

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

**“DISEÑO BACKSTEPPING DE CONTROL
PARA COLUMNAS DE DESTILACIÓN
DE PARED DIVISORIA”.**

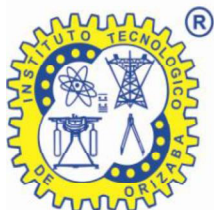
**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN CIENCIAS
EN INGENIERÍA QUÍMICA**

PRESENTA:

I.B.Q. Leonardo Alejandro Medina Rodríguez

DIRECTOR DE TESIS:

Dr. Galo Rafael Urrea García



ORIZABA, VERACRUZ, MÉXICO.

NOVIEMBRE 2016



FECHA: 04/11/2016
DEPENDENCIA: POSGRADO
ASUNTO: Autorización de Impresión
OPCIÓN: I


C. LEONARDO ALEJANDRO MEDINA RODRIGUEZ
CANDIDATO A GRADO DE MAESTRO EN:
CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA

De acuerdo con el Reglamento de Titulación vigente de los Centros de Enseñanza Técnica Superior, dependiente de la Dirección General de Institutos Tecnológicos de la Secretaría de Educación Pública y habiendo cumplido con todas las indicaciones que la Comisión Revisora le hizo respecto a su Trabajo Profesional titulado:

"DISEÑO BACKSTEPPING DE CONTROL PARA COLUMNAS DE DESTILACIÓN DE PARED DIVISORIA".

Comunico a Usted que este Departamento concede su autorización para que proceda a la impresión del mismo.

A T E N T A M E N T E


M.C. MA. ELENA GARCÍA REYES
JEFE DE LA DIV. DE ESTUDIOS DE POSGRADO



ggc



FECHA : 02/09/2016

ASUNTO: Revisión de Trabajo Escrito

C. M.C. MA. ELENA GARCÍA REYES
JEFE DE LA DIVISION DE ESTUDIOS
DE POSGRADO E INVESTIGACION.
P R E S E N T E

Los que suscriben, miembros del jurado, han realizado la revisión de la Tesis
del (la) C. :

LEONARDO ALEJANDRO MEDINA RODRIGUEZ

la cual lleva el título de:

"DISEÑO BACKSTEPPING DE CONTROL PARA COLUMNAS DE DESTILACIÓN DE PARED
DIVISORIA".

Y concluyen que se acepta.

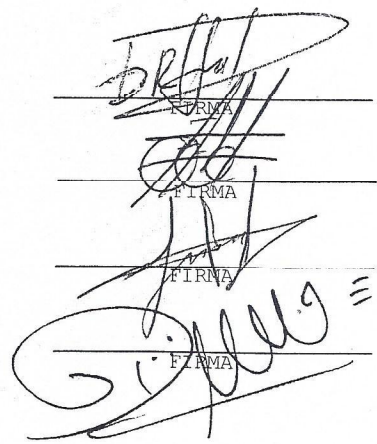
A T E N T A M E N T E

PRESIDENTE : DR. GALO RAFAEL URREA GARCIA

SECRETARIO : DR. EUSEBIO BOLAÑOS REYNOSO

VOCAL : DRA. GUADALUPE LUNA SOLANO

VOCAL SUP. : DR. DENIS CANTU LOZANO



FIRMA
FIRMA
FIRMA
FIRMA

EGRESADO(A) DE LA MAESTRIA EN CIENCIAS EN INGENIERIA QUIMICA

OPCION: I Tesis



AGRADECIMIENTOS

Deseo agradecer al Dr. Galo Rafael Urrea García por su tiempo y asesoría dedicados para la dirección de esta tesis.

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

Dr. Galo Rafael Urrea García

Dr. Eusebio Bolaños Reynoso

Dra. Guadalupe Luna Solano

Dr. Denis Cantú Lozano

Agradezco al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por otorgarme el apoyo económico con número de registro 389871 para la realización de mis estudios de maestría.

Al Tecnológico Nacional de México (TecNM) por el apoyo otorgado a través del proyecto “Diseño de estructuras de control con múltiples mediciones de temperatura para columnas de destilación de pared divisoria con alta eficiencia energética” con clave de registro 5826.16-P.

Esta tesis formó parte del proyecto “Diseño de estructuras de control con múltiples mediciones de temperatura para columnas de destilación de pared divisoria con alta eficiencia energética” con clave de registro 5826.16-P que se desarrolló en el Instituto Tecnológico de Orizaba.

Las presentaciones en congresos y publicaciones obtenidas de esta tesis se enlistan continuación:

PRESENTACIONES EN CONGRESOS

2015	Ponencia	Efecto de la Localización del Control de Temperatura sobre el Destilado en un CPD. Presentación en el Coloquio de Investigación Multidisciplinaria. Evento internacional 2015. Orizaba, Veracruz, México. 22-23 Octubre 2015.
2015	Ponencia	Efecto de la Localización del Control de Temperatura sobre el Fondo en un CPD. Presentación en el 1er Congreso Multidisciplinario de Educación, Ciencia y Tecnología. Evento nacional 2015. Pachuca de Soto, Hidalgo, México. 13 Noviembre 2015.

PUBLICACIONES

2015	L.A. Medina Rodríguez, G.R. Urrea García, E. Bolaños Reynoso y Y.S. Pliego Bravo. Efecto de la Localización del Control de Temperatura sobre el Destilado en un CPD. Revista Coloquio de Investigación Multidisciplinaria, Vol. 3, Núm. 1. ISSN 2007-8102.
2015	MEDINA, Leonardo, URREA, Galo, REYNOSO, Eusebio, and PLIEGO, Yolanda. Location Effect of Temperature Control on the Fund in a CPD. ECORFAN Journal-Bolivia 2015, 2-2:92-100. ISSN 2410-4191.

DEDICATORIA

A Dios, a mi familia, a amigos de generación (Rosy, Ale, Mariana, Mary, Lore, Emmanuel, Adán) y a amigos de vida (Citlali Gutiérrez, Rogelio Barrios, Félix Choncoa, Omar Boche, Oswaldo Mayet, Daniel Montalvo, Adán Hernández, Juan Manuel Cristalinas, Amelia Sánchez).

A ustedes gracias.

RESUMEN

DISEÑO BACKSTEPPING DE CONTROL PARA COLUMNAS DE DESTILACION DE PARED DIVISORIA

Elaborado por: Leonardo Alejandro Medina Rodríguez

Dirigida por: Dr. Galo Rafael Urrea García

La columna de pared divisoria (CPD) representa hoy en día uno de los nuevos métodos de diseño para la separación de mezclas ternarias proporcionando un ahorro de energía de hasta el 30-40% en comparación con las secuencias convencionales de separación. A pesar de los potenciales beneficios de la CPD, no ha sido sino hasta que en los últimos años la industria ha optado por ellas y la razón principal de esta lenta aceptación se atribuye a la falta de conocimiento sobre la dinámica del proceso y su controlabilidad. En este trabajo se aborda el problema de control para la composición de tres productos de una CPD mediante un esquema multicascada siguiendo el enfoque backstepping, con mediciones y control de las temperaturas más alta (domo) y baja (fondo) de la columna y de las temperaturas de las etapas localizadas una antes y después de la salida de corriente lateral, para cada una de las variables manipuladas, tasa de reflujo, tasa de calor, flujo de corriente lateral y división de líquido, respectivamente, evaluando el efecto de la localización y del número de lazos de control sobre el desempeño del controlador. Para el diseño del sistema de control se realizó la caracterización del proceso y su posterior sintonizado mediante el método IMC (Internal Model Control). Se demostró que la ubicación y número de controladores esclavos de un lazo de control master/p-esclavo para el control de las temperaturas seleccionadas, tiene un efecto significativo sobre el desempeño del lazo en el control, logrando con ello el control indirecto de la composición de los productos. Los resultados muestran que con la posición y número óptimo de controladores secundarios o esclavo, es posible mantener la pureza de los productos de destilado, fondo y lateral en valores cercanos del 99% de pureza, aún bajo perturbaciones en la composición de alimentación. Un aumento en el número de lazos de una estructura de control que utiliza el enfoque backstepping no corresponde precisamente a un mejor desempeño de la estructura de control y es necesario evaluar el número óptimo de lazos tal como se presenta en este trabajo. Con el uso del método backstepping en cascada se permite obtener mejores resultados en comparación con estructuras de control simples con una sola medición de temperatura, el uso de mediciones de temperatura de referencia virtuales que se retroalimentan permite obtener respuestas rápidas de las variables de control cuando existen cambios en las condiciones nominales de alimentación. Además, permite controlar la temperatura de los platos cercanos a las corrientes de los productos, situación que no ha sido resuelta hasta ahora, en comparación con resultados otros trabajos reportados en la literatura, que utilizan mediciones de temperatura como una manera indirecta del control de la composición de los productos en columnas de pared divisoria.

ABSTRACT

DESIGN BACKSTEPPING CONTROL FOR DIVIDING WALL COLUMNS DISTILLATION

Elaborado por: Leonardo Alejandro Medina Rodríguez

Dirigida por: Dr. Galo Rafael Urrea García

The dividing wall column (CPD) is today one of the new design methods for the separation of ternary mixtures providing energy savings of up to 30-40% compared to conventional separation sequences. Despite the potential benefits of the CPD, it was not until in recent years the industry has chosen them and the main reason for the slow acceptance is attributed to the lack of knowledge about the dynamics of the process and its controllability. In this work the control problem is addressed for the composition of three products of a CPD by a multicascade scheme following the backstepping approach, with measurement and control of higher (dome) and low (bottom) temperatures of the column and temperatures of the stages are located one before and after sidestream, for each of the manipulated variables, reflux rate, heat rate, flow sidestream and division of liquid, respectively, evaluating the effect of the location and the number of control loops on the performance of the controller. To design the control system characterization and subsequent tuned process was performed using IMC (Internal Model Control) method. It was shown that the location and number of slave controllers of a loop master / p-slave control of selected temperature control has a significant effect on the performance of loop control, thereby achieving indirect control of the composition of the products. The results show that with the optimal number and position of secondary or slave controllers, it is possible to maintain the purity of the distillate products, bottom and side close values of 99% purity, even under disturbances in the feed composition. An increase in the number of loops of a control structure that uses the backstepping approach does not correspond precisely to better performance of the control structure and is necessary to evaluate the optimal number of loops as presented in this paper. Using the backstepping cascade method allowed better results as compared with structures simple control with a single temperature measurement, the use of temperature measurements virtual reference that feed allows for quick responses of the control variables when there changes in the nominal supply conditions. It also allows to control the temperature of near streams of products trays, a situation that has not been resolved so far, compared with other results reported in the literature works, using temperature measurements as an indirect way of control product composition in dividing wall columns.

INDICE

LISTA DE FIGURAS	I
LISTA DE TABLAS	IV
NOMENCLATURA	VI
INTRODUCCION	1
Objetivos	2
CÁPITULO I	
FUNDAMENTOS TEÓRICOS	3
1.1. Principios de la destilación	4
1.2. Diferentes configuraciones de destilado para separación de mezclas Ternarias	4
1.2.1. Columna simple con corriente lateral	5
1.2.2. Secuencia de columnas directa e indirecta	6
1.2.3. Columnas con rectificador lateral (SDTA) o agotador lateral (SITA)	7
1.2.4. Columnas con prefraccionador	8
1.2.5. Columna Petlyuk	9
1.2.6. Columna de pared divisoria	10
1.2.6.1. Ventajas de la columna de pared divisoria	11
1.2.6.2. Desventajas de la columna de pared divisoria	11
1.2.6.3. Aplicaciones de la columna de pared divisoria	12
1.3. Modelo de la columna de destilación de pared divisoria	13
1.3.1. Descripción del modelo de la columna de pared divisoria	16
1.4. Control en sistemas de destilación	20
1.5. Control en cascada	22
1.5.1. Tipos de controladores en cascada	23
1.5.1.1. Control en cascada en serie	23
1.5.1.2. Control en cascada en paralelo	25
1.6. Diseño backstepping	25
1.6.1. Obtención de salidas de control pasivas	27
1.6.2. Diseño de salidas de control pasivas: definición de Backstepping	27
1.7. Estructuras de control	28
1.7.1. Control de composición	29
1.7.2. Control de temperatura	33

CÁPITULO II MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Descripción del sistema	39
2.2. Modelo matemático de la columna de pared divisoria	41
2.2.1. Modelo dinámico en la sección de la columna principal de la CPD	42
2.2.2. Modelo dinámico en la sección del prefraccionador de la CPD	44
2.3. Algoritmo para la resolución del modelo en estado dinámico	46
2.4. Caracterización de la respuesta del proceso	49
2.4.1. Método a lazo abierto o curva de reacción	49
2.5. Sintonizado SIMC	51
2.5.1. Paso 1. Obtener un modelo aproximado de primer o segundo orden más retardo	51
2.5.2. Obtener los ajustes del controlador con base en el modelo	52
2.6. Diseño del controlador	53
2.6.1. Diseño del controlador backstepping del sistema	54
2.6.2. Diseño del control en cascada	57
2.6.2.1. Diseño del controlador primario o maestro	58
2.6.2.2. Diseño del controlador secundario o esclavo	59
2.6.2.3. Extensión a mediciones de temperatura múltiples	60

CÁPITULO III RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1. Diseño backstepping de control de temperatura con dos lazos de Control	65
3.1.1. Efecto de la localización del control de temperatura con un controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación	65
3.1.1.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación	67
3.1.1.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación	68
3.1.2. Efecto de la localización del control de temperatura con un controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento	71
3.1.2.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento	72
3.1.2.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento	74
3.2. Diseño backstepping de control con extensiones en mediciones de temperaturas múltiples	76
3.2.1. Efecto del número y la localización del control de	77

temperatura con un controlador maestro/p-esclavo	
3.2.1.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/p-esclavo en la sección de rectificación	79
3.2.1.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/p-esclavo en la sección de rectificación	80
3.3. Diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD	83
3.3.1. Caracterización del comportamiento del diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD	89
3.3.2. Evaluación del desempeño del diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD	89
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	99
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	103

LISTA DE FIGURAS

Figura		Página
1.1	Columna simple de corriente lateral con la corriente lateral por debajo del plato de alimentación	5
1.2	Secuencia de columnas directa (a) e indirecta (b)	6
1.3	Perfil de composición del componente intermedio en las columnas de secuencia directa mostrando el efecto de remezclado	7
1.4	Columna con rectificador lateral (a) Columna con agotador lateral (b)	8
1.5	Perfil de la composición del componente B en la configuración del prefraccionador mostrando que no hay efecto de remezclado	9
1.6	Columna Petlyuk (a) Columna de pared divisoria (CPD) (b)	10
1.7	Diagrama de bloques de integración	16
1.8	Modelo de la columna de pared divisoria (CPD)	18
1.9	Ejemplo de control en cascada en serie (a) y cascada paralelo (b) en una columna de destilación	24
1.10	Diagramas de bloques de cascada en serie (a) y cascada paralelo (b)	24
1.11	Diagrama de bloques de un sistema estrictamente retroalimentado	27
2.1	Curva de reacción del proceso usando el método de los dos puntos	50
3.1	Estructura de control en cascada master/1-esclavo en la sección de rectificación	67
3.2	Respuesta a lazo abierto de T_{44} ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo	67
3.3	Respuesta de la temperatura T_{44} a lazo cerrado en ECC T44-T41 y ECC T44-T40	70
3.4	Respuesta de la tasa de reflujo en ECC T44-T41 y ECC T44-T40	70
3.5	Respuesta de la composición del benceno ante perturbaciones en la composición de alimentación con las estructuras de control ECC T44-T41 y ECC T44-T40	71
3.6	Estructura de control en cascada master/1-esclavo en la sección de agotamiento	72

3.7	Respuesta a lazo abierto de T_1 ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor	73
3.8	Respuesta de la temperatura T_1 a lazo cerrado en ECC T1-T2 y ECC T1-T3	75
3.9	Respuesta de la tasa de calor en ECC T1-T2 y ECC T1-T3	75
3.10	Respuesta de la composición del o-xileno ante perturbaciones en la composición de alimentación con las estructuras de control ECC T1-T2 y ECC T1-T3	76
3.11	Estructura de control en cascada master/p-esclavo en la sección de rectificación	78
3.12	Respuesta dinámica de la temperatura T_{44} a lazo cerrado con una configuración de control en cascada master/p-esclavo basado en el enfoque backstepping	82
3.13	Respuesta dinámica de la tasa de reflujo (R) correspondiente a las estructuras de control de la Tabla 3.9.	82
3.14	Respuesta dinámica de la composición del benceno ante perturbaciones en la composición de alimentación con configuraciones master/p-esclavo	83
3.15	Respuesta dinámica de las temperaturas en el primer lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento R- T_{44}	93
3.16	Respuesta dinámica de las temperaturas en el segundo lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento QR- T_1	93
3.17	Respuesta dinámica de las temperaturas en el tercer lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento LSS- T_{25}	94
3.18	Respuesta dinámica de las temperaturas en el cuarto lazo de control master/3-esclavo para el emparejamiento β - T_{27}	94
3.19	Respuesta de la tasa de reflujo en la estructura ECC T44-T43-T42-T41-T40	96
3.20	Respuesta de la tasa de calor en la estructura ECC T1-T2-T3-T4-T5	96
3.21	Respuesta de la tasa de reflujo en la estructura ECC T25-T24-T23-T22-T21	96
3.22	Respuesta de β en la estructura ECC T27-T28-T29-T30	96
3.23	Respuesta de los flujos de las corrientes de producto frente a las tres perturbaciones en la composición de alimentación	96
3.24	Respuesta de la composición de los tres productos en la CPD con la implementación de cuatro lazos de control múltiples	97

3.25	Perfiles de temperatura en la columna principal y prefraccionador antes (izquierda) y después (derecha) de la tercera perturbación	97
3.26	Flujo de líquido en la columna principal y prefraccionador antes (izquierda) y después (derecha) de la tercera perturbación	97
3.27	Perfiles de composición de los productos en la columna principal y prefraccionador antes (izquierda) y después (derecha) de la tercera perturbación	98

LISTA DE TABLAS

Tabla	Página
1.1 Descripción general de las aplicaciones industriales reportadas en la literatura	12
2.1 Parámetros de la columna	40
2.2 Propiedades de los componentes de la mezcla BTX	40
2.3 Condiciones de operación en estado estacionario de la mezcla BTX	41
3.1 Funciones de transferencia de las temperaturas T_{44} y T_r ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo. Las unidades de las ganancias son ($^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}/\text{lbmol}$)	68
3.2 Parámetros de las estructuras de control master/1-esclavo en la sección de rectificación de la CPD	68
3.3 Perturbaciones en el sistema para cada estructura de control en cascada	69
3.4 Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/1-esclavo en la sección de rectificación	69
3.5 Funciones de transferencia de las temperaturas T_1 y T_s ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor. Las unidades de las ganancias son ($^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}/\text{BTU}$)	73
3.6 Parámetros de las estructuras de control master/1-esclavo en la sección de agotamiento de la CPD	74
3.7 Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/1-esclavo en la sección de agotamiento	75
3.8 Parámetros de las estructuras de control master/p-esclavo en la sección de rectificación de la CPD	80
3.9 Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/p-esclavo en la sección de rectificación	81
3.10 IAE de la temperatura y composición para los esquemas de control con cuatro lazos de control múltiple en la CPD	85
3.11 Tiempo de asentamiento de las temperaturas de los esquemas de control frente a tres perturbaciones	87
3.12 Tiempo de asentamiento de la composición de los productos de los esquemas de control ante tres perturbaciones	87
3.13 Desviación de las composiciones en los esquemas de control ante tres perturbaciones	87
3.14 Consumo total de energía en los esquemas de control (BTU)	88

3.15	Parámetros de los modelos aproximado de primer orden más tiempo muerto (POMTM) del esquema de control con cuatro lazos	90
3.16	Parámetros de los controladores de las configuraciones master/4-esclavo y master/3-esclavo en la CPD calculados mediante el método IMC	91

NOMENCLATURA

Símbolo		Unidades
Letras latinas		
A	Componente A de una mezcla ternaria	
ABC	Mezcla ternaria	
B	Componente B de una mezcla ternaria	
B _M	Función de transferencia del controlador primario o maestro	
B _s	Función de transferencia del controlador secundario o esclavo	
C	Componente C de una mezcla ternaria	
CC	Controlador de la composición	
CPD	Columna de pared divisoria	
CT	Transmisor de la composición	
D	Flujo de destilado	lbmol/h
E	Energía total específica	btu/lbmol
F	Flujo de alimentación	lbmol/h
FC	Controlador de flujo	
F _L	Tasa de flujo de líquido sobre el vertedero	ft ³ /s
FT	Transmisor de flujo	
H	Entalpía específica	btu/lbmol
H _n	Entalpía molar del vapor en el plato n	
h _n	Entalpía molar del líquido en el plato n	btu/lbmol
h _{ow}	Altura del líquido sobre el vertedero	ft
KE	Energía cinética específica	btu/lbmol
L _n	Tasa de flujo de líquido que deja el plato n	lbmol/h
LSS	Flujo de la corriente lateral	lbmol/h
L _w	Longitud del vertedero	ft
M	Material en el sistema	lbmol

M_n	Líquido retenido en el plato n	ft^3
NF	Plato de alimentación	
NTI	Número total de platos de la primera columna	
NFI	Plato de alimentación de la primera columna	
NFII	Número total de platos de la segunda columna	
NT	Número total de platos	
NS	Número de platos de agotador	
PE	Energía potencial específica	btu/lbmol
PV	Trabajo presión volumen	btu/lbmol
Q	Calor añadido al sistema	btu/h
QR	Tasa de calor del rehervidor	btu/h
R	Tasa de reflujo	lbmol/h
SDTA	Secuencia directa térmicamente acoplada	
SITA	Secuencia indirecta térmicamente acoplada	
U	Energía interna específica	btu/lbmol
V	Caudal vaporizado en el rehervidor	lbmol/h
V_n	Tasa de vapor que sale del plato n	lbmol/h
W	Trabajo producido por el sistema	btu/h
x_B	Fracción molar del fondo	
x_D	Fracción molar de destilado	
x_{jn}	Fracción molar del componente j del líquido del plato n	
x_n	Composición de líquido en el n -ésimo plato	
x_M^{set}	Set point del controlador primario	
x_s	Fracción molar de la corriente lateral	
x_s^{set}	Set point del controlador secundario	
y_{jn}	Fracción molar del componente j del vapor del plato n	
y_n	Composición de vapor en el n -ésimo plato	
Z	Composición de la alimentación	

Letras

griegas

α	Volatilidad relativa
α	Fracción de retorno de vapor
β	Fracción de retorno de líquido
$\theta(\cdot)$	Término de retroalimentación a la ley de control en la estructura de control backstepping

Subíndices

B	Fondo
D	Destilado
F	Alimentación
F1	Plato de alimentación de líquido y salida de vapor de la columna principal
F2	Plato de alimentación de vapor y salida de líquido en la columna principal
J	Componente j
Jn	Componente j en el plato n
N	Plato n
M	Variable manipulada
Pf	Prefraccionador
s	Variable de transformada de Laplace

INTRODUCCIÓN

La destilación es el proceso de separación más común en la industria de procesos químicos. Generalmente una mezcla ternaria se puede separar por medio de una secuencia directa, secuencia indirecta o una secuencia distribuida que consta de dos a tres columnas de destilación. Se ha realizado un esfuerzo importante en el desarrollo de nuevos métodos de diseño, optimización y control de las columnas de destilación térmicamente acopladas, que proporcionan un ahorro de hasta el 30% del costo anual en la separación en comparación con las secuencias convencionales de destilación. Para disminuir el número de columnas y evitar el remezclado en este tipo de secuencias, se introdujo un arreglo térmicamente acoplado que se conoce hoy en día como columna de destilación Petlyuk y en ella las corrientes de vapor y líquido que salen del prefraccionador están conectadas directamente con una segunda columna eliminándose de manera directa una columna, un rehervidor y un condensador. Una configuración alternativa para el prefraccionador acoplado térmicamente que utiliza una única carcasa con una partición vertical que divide la sección central de la carcasa en dos partes es conocida como columna de pared divisoria (CPD). A pesar de los potenciales beneficios de la columna de pared divisoria, no ha sido hasta que en los últimos años la industria ha optado por ellas. La razón principal de esta lenta aceptación se atribuye a la falta de conocimiento sobre la dinámica del proceso y su control. Recientemente se ha visto un mayor esfuerzo en estos aspectos y se han publicado un mayor número de artículos sobre la dinámica, control y operación de las columnas de pared divisoria. El control en cascada aplicado a columnas de destilación posee propiedades de robustez que aún no quedan de todo claras, sin embargo, utilizando el enfoque backstepping se pretende demostrar la naturaleza del diseño de control en cascada temperatura-temperatura en una columna de destilación de pared divisoria aclarado bajo estos términos, además de extenderse para incluir múltiples lazos de temperatura. La finalidad de este trabajo es diseñar un sistema de control para la composición de tres productos de una CPD mediante el enfoque backstepping basado en el control de temperatura evaluando el efecto de la localización y número de lazos sobre el desempeño de la estructura de control.

OBJETIVOS

Objetivo General

Diseñar un sistema de control para la composición de tres productos de una columna de destilación de pared divisoria (CPD) mediante métodos de diseño backstepping basados en el control de temperatura.

Objetivos Específicos

1. Seleccionar un conjunto de etapas de medición y control de temperatura para utilizar en la configuración de control.
2. Proponer configuraciones de control mediante diseño backstepping basadas en medición y control de temperaturas para cada una de las variables manipuladas (grados de libertad) de la columna DWC.
3. Evaluar el efecto de la localización y del número de lazos de temperatura sobre el desempeño del control de composición de cada producto de la columna DWC.
4. Evaluar la respuesta de las variables manipuladas en la estructura de control diseñada, frente a perturbaciones en la composición de alimentación.

CAPÍTULO 1

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

CAPÍTULO 1

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1. Principios de la destilación

El principio de la destilación se basa en el hecho de que el vapor de una mezcla líquida hirviente es más rica en componentes de bajo punto de ebullición. En consecuencia, cuando el vapor es enfriado y condensado, contendrá los componentes más volátiles. Al mismo tiempo, la mezcla original contendrá en más cantidad los componentes menos volátiles. Aunque en términos generales se puede tener una idea clara de lo que significa “destilación”, desde un punto de vista industrial, existen varios aspectos del proceso que lo vuelven de extrema importancia:

- Es la operación unitaria de separación más ampliamente utilizada. El 90% de todas las operaciones de recuperación y purificación son destilaciones.
- Consume el 3% de la energía a nivel mundial debido a su característica de requerir grandes cantidades de energía en los rehervidores.
- Absorbe el 50% de los costos de operativos de una planta industrial.

Teniendo en cuenta los aspectos anteriores los esfuerzos de investigación en el área de diseño de procesos se han direccionado a obtener nuevos esquemas de separación con acoplamiento térmico que puedan presentar un ahorro sustancial en el consumo de energía, además de incrementar la eficiencia de las columnas de destilación mediante la optimización de las condiciones de operación y control del proceso.

1.2. Diferentes configuraciones de destilación para separación de mezclas ternarias

En la literatura se han comparado los diferentes tipos de configuraciones para la separación de mezclas multicomponentes que han recibido especial atención (Fonyó y col., 1999; Serra y col., 2003; Segovia-Hernández y col., 2007). Estas configuraciones son: la columna simple con corriente lateral, las secuencias de columnas directa e indirecta, columnas con rectificador lateral (también llamada secuencia directa térmicamente acoplada o SDTA) o agotador lateral (denominada

como secuencia indirecta térmicamente acoplada o SITA), columnas con prefraccionador, la columna Petlyuk y la Columna de Pared Divisoria (CPD).

Todas estas configuraciones de destilación pueden ser utilizadas para la separación de mezclas multicomponentes de tres productos. Algunas de ellas se pueden extender a configuraciones de destilación para la separación de una mezcla de n -componentes en n -productos. En este trabajo se utiliza una mezcla ternaria al cual se le prestara especial atención.

1.2.1. Columna simple con corriente lateral

En el caso de una columna de corriente lateral ubicada por debajo de la etapa de alimentación (Figura 1.1), una separación primaria se lleva a cabo en las dos secciones adyacentes al plato de alimentación.

