



**EDUCACIÓN**

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO

Instituto Tecnológico de Orizaba

“2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria”

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

OPCIÓN I.- TESIS

TRABAJO PROFESIONAL

“CONTROL AUTO-OPTIMIZANTE EN COLUMNAS  
DE PARED DIVISORIA PARA SEPARACIÓN DE  
MEZCLAS MULTICOMPONENTE”.

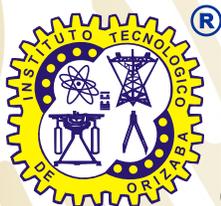
QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:  
MAESTRO EN CIENCIAS  
EN INGENIERÍA QUÍMICA

PRESENTA:

*I.Q. Federico Guerrero Morán*

DIRECTOR DE TESIS:

*Dr. Galo Rafael Urrea García*



ORIZABA, VERACRUZ, MÉXICO.

OCTUBRE 2020



# EDUCACIÓN

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA



TECNOLÓGICO  
NACIONAL DE MÉXICO

Instituto Tecnológico de Orizaba

"2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria"

Orizaba, Veracruz, 28/10/2020  
Dependencia: División de Estudios de  
Posgrado e Investigación  
Asunto: Autorización de Impresión  
OPCION: I

C. FEDERICO GUERRERO MORÁN  
Candidato a Grado de Maestro en:  
CIENCIAS EN INGENIERÍA QUÍMICA  
P R E S E N T E.-

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:

**"CONTROL AUTO-OPTIMIZANTE EN COLUMNAS DE PARED DIVISORIA PARA SEPARACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTE".**

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

ATENTAMENTE  
Excelencia en Educación Tecnológica®  
CIENCIA – TÉCNICA - CULTURA®

DR. MARIO LEONCIO ARRIJOJA RODRÍGUEZ  
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO  
E INVESTIGACIÓN





"2020, Año de Leonor Vicario, Benemérita Madre de la Patria"

Orizaba, Veracruz, **Julio 24, de 2020**  
Asunto: **Revisión de trabajo escrito**

**C. MARIO LEONCIO ARRIJOJA RODRÍGUEZ**  
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS  
DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN  
**PRESENTE.-**

Los que suscriben, miembros del jurado, han realizado la revisión de la Tesis del (la) C.  
**FEDERICO GUERRERO MORÁN**

La cual lleva el título de:  
**"CONTROL AUTO-OPTIMIZANTE EN COLUMNAS DE PARED DIVISORIA PARA SEPARACIÓN DE MEZCLAS  
MULTICOMPONENTE"**

Y concluyen que se acepta.

**ATENTAMENTE**  
Excelencia en Educación Tecnológica\*  
**CIENCIA - TÉCNICA - CULTURA\***

PRESIDENTE: DR. GALO RAFAEL URREA GARCÍA  
SECRETARIO: DRA. GUADALUPE LUNA SOLANO  
VOCAL: DR. DENIS CANTÚ LOZANO  
VOCAL SUP.: MIA. ADRIÁN REYES BENÍTEZ

FTI-TI-013



## Declaración

Yo, Federico Guerrero Morán, certifico que esta tesis, que tiene una extensión de 116 cuartillas, ha sido escrita por mí y constituye el registro escrito del trabajo de tesis de Maestría en Ciencias en Ingeniería Química bajo la asesoría y dirección de Dr. Galo Rafael Urrea García y no ha sido sometida en ningún otra institución previamente.

Fui admitido como estudiante de la maestría en Enero 2018 y mi trabajo de tesis fue liberado para su impresión el 28 de Octubre del 2020.

También declaro que, al presentar esta tesis, el Tecnológico Nacional de México/Instituto Tecnológico de Orizaba tiene permiso para publicarla en formato electrónico bajo las regulaciones propias de la institución y que si existe algún acuerdo de confidencialidad de la información lo haré saber en forma escrita para que se omitan las secciones correspondientes.

Fecha: 04 de Noviembre del 2020

Firma: 

Vo. Bo.

Asesor: Dr. Galo Rafael Urrea García

Firma del asesor: 



"2020, Año de Leona Vicario, Benemérita Madre de la Patria"

**OFICIO No. 316/DEPI/MCIQ/2020**  
**Asunto:** Carta de liberación de Plagio

**Dra. OFELIA LANDETA ESCAMILLA**  
**COORDINADOR DE LA MAESTRÍA EN CIENCIAS EN**  
**INGENIERÍA QUÍMICA**  
**PRESENTE**

Por este conducto me permito informarle que en base a los resultados obtenidos por el software institucional de la institución es posible afirmar que el porcentaje de plagio de la tesis es menor al máximo permitido por el Consejo Académico. La tesis analizada corresponde al C. **Federico Guerrero Morán** con número de control **M18010280**, perteneciente al programa de posgrado de **Maestría en Ciencias en Ingeniería Química** cuyo título de su tema de tesis es: **Control auto-optimizante en columnas de pared divisoria para separación de mezclas multicomponente** el cual está dirigido por el **Dr. Galo Rafael Urrea García**.

