componente dos*, para el *componente intermedio* (con volatilidad relativa intermedia), y como el *componente tres* para el menos volátil. Segundo, los componentes tienen las siguientes volatilidades relativas  $\alpha_i^T = [9,3,1]$  donde  $i=1,\dots,3$ .

Finalmente se consideran tres casos de mezclas de estudio:

1. Una mezcla equimolar **M1**, con una composición en fracción mol  $z_i^T = [1/3, 1/3, 1/3]$  donde  $z_i$  representa la fracción mol del componente  $i$  ( $i=1,\dots,3$ ) en la corriente de alimentación  $F$ .
2. Una mezcla **M2** en donde el componente dos se encuentra presente en menor cantidad con composición en fracción mol  $z_i^T = [0.45, 0.10, 0.45]$ .
3. Una mezcla **M3** en donde el componente dos es el predominante con composición en fracción mol  $z_i^T = [0.15, 0.70, 0.15]$ , respectivamente.

### 2.5. Condición a Reflujo Total

Para verificar la factibilidad de la separación en una configuración de recipiente intermedio, el análisis inicia hallando el número de etapas requeridas para tener el componente uno, en la zona del domo de la columna, el componente dos en la zona intermedia, y el componente tres en la zona del fondo, siendo estos tres componentes con alta pureza a condiciones de reflujo total. En todas las simulaciones hechas en este trabajo, se usa el modelo descrito en la sección 2.3 y en el Apéndice A, las etapas de equilibrio son numeradas a partir del domo hasta el fondo de la columna incluyendo el condensador y el rehervidor. La acumulación de líquido en cada etapa se fija a 1 mol, y las acumulaciones de líquido en el condensador y el rehervidor se fija a 10 moles respectivamente. Se fija una constante de tiempo hidráulico de 0.001 h y un reflujo de vaporización interna constante,  $V'$ , de 30 moles/h (en inglés vapor boilup rate).

Primero se examina una configuración de una columna de 20 etapas de equilibrio. En la parte izquierda de la figura 2.2, se observa que con la mezcla **M1** el componente dos está casi puro, sin embargo, los componentes más y menos volátiles no alcanzan la condición de alta pureza. Con la mezcla **M2**, la máxima composición del componente dos en fracción mol es de 0.78, sin embargo, el componente uno presenta un estado muy cercano a la pureza en las primeras cuatro etapas de equilibrio, y el componente tres en las últimas tres etapas de equilibrio de la columna. Con la mezcla **M3**, el componente dos predomina de la etapa de equilibrio tres a la 17, sin embargo, los productos del

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

domo y del fondo presentan una composición del 50 por ciento del componente dos.

A partir de estos resultados, se incrementa el número de etapas de equilibrio para hallar el número mínimo de etapas requeridas para obtener una zona con los tres componentes con alta pureza. Refiriéndose en la parte derecha de la figura 2.2, la mezcla **M1** requiere 23 etapas de equilibrio, la mezcla **M2** requiere 100 etapas de equilibrio y la mezcla **M3** requiere 90 etapas de equilibrio para lograr esta situación, respectivamente. En principio, para mezclas con grandes diferencias en volatilidades relativas existe una columna que si opera a condiciones de reflujo total es posible encontrar al menos una etapa en dónde el componente dos se encuentra en alta pureza, sin importar la composición estudiada.

A partir de los resultados anteriores, se puede esperar que una columna de destilación con recipiente intermedio, que opere cercano a la condición de reflujo total separe tres componentes en alta pureza, dónde el componente uno se recupera como producto de domo, el componente dos se recupera en el recipiente intermedio (si la corriente lateral, S, de la columna se extrae en la etapa donde el componente dos tiene la máxima composición), y el componente tres como producto de fondo (ver figura 2.1).

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

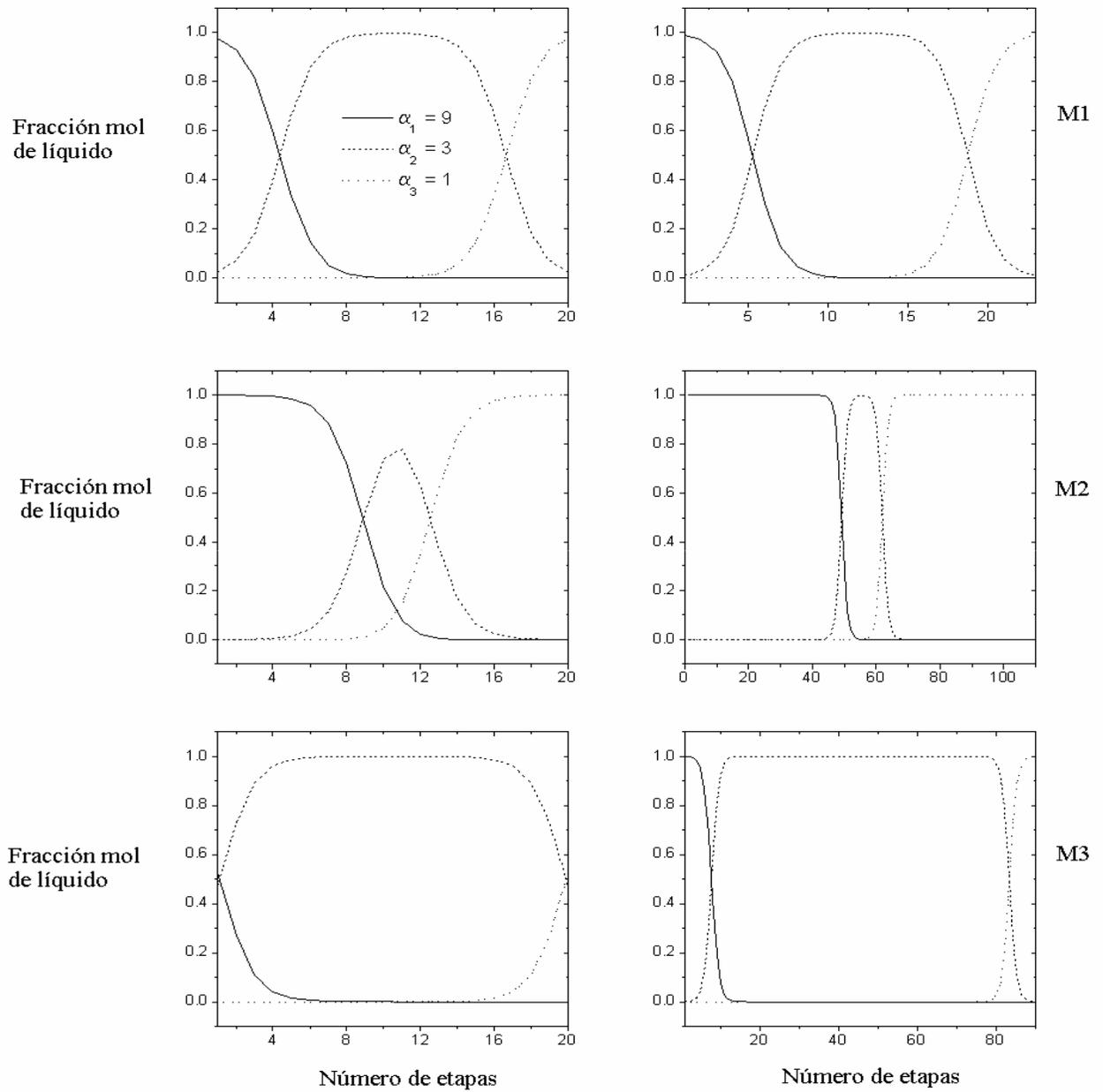


Figura 2.2. Perfil de la fracción mol de líquido a reflujo total.

## **2.6. Análisis del Proceso de Destilación con Recipiente Intermedio**

A continuación se analiza la condición de operación de una columna de destilación con recipiente intermedio (con referencia a la figura 2.1) en los siguientes tres modos operativos:

1. Continuo
2. Por lotes
3. Semicontinuo

Para tal propósito, se asume que las etapas de equilibrio necesarias para cumplir con esta situación en las condiciones de operación serán, 1.5 veces el mínimo requerido a reflujo total, localizando la corriente de extracción lateral S, y la corriente de recirculación R, del recipiente intermedio en la parte media de la columna. En el análisis del proceso únicamente se presentan las etapas de producción, y se asume que el periodo de arranque finaliza cuando la columna alcanza la condición de reflujo total. Para satisfacer los grados de libertad en la columna, se fija el flujo de la corriente R en 30 moles/h.

### **2.6.1. Operación Continua**

Una operación continua se puede establecer fijando la velocidad de flujo F de 10 moles/h, y la corriente E es obtenido del balance de materia realizado alrededor del recipiente intermedio, tanque T1 (ver figura 2.1). La acumulación de líquido en el recipiente intermedio, tanque T1, se asume de 100 moles. La

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

relación de reflujo interno  $L/V$  y la relación de vaporización interna  $V'/L'$  se fijaron en 0.95, respectivamente.

Refiriéndose a la figura 2.3, se puede observar que la separación de la mezcla **M1** alcanza una operación de estado estacionario después de 40 h, donde el componente uno ( $x_{1,D}$ ) y tres ( $x_{3,B}$ ) son recuperados con alta pureza en el domo y fondo de la columna, respectivamente. Sin embargo, el componente dos ( $x_{2,T1}$ ) es recuperado con una fracción mol de 0.48 que es más grande que la composición original de 1/3, de todas maneras queda lejos de obtener la alta pureza. La composición en el estado estacionario de la corriente E es  $e_i^T=[0.27,0.48,0.25]$ . La mezcla **M2** alcanza la condición de estado estacionario después de 70 h, similar como en la mezcla **M1**, el componente uno y tres alcanzan el estado de alta pureza, pero el componente dos es recuperado con una fracción mol de 0.145, la composición en el estado estacionario de la corriente E es  $e_i^T=[0.45,0.145,0.405]$ . Finalmente la mezcla **M3** alcanza la condición de estado estacionario después de 100 h. Sin embargo, se observa que en los primeros 45 h el componente uno es recuperado en alta pureza en el destilado, pero después de este tiempo baja rápidamente a la composición de 0.75, la composición en el estado estacionario de la corriente D es  $d_i^T=[0.75,0.25,0.0]$ . Una situación similar es observada con el componente tres, donde es recuperado en alta pureza como producto del fondo las primeras 20 h. Sin embargo, después de este tiempo baja rápidamente a la composición de 0.625, la composición en el estado estacionario de la corriente B es  $b_i^T=[0.0,0.375,0.625]$ . Por otra parte, el componente dos presenta una composición constante de 0.87 después de las 15 h, esto es más grande que la

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

composición original de 0.70, la composición de estado estacionario de la corriente E es  $e_i^T = [0.055, 0.87, 0.075]$ .

*Esto hace ver que en una condición de operación continua la composición de la corriente de extracción lateral de líquido, S, que va al recipiente intermedio, tanque T1, tiene una gran cantidad de impurezas de los componentes uno y tres a pesar de estar cerca de la condición a reflujo total y además la corriente S se mezcla con la corriente F en el recipiente intermedio, tanque T1, razón por la cual nunca se alcanza la alta pureza del componente dos en el recipiente intermedio. Sin embargo, se espera que la condición de operación continua en una configuración con recipiente intermedio, se pueda separar tres componentes en alta pureza, si se puede obtener las siguientes condiciones: Si D tiende a  $z_1^F$ , y B tiende a  $z_3^F$  entonces E tiende a  $z_2^F$  ( $z_i$  con  $i=1, \dots, 3$  representa la fracción mol de los componentes en la corriente de alimentación F).*

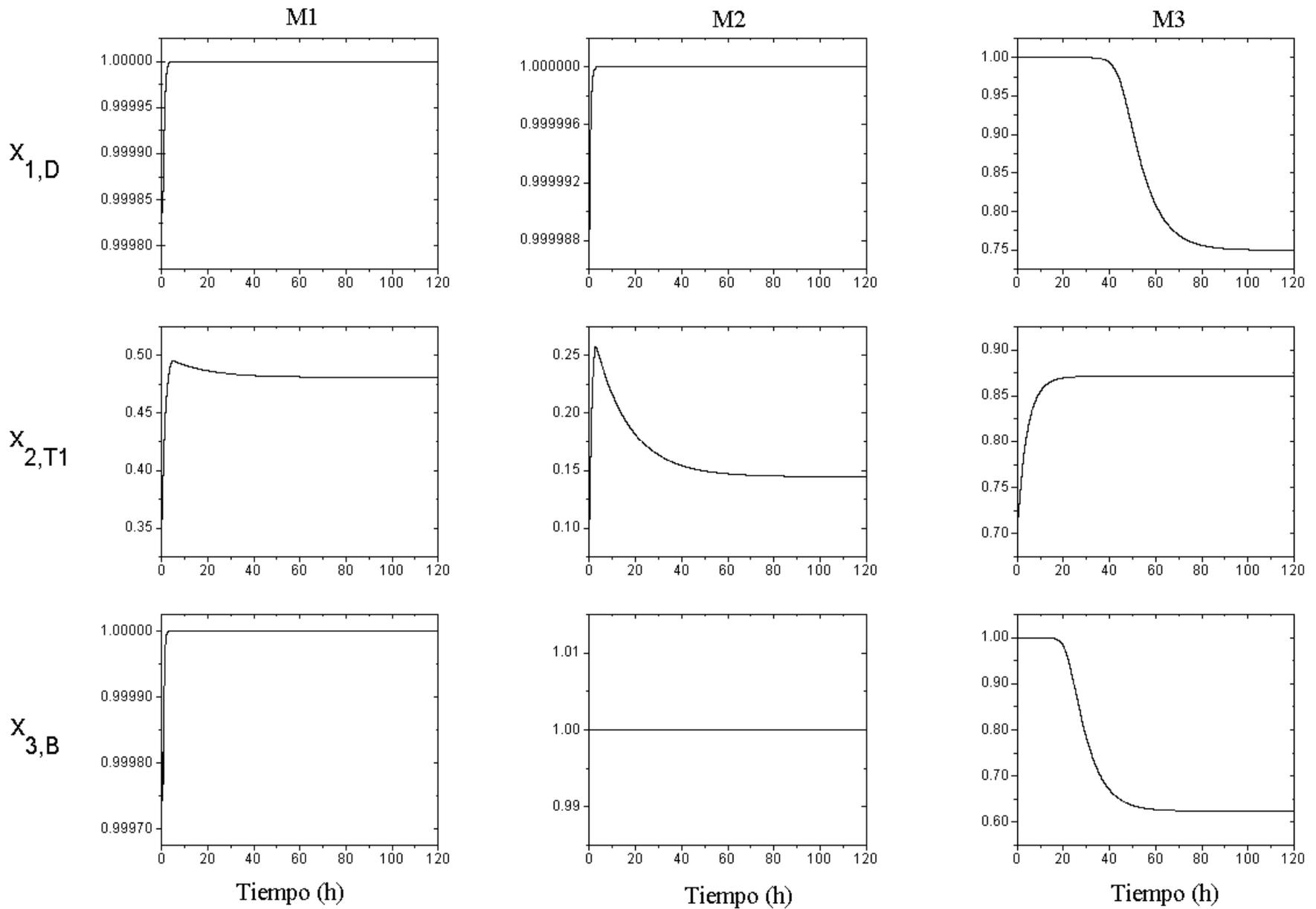


Figura 2.3. Evolución en el tiempo de la columna de destilación continua con recipiente intermedio no controlada.

### 2.6.2. Operación por Lotes

Una operación por lotes, se puede establecer definiendo los flujos de las corriente F y E iguales a cero (ver figura 2.1). En este caso el recipiente intermedio, tanque T1, tiene ahora una acumulación de líquido variable. Se fijó una acumulación inicial de líquido de 400 moles. La figura 2.4, muestra el proceso por lotes para las tres mezclas de estudio (**M1**, **M2**, **M3**) cuando la relación de reflujo interno L/V y la relación de vaporización interna  $V'/L'$  se fijan a 0.95.