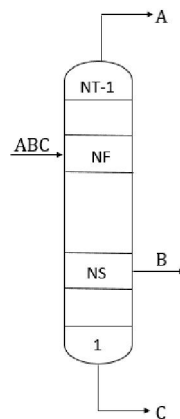


Figura 1.1. Columna simple de corriente lateral con la corriente lateral por debajo del plato de alimentación.

Esta separación primaria es la separación A-BC, que se puede llevar a cabo en cualquier medida deseable. Por lo tanto, cualquier composición deseada de A en la etapa superior (NT) y en la etapa de la corriente lateral (NS) se puede lograr. En la sección por debajo de la etapa de la corriente lateral, C es purificada. Sin embargo, hay una concentración máxima de B y una concentración mínima de C en el producto de la corriente lateral, que se alcanza si el número de platos entre la etapa de corriente lateral y la etapa de fondo es infinito. Por lo tanto, cualquier pureza de C en el producto de fondo o cualquier recuperación de B en la corriente lateral se pueden especificar

pero la pureza de la corriente lateral no puede ser especificada de forma arbitraria. De manera similar ocurre con una columna en donde la corriente lateral se localiza en la parte superior del plato de alimentación. La composición del producto de la corriente lateral no se puede especificar en un valor determinado.

1.2.2. Secuencia de columnas directa e indirecta

Las secuencias o trenes de columnas directa e indirecta se componen de dos columnas de destilación simple conectadas de tal manera que un producto de la primera columna es la alimentación de la segunda columna. Estas secuencias son comúnmente utilizadas para la destilación de mezclas ternarias.

La secuencia de la columna directa consiste en una columna simple que lleva a cabo la separación A-BC, conectada a otra columna sencilla en la fase inferior. La columna de abajo lleva a cabo la separación B-C (Figura 1.2a). La secuencia indirecta lleva a cabo primero la separación AB-C en una columna simple, que está conectada a otra columna sencilla en la fase de destilado. La columna de abajo lleva a cabo la separación AB (Figura 1.2b). Las secuencias de columnas son capaces de separar las mezclas ternarias en productos de cualquier pureza deseada.

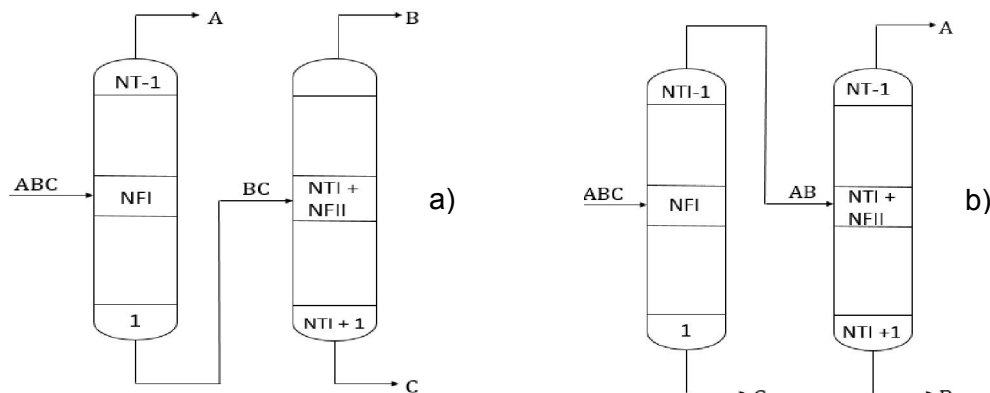


Figura 1.2. Secuencia de columnas directa (a) e indirecta (b)

Al considerar la separación de una mezcla ternaria por una secuencia de columnas directa, el producto de fondo de la primera columna está compuesta por B y C. Puesto que B es más volátil que C, asciende inmediatamente a través de los platos por encima del plato de fondo, la composición de B incrementa mientras que la de C decrece. Sólo

cuando el componente A empieza a tener un papel importante debido a una considerable presencia en la composición, las composiciones de B y C disminuyen a medida que la de A aumenta. Debido a esto, se produce un máximo en la composición de B en algún plato entre el fondo y el de alimentación. El hecho de que la composición de B presente una concentración superior en un plato diferente al plato de producto se conoce como efecto de remezclado. El remezclado es una fuente de ineficiencia que no puede ser evitado en una secuencia de columnas de destilación. En la Figura 1.3 se observa la composición máxima de B correspondiente a un remezclado.

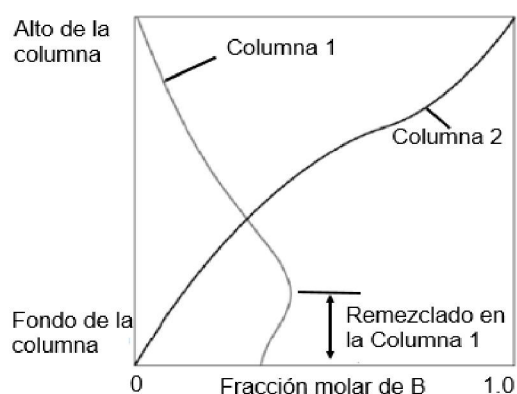


Figura 1.3. Perfil de composición del componente intermedio en las columnas de secuencia directa mostrando el efecto de remezclado.

1.2.3. Columnas con rectificador lateral (SDTA) o agotador lateral (SITA)

Las columnas con rectificador lateral o separador lateral son opciones muy interesantes para la separación de mezclas ternarias. Estas configuraciones presentan un acoplamiento térmico, con el cual se eliminan cargas térmicas de un rehovidor y un condensador respectivamente. En el caso de la columna con un rectificador lateral (también llamada secuencia directa térmicamente acoplada o SDTA) (Figura 1.4a), se tiene un rectificador en el cual la carga térmica necesaria para lograr la separación es proporcionada por un solo rehovidor. En las secciones adyacentes a la alimentación, la separación A-BC se lleva a cabo en cualquier valor deseado. En la sección inferior de la primera columna, C es purificado y el rectificador purifica el producto B a cualquier valor deseado. Para la configuración con agotador lateral (denominada como secuencia indirecta térmicamente acoplada o SITA) (Figura 1.4b), existe un agotador

en el cual la carga térmica requerida para la separación es dada por un solo condensador. En la sección adyacente a la alimentación se lleva a cabo la separación AB-C a cualquier valor deseado. En la sección superior de la primera columna, A es purificado y el agotador purifica B.

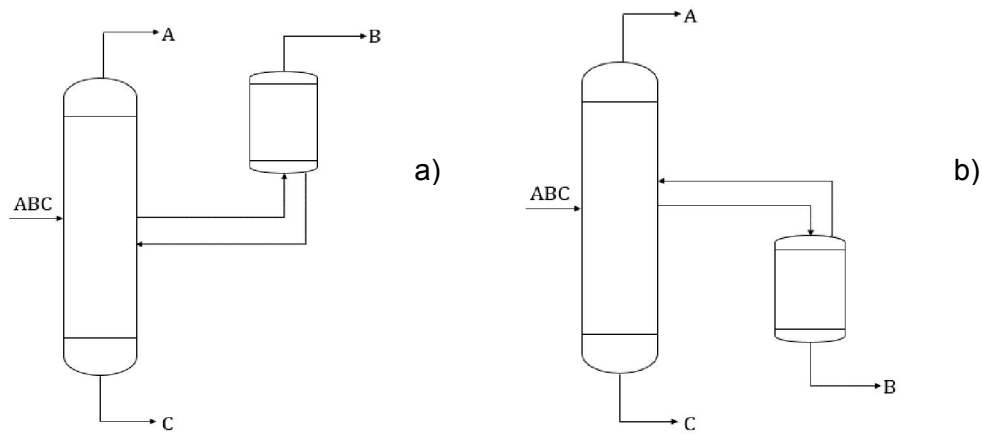


Figura 1.4. Columna con rectificador lateral (a) Columna con agotador lateral (b)

Los requerimientos energéticos de estas configuraciones son menores que en secuencia convencional, lo que se traduce en un costo de operación menor.

1.2.4. Columnas con prefraccionador

El arreglo de la Figura 1.5 se conoce como configuración del prefraccionador. El prefraccionador realiza la separación de manera más sencilla, alimentando luego a la columna principal donde se separa el producto de destilado, el producto de corriente lateral y el producto de fondo. El prefraccionador consta de un condensador parcial que reduce de manera global el consumo de energía. Este tipo de arreglo requiere 30% menos de energía que las secuencias convencionales. El ahorro de energía depende de la composición de alimentación y de la volatilidad relativa de los componentes de la mezcla a separar. El ahorro de energía resulta del hecho que la configuración del prefraccionador es termodinámicamente más eficiente que una secuencia de columnas de destilación convencional.

El remezclado que se presenta en las secuencias de columnas de destilación es una fuente de ineficiencia en la separación.

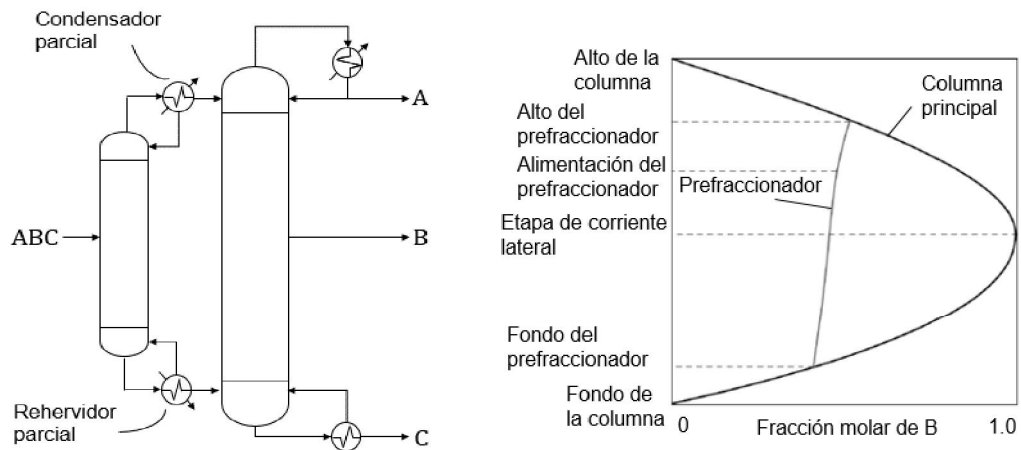


Figura 1.5. Perfil de la composición del componente B en la configuración del prefraccionador mostrando que no hay efecto de remezclado

En contraste, al considerar la configuración del prefraccionador de la Figura 1.5, en el prefraccionador se lleva a cabo una separación cruda de tal manera que el componente B se distribuye entre la sección superior y la sección inferior de la columna. La sección superior del prefraccionador separa AB-C, en tanto que la sección inferior separa BC-A. Así, ambas secciones eliminan solo un componente del producto de esa sección de la columna y esto también es cierto para todas las secciones de la columna principal. De esta manera, el efecto de remezclado característico de las secuencias de columnas convencional se elimina.

1.2.5. Columna Petlyuk

La Columna Petlyuk es una configuración no convencional para la separación de mezclas ternarias que consiste de un prefraccionador conectado a una columna principal en ambos extremos. El prefraccionador separa el componente más ligero A del componente más pesado C, mientras que el componente B se encuentra distribuido, incrementando la reversibilidad del sistema de separación en comparación con una secuencia convencional. La columna principal separa A de B en platos que están por encima de la corriente lateral y B de C por debajo de ella. De la columna principal salen las tres corrientes de productos y suministra las corrientes de reflujo y

vapor requeridas por el prefraccionador, resultando en un acoplamiento térmico doble entre ambas fases (Figura 1.6a).

1.2.6. Columna de Pared Divisoria (CPD)

La Columna de Pared Divisoria (CPD) puede considerarse como termodinámicamente equivalente a la columna Petlyuk, aunque tiene un aspecto externo muy diferente (Figura 1.6b). La CPD está construida en una sola carcasa con una partición vertical que divide la sección central de la carcasa en dos partes, que funciona como el prefraccionador y la columna principal de la columna Petlyuk.

Las variables de división son características de la CPD. La división del líquido se define como la relación entre el líquido que desciende de la columna principal y el total de líquido que llega de la parte superior de la pared, y la división del vapor se define como la relación entre el vapor ascendente a través de la columna principal y el vapor total que llega de la base de la pared.

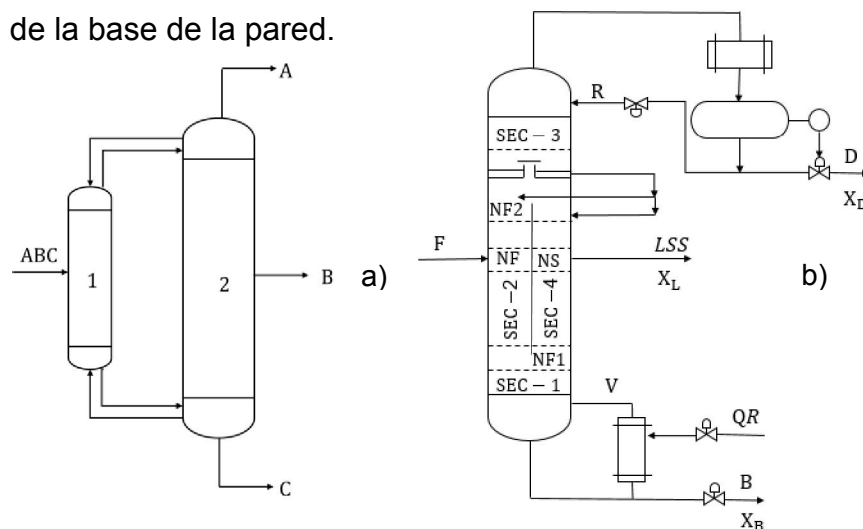


Figura 1.6. Columna Petlyuk (a) Columna de Pared Divisoria (CPD) (b)

Los orígenes de una CPD, con una pared de división que separa la parte media de la columna en dos secciones paralelas se pueden encontrar en la patente de US 1.915.681 expedida en 1933 a E. W. Lustre de la Compañía Standard Oil, para un “Aparato para el fraccionamiento de productos craqueados” que fue presentada en 1930. La misma idea, pero con propósitos generales se elaboró la patente US 2.471.134 concedida a R.O. Wright en 1949.

A pesar de los potenciales beneficios de la CPD y desde que fue patentada, no ha sido hasta que en los últimos años la industria ha optado por ellas (Kaibel y Shoenmakers, 2002). La razón principal de esta lenta aceptación se atribuye a la falta de conocimiento sobre la dinámica del proceso y su controlabilidad.

1.2.6.1. Ventajas de las Columnas de Pared Divisoria

En comparación con las configuraciones de diseño de destilación clásicas, la CPD ofrece beneficios importantes (Schultz y col., 2002; Dejanovic y col., 2010):

- Alta eficiencia termodinámica debido a la reducción de los efectos de remezclado.
- Requerimientos menores de energía en comparación con las secuencias de separación convencionales.
- Alta pureza en todas las corrientes de producto alcanzado en una sola columna.
- Ocupa poco espacio y su inversión es baja debido a la reducción del número de unidades de equipo.
- Reducción de costos de mantenimiento comparado con las secuencias de destilación convencional.

1.2.6.2. Desventajas de las Columnas de Pared Divisoria

Aunque las columnas de pared divisoria tienen ciertas potencialidades, algunas de sus limitaciones (Asprion y Kaibel, 2010) son:

- En contraste con las configuraciones convencionales, donde para cada columna se puede elegir un rango de presión propia, en la CPD sólo un rango de presión es posible. Esto se traduce en una diferencia de temperatura más grande entre el rehervidor y el condensador.
- La altura de la columna es siempre mayor que la altura de cualquiera de las dos columnas tomadas por separado, lo que puede ser un inconveniente desde un punto de vista práctico.

- Si no se cumple la condición de un comportamiento casi ideal de las mezclas, entonces sería una mejor opción utilizar otras configuraciones.
- Si las reacciones en el sumidero de la columna conduce a componentes de bajo punto de ebullición o si se formarían componentes de alto punto de ebullición en la parte alta de la columna, la aplicación de una columna de pared divisoria es prohibitivo ya que las purezas especificadas no se pueden alcanzar.

1.2.6.3. Aplicaciones de la columna de pared divisoria

Las Columnas de Pared Divisoria se aplican para la separación de mezclas con tres o más componentes. Inicialmente estos equipos encontraron aplicación para sistemas con fracciones bajas de componentes con puntos de ebullición bajos y altos. Actualmente las CPD se utilizan en una amplia gama de sistemas, por ejemplo, hidrocarburos, alcoholes, aldehídos, cetonas, acetales, aminas y otros (Kaibel y col. 2006). Además, las CPD se pueden utilizar para llevar a cabo la destilación azeotrópica extractiva y reactiva.

Yildirim y col. (2011) reportan el número de CPD implementados en la industria, reportados en la literatura y este número se muestra en la Tabla 1.1. Se puede observar que en la mayoría de ellas (más de 116) se aplican para la separación de mezclas ternarias. En total existen más de 125 aplicaciones que se utilizan en la industria.

Tabla 1.1. Descripción general de las aplicaciones industriales reportadas en la literatura

Sistema	Número
Mezclas ternaria	>116
Mezclas con más de tres componentes	2
Sistema reactivo	-
Sistema azeotrópico	1
Sistema extractivo	2
Rediseño	4

1.3. Modelo de la columna de destilación de pared divisoria

Los modelos dinámicos de columnas de destilación se encuentran entre los sistemas de control más complejos que hay para una sola unidad de operación. La complejidad del modelo estriba en la gran cantidad de ecuaciones diferenciales no lineales que se deben resolver para estudiar la respuesta dinámica de la temperatura, de la composición en cada bandeja de la columna y la composición de los productos. Además, para cada componente de cada plato se debe establecer una relación de equilibrio de fase y relaciones hidráulicas en la bandeja; entalpía, densidad y otras propiedades. En la mayoría de los casos estas relaciones son funciones no lineales de la temperatura, la presión y la composición.

El desarrollo de un modelo dinámico de destilación puede ser simple si se utiliza sabiamente el conocimiento de los procesos y criterios de ingeniería. Puede ser difícil si se intenta modelar detalles que no son necesarios para resolver el problema en cuestión. Un modelo de estado estacionario debe resolver todas las ecuaciones algebraicas para la simulación de masa y energía. En una simulación dinámica es más intuitiva con la manera en que se piensa acerca de la operación de destilación de una simulación en estado estacionario.

Para desarrollar nuestro modelo dinámico se inicia escribiendo ecuaciones de continuidad dinámica de masa y energía para cada operación de la unidad, donde la masa y energía se pueden acumular. Para una columna de destilación se desarrollan las ecuaciones de continuidad para las etapas, el condensador y el rehervidor. En este sentido se empezará con el análisis de los balances de materia y energía dinámica de un determinado sistema.

Las ecuaciones de continuidad dinámica indican que la tasa de acumulación de material (masa o energía) en un sistema es igual a la cantidad de material que entra y se genera, menos la cantidad que sale y se consume dentro del sistema (Ec. 1.1):

$$\begin{bmatrix} \text{Tasa de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de masa} \\ \text{(energía)} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{Flujo de} \\ \text{masa} \\ \text{(energía)} \\ \text{dentro del} \\ \text{sistema} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{Flujo de} \\ \text{masa} \\ \text{(energía)} \\ \text{fuera del} \\ \text{sistema} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{masa} \\ \text{(energía)} \\ \text{generada} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{masa} \\ \text{(energía)} \\ \text{consumida} \\ \text{dentro} \\ \text{del sistema} \end{bmatrix} \quad (1.1)$$

El término de acumulación es una derivada de primer orden con respecto al tiempo de la masa o la energía. Los términos de flujo son algébricos. Esto resulta en una ecuación diferencial ordinaria que generalmente es no lineal. En este trabajo no se considera la destilación reactiva en los modelos, por lo que no hay componentes químicos generados o consumidos en cualquier parte de la columna de destilación. Los términos de generación y consumo de materiales son cero.

Por lo anterior, y aplicando la ecuación de continuidad en una columna de destilación se supone que la acumulación de masa en la fase de vapor es despreciable (debido a su baja densidad) en comparación con la fase líquida, el balance total de masa para una columna de destilación puede escribirse como

$$\frac{dM_B}{dt} = L_{n+1} - V_{n-1} - L_n - V_n \quad (1.2)$$

donde

M_n = Líquido retenido en el plato n, lbmol

L_n = Tasa del líquido que sale del plato n, lbmol/s

V_n = Tasa de vapor que sale del plato n, lbmol/s

Para los balances de materia para cada componente se supondrán que el líquido contenido en la bandeja está perfectamente mezclado, de modo que las propiedades del líquido que sale del plato son iguales a las del líquido retenido en la misma. El balance del componente j en el plato n se modela por la Ecuación 1.3.

$$\frac{d(M_n x_{jn})}{dt} = L_{n+1} x_{jn+1} + V_{n-1} y_{jn-1} - L_n x_{jn} - V_n y_{jn} \quad (1.3)$$

donde

x_{jn} = Fracción molar del componente j del líquido del plato n

y_{jn} = Fracción molar del componente j del vapor del plato n

Un balance general de energía se representa como

$$\frac{d(E_{Sal}M)}{dt} = E_{Ent}F_{Ent} - E_{Sal}F_{Sal} + Q - W \quad (1.4)$$

$$E = U + PE + KE \quad (1.5)$$

$$U = H - PV \quad (1.6)$$

donde

M = Material en el sistema, lbmol; F = Flujo del material entrada/salida del sistema, lbmol/h; E = Energía total específica, (Btu/lbmol); Q = Calor añadido al sistema (Btu/h); W = Trabajo producido por el sistema (Btu/h); U = Energía interna específica (Btu/lbmol); PE = Energía potencial específica (Btu/lbmol); KE = Energía cinética específica (Btu/lbmol); H = Entalpía específica (Btu/lbmol); PV = Trabajo presión-volumen (Btu/lbmol).

Los términos PE, KE y PV de la energía total son insignificantes en columnas de destilación. El calor puede ser añadido o removido de varias unidades de operación, tales como el rehovidor y el condensador. Esto significa que los términos de energía considerandos en el modelo de destilación son iguales a la entalpía. De este modo, el balance de energía en el plato n se expresa mediante la expresión general de la Ecuación 1.7

$$\frac{dM_n h_n}{dt} = L_{n+1} h_{n+1} + V_{n-1} H_{n-1} - L_n H_n - V_n H_n \quad (1.7)$$

donde

h_n = Entalpía molar del líquido en el plato n (BTU/lbmol)

H_n = Entalpía molar del vapor en el plato n (BTU/lbmol)

Una vez obtenidas las ecuaciones de continuidad dinámica se resuelve el sistema de ecuaciones diferenciales, para todas las unidades de la columna, mediante integración hacia delante en el tiempo. Primero especificamos un conjunto de condiciones iniciales para las variables de estado al momento de comenzar. Enseguida todas las diferenciales se calculan a partir de los flujos de materia y energía en el tiempo actual. El tiempo actual se incrementa con el paso del tiempo y el proceso de integración continua. La Figura 1.7 ilustra una representación de los pasos en este proceso.

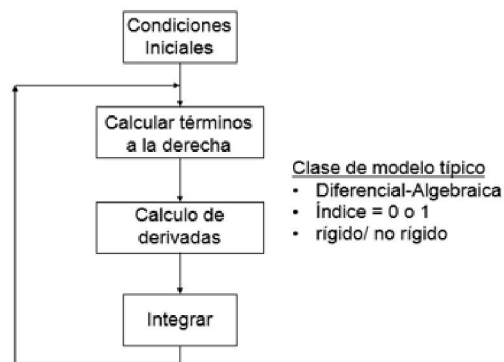


Figura 1.7. Diagrama de bloques de integración

1.3.1. Descripción del modelo de la columna de pared divisoria

Para desarrollar el modelo de la columna de pared divisoria se hacen las suposiciones e idealizaciones que son algunas veces válidas pero más frecuentemente son sólo aproximaciones crudas, lo que permitirá reducir el problema a su forma más elemental. En primer lugar se asume que la volatilidad relativa es constante y que la eficiencia de la bandeja es del 100%, lo que supone que el valor desprendido en cada plato está en equilibrio con el líquido que sale del mismo. Esto significa que la relación de equilibrio simple puede ser utilizada mediante la Ecuación 1.8:

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} \quad (1.8)$$

donde:

x_n = Composición de líquido en el n-ésimo plato (fracción molar del componente más volátil)

y_n = Composición de vapor en el n-ésimo plato (fracción molar del componente más volátil)

α = Volatilidad relativa

En la Figura 1.8 se esquematiza las partes principales de la columna de pared divisoria, la disposición de los platos y los flujos de corrientes de alimentación y salidas en donde se obtienen 3 productos puros. A continuación se hará una descripción del funcionamiento de esta columna.

Se considera que una corriente de alimentación ternaria A/B/C se alimenta en forma de líquido saturado (en su punto burbuja) en el plato de alimentación N_F en la sección del prefraccionador. El caudal de alimentación es F (lbmol/h) y la composición es z (fracción molar del componente más volátil).

La sección superior del lado del prefraccionador (plato $N_F + 1$ a $N_{T,PF}$) separa AB de C, mientras que la sección inferior (plato 1^{PF} a $N_F - 1$) separa BC de A. La columna principal se puede dividir en 3 grandes secciones, la sección de rectificación (plato N_{F2} a N_T), agotamiento (plato 1 a N_{F1}) y el lado de la pared con salida lateral ($N_{F1} + 1$ a $N_{F2} - 1$).

Existe intercambio de corrientes de líquido y vapor entre el prefraccionador y la columna principal. El vapor que asciende de la sección de agotamiento (V_{S1}) entra a la sección del prefraccionador y el líquido que desciende de la sección del prefraccionador (L_{S1}) entra al plato N_{F1} de la sección de agotamiento, así mismo, el vapor que sale por la parte superior del prefraccionador (V_{S2}) se alimenta al plato N_{F2} de la columna principal y la fracción de líquido (L_{S2}) proveniente de la sección de rectificación se alimenta al plato N_{TPF} del lado del prefraccionador. El vapor de cabeza de la columna principal (V) se condensa totalmente en un condensador y desemboca en el tambor se supone que está en su punto burbuja. El reflujo se bombea al plato superior (N_T) de la columna a una velocidad R . El producto destilado superior se elimina a una velocidad D .