En base a la descrito anteriormente, se establece la tesis como **LIBERADA DE PLAGIO**.

Sin otro particular, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo,

**ATENTAMENTE**  
**EXCELENCIA EN EDUCACION TECNOLOGICA®**  
**Ciencia-Técnica-Cultura®**

**Dr. Oscar Osvaldo Sandoval González**  
**Encargado Institucional para el Análisis de Plagio**  
C.p.p. Coordinación académica  
C.p.p. Archivo

M00-PM-PLAGIO-F03



## **DEDICATORIAS**

A Dios que me da la vida para seguir cada uno de los momentos que he pasado a lo largo de mi formación académica y profesional.

A mis padres por apoyarme siempre. A mi hermana por brindarme la motivación cada vez que lo necesitaba. A mi familia por su apoyo incondicional.

A mis amigos que hice en la maestría: Cati, Marco, Héctor, Elise, Daniel, Adolfo, Josué, Adri, Lili y Lupita, por los grandes momentos que hemos pasado.

A Duke por brindarme momentos de alegría que siempre me hicieron seguir adelante.

## RECONOCIMIENTOS

A lo largo de mis estudios de maestría quiero reconocer a los académicos que me permitieron colaborar con ellos en el grado de maestría. En primer lugar, al Dr. Galo Rafael Urrea García por permitirme trabajar con él para el desarrollo de este proyecto. También, agradecerles a al maestro Adrián Reyes Benítez, al Dr. Denis Cantú Lozano y a la Dra. Guadalupe Luna Solano por las aportaciones realizadas en la revisión del proyecto.

A mis profesores de la maestría que gracias a ellos pude adquirir los conocimientos necesarios para desarrollarme en el área profesional y académica. Cada uno de ellos fue muy particular y no hay suficientes palabras de agradecimiento por las enseñanzas que me dejaron a lo largo de mi proceso formativo en este grado.

Al Instituto Tecnológico de Orizaba por proveer las instalaciones y recursos académicos para permitirme adquirir un grado más en mi formación académica.

Al CONACYT por el otorgamiento de la beca con número de registro 885280 que me sirvió para el financiamiento de mis estudios y soporte económico en este tiempo.

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

## **PRESENTACIONES EN CONGRESOS**

2019	Ponencia	Evaluación del método local exacto en una columna de destilación con pared divisoria. Congreso internacional de Academia Journals Tuxpan, Veracruz, México. 25-27 de septiembre.
2019	Ponencia	Selección de una estructura de control óptima para una columna de pared divisoria. Congreso internacional de Academia Journals Celaya, Guanajuato, México. 6 al 8 de noviembre.

## RESUMEN

### CONTROL AUTO-OPTIMIZANTE EN COLUMNAS DE PARED DIVISORIA PARA SEPARACIÓN DE MEZCLAS MULTICOMPONENTE

**Elaborado por: I.Q. Federico Guerrero Morán**

**Dirigida por: Dr. Galo Rafael Urrea García**

Las formas principales de separar mezclas multicomponente son el empleo de secuencias de destilación o mediante columnas con acoplamiento térmico. En este estudio se empleó una columna de pared divisoria para obtener los productos principales correspondientes en las corrientes de salida. El objetivo principal es establecer un modelo de control auto-optimizante para columnas de pared divisoria. De esta forma se sienta un precedente con diferentes modelos para comparación entre diferentes estructuras de control en columnas de pared divisoria. El modelamiento dinámico de las columnas con pared divisoria se basó en trabajos que se han realizado anteriormente. Existen cuatro variables que pueden ser manipuladas en esta operación unitaria (el reflujo, la tasa de calor del recalentador, la corriente lateral y la fracción de líquido que entra al prefraccionador). Se establece un lazo de control por cada variable manipulada. En este estudio la finalidad del control es maximizar la pureza de los componentes principales en cada producto. El primer lazo estudiado es el correspondiente al reflujo con el que se desea controlar el producto del destilado. Así mismo, también se coloca un lazo de control con la tasa de calor del recalentador, el flujo de la corriente lateral y, finalmente, la fracción de líquido que entra al prefraccionador. El procedimiento para cerrar los lazos de cada variable manipulada consta en establecer un cambio escalón para que otra variable responda a este cambio y en base a estos cambios, con un método de ajuste se establecen los parámetros para la función de transferencia correspondiente al proceso y posteriormente mediante el modelo de control interno de Skogestad se establecen los parámetros del controlador. Cada lazo de control se evalúa con la función costo. Los resultados de la estructura de control son adecuados para el propósito de control auto-optimizante. Se concluye que el modelo propuesto permitió una mejora económica al proceso de destilación.