Para la mezcla **M1** la duración del proceso es de aproximadamente 120 h, donde el componente uno ( $x_{1,D}$ ) es recuperado en alta pureza como producto de domo en un periodo de tiempo de 95 h, y entonces comienza a decrecer su pureza hasta que completamente se agota. El componente tres ( $x_{3,B}$ ) es también recuperado en alta pureza como producto de fondo en un período de tiempo de 80 h, entonces empieza a agotarse cerca de las 40 h al final del proceso, y finalmente el componente dos ( $x_{2,T1}$ ) en el recipiente intermedio, tanque T1, eleva su composición molar de 1/3 (carga original) a un estado de alta pureza. De esta manera el componente uno y tres son separados y el componente dos permanecerá en el recipiente intermedio, tanque T1, y en la columna. Situaciones similares pueden ser vistas para la mezcla **M2** y **M3**. *Como se puede esperar, una separación perfecta puede ser hecha utilizando una operación por lotes, con la única desventaja de períodos de proceso largos.*

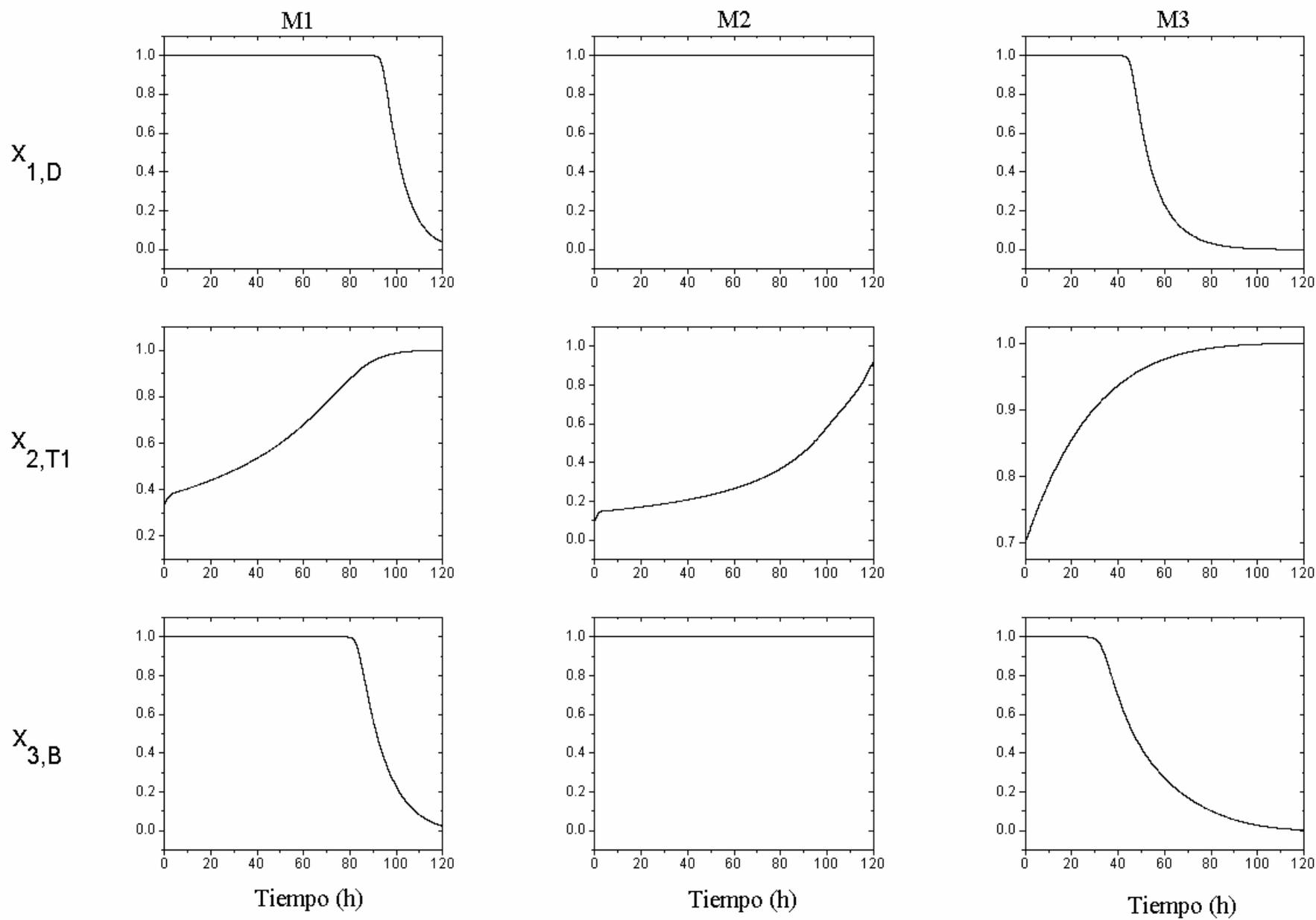


Figura 2.4. Evolución en el tiempo de una columna de destilación por lotes con recipiente intermedio no controlada.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

Enseguida, se analiza el proceso por lotes con reflujos variables. Ahora se considera una operación por lotes con un control dual de composición, donde el objetivo del control es seguir la trayectoria de composición de los productos por medio de la manipulación de la velocidad del reflujo interno  $L$  y la velocidad del reflujo de vaporización interna  $V'$ . Para esto, se asume una configuración LV, donde el reflujo  $L$  es usado para controlar la composición del destilado, mientras que el reflujo de vapor  $V'$  es usado para controlar la composición del fondo (en la práctica, el calor aplicado al rehervidor es manipulado en lugar del reflujo de vapor  $V'$ ). Aunque la configuración LV puede no ser la mejor desde el punto de vista de acoplamiento entre los lazos de control (Shinskey [28]), es la estructura de control comúnmente usada para el control dual de composición (K.E. Häggblom y K.V. Waller [29]), porque es simple de implementar y fácil de entender, y además es la más aceptada entre los operadores.

Para estudiar la configuración controlada, se utiliza leyes de control estables de retroalimentación con dinámica inversa, asumiendo conocimiento completo de las dinámicas del proceso (ver por ejemplo, el trabajo de Monroy-Loperena y Álvarez-Ramírez [26]). Por supuesto, esto no es una suposición real, puesto que las dinámicas del proceso (por ejemplo, termodinámicas, velocidades de flujos internos, etc.) son inciertas, sin embargo, otorga un claro entendimiento del proceso controlado basándose en un buen desempeño de control. Se asume también que los controladores cuentan con saturadores ( $0.7 \leq L/V < 1.0$ ,  $0.7 \leq V'/L' < 1.0$ ) para prevenir acciones excesivas de control. La trayectoria de composición de los productos, fue fijada a una fracción mol de 0.99 para el componente uno en el destilado, y para el componente tres en el producto del

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

fondo, respectivamente, también la constante de tiempo en lazo cerrado de los controladores del domo y del fondo de la columna se fijó a 0.5 h de acuerdo al trabajo de Monroy-Loperena y Álvarez-Ramírez [26].

Refiriéndose a la figura 2.5, para la mezcla **M1**, se puede observar que antes de 5 h de operación, el componente uno ( $x_{1,D}$ ) en el destilado está en alta pureza, así como también el componente tres ( $x_{3,B}$ ) en el producto del fondo. Ambos componentes son agotados cerca de 60 h, cuando la operación ha finalizado por la condición de reflujo total (las relaciones de reflujo internos,  $L/V$  y  $V'/L'$  son cercanos a uno) y entonces el componente dos ( $x_{2,T1}$ ) está en alta pureza en el recipiente intermedio, tanque, T1. Para la mezcla **M3** un comportamiento similar es presentado con un tiempo de procesamiento de 60 h. Para la mezcla **M2** el controlador en el fondo de la columna envía la relación de vaporización interna  $V'/L'$  a uno en menos de 3 h, así, después de este tiempo no se tiene producto en el fondo. El controlador del domo de la columna permanece en el límite mínimo cerca de 30 h, sin embargo, la composición del producto es componente uno puro. Obsérvese que debido a que el componente dos en la carga original está únicamente presente en una pequeña cantidad, este comienza a concentrarse en el recipiente intermedio en las primeras 15 h, entonces comienza a agotarse y a desaparecer del sistema después de 45 h, la composición final en el recipiente intermedio, tanque T1, es  $x_{2,T1}^T = [0.0, 0.0, 1.0]$ . *En general, operaciones por lotes controladas parecen ser una buena opción, debido a que los controladores no necesitan un esfuerzo excesivo para completar el objetivo de separar los componentes en alta pureza, en una configuración de recipiente intermedio.*

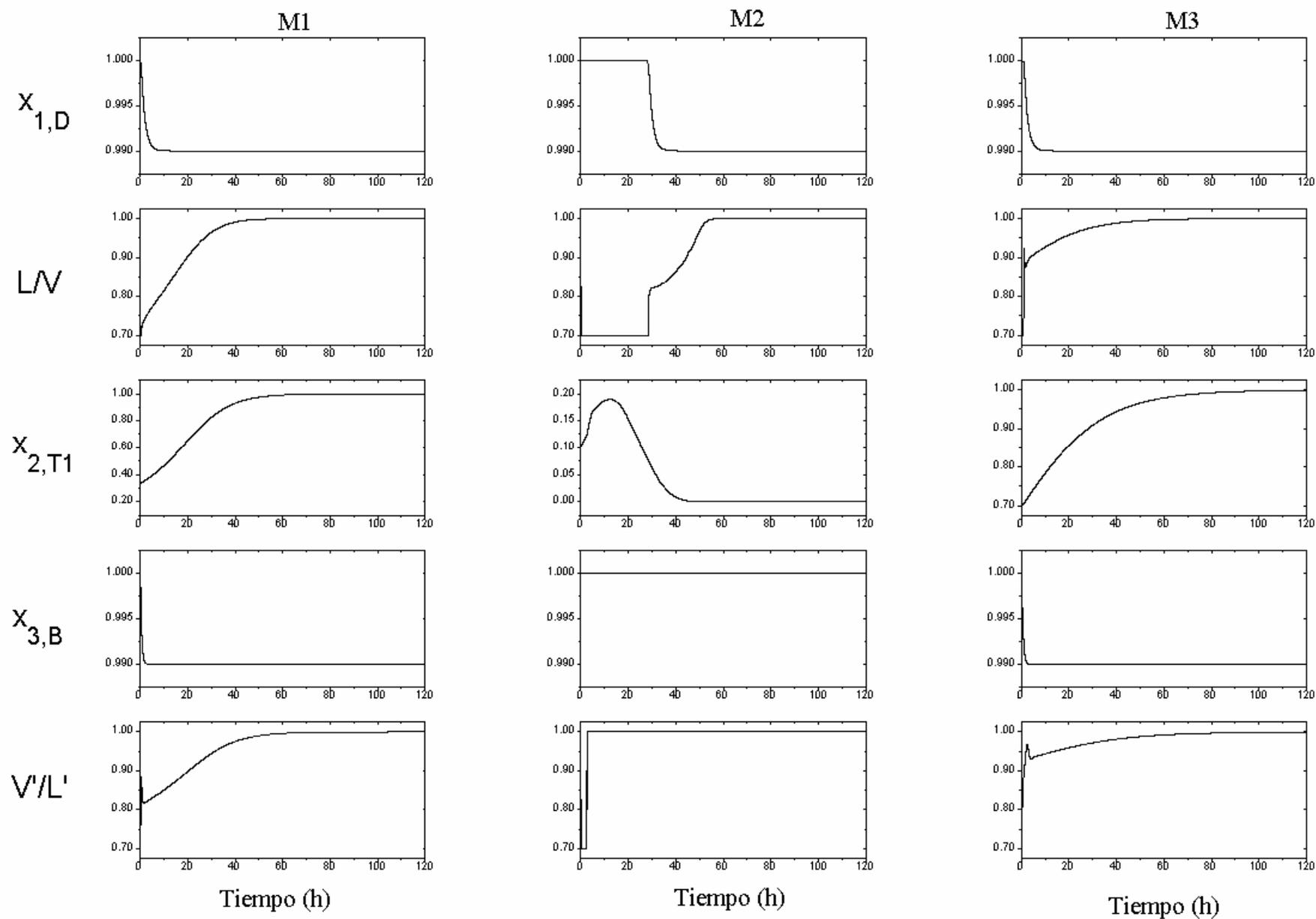


Figura 2.5. Evolución en el tiempo de una columna de destilación por lotes con recipiente intermedio controlada.

### 2.6.3. Operación Semicontinua

Con referencia al figura 2.1, un proceso de destilación semicontinuo con recipiente intermedio es una operación cíclica que involucra tres pasos operativos (Phimister y Seider [1]), como sigue:

1. Una alimentación continua,  $F$ , es suministrada al recipiente intermedio, tanque  $T1$ , casi vaciado, para que la acumulación del líquido en el recipiente intermedio pueda alcanzar un valor máximo. Debido a que el recipiente intermedio alimenta continuamente a la columna, nunca es vaciado completamente durante el proceso. El destilado es separado continuamente y el producto del fondo es también separado continuamente. Para una mezcla ternaria se espera que el componente dos se concentre en el recipiente intermedio.
2. Después que el recipiente intermedio llega a ser suficientemente concentrado en el componente dos, ó la acumulación de líquido en el recipiente intermedio alcance un valor máximo, la corriente de alimentación continua,  $F$  es cerrada, y comienza la descarga del recipiente intermedio abriendo la corriente de extracción  $E$ .
3. Cuando el recipiente intermedio es casi vaciado, la corriente de extracción  $E$  es cerrada, y el ciclo retorna al paso inicial. Este ciclo es repetido hasta que la carga total es consumida.

Para este caso, se asume una acumulación máxima de líquido en el recipiente intermedio de 300 moles y una acumulación mínima de 10 moles. En el

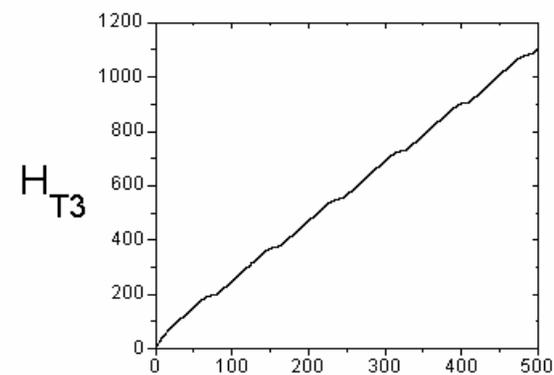
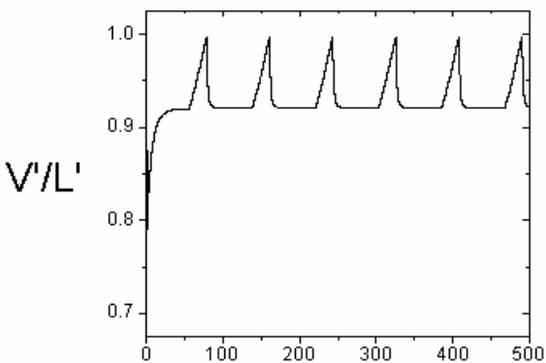
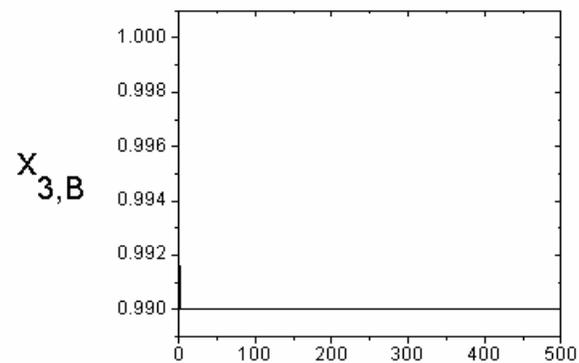
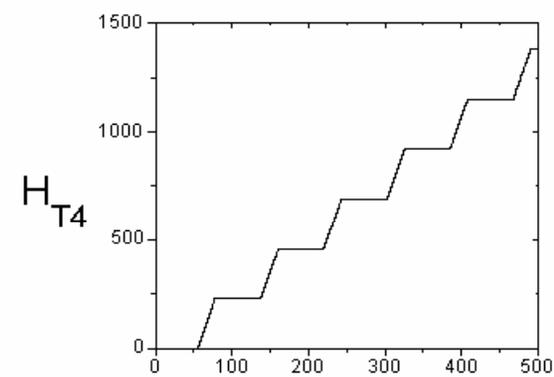
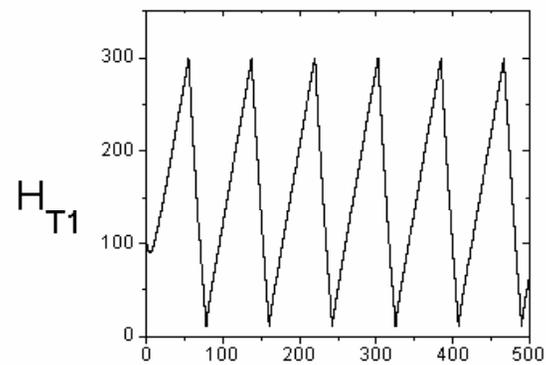
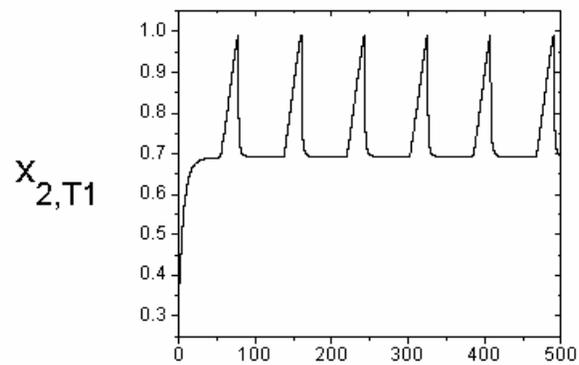
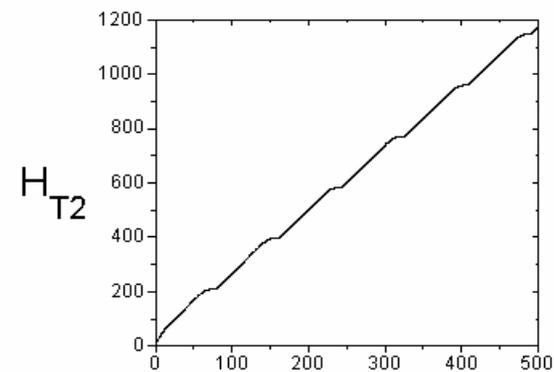
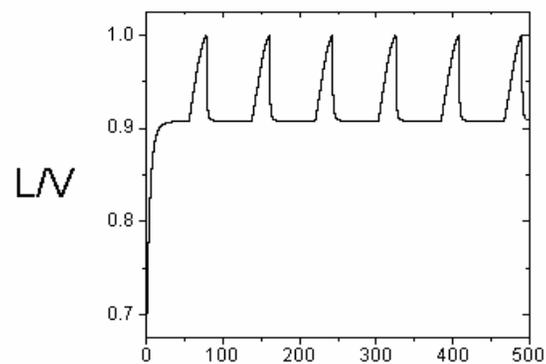
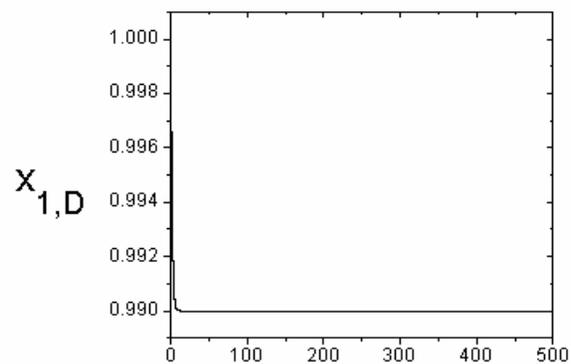
## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

comienzo del proceso la acumulación de líquido en el recipiente intermedio, tanque T1, es fijada en 100 moles. Las velocidades de flujos usados para la corriente F y E son de 10 moles/h, respectivamente. El proceso de destilación semicontinuo con recipiente intermedio cuenta con un esquema de control dual de composición. Al igual que en el proceso por lotes controlado se asume que la trayectoria de composición de los productos es fijada a una fracción mol de 0.99 para el componente uno en el destilado y para el componente tres en el producto del fondo, respectivamente. La constante de tiempo en lazo cerrado de los controladores del domo y del fondo es fijada a 0.5 h.