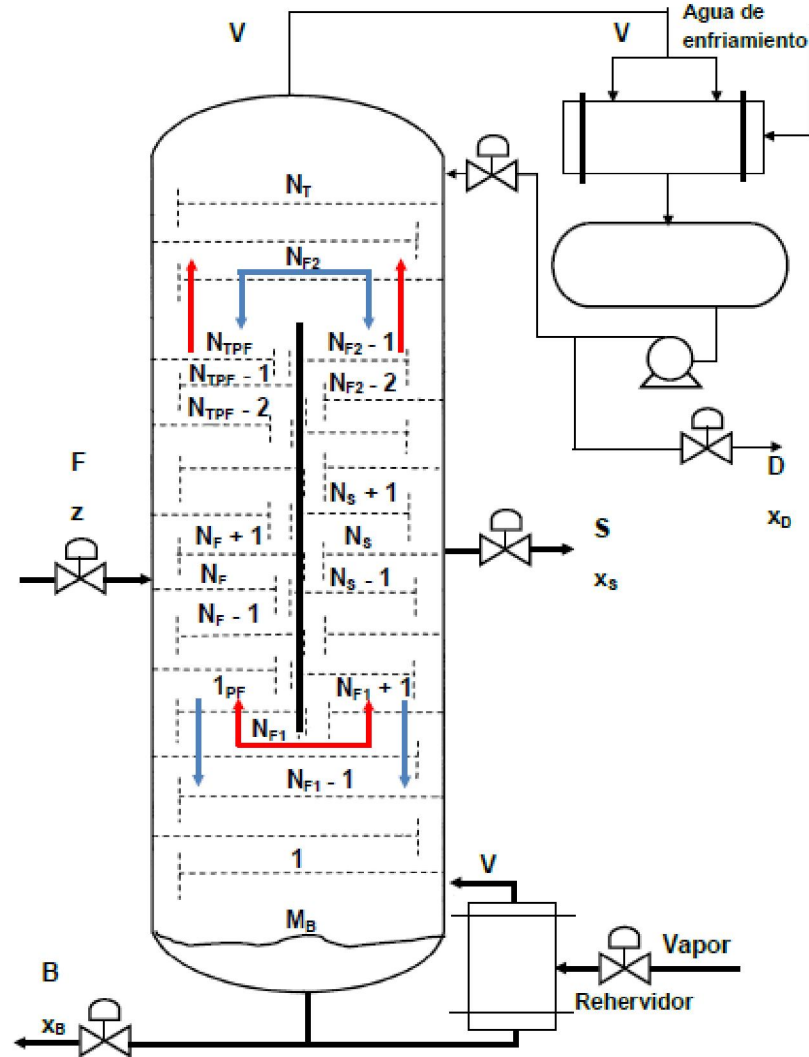


Figura 1.8. Modelo de la columna de pared divisoria (CPD)

Se omite cualquier tiempo de retardo (tiempo muerto) en la línea de vapor de la parte superior de la columna al tambor de reflujo y en la línea de reflujo que regresa al plato superior. Observe que y_{NT} no es igual, dinámicamente, a x_D . Los dos son iguales sólo en estado estacionario. En la base de la columna principal, el producto líquido de fondo se retira a una velocidad B y con una composición x_B . El vapor se genera en un rehervidor de termosifón a una velocidad V . El líquido circula del fondo de la columna a través de los tubos en el rehervidor vertical de tubos y coraza debido a la menor densidad de la mezcla de vapor-líquido en los tubos del rehervidor. Se supone que los líquidos en el rehervidor y en la base de la columna están juntos perfectamente

mezclados y tienen la misma composición x_B y el mismo nivel total de líquido M_B (moles). Las velocidades de circulación a través de rehervidores de termofisión bien diseñados son bastante altos, por lo que esta suposición es generalmente una buena idea. La composición del vapor que sale de la base de la columna y entra al plato 1 es y_B . Está en equilibrio con el líquido con composición x_B .

La columna (prefraccionador y columna principal) contiene un total de N , platos teóricos. El retenido de líquido en cada plato, incluyendo el tubo de descenso es M_n . El líquido en cada plato se asume que está perfectamente mezclado con composición x_n . El retenido del vapor se asume que es insignificante en todo el sistema. Aunque el volumen de vapor es grande, el número de moles es generalmente pequeño debido a que la densidad de vapor es mucho más pequeña que la densidad del líquido.

Otra suposición que se efectúa es que hay desbordamiento equimolar. Si el calor molar de vaporización de los componentes es aproximadamente el mismo, cada vez que un mol de vapor se condensa, se vaporiza un mol de líquido. Las pérdidas de calor por la columna y los cambios de temperatura de plato a plato (efectos calor sensible) se suponen despreciables. Estos supuestos implican que las velocidades de vapor y líquido a través de las secciones de agotamiento y rectificación serán constantes bajo condiciones de estado estacionario.

Sin embargo, se está interesado en condiciones dinámicas. Los supuestos anteriores, incluyen nivel de vapor despreciable, lo que significa que la velocidad de vapor a través de todos los platos de la columna es el mismo, dinámicamente, así como en estado estacionario.

$$V = V_1 = V_2 = V_3 \dots = V_{NT} \quad (1.9)$$

Estas velocidades no son necesariamente constantes con el tiempo. El vapor de ebullición se puede manipular dinámicamente. El efecto matemático de asumir desbordamiento equimolar es que no se necesita una ecuación de energía para cada plato. Esta es una simplificación muy importante.

Las tasas de líquido a través de la columna no serán las mismas dinámicamente. Ellas dependerán de la mecánica del fluido en el plato. A menudo, una simple relación de la fórmula del vertedero de Francis se utiliza para relacionar el nivel de líquido en la bandeja (M_B) a la tasa de flujo de líquido que sale del plato (L_n).

$$F_L = 3.33L_w(h_{ow})^{1.5} \quad (1.10)$$

donde: F_L = Tasa de flujo de líquido sobre el vertedero (ft^3/s); L_w = Longitud del vertedero (ft); h_{ow} = Altura del líquido sobre el vertedero (ft).

Por último se desprecia la dinámica del condensador y el rehervidor. En las columnas a escala comercial, la respuesta dinámica de estos intercambiadores de calor es por lo general, mucho más rápida que la respuesta de la propia columna. En algunos sistemas, sin embargo, la dinámica de este equipo periférico es importante y deben ser incluidos en el modelo.

1.4. Control en sistemas de destilación

El control de columnas de destilación es un tema de gran interés en la actualidad, ya que presenta problemas importantes derivados de interacciones y no linealidades que con frecuencia ocurren en la práctica. Debido a ello hay un gran número de estudios orientados al análisis de configuraciones de control planteado con diferentes enfoques (Skogestad, 1992; Rodríguez-Hernández y Chinea-Herranz, 2012). En principio, un buen control de una columna de destilación se puede identificar por un perfil de concentraciones. En la práctica, la medición directa de concentraciones es muy costosa para utilizarla en los esquemas de control. En su lugar, frecuentemente se utiliza la temperatura en diferentes puntos de la columna, como variable de medida. El esquema básico de control consiste en satisfacer el balance de materia y el balance de energía especificado para la operación, así como el requerimiento de reflujo para lograr la separación. Para ello se pueden considerar diferentes configuraciones de control que se utilizan en la práctica. La forma más sencilla de lograr esto es operar con una alimentación controlada, un flujo de producto con una razón controlada y suministrar suficiente vapor al rehervidor para mantener el flujo especificado. Esta

forma de control es buena cuando no importa la calidad del producto y sólo se separa la mezcla en fracciones ligeras y pesadas. Sin embargo, cuando la calidad del producto interesa, se debe tener información sobre la calidad del destilado. Este tipo de control, denominado realimentado de balance de materia, normalmente utiliza la medición de temperatura en algún punto de la columna cuidadosamente seleccionado. Este punto es de fundamental importancia para lograr un buen control.

El control de la presión en columnas que operan a condiciones normales se logra con una línea de venteo. A presiones superiores se utiliza una válvula de control de la presión en la línea de venteo del condensador que permite mantener los inertes que presurizan el sistema. El mismo sistema opera para operación al vacío.

Un esquema de control requiere también el control de nivel en los colectores de fondos y destilado, lo que normalmente es sencillo.

La destilación presenta muchas variantes dependiendo de las mezclas que se requieren procesar, las propiedades de los componentes y las condiciones de operación requeridas. Debido a esto, muchas veces se requieren esquemas de control específicos, según el tipo de problema. Algunos tipos de casos particulares son los siguientes:

- Productos impuros con muchos componentes. En este caso los perfiles de temperatura son menos sensibles y los balances de materia no son tan críticos. Un esquema de control de flujos y provisiones para mantener el reflujo es adecuado.
- Componentes con puntos de ebullición cercanos. En este caso se tienen separaciones difíciles y hay caídas de presión en la columna, las cuales enmascaran la influencia de la composición en el perfil de temperaturas. En el esquema de control debe relacionarse la medición de la temperatura con la presión.

- El producto del fondo o del destilado es muy pequeño. No es recomendable usar control de flujos pequeños, ya que su efecto en el sistema es insignificante. El control de nivel en los colectores es suficiente.
- Solamente la calidad de un producto es de importancia. Esta situación presenta la oportunidad de instrumentar un esquema de control para el producto de interés a expensas del otro.

Varias situaciones pueden originar tiempos de respuesta diferentes en una columna de destilación. Unas variables pueden tener cambios en segundos, otras en minutos y otras en horas. En estos casos se puede usar control en cascada, de forma que los lazos internos atiendan los cambios rápidos y los lazos externos los cambios más lentos. Algunas veces es suficiente incrementar la capacitancia o añadir alguna acción integral. El control de un sistema de destilación se vuelve un tema de trabajo de gran reto en la medida en que las configuraciones de procesamiento se hacen más complejas, debido a la integración de prefraccionadores, corrientes laterales, alimentaciones múltiples y, especialmente, el incremento de los niveles de pureza deseados. Así mismo, el gran consumo de energía asociado a la destilación ha incentivado el desarrollo de esquemas de integración de energía y la búsqueda de estructuras de control que optimicen este consumo. A medida que el proceso se complica, la respuesta del sistema se vuelve altamente no lineal.

1.5. Control en cascada

La estructura de controladores en cascada es una de las herramientas más útiles para diseño de controladores avanzados en la industria. Su utilidad radica en su capacidad para rechazar perturbaciones y mejorar el desempeño de los controladores. Este tipo de estrategia es usada en los procesos químicos, debido a que existen variables con medidas retardadas o procesos de gran capacitancia, como columnas de destilación, en los cuales la implementación de una técnica de control convencional como el uso de controladores tipo PI implica retardos en las acciones de control y mal desempeño de los controladores, ya que las perturbaciones y los ruidos de medición no serán

detectados al tiempo que ocurren y por lo tanto el control tardará en corregir la acción de control.

La idea de usar control en cascada se originó con el problema de rechazo de perturbaciones cuyos efectos se detectan de manera muy rápida en una salida de control secundaria que en la variable controlada. Entonces, el uso de control en cascada es recomendado para aquellos procesos en los cuales la dinámica de un lazo de control secundario es más rápida que la dinámica del proceso primario (Stephanopoulos, 1984). En estas condiciones, la interacción entre los dos esquemas de control formados es prácticamente nula debido a la diferencia en sus dinámicas y por la cual se dice que no se presentan problemas de sintonizado en el esquema de control en cascada.

La estructura de un control en cascada convencional está compuesta por dos controladores retroalimentados, donde la salida del control primario o control maestro cambia el punto de referencia del control secundario o esclavo. La salida del control secundario incide directamente en la acción final de control.

1.5.1. Tipos de controladores en cascada

Existen dos tipos de estructuras en las cuales el control en cascada puede aplicarse. Genéricamente se dice que si la variable manipulada afecta a una variable y ésta a su vez afecta a una segunda variable controlada, la estructura se denomina control en cascada en serie. Pero si la variable manipulada afecta directamente a la variable controlada y a una segunda variable, entonces el control es cascada paralelo.

1.5.1.1. Control en cascada en serie

La Figura 1.9 muestra dos lazos de control en cascada en una columna de destilación. El lazo de control de la temperatura inferior mantiene una temperatura en algún plato en la sección de agotamiento de la columna cambiando el setpoint de un controlador de flujo de vapor. La función de transferencia del proceso secundario o esclavo G_s en el sistema es la función de transferencia de la válvula, la relación entre la salida del controlador de flujo y el caudal de vapor. La función de transferencia del proceso

primario o maestro G_M es la relación entre el flujo de vapor y la temperatura del plato. Estas dos funciones de transferencia del proceso están en serie, como se ilustra en la Figura 1.10a. La estabilidad del lazo esclavo depende de las raíces de la ecuación característica (Ec. 1.11) de lazo cerrado

$$1 + B_S G_S = 0 \quad (1.11)$$

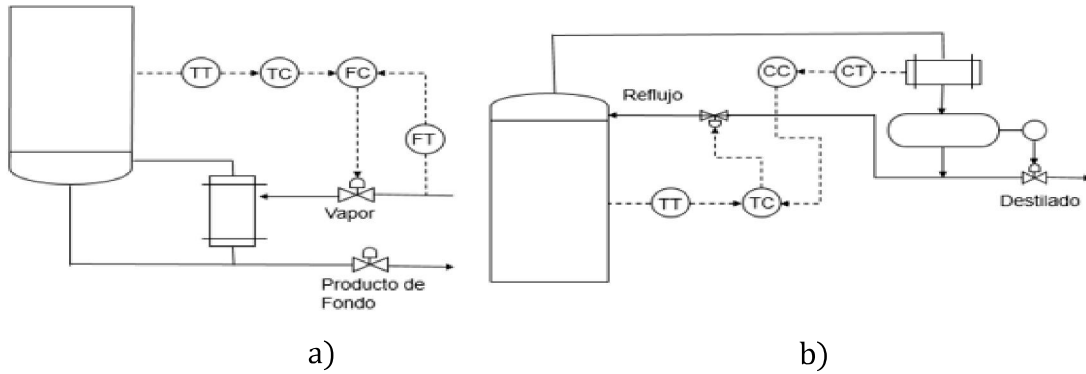


Figura 1.9. Ejemplo de control en cascada en serie (a) y cascada paralelo (b) en una columna de destilación

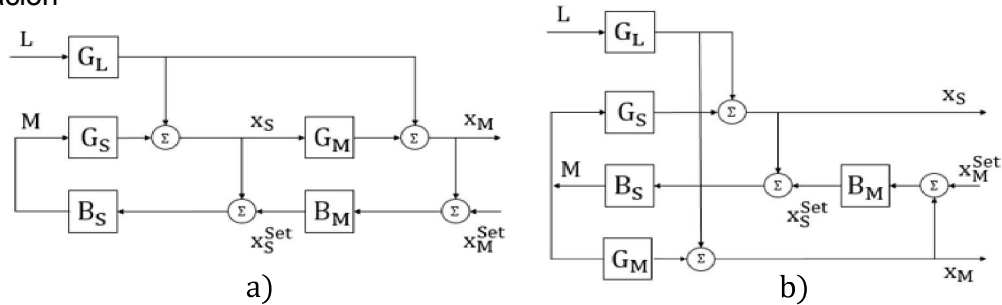


Figura 1.10. Diagramas de bloque de cascada en serie (a) y cascada paralelo (b)

La estabilidad del lazo maestro en este sistema cascada en serie convencional, con el lazo esclavo en automático, depende de las raíces de la ecuación característica (Ec. 1.12) en lazo cerrado

$$1 + B_M G_M \left[\frac{B_S G_S}{1 + B_S G_S} \right] = 0 \quad (1.12)$$

Sin el control en cascada, la ecuación característica (Ec.1.13) del lazo cerrado para el sistema es

$$1 + B_M G_M G_S = 0 \quad (1.13)$$

1.5.1.2. Control en cascada paralelo

El lazo de control de temperatura superior en la Figura 1.9b ilustra un proceso en cascada paralelo. La composición de vapor del cabezal es controlada cambiando el setpoint de un controlador de temperatura de plato. La variable manipulada en este sistema es la tasa de reflujo. Esto afecta a la composición del cabezal y la temperatura de plato a través de dos funciones de transferencia distintas. Así, las funciones de transferencia del proceso no están conectadas en serie.

El reflujo tiene efectos paralelos sobre la temperatura y la composición del cabezal. Estos efectos son, por supuesto, de interdependencia e interacción. El reflujo no afecta la primera temperatura, lo cual luego afecta a la composición del cabezal.

La Figura 1.10b ilustra un diagrama de bloque que representa al sistema. Las dos funciones de transferencia del proceso en paralelo son G_S y G_M para la temperatura y la composición, respectivamente. La ecuación característica del lazo cerrado esclavo es la misma que la de serie, Ecuación 1.11, pero la ecuación característica (Ec. 1.14) de lazo cerrado del lazo maestro en este sistema cascada paralelo, con el lazo esclavo en automático, es

$$1 + B_M G_M \left[\frac{B_S}{1 + B_S G_S} \right] = 0 \quad (1.14)$$

La Ecuación 1.14 difiere de la Ecuación 1.12 en que se elimina el término G_S del numerador. Sin el control en cascada, la ecuación característica (Ec. 1.15) del lazo cerrado es

$$1 + B_M G_M = 0 \quad (1.15)$$

1.6. Diseño backstepping

Esta técnica se aplica para sistemas no lineales con estructura tipo cascada, la idea principal es aplicar el diseño a una parte del sistema con el fin de hacer un desacoplamiento de estados y contrarrestar las no linealidades por separado. Lo cual

se logra a través del uso de entradas virtuales o *pasivas*. Una vez que se aplica el diseño a una etapa o parte del sistema, esto se hace recursivo con las demás etapas hasta obtener la entrada real de control.

Una característica de esta técnica de diseño, es que se emplean expresiones analíticas de las derivadas en tiempo de la ley de control obtenidas en una etapa anterior. La flexibilidad que ofrece esta técnica en su uso, es que puede usarse para evitar cancelaciones de polos, lo que a su vez incide en la estabilidad del sistema. Y también sirve para robustecer las acciones de los controladores. Para tener una idea más clara del uso de esta técnica se muestra un ejemplo.

Ejemplo:

Se cuenta con el siguiente sistema

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2 + \theta \\ \dot{x}_2 = x_2 \\ \dot{x}_3 = u \end{cases} \quad (1.16)$$

donde θ es un parámetro incierto del cual se sabe que pertenece a un intervalo de valores comprendido entre -1 y 1, de manera que $\theta \in [-1,1]$. El sistema (1.16) puede representarse por el diagrama de bloques de la Figura 1.11, el cual muestra un esquema retroalimentado.

Para $u = 0$ el sistema muestra dos tipos de inestabilidad: la primera es una estabilidad lineal debida al doble integrador (x_2, x_3) y una inestabilidad no lineal en el subsistema $x_1 = \theta x_1^2$. El objetivo de control es asegurar que el sistema sea asintóticamente estable por medio de alguna técnica de diseño. Esto se va a lograr mediante el uso de una salida *pasiva* y de una función de almacenamiento que va a ser usada como función Liapunov. Lo anterior se va hacer de manera recursiva hasta obtener la entrada real de control u .

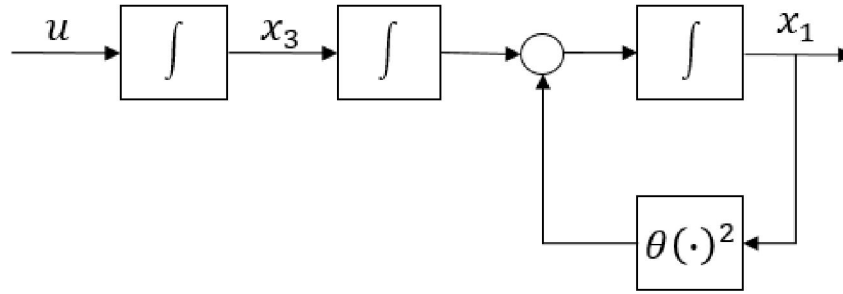


Figura 1.11. Diagrama de bloques de un sistema estrictamente retroalimentado

1.6.1. Obtención de salidas de control pasivas

Existen dos propiedades que debe cumplir una salida *pasiva*: la primera es que debe ser de grado relativo uno y la segunda que debe ser de fase mínima. Para obtener una salida de grado relativo uno que sea usada en el sistema (1.16), ésta debe ser función de x_3 . Entonces, se define $y_3 = x_3 - \alpha_2(x_1, x_2)$. A continuación se tiene que seleccionar $\alpha_2(x_1, x_2)$ tal que se satisfaga el requerimiento de que sea de fase mínima, lo que significa que el sistema sea de manera global asintóticamente estable cuando existe dinámica cero. Se establece entonces que $y_3 = 0$ lo cual muestra que la dinámica cero del subsistema (Ec.1.17) es:

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2 + \theta x_1^2 \\ \dot{x}_2 = \alpha_2(x_1, x_2) \end{cases} \quad (1.17)$$

Para el subsistema (1.17) se debe encontrar ahora una ley de control estabilizante $\alpha_2(x_1, x_2)$, de manera que ahora se presenta el problema de estabilización del subsistema formado. Sin embargo, este nuevo problema de estabilización es de un orden menor al del sistema original, tercer orden (Ecuación 1.16). Entonces, el problema original es reducido a estabilizar un subsistema de segundo orden (Ec.1.18):

$$\begin{cases} \dot{x}_1 = x_2 + \theta x_1^2 \\ \dot{x}_2 = x_3 \end{cases} \quad (1.18)$$

en el cual x_3 es el “control”. Ahora para resolver este problema se necesita construir una salida virtual o salida *pasiva* que se va a definir como $y_2 = x_2 - \alpha_1(x_1)$, de manera

que ahora se va a diseñar $\alpha_1(x_1)$ para asegurar globalmente estabilidad asintótica de la dinámica cero en el subsistema formado como en la Ecuación 1.19:

$$\dot{x}_1 = \alpha_1(x_1) + \theta x_1^2 \quad (1.19)$$

Una vez más, se ha reducido el problema, de manera que ahora se tiene que estabilizar el subsistema de primer orden (Ec. 1.20):

$$\dot{x}_1 = x_2 + \theta x_1^2 \quad (1.20)$$

en la cual x_2 es el “control” y $y_1 = x_1$ es la salida.

1.6.2. Diseño de salidas de control pasivas: definición de backstepping

La definición de salidas pasivas y_1 , y_2 , y y_3 se realiza en dirección ascendente de y_3 a y_2 y de y_2 a y_1 . Estas salidas se obtienen construyendo las funciones $\alpha_1(x_1)$ y a $\alpha_2(x_1, x_2)$, cada una de estas funciones tienen el rol de una “ley de control” de la siguiente forma: $\alpha_1(x_1)$ para x_2 como un *control virtual* para el subsistema (1.20), y $\alpha_2(x_1, x_2)$ para x_3 como *control virtual* para el subsistema (1.18). Este procedimiento muestra un diseño recursivo que se lleva a cabo en una dirección descendente, diseñando primero $\alpha_1(x_1)$, luego $\alpha_2(x_1, x_2)$ y por último $\alpha_3(x_1, x_2, x_3)$ para el control real u . En esta dirección descendente se comienza por el subsistema escalar (1.20), el cual es aumentado posteriormente por una ecuación a la expresión (1.18) y de nuevo aumentado por una ecuación al sistema original (1.16). Si esto se visualiza en un diagrama de bloques se observaría que se traza una trayectoria en retroceso empezando con el integrador más alejado de la entrada de control real u , por lo cual esta técnica de diseño se denomina *backstepping*.

1.7. Estructuras de control

Se presentan trabajos que han discutido el control en columnas de pared divisoria. Los autores de estos trabajos han seleccionado diferentes sistemas químicos ternarios para su separación y han explorado estructuras de control (la selección y apareamiento de las variables manipuladas y controladas) con diferentes objetivos de control y algoritmos de control.

Algunos autores controlan solo dos composiciones, mientras que otros controlan tres o incluso cuatro composiciones.

Algunos de los trabajos utilizan el control directo por medición o control indirecto por la medición simple de temperaturas de referencia a lo largo de la columna.

1.7.1. Control de composición

Wolff y Skogestad (1995) presentan ejemplos de la aplicación del control en cascada en una columna Petlyuk para el caso en que solo se regula la composición de un efluente mediante la regulación de la temperatura en un plato, cuyo setpoint viene de un lazo cascada basado en la medición de la composición del producto en cuestión y no recomiendan el uso de dos lazos de control en cascada para columnas altamente interactivas. Abdul Mutalib y Smith (1998) presentaron un estudio de simulación del sistema metanol/2-propanol/butanol en una columna de 23 etapas con purezas 98.5% mol. A diferencia de Wolff y Skogestad (1995), estos autores encontraron que el emparejamiento alternativo $QR-x_{S2}$ y $LSS-x_{B3}$ funcionó bien en una estructura de control de tres composiciones con otro lazo siendo $R-x_{D1}$ o $D-x_{D1}$ (cambiando la variable de control del nivel de reflujo). No utilizaron la división de líquido como variable manipulada. Halvorsen y Skogestad (1999) estudiaron un sistema hipotético de volatilidad relativa constante. Estos autores señalaron que el lado de la pared del prefraccionador debe lograr dos objetivos: (1) evitar que el componente más pesado salga por la parte superior de la sección del prefraccionador y (2) evitar que el componente más ligero salga por la parte inferior de la sección del prefraccionador. El primer objetivo se encontró que era más importante que el segundo ya que una parte del componente pesado que entra en la sección de rectificación fluye hacia abajo a través del lado de la corriente lateral de la pared. Puesto que este componente está principalmente en fase líquida, afectará negativamente la pureza de la corriente lateral líquida. Serra y col. (2001) estudiaron tres sistemas con diferentes volatilidades relativas utilizando una columna de 33 platos y purezas de 99 % mol. Ellos utilizaron el índice de capacidad de control para seleccionar parejas de variables en una

estructura de control de tres puntos. La separación de líquido no se varió. Una comparación de las estructuras de control PID y matriz dinámica de control reveló que el control PID dio mejor desempeño en la perturbación de carga. Segovia-Hernández y col. (2002) presentaron un análisis dinámico de tres secuencias de destilación térmicamente acopladas (Petlyuk, secuencias térmicamente acoplada directa e indirecta) y las secuencias convencionales directa e indirecta para la separación de mezclas ternarias para comparar la eficiencia de cada una de ellas. Analizaron la mezcla ternaria n-pentano, n-hexano y n-heptano con fracciones molares de 0.4/0.2/0.4. Demostraron que la secuencia indirecta presenta mejores respuestas en tiempos de estabilización y desviaciones de las perturbaciones pero que la mejor respuesta dinámica fue obtenida en la configuración Petlyuk, ya que presenta mejores propiedades de control. Lo que demuestra que las secuencias de destilación con acoplamiento térmico pueden ofrecer mejores propiedades de control que las secuencias de destilación convencionales. Álvarez-Ramírez y col. (2002) explican que se necesita un enfoque unificador para sistematizar la construcción adecuada de controladores para explicar con rigor su propiedad extraordinariamente robusta en el uso de modelos lineales de entrada-salida simples, y para explorar la posibilidad de mejorar su fabricación y funcionamiento. Algunos de estos problemas se resuelven con el enfoque backstepping-pasivación desarrollado recientemente en el control no lineal constructivo, produciendo una construcción sistemática del controlador acoplado a un sistema de sintonización sencilla que se puede ejecutar con las normas de ajuste estándar, un criterio de estabilidad de lazo cerrado, una explicación del comportamiento dinámico de lazo cerrado, y controladores que funcionan mejor que los existentes. Ling y Luyben (2010) propusieron una estructura que controla los niveles de impureza en las tres corrientes de producto y también una composición en el prefraccionador (que implícitamente logra la minimización de la energía) mediante el uso de cuatro variables manipuladas: la división de líquido, tasa de reflujo, tasa de flujo de la corriente lateral y tasa de vapor. Estudiaron el sistema benceno, tolueno, o-xileno (BTX), y especificaron purezas de producto de 99% mol. Demostraron que, manteniendo una composición de xileno en la parte superior del prefraccionador tiene

el potencial de lograr el objetivo de minimizar el consumo de energía para los cambios en la composición de la alimentación. Kiss y van Diggelen (2010) publicaron un estudio de comparación de estructuras de control basado en diversos lazos PID frente a controladores más avanzados, incluyendo LQG/LQR, GMC y controlador de orden superior obtenido por H^∞ y μ síntesis pero no fue utilizado un control de energía óptimo. El LQG con la acción integral y entradas de referencia se encontró que ofrece el mejor desempeño de control. Sin embargo, las restricciones a las entradas de procesos, estados y salidas no pueden abordarse bien por el controlador LQG. En el pasado, LQG fue incapaz de tener un impacto significativo industrial, principalmente debido a este problema, pero también debido a otras limitaciones en el manejo de no linealidades del proceso y el algoritmo de re-optimización requerida en cada paso. Ling y col. (2011) utilizaron también la mezcla BTX, en la cual exploraron una nueva estructura de control para controlar la remezcla del componente intermedio. Encontraron que evitando la remezcla de tolueno en la parte superior del prefraccionador, ayuda a que la columna con pared divisoria (DWC) trabaje muy cerca de las condiciones óptimas, minimizando el consumo de energía. El lazo de control de remezclado fue instalado en lo alto del prefraccionador, en el cual 2 composiciones de líquido fueron seleccionados y su diferencia fue calculada para controlar la remezcla del componente intermedio (tolueno). Esta estructura de control requiere la medición de 2 composiciones en lugar de una, lo cual es una desventaja. Los autores presentaron los resultados para perturbaciones en la composición de la alimentación de $\pm 20\%$ para los tres componentes. Para perturbaciones en la composición de la alimentación de tolueno el método de remezclado proporcionó una respuesta más rápida. Rewagad y Kiss (2012) publican el estudio de estrategias de control avanzado basadas en el modelo de control predictivo (MPC) acoplado o no con el mejor controlador encontrado en un trabajo anterior, un controlador PID (DB/LSV). Su estudio lo llevaron a cabo en la mezcla BTX, con purezas de productos de 97%. Realizaron perturbaciones de $+10\%$ en la tasa de alimentación y $+10\%$ en la composición de la alimentación. La estructura de control DB/LSV mostró sobretiro principalmente en la composición de tolueno. La respuesta del controlador MPC se caracterizó por un bajo

sobretiro y tiempos de asentamiento cortos. Ambas estructuras de control mostraron tiempos de asentamiento cortos (<10 h) para todos los componentes. Mediante el estudio del error integral absoluto (IAE), MPC resultó ser la estructura más estable. Este estudio demostró que MPC basado en el modelo de predicción lineal es muy capaz de controlar el proceso de DWC altamente no lineal. El desempeño de la MPC se puede caracterizar por la eficiencia del programa de resolver en términos de rutinas de optimización, la capacidad de cálculo del procesador y de la complejidad del modelo utilizado para las predicciones. Todo esto introduce una carga en la aplicación del algoritmo de MPC en la industria. Tututi-Ávila y col. (2014) desarrollaron el modelo dinámico para una columna de destilación de pared divisoria para una mezcla ternaria (*n*-pentano, *n*-hexano, *n*-heptano; *n*-butano, *i*-pentano, *n*-pentano; *i*-pentano, *n*-pentano, *n*-hexano; benceno, tolueno, etilbenceno) en gPROMS. El modelo se utilizó para generar los datos que se ocuparon para el emparejamiento lazo de control a través de la matriz de ganancia relativa (RGA) y los parámetros del controlador se encontraron utilizando los modelos internos de control de sintonización (IMC). Las mejores estructuras de control para sistemas de DWC, involucraron cuatro diferentes mezclas ternarias y dos diferentes composiciones de alimentación por cada mezcla. Wang (2014) presentó en su trabajo el análisis y simulación de los estados estacionarios múltiples (MSS) en una columna de pared divisoria. La primera simulación de estado estacionario para la separación de benceno-tolueno-xileno (BTX) se corrió para obtener sus cuatro soluciones diferentes utilizando el simulador comercial de procesos Aspen Plus para después analizar y comparar detalladamente estas soluciones. A partir de los resultados obtenidos, se pudo concluir que existen MSS en la columna de pared divisoria, la cual es importante por su diseño, control y operación, pero que no ha sido declarada abiertamente en la literatura hasta ahora. Además, la característica de obvia agrupación se encuentra entre las cuatro soluciones de caso BTX DWC, y el componente más ligero y más pesado, benceno y tolueno, respectivamente, tienen dos recuperaciones diferentes en la parte superior de la columna lateral entre las cuatro soluciones.