## ABSTRACT

### SELF OPTIMIZING CONTROL IN DIVIDED WALL COLUMNS TO SEPARATE MULTICOMPONENT MIXTURES

**By: I.Q. Federico Guerrero Morán**

**Advisor: Dr. Galo Rafael Urrea García**

The main ways to separate multicomponent mixtures are the use of distillation sequences or using thermally coupled columns. In this study, it was employed a divided wall column to obtain the main products in the outlet streams. The main objective is to establish a model of self-optimizing control in divided wall columns. This way a background is seated with different models to compare different control structures in divided wall columns. The dynamic modelling of the divided wall column is based on works previously done. There are four variables that can be manipulated in this unit operation (the reflux, the reboiler heat rate, the lateral side stream, the liquid fraction entering to the prefractionator). It is established a control loop using each manipulated variable. In this study the objective of the control is to maximize the purity of the main components of each product. The first loop studied is the one corresponding to the reflux to control the product of the distillate. Likewise, a control loop is also collocated with the reboiler heat rate, with the lateral side stream flowrate and, finally, the liquid fraction enters to the prefractionator. The procedure used to close the loops of each manipulated variable consists in establishing a step change to make another variable respond to this change and based on these changes, with an adjust method it is established the transfer function parameters corresponding to the process and later using the Skogestad's internal model control it is established the controller parameters. Each control loop it is evaluated using the cost function. The results of the control structure are acceptable to the purpose of the self-optimizing control. It is concluded that the proposed model allowed an economic improvement to this distillation process.

# ÍNDICE

Lista de figuras	IV
Lista de tablas	VI
Nomenclatura	VII
Introducción	1
Objetivos	2

## CAPÍTULO 1

### FUNDAMENTOS TEÓRICOS

1.1 Compuestos aromáticos	4
1.2 Destilación	7
1.2.1 Partes de una columna de destilación	8
1.2.2 Principios termodinámicos	9
1.2.3 Principios de la destilación	11
1.3 Secuencias de destilación	12
1.3.1 Secuencias de destilación para más de dos productos	13
1.4 Acoplamiento térmico	15
1.4.1 Columnas con pared divisoria	17
1.4.2 Ventajas	20
1.4.3 Desventajas	21
1.5 Destilación en refinación	21
1.6 Modelos de la columna de destilación	22
1.6.1 Equilibrio líquido-vapor	23
1.6.2 Balance de masa	24
1.6.3 Balances de energía	25
1.7 Control de procesos	26
1.7.1 Términos utilizados en el control de procesos	26
1.7.2 Tipos de controladores	26
1.7.3 Control auto-optimizante	28

## **CAPÍTULO 2**

### **MATERIALES Y MÉTODOS**

2.1 Descripción del proceso	32
2.1.1 Funcionamiento del programa de simulación	32
2.2 Función de transferencia	36
2.3 Prueba escalón de un proceso	37
2.4 Estimación de la ganancia del proceso	38
2.5 Estimación de la constante de tiempo y el tiempo muerto	39
2.6 Sintonización mediante la regla SIMC	40
2.7 Método local exacto	40
2.8 Función costo	41
2.9 Indicaciones de la columna de pared divisoria	42
2.10 Colocación de los lazos de control	43

## **CAPÍTULO 3**

### **RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

3.1 Definición del sistema de control	46
3.2 Comparación de los métodos existentes para establecer una estructura de control auto-optimizante	46
3.3 Controladores en la sección del reflujo (Sección IV)	47
3.4 Controladores en la sección del recalentador (Sección II)	57
3.5 Controladores en la sección de la corriente lateral (Sección III)	65
3.6 Controladores en la sección de la fracción líquida (Sección I).	73
3.7 Análisis y discusión de resultados	83
Recomendaciones y conclusiones	89
Referencias bibliográficas	91