La figura 2.6, muestra el comportamiento dinámico del proceso semicontinuo para la separación de la mezcla **M1** y tiempo de operación de 500 h. Puede observarse que los incrementos de las acumulaciones de líquido,  $H_{T2}$ ,  $H_{T3}$ , en los tanques T2 y T3 son casi constantes con una tendencia semicontinua. Los controladores mantienen la composición de los productos ( $x_{1,D}$ ,  $x_{3,B}$ ) casi todo el tiempo en sus composiciones de trayectoria (set-point) con muy pequeño esfuerzo, puesto que, ambos controladores conducen las relaciones de reflujo interno ( $L/V$ ,  $V/L'$ ) de 0.9 a 1.0. Sin embargo, la fracción mol del componente dos ( $x_{2,T1}$ ) en el recipiente intermedio se eleva de 0.70 a 1.0 únicamente cuando el recipiente intermedio está vaciándose.

La figura 2.7, muestra el comportamiento dinámico del proceso semicontinuo para la separación de la mezcla **M2**. Puede observarse, que el controlador del fondo de la columna conduce rápidamente la relación de vaporización interna  $V/L'$  a uno, manteniendo esta situación para toda la duración del proceso, por lo



Tiempo (h)

Tiempo (h)

Tiempo (h)

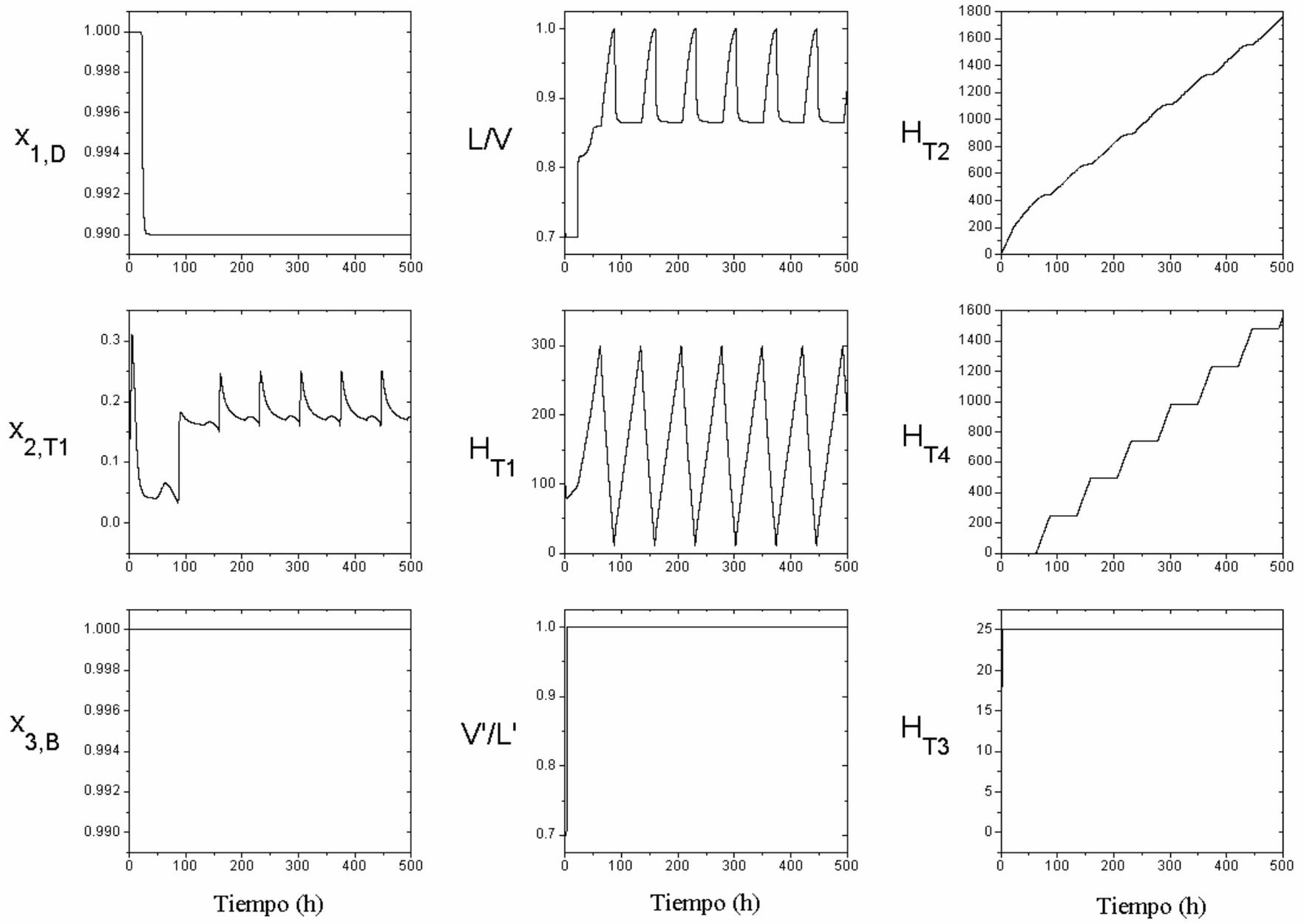


Figura 2.7. Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla **M2**.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

que la acumulación de líquido  $H_{T3}$ , en el tanque T3 es de solamente 25 moles (se llega a reflujo total). Por otra parte, el esfuerzo de control del controlador del domo es pequeño después del primer ciclo. En este caso de estudio, puesto que no se tienen producto de fondo se espera que el recipiente intermedio no concentre el componente dos ( $x_{2,T1}$ ) en alta pureza, debido que tendrá grandes cantidades de componente tres ( $x_{3,B}$ ).

La figura 2.8, muestra el comportamiento dinámico para la separación de la mezcla **M3**. Puede observarse, que en este caso se presenta los esfuerzos de control más pequeño para los controladores del domo y del fondo. También se puede observar que la concentración del componente dos ( $x_{2,T1}$ ) en el recipiente intermedio, es él más alto de los tres casos estudiados, debido a que el componente dos esta presente en mayor cantidad en la mezcla a separar.

La figura 2.9, muestra el comportamiento dinámico de la composición de la mezcla colectada en el tanque T4. Se puede observar que para la mezcla **M3** se alcanza una composición del componente dos en el tanque T4, de 0.94, para la mezcla **M2** de 0.16 y para la mezcla **M1** de 0.84, respectivamente. Se verifica que en la mezcla **M3** se obtiene la mayor concentración del componente dos en el tanque T4, debido a que en la mezcla a separar el componente dos esta en mayor proporción.

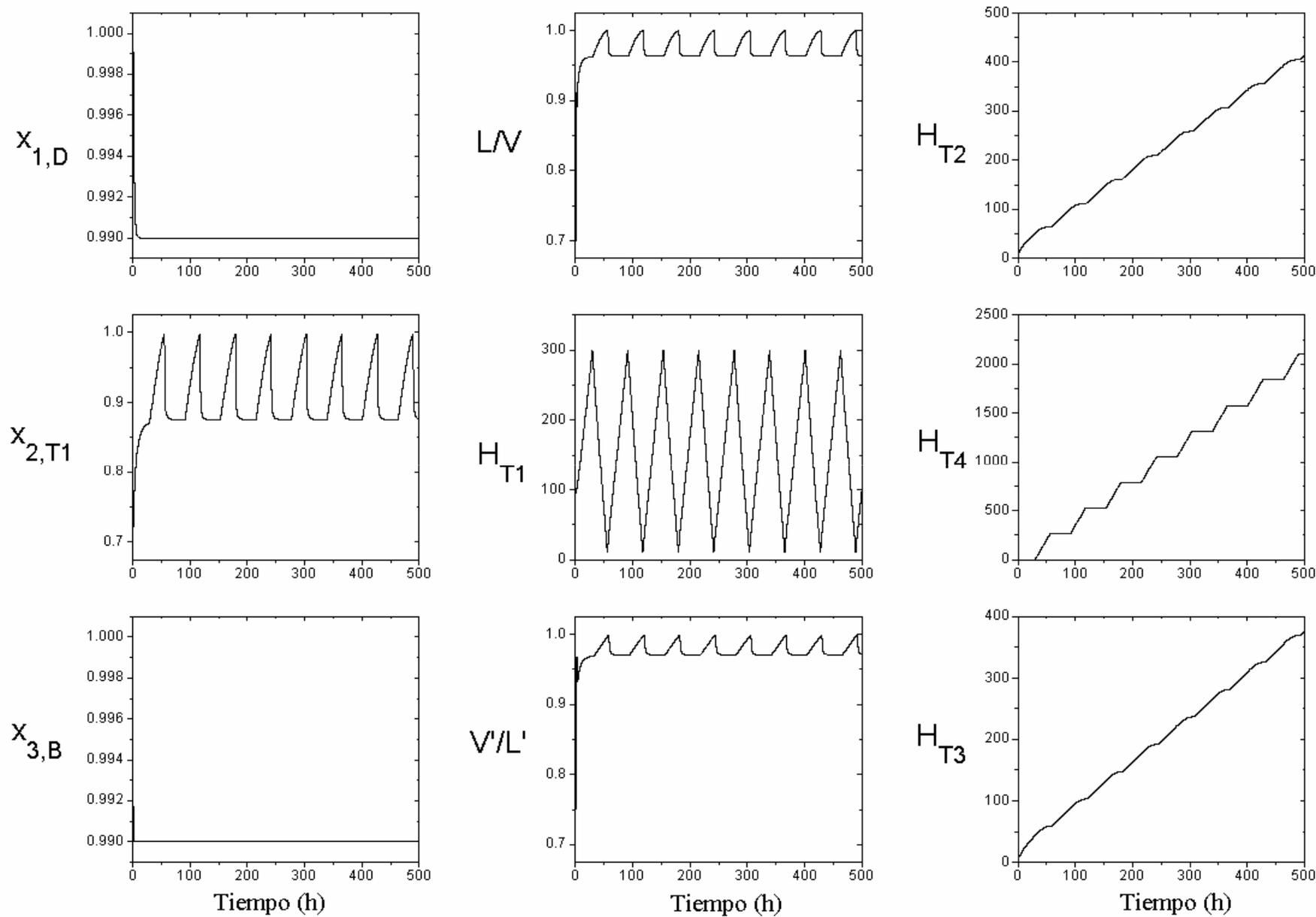


Figura 2.8. Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla **M3**.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

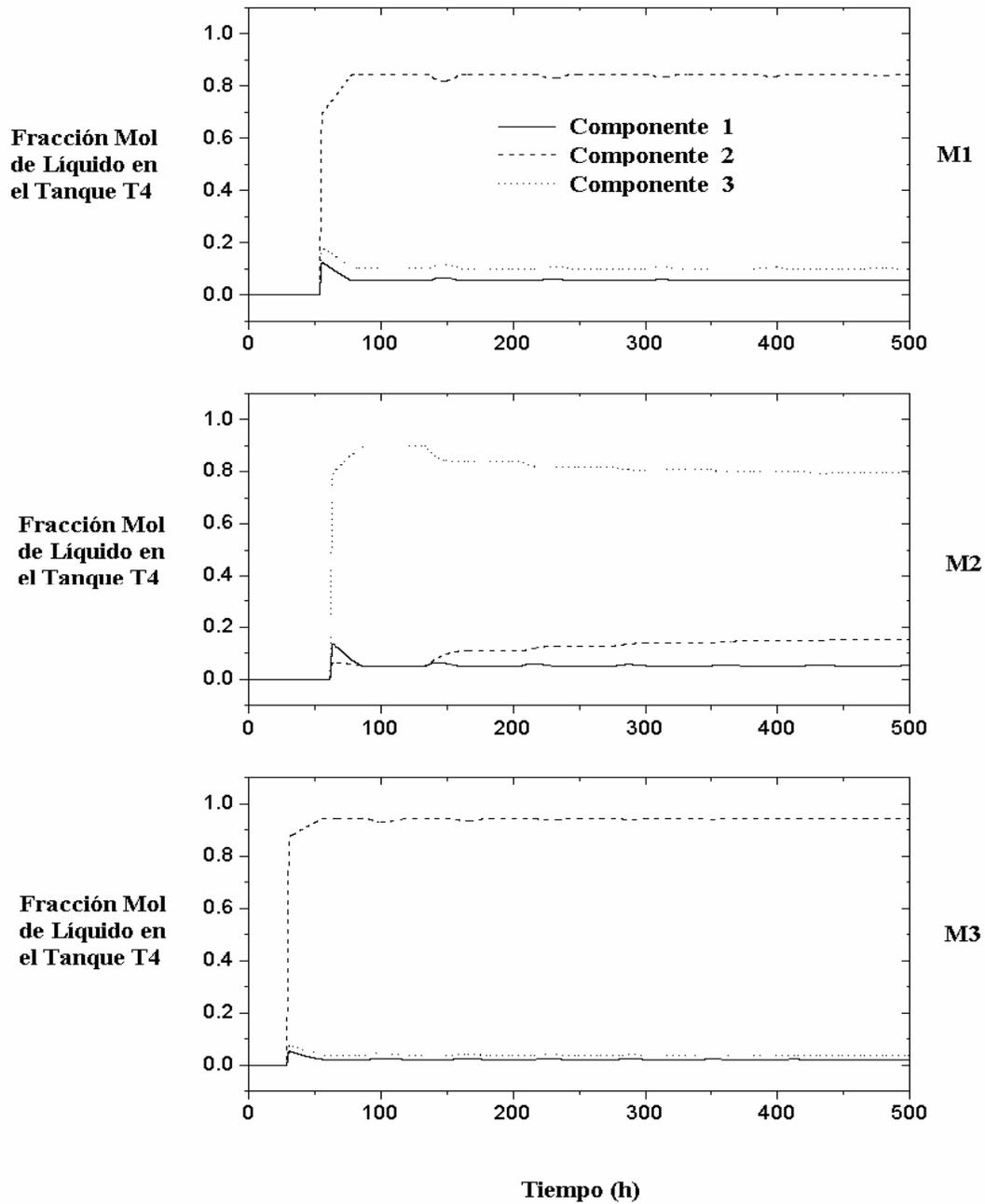


Figura 2.9. Evolución en el tiempo del perfil de la fracción mol de los componentes en el tanque T4.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

*En general, el comportamiento de las columnas de destilación semicontinuas con recipiente intermedio, es mejor que las columnas de destilación continuas con recipiente intermedio, para la separación de tres componentes en alta pureza, sin embargo, el primero hereda las propiedades de la última en el sentido que el componente dos recuperado no alcanza el objetivo de alta pureza, pero los resultados muestran que esta recuperación es mejor desempeñada en una columna semicontinua con recipiente intermedio.*

Con los resultados obtenidos, se propone una nueva política de operación cíclica, basándose sobre la operación de columnas de destilación por lotes con recipiente intermedio para ser aplicado a procesos de destilación semicontinua con recipiente intermedio. Esta nueva política involucra tres pasos operativos, como sigue:

1. El recipiente intermedio, tanque T1, se llena con la mezcla original a separar, y destilado y el producto del fondo se separan continuamente.
2. Después que el recipiente intermedio llega a estar suficientemente concentrado en el componente dos, el recipiente intermedio es rellenada a su nivel inicial abriendo la corriente de alimentación F.
3. Si la cantidad rellenada es cada vez menos que una cantidad especificada, entonces el ciclo retorna al paso operativo inicial. Cabe señalar, que esta nueva política de rellenado se puede realizar en dos recipientes, para asegurar la disponibilidad de un recipiente intermedio lleno necesario para el paso inicial.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

Para este caso, se fija una acumulación inicial de líquido en el recipiente intermedio de 300 moles y 10 moles como la cantidad límite, de modo que el rellenado pueda realizarse. El flujo de alimentación usada para la corriente F es de 10 moles/h. El proceso de destilación semicontinua con recipiente intermedio cuenta con un esquema de control dual de composición. Al igual que en los casos controlados estudiados anteriormente, se considera que la trayectoria de composición de los productos es fijada a una fracción mol de 0.99 para el componente uno en el destilado y para el componente tres en el producto del fondo, respectivamente. La constante de tiempo en lazo cerrado de los controladores del domo y del fondo se fijó a 0.5 h.