1.7.2. Control de temperatura

Abdul Mutalib y col. (1998b) informaron los estudios experimentales del sistema metanol/2-propanol/butanol utilizando temperaturas en lugar de composiciones como las variables controladas. Intentaron controlar sólo dos temperaturas en el sistema. También mantuvieron la tasa de flujo de la corriente lateral constante. Demuestran el control de temperatura estable, pero informan control pobre en la composición que resulta de su estructura de control propuesta, incluso para las perturbaciones relativamente pequeñas en la composición de la alimentación. Los resultados demuestran que controlando sólo dos temperaturas y fijando la tasa de flujo de corriente lateral no proporcionan un control eficaz. Adrian y col. (2004) reportaron estudios experimentales del sistema butanol/pentanol/hexanol en el laboratorio de la miniplanta BASF. Tres temperaturas fueron controladas, una de las cuales estaba en el prefraccionador cuya función era que el componente pesado (hexanol) no pasara el borde superior de la pared divisoria. Los investigadores compararon el control PID con el control de modelo predictivo (MPC) y afirmó mejorar el control mediante MPC. Sin embargo, la estructura de control para el control PID consistió de controlar una temperatura en el prefraccionador mediante la manipulación de la tasa de reflujo, controlando una temperatura por encima de la corriente lateral extraída, mediante la manipulación de la separación de líquido y controlando una temperatura en la parte inferior de la columna mediante la manipulación de la velocidad de flujo de la corriente lateral. Es importante señalar que la entrada de calor se fijó y no fue manipulada en la estructura de control PID. En la estructura de MPC, sin embargo, la entrada de calor del rehervidor se utiliza además de las otras tres variables manipuladas. Wang y Wong (2007) estudiaron el sistema etanol/1-propanol/1-butanol en una columna de 91 etapas con un prefraccionador de 65 etapas. Purezas de producto muy altas de 99.9 % mol fueron especificadas. Los autores exploraron el uso de control de temperatura en lugar del control de composición utilizando estructuras de control PID. Una temperatura en el prefraccionador y dos temperaturas en la columna principal se seleccionaron. Grandes desviaciones de la pureza del producto fueron reportados por perturbaciones en la composición de la alimentación. Los autores recomendaron una estructura de

control en cascada temperatura/composición para resolver este problema. Dwivedi y col. (2013) estudiaron la selección de las estructuras de control para el sistema ternario etanol/propanol/n-butanol en la columna Petlyuk (con pared divisoria) con el objetivo de lograr la pureza del producto deseado con un uso mínimo de energía (V). Consideraron cuatro estructuras de control alternas con y sin la fracción de vapor como un grado de libertad. Luan y col. (2013) propusieron un esquema de control simplificado de diferencia de temperatura (STDC), que consta de dos lazos de temperatura y dos lazos de control de diferencia de temperatura. Los dos lazos de control de temperatura están situadas, respectivamente, en las secciones de rectificación y de agotamiento de la columna de destilación principal. Un lazo de control de diferencia de temperatura se encuentra en el prefraccionador y el otro lazo de control de diferencia de temperatura se encuentra en la columna de destilación. Eligieron la separación de tres mezclas ternarias ideales, con diferente índice de separación (ESI) (1, 2 y 0.5), así mismo llevaron a cabo una comparación con los esquemas de control de temperatura como el TC (control de temperatura convencional) y el DTC (control de diferencia de temperatura). El esquema STDC parece ligeramente desfavorable en términos de la desviación de estado estacionario en la calidad de los tres productos. En el aspecto de la robustez del esquema STDC a las variaciones de la ESI, el esquema STDC parece ser ventajoso sobre los esquemas TC y TDC, el cual se refleja en el grave deterioro en el comportamiento de los sistemas para un ESI=0.5. Aunque los esquemas TDC y STDC tuvieron las mejores respuestas aún presentan pequeñas desviaciones (offset) en las purezas de los productos. Matla-González y col. (2013) desarrollaron un sistema de control basado en las mediciones de temperatura para controlar indirectamente la pureza de los productos obtenidos de una columna Petlyuk de destilación. El diseño de control consistió de modelos lineales entrada-salida las cuales mostraron propiedades interesantes de estabilidad durante un largo plazo de tiempo de simulación, lo que permitió la evaluación del desempeño de control en virtud de una secuencia de hasta tres perturbaciones en la composición de alimentación. La idea del esquema de control es estudiar la relación entre la temperatura y la composición de los productos. La mezcla ternaria estudiada estuvo

compuesta por benceno (LK), tolueno (HK) y o-xileno en una relación 30/30/40 % respectivamente. El esquema de control consistió de cuatro controladores implementados de la siguiente manera: tres controladores Proporcional-Integral (PI) para regular la temperatura de tres etapas a lo largo de la columna principal y un controlador en cascada para regular la temperatura en una etapa en la columna principal manipulando una temperatura en una etapa en el prefraccionador. Los controladores fueron diseñados utilizando las directrices de control de modelo interno de compensación PI tradicional. Se introdujeron al sistema de control perturbaciones en la composición de la alimentación con el fin de observar la respuesta. Los resultados obtenidos muestran que la estructura de control mantiene la pureza de los productos finales dentro de rangos aceptables, a pesar de la existencia de perturbación. Caricio-Martínez (2014) desarrolló el modelo dinámico de la columna de pared divisoria para evaluar su operación en estado dinámico y por último evaluó el uso de mediciones de temperatura para regular las composiciones de las 3 corrientes de producto de la columna. Seleccionó la mezcla BTX (benceno-tolueno-o-xileno) como ejemplo demostrativo. Analizó los criterios de selección de estado estacionario para seleccionar los platos de medición de temperatura para regular la composición de los productos. A partir de estos criterios se obtuvieron 16 estructuras de control de temperatura simple los cuales fueron sintonizados mediante el método de Internal Model Control. Cada estructura de control constó de 4 lazos de control, 3 lazos tipo Proporcional-Integral (PI) en la columna principal y un lazo de control tipo Proporcional (P) en la sección del prefraccionador. Las estructuras de control analizadas regularon la composición de los productos a pesar de las perturbaciones que son introducidas en la alimentación al prefraccionador. Por último aplicaron el método de diseño backstepping para una estructura de control en cascada, la cual se basa en mediciones de temperatura. La estructura de control que propusieron mejoró la respuesta de la composición de los productos que se obtuvieron de las 16 estructuras de control simple analizadas en primer lugar, su tiempo de respuesta fue superior y se mantuvo muy cerca del valor deseado las composiciones de las 3 corrientes de producto, lo cual la hace factible de llevar a la práctica este tipo de columna. Yuang y Huang (2014) propusieron un

esquema simplificado de control doble de diferencia de temperaturas (SDTDC) que incluyó dos controles de temperatura (TC) y dos lazos DTDC. Mientras se diseñaron los lazos TC para regular el producto de destilado y fondo, respectivamente, se diseñaron los dos lazos DTDC para controlar estrechamente el prefraccionador y producto intermedio. Esta estrategia de diseño hace uso deliberado de las características de operación de la DWC y puede en consecuencia facilitar el control de los productos y robustez ante las perturbaciones. Estudiaron el control de una DWC para la separación de una mezcla ternaria de benceno/tolueno/o-xileno para comparar el esquema SDTDC contra los esquemas TDC y DTDC. Mostraron que aunque comparten igual número de mediciones de temperatura, el esquema SDTDC es superior al esquema TDC reduciendo el offset en los tres productos. Gupta y Kaistha (2015) realizaron un análisis de bifurcación no lineal de una CPD para demostrar la existencia de la multiplicidad de las relaciones de entrada-salida en estado estacionario, para sintetizar un sistema de control inferencial de temperatura robusto y para observar la robustez y fragilidad de las mediciones de temperatura inferenciales alternativa. Además, informan sobre el efecto del diseño de variables controladas de temperatura inferencial robusta sobre el control dinámico del proceso BTX DWC altamente no lineal. En concreto, la sensibilidad del prefraccionador, parte media de la columna principal y la temperatura de los platos de la sección de agotamiento presentó multiplicidad de estados. Este comportamiento de multiplicidad se atribuye a los cambios en el componente que empieza a derramarse dentro del efluente. Dohare y col. (2015a) utilizaron el modelo predictivo de control (MPC) controlando temperaturas como una manera indirecta para el control de las composiciones de los tres productos (benceno, tolueno y o-xileno) en una columna de pared divisoria e introdujeron perturbaciones en el flujo de alimentación, composición de la alimentación y en la división de líquido. Las temperaturas que seleccionaron fueron el plato 6 de la sección de rectificación, el plato 18 de la columna principal y el plato 6 de la sección de agotamiento. Como variables manipuladas utilizaron la tasa de reflujo, corriente lateral y tasa de calor. Este tipo de control fue capaz de controlar las temperaturas (y por lo tanto el grado de pureza del producto) de las tres secciones en presencia de

perturbaciones del $\pm 10\%$. Dohare y col. (2015b) utilizaron mediciones de temperatura en etapas adecuadas de una columna de pared divisoria para el control indirecto de la composición de los productos de una mezcla ternaria BTX (benceno-tolueno y o-xileno). La tasa de reflujo, la corriente lateral y la tasa de calor se seleccionaron como variables manipuladas para el control de la temperatura del sexto plato de la sección de rectificación, el onceavo plato de la columna principal y el plato 12 de la sección de rectificación. Utilizaron un algoritmo de retropropagación como un algoritmo de prueba para sintonizar los pesos de conexión para la función de cada neurona. El desempeño del control del ANNPC (Artificial Neural Network Predictive Control) se investigó con perturbaciones de $\pm 10\%$ en la tasa de flujo de alimentación, composición en la alimentación y división de líquido. El desempeño de control se analizó utilizando índices de criterio de desempeño y parámetros de desempeño tales como AE, ITAE, ISE, ITSE, tiempo de subida, y el tiempo de asentamiento. Se observó que estos parámetros de rendimiento son menores para ANNPC comparado con el control PID. El tiempo de asentamiento en caso de PID varía de 2.77 a 4.55 h, significativamente más alta que en ANNPC (0.37 hasta 0.66 h). El tiempo de subida es 0.66 a 1.20 h para el PID y 0.03 a 0.27 h para ANNPC. Zong y col. (2015) demostraron que el problema del agujero negro presente en las columnas de destilación de pared divisoria puede resolverse con un sobre diseño a través del ajuste del número de etapas de la columna para su proceso dinámico y controlabilidad, debido a que el sobre diseño produce un efecto favorable entre las relaciones implicadas del prefraccionador y la columna principal. Arjomand y Fanaei (2015) optimizaron la operación de una columna de pared divisoria para tres productos diseñando una estructura de control por medio de un procedimiento sistemático de auto-optimización con el objetivo de obtener productos de alta pureza con un uso mínimo de energía. Demostraron que es posible obtener mejores propiedades de auto-optimización controlando combinaciones lineales de mediciones en la variable controlada que un controlador convencional de mediciones individuales.

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

CAPÍTULO 2

MATERIALES Y MÉTODOS

2.1. Descripción del sistema

En este capítulo se presenta el modelo dinámico de una columna de destilación de pared divisoria basado en balances de materia y energía por componente en cada plato, así como en relaciones termodinámicas, lo cual permite predecir y analizar el comportamiento de las composiciones, la temperatura en cada plato, los flujos internos de líquido y vapor así como las tasas de reflujo y calor. Para la solución numérica del modelo dinámico se utilizó un programa en Fortran 95 (adaptado de Luyben, 1990) para simular el comportamiento dinámico de estos sistemas. La solución dinámica del modelo de la columna de pared divisoria resulta más complicada que la columna convencional, por lo que es importante contar con algoritmos para la solución numérica del modelo dinámico de estas columnas para simular adecuadamente su comportamiento y realizar estudios de diseño y control.

Uno de los propósitos de este trabajo fue realizar la solución del modelo dinámico de la columna de pared divisoria y presentar los resultados obtenidos mediante un simulador basado en el modelo desarrollado para posteriormente introducir controladores y observar la respuesta del sistema frente a diferentes perturbaciones. Para lograr este objetivo se realizó el estudio para la separación de la mezcla benceno (LK), tolueno (HK) y o-xileno (HHK1). Para ejecutar las simulaciones fue necesario declarar las condiciones de operación y especificaciones de diseño del equipo, en la Tabla 2.1 se muestran las variables necesarias para la solución del modelo del caso de estudio, considerando como referencia los valores reportados por Ling y Luyben (2010).

Tabla 2.1. Parámetros de la columna

Parámetros	Mezcla BTX
Número de componentes	3
Fracción de retorno de líquido (β)	0.322
Fracción de retorno de vapor (α)	0.631
Prefraccionador (SEC 2)	
Número de etapas	24
Etapas de alimentación	13
Flujo de Alimentación, kmol/s	1
Diámetro, m	5.63
Columna Principal	
Número de platos	44
Etapas de alimentación de líquido	12
Etapas de alimentación de vapor	37
Etapas de salida de la corriente lateral	25
Diámetro SEC 1 y 3, m	7.23
Diámetro SEC 4, m	4.53
Tasa de reflujo, kmol/s	0.6672
Presión en fondo, kPa	67.89
Presión en el domo, kPa	37.49
Entrada de calor al rehervidor, 10^6 kJ/h	127.24
Eficiencia de la etapa, %	100

Además de los parámetros de diseño de la columna es necesario conocer las propiedades de los componentes puros que conforman la mezcla que se desea analizar para alimentarlos al programa, éstos se describen en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Propiedades de los componentes de la mezcla BTX

Propiedades	Benceno	Tolueno	o-Xileno
Peso molecular, lbm/lbmol	78.118	92.1384	106.165
Densidad, lb/ft ³	51.0	50.0	50.32
Entalpía de vaporización, BTU/lbm	179.8	129.7	143.0
Punto de ebullición, °F	176.162	231.134	291.974
Capacidad calorífica del vapor, BTU/lbm °F	0.33	0.38	0.3925
Capacidad calorífica del líquido, BTU/lbm °F	0.445	0.45	0.455
Presión de vapor a T1, psia	5.01	1.692	1.662
T1, °F	120.0	120.0	171.4
Presión de vapor a T2, psia	20.0	25.05	10.07
T2, °F	198.98	267.0	267.0

En la Tabla 2.3 se muestran las condiciones de operación en estado estacionario de la mezcla reportados por Ling y Luyben (2010). Lo que se buscó en este sistema es

que el destilado sea rico en componente ligero (benceno), la corriente lateral rica en el componente intermedio (tolueno) y el fondo sea rico en componente pesado (o-xileno).

Tabla 2.3 Condiciones de operación en estado estacionario de la mezcla BTX

Composiciones, fracción molar	Alimentación	Destilado	Corriente Lateral	Fondo
Benceno	0.3	0.99	0.001	0.00
Tolueno	0.3	0.10	0.990	0.01
o-Xileno	0.4	0.00	0.009	0.99
Tasa de flujo, lbmol/h	7929.5154	2404.802	2349.243	3182.593
Temperatura, °F	179.33	119.93	----	266.99

2.2. Modelo matemático de la columna de pared divisoria

Esta sección se divide en dos subsecciones, en la primera se presentan las ecuaciones correspondientes a la columna principal y en la segunda las del prefraccionador.

En el desarrollo del modelo dinámico se comenzó por escribir las ecuaciones de continuidad dinámica de masa y energía en una n -ésima etapa, tal como es presentado por Luyben (1990) para una columna de destilación no ideal multicomponente con NC componentes, desbordamiento no equimolar, y etapas ineficientes. Este modelo es adecuado para ser aplicado a la CPD ya que considera las salidas de las corrientes laterales y la alimentación múltiple, en las fases líquida y vapor. Se consideraron los siguientes supuestos: 1) El líquido del plato es incompresible y se encuentra perfectamente mezclado; 2) El retenido molar de vapor en el plato es insignificante; 3) Las dinámicas del condensador y del rehervidor no fueron tomadas en cuenta por considerar que las variables de estado (términos de acumulación) no presentan retardos comparados con el resto de la columna; 4) El vapor y el líquido están en equilibrio térmico (misma temperatura) pero no en equilibrio de fases. La eficiencia de Murphee (Ec. 2.1) para la fase de vapor se utilizó para describir desviación de equilibrio

$$E_{n,j} = \frac{y_{n,j} - y_{n-1,j}^T}{y_{n,j}^* - y_{n-1,j}^T} \quad (2.1)$$

donde:

$y_{n,j}^*$ = composición de la fase de vapor en equilibrio con el líquido en el n-ésimo plato con composición $x_{n,j}$; $y_{n,j}$ = composición real del vapor que deja el n-ésimo plato; $y_{n-1,j}^T$ = composición real del vapor que entra al n-ésimo plato; $E_{n,j}$ = Eficiencia de vapor de Murphee para el j-ésimo componente del n-ésimo plato.

Debe usarse una relación de equilibrio vapor-líquido apropiada para encontrar $y_{n,j}^* = f(x_{n,j}, P_n, T_n)$

La ecuación 2.1 puede ser usada para calcular $y_{n,j}$ para la ineficiencia de la etapa.

2.2.1. Modelo dinámico en la sección de la columna principal de la CPD

Las etapas son enumeradas empezando por el fondo y terminando en el domo, esto es, desde $n = 1$ hasta $n = N_T$. Para una n-ésima etapa entre $n = 1$ y $n = N_T$ los términos F_n^L y F_n^V corresponden a la alimentación lateral de vapor y líquido, respectivamente, y que son iguales a 0 para todos, a excepción de las etapas N_{F1} y N_{F2} en las que se introducen las corrientes de líquido saturado y vapor saturado, respectivamente, provenientes del prefraccionador. De esta manera, $F_n^L = 0$ para $n \neq N_{F1}$ y $F_{N_{F1}}^L = L_{S1}$ para $n = N_{F1}$; $F_n^V = 0$ para $n \neq N_{F2}$ y $F_{N_{F2}}^V = V_{S2}$ para $n = N_{F2}$. Además, S_n^L y S_n^V corresponden a las salidas de las corrientes laterales de vapor y líquido, respectivamente, y que son iguales a 0, excepto para la etapa N_S , ésto es: $S_n^L = 0$ para $n \neq N_S$ y $S_{N_S}^L = L_{SS}$ para $n = N_S$.

Para el fondo, $V_{n-1} = V_B$, $L_n = L_1$, resultando las siguientes ecuaciones de continuidad:

- Ecuación de continuidad total del rehervidor:

$$\frac{dM_B}{dt} = L_1 - V_B - B \quad (2.2)$$

- Ecuación de continuidad por componente (NC-1):

$$\frac{d(M_B x_{Bj})}{dt} = L_1 x_{1,j} - V_B y_{B,j} - B x_{B,j} \quad (2.3)$$

- Ecuación de energía:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_B H_B - B h_B \quad (2.4)$$

Para el condensador y tambor de reflujo, $L_{n+1} = 0$, $V_n = 0$, $L_n = R + D$, quedando las siguientes ecuaciones de continuidad

- Ecuación de continuidad total del tanque de reflujo y condensador:

$$\frac{dM_D}{dt} = V_{NT} - (R + D) \quad (2.5)$$

- Ecuación de continuidad por componente (NC-1):

$$\frac{d(M_D x_{Dj})}{dt} = V_{NT} y_{NT,j} - (R + D) x_{D,j} \quad (2.6)$$

- Ecuación de energía:

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_{NT} H_{NT} - (R + D) h_{NT} \quad (2.7)$$

Para la etapa $n = 1$, los términos con subíndice $n - 1$, en las Ecuaciones 2.8 a 2.10, son sustituidos por los términos con subíndice B del rehervidor. De manera similar, para la etapa $n = N_T$, los términos con subíndice $n + 1$ en las Ecuaciones 2.8 a 2.10 se sustituyen por los términos con subíndice D del condensador.

- Ecuación de continuidad total (una por cada etapa):

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} + F_n^L + F_{n-1}^V + V_{n-1} - V_n - L_n - S_n^L - S_n^V \quad (2.8)$$

- Ecuación de continuidad por componente (NC-1 por etapa):

$$\begin{aligned} \frac{d(M_n x_{nj})}{dt} = & L_{n+1} x_{n+1,j} + F_n^L x_{nj}^F + F_{n-1}^V y_{n-1,j}^F + V_{n-1} y_{n-1,j} \\ & - V_n y_{n,j} - L_n x_{n,j} - S_n^L x_{n,j} - S_n^V x_{n,j} \end{aligned} \quad (2.9)$$

- Ecuación de energía (una por etapa):

$$\begin{aligned} \frac{dM_n h_n}{dt} = & L_{n+1} h_{n+1} + F_n^L h_n^F + F_{n-1}^V H_{n-1}^F + V_{n-1} H_{n-1} \\ & - V_n H_n - L_n h_n - S_n^L h_n - S_n^V H_n \end{aligned} \quad (2.10)$$

Para la etapa $N_{F1} + 1$, V_{n-1} se sustituye por $V_{n-1} - V_{S1}$ ó por $(1 - \alpha)V_{n-1}$. Para la etapa $N_{F2} - 1$, L_{n+1} se sustituye por $L_{n+1} - V_{S2}$ ó por $(1 - \beta)L_{n+1}$

2.2.2. Modelo dinámico en la sección del prefraccionador de la CPD

Ecuaciones similares a las de la columna principal se aplican al prefraccionador. El superíndice PF es utilizado para hacer referencia a las etapas de la sección del prefraccionador. Las etapas son numeradas desde la parte inferior, esto significa que la etapa más baja del prefraccionador es $n = 1$ y la más alta $n = N_{T,PF}$.

- Ecuación de continuidad total (una por etapa):

$$\frac{dM_n^{PF}}{dt} = L_{n+1}^{PF} + F_n^{L,PF} + F_{n-1}^{V,PF} + V_{n-1}^{PF} - V_n^{PF} - L_n^{PF} \quad (2.11)$$

- Ecuaciones de continuidad por componente (NC-1 por etapa):

$$\begin{aligned} \frac{d(M_n^{PF} x_{n,j}^{PF})}{dt} = & L_{n+1}^{PF} x_{n+1,j}^{PF} + F_n^{L,PF} x_{n,j}^{F,PF} + F_{n-1}^{V,PF} y_{n-1,j}^{F,PF} \\ & + V_{n-1}^{PF} y_{n-1,j}^{PF} - V_n^{PF} y_{n,j}^{PF} - L_n^{PF} x_{n,j}^{PF} \end{aligned} \quad (2.12)$$

- Ecuación de energía (una por etapa):

$$\begin{aligned} \frac{d(M_n^{PF} h_n^{PF})}{dt} = & L_{n+1}^{PF} h_{n+1}^{PF} + F_n^{L,PF} h_n^{F,PF} + F_{n-1}^{V,PF} H_{n-1}^{F,PF} \\ & + V_{n-1}^{PF} H_{n-1}^{PF} - V_n^{PF} H_n^{PF} - L_n^{PF} h_n^{PF} \end{aligned} \quad (2.13)$$

Para el prefraccionador, los términos $F_n^{L,PF}$ y $F_n^{V,PF}$ corresponden a la alimentación lateral del líquido y del vapor, y que por lo tanto, son iguales a 0 para todos los platos, excepto para la etapa N_F . Esto es, $F_n^{L,PF} = 0$ para $n \neq N_F$ y $F_{N_F}^{L,PF} = F$ para $n = N_F$. En este caso de estudio, solo se considera la alimentación del líquido, ya que los términos de alimentación lateral de vapor son iguales a 0 para todas las etapas, esto es, $F_n^{V,PF} = 0$ para $n = 1; N_{T,PF}$. Cabe notar que el flujo del líquido que sale de la etapa 1, L_1^{PF} , es la corriente del líquido alimentada a la columna principal en la etapa N_{F1} , es decir, $L_{S1} = L_1^{PF}$; $x_{N_{F1},j}^F = x_{1,j}^{PF}$; $h_{N_{F1}}^F = h_1^{PF}$. El flujo de vapor que entra por la etapa 1 es la fracción de vapor que asciende desde la etapa N_{F1} de la columna principal, V_{S1} . Por lo tanto, para la etapa 1 del prefraccionador las Ecuaciones (2.11) a (2.13) quedan de la siguiente manera:

- Ecuación total de continuidad ($n = 1$):

$$\frac{dM_1^{PF}}{dt} = L_2^{PF} + V_{S1} - V_1^{PF} - L_1^{PF} \quad (2.14)$$

- Ecuación de continuidad por componente (NC-1):

$$\frac{d(M_1^{PF} x_{1,j}^{PF})}{dt} = L_2^{PF} x_{2,j}^{PF} + V_{S1} y_{S1,j} - V_1^{PF} y_{1,j}^{PF} - L_1^{PF} x_{1,j}^{PF} \quad (2.15)$$

- Ecuación de energía ($n = 1$):

$$\frac{d(M_1^{PF} h_1^{PF})}{dt} = L_2^{PF} h_2^{PF} + V_{S1} H_{S1} - V_1^{PF} H_1^{PF} - L_1^{PF} h_1^{PF} \quad (2.16)$$

Por otra parte, la corriente de vapor que sale de la etapa $N_{T,PF}$, $V_{N_{T,PF}}^{PF}$, es la corriente de vapor que se alimenta a la columna principal en la etapa N_{F2} , es decir,

$$V_{S2} = V_{N_{T,PF}}^{PF}; y_{N_{F2},j}^F = y_{N_{T,PF},j}^{PF}; H_{N_{F2}}^F = H_{N_{T,PF}}^{PF}$$

el flujo líquido que entra al plato $N_{T,PF}$, $L_{N_T}^{PF}$, es la división del líquido que desciende desde la etapa N_{F2} de la columna principal L_{S2} . Por lo tanto, para la etapa $N_{T,PF}$ del prefraccionador, las Ecuaciones (2.11) a (2.13) son:

- Ecuación de continuidad total (etapa $n = N_{T,PF}$):

$$\frac{dM_{N_{T,PF}}^{PF}}{dt} = L_{S2} + V_{N_{T,PF}-1}^{PF} - V_{N_{T,PF}}^{PF} - L_{N_{T,PF}}^{PF} \quad (2.17)$$

- Ecuaciones de continuidad por componente (NC-1):

$$\frac{d(M_{N_{T,PF}}^{PF} x_{N_{T,PF}}^{PF})}{dt} = L_{S2} x_{S2,j}^{PF} + V_{N_{T,PF}-1}^{PF} y_{N_{T,PF}-1}^{PF} - V_{N_{T,PF}}^{PF} y_{N_{T,PF}}^{PF} - L_{N_{T,PF}}^{PF} x_{N_{T,PF}}^{PF} \quad (2.18)$$

- Ecuación de la energía (etapa $n = N_{T,PF}$):

$$\frac{d(M_{N_{T,PF}}^{PF} h_{N_{T,PF}}^{PF})}{dt} = L_{S2} h_{N_{T,PF}+1}^{PF} + V_{N_{T,PF}-1}^{PF} H_{N_{T,PF}-1}^{PF} - V_{N_{T,PF}}^{PF} H_{N_{T,PF}}^{PF} - L_{N_{T,PF}}^{PF} h_{N_{T,PF}}^{PF} \quad (2.19)$$

2.3. Algoritmo para la resolución del modelo en estado dinámico

El simulador está desarrollado en lenguaje Fortran, dicho programa está basado en balances de materia y energía en estado dinámico para cada plato de la columna y para el prefraccionador, el rehervidor y el condensador (Luyben, 1990).