## LISTA DE FIGURAS

Figura		Pág.
1.1	Fórmulas del (a) benceno, (b) tolueno y (c) orto-xileno (Chang y Goldsby, 2016).	4
1.2	Partes de una columna de destilación (Hsu y Robinson, 2019).	8
1.3	Secuencias de destilación: (a) Secuencia directa, (b) secuencia indirecta y (c) secuencia de transición (Hoyme, 2017).	13
1.4	Esquema de una columna de destilación de pared divisoria (Hoyme, 2017).	18
1.5	Etapas de equilibrio simple (Seader <i>et al.</i> , 2016).	24
2.1	Funcionamiento del programa de simulación.	33
2.2	Plato n sobre una columna multicomponente (Luyben, 1990).	34
2.3	Proceso de cambio escalón (Smith y Corripio, 2014).	38
2.4	Relación de la ganancia (Smith y Corripio, 2014).	39
2.5	Configuración de la columna de pared divisoria.	42
2.6	Secciones de la columna para este estudio.	44
2.7	Diagrama de flujo para la elaboración de la estructura de control.	45
3.1	Comparación de las respuestas de los controladores manipulando el reflujo.	53
3.2	Respuesta de la función costo para los controladores.	54
3.3	Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control correspondientes al controlador en el plato 44.	55
3.4	Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control correspondientes al controlador en el plato 41.	56
3.5	Flujos molares de las corrientes de salida utilizando el controlador del plato 41.	56
3.6	Flujo molar de la corriente de reflujo para el plato 41.	57
3.7	Comparación de las respuestas de los controladores manipulando el calor del recalentador.	60

3.8	Respuesta de la función costo para los controladores de la sección de recalentador.	61
3.9	Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control resultante.	62
3.10	Flujos molares de las corrientes de salida con controladores en las secciones de destilado y fondos.	63
3.11	Variables manipuladas para la configuración de control de temperatura en los platos 7 y 41: a) Flujo molar de la corriente de reflujo y b) tasa de calor suministrado del recalentador	64
3.12	Comparación de las respuestas de las temperaturas controladas manipulando el flujo de la corriente lateral.	67
3.13	Respuesta de la función costo para los controladores de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.	68
3.14	Respuesta de la función costo para los controladores de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.	69
3.15	Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida con tres lazos de control.	70
3.16	Flujos molares en las corrientes de salida usando tres lazos de control.	71
3.17	Flujo molar para la corriente de reflujo con tres lazos de control.	72
3.18	Flujo de calor suministrado del recalentador usando tres lazos de control.	72
3.19	Respuestas de la temperatura de los platos de la sección III de la columna con cuatro lazos de control.	76
3.20	Respuesta de la función costo utilizando diferentes controladores que manipulan la fracción líquida (ubicados sobre la corriente lateral).	77
3.21	Respuesta de la función costo utilizando diferentes controladores que manipulan la fracción líquida (ubicados debajo de la corriente lateral).	78

3.22	Respuesta de la composición de los productos principales en cada corriente de salida con cuatro lazos de control.	79
3.23	Respuestas de los flujos de las corrientes de salida con cuatro lazos de control.	80
3.24	Flujo molar de la tasa de reflujo con cuatro lazos de control.	81
3.25	Tasa de calor suministrado por el recalentador con cuatro lazos de control.	82
3.26	Cambios en los valores de la fracción líquida (último lazo de control) con cuatro lazos de control.	82
3.27	Temperaturas controladas de la estructura de control.	87
3.28	Dinámica del calor suministrado en el recalentador en los diferentes trabajos realizados a) Matla González, b) Caricio Martínez, c) Medina Rodríguez y d) Investigación presente (el eje de las ordenadas representa el tiempo en horas y el eje de las abscisas representa el calor en 106 BTU).	89

## LISTA DE TABLAS

Tabla		Pág.
2.1	Corrientes sobre un plato n de acuerdo con la Figura 2.2.	35
3.1	Ventajas y desventajas de los métodos para selección de variables controladas (Jäschke et al., 2017).	49
3.2	Resultado de los cálculos para encontrar la función de transferencia de la temperatura en la sección IV.	51
3.3	Parámetros de controladores en la sección del destilado.	52
3.4	Valores de las perturbaciones.	53
3.5	Resultado de los cálculos para encontrar la función de transferencia en la sección de los fondos.	58
3.6	Parámetros de controladores en la sección de los fondos.	59
3.7	Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.	65
3.8	Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.	65
3.9	Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos debajo de la corriente lateral.	66
3.10	Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos sobre la corriente lateral.	66
3.11	Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.	73
3.12	Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.	74
3.13	Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos sobre la corriente lateral.	75
3.14	Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos debajo de la corriente lateral.	75