La figura 2.10, muestra la evolución en el tiempo del proceso semicontinuo con la nueva política de llenado para la separación de la mezcla **M1**, y un tiempo de operación de 500 h. Un ciclo de operación toma lugar aproximadamente a 360 h. Para casi todo el tiempo de proceso, los controladores mantienen la composición del destilado ( $x_{1,D}$ ) y del producto del fondo ( $x_{3,B}$ ) dentro de las especificaciones. El esfuerzo de los controladores es mayor al inicio, sin embargo, las acciones de los controladores es pareja. *Debido a que esta operación esta basada en una estrategia por lotes, la recuperación del componente dos ( $x_{2,T1}$ ) es mejor, debido que al final del ciclo de operación, la composición del componente dos es casi pura.*

La figura 2.11, muestra la evolución en el tiempo del proceso semicontinuo con la nueva política de llenado para la separación de la mezcla **M2**. Cabe señalar, que la pequeña cantidad del componente dos en la mezcla a

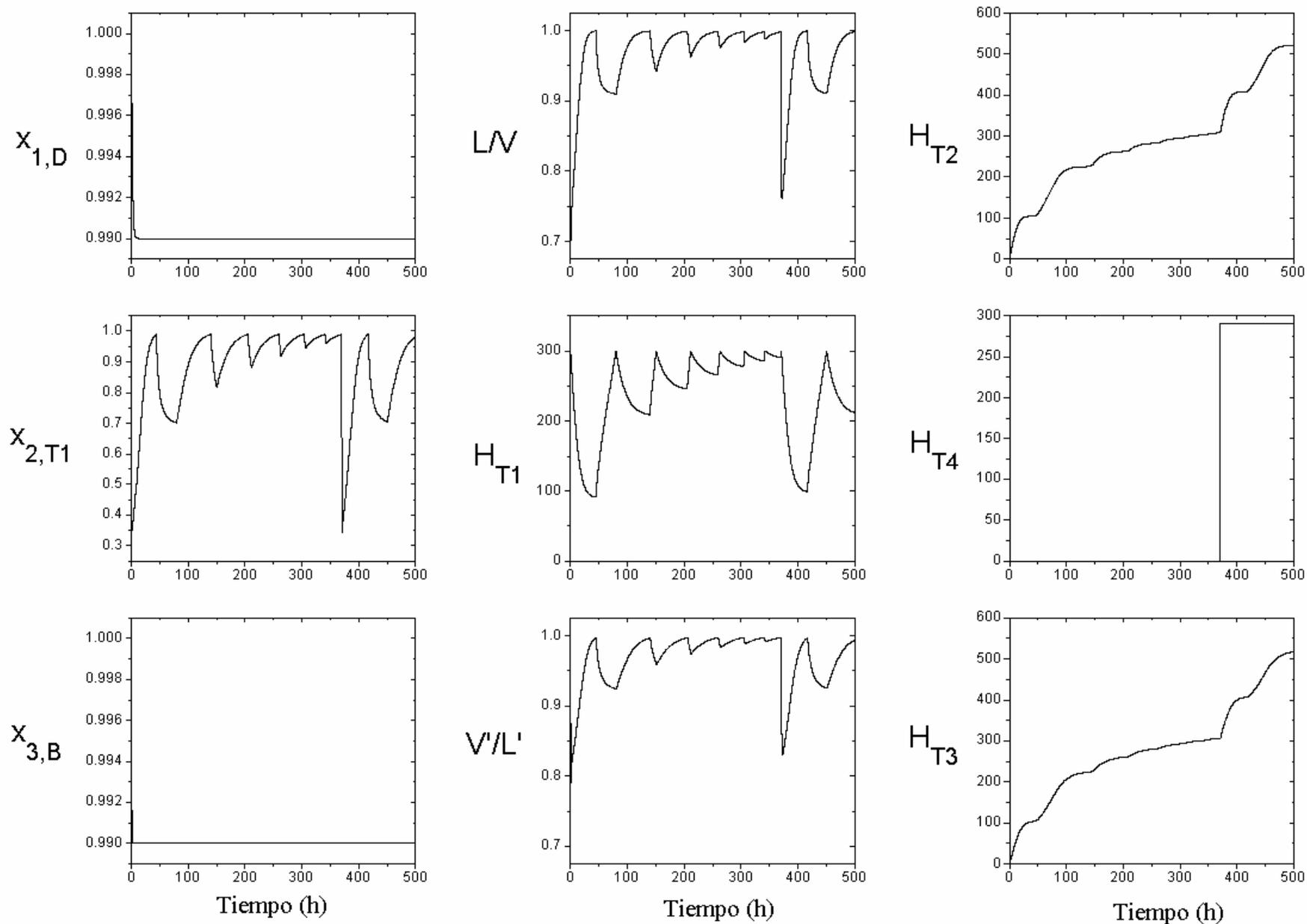


Figura 2.10. Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla **M1** con la nueva política de llenado.

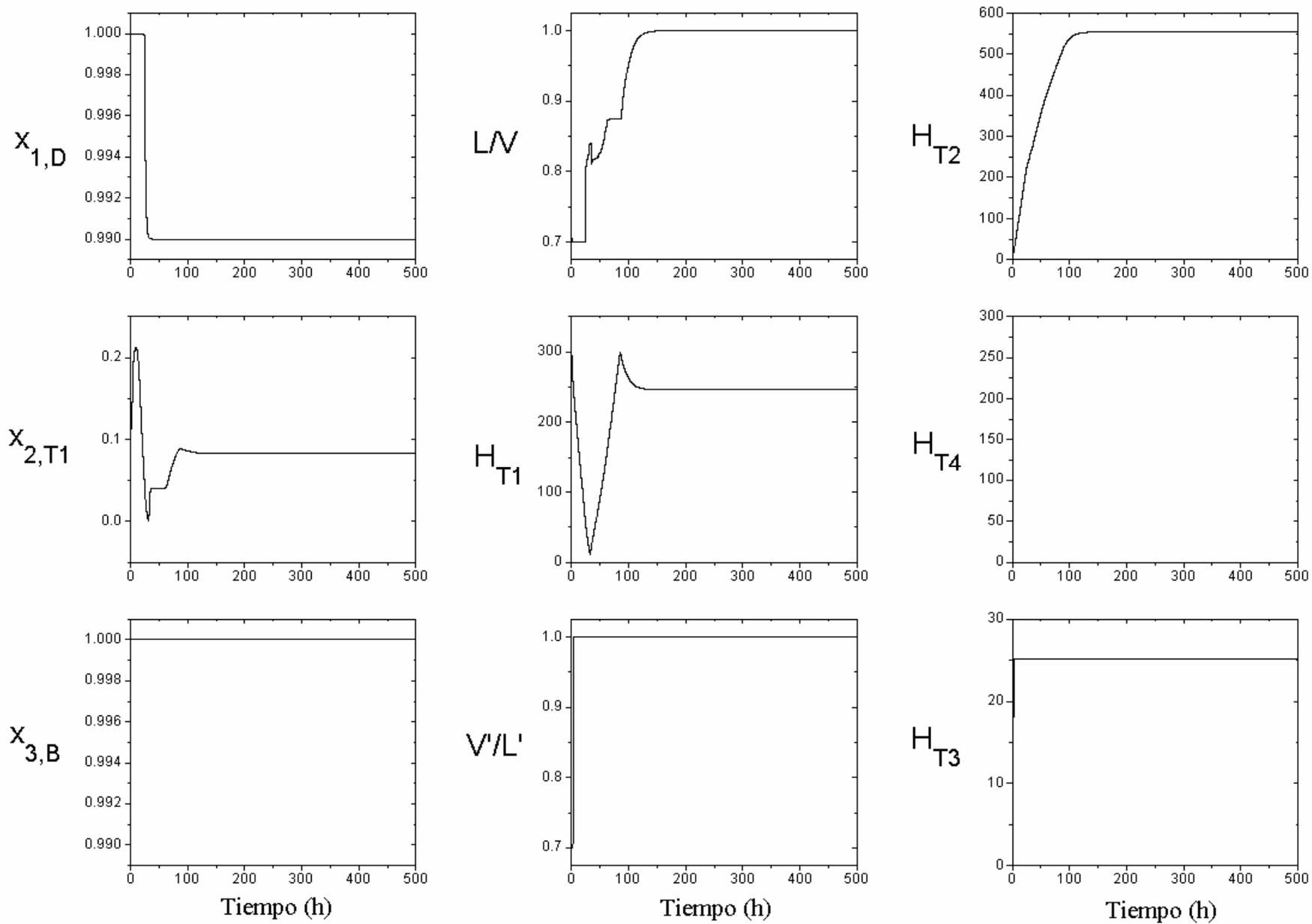


Figura 2.11. Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla **M2** con la nueva política de llenado.

## Capítulo 2. Estudio Dinámico de Columnas de Destilación con Recipiente Intermedio

---

separar afecta la conducta del proceso, porque el controlador del fondo conduce casi inmediatamente la relación de vaporización interna  $V'/L'$  a uno, razón por la cuál la recuperación del producto del fondo es sólo de 25 moles. Al cabo de 150 h, el controlador del domo conduce la relación de reflujo interno  $L/V$  a uno, y entonces la operación de la columna continúa a reflujo total. La política de llenado no continúa, debido a que la acumulación de líquido en el recipiente intermedio  $H_{T1}$  permanece constante. *Por lo tanto, se concluye que la nueva estrategia de operación de llenado requiere que el componente dos, esté presente en la mezcla original a separar en una cantidad suficiente para ser concentrado en alta pureza en el recipiente intermedio, así, el ciclo de operación pueda ser completado.*

La figura 2.12, muestra la evolución en el tiempo del proceso semicontinuo con la nueva política de llenado para la separación de la mezcla **M3**. Se observa un buen desempeño. El tiempo del ciclo es de aproximadamente 130 h y la recuperación de los productos del destilado y del fondo es casi constante. *Nótese, que se requiere muy poco esfuerzo de control para mantener los productos bajo especificaciones, y que la recuperación del componente dos ( $x_{2,T1}$ ) es mejor, debido que al final de cada ciclo de operación, la composición del componente dos es casi pura.*

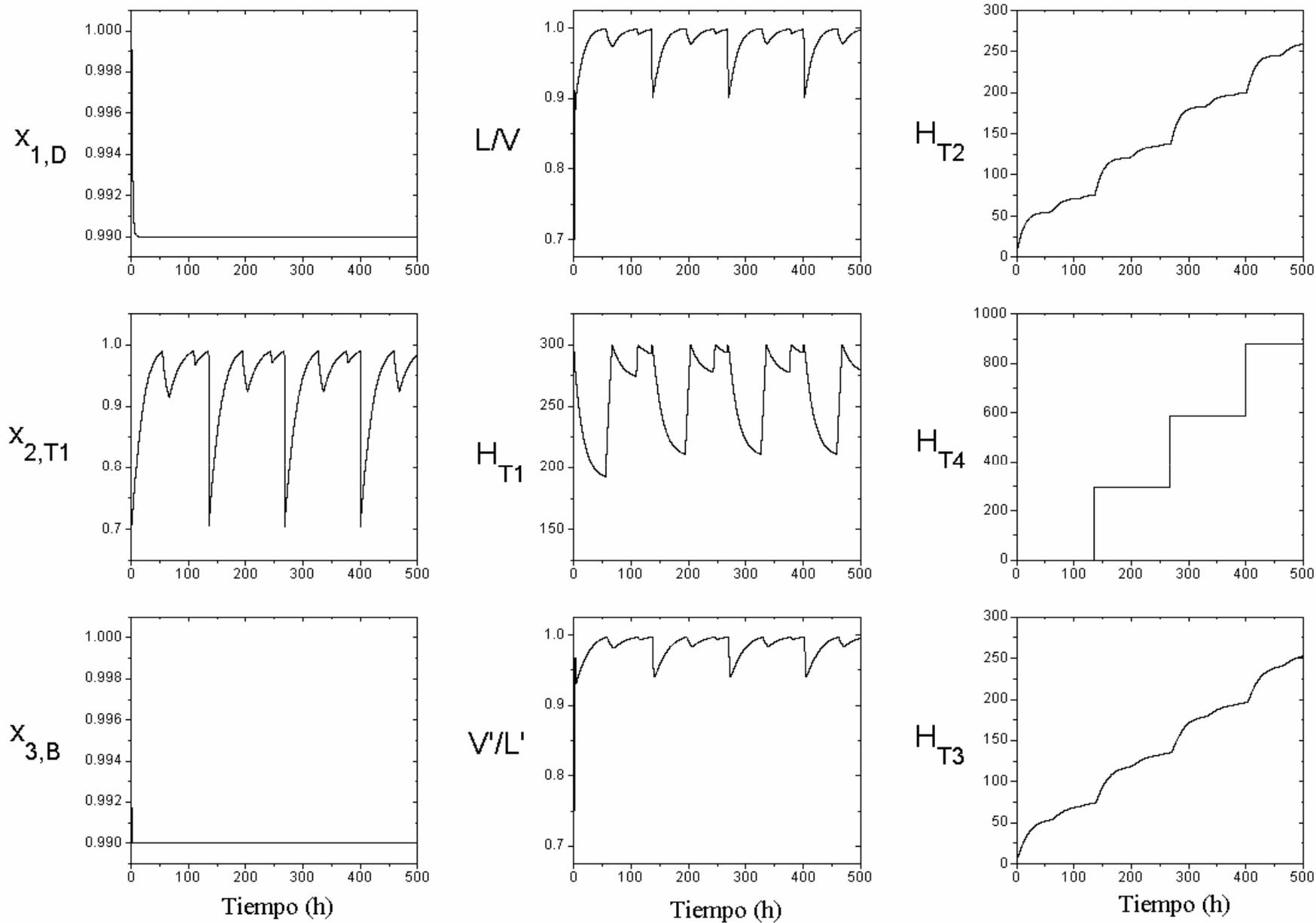


Figura 2.12. Evolución en el tiempo de una columna de destilación semicontinua con recipiente intermedio controlada para la separación de la mezcla **M3** con la nueva política de llenado.

# Capítulo 3

## Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

### 3.1. Resumen

En este capítulo, se estudia el problema de control dual de composición de una clase de destilación continua con recipiente intermedio, el cual acepta una corriente de extracción en el recipiente intermedio para lograr el régimen permanente. Se muestra que este tipo de configuración de destilación, es ventajoso cuando el objetivo de la separación es recuperar en alta pureza el

## Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

componente ligero y pesado de una mezcla multicomponente. Usando un estimador del error del modelado de entrada-salida, se diseña un compensador de primer orden de retroalimentación de la salida, el cual muestra ser equivalente a un controlador *Proporcional Integral* lineal (**PI**) multi-entrada multi-salida ó (**MIMO**) por sus siglas en ingles: multiple-input multiple-output. Resultados de sintonizado en términos de dos constantes de tiempo son dados, y se muestra por simulaciones numéricas la habilidad del controlador para regular las composiciones del destilado y productos del fondo, en presencia de mediciones muestradas y retardadas.

*El objetivo de este capítulo es:* 1) mostrar algunos resultados dinámicos de la columna de destilación continua con recipiente intermedio, cuando se presenta una corriente de extracción en el recipiente intermedio, 2) proponer un diseño de control para el control dual de composición de una columna de destilación continua con recipiente intermedio, asumiendo que la planta nominal es de grado relativo uno, y usando un control inverso con un observador que proporciona estimados de las señales subyacentes del error del modelado, 3) mostrar a través de simulaciones numéricas, el desempeño del controlador propuesto bajo condiciones de operación usuales.

### 3.2. Descripción del Proceso de la Planta

En general, una columna de destilación continua con recipiente intermedio (**CDCRI**) ó **CMVDC** por sus siglas en ingles: continuous middle-vessel distillation column; es una columna con un recipiente grande entre las secciones

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

de rectificación y agotamiento. Refiriéndose en la figura 3.1, una corriente líquida S, de la sección de rectificación es enviada a un recipiente intermedio externo, tanque, T. Variaciones a esta configuración incluyen, el uso de una extracción parcial de líquido, una corriente de calor adicionada al recipiente intermedio, y la transmisión de una corriente de vapor de la sección de agotamiento de la columna hacia el recipiente intermedio. El recipiente intermedio, tanque T, cuenta también con otras tres corrientes: una corriente de alimentación, F, y dos corrientes para vaciarlo, una desde el recipiente intermedio, corriente E, y otra de recirculación, R, desde el recipiente intermedio a la columna.

Un aspecto importante en este tipo de proceso de destilación, es que en condiciones de estado estacionario la columna de destilación tiene la restricción  $(R-S)=(D+B) > 0$ , que implica, que podemos manipular las velocidades de flujo de producto por medio de la diferencia de la corriente de recirculación, R, y la corriente de extracción lateral, S.