Estructura general del programa:

1. Cálculo de la composición de vapor en todos los platos mediante la Ecuación 2.20

$$y_{nj} = \frac{\alpha x_j}{1 + (\alpha - 1)x_j} \quad (2.20)$$

Donde la volatilidad relativa se calcula mediante la Ecuación 2.21

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad (2.21)$$

x_i y x_j representan las fracciones molares en la fase líquida de los componentes i y j respectivamente, y_i y y_j representan las fracciones molares en la fase vapor de los componentes i y j respectivamente, siendo el componente j el más pesado de una mezcla de dos o más componentes.

2. Cálculo de las tasas del flujo líquido:

$$L_n = \bar{L}_n + \frac{M_n - \bar{M}_n}{\beta} \quad (2.22)$$

3. Evaluar las derivadas que se aplican a cada plato:

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} - L_n \quad (2.23)$$

$$\frac{d(M_n x_n)}{dt} = L_{n+1} x_{n+1} + V_{n-1} y_{n-1} - L_n x_n - V_n y_n \quad (2.24)$$

4. Integrar todas las ecuaciones diferenciales ordinarias usando el algoritmo Runge-Kutta de 4° orden y volver al paso 1.

Los pasos anteriores se realizaron tanto para el prefraccionador como para la columna principal. Es muy importante tener en cuenta que todas las derivadas se evalúen con los valores actuales de todas las variables antes de integrar cualquiera de las ecuaciones diferenciales ordinarias (EDO). Un error bastante común es el de evaluar una derivada y realizar la integración de la EDO que antes de pasar a la siguiente EDO. Este procedimiento no es correcto y da lugar a respuestas inexactas. Se supuso además retenidos constantes en el tambor de reflujo (M_D) y en la base de la columna (M_B).

- Para un sistema multicomponente los únicos cambios en el programa respecto a un sistema binario son:

1. Se deben añadir más ecuaciones diferenciales ordinarias por plato, se necesita una por componente en cada plato, esto se programa fácilmente usando variables de dos dimensiones $X(N, J)$ donde N es el número de etapa y J el número de componente.
2. Se deben incluir un balance de energía por plato si no se puede asumir un desbordamiento equimolal.
3. Se debe usar una subrutina para determinar el punto de burbuja. Esto puede ser un poco más complejo debido a las no-idealidades, pero por lo que al programa

principal se refiere, para la subrutina de punto de burbuja basta con conocer composiciones de líquido y la presión, y su trabajo es el cálculo de las composiciones de vapor y temperatura.

- La columna simulada supuso las siguientes configuraciones de equipo y condiciones:

1. Tiene un plato de alimentación en el cual se alimenta flujo de vapor y líquido.
2. La presión es constante y es conocida en cada plato, ésta varía linealmente desde la base hasta el domo y está dada en unidades psia.
3. La dinámica del agua de enfriamiento y del vapor son despreciables en el condensador y en el rehervidor.
4. Los productos vapor y líquido se sacan del tanque del reflujo y están en equilibrio, la dinámica del espacio del vapor en el tanque del reflujo y en toda la columna son despreciables.
5. La hidráulica del líquido se calcula a partir de la fórmula de Francis.
6. Los retenidos volumétricos líquidos en el tanque del reflujo y en la base de la columna se mantiene constantes al cambiar la tasa del flujo de los productos del destilado y fondo.
7. Los cambios dinámicos de energía interna en cada plato son mucho más rápidos que los de composición o que los cambios en el retenido total, por lo que la Ecuación 2.25 de energía en cada plato es algebraica.

$$\frac{d(M_n h_n)}{dt} = L_{n+1} h_{n+1} + F_n^L h_n^F + F_{n-1}^V H_{n-1}^F + V_{n-1} H_{n-1} - V_n H_n$$

$$-L_n h_n - S_n^L h_n - S_n^V H_n = 0 \quad (2.25)$$

8. Las variables manipuladas son R, QR, LSS y β , en el programa se mantienen constantes para una respuesta a lazo abierto, si se desea una respuesta a lazo cerrado se manipulan para mantener la composición o temperatura en el domo,

fondo o corriente lateral. Hay cuatro grados de libertad, por lo que todas las variables se pueden especificar. Para cada plato del prefraccionador y de la columna principal se planteó un balance de masa total, un balance molar por componente y un balance de energía. Se utilizó la fórmula de Francis para determinar el flujo de líquido en cada plato y se realizaron cálculos de equilibrio líquido vapor para determinar las composiciones del vapor y la temperatura en cada plato.

2.4. Caracterización de la respuesta del proceso

Las dos principales etapas para el diseño de un sistema de control son: la identificación del proceso y la sintonización del controlador; sin embargo, para poder aplicar las reglas de ajustes de controladores PI y PID es necesario realizar primero la identificación de la dinámica del proceso, para después obtener los parámetros del controlador. Las técnicas de caracterización dinámica, normalmente utilizadas para la identificación de los procesos y aproximación mediante modelos de primer o segundo orden más tiempo muerto, se pueden clasificar como: 1) Métodos basados en la curva de reacción del proceso (prueba del proceso de escalón); 2) Métodos basados en la información última; 3) Métodos de control P. Los métodos basados en la curva de reacción del proceso, son métodos de lazo abierto donde el controlador puede o no estar instalado, en el caso en el que esté instalado, deberá operar en modo manual durante la prueba.

2.4.1. Método a lazo abierto o curva de reacción

Como su nombre lo indica, estos métodos se utilizan en lazo abierto, colocando el controlador en manual. Los datos requeridos para el ajuste se obtienen mediante la prueba de escalón que proporciona una curva de reacción como respuesta. Estos datos son los parámetros K , τ , θ , obtenidos bien sea de un sistema de primer orden más tiempo muerto (POMTM), o de un sistema de segundo orden más tiempo muerto (SOMTM). Este método se aplica de la siguiente manera: 1) colocar el controlador en manual, y esperar que el proceso llegue a estado estacionario; 2)

realizar un cambio escalón en la señal de salida del controlador; 3) registrar la curva de respuesta del proceso.

Para un cambio escalón de magnitud Δm en la salida del controlador y un modelo de POMTM, se tiene por la Ecuación 2.26:

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s} \Delta m}{\tau s + 1} \quad (2.26)$$

ó de un orden mayor, con una ecuación de transferencia general de la forma:

$$G(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1) \dots (\tau_n s + 1)} \frac{\Delta m}{s} \quad (2.27)$$

Sin embargo, los procesos de orden mayor (mayor de segundo orden) son aproximados a procesos de primer orden más tiempo muerto (POMTM) o procesos de segundo orden más tiempo muerto (SOMTM), como se ilustra en las Ecuaciones 2.26 y 2.27. En la práctica, no obstante, no hay un método fácil, confiable y consistente para aproximar un proceso de cualquier orden superior a un proceso de primer orden (POMTM). El método utilizado en este trabajo es el que da la mejor aproximación, y el más fácil de usar. En la Figura 2.1 se muestra la manera de obtener los dos puntos.

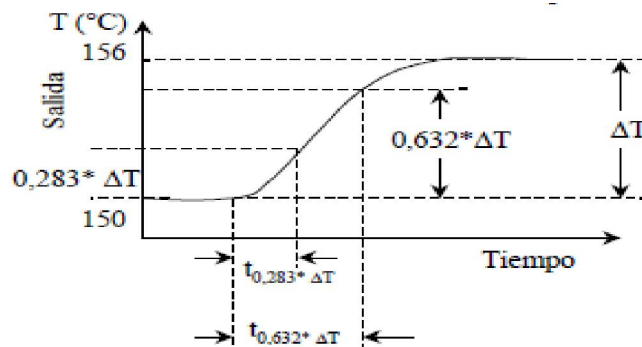


Figura 2.1. Curva de reacción del proceso usando el método de los dos puntos

Teniendo estos dos puntos como datos, la constante del tiempo (τ) y el tiempo muerto (θ) son determinados por las Ecuaciones 2.28 y 2.29:

$$\tau = 1.5(t_{0,632\Delta_0} - t_{0,283\Delta_0}) \quad (2.28)$$

$$\theta = t|_{0.632\Delta_0} - \tau \quad (2.29)$$

La ganancia de estado estacionario del proceso (K) se puede calcular de la siguiente forma:

$$K = \frac{\Delta T}{\Delta m} \quad (2.30)$$

2.5. Sintonizado SIMC

Luego de haberse identificado y aproximado la dinámica del proceso por medio de los modelos mencionados en la sección previa, se debe proceder a hacer el ajuste de los parámetros de los controladores como etapa final en la puesta a punto de un lazo de control. El ajuste de controladores es el procedimiento mediante el cual se determinan los parámetros (K_c, τ_i) de los mismos, a fin de conseguir un desempeño deseado de un lazo de control.

En esta sección se proporciona una descripción breve del procedimiento de sintonizado de control PI/PID basado en el método Internal Model Control (IMC) descrito por Skogestad (2003). Este procedimiento sigue los siguientes dos pasos:

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

Se reconoce que los modelos de primer y segundo orden son sólo una abstracción de la dinámica del proceso real que resulta útil, y que tales modelos de orden reducido son convenientes para obtener reglas de sintonizado simples para controladores industriales PI/PID. De esta manera, el primer paso es diseñar un procedimiento simple de reducción de modelo que conserve las principales características del proceso. Esto es, dada una planta descrita por la ecuación 2.31:

$$g_0(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \frac{K \prod_j (-T_{0,j}^{inv} s + 1)}{\prod_i (\tau_{0,i} s + 1)} \exp(-\theta_0 s) \quad (2.31)$$

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

$$g(s) = \frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \exp(-\theta s) \quad (2.32)$$

Para este fin, la regla media de Skogestad establece que la constante de tiempo (retardo) más grande despreciada (denominador) se debe distribuir en partes iguales entre el tiempo de retardo efectivo y la constante de tiempo más pequeña retenida.

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

El modelo aproximado (2.32) es el punto de partida de las reglas de sintonizado IMC. Un modelo de segundo orden conduce a un compensador PID y el modelo de primer orden produce un compensador PI. Para el caso de compensación PI, usando $y_{ref}(s)$ para denotar el comando de referencia (o setpoint), se obtiene la regla de sintonizado IMC especificando una respuesta deseada de primer orden de la forma:

$$\frac{y_m(s)}{y_{ref}(s)} = \frac{1}{\tau_c s + 1} \exp(-\theta s) \quad (2.33)$$

lo cual conduce al controlador:

$$c(s) = \frac{\tau_1 s + 1}{K(\tau_c s + 1 - \exp(-\theta s))} \quad (2.34)$$

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

$$c(s) = \frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)} \left[1 + \frac{1}{\tau_1 s} \right] \quad (2.35)$$

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

$$K_c = \frac{\tau_1}{K(\tau_c + \theta)} \quad \text{y} \quad \tau_I = \tau_1 \quad (2.36)$$

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

$$K_c = \frac{1}{K} \frac{\tau_1}{2\theta} \quad \tau_I = \min\{\tau_1, 8\theta\} \quad (2.37)$$

2.6. Diseño del controlador

La columna de pared divisoria tiene cuatro grados de libertad que son ajustables durante el diseño y también son ajustables durante el funcionamiento de la columna: tasa de reflujo (R), tasa de calor (QR), flujo de la corriente lateral (LSS) y la relación de división de líquido (β). Se diseñan lazos de control simples tipo Proporcional-Integral (PI) para la estructura de control basada en mediciones de temperatura que controlan de manera indirecta la composición de los tres productos de la columna ternaria. Cada temperatura sensible a lo largo de la columna se empareja con una variable que puede ser manipulada para regular dicha temperatura, entre más cercana se encuentre entre sí (temperatura sensible-variable manipulada) más rápido se puede esperar que sea su respuesta frente a los cambios (perturbaciones). De esta manera podemos resumir como sigue:

La tasa de reflujo se utiliza principalmente para regular la temperatura de una etapa en la parte superior de la columna, y para controlar indirectamente la pureza del benceno en el destilado.

La tasa de calor se utiliza principalmente para regular la temperatura de una etapa en la parte inferior de la columna, y para controlar indirectamente la pureza del o-xileno en el producto del fondo.

El flujo de la corriente lateral se utiliza principalmente para regular la temperatura de una etapa en la parte intermedia de la columna principal, y para controlar indirectamente la pureza del tolueno en la corriente de salida lateral.

La fracción del líquido que retorna al prefraccionador se utiliza principalmente para regular la temperatura de una etapa en la sección del prefraccionador. Mantener una temperatura estable frente a los cambios en la composición de alimentación podría ser importante para mantener la separación deseada en esta sección y que minimice los efectos de remezclado para que no afecte en gran medida a la separación que se lleve en la columna principal.

Cada lazo de control es sintonizado con el método SIMC y se evalúa el desempeño de la estructura de control resultante mediante la introducción al sistema de una serie de perturbaciones en la composición de alimentación al prefraccionador, con el objetivo de observar la respuesta del controlador en la regulación de la temperatura de los platos seleccionados, observando así mismo la respuesta de las variables manipuladas (R , QR , LSS , β) correspondientes a cada lazo de control de temperatura y evaluando su desempeño.

2.6.1 Diseño del control backstepping del sistema

En esta sección se diseña una ley de control basada en el método conocido como backstepping, la cual es una técnica utilizada para controlar sistemas no lineales. Considere un sistema de la siguiente forma:

$$\begin{aligned}\frac{d\eta}{dt} &= f(\eta) + g(\eta)\xi \\ \frac{d\xi}{dt} &= u\end{aligned}\tag{2.38}$$

donde $\{\eta, \xi\} \in R^{n+1}$ es el estado y u es la entrada de control. Las funciones $f: D \rightarrow R^n$ y $g: D \rightarrow R^n$ son suaves en el dominio D que contiene $\eta = 0$ y $f(0) = 0$. El objetivo es diseñar una ley de control por retroalimentación de estado para estabilizar el origen definido por el vector $(\eta = 0; \xi = 0)$, donde el subsistema representado por $d\eta/dt$

tiene por entrada a la variable ξ , donde el componente ξ representa el integrador. Suponiendo que el componente $d\eta/dt$ puede ser estabilizado por un control por retroalimentación de estado suave $\xi = \phi(\eta)$ con $\phi(0) = 0$. Entonces el siguiente subsistema:

$$\frac{d\eta}{dt} = f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta) \quad (2.39)$$

es asintóticamente estable en el origen. Ahora, suponiendo que existe una función de Lyapunov $V(\eta)$, la cual es definida positiva, satisface desigualdad:

$$\frac{\partial V}{\partial \eta} [f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta)] \leq -W(\eta), \forall \eta \in D \quad (2.40)$$

donde $W(\eta)$ es una función definida positiva. Ahora, con el fin de poder diseñar la ley de control, se adiciona y se sustrae el término $g(\eta)\phi(\eta)$ en el lado derecho de la ecuación del primer subsistema (2.38), de tal modo que se obtiene la siguiente representación:

$$\begin{aligned} \frac{d\eta}{dt} &= f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta) + g(\eta)[\xi - \phi(\eta)] \\ \frac{d\xi}{dt} &= u \end{aligned} \quad (2.41)$$

Definiendo el siguiente cambio de variable:

$$z = \xi - \phi(\eta) \quad (2.42)$$

Resulta que el sistema anterior queda descrito por la siguiente estructura:

$$\begin{aligned} \frac{d\eta}{dt} &= [f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta)] + g(\eta)z \\ \frac{dz}{dt} &= u - \frac{d\phi}{dt} \end{aligned} \quad (2.43)$$

La derivada de $\phi(\eta)$ con respecto al tiempo satisface la siguiente expresión:

$$\frac{d\phi}{dt} = \frac{\partial \phi}{\partial \eta} [f(\eta) + g(\eta)\xi] \quad (2.44)$$

Definiendo el siguiente control auxiliar $v = u - \frac{d\phi}{dt}$, el sistema (2.43) resulta ser de la forma:

$$\begin{aligned} \frac{d\eta}{dt} &= [f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta)] + g(\eta)z \\ \frac{dz}{dt} &= v \end{aligned} \quad (2.45)$$

el cual es similar al sistema original (2.38), con la diferencia que ahora el primer subsistema es asintóticamente estable en el origen cuando z es igual a cero.

Ahora, se considera la siguiente función de Lyapunov para el sistema completo (2.45):

$$V_a(\eta, z) = V(\eta) + \frac{1}{2}z^2 \quad (2.46)$$

Para el diseño del controlador se procede de la siguiente manera. Derivando la función candidata de Lyapunov con respecto al tiempo a lo largo de las trayectorias del sistema (2.45) se obtiene que:

$$\begin{aligned} \frac{dV_a}{dt} &= \frac{\partial V}{\partial \eta} [f(\eta) + g(\eta)\phi(\eta)] + \frac{\partial V}{\partial \eta} g(\eta)z + zv \leq -W(\eta) + \frac{\partial V}{\partial \eta} g(\eta)z + zv \\ \frac{dV_a}{dt} &\leq -W(\eta) + \frac{\partial V}{\partial \eta} g(\eta)z + zv \end{aligned} \quad (2.47)$$

Seleccionando el control v por:

$$v = -\frac{\partial V}{\partial \eta} g(\eta) - kz, \quad \forall k > 0, \quad (2.48)$$

Finalmente, se obtiene:

$$\frac{dV_a}{dt} = -W(\eta) - kz^2, \quad \forall k > 0 \quad (2.49)$$

lo cual muestra que V_a es definida negativa, lo cual implica que el origen de (2.45) ($\eta = 0; \xi = 0$) es asintóticamente estable.

Como consecuencia de lo anterior, el diseño del control esta dado de la siguiente manera:

$$u = v + \frac{d\phi(\eta)}{dt} \quad (2.50)$$

Sustituyendo en (2.50) las expresiones adecuadas se obtiene la ley de control de retroalimentación de estado:

$$u = \frac{\partial \phi}{\partial \eta} [f(\eta) + g(\eta)\xi] - \frac{\partial V}{\partial \eta} g(\eta) - k[\xi - \phi(\eta)] \quad (2.51)$$

La cual estabiliza asintóticamente al sistema (2.45) en el origen.

2.6.2. Diseño del control en cascada

En esta sección se aplica el enfoque backstepping para el diseño del controlador en cascada temperatura-temperatura con el fin de contrarrestar las no linealidades. Lo cual se logra a través del uso de entradas virtuales o pasivas. Una vez que se aplica el diseño a una etapa, esto se hace recursivo con las demás etapas hasta obtener la entrada real del control. La estructura del control en cascada está compuesta por dos controladores retroalimentados, donde la salida del control primario o maestro cambia el punto de referencia del control secundario o esclavo. La salida del control secundario incide directamente en la acción final de control. En este trabajo se considera a la temperatura de la etapa 1 en el fondo (T_1) y a la temperatura de la etapa 44 en el domo (T_{44}) como las variables controladas, a R que es la tasa de reflujo y QR que es la tasa de calor se consideran como las variables manipuladas, y T_r (o T_s) es la temperatura de cualquier etapa en la sección de rectificación (o agotamiento). Se supondrá que T_r (o T_s) se mide sin retraso $\theta > 0$, por lo que, T_{44} (o T_1) y T_r (o T_s) son la medición primaria y secundaria, respectivamente del control en cascada temperatura-temperatura. Para el diseño del control, se consideraron

modelos entrada-salida de primer orden más retardo, calculados a partir de la respuesta a un cambio escalón en la tasa de reflujo y tasa de calor.

Sección de rectificación:

$$\frac{T_{44}(s)}{R(s)} = G_{RT_{44}}(s) = \frac{K_{RT_{44}}}{\tau_{RT_{44}}s + 1} \exp(-\theta_{RT_{44}}s) \quad (2.52)$$

$$\frac{T_r(s)}{R(s)} = G_{RT_r}(s) = \frac{K_{RT_r}}{\tau_{RT_{44}}s + 1} \quad (2.53)$$

Sección de agotamiento:

$$\frac{T_1(s)}{QR(s)} = G_{QRT_1}(s) = \frac{K_{QRT_1}}{\tau_{QRT_1}s + 1} \exp(-\theta_{QRT_1}s) \quad (2.54)$$

$$\frac{T_s(s)}{QR(s)} = G_{QRT_s}(s) = \frac{K_{QRT_s}}{\tau_{QRT_1}s + 1} \quad (2.55)$$

donde $s = d/dt$ es la variable de Laplace, K es la ganancia, τ es la constante de tiempo y $\theta > 0$ es el retardo debido a las mediciones y el transporte interno.

2.6.2.1. Diseño del controlador primario o maestro

La función del lazo primario es regular la temperatura T_{44} (o T_1), mediante manipulaciones de la temperatura de la sección de rectificación T_r (o de la sección de agotamiento, T_s). Para obtener el modelo entrada (T_r o T_s) – salida (T_{44} o T_1) se combinan las Ecuaciones 2.52 con 2.53 y 2.54 con 2.55, de este modo se tiene:

$$\frac{T_{44}(s)}{T_r(s)} = G_{T_r, T_{44}}(s) = \frac{G_{R, T_{44}}(s)}{G_{R, T_r}(s)} = K_{T_r, T_{44}} \left(\frac{\tau_{R, T_r}s + 1}{\tau_{R, T_{44}}s + 1} \right) \exp(-\theta_{T_r, T_{44}}s) \quad (2.56)$$

$$\frac{T_1(s)}{T_s(s)} = G_{T_s, T_1}(s) = \frac{G_{QRT_1}(s)}{G_{QRT_s}(s)} = K_{T_s, T_1} \left(\frac{\tau_{QR, T_s}s + 1}{\tau_{QR, T_1}s + 1} \right) \exp(-\theta_{T_s, T_1}s) \quad (2.57)$$

donde $K_{T_r, T_{44}} = K_{RT_{44}}/K_{RT_r}$ y $K_{T_s, T_1} = K_{QRT_1}/K_{QRT_s}$. Para condiciones cercanas al estado estacionario: $G_{T_r, T_{44}}(s) \approx K_{T_r, T_{44}} \exp(-\theta_{T_r, T_{44}}s)$ y $G_{T_s, T_1}(s) \approx K_{T_s, T_1} \exp(-\theta_{T_s, T_1}s)$.

Se toma $T_{r,ref}$ y $T_{s,ref}$ en lugar de la temperatura T_r y T_s , respectivamente, por lo que el modelo para calcular el controlador primario es:

$$G_{T_{r,ref},T_{44}}(s) \approx K_{T_{r,ref},T_{44}} \exp(-\theta_{T_{r,ref},T_{44}}s) \quad (2.58)$$

$$G_{T_{s,ref},T_1}(s) \approx K_{T_{s,ref},T_1} \exp(-\theta_{T_{s,ref},T_1}s) \quad (2.59)$$

A partir de las Ecuaciones 2.58 y 2.59 se calcularon los parámetros para la sintonización del controlador primario el cual fue de tipo Proporcional-Integral (PI) funcionando bajo la expresión descrita en las Ecuaciones 2.60 y 2.61.

$$T_{r,ref} = T_{r,nom} + K_{cr} \left(e_{T_{44}} + \frac{1}{\tau_{Ir}} \int_0^t e_{T_{44}} dt \right) \quad (2.60)$$

$$T_{s,ref} = T_{s,nom} + K_{cs} \left(e_{T_1} + \frac{1}{\tau_{Is}} \int_0^t e_{T_1} dt \right) \quad (2.61)$$

Donde $e_{T_{44}} = T_{44,ref} - T_{44}(t)$ y $e_{T_1} = T_{1,ref} - T_1(t)$ son los errores de la temperatura en el plato 44 y 1, respectivamente.

2.6.2.2. Diseño del controlador secundario o esclavo

Una vez construido el controlador primario para regular la temperatura del domo ó del fondo mediante la manipulación de la trayectoria $T_{r,ref}$ ó $T_{s,ref}$ del plato de temperatura medido, el objetivo del diseño del controlador secundario es obtener un controlador que manipule la tasa de reflujo ó calor de tal forma que la temperatura se ajuste al setpoint variante en el tiempo proporcionado por el controlador primario. El controlador PI correspondiente está basado en las Ecuaciones 2.62 y 2.63:

$$R = \bar{R}_{nom} + K_{cR} \left(e_{T_r} + \frac{1}{\tau_{IR}} \int_0^t e_{T_r} dt \right) \quad (2.62)$$

$$QR = \overline{QR}_{nom} + K_{cQ} \left(e_{T_s} + \frac{1}{\tau_{IQ}} \int_0^t e_{T_s} dt \right) \quad (2.63)$$

donde $e_{T_r} = T_{r,ref} - T_r(t)$ y $e_{T_s} = T_{s,ref} - T_s(t)$.

2.6.2.3. Extensión a mediciones de temperatura múltiples

La adición una medición secundaria de temperatura permite mejorar la capacidad de rechazo de perturbaciones en el control de la temperatura de la etapa más alta y baja de la columna de destilación. Puesto que las mediciones de temperatura son rápidas y baratas, es viable la adición de más de una medición de temperatura. Mediante la medición de temperatura en varios platos de la sección de rectificación y agotamiento, las perturbaciones son detectadas rápidamente, de tal forma que una rápida acción de retroalimentación puede ser obtenida. El procedimiento sistemático descrito anteriormente puede ser fácilmente extendido al diseño de control con mediciones múltiples de temperatura. Una breve reseña de un control de temperatura en cascada con múltiples mediciones de temperatura está dada como sigue. Defínase $(T_{r,1}, T_{r,2}, \dots, T_{r,p})^T \in \mathbb{R}^p$ a un conjunto de mediciones de temperatura ordenadas con respecto al plato superior. Como se hizo anteriormente, considere los modelos:

$$\frac{T_{PD}(s)}{R(s)} = G_{RTPD}(s) = \frac{K_{RTPD}}{\tau_{RTPD}s + 1} \exp(-\theta_{RTPD}s) \quad (2.64)$$

$$\frac{T_{r,j}(s)}{R(s)} = G_{RT_r}(s) = \frac{K_{RT_j}}{\tau_{RT_j}s + 1}, \quad j = 1, \dots, p \quad (2.65)$$

donde $\tau_{RTPD} > 0$ y $\tau_{RT_j} > 0$ son constante de tiempo dominantes, K_{RTPD} y K_{RT_j} son ganancias de estado estacionario. La idea para el control en cascada de temperatura múltiple es como sigue:

(Paso 1) Utilice $\Delta T_{r,1}$ como una entrada de control virtual para controlar la temperatura ΔT_{PD} . Esto provee la trayectoria de punto de ajuste $\Delta T_{r,1,ref}$ para el primer lazo esclavo.