- 3.15 Comparación de las estructuras de control desarrolladas en diferentes estudios dentro del Instituto Tecnológico de Orizaba (\*Se muestra la estructura con menor IAEC de este criterio). 88

## NOMENCLATURA

Símbolo		Unidades
Letras latinas		
A, B, C	Aparecen como subíndices para indicar la especie i	Adim.
$\bar{f}_i$	Fugacidad parcial de la especie i	Pa
R	Constante de la los gases ideales	J/ K kmol
T	Temperatura	K
$f_i$	Fugacidad de la especie i	Pa
$\bar{f}_{iV}$	Fugacidad parcial en fase vapor	Pa
$\bar{f}_{iL}$	Fugacidad parcial en fase líquida	Pa
P	Presión	Pa
$x_i$	Fracción líquida de la especie i	Adim.
$y_i$	Fracción vapor de la especie i	Adim.
$a_i$	Actividad de la especie i	Adim.
$f_i^0$	Fugacidad en estado estándar	Pa
$K_{Di}$	Razón de equilibrio líquido-líquido	Adim.
$x_i^{(1)}$	Fracción de líquido 1 de la especie i	Adim.
$x_i^{(2)}$	Fracción de líquido 2 de la especie i	Adim.
$K_i$	Razón de equilibrio vapor-líquido	Adim.
$P_i$	Presión del componente i	Pa
$E_{i,j}$	Equilibrio del componente i en la etapa j	Adim.
$y_{i,j}$	Fracción de vapor del componente i en la etapa j	Adim.
$x_{i,j}$	Fracción líquida del componente i en la etapa j	Adim.
$K_{i,j}$	Razón de equilibrio vapor-líquido de la etapa para el componente i en la etapa	Adim.
$U_j$	Salida de líquido de la etapa j	mol/s
$L_j$	Corriente de líquido de la etapa j	mol/s

$V_j$	Corriente de vapor de la etapa j	mol/s
$W_j$	Salida de vapor de la etapa j	mol/s
h	Entalpía	J
$m(t)$	Variable manipulada	*
$\bar{m}$	Valor base de la variable manipulada	*
$K_c$	Ganancia proporcional del controlador	Adim.
$e(t)$	Valor del error en el tiempo t	K
F	Corriente de alimentación	mol/s
S	Corriente de flujo lateral	mol/s
$\Delta c_s$	Diferencia en el proceso después de un cambio	*
$\Delta m$	Diferencia de la variable manipulada	*
t	Tiempo	Segundos
J	Función costo	\$
$J_{uu}$	Derivada de segundo orden de la matriz J	Adim.
$J_{ud}$	Derivada de segundo orden de la matriz J con respecto a las perturbaciones	Adim.
$\Delta y$	Mediciones de salida	*
$W_d$	Matriz con los valores de las perturbaciones	*
$W_n$	Matriz con valores del ruido en el proceso	*
L	Pérdida económica	\$
p	Precio de cada corriente	\$

**\*Depende de la variable que se mida**

Letras griegas

$\alpha$	Volatilidad relativa	Adim.
$\beta$	Fracción líquida	Adim.
$\mu$	Potencial químico	J/mol
$\kappa$	Constante de temperatura	K
$\tau$	Constante de tiempo	segundos
$\gamma$	Coefficiente de actividad	Adim.
$\phi$	Coefficiente de fugacidad	Adim.

## INTRODUCCIÓN

La destilación es un proceso de separación de mezclas ampliamente utilizado que se basa en las propiedades físicas de cada componente y trata mediante el equilibrio de fases la separación de estos. Existen diferentes procesos de destilación como la destilación fraccionada y simple. Para procesos de separación en los que se requiere una mayor pureza de los productos se utiliza la destilación fraccionada que utiliza diferentes etapas de equilibrio (platos). Para separación de mezclas multicomponente existen los llamados trenes o secuencias de separación, en los que la mezcla se separa en dos partes, es decir, existe un corte para separar una sola mezcla en dos partes con la mayor pureza posible. El número de columnas de destilación dependerá del número de componentes que tenga la mezcla. El uso de las columnas de pared divisoria es una alternativa muy utilizada sobre todo para la separación de mezclas con tres o cuatro componentes. Una de las características más importantes de la columna de pared divisoria es este componente (la pared) que divide la columna en dos partes que son el prefraccionador y la columna principal. Otra característica son las partes de la sección de rectificación en las que circula dos componentes más ligeros y se disminuyen las cantidades de los componentes más