Se considera una separación de tres componentes, ordenado de acuerdo a sus volatilidades relativas, se espera que en condiciones de operación continua la composición de la corriente de extracción lateral, S, el cual va hacia el recipiente intermedio, tanque T, tenga una gran cantidad de impurezas de los componentes uno y tres, a pesar que la operación se lleva a cabo cerca de las condiciones de reflujo total. Además, la corriente, S, es mezclada con la corriente, F, en el recipiente intermedio, tanque, T, lo cual limita la separación del componente dos como un producto casi puro (ver sección 2.6.1). Sin embargo, se puede esperar

### **Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio**

---

que en operación continua en una configuración con recipiente intermedio, se pueda separar los componentes más y menos volátiles en productos casi puros, proporcionando las siguientes condiciones  $D < z_1 F$  y  $B < z_3 F$ , haciendo esta configuración atractiva para la separación de dos componentes en alta pureza de una mezcla multicomponente, usando únicamente una columna de destilación.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

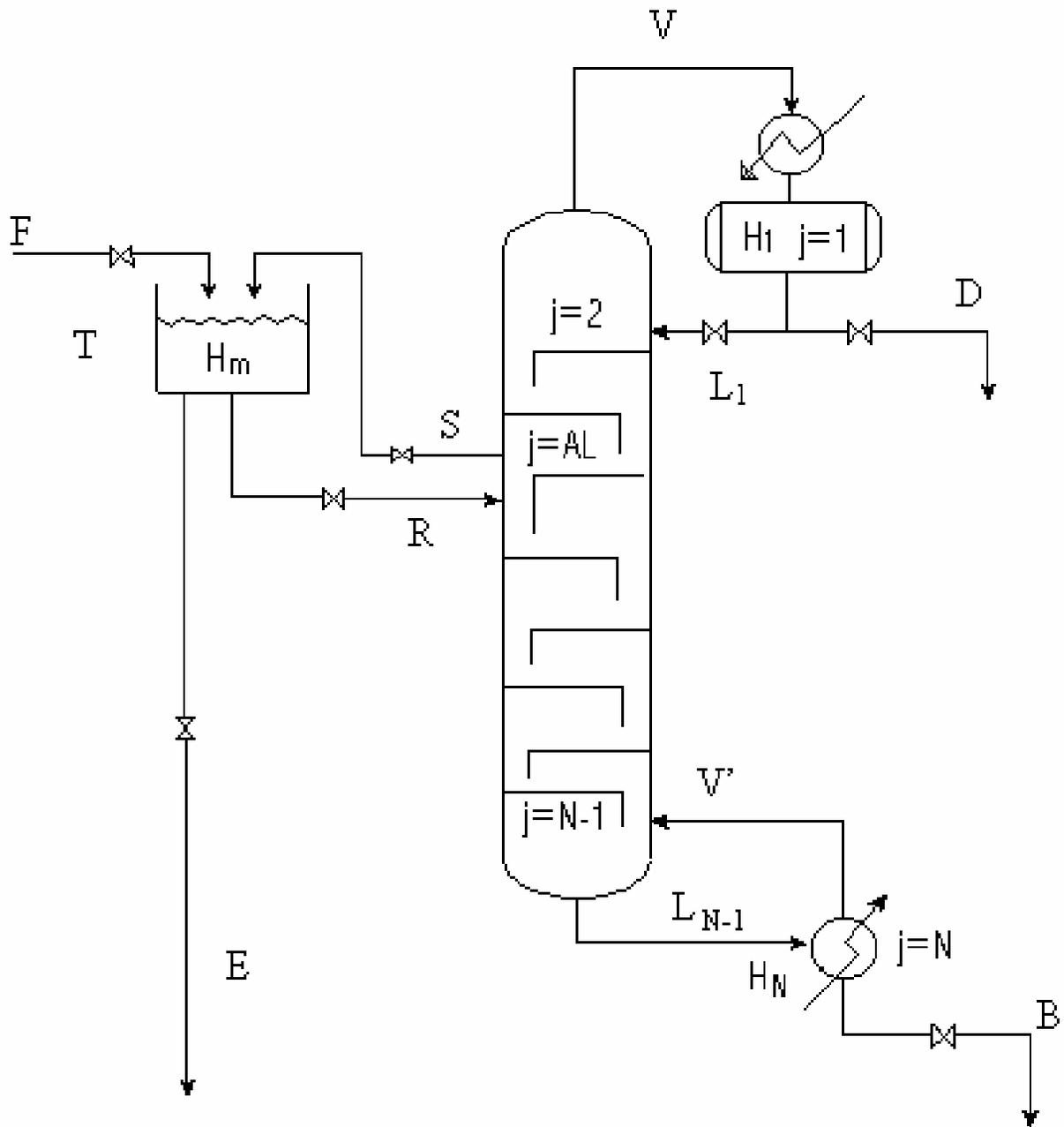


Figura 3.1. Diagrama esquemático de una columna de destilación continua con recipiente intermedio (CDCRI).

### 3.3. Diseño del Control Robusto

Se considera una operación continua con control dual de composición, donde el objetivo de control, es rastrear la trayectoria de las composiciones de los productos vía manipulaciones de la velocidad de reflujo,  $L_1$ , y la velocidad de reflujo de vapor  $V'$ . Para lograr el objetivo de control, se considera una configuración LV, donde la velocidad de reflujo  $L_1$ , es usada para controlar la composición en la parte superior de la columna ( $x_{i,1}$ , donde  $i$ , se refiere al componente de interés y 1, a la etapa del condensador) y la velocidad de reflujo de vapor  $V'$ , es usada para controlar la composición del fondo ( $x_{i,N}$ , donde  $i$ , se refiere al componente de interés, y  $N$ , a la etapa del rehervidor). En la practica, sin embargo, el calor suministrado al rehervidor es manipulado en lugar del reflujo de vapor  $V'$ . Aunque la configuración LV, puede no ser la mejor desde el punto de vista de acoplamiento entre los lazos de control (Shinskey [28]), es la configuración de control dual de composición comúnmente usada, (Hägglom y Waller [29]) debido a su simple implementación, fácil entendimiento y es ampliamente aceptada entre los operadores. Por esta razón, la configuración LV será considerada en detalle en esta sección, sin embargo, otras configuraciones de control pueden ser fácilmente derivadas.

Se considera un proceso dinámico lineal, representado por una ecuación en espacio de estados general (*modelo nominal*) como la siguiente:

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

$$\dot{\mathbf{y}} = \mathbf{A}_o \mathbf{y} + \mathbf{B} \mathbf{u}$$

$$\mathbf{z} = \mathbf{C} \mathbf{y} \tag{3.1}$$

donde  $\mathbf{y}$ ,  $\mathbf{u}$ ,  $\mathbf{z}$ , son los estados, entrada de control, y salida de control, respectivamente, y la matriz,  $\mathbf{A}_o$ ,  $\mathbf{B}$  y  $\mathbf{C}$  son de dimensiones apropiadas. Notar que, si el modelo nominal disponible del proceso esta en una descripción de función de transferencia, puede directamente ser representado en un modelo de espacio de estados (3.1). Siguiendo ideas estándar de un proceso de destilación con una simple columna, un simple modelo de una constante de tiempo puede ser descrito como sigue (ver por ejemplo, Chien *et al.* [30], Skogestad *et al.* [31]):

$$\mathbf{y} = \frac{1}{1 + \tau_o s} \mathbf{K} \mathbf{u} \tag{3.2}$$

donde  $\mathbf{y} = (x_{1,1}, x_{3,N})^T$  y  $\mathbf{u} = (L, V')^T$  en variables de desviación. Por consiguiente  $\tau_o$  es la constante de tiempo dominante en lazo abierto y  $\mathbf{K} \in \mathbb{R}^{2 \times 2}$  es la matriz de ganancia del proceso. De acuerdo al sistema (3.1) tenemos que,

$$\mathbf{A}_o = -\frac{1}{\tau_o} \mathbf{I} \tag{3.3}$$

y

$$\mathbf{B} = \frac{1}{\tau_o} \mathbf{K} \tag{3.4}$$

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

donde  $\mathbf{I}$  es la matriz identidad.

Para recompensar la aproximación del uso del modelo nominal (3.1), se considera la siguiente representación de la **CDCRI** :

$$\dot{\mathbf{y}} = \mathbf{A}_0 \mathbf{y} + \mathbf{B} \mathbf{u} + \boldsymbol{\eta} \quad (3.5)$$

donde  $\boldsymbol{\eta}(t)$  es el *error del modelado* que cuenta los errores de adaptación modelo-planta. Basado sobre la representación (3.5) de la **CDCRI**, un controlador de retroalimentación robusto puede ser desarrollado a lo largo de la misma línea de aproximación de la compensación del error del modelado (Álvarez-Ramírez [32]).

Hacemos

$$\dot{\mathbf{y}} = \mathbf{A}_c \mathbf{y} \quad (3.6)$$

ser las dinámicas controladas deseadas, donde

$$\mathbf{A}_c = -\frac{1}{\tau_c} \mathbf{I} \quad (3.7)$$

y  $\tau_c > 0$  es una constante de tiempo en lazo cerrado prescrita. Notar que,  $\mathbf{y}(t) = \exp(t\mathbf{A}_c) \mathbf{y}(0)$ , tal que  $\mathbf{y}(t) \rightarrow \mathbf{0}$  exponencialmente con velocidad de

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

convergencia  $\mathbf{A}_c$ . Una aproximación de la retroalimentación de las dinámicas inversas, para el comportamiento dinámico (3.6), que lleva al desempeño en lazo cerrado es

$$\mathbf{u} = \mathbf{B}^{-1} [(\mathbf{A}_c - \mathbf{A}_o)\mathbf{y} - \boldsymbol{\eta}] \quad (3.8)$$

Dado que la señal del error del modelado  $\boldsymbol{\eta}(t)$  es desconocida, el control de retroalimentación (3.8) no puede ser implementado. Sin embargo, está notado que la dinámica de la señal del error del modelado  $\boldsymbol{\eta}(t)$  puede reconstruirse mediante la dinámica de las señales de salidas y entradas. De hecho, tenemos que,  $\boldsymbol{\eta}(t) = \dot{\mathbf{y}}(t) - \mathbf{A}_o\mathbf{y}(t) - \mathbf{B}\mathbf{u}(t)$ . Puesto que la derivación perfecta no puede ser realizada en la práctica, la idea es construir un observador para estimar la señal del error del modelado  $\boldsymbol{\eta}(t)$ , y usar esta observación para diseñar la entrada de control calculada,

$$\mathbf{u} = \mathbf{B}^{-1} [(\mathbf{A}_c - \mathbf{A}_o)\mathbf{y} - \bar{\boldsymbol{\eta}}] \quad (3.9)$$

donde  $\bar{\boldsymbol{\eta}}(t)$  es una aproximación de la señal real  $\boldsymbol{\eta}(t)$ . El siguiente observador de orden reducido es propuesto como un estimador del error del modelado  $\boldsymbol{\eta}(t)$ ,

$$\dot{\bar{\boldsymbol{\eta}}} = \mathbf{T}_e(\boldsymbol{\eta} - \bar{\boldsymbol{\eta}}) \quad (3.10)$$

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

donde

$$\mathbf{T}_e = \frac{1}{\tau_e} \mathbf{I} \quad (3.11)$$

donde  $\tau_e > 0$  es la constante de tiempo de estimación del error del modelado.

Entonces,

$$\dot{\bar{\boldsymbol{\eta}}} = \mathbf{T}_e \left( \dot{\mathbf{y}} - \mathbf{A}_o \mathbf{y} - \mathbf{B} \mathbf{u} - \bar{\boldsymbol{\eta}} \right)$$

ahora bien, para evitar el uso de diferenciadores, se define una nueva variable  $\mathbf{w} = \mathbf{T}_e^{-1} \bar{\boldsymbol{\eta}} - \mathbf{y}$ , de tal forma que el sistema anterior sea equivalente al siguiente:

$$\begin{aligned} \dot{\mathbf{w}} &= -\mathbf{A}_o \mathbf{y} - \mathbf{B} \mathbf{u} - \bar{\boldsymbol{\eta}} \\ \bar{\boldsymbol{\eta}} &= \mathbf{T}_e (\mathbf{w} + \mathbf{y}) \end{aligned} \quad (3.12)$$

Debido que el error del modelado es desconocido, este estimador puede calcularse al programar sus condiciones iniciales en  $\boldsymbol{\eta}(t)=\mathbf{0}$ , y  $\mathbf{w}(\mathbf{0})=-\mathbf{y}(\mathbf{0})$ . Note que  $\mathbf{u}$  en (3.12) es la entrada de control real que actúa en la planta (3.1).

El estimador (3.12) junto con la retroalimentación (3.9) comprende el diseño del control. El estimador (3.12) proporciona un estimado de la señal del error del

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

modelado  $\boldsymbol{\eta}(t)$ , el cual es subsecuentemente usado por la retroalimentación de las dinámicas inversas aproximadas (3.9) para neutralizar sus efectos, y lograr un ajuste exponencial de la trayectoria de composición deseada. Además, con la constante de tiempo de estimación del error del modelado más pequeña  $\tau_e$  es más rápida la convergencia de la señal del error del modelado  $\bar{\boldsymbol{\eta}}(t)$  a una real  $\boldsymbol{\eta}(t)$ . Por lo tanto, en el límite cuando  $\tau_e \rightarrow 0$ , la retroalimentación de las dinámicas inversas aproximadas (3.9) converge a una exacta (3.8) y las convergencias dinámicas pronostican el comportamiento  $\mathbf{y}(t) = \exp(t\mathbf{A}_c)\mathbf{y}(0)$ . Por supuesto, el valor mínimo permisible de la constante de tiempo de estimación  $\tau_e$ , es limitado por las medidas de ruidos subyacentes, muestreos frecuentes, y dinámicas no modeladas (actuador).

Resumiendo, basándose en el modelo nominal (3.1), el controlador de retroalimentación propuesto para el manejo de las mediciones en la CDCRI puede ser escrito como sigue:

$$\begin{aligned}\mathbf{u} &= \mathbf{B}^{-1} [(\mathbf{A}_c - \mathbf{A}_o)\mathbf{y} - \bar{\boldsymbol{\eta}}] \\ \dot{\mathbf{w}} &= -\mathbf{A}_o\mathbf{y} - \mathbf{B}\mathbf{u} - \dot{\bar{\boldsymbol{\eta}}} \\ \bar{\boldsymbol{\eta}} &= \mathbf{T}_e(\mathbf{w} + \mathbf{y})\end{aligned}\tag{3.13}$$

Se puede mostrar que este controlador es equivalente a un compensador *Proporcional Integral* lineal (PI) multi-entrada multi-salida ó (MIMO) por sus siglas en ingles: multiple-input multiple-output, con ganancia del controlador,

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

ganancia integral, y constante de tiempo integral  $\mathbf{T}_I$  parametrizados por,  $\mathbf{A}_c$ ,  $\mathbf{A}_o$ ,  $\mathbf{T}_e$ ,  $\mathbf{B}$ . De hecho, a base de calcular la función de transferencia  $\mathbf{y} \rightarrow \mathbf{u}$  del controlador, es posible describir el controlador como,

$$\mathbf{u} = \mathbf{u}_{dc} + \mathbf{K}_c \mathbf{y} + \mathbf{K}_I \int_0^t \mathbf{y}(\sigma) d(\sigma)$$

donde  $\mathbf{u}_{dc}$  es el valor nominal,  $\mathbf{K}_c$  la ganancia del controlador, y  $\mathbf{K}_I$  la ganancia integral, y son dados por,

$$\begin{aligned} \mathbf{K}_c &= \mathbf{B}^{-1} [\mathbf{A}_c - \mathbf{A}_o - \mathbf{T}_e] \\ \mathbf{T}_I &= \mathbf{A}_c^{-1} \mathbf{T}_e^{-1} (\mathbf{A}_c - \mathbf{A}_o - \mathbf{T}_e) \\ \mathbf{K}_I &= \mathbf{B}^{-1} \mathbf{A}_c \mathbf{T}_e \end{aligned} \tag{3.14}$$

La ventaja principal del controlador *Proporcional Integral* lineal (**PI-MIMO**) con parametrización (3.14) sobre las tradicionales, es que el sintonizado puede llevarse a cabo bastante eficientemente. Específicamente, para una respuesta dada en lazo cerrado de la constante de tiempo  $\tau_c$ , las ganancias de control **PI-MIMO** dependen únicamente de la constante de tiempo de estimación del error del modelado  $\tau_e$ , el cual puede ser reducido para ajustar la respuesta de la estimación del error del modelado. Esto es, la direccionalidad de los parámetros de control  $\tau_c$  y  $\tau_e$  esta bien establecidas en el sentido que la respuesta de control es aumentada tal como las constantes de tiempo son reducidas.

### 3.4. Guías de Sintonizado

La estructura del diseño de control descrito anteriormente, sugiere las siguientes guías de sintonizado del controlador propuesto:

1. Primero, se establece el valor de la constante de tiempo en lazo cerrado  $\tau_c$ .

Valores de  $\tau_c$ , del orden de 0.5 a 1.0 de  $\tau_o$ , es sugerido.

2. Después que el valor de la constante de tiempo en lazo cerrado ha sido establecido, se selecciona un valor apropiado de la constante de tiempo de estimación del error del modelado,  $\tau_e$ . En principio, la estimación de la señal del error del modelado  $\eta(t)$ , debe ser más rápida que el tiempo de convergencia establecido en lazo cerrado,  $\tau_c$ . Sin embargo, valores excesivamente grandes de  $\tau_e$  pueden inducir a dinámicas no modeladas (actuador) y ruidos en las mediciones excesivamente amplificadas. Para evitar estos efectos indeseables, es aconsejable establecer  $\tau_e$  a un valor no más pequeño que el retardo dominante.

### 3.5. Resultados de Simulación

Se considera el problema de la separación de una mezcla ternaria equimolar ideal, donde los componentes son ordenados de acuerdo a sus volatilidades relativas, y son referidos como componente uno, para el más volátil, el

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

componente dos, con volatilidad intermedia, y el componente tres para el menos volátil. Los componentes tienen las siguientes volatilidades relativas:  $\alpha_i^T = [9, 3, 1]$ . De acuerdo con las especificaciones de la CDCRI descrita en la Tabla 1, se realizaron varias simulaciones numéricas usando el modelo dinámico de la planta descrito en el apéndice A, basado en una colección usual de balance de materia, relaciones de equilibrio líquido-vapor, y correlaciones hidráulicas de líquido (ver por ejemplo, Monroy-Loperena y Álvarez-Ramírez [2]) donde se asume: acumulación de vapor despreciable, platos teóricos, mezclado perfecto sobre los platos, presión de operación constante, condensación total sin subenfriamiento y operación adiabática. No se realiza el balance de energía para la columna, se asume flujo molar interno constante, pero el modelo toma en cuenta las dinámicas de las acumulaciones molares sobre cada plato, y la velocidad de líquido interno sobre cada etapa es determinada por medio de la versión linealizada de la formula de Francis weir [27].