(Paso j hasta p) Utilice $\Delta T_{r,j}$ como una entrada de control virtual para controlar la temperatura del plato $\Delta T_{r,j-1}$ a lo largo de la trayectoria $\Delta T_{r,j-1,ref}$. Esto provee la trayectoria de punto de ajuste $\Delta T_{r,j,ref}$ al j-ésimo lazo esclavo.

(Paso $p+1$) Utilice ΔR para controlar la temperatura del plato $\Delta T_{r,p}$ a lo largo de la trayectoria $\Delta T_{r,p,ref}$.

El producto final es un controlador en cascada en la configuración master/p-esclavo, donde el controlador p-esclavo es una serie de p controladores de temperatura ordenados en forma de cascada. Nótese que este procedimiento se reduce al controlador simple máster/esclavo cuando $p = 1$. Para el diseño de control en cascada, considere los mapas de entrada-salida obtenidos de las Ecuaciones 2.64 y 2.65: $R^{G_{T,p}(s)} \rightarrow T_{r,p}$, $T_{r,j}^{G_{T,j+1}(s)} \rightarrow T_{r,j+1}$, $j = 1, \dots, p-1$, y $T_{r,1}^{G_{T_{PD}}(s)} \rightarrow T_{PD}$, donde:

$$G_{T_{PD}}(s) = K_{T_{1D}} \left(\frac{\tau_{RT_1}s + 1}{\tau_{RT_{PD}}s + 1} \right) \exp(-\theta s), \quad K_{T_{1D}} = K_{RT_{PD}}/K_{RT_1} \quad (2.66)$$

es una función de transferencia también estable y fase mínima y $G_{T,p}(s) = \frac{K_{RT_p}}{\tau_{RT_p}s + 1}$ y es también una función de transferencia estable y fase mínima. El diseño del controlador master está basado en el modelo de entrada-salida $G_{T_{PD}}(s)$. Como se describió anteriormente, un controlador integral puro de ganancia baja es suficiente para lograr la regulación de la salida del sistema cerca del valor de referencia deseado $T_{PD,ref}$. De esta manera, el controlador master propuesto puede estar dado como:

$$T_{r,1,ref} = \bar{T}_{r,1} + K_{T_1 T_{PD}}^{-1} \tau_{M,I}^{-1} \int_0^t [T_{PD,ref} - T_{PD}(\sigma)] d\sigma \quad (2.67)$$

donde $\tau_{M,I} > 0$ es la constante de tiempo integral master. El diseño de los primeros $p-1$ controladores de temperatura esclavos está basado en los modelos $G_{T,j}(s)$. Una vez construido el controlador para regular la temperatura de la parte más alta de la columna mediante la manipulación de la trayectoria $T_{r,1,ref}$ del primer plato de temperatura medido, el objetivo para el diseño del j -ésimo control esclavo es obtener un controlador que manipule la trayectoria $T_{r,j+1,ref}$ de tal manera que la temperatura del plato siga la señal de referencia $T_{r,j,ref}(t)$ generado por el $(j-1)$ -ésimo controlador esclavo. Todos los controladores esclavos tienen una estructura de

control lineal PI con $T_{r,j} - T_{r,j,ref}$ siendo el j -ésimo error de seguimiento correspondiente. Además, la construcción del p-esclavo permite la introducción de saturaciones de control en todos los niveles, por lo tanto, tomando $T_{r,j,ref}^{min}$ y $T_{r,j,ref}^{max}$, el mínimo y máximo j -ésimo valores de referencia, respectivamente. Estas saturaciones reducen el bajo-tiro y sobre-tiro inducida por estimaciones de alta ganancia.

CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Se presentan los resultados de evaluar el efecto de la localización y del número de lazos de control sobre el desempeño de un controlador en cascada con mediciones múltiples de temperatura, evaluando de manera indirecta la composición de los productos de una columna de pared divisoria (CPD) a la que se alimenta con una mezcla ternaria de benceno, tolueno y o-xileno. Para ello, las estructuras de control se basaron en el enfoque backstepping con mediciones y control de temperaturas para cada una de las variables manipuladas de la CPD.

En la sección 3.1 se presenta los resultados del efecto que tiene la localización del controlador secundario en el desempeño de una estructura de control con dos lazos, posicionada en la sección de rectificación y agotamiento, sobre el desempeño de regulación de temperatura de la etapa más alta y baja de la CPD e indirectamente sobre la composición de los productos de destilado y fondo.

En la sección 3.2 son reportados los resultados del efecto de la localización de los controladores esclavos en una estructura de control multicascada de múltiples mediciones de temperatura, evaluando el efecto que tiene el número de lazos sobre el desempeño de regulación de la temperatura del fondo de la columna de destilación y sobre la composición del destilado.

En la sección 3.3 se presentan los resultados de un esquema de control multivariable con cuatro lazos de control múltiples de temperaturas utilizando la agrupación de cuatro variables manipuladas y controladas para formar emparejamientos, estos fueron $R-T_{44}$, $QR-T_1$, $LSS-T_{25}$ y $\beta-T_{27}$, situados ellos en la sección de la columna principal para el control indirecto de las composiciones de los productos de la destilación de una mezcla ternaria.

3.1. Diseño backstepping de control de temperatura con dos lazos de control

En esta subsección se presentan los resultados de una estructura de control en cascada temperatura-temperatura compuesta por su respectivo controlador primario (o master) y secundario (o esclavo).

La CPD está dividida en cuatro secciones como se muestra en la Figura 1.6 y de las secciones 1, 4 y 3 se seleccionaron 4 etapas para el control de su temperatura. Las temperaturas seleccionadas fueron la etapa más alta (domo) y baja (fondo) de la columna y las etapas localizadas una antes (etapa 25) y después (etapa 27) de la salida de la corriente lateral. Además, se seleccionaron un conjunto de etapas cercanas a estas para completar el diseño de configuraciones backstepping. La importancia específica de estas etapas es que en estos lugares se presenta una mayor inestabilidad en su control, debido a que se encuentran cercanas a las corrientes de salida de los productos. Existen diversos trabajos que utilizan el control las mediciones de temperaturas como una manera indirecta de controlar las composiciones de los productos, sin embargo no hay trabajos que utilicen estas etapas para su control directo y se prefiere utilizar etapas intermedias (Abdul Mutali y Smith (1998a), Abdul Mutalib y col. (1998b), Dohare y col. (2015a), Dohare y col. (2015b)) por la dificultad de control que se presenta en estas etapas.

3.1.1. Efecto de la localización del control de temperatura con un controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación

La ubicación de la temperatura tiene un efecto importante en el desempeño del control en cascada (Kister, 1989). La localización óptima de las mediciones de temperatura es un problema de la estructura de control importante que merece un análisis a detalle (Wolf y Skogestad, 1996). En este trabajo se hizo un análisis de la localización óptima de las mediciones de temperatura en una estructura de control en cascada temperatura-temperatura utilizando el enfoque backstepping, situación que no se realizó en el trabajo presentado por Álvarez-Ramírez y col. (2002) utilizando

estructuras de control en cascada composición-temperatura en la sección de rectificación en una columna binaria de destilación para el control del destilado.

En esta subsección se estudia el efecto que tiene la posición de un lazo secundario de control de temperatura sobre el desempeño del control de la temperatura T_{44} (domo) y con ello controlar de manera indirecta la composición del destilado.

Se evaluaron las temperaturas 44, 43, 42, 41, 40, 39 y 38 correspondientes a la sección de rectificación, los resultados muestran que con la localización adecuada del controlador secundario es posible mantener una pureza del destilado cercano al valor deseado aún bajo perturbaciones en la composición de alimentación. Estos resultados representan un primer paso hacia la obtención de un procedimiento sistemático para el diseño de estructuras de control basadas en múltiples mediciones de temperatura y cuyos resultados se presentan en las secciones siguientes. Se presentan los parámetros y caracterización del comportamiento dinámico de las temperaturas seleccionadas ante un cambio escalón en la tasa de reflujo (R) y se evaluó el efecto del mismo sobre la composición del destilado.

Cada configuración de control en cascada se compone de dos controladores lineales dispuestos en un arreglo maestro/1-esclavo (Figura 3.1): cada controlador maestro tipo PI se rige por el error en la temperatura T_{44} y calcula la temperatura requerida en otro plato de la sección de rectificación $T_{r,ref}$ considerada como una salida de control virtual. En el primer lazo esclavo, se tiene también un controlador tipo PI, que recibe la temperatura de referencia $T_{r,ref}$ proporcionada por el controlador primario, donde la tasa de reflujo (R) se manipula para conducir a la temperatura de la etapa T_r hacia la señal de control virtual $T_{r,ref}$.

$$T_{r,ref} = T_{r,nom} + K_c \left((T_{44,ref} - T_{44}(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{44,ref} - T_{44}(t)) dt \right) \quad (3.1)$$

$$R = \bar{R}_{nom} + K_c \left((T_{r,ref} - T_r(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{r,ref} - T_r(t)) dt \right) \quad (3.2)$$

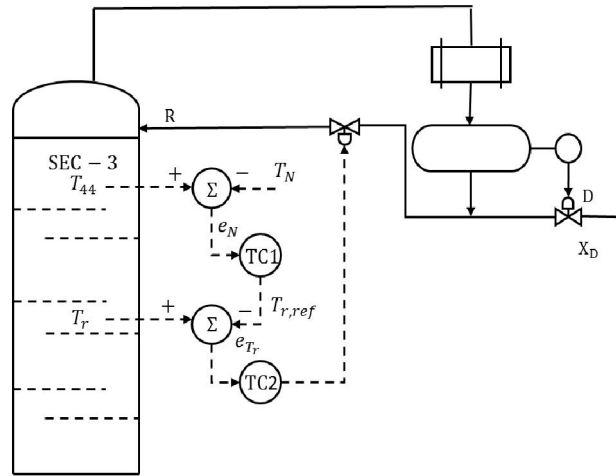


Figura 3.1. Estructura de control en cascada master/1-esclavo en la sección de rectificación

3.1.1.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación

Como se comentó en la sección 2.6 el diseño de los controladores está basado en modelos lineales entrada-salida de primer orden obtenidos con base en la respuesta de las temperaturas T_{44} y T_r en la sección de rectificación ante un cambio escalón de $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo.

En la Figura 3.2 se muestra la respuesta a lazo abierto de la temperatura T_{44} ante el cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo y esto mismo se realizó para las demás temperaturas T_r .

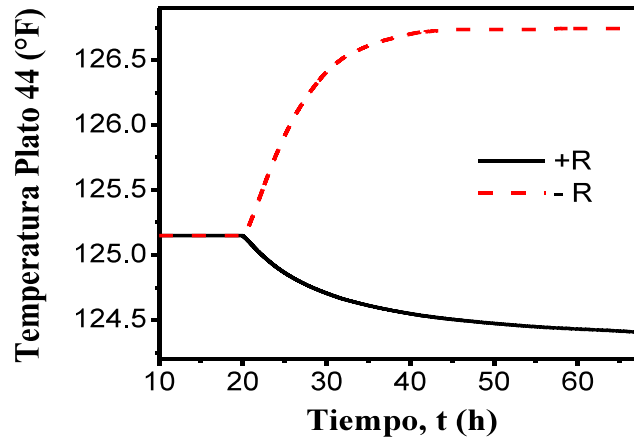


Figura 3.2. Respuesta a lazo abierto de T_{44} ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo

Una vez obtenidos los cambios escalón se aproxima la respuesta de la temperatura en cada etapa (44 a 38) como un modelo de primer orden más tiempo muerto (POMTM). En la Tabla 3.1 se muestran las funciones de transferencia obtenidas para la respuesta de la temperatura en los platos 44, 43, 42, 41, 40, 39 y 38 ante estos cambios escalón en la tasa de reflujo.

Tabla 3.1. Funciones de transferencia de las temperaturas T_{44} y T_r ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo. Las unidades de las ganancias son ($^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}/\text{lbmol}$)

$\frac{T_{44}}{R} = G_{T_{44},R}(s) = \frac{(-0.02093)e^{0.87200s}}{10.25866s + 1}$	$\frac{T_{43}}{R} = G_{T_{43},R}(s) = \frac{(-0.04459)e^{0.76453s}}{10.37497s + 1}$
$\frac{T_{42}}{R} = G_{T_{42},R}(s) = \frac{(-0.80218)e^{0.63454s}}{10.61889s + 1}$	$\frac{T_{41}}{R} = G_{T_{41},R}(s) = \frac{(-0.12274)e^{0.48957s}}{11.11417s + 1}$
$\frac{T_{40}}{R} = G_{T_{40},R}(s) = \frac{(-0.15898)e^{0.34710s}}{12.09342s + 1}$	$\frac{T_{39}}{R} = G_{T_{39},R}(s) = \frac{(-0.17484)e^{0.22961s}}{13.52288s + 1}$
$\frac{T_{38}}{R} = G_{T_{38},R}(s) = \frac{(-0.16465)e^{0.13713s}}{15.55257s + 1}$	

La Tabla 3.2 muestra los parámetros de ajuste de los controladores PI que forman las estructuras de control que se evaluaron en la sección de rectificación.

Tabla 3.2. Parámetros de las estructuras de control master/1-esclavo en la sección de rectificación de la CPD

Estructura de control en cascada	Controlador Primario		Controlador secundario	
	K_c	$\tau_I(\text{h})$	$K_c(\text{lbmol}/^{\circ}\text{F} \cdot \text{h})$	$\tau_I(\text{h})$
$T_{44} - T_{43}$	0.46935	15.44615	-152.16144	0.61162
$T_{44} - T_{42}$	0.26090	15.56811	-104.30763	0.50763
$T_{44} - T_{41}$	0.31302	0.23723	-121.27891	0.50763
$T_{44} - T_{40}$	0.36513	0.086986	-138.25019	0.50763
$T_{44} - T_{39}$	0.41724	0.205604	-155.22147	0.50763
$T_{44} - T_{38}$	0.46935	0.079078	-172.19275	0.50763

3.1.1.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de rectificación

Una vez que cada estructura de control está completa se introduce una serie de perturbaciones en la composición de la alimentación para analizar el comportamiento de cada estructura de control a lazo cerrado. Dichas perturbaciones se describen en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3. Perturbaciones en el sistema para cada estructura de control en cascada

	Perturbación 1	Perturbación 2	Perturbación 3
Tiempo, h	20	60	100
Composición en la alimentación, benceno/tolueno/o-xileno (%mol)	30/35/35	30/30/40	35/30/35

El desempeño de cada estructura de control se midió utilizando el criterio de la integral del error absoluto IAE y de esta manera se obtuvo el error absoluto de la temperatura (IAET) y de la composición (IAEC) (Ecuaciones 3.3 y 3.4).

$$IAET = \int_0^t [T_{44,ref} - T_{44}(t)] dt = \int_0^t e_{T_{44}} dt \quad (3.3)$$

$$IAEC = \int_0^t [0.99 - X_D(t)] dt = \int_0^t e_{X_D} dt \quad (3.4)$$

En la Tabla 3.4 se muestran los resultados de las integrales del error absoluto de la temperatura y la composición para cada estructura. En ella se observa que la estructura ECC T44-T41 y ECC T44-T40 fueron las que presentaron mejores desempeños en base a la integral absoluta de la temperatura.

Tabla 3.4. Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/1-esclavo en la sección de rectificación

Control en Cascada	IAET	IAEC
ECC T ₄₄ – T ₄₃	2.60426	0.05068
ECC T ₄₄ – T ₄₂	4.34383	0.06403
ECC T ₄₄ – T ₄₁	0.97666	0.05827
ECC T ₄₄ – T ₄₀	0.63376	0.04076
ECC T ₄₄ – T ₃₉	1.51602	0.05076
ECC T ₄₄ – T ₃₈	5.85377	0.09502

En la Figura 3.3 se muestra la respuesta de la temperatura en el plato 44 obtenida con las estructuras de control ECC T44-T41 y ECC T44-T40 observándose que cumplen el objetivo de regular la temperatura, eliminando la desviación y alcanzando nuevamente el setpoint, a pesar de la presencia de perturbaciones.

En la Figura 3.4 se presenta la respuesta de la tasa de reflujo que muestra el comportamiento que tuvo que pasar para controlar la temperatura de la etapa 44.

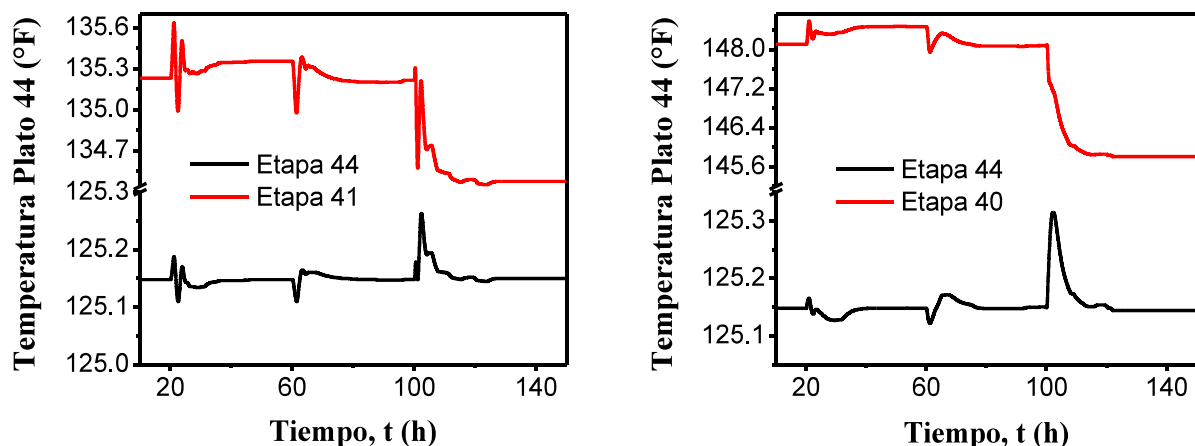


Figura 3.3. Respuesta de la temperatura T_{44} a lazo cerrado en ECC T44-T41 y ECC T44-T40

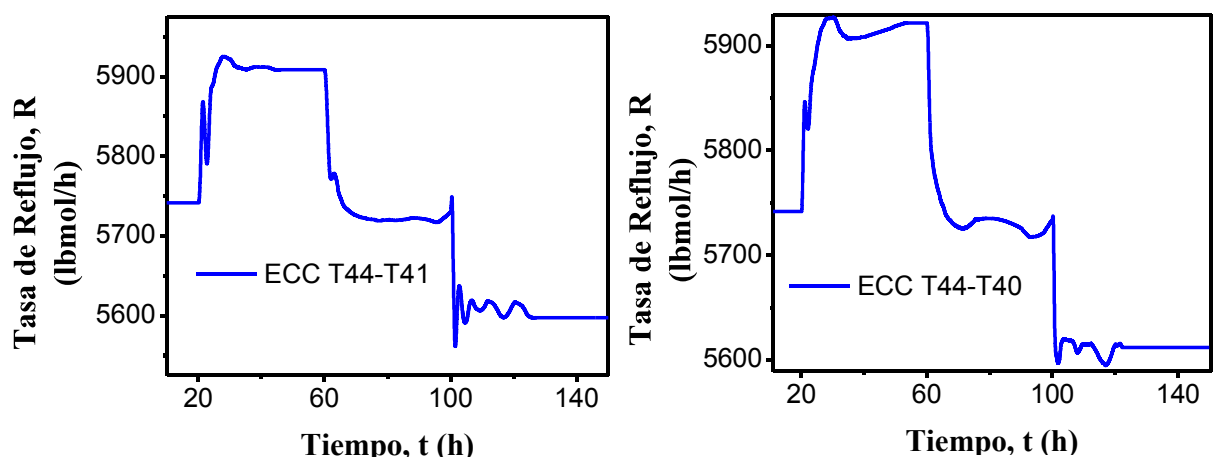


Figura 3.4. Respuesta de la tasa de reflujo en ECC T44-T41 y ECC T44-T40

En la Figura 3.5 se muestra la respuesta de la composición de benceno obtenida con las dos estructuras de control que tuvieron mejor desempeño.

Se puede observar que al mantener controlada la temperatura de la etapa 44 y aunque no se llega a alcanzar el setpoint de la composición, si se aprecia que se regula la composición del destilado al hacerlo de manera indirecta, alcanzando una pureza del 98.9%, a pesar de la introducción de las perturbaciones.

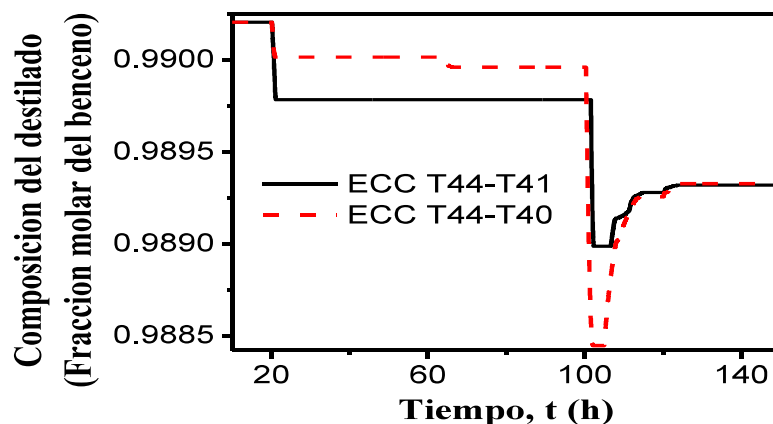


Figura 3.5. Respuesta de la composición del destilado ante perturbaciones en la composición de alimentación con las estructuras de control ECC T44-T41 y ECC T44-T40

3.1.2. Efecto de la localización del control de temperatura con un controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento

Al igual que en la sección anterior, en esta sección se estudia el efecto que tiene la localización del controlador secundario de medición de temperatura sobre el desempeño en la estructura de control en cascada temperatura-temperatura para tener control ahora, sobre la temperatura de la etapa 1, T_1 (fondo), y de esta manera controlar indirectamente la composición del producto de fondo (0.99% mol de o-xileno). De los resultados obtenidos se muestra que al localizar el control secundario en etapas adecuadas para la medición de la temperatura en la sección de agotamiento de la CPD, es posible mantener la pureza del o-xileno cercano al valor deseado en presencia de perturbaciones en la composición de la alimentación. Una vez que se aplica el diseño backstepping al control en cascada temperatura-temperatura de esta primera etapa se podrá aplicar el mismo diseño de manera recursiva a las demás etapas hasta obtener la entrada real de control como se verá en secciones más adelante. A continuación se presentan los parámetros y caracterización del comportamiento dinámico de las etapas 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9 frente a un cambio escalón en la tasa de calor (QR) y se evaluó el efecto del mismo sobre la temperatura de los platos y sobre la composición del producto de fondo.

La configuración de control en cascada se compone de dos controladores lineales dispuestos en un arreglo maestro/1-esclavo (ver Figura 3.6): la salida del controlador

primario o maestro tipo PI, es la temperatura de referencia para el controlador secundario o esclavo. La salida del control secundario es la tasa de calor, QR . El controlador primario se rige por el error de la temperatura en la etapa 1, T_1 , de la CPD y calcula la temperatura requerida en un plato de la sección de agotamiento, $T_{s,ref}$, considerada como una salida de control virtual. El controlador secundario recibe la señal de la temperatura de referencia, $T_{s,ref}$, y tiene como variable manipulada la tasa de calor, QR , para eliminar el error o desviación de temperatura en el plato seleccionado

$$T_{s,ref} = T_{s,nom} + K_c \left((T_{1,ref} - T_1(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{1,ref} - T_1(t)) dt \right) \quad (3.5)$$

$$QR = \overline{QR}_{nom} + K_c \left((T_{s,ref} - T_s(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{s,ref} - T_s(t)) dt \right) \quad (3.6)$$

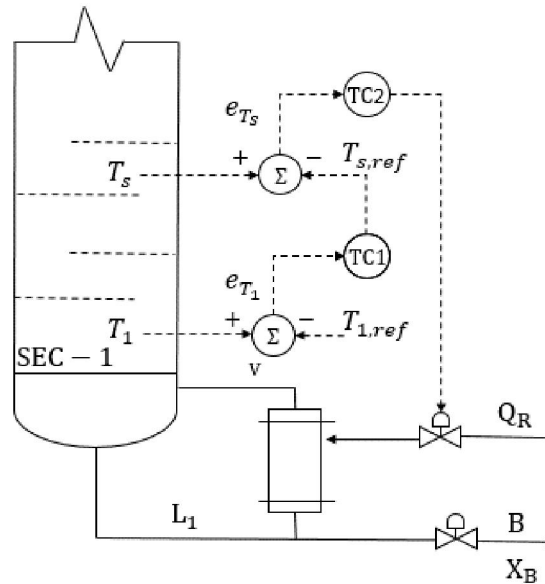


Figura 3.6. Estructura de control en cascada master/1-esclavo en la sección de agotamiento

3.1.2.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento

Para realizar la caracterización del comportamiento dinámico es necesario aplicar los cambios escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor para observar la respuesta de la temperatura en la etapa 1 de la CPD y en las etapas seleccionadas, T_s , de la sección

de agotamiento. En la Figura 3.7 se muestra la respuesta a lazo abierto de la temperatura T_1 ante el cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor. Después de la obtención de los cambios escalón se aproxima la respuesta de la temperatura en cada etapa, de la sección de agotamiento, como un modelo POMTM.

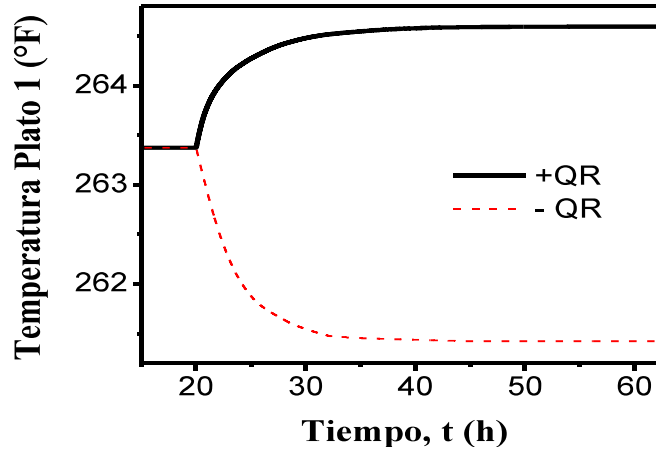


Figura 3.7. Respuesta a lazo abierto de T_1 ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor. En la Tabla 3.5 se dan las funciones de transferencia obtenidas para la respuesta de la temperatura en las etapas 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 y 9 ante los cambios escalón en la tasa de calor.

Tabla 3.5. Funciones de transferencia de las temperaturas T_1 y T_s ante un cambio escalón $\pm 1\%$ en la tasa de calor. Las unidades de las ganancias son ($^{\circ}\text{F} \cdot \text{h}/\text{BTU}$)

$\frac{T_1}{QR} = G_{T_1,QR}(s) = \frac{(1.19413)e^{0.17711s}}{3.55441s + 1}$	$\frac{T_2}{QR} = G_{T_2,QR}(s) = \frac{(2.16622)e^{0.14963s}}{3.56565s + 1}$
$\frac{T_3}{QR} = G_{T_3,QR}(s) = \frac{(3.56539)e^{0.11713s}}{3.5619s + 1}$	$\frac{T_4}{QR} = G_{T_4,QR}(s) = \frac{(5.29313)e^{0.07963s}}{3.66313s + 1}$
$\frac{T_5}{QR} = G_{T_5,QR}(s) = \frac{(6.89026)e^{0.04214s}}{3.80186s + 1}$	$\frac{T_7}{QR} = G_{T_7,QR}(s) = \frac{(7.53903)e^{0.4308s}}{4.3080s + 1}$
$\frac{T_8}{QR} = G_{T_8,QR}(s) = \frac{(6.30117)e^{0.45667s}}{4.56672s + 1}$	$\frac{T_9}{QR} = G_{T_9,QR}(s) = \frac{(4.57376)e^{0.47617s}}{4.76171s + 1}$

La Tabla 3.6 muestra los parámetros de ajuste de los controladores PI que forman las estructuras de control que se evaluaron en la sección de agotamiento.

Tabla 3.6. Parámetros de las estructuras de control master/1-esclavo en la sección de agotamiento de la CPD

Estructura de control en cascada	Controlador Primario		Controlador secundario	
	K_c	$\tau_I(h)$	$K_c(BTU/^{\circ}F \cdot h)$	$\tau_I(h)$
$T_1 - T_2$	0.55125	2.66861	5.50011	1.19708
$T_1 - T_3$	0.33492	1.06707	4.26438	0.93708
$T_1 - T_4$	0.33157	0.53353	3.83795	0.91833
$T_1 - T_5$	0.32487	0.44817	2.98507	0.89866
$T_1 - T_7$	0.32153	0.40546	3.71001	0.89584
$T_1 - T_8$	0.31818	0.37348	4.05117	0.81525
$T_1 - T_9$	0.30478	0.41082	3.28358	0.89491

3.1.2.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/1-esclavo en la sección de agotamiento

Una vez que cada estructura de control está completa se introducen las perturbaciones en la composición de la alimentación, mencionadas anteriormente en la Tabla 3.3, para analizar el comportamiento de cada estructura de control a lazo cerrado. El desempeño de los controladores se midió utilizando el criterio de la integral del error absoluto IAE y de esta manera se obtuvo el error absoluto de la temperatura (IAET) y de la composición (IAEC) (Ecuaciones 3.5 y 3.6).

$$IAET = \int_0^t [T_{1,ref} - T_1(t)]dt = \int_0^t e_{T_1} dt \quad (3.5)$$

$$IAEC = \int_0^t [0.99 - X_B(t)]dt = \int_0^t e_{X_B} dt \quad (3.6)$$

En la Tabla 3.7 se muestran los resultados de las integrales del error absoluto de la temperatura y la composición. En ella se observa que la estructura ECC T1-T2 y ECC T1-T3 fueron las que presentaron mejores desempeños en base a la integral de error absoluto de la temperatura.

Tabla 3.7. Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/1-esclavo en la sección de agotamiento

Control en Cascada	IAET	IAEC
ECC $T_1 - T_2$	2.21221	0.17667
ECC $T_1 - T_3$	3.16254	0.10776
ECC $T_1 - T_4$	3.77200	0.12599
ECC $T_1 - T_5$	5.92514	0.16901
ECC $T_1 - T_7$	10.47639	0.23618
ECC $T_1 - T_8$	11.71995	0.27629

En la Figuras 3.8 se muestra la respuesta de la temperatura en el plato 1 de las estructuras de control ECC T_1-T_2 y ECC T_1-T_3 que presentaron mejor desempeño, en ellas se observa que al utilizar la estructura de control en presencia de perturbaciones, se llega a regular la temperatura del plato 1 eliminando la desviación y alcanzando nuevamente el setpoint.

En la Figura 3.9 se presenta la respuesta de la tasa de calor que muestra el comportamiento que tuvo que pasar para controlar la temperatura de la etapa 1.

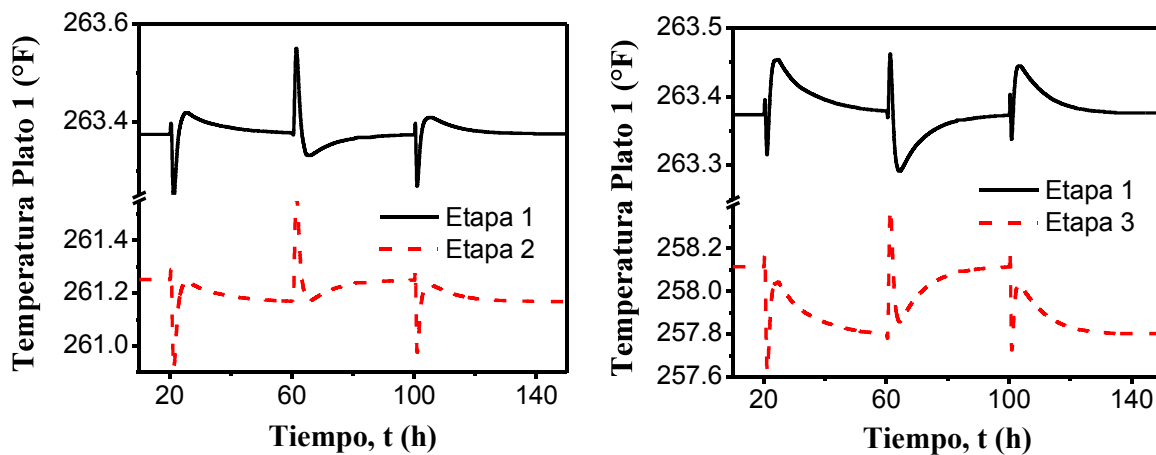


Figura 3.8. Respuesta de la temperatura T_1 a lazo cerrado en ECC T_1-T_2 y ECC T_1-T_3

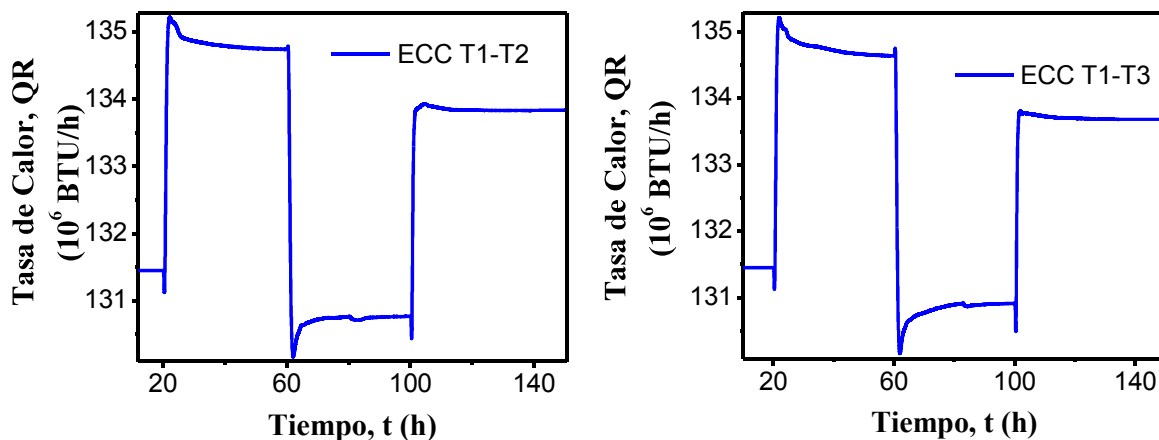


Figura 3.9. Respuesta de la tasa de calor en ECC T_1-T_2 y ECC T_1-T_3

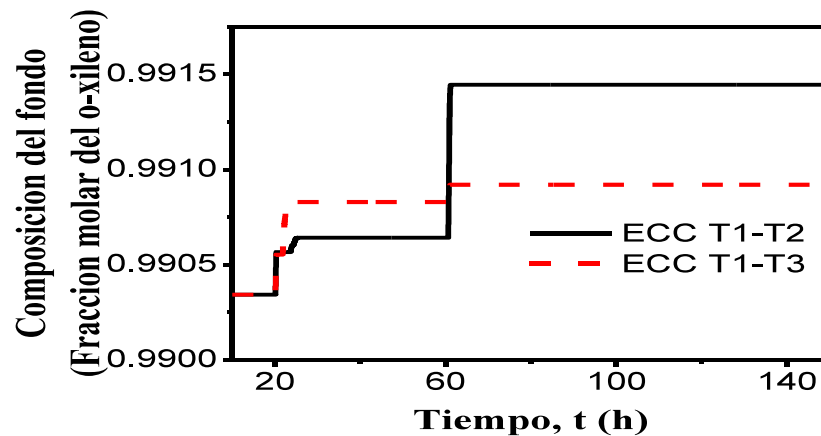


Figura 3.10. Respuesta de la composición del producto de fondo ante perturbaciones en la composición de alimentación con las estructuras de control ECC T1-T2 y ECC T1-T3

Utilizando el principio backstepping en cascada, donde se tomó como referencia la temperatura de la etapa 1 (fondo), correspondiente al controlador primario y seleccionando diferentes etapas cercanas a esta última (etapa 2, 3, 4, 5, 7, 8, 9), en donde se localizaron los controladores secundarios para controlar sus temperaturas correspondientes, se pudo observar que su localización tiene un efecto significativo para controlar la composición del producto de fondo.

El empleo de estos controladores en diferentes etapas de la sección de rectificación permite mantener la composición del o-xileno por arriba del 99.0% de pureza, tal como se muestra en la Figura 3.10, frente a perturbaciones en la composición de la alimentación.

3.2. Diseño backstepping de control con extensión en mediciones de temperaturas múltiples

En las secciones 3.1.1 y 3.1.2 se vio que al utilizar esquemas tradicionales de control en cascada temperatura-temperatura y poniendo una especial atención en la localización del controlador esclavo, se tiene un efecto significativo sobre el control indirecto de la composición de los productos a través del control de la temperatura.

En esta sección también se evalúa el efecto que tiene la localización de los controladores esclavos, solo que en esta ocasión, se prestó una mayor atención al efecto que tiene el número de lazos sobre el desempeño de regulación de temperatura y sobre la composición del destilado.

Al contrario de los diseños tradicionales de control en cascada, el diseño del control en cascada basado en el enfoque backstepping se puede extender de manera natural para utilizar más de un controlador esclavo y ya que la medición de la temperatura es más sensible y económica que la medición de la composición, es fiable añadir más de una medición de temperatura.

3.2.1. Efecto del número y la localización del control de temperatura con un controlador maestro/p-esclavo

En esta sección se desarrollaron 5 configuraciones de control basadas en el enfoque backstepping denominadas: master/1-esclavo, master/2-esclavo, master/3-esclavo, master/4-esclavo y master/5-esclavo.

Se presentan los parámetros de ajuste de los controladores y el efecto de estos sobre la temperatura de los platos y sobre la composición del producto (benceno) comparando el efecto del número y la localización de los controladores secundarios.

Se desea controlar la temperatura del plato 44, es decir, el plato de la parte más alta de la columna. Para obtener el controlador en la configuración master/p-esclavo se tomaron en consideración los pasos de la sección 2.6.2.3. El controlador maestro tipo Proporcional-Integral recibe la señal de error de la temperatura del plato 44, T_{44} , y con base en esta calcula la temperatura requerida, $T_{r1,ref}$, conocida también como entrada de control virtual, en alguna etapa de la CPD correspondiente a la sección de rectificación. El primer controlador esclavo o secundario tipo Proporcional recibe la temperatura de referencia $T_{r1,ref}$, generada por el controlador primario y la compara con la temperatura medida en el plato T_{r1} generándose un primer error, e_{Tr1} , (hasta aquí tenemos una configuración master/1-esclavo). El primer controlador esclavo tipo Proporcional, calcula la temperatura requerida para alguna otra etapa de la sección

3.2.1.1. Caracterización del comportamiento dinámico y diseño del controlador maestro/p-esclavo en la sección de rectificación

Para realizar la caracterización del comportamiento dinámico se aprovecharon los cambios escalón $\pm 1\%$ en la tasa de reflujo presentados en la sección 3.1.1.1. y las funciones de transferencia de la Tabla 3.1. Una vez obtenidas las funciones de transferencia se procedió a diseñar los controladores de la estructura de control con un controlador master y p controladores esclavos aplicando el enfoque backstepping tal como se muestra en las Ecuaciones 3.7 a la 3.10. Estos controladores fueron sintonizados mediante la guía de sintonizado SIMC y cuyos valores están representados en la Tabla 3.8, en ella, se observan los dos parámetros del controlador maestro tipo Proporcional-Integral y que son: la ganancia del controlador (K_c) y la constante de tiempo integral (τ_I), además, se presentan sólo los valores de las ganancias de los controladores esclavos puesto que estos fueron tipo Proporcional. La selección de las configuraciones de control que se muestran en la Tabla 3.8 tuvo la siguiente dinámica:

1. De las seis posibles configuraciones master/1-esclavo que se pudieron realizar con las etapas 38 a 44 (sección de rectificación) y teniendo siempre como referencia la etapa 44, la estructura de control que mejor desempeño tuvo fue ECC $T_{44} - T_{40}$.
2. De las quince posibles configuraciones master/2-esclavo que se pudieron realizar con las etapas 38 a 44, teniendo como referencia la etapa 44, la que mejor desempeño tuvo fue la ECC $T_{44} - T_{41} - T_{38}$.
3. De las diecinueve posibles configuraciones master/3-esclavo que se pudieron realizar con las etapas 38 a 44 y teniendo como referencia la etapa 44, la estructura de control de mejor desempeño fue la ECC $T_{44} - T_{43} - T_{41} - T_{38}$.
4. Para la selección de la configuración master/4-esclavo se siguió la misma metodología que en el punto 2 y 3. De las combinaciones seleccionadas la estructura de control de mejor desempeño fue la ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$.

Tabla 3.8. Parámetros de las estructuras de control master/p-esclavo en la sección de rectificación de la CPD

	Maestro		Esclavo 1	Esclavo 2	Esclavo 3	Esclavo 4
ECC	K_c	$\tau_I(h)$	K_c	K_c	K_c	K_c
$T_{44} - T_{40}$	0.469357	15.4461	-152.1614 (BTU/°F · h)			
$T_{44} - T_{41}$ $- T_{38}$	0.313020	0.01423	0.7454	-172.192 (BTU/°F · h)		
$T_{44} - T_{43}$ $- T_{41} - T_{38}$	0.469357	0.00155	0.3632	0.74544	-172.192 (BTU/°F · h)	
$T_{44} - T_{43}$ $- T_{42} - T_{41}$ $- T_{40}$	0.469357	0.01235	0.5558	0.65355	0.772039	-138.250 (BTU/°F · h)

3.2.1.2. Evaluación del desempeño del controlador maestro/p-esclavo en la sección de rectificación

Una vez construida cada una de las configuraciones master/p-esclavo, se introdujeron las perturbaciones mostradas en la Tabla 3.3, para su posterior evaluación en el desempeño de control a lazo cerrado. El desempeño de cada estructura de control se midió con el criterio de la integral del error absoluto (IAE) tanto para la temperatura (IAET), como para la composición (IAEC) de acuerdo a las Ecuaciones 3.3 y 3.4.

El trabajo de Monroy-Loperena y col. (2004) presenta una estructura de control en cascada composición-temperatura empleando el enfoque backstepping utilizando solo cinco etapas específicas, de la sección de rectificación de una columna de destilación binaria, para formar una configuración master/2-esclavo, una master/3-esclavo y una master/4-esclavo, sin embargo, no tratan de encontrar un número óptimo que pueda mejorar el desempeño de la estructura de control, como sí es realizado en el presente trabajo.

En la Tabla 3.9 se muestran los resultados de las integrales del error absoluto de la temperatura y la composición de las estructuras de control master/p-esclavo. En la segunda columna correspondiente al desempeño de la temperatura se observa que a

partir de la configuración master/1-esclavo (ECC $T_{44} - T_{40}$) hasta la configuración master/3-esclavo (ECC $T_{44} - T_{43} - T_{41} - T_{38}$) el desempeño va en aumento para después seguir con un decaimiento. Por otra parte, en la tercera columna correspondiente al desempeño de la composición, se observa también un mejoramiento desde la configuración master/1-esclavo a la configuración master /4 esclavo (ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$) y, después de aumentar un controlador esclavo más, el desempeño disminuye.

Debido a que el propósito de este trabajo es controlar de manera indirecta las composiciones de los productos mediante el control de la temperatura, se seleccionó la configuración master/4-esclavo correspondiente a la estructura de control ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$ para controlar la temperatura de la etapa 44 e indirectamente, la composición del destilado.

Tabla 3.9. Integral del error de la temperatura y la composición de los controladores master/p-esclavo en la sección de rectificación

Control en Cascada	IAET	IAEC
ECC $T_{44} - T_{40}$	0.63376	0.04076
ECC $T_{44} - T_{41} - T_{38}$	0.23252	0.04833
ECC $T_{44} - T_{43} - T_{41} - T_{38}$	0.05942	0.02171
ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	0.06411	0.01207
ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40} - T_{39}$	0.28910	0.04406

En la Figura 3.12 se muestra la respuesta dinámica de la temperatura en el plato 44 con respecto al tiempo cuando se introducen las tres perturbaciones en la composición, tal como se mostró en la Tabla 3.3, para una configuración de control en cascada master/p-esclavo basado en el enfoque backstepping y que corresponde a las estructuras de control mostradas en la Tabla 3.8. Note que en la primera configuración master/1-esclavo (ECC $T_{44} - T_{40}$) el sobretiro, después de la introducción de las perturbaciones, es mayor a las demás y va disminuyendo hasta la configuración master/4-esclavo (ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$) provocando una disminución en el tiempo de asentamiento conforme aumenta el número de controladores esclavos. En todas las configuraciones mostradas el error se eliminó

extensiones de los lazos secundarios (master/p-esclavo) para el control de la temperatura de la etapa 44, también existe una mejora en el control indirecto de la composición del producto de destilado (benceno). Se observa que con la implementación de la estructura de control ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$ (configuración master/4-esclavo) en la sección de rectificación se tiene un mejor desempeño de control que se confirma con el valor de la IAE y que aunque no se llega a alcanzar el setpoint en la composición si se llega a regular la composición, a pesar de las 3 perturbaciones introducidas, con valores son muy cercanos a un 99% de pureza del producto.

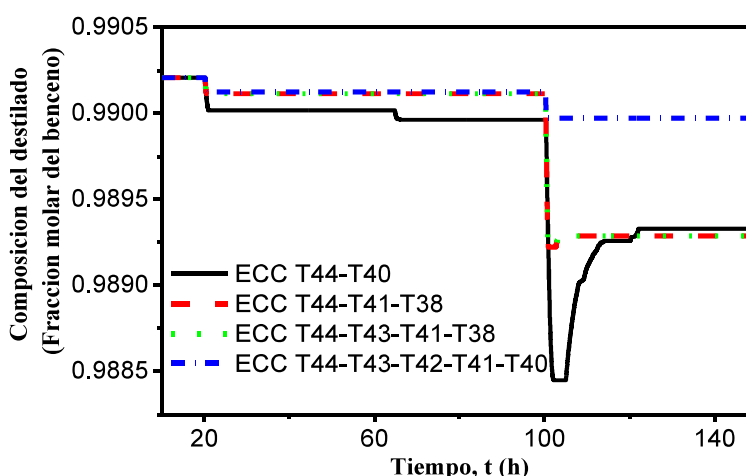


Figura 3.14. Respuesta dinámica de la composición del benceno ante perturbaciones en la composición de alimentación con configuraciones master/p-esclavo.

3.3. Diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD

Hasta este punto, en el estudio de control de la temperatura de la etapa más alta (domo) y más baja (fondo) de la CPD únicamente se consideraron procesos con una sola variable controlada y manipulada; dichos procesos son conocidos como de entrada simple y salida simple (ESSS) (SISO por sus siglas en inglés). Sin embargo, en el proceso de la destilación se deben controlar más de una variable; este es un tipo de proceso multivariable o conocido también como proceso de múltiples entradas y múltiples salidas (MEMS) (MIMO por sus siglas en inglés).

Para la CPD se desean controlar las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27, la agrupación por pares (emparejamiento) de las variables controladas y manipuladas utilizados en este trabajo fueron: $R-T_{44}$, $QR-T_1$, $LSS-T_{25}$ y $\beta-T_{27}$, todas ellas situadas en la sección de la columna principal, con el fin de controlar de manera indirecta los tres productos de la separación de una mezcla ternaria ó, alternativamente, cuatro impurezas con los tres productos, una impureza en el destilado, una en el producto de fondo y dos impurezas en el producto de la corriente lateral.

En esta sección se presentan los resultados de la implementación de una estructura de control con cuatro controladores situados en la columna principal, este esquema de control consistió de tres configuraciones master/4-esclavo para los lazos (1) ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$, (2) ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$ y (3) ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$ y de una configuración master/3-esclavo para el cuarto lazo, ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$, todas ellas basadas en el enfoque backstepping, diseñadas de acuerdo a los pasos de la sección 2.6.2.3 y ejemplificada en la sección 3.2.1, los controladores propuestos regulan la temperatura de las etapas 44, 1, 25 y 27 manipulando la tasa de reflujo (R), tasa de calor (QR), corriente lateral (LSS) y la división de líquido (β), respectivamente. El controlador maestro para las cuatro configuraciones consistió de un controlador tipo PI. Por otra parte, los cuatro controladores esclavos para las configuraciones de los emparejamientos $R-T_{44}$, $QR-T_1$ y $LSS-T_{25}$ consistieron de controladores tipo P, mientras que los controladores esclavos del emparejamiento $\beta-T_{27}$ estuvo formado por controladores tipo PI.

Se diseñaron y evaluaron cinco esquemas de control con cuatro lazos de control múltiple en donde los tres primeros lazos, (1) ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$, (2) ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$ y (3) ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$, fueron los mismos en los cinco esquemas de control y el cuarto lazo de control estuvo formado por cinco combinaciones alternativas de 1, 2, 3 y 4 controladores esclavos: a) ECC $T_{27} - T_{29}$, b) ECC $T_{29} - T_{30} - T_{31}$, c) ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$, d) ECC $T_{28} - T_{29} - T_{30} - T_{31}$ y e) ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30} - T_{31}$, respectivamente, tal como se muestra en la Tabla 3.10.

Tabla 3.10. IAE de la temperatura y composición para los esquemas de control con cuatro lazos de control múltiple en la CPD

No. de Lazo	Estructura de Control	IAET	IAET Promedio	Producto	IAEC	IAEC Promedio
1	ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	0.113811	13.37152	Destilado	0.003906	0.63081
2	ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$	8.771703		Lateral	0.261144	
3	ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$	2.57590		Fondo	1.627382	
4	ECC $T_{27} - T_{29}$	42.02468				
1	ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	0.978894	31.55141	Destilado	0.026146	0.49322
2	ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$	89.46289		Lateral	0.781832	
3	ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$	3.385333		Fondo	0.671688	
4	ECC $T_{29} - T_{30} - T_{31}$	32.37853				
1	ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	0.289295	15.53935	Destilado	0.007812	0.39045
2	ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$	26.98995		Lateral	0.243134	
3	ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$	2.878178		Fondo	0.920429	
4	ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$	32.00000				
1	ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	0.327703	17.48166	Destilado	0.013186	0.36888
2	ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$	32.00000		Lateral	0.329013	
3	ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$	2.861220		Fondo	0.764467	
4	ECC $T_{28} - T_{29} - T_{30} - T_{31}$	34.73775				
1	ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$	2.664495	16.65654	Destilado	0.062500	0.38361
2	ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$	29.13448		Lateral	0.255117	
3	ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$	2.827196		Fondo	0.833224	
4	ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30} - T_{31}$	32.00000				

A cada uno de estos esquemas de control se les midió su desempeño con la IAE promedio, tanto para la temperatura, como para su composición con el fin de determinar el esquema de control más adecuado para el control indirecto de la

composición con mediciones de la temperatura, tal y como se hizo en el transcurso de este trabajo.

De la Tabla 3.10 se muestra que el mejor desempeño en la temperatura fue el primer esquema de control con un valor de IAET promedio de 13.37152 pero ya que el propósito de este trabajo es el control de las composiciones por medio de mediciones de temperatura, este primer esquema no fue tomado en cuenta, ya que de los cinco esquemas fue el que presentó el desempeño más pobre en el de la composición. Después del primer esquema de control, el tercer, cuarto y quinto esquema de control presentaron mejor desempeño con valores de sus IAE promedio muy cercanos. Se determinó el tiempo de asentamiento y desviación promedio para cada una de las temperaturas seleccionadas para su regulación, además de la composición de cada uno de los productos, para la evaluación del desempeño de estos tres esquemas de control y seleccionar la más adecuada para implementarla en la CPD, estos valores se presentan en las Tablas 3.11-3.14.

El tiempo de asentamiento promedio de la temperatura y composición de los esquemas de control 3, 4 y 5 se determinó sumando el tiempo de asentamiento después de la introducción de cada una de las tres perturbaciones en las estructuras de control propuestas. Esto se hizo para cada una de las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27 y para cada una de las composiciones de los productos (benceno-tolueno-o-xileno) para después promediar los resultados de la temperatura y composición, respectivamente. La desviación promedio de la composición de los esquemas de control 3, 4 y 5 se determinó, promediando la desviación una vez introducidas las perturbaciones y alcanzándose nuevamente el estado estacionario para cada una de las composiciones de los tres productos y, finalmente se sumaron los resultados.

Como se observa en las Tablas 3.11 y 3.12 el cuarto esquema de control fue el que presentó menor tiempo de asentamiento promedio en la temperatura y composición, para el control de las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27 y la regulación de los productos de destilado, corriente lateral y de fondo, respectivamente.

En la Tabla 3.13 se observa que el tercer esquema de control es el que presenta mejor desempeño con menor desviación promedio de la composición de los productos.

Tabla 3.11. Tiempo de asentamiento de las temperaturas de los esquemas de control frente a tres perturbaciones

No. de esquema de control	Tiempo de asentamiento (h)				
	Etapas 44	Etapas 1	Etapas 25	Etapas 27	Tiempo promedio (h)
3	65.24795	97.18845	69.86070	121.81901	88.5290288
4	48.05839	58.71606	79.23959	82.53607	67.1375288
5	75.78981	90.34474	77.73530	120.66542	91.1338185

Tabla 3.12. Tiempo de asentamiento de la composición de los productos de los esquemas de control ante tres perturbaciones

No. de esquema de control	Tiempo de asentamiento (h)			Tiempo promedio (h)
	Destilado (% mol de Benceno)	Lateral (% mol de Tolueno)	Fondo (% mol de o-xileno)	
3	25.544298	64.544476	73.74855	56.61244
4	17.238853	65.485249	69.106978	50.61036
5	42.948622	72.694581	77.258816	64.30067

Tabla 3.13. Desviación de la composición de los productos de los esquemas de control ante tres perturbaciones

No. de esquema de control	Desviación promedio			Desviación (% mol)
	Destilado (% mol de Benceno)	Lateral (% mol de Tolueno)	Fondo (% mol de o-xileno)	
3	5.63×10^{-5}	1.88×10^{-3}	1.27×10^{-3}	1.0694×10^{-3}
4	6.87×10^{-5}	1.96×10^{-3}	1.37×10^{-3}	1.1313×10^{-3}
5	3.34×10^{-4}	1.70×10^{-3}	1.36×10^{-3}	1.1311×10^{-3}

Se evaluó el consumo total de energía de las estructuras de control durante las tres perturbaciones aplicadas y en la Tabla 3.14 se observa que de los tres esquemas de control, el número tres presenta el consumo de energía más bajo, por lo que este esquema se considera el más adecuado para aplicarlo como esquema de control para la CPD.