Los parámetros de la planta  $\tau_o$ , constante de tiempo dominante del proceso y  $\mathbf{K}$ , matriz de ganancia del proceso, fueron estimados de respuestas en escalón (ver figura 3.2 y apéndice B), donde los siguientes valores fueron obtenidos:

$$\tau_o = 5 h \quad y \quad \mathbf{K} = \begin{bmatrix} 0.219031 & -0.161634 \\ -0.16525 & 0.216183 \end{bmatrix}$$

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

Tabla 1. Configuración de Caso de Estudio

<b>Especificaciones</b>	
Etapas, incluyendo condensador y rehervidor	35
Etapa de extracción lateral y recirculación	17
Velocidad de flujo alimentado ( $F$ ) [mol/h]	10
Velocidad de la corriente de extracción lateral ( $S$ ) [mol/h]	22
Velocidad de flujo de recirculación ( $R$ ) [mol/h]	30
Producto de destilado nominal; componente 1 ( $x_{1,1}$ ) [fracción mol]	0.7640
Producto de destilado nominal; componente 2 ( $x_{2,1}$ ) [fracción mol]	0.2360
Producto de destilado nominal; componente 3 ( $x_{3,1}$ ) [fracción mol]	0.0
Producto de fondo nominal; componente 1 ( $x_{1,N}$ ) [fracción mol]	0.0
Producto de fondo nominal; componente 2 ( $x_{2,N}$ ) [fracción mol]	0.2622
Producto de fondo nominal; componente 3 ( $x_{3,N}$ ) [fracción mol]	0.7378
Acumulación en el condensador [mol]	10.0
Acumulación en el rehervidor [mol]	10.0
Acumulación de etapas [mol]	1.0
Acumulación en el recipiente intermedio [mol]	100.0
Reflujo nominal de líquido ( $L_1$ ) [mol/h]	26.0
Reflujo de vapor nominal (vapor boil-up) ( $V$ ) [mol/h]	30.0
Constante de tiempo hidráulico ( $\tau_h$ ) [s]	4.0
Composición de la mezcla ternaria alimentada	Equimolar

---

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

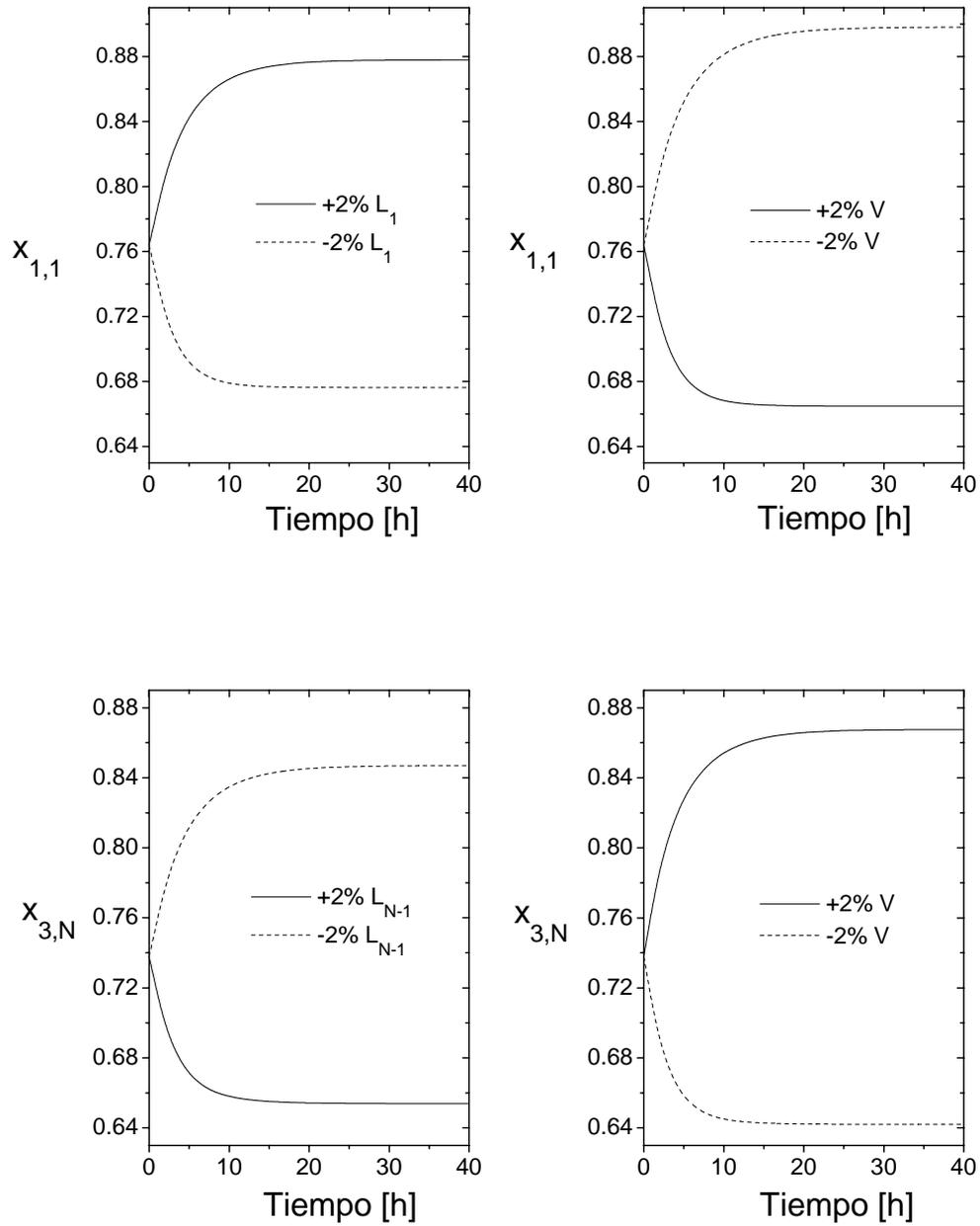


Figura 3.2. Respuesta en escalón de la CDCRI bajo un disturbio de  $\pm 2\%$  en las entradas de control.

## Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

Considerar las siguientes condiciones y parámetros a ser utilizados en el esquema de control propuesto, para regular las composiciones del destilado y del fondo:

1. La tarea de regular, consistirá en mantener la composición del componente uno en el destilado  $x_{1,1} = 0.9$ , y la composición del componente tres en el fondo  $x_{3,N} = 0.9$ .
2. La constante de tiempo en lazo cerrado es tomado de  $\tau_c = 4 h$ .

Con este conjunto de parámetros de control, las siguientes simulaciones numéricas fueron llevadas a cabo:

### 3.5.1. Efecto de la Constante de Estimación $\tau_e$

La figura 3.3, muestra la evolución en el tiempo de la destilación controlada, para tres diferentes valores de la constante de tiempo de estimación del error del modelado  $\tau_e$ . Como es de esperar, una respuesta mejor en lazo cerrado es obtenida para valores más pequeños del tiempo de estimación, pero esto induce una respuesta oscilatoria. Sin embargo, en principio, la ley del controlador propuesto puede lograr el desempeño en lazo cerrado.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

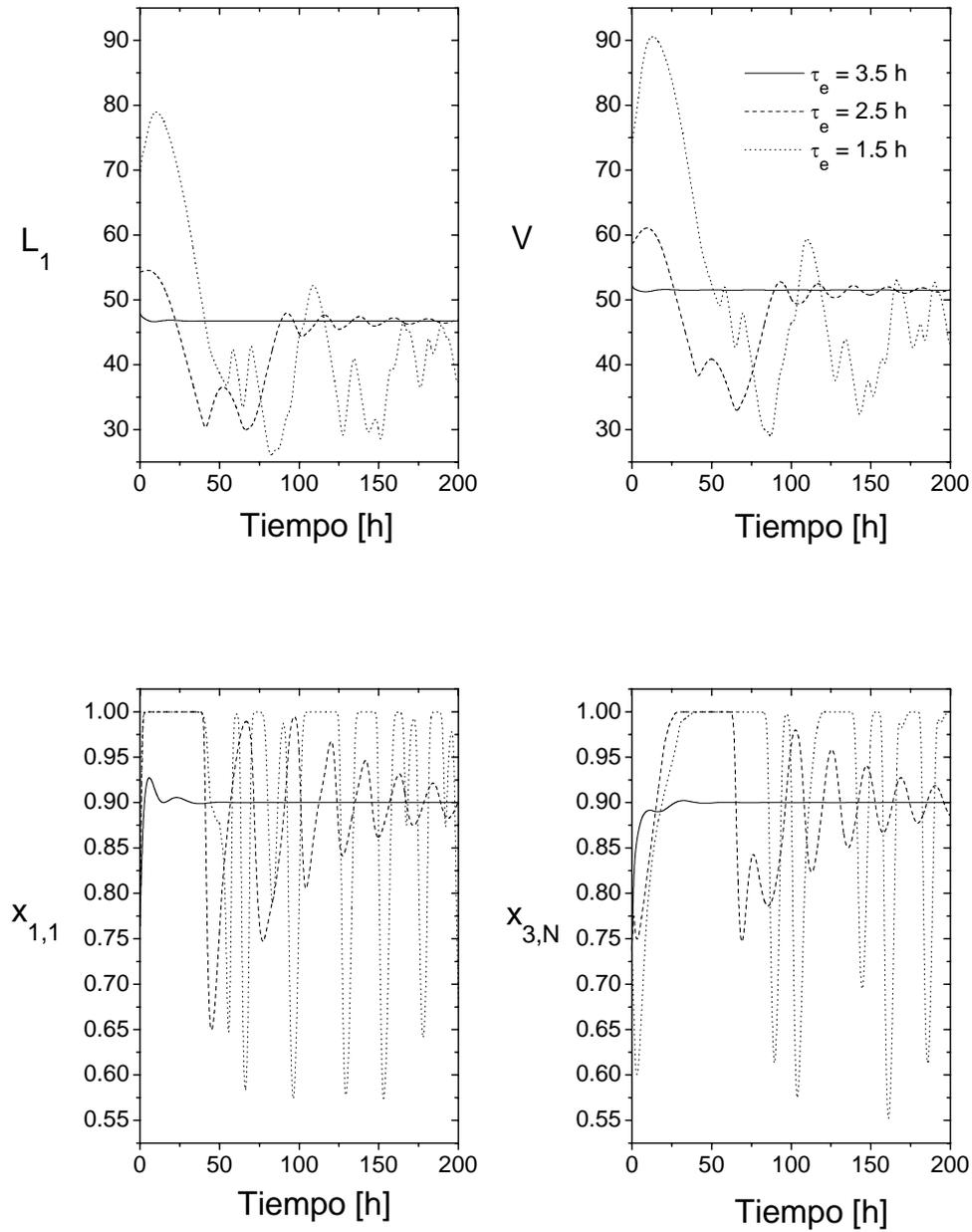


Figura 3.3. Respuesta de la CDCRI bajo la ley de control propuesta para tres diferentes valores de la constante de tiempo de estimación del error del modelado  $\tau_e$ .

### 3.5.2. Cambios en las Condiciones de Operación

Se muestra el desempeño de la ley de control propuesto en una situación más real, se considera que después de 500 h de operación normal, la composición de la alimentación es cambiado desde la concentración equimolar a  $\mathbf{z}_i^T = [0.4, 0.2, 0.4]$ . Refiriéndose en la figura 3.4, se nota que una conducta suave en las variables manipuladas es obtenida. Sin embargo, se nota también, que un tiempo más largo es necesario, cercano a 1000 h para alcanzar el estado estacionario, debido al efecto de amortiguamiento del recipiente intermedio. Seguido, se considera que después de 3000 h de operación, se decide cambiar el punto de referencia (set-point) del producto del destilado y del producto del fondo a 0.95, respectivamente. Se nota que el controlador propuesto conserva un comportamiento suave.

### 3.5.3. Controlador Diagonal PI-MIMO

Los controladores diagonales son muchas veces preferidos en la practica, porque son robustos y relativamente simples de entender y cambiar. La ley del controlador propuesto puede fácilmente transformarse a descentralizado (controladores de lazo simple), por tomar la matriz de ganancia del proceso  $\mathbf{K}$  como diagonal. La figura 3.5, muestra el comportamiento de la CDCRI para los mismos cambios en las condiciones de operación usadas en el caso anterior. Sin embargo, que el controlador diagonal da un comportamiento aceptable, se puede notar, que con más información un comportamiento mejor es obtenido.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

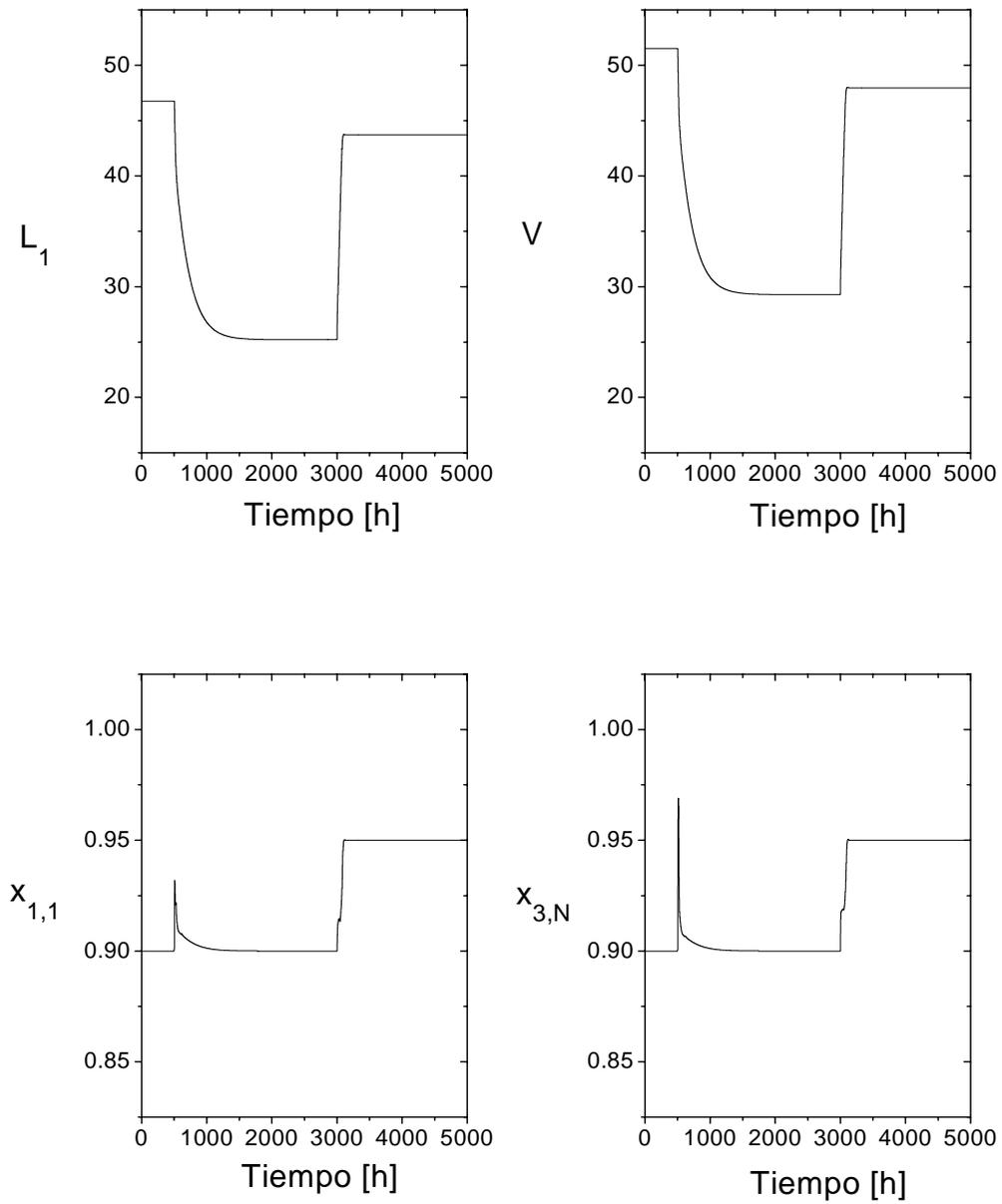


Figura 3.4. Respuesta de la **CDCRI** bajo la ley de control propuesta para dos diferentes condiciones de operación.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

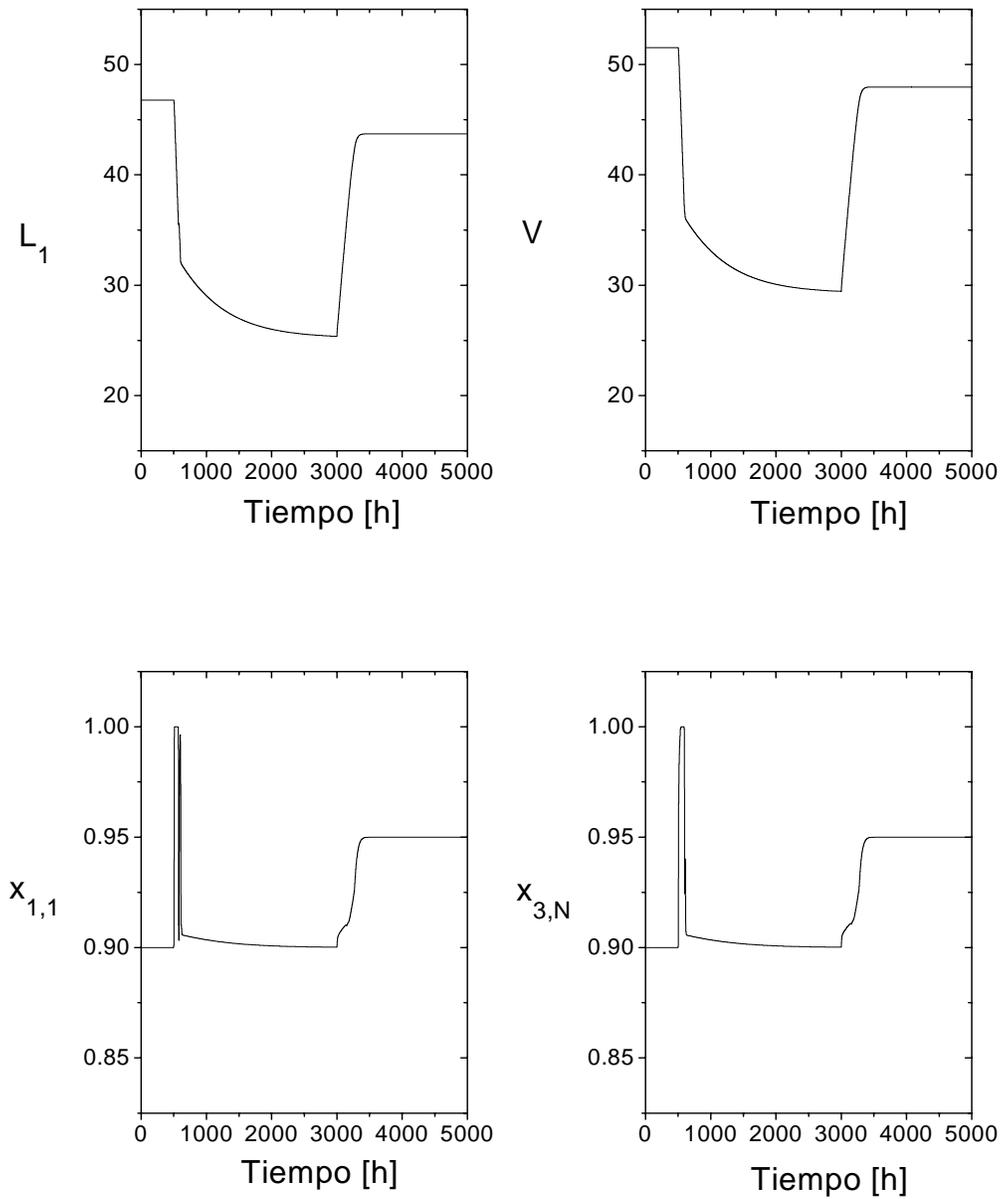


Figura 3.5. Respuesta de la **CDCRI** bajo la ley de control propuesta como controlador diagonal para dos diferentes condiciones de operación.

#### **3.5.4. Efecto de Ruidos en las Mediciones**

Los efectos de ruidos en las mediciones, están siempre presentes en situaciones prácticas. La figura 3.6, presenta la respuesta del controlador propuesto, cuando las composiciones medidas son sujetadas a  $\pm 0.01$  medidas de ruidos en las mediciones. Como puede ser visto en la figura 3.6, el controlador es capaz de establecer un comportamiento aceptable, sin excesiva amplificación de medidas de ruidos.

#### **3.5.5. Efectos de Muestreos y Retardos en las Mediciones**

A pesar de los avances de los analizadores de composición, introducen retardos en el lazo de control, y también caso común, es que las mediciones son muestreadas. Para analizar esta situación, un caso con una medida de tiempo de retardo de 0.0833 h y de tiempo de muestreo de 0.0833 h, es estudiado para un cambio en los puntos de referencias de 0.9 a 0.95 de la composición del destilado y de los productos del fondo. Refiriéndose en la figura 3.7, se obtiene un comportamiento suave, mostrando que la ley de control propuesta es capaz de manejar esta situación sin ningún problema.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

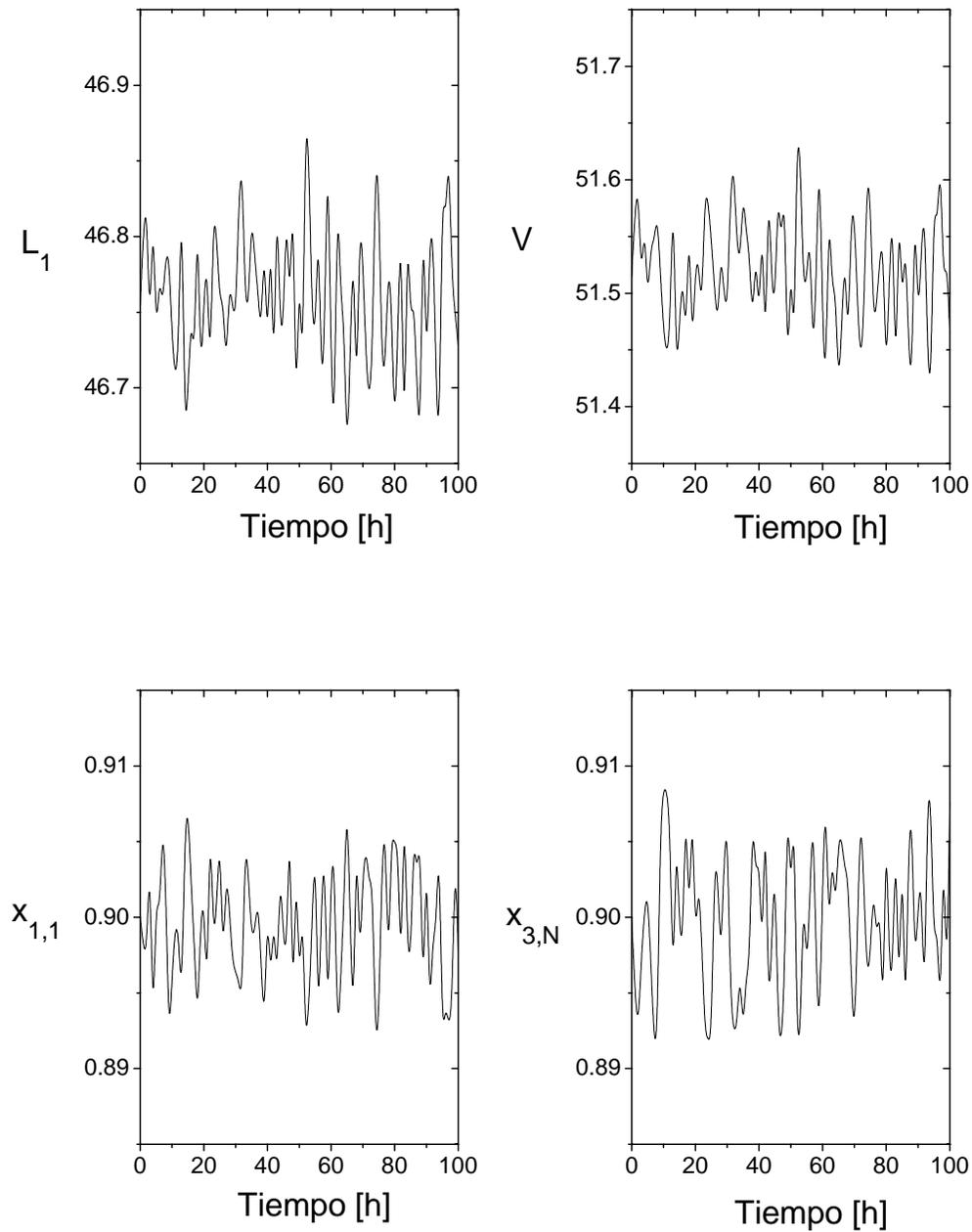


Figura 3.6. Comportamiento de la ley de control propuesta bajo ruidos en las mediciones.

### Capítulo 3. Control Robusto de Columnas de Destilación Continuas con Recipiente Intermedio

---

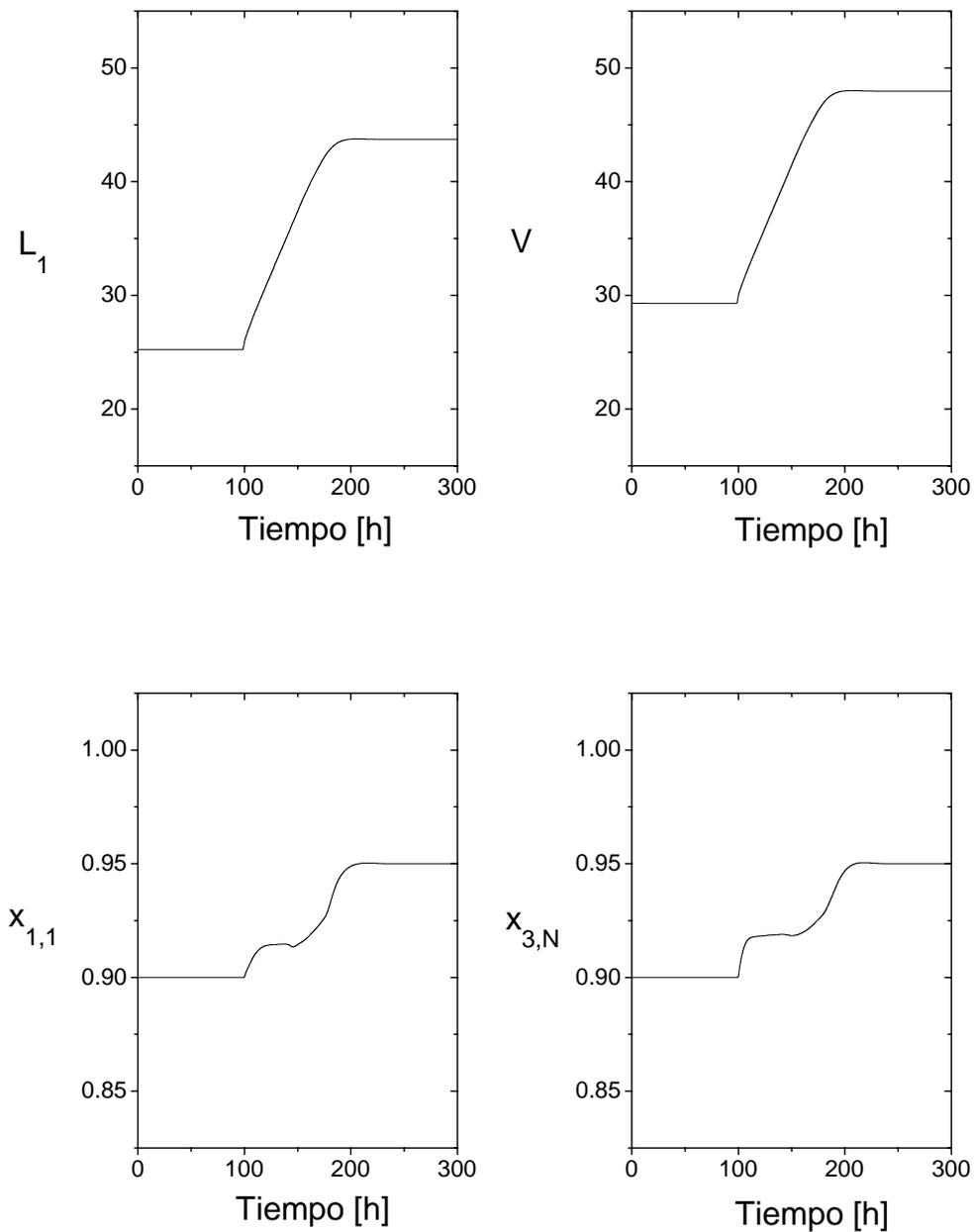


Figura 3.7. Comportamiento de la ley de control propuesta bajo mediciones muestreadas y retardadas.

# Capítulo 4

## Conclusiones Generales y Observaciones para Trabajos Futuros

### Conclusiones Generales

- Se analizó el comportamiento dinámico del proceso de destilación con recipiente intermedio, a través de la comparación de distintos modos de operación, a saber, continua, por lotes, y semicontinua, se propuso una nueva política de operación basada en el rellenado del recipiente intermedio, lo cual deriva en un modo de operación semicontinua. La ventaja principal de esta nueva política es que garantiza la separación de una mezcla ternaria en

## Capítulo 4. Conclusiones Generales y Observaciones para Trabajos Futuros

---

componentes casi puros, mientras la cantidad de componente intermedio en la mezcla original pueda ser concentrado en el recipiente intermedio.

- A través del análisis de una columna de destilación continua con recipiente intermedio (**CDCRI**), en la cual existe una extracción lateral en el recipiente intermedio, se mostró que esta configuración es apropiada para la separación de los componentes más y menos volátiles en una mezcla ternaria, utilizando únicamente una columna.
- Se diseñó un control lineal **PI-MIMO** para el control dual de composición de una **CDCRI**. Bajo la suposición que la planta nominal es de grado relativo uno, la idea es usar control inverso con un observador que otorga estimados de las señales del error del modelado subyacente. Este diseño de control conduce a un controlador Proporcional Integral **PI** clásico multivariable, con una nueva parametrización de las matrices de ganancia del controlador y del tiempo integral.
- Además se mostró que el control dual **LV** es posible vía el controlador **PI** multivariable. Es más, el controlador presentó buen desempeño bajo cambios de los puntos de referencia, cambios de condiciones de operación, y efectos de mediciones muestreadas y retardadas y de ruidos.
- Los resultados muestran que es posible contribuir al mejoramiento de la ciencia de control usando estructuras de control **PI**. Esto es importante, porque algún mejoramiento en el desempeño del control **PI** tiene un enorme

## **Capítulo 4. Conclusiones Generales y Observaciones para Trabajos Futuros**

---

impacto en la sociedad industrial, debido al alto grado de su uso en procesos industriales.

Por lo anterior, los resultados presentados muestran que los objetivos del presente trabajo fueron alcanzados.

### **Observaciones para Trabajos Futuros**

Los puntos a tratar para trabajos posteriores son:

- La influencia de la condición térmica de la corriente de extracción y de recirculación en la columna de destilación con recipiente intermedio.
- La localización de la corriente de extracción y recirculación en la columna de destilación.
- Estudiar esquemas multilazo para columnas de destilación con recipiente intermedio.

# Capítulo 5

## Referencias

- [1] J. R. Phimister, W.D. Seider, Semicontinuous middle-vessel distillation of ternary mixture, *AIChE J.* 46 (8) (2000a) 1508-1520.
- [2] M. Barolo, C.A. Papini, Improving dual composition control in continuous distillation by a novel column design, *AIChE J.* 46 (1) (2000) 146-159.
- [3] J. Humphrey, Separation Process: Playing a critical role, *Chem. Eng. Progr.* 91 (10) (1995) 31-41.
- [4] J. Kunesh, H. Kister, M. Lockett and J. Fair, Distillation: Still towering over other options, *Chem. Eng. Progr.* 91(10) (1995) 43-54.

- [5] R. Monroy-Loperena, Tesis de Doctorado: Control robusto de torres de destilación complejas, UAM-I (1999).
- [6] S. Skogestad, Dynamics and control of distillation columns: A tutorial introduction, in: R. Darton (ed.) Distillation and Absorption '97. Vol. One of IChemE Symposium Series No. 142, IChemE, Rugby, UK, 1997, pp. 23-58.
- [7] C. S. Robinson, E. R. Gilliland, Elements of Fractional Distillation. McGraw Hill Book Co., New York, 1950.
- [8] P. Bortolini, G. B. Guarise, A new practice of batch distillation (in italian), Quad. Ing. Chim. Ital. 6 (9) (1970) 150-159.
- [9] G. G. Devyatikh, M. F. Churbanov, Methods of high purification. Znanie, USSR, 1976.
- [10] A. G. Davidyan, V. N. Kiva, G. A. Meski and M. Morari, Batch distillation in a column with a middle vessel, Chem. Eng. Sci. 49 (1994) 3033-3051.
- [11] A. G. Davidyan, V. N. Kiva and V. M. Platonov, Batch rectification in a two-section column with a central reservoir [middle vessel] for identical vapor flows rates in the sections, Theor. Found. Chem. Eng. 25(6) (1991a) 771-782.
- [12] A. G. Davidyan, V. N. Kiva and V. M. Platonov, Separation of binary mixtures in two-section column with central reservoir [middle vessel], Theor. Found. Chem. Eng. 25(4) (1991b) 467-475.
- [13] A. G. Davidyan, V. N. Kiva and V. M. Platonov, Batch fractionation of multicomponent mixtures in two-section column with a central reservoir [middle vessel], Theor. Found. Chem. Eng. 26 (4) (1992a) 467-477.
- [14] A. G. Davidyan, V. N. Kiva and V. M. Platonov, Batch-type fractionation in two-section column with a central reservoir [middle vessel] and different vapor flows rates in the sections, Theor. Found. Chem. Eng. 26 (2) (1992b) 163-172.

- [15] A. G. Davidyan, V. N. Kiva and V. M. Platonov, The minimal-reflux regime in a rectification column with a middle reservoir [middle vessel], *Theor. Found. Chem. Eng.* 27 (4) (1993) 373-380.
- [16] G. A. Meski, M. Morari, Design and operation of a batch distillation column with a middle vessel, *Computers Chem. Eng.*, 19 (S) (1995) 597-602.
- [17] S. B. Hasebe, Abdul Aziz, I. Hashimoto and T. Watanabe, Optimal design and operation of complex batch distillation column, *Proc. IFAC Workshop on interactions between Process Design and Process Control* (Pergamon Press, Ed.), Oxford (UK) (1992) 177-182.
- [18] M. Barolo, G. B. Guarise, S. Rienzi, A. Trotta, S. Macchietto, Running batch distillation in a column with a middle vessel, *Ind. Chem. Res.* 35 (12) (1996b) 4612-4618.
- [19] M. Barolo, G. B. Guarise, N. Ribon, S. Rienzi, A. Trotta, S. Macchietto, Some issues in the design and operation of a batch distillation column with a middle vessel, *Comp. Chem. Eng.* 20 (1996a) (Suppl.) S37-S42.
- [20] M. Barolo, G. B. Guarise, S. Rienzi and A. Trotta, Understanding the dynamics of a batch distillation column with a middle vessel, ESCAPE-8, Brugge, Belgium, May 24-27 (1998), Supplement to *comp. Chem. Engng.* 22 (Supplement) S37-S44.
- [21] C.A. Farschman, U. Diwekar, Dual composition control in a novel batch distillation column, *Ind. Chem. Res.* 37 (1) (1998) 89-96.
- [22] W. Cheong, P.I. Barton, Azeotropic distillation in a middle vessel batch column. 1. Model formulation and linear separation boundaries, *Ind. Chem. Res.* 38 (4) (1999) 1504-1530.
- [23] W. Cheong, P.I. Barton, Azeotropic distillation in a middle vessel batch column. 2. Nonlinear separation boundaries, *Ind. Chem. Res.* 38 (4) (1999) 1531-1548.
- [24] W. Cheong, P.I. Barton, Azeotropic distillation in a middle vessel batch column. 3. Model validation, *Ind. Chem. Res.* 38 (4) (1999) 1549-1564.

- [25] J. R. Phimister, W.D. Seider, Distillate-bottoms control of middle-vessel distillation columns, *Ind. Eng. Chem. Res.* 39 (6) (2000) 1840-1849.
- [26] R. Monroy-Loperena, J. Alvarez-Ramirez, Dual composition control in a middle-vessel batch distillation column, *Ind. Eng. Chem. Res.* 40 (20) (2001) 4377-4390.
- [27] M. Barolo, F. Berto, Composition control in batch distillation : Binary and multicomponent mixtures, *Ind. Chem. Res.* 37 (12) (1998) 4689-4698.
- [28] F.G. Shinskey, *Distillation Control*. McGraw Hill, New York, 1984.
- [29] K. E. Häggblom, (Abo Akad, Abo, Finl), K. V. Waller, Transformations and consistency relations of distillation control structures, *AIChE Journal* 34 (10) (1988) 1634-1648.
- [30] I. L. Chien, Y. T. Tang, T. S. Chang, Simple nonlinear controller for high-purity distillation columns, *AIChE J.* 43 (6) (1997) 3111-3116.
- [31] S. Skogestad, M. Morari, J. C. Doyle, Robust control of ill-conditioned plants: high-purity distillation, *IEEE Trans. Autom. Control* 33 (12) (1988) 1092-1105.
- [32] J. Alvarez-Ramirez, Adaptive control of feedback linearizable systems: a modeling error compensation approach, *Int. J. Robust Nonlinear Contr.* 9 (6) (1999) 361-377.
- [33] J. Smith, H. V. Ness and M. Abbott, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, Chemical Engineering Series, fifth edn, McGraw Hill Co., New York, 1996.

# Apéndice A

## Modelo Matemático de la Planta

Se describen las ecuaciones dinámicas de la columna de destilación con recipiente intermedio con referencia a la Figura 2.1.

**Recipiente de reflujo**  $j=1$ . Para  $i=1, \dots, C-1$

$$\frac{dx_{i,j}}{dt} = \frac{V}{H_j} (y_{i,j+1} - x_{i,j}) \quad (1)$$

**Etapas de rectificación**  $j=2,\dots,AL-1$ . Para  $i=1,\dots,C-1$

$$\frac{dH_j}{dt} = L_{j-1} - L_j \quad (2)$$

$$\frac{dH_j^{x_{i,j}}}{dt} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - L_jx_{i,j} - V_jy_{i,j} \quad (3)$$

**Etapas de alimentación y extracción lateral**  $j=AL$ . Para  $i=1,\dots,C-1$

$$\frac{dH_j}{dt} = R + L_{j-1} - (L_j + S_j) \quad (4)$$

$$\frac{dH_j^{x_{i,j}}}{dt} = Rx_{i,m} + L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - V_jy_{i,j} - (L_j + S_j)x_{i,j} \quad (5)$$

**Etapas de agotamiento**  $j=AL+1,\dots,N-1$ . Para  $i=1,\dots,C-1$

$$\frac{dH_j}{dt} = L_{j-1} - L_j \quad (6)$$

$$\frac{dH_j^{x_{i,j}}}{dt} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - V_jy_{i,j} - L_jx_{i,j} \quad (7)$$

**Rehervidor**  $j=N$ . Para  $i=1,\dots,C-1$

$$\frac{dH_j}{dt} = L_{j-1} - L_j \quad (8)$$

$$\frac{dH_j^{x_{i,j}}}{dt} = L_{j-1}(x_{i,j-1} - x_{i,j}) + V_j(x_{i,j} - y_{i,j}) \quad (9)$$

**Recipiente intermedio**  $j=AL$ . Para  $i=1,\dots,C-1$

$$\frac{dH_m}{dt} = F + S_j - R_j - E \quad (10)$$

$$\frac{dH_m x_{i,m}}{dt} = F z_i + S_j x_{i,j} - (R_j - E) x_{i,m} \quad (11)$$

**Restricciones de las fracciones molares**

$$\sum x_{i,j} = 1.0 \quad (12)$$

$$\sum y_{i,j} = 1.0 \quad (13)$$

$$\sum x_{i,m} = 1.0 \quad (14)$$

**Formula de Francis weir linealizada**

$$L_j = L_{j,0} + \frac{H_j - H_0}{\tau_h} \quad (15)$$

**Equilibrio Líquido-Vapor**

Para un sistema en equilibrio liquido-vapor, las presiones, temperaturas, y fugacidades de cada componente tienen que ser igual en la fase vapor y en la fase líquida (Smith *et al.* [33]):

$$\hat{f}_i^l = \hat{f}_i^v \quad \text{para } i=1,\dots,C \quad (16)$$

*Fase vapor ideal:*

La fase vapor se asume ser una mezcla ideal de componentes ideales para todas las mezclas utilizadas en este trabajo. Por lo tanto obedece la ley de los gases ideales. Siendo así, que

$$\hat{f}_i^V = y_i P \quad (17)$$

*Fase líquida ideal:*

La fase líquida es una mezcla ideal. Por lo tanto, la presión parcial de los componentes puede ser calculada usando la ley de Raoult,

$$\hat{f}_i^L = x_i p_i^V \quad (18)$$

De la definición de factor de separación  $K_i = \frac{y_i}{x_i}$  y de la ec. (16) tenemos que:

$$K_i = \frac{p_i^V}{P} \quad (19)$$

Si la volatilidad relativa se define como

$$\alpha_i = \frac{\frac{y_i}{x_i}}{\frac{y_b}{x_b}} = \frac{K_i}{K_b} \quad (20)$$

donde  $\alpha_i$  es independiente de la composición, temperatura y usualmente también de la presión. Las composiciones en el vapor  $y_i$  que están en equilibrio con  $x_i$  se determinan mediante la ecuación

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_{i=1}^C \alpha_i x_i} \quad (21)$$

El modelo dinámico de la planta se basa sobre las siguientes consideraciones:

- La mezcla consiste de C componentes y es homogéneo, existe únicamente una fase líquida y una fase vapor.
- Resistencias a la transferencia de masa son despreciables.
- En las fases líquido y vapor se asume un perfecto mezclado.
- La acumulación del vapor es despreciable.
- No se realiza el balance de energía porque se asume flujo interno molar constante.
- La alimentación a la columna se asume como líquido saturado.
- Al inicio de la operación, se asume que en el rehervidor, recipiente de reflujo y todos los platos contienen líquido.
- Se considera condensación total.
- Las ecuaciones de balance de materia representan la dinámica, dado que se asume un equilibrio líquido-vapor instantáneo.

## **Apéndice A. Modelo Matemático de la Planta**

---

- La columna consiste de N etapas teóricas y son numeradas de la parte superior hacia la parte inferior de la columna incluyendo el condensador (etapa 1) y el rehervidor (etapa N).
- Se considera mezclado perfecto en el recipiente intermedio.
- Presión de operación constante.
- Operación adiabática.

### Notación

$C$	Número total de componentes
$V_j$	Velocidad de flujo de vapor desde la etapa $j$ , mol/h
$V_{j+1}$	Velocidad de flujo de vapor hacia la etapa $j$ , mol/h
$L_j$	Velocidad de flujo de líquido desde la etapa $j$ , mol/h
$L_{j-1}$	Velocidad de flujo de líquido hacia la etapa $j$ , mol/h
$L_{j,0}$	Valor de referencia de flujo interno del líquido en la etapa $j$ , mol/h
$H_{j,0}$	Acumulación de líquido de referencia en la etapa $j$ , mol
$H_j$	Acumulación de líquido en cada etapa $j$ , mol
$H_m$	Acumulación de líquido en el recipiente intermedio, mol
$F$	Velocidad de alimentación al recipiente intermedio, mol/h
$B$	Velocidad de producto de fondo, mol/h
$D$	Velocidad de producto de domo, mol/h
$R$	Velocidad de alimentación a la columna, mol/h
$E$	Velocidad de flujo lateral desde recipiente intermedio, mol/h
$S$	Velocidad de flujo de extracción lateral de la columna hacia el recipiente intermedio, mol/h
$x_{i,j}$	Fracción mol del componente $i$ en la fase líquida hacia la etapa $j$
$x_{i,m}$	Fracción mol del componente $i$ en el recipiente intermedio
$y_{i,j}$	Fracción mol del componente $i$ en la fase vapor hacia la etapa $j$
$z_i$	Fracción mol del componente $i$ en la alimentación al recipiente intermedio
$x_i$	

	Fracción mol del componente $i$ en la fase líquida
$y_i$	Fracción mol del componente $i$ en la fase vapor
$x_b$	Fracción mol del componente de referencia en la fase líquida
$y_b$	Fracción mol del componente de referencia en la fase vapor
$P$	Presión total
$P_i^V$	Presión de vapor del componente $i$
$K_i$	Constante de equilibrio líquido-vapor del componente $i$
$\hat{f}_i^l$	Fugacidad del componente $i$ en la fase líquida
$\hat{f}_i^V$	Fugacidad del componente $i$ en la fase vapor
AL	Etapas de alimentación a la columna
$N$	Número de etapas totales

### Símbolos griegos

$\alpha_i$	Volatilidad relativa del componente $i$
$\tau_h$	Constante de tiempo hidráulico de la etapa (s)

### Subíndices

$i$	Número de componente $i=1, \dots, C$
$j$	Número de etapas $j=1, \dots, N$
$b$	Componente de referencia
$m$	Recipiente intermedio

**Exponentes**

l Fase líquida

v Fase vapor

# Apéndice B

## Respuestas de Procesos

El objetivo de la simulación dinámica, es poder relacionar las respuestas de las salidas de un sistema, con respecto a las señales de entradas (disturbio), esto permite obtener un mejor conocimiento y entendimiento de las características dinámicas del sistema. En la figura 1, se describe la relación de una señal de entrada, respecto a una respuesta de salida del proceso.

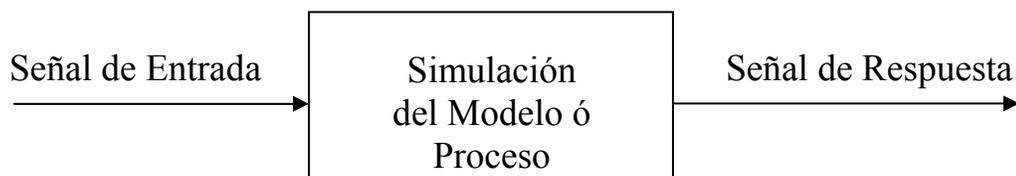


Figura 1. Relación de señal de entrada-salida del modelo ó proceso.

Poniendo a prueba un proceso, se puede emplear señales de entradas estándares tales como, escalón, pulso unitario, impulso unitario, rampa unitaria y varias señales aleatorias. Utilizando un lenguaje de simulación, todas estas señales ó cambios son fácilmente impleméntables en simulación dinámica. Las respuestas obtenidas difieren de forma, dependiendo sobre las características del sistema, y pueden ser demostrados por simulación. Las características de las respuestas de un sistema real, por lo tanto, son más complejas. Para poder explicar tal fenómeno, es necesario examinar las respuestas de un sistema menos complejo, utilizando la respuesta en escalón entrada-salida de un sistema.

### Respuesta en Escalón para Sistemas de Primer Orden

La más simple respuesta de un sistema lineal, se describe matemáticamente por una ecuación diferencial de primer orden como la siguiente:

$$\tau \frac{dy}{dt} + y = y_0$$

$$\frac{dy}{dt} = \frac{y_0 - y}{\tau}$$

donde  $y$  es el valor de la respuesta del proceso,  $t$  es el tiempo, y  $\tau$  es la constante de tiempo del proceso.

En la figura 2 se muestra que las condiciones iniciales están dada en  $y=0$ , cuando  $t=0$  para una respuesta en escalón. La solución de la ecuación diferencial con las condiciones limite es,

$$y = y_0 \left(1 - e^{-t/\tau}\right)$$

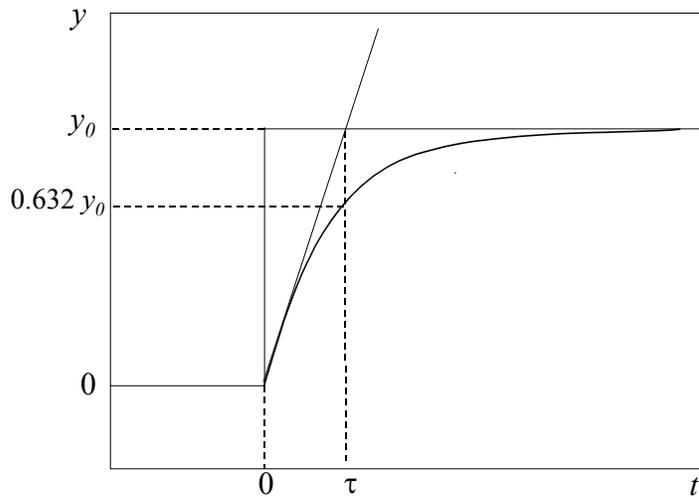


Figura 2. Respuesta exponencial de primer orden para una señal de entrada-salida (disturbio) en escalón.

Sí, sustituyendo el valor de  $t=\tau$ , tenemos

$$y_\tau = y_0 \left(1 - e^{-1}\right) = 0.632 y_0$$

Por lo tanto, el valor de la constante de tiempo  $\tau$  es simplemente el tiempo en el cual la respuesta logra el 63.2 por ciento de su valor en estado estacionario, cuando se sigue un disturbio en escalón para el sistema.

# Apéndice C

## Definición de Términos

**Variable Controlada y Variable Manipulada.** La *variable controlada* es la cantidad o condición que se mide y controla. La *variable manipulada* es la cantidad o condición que el controlador modifica para afectar el valor de la variable controlada. Por lo común, la variable controlada es la salida (el resultado) del sistema. *Controlar* significa medir el valor de la variable controlada del sistema y aplicar la variable manipulada al sistema para corregir o limitar una desviación del valor medido a partir de un valor deseado.

**Planta.** Una planta puede ser una parte de un equipo, tal vez un conjunto de las partes de una máquina que funcionan juntas, el propósito de la cuál es ejecutar una operación particular. En este trabajo llamaremos *planta* a cualquier objeto físico que se va a controlar (tal como una columna de destilación, un horno de calefacción, un reactor químico, etc.).

**Proceso.** En este trabajo llamaremos *proceso* a cualquier operación que se va a controlar.

**Sistema.** Un *sistema* es una combinación de componentes que actúan juntos y realizan un objetivo determinado. Un sistema no necesariamente es físico. El concepto de sistema se aplica a fenómenos abstractos y dinámicos, tales como los que se encuentran en la economía. Por lo tanto, la palabra sistema debe interpretarse como una implicación de sistemas físicos, biológicos, económicos y similares.

**Perturbaciones.** Una *perturbación* es una señal que tiende a afectar negativamente el valor de la salida de un sistema. Si la perturbación se genera dentro del sistema se denomina *interna*, en tanto que una perturbación *externa* se produce fuera del sistema, y es una entrada.

**Control de Retroalimentación.** El *control de retroalimentación* se refiere a una operación que, en presencia de perturbaciones, tiende a reducir la diferencia entre la salida de un sistema y alguna entrada de referencia y lo continúa haciendo con base en esta diferencia. Aquí solo se especifican con este

término las perturbaciones impredecibles, dado que las perturbaciones predecibles o conocidas siempre pueden compensarse dentro del sistema.

**Control en Lazo Abierto.** Se refiere a la situación en la cual se desconecta el controlador del sistema, es decir, el controlador no realiza ninguna función relativa a cómo mantener la variable controlada en el punto de control.

**Control en Lazo Cerrado.** Se refiere a la situación en la cual se conecta el controlador al proceso; el controlador compara el punto de control (la referencia) con la variable controlada y determina la acción correctiva.

**Dinámica.** Es la conducta de un proceso dependiente del tiempo.

**Modelo Nominal.** Es una descripción aproximada de la planta que se usa para el diseño de control.

**Robusto.** Significa insensibilidad a incertidumbres.

**Incertidumbre.** Grado o medida probable en que el valor observado o calculado de una magnitud puede apartarse del valor real.

**Control.** Es el ajuste de las variables manipuladas disponibles, para ayudar a lograr una operación aceptable a pesar de la presencia de incertidumbres.

**Función de Transferencia.** Es un método operacional para expresar la ecuación diferencial que relaciona la variable de salida con la variable de entrada. Es una propiedad de un sistema dinámico. Es independiente de la magnitud y naturaleza de la entrada o función de excitación.

**Set-point.** Es el valor de referencia o punto de operación del proceso.