Tabla 3.14. Consumo total de energía en los esquemas control (BTU)

Tasa de calor (10^6 BTU/h)	No. de esquema de control		
	3	4	5
	27228.59	27495.26	27448.04

A continuación se presenta el esquema de control seleccionado que muestra las tres configuraciones master/4-esclavo para los primeros tres lazos ((1) ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$, (2) ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$, (3) ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$) y la configuración master/3-esclavo para el cuarto lazo de control, ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$, ocupados para su implementación en la CPD y que consistieron de configuraciones donde los controladores secundarios se localizaron en secuencias consecutivas de etapas:

a) Variable manipulada: tasa de reflujo

$$T_{r43,ref} = T_{r43,nom} + K_c \left((T_{44,ref} - T_{44}(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{44,ref} - T_{44}(t)) dt \right) \quad (3.11)$$

$$T_{r42,ref} = T_{r42,nom} + K_c (T_{43,ref} - T_{43}(t)) \quad (3.12)$$

$$T_{r41,ref} = T_{r41,nom} + K_c (T_{42,ref} - T_{42}(t)) \quad (3.13)$$

$$T_{r40,ref} = T_{r40,nom} + K_c (T_{41,ref} - T_{41}(t)) \quad (3.14)$$

$$R = \bar{R}_{nom} + K_c (T_{40,ref} - T_{40}(t)) \quad (3.15)$$

b) Variable manipulada: tasa de calor

$$T_{r2,ref} = T_{r2,nom} + K_c \left((T_{1,ref} - T_1(t)) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t (T_{1,ref} - T_1(t)) dt \right) \quad (3.16)$$

$$T_{r3,ref} = T_{r3,nom} + K_c (T_{2,ref} - T_2(t)) \quad (3.17)$$

$$T_{r4,ref} = T_{r4,nom} + K_c (T_{3,ref} - T_3(t)) \quad (3.18)$$

$$T_{r5,ref} = T_{r5,nom} + K_c (T_{4,ref} - T_4(t)) \quad (3.19)$$

$$QR = \overline{QR}_{nom} + K_c \left(T_{5,ref} - T_5(t) \right) \quad (3.20)$$

c) Variable manipulada: corriente lateral

$$T_{r24,ref} = T_{r24,nom} + K_c \left(\left(T_{25,ref} - T_{25}(t) \right) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \left(T_{25,ref} - T_{25}(t) \right) dt \right) \quad (3.21)$$

$$T_{r23,ref} = T_{r23,nom} + K_c \left(T_{24,ref} - T_{24}(t) \right) \quad (3.22)$$

$$T_{r22,ref} = T_{r22,nom} + K_c \left(T_{23,ref} - T_{23}(t) \right) \quad (3.23)$$

$$T_{r21,ref} = T_{r21,nom} + K_c \left(T_{22,ref} - T_{22}(t) \right) \quad (3.24)$$

$$LSS = \overline{LSS}_{nom} + K_c \left(T_{21,ref} - T_{21}(t) \right) \quad (3.25)$$

d) Variable manipulada: división de líquido (β)

$$T_{r28,ref} = T_{r28,nom} + K_c \left(\left(T_{27,ref} - T_{27}(t) \right) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \left(T_{27,ref} - T_{27}(t) \right) dt \right) \quad (3.26)$$

$$T_{r29,ref} = T_{r29,nom} + K_c \left(T_{28,ref} - T_{28}(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \left(T_{28,ref} - T_{28}(t) \right) dt \right) \quad (3.27)$$

$$T_{r30,ref} = T_{r30,nom} + K_c \left(T_{29,ref} - T_{29}(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \left(T_{29,ref} - T_{29}(t) \right) dt \right) \quad (3.28)$$

$$\beta = \bar{\beta}_{nom} + K_c \left(T_{30,ref} - T_{30}(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t \left(T_{30,ref} - T_{30}(t) \right) dt \right) \quad (3.29)$$

3.3.1. Caracterización del comportamiento del diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD

Para realizar la caracterización se aproximó la repuesta de la temperatura de las etapas seleccionadas como modelos de primer orden más tiempo muerto (POMTM) mediante un cambio escalón del $\pm 1\%$ en cada una de las variables manipuladas correspondientes, el cual se introduce en la hora 20.

3.3.2. Evaluación del desempeño del diseño backstepping de control con cuatro lazos múltiples en la CPD

Una vez que los cuatro lazos de control se implementaron a la CPD y fueron cerrándose siguiente orden:

1. Primer lazo (ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$)
2. Segundo lazo (ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$)
3. Tercer lazo (ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$)
4. Cuarto lazo (ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$)

se introdujeron una serie de perturbaciones en la composición de la alimentación para analizar el comportamiento de la estructura de control a lazo cerrado, dichas perturbaciones se describen en la Tabla 3.3. En cuanto al criterio para la medición del desempeño de las estructuras de control fue el mismo que ha sido utilizado durante el desarrollo de este trabajo y que corresponde la IAE tanto para la temperatura (IAET) como para la composición (IAEC). Las ecuaciones para medir el desempeño de la estructura de control para el control de las temperaturas de la etapa 44 y 1 se mostraron en las Ecuaciones 3.3 y 3.5, respectivamente, y las ecuaciones de la integral absoluta del error para la composición del benceno y o-xileno se mostraron en la Ecuaciones 3.4 y 3.6, respectivamente, por lo que las ecuaciones restantes que corresponden a las integrales absolutas del error de la temperaturas de la etapa 25 y 27 se muestran en las Ecuaciones 3.30 y 3.31, respectivamente. Finalmente la Ecuación 3.32 corresponde a la integral absoluta del error de la composición del producto de la corriente lateral.

$$IAET = \int_0^t [T_{25,ref} - T_{25}(t)]dt = \int_0^t e_{T_{25}} dt \quad (3.30)$$

$$IAET = \int_0^t [T_{27,ref} - T_{27}(t)]dt = \int_0^t e_{T_{27}} dt \quad (3.31)$$

$$IAEC = \int_0^t [0.99 - X_s(t)]dt = \int_0^t e_{X_s} dt \quad (3.32)$$

Se observa que el mejor desempeño se presentó en la estructura de control situada en la sección de rectificación ($ECC T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$) que controla la temperatura de la etapa 44 manipulando la tasa de reflujo y de esta manera controlar de forma indirecta la composición del destilado.

En las Figuras 3.15 - 3.18 se observa la evolución de la respuesta de las temperaturas de las etapas seleccionadas para controlar las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27 en la configuración master/4-esclavo y master/3-esclavo, en ellas se aprecia de manera clara como al introducir las perturbaciones, el controlador esclavo, colocado en la última etapa de la configuración es el que presenta un mayor sobretiro que va disminuyendo en las demás etapas debido a que los controladores esclavos proveen de salidas rápidas, $T_{rp,ref}$, que dan protección continua frente a las perturbaciones externas al irse acercando al controlador master, situado en la etapa

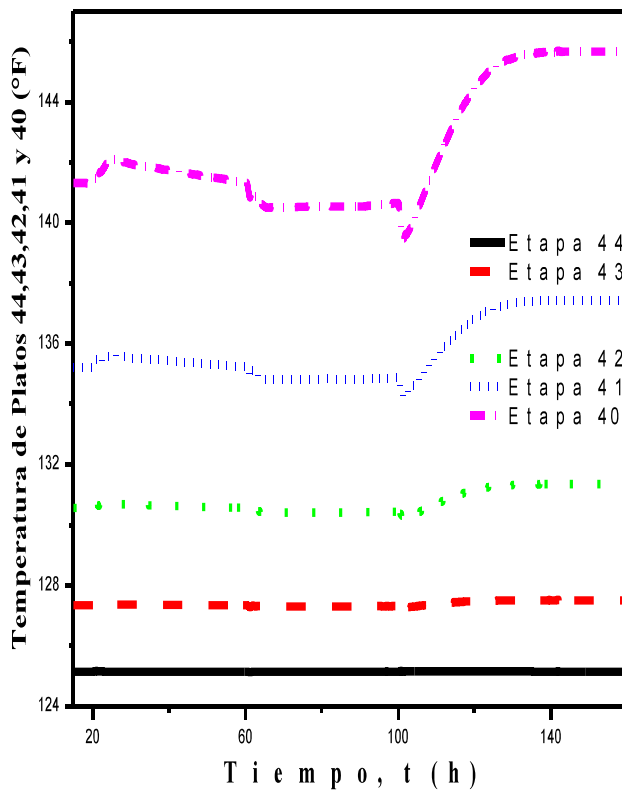


Figura 3.15. Respuesta dinámica de las temperaturas en el primer lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento $R-T_{44}$

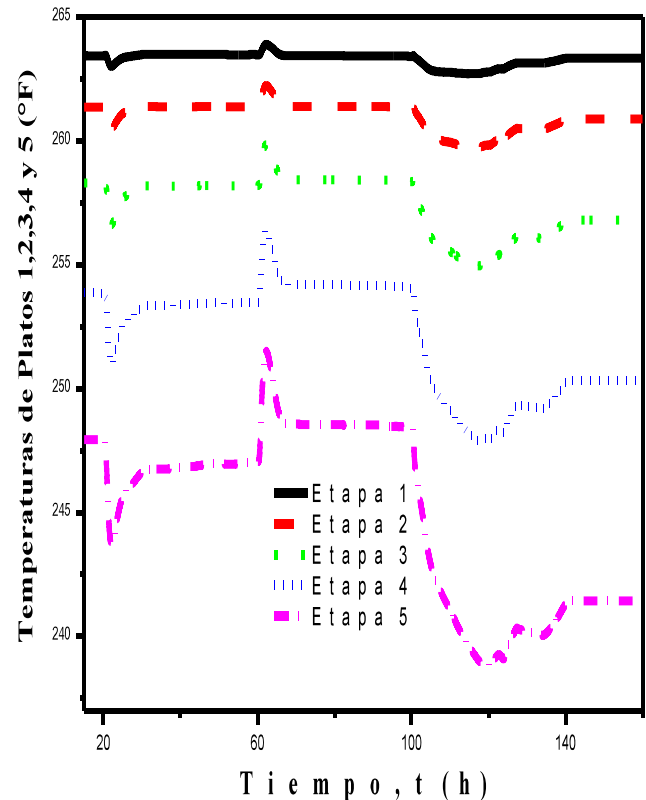


Figura 3.16. Respuesta dinámica de las temperaturas en el segundo lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento $QR-T_1$

más cercana a la corriente de cada producto, esto es, las temperaturas 44 (cerca del destilado), 1 (cerca del fondo), 25 y 27 (cerca del producto lateral), hasta eliminar completamente el error y alcanzar nuevamente el setpoint como se nota en las primeras tres figuras.

En la Figura 3.18 se observa que el error de la temperatura para la configuración master/3-esclavo para el emparejamiento $\beta - T_{27}$ también fue disminuyendo desde el último controlador esclavo hasta llegar al controlador master y que, aunque no se llegó a alcanzar completamente el estado estacionario, se observa que se aproxima asintóticamente al setpoint. Este último lazo fue necesario para llegar a tener un control indirecto de la composición de las dos impurezas presentes en la corriente lateral.

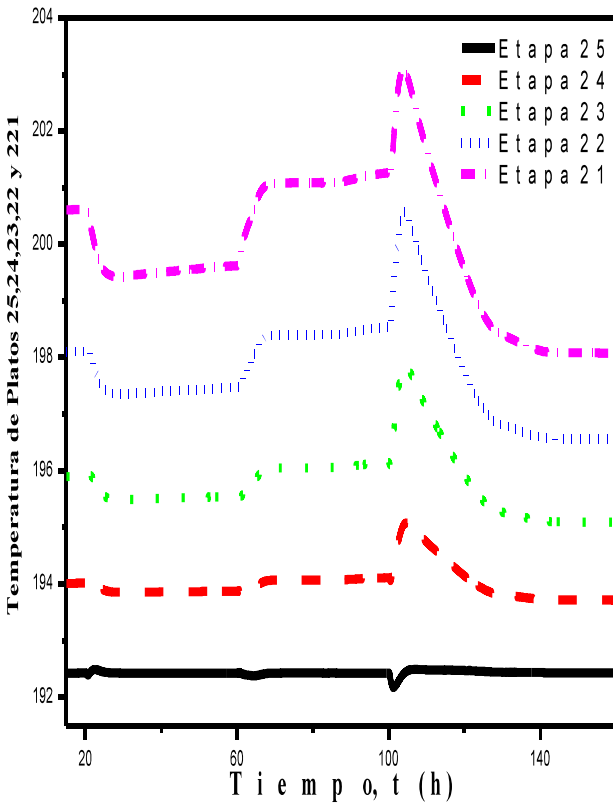


Figura 3.17. Respuesta dinámica de las temperaturas en el tercer lazo de control master/4-esclavo para el emparejamiento LSS- T_{25}

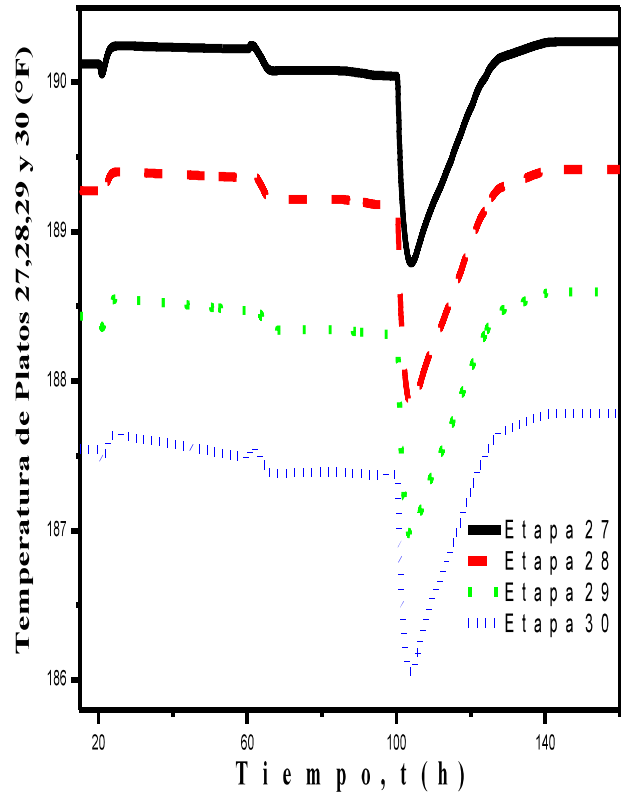


Figura 3.18. Respuesta dinámica de las temperaturas en el cuarto lazo de control master/3-esclavo para el emparejamiento β - T_{27}

En las Figuras 3.19-3.22 se presentan las respuestas de las variables manipuladas: tasa de reflujo, tasa de calor, corriente lateral y división de líquido (β). En las tres primeras figuras se muestra que la respuesta para alcanzar un valor estacionario es lenta pero suficiente para mantener regulada las etapas 44,1 y 25, ello debido, al buen funcionamiento de control de sus respectivas configuraciones master/4-esclavo y master 3/esclavo. En la Figura 3.22, correspondiente a la respuesta de división de líquido (β), y al igual que en las anteriores, la respuesta es lenta para alcanzar un valor estacionario pero también suficiente para disminuir el error de la temperatura de la etapa 27 en la estructura de control ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$ y además necesaria, para mantener la composición del producto de la corriente lateral cerca del valor deseado.

En la Figura 3.23 se observa que la respuesta de los flujos de las corrientes de producto logra alcanzar un estado estacionario a pesar de la introducción de las perturbaciones permitiendo una vida útil mayor de las válvulas de control.

La Figura 3.24 es la representación más importante de este trabajo, y que al igual que los trabajos de Ling y Luyben (2010), Dohare y col. (2015a) y Dohare y col. (2015b) se demuestra que es posible un control indirecto de la composición con valores muy cercanos a 99% de pureza en la composición de los tres productos de la columna de pared divisoria y esto, fue posible gracias a la implementación de estructuras de control multicascada como las utilizadas en esta última sección basadas en mediciones de temperaturas aplicando el enfoque backstepping.

Como se observa en las Figuras 3.15 a la 3.18 y 3.24, al introducir la tercera perturbación se presenta un mayor sobretiro que pudiera provocar una situación inestable en los parámetros del sistema. Por ello, en las Figuras 3.25 a la 3.27 se muestran los perfiles de temperatura, flujo del líquido y composición antes (figuras del lado izquierdo) y después (figuras del lado derecho) de la tercer perturbación mostrando que no existen variaciones sustanciales en estos parámetros quedando demostrando que el esquema de control propuesto cumple con la función de rechazar las perturbaciones y mantener estable el sistema.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

De la selección de las etapas para el control de las mediciones de temperatura:

Se demostró que con el uso de la configuración backstepping es posible el control de las etapas cercanas a las corrientes de los productos, situación que no ha sido resuelta hasta ahora, en comparación con resultados otros trabajos reportados en la literatura, que utilizan mediciones de temperatura como una manera indirecta del control de la composición de los productos en columnas de pared divisoria y, que en este trabajo correspondieron a la etapa más alta (domo) y baja (fondo) de la columna y las etapas localizadas una antes (etapa 25) y después (etapa 27) de la salida de la corriente lateral para después seleccionar un conjunto de etapas cercanas a estas.

De la configuración master/1-esclavo propuesta y evaluando efecto de la localización del controlador esclavo:

Se demostró que existe un efecto significativo de la ubicación del controlador esclavo en una configuración master/1-esclavo para el control de temperatura, ya sea en la sección de rectificación o agotamiento, sobre el desempeño del lazo en el control de la temperatura del plato 44 manipulando la tasa de reflujo (R) y de la temperatura del plato 1 manipulando la tasa de calor (QR), respectivamente, logrando con ello el control indirecto de la composición del producto de destilado y de fondo. Se demuestra que la posición óptima del controlador secundario o esclavo se llega a mantener la pureza del destilado y del fondo a valores cercanos del 99% de pureza en el benceno y o-xileno, respectivamente, aún bajo perturbaciones en la composición de alimentación. Se observó también que mientras el controlador secundario o esclavo está más cerca de la variable controlada (temperatura de la etapa 44 y 1) el sobretiro va disminuyendo.

De la configuración master/p-esclavo propuesta y evaluando efecto del número de lazos:

Se demostró que al utilizar una configuración master/p-esclavo con mediciones múltiples de temperatura, el número de lazos tiene un efecto significativo sobre el

desempeño de los controladores y, así como la localización de los controladores esclavos en un lazo master/1-esclavo tuvo un efecto significativo directo en el control de temperatura e indirecto sobre la composición, el número de lazos también lo tuvo. En este trabajo se logró hallar un número óptimo de controladores esclavos acoplados para la estructura de control multicascada para la medición y control de más de una temperatura, esta estructura de control se localizó en la sección de rectificación teniendo como variable manipulada a la tasa de reflujo y como variable controlada a la temperatura de la etapa 44 (emparejamiento $R-T_{44}$). Los resultados dan a notar que el desempeño de las configuraciones va mejorando conforme aumenta el número de lazos de control pero se llega a un momento que el desempeño va en decaimiento, por lo que un número mayor de lazos no corresponde precisamente a un mejor desempeño de la estructura de control y es necesario evaluar el número óptimo de lazos tal como se hizo en este trabajo. Todas las configuraciones master/p-esclavo diseñadas rechazaron las perturbaciones en la composición de la alimentación eliminando completamente el error y alcanzando nuevamente el setpoint observándose que el sobretiro disminuía conforme aumentaba el número de lazos de control ayudando a disminuir el tiempo de asentamiento. A medida que el error disminuía con el uso de extensiones en la medición de temperaturas para el control de la temperatura de la etapa 44, también existió una disminución en el error de la composición del producto de destilado llegándose a una composición cercana al 99%.

De evaluar la respuesta de las variables manipuladas en una estructura de control multivariable:

Se demostró que las respuestas de las variables manipuladas alcanzan un valor estacionario o tienden a ello manteniendo el control de las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27. Para ello se desarrolló un esquema de control multivariable utilizando los emparejamientos $R-T_{44}$, $QR-T_1$, $LSS-T_{25}$ y $\beta-T_{27}$ donde para los tres primeros lazos las configuraciones fueron master/4-esclavo y para el último master/3-esclavos, todas ellas basadas en el enfoque backstepping, los controladores para las configuraciones master/4-esclavo fueron del tipo PI-P-P-P-P y para el master/3

esclavo fueron del tipo PI-PI-PI-PI con el fin de regular las temperaturas seleccionadas e indirectamente la composición de los productos. Se evaluaron cinco esquemas de control multivariable, el mejor esquema de control, que presentó mejor desempeño después de haber sido evaluado por la IAE, tiempo de asentamiento, desviaciones en la composición y consumo total de energía fue (1) ECC $T_{44} - T_{43} - T_{42} - T_{41} - T_{40}$ - (2) ECC $T_1 - T_2 - T_3 - T_4 - T_5$ - (3) ECC $T_{25} - T_{24} - T_{23} - T_{22} - T_{21}$ - (4) ECC $T_{27} - T_{28} - T_{29} - T_{30}$. Una vez cerrado los cuatro lazos diseñados bajo el enfoque backstepping se observó que al introducir las perturbaciones, los controladores esclavos ayudan a disminuir el error de la etapa siguiente debido a que proveen de salidas rápidas que dan protección continua a las perturbaciones externas para llegar a regular la temperatura objetivo y con ello mantener un control en la composición de los productos de destilado, corriente lateral y fondo (benceno-tolueno-o-xileno). Las respuestas de las variables manipuladas alcanzan un valor estacionario o tienden a ello manteniendo el control de las temperaturas de las etapas 44, 1, 25 y 27.

Del diseño backstepping para el control de la composición de los productos de una CPD utilizando mediciones de temperatura:

Se demuestra que con el método backstepping en cascada se permite obtener mejores resultados en comparación con estructuras de control simples con una sola medición de temperatura. El uso de mediciones de temperatura de referencia virtuales que se retroalimentan permite obtener respuestas rápidas de las variables de control cuando existen cambios en las condiciones nominales de alimentación.

Se recomienda:

Realizar la evaluación de la localización y número de lazos de control de una estructura de control utilizando el enfoque backstepping para columnas de destilación de pared divisoria de diferentes dimensiones, utilizando diferentes mezclas ternarias, con el fin de encontrar un óptimo que mejoren el desempeño de los controladores y de esta manera, aprovechar los beneficios que con lleva el uso de estas estructuras de separación aun no convencionales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abdul Mutalib M. I., Smith R., 1998a. Operation and control of dividing wall columns part 1: degree of freedom and dynamic simulation. Transaction of the Institution Chemical Engineers 76, part A, 308-318.

Abdul Mutalib M. I., Zeglam A. O., Smith R., 1998b. Operation and control of dividing wall columns part 2: simulation and pilot plant studies using temperature control. Transaction of the Institution Chemical Engineers 76, part A, 319-334.

Adrian T., Schoenmakers H., Boll M., 2004. Model predictive control of integrated unit operations: Control of a divided wall column. Chemical Engineering and Processing 43, 347-355.

Álvarez-Ramírez J., Monroy-Loperena R., Álvarez J., 2002. Backstepping Design of Composition Cascade Control for Distillation Columns. AIChE, J. 48 (8), 1705-1718.

Arjomand A., Fanaei M.A., 2015. Optimal Operation of a three product dividing wall column with self-optimizing control structure design. Iran J. Chem. Chem. Eng. 34 (1), 107-117.

Asprion N., Kaibel G., 2010. Dividing wall columns: Fundamentals and recent advances. Chem. Eng. Process. 49, 139-146.

Caricio-Martínez R., 2014. Simulación y control de una columna de destilación de pared divisoria. Tesis de maestría en ciencias en ingeniería química, Instituto Tecnológico de Orizaba, México.

Dejanovic I., Matijasevic L., Jansen H., Olujic Z., 2010. Dividing wall column – a breakthrough towards sustainable distilling. Chemical Engineering and Processing: Process Intesification 49, 559-580.

Dohare R.K., Singh K., Kumar R., 2015a. Modeling and model predictive control of dividing wall column for separation of benzene-toluene-o-xylene. Systems Science & Control Engineering: An Open Access Journal 3, 142-153.

Dohare R.K., Singh K., Kumar Rajesh., Upadhyaya S., 2015b. Simulation based artificial neural network predictive control of BTX dividing wall column. Arab. J. Sci. Eng. 40, 3393-3407.

Dwivedi D., Halvorsen I.J., Skogestad S., 2013. Control structure selection for three-product Petlyuk (dividing-wall) column. Chemical Engineering and Procesing: Process intensification 64, 57-67.

Fonyó Z., Rév E., Szitkai Z., Emtir M., Mizsey P., 1999. Energy savings of integrated and coupled distillation system. Computers and Chemical Engineering Supplement, S89-S92.

Gupta R., Kaistha N., 2015. Role of nonlinear effects in benzene-toluene-xylene dividing wall column control system design. Industrial and Engineering Chemistry Research 54, 9407-9420.

Halvorsen I. J., Skogestad S., 1999. Optimal operation of Petlyuk distillation: steady-state behavior. Journal of Process Control 9 (5), 407-424.

Kaibel G., Schoenmakers H., 2002. Process synthesis and design in industrial practice. En European Symposium on Computer Aided Process Engineering 12; Grievink, J., Schijndel, J. V., Eds.; Elsevier Science: Amsterdam.

Kaibel B., Jansen H., Zich E., Olujic Z., 2006. Unfixed dividing wall technology for packed and tray distillation Columns. En Symp. Ser. Inst. Chem. Eng. 152,252.

Khalil K. H. 1996. Nonlinear systems (Capítulo 14). Ed. Prentice Hall, USA 3a Edición.

Kiss A. A., van Diggelen C.R., 2010. Advanced control strategies for dividing-wall distillation columns. Computer Aided Process Engineering 28, 511-526.

Ling H., Cai Z., Wu H., Wang J., Shen B., 2011. Remixing control for divided-wall columns. Industrial and Engineering Chemistry Research 50 (22), 12694–12705.

Ling H., Luyben W. L., 2010. Temperature control of the BTX divided- wall column. Industrial and Engineering Chemistry Research 49 (1), 189-203.

Luan S., Huang K., Wang Y., Wu Ning., 2013. Operation of Dividing-Wall Columns.1. A simplified Temperature Difference Control Scheme. Industrial and Engineering Chemistry Research (52), 2642-2660.

Luster E. W., 1933. Apparatus for fractionating cracked products. U.S. Patent 1,915,681.

Luyben, W.L., 1973. Parallel Cascade Control. Ind. Eng. Chem. Fundam. 12 (4), 463-467.

Luyben, W.L., 1990. Process modeling, simulation and control for chemical engineers. Ed McGraw-Hill, USA. 2a Edición.

Luyben, W.L., 1992. Practical distillation control. Ed Van Nostrand Reinhold, USA.

Matla-González D., Urrea-García G., Álvarez-Ramírez J., Bolaños-Reynoso E., Luna-Solano G., 2013. Simulation and control based on temperature measurements for Petlyuk distillation columns. *Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering* 8(6), 880-894.

Rewagad R. R., Kiss A. A., 2012. Dynamic optimization of a dividing-wall column using model predictive control. *Chemical Engineering Science* 68 (1), 132-142.

Rodríguez Hernández, M., Chinea-Herranz, J. A., 2012. Decentralized control and identified-model predictive control of divided wall columns. *Journal of Process Control* 22 (9), 1582–1592.

Segovia-Hernández J.G., Hernández S., Femat R., Jimenez A., 2007. Control of thermally coupled distillation arrangements with dynamic estimation of load disturbances. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 46, 546-558.

Segovia-Hernández J.G., Hernández S., Jiménez A., 2002. Análisis dinámico de secuencias de destilación térmicamente acopladas. *Información tecnológica* 13 (2), 103-108.

Serra M., Espuña A., Puigjaner L., 2003. Controllability of different multicomponent distillation arrangements. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 42, 1773-1782.

Serra M., Perrier M., Espuña A., Puigjaner L., 2001. Analysis of different control possibilities for the divided wall column: feedback diagonal and dynamic matrix control. *Computers and Chemical Engineering* 25, 859–866.

Schultz M.A., Stewart D.G., Harris J.M, Rosenblum S.P., Shakur M.S., O'Brien D.E., 2002. Reduced costs with dividing-wall columns. *Chemical Engineering Progress*. 64-71.

Sokogestad S., 1992. Dynamics and control of distillation Columns-a critical survey. IFAC-symposium DYCORN'92, Maryland, April 27-29.

Stephanopoulos G., 1984. Control systems with multiple loops. En: *Chemical Process Control*. Ed. Prentice Hall, Englewood Cliffs N.J. USA, Capítulo 20.

Tututi-Ávila S., Jiménez-Gutiérrez A., Hahn J., 2014. Analysis of Multi-Loop Control Structures of Dividing-Wall Distillation Columns Using a Fundamental Model. *Processes Journal* 2 (1), 180-199.

Wang E., 2014. Simulation and analysis of multiple steady states in dividing wall column. *Asia Pacific Journal of Chemical Engineering* 10 (1), 75-83.

Wang S. J., Wong S. H. D., 2007. Controllability and energy efficiency of a high-purity divided wall column. *Science* (62), 1010-1025.

Wolff E. A., Skogestad S., 1995. Operation of integrated three-product (Petlyuk) distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (6), 2094-2103.

Wright R. O., 1949. Fractionation Apparatus. U.S. Patent 2,471,134.

Yildirim O., Kiss A.A, Kening E.Y., 2011. Dividing wall columns in chemical process industry: a review on current activities. *Separation and Purification Technology* 80, 403–417.

Yuan Y., Huang K., 2014. Operation of dividing wall distillation columns. 3. A simplified double temperature difference control scheme. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 53, 15969.

Zong X., Huang K., Yuan Y., Chen H., Yu J., 2015. Design and operation of dividing wall distillation columns. 2. Process dynamics and operation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 91, 89-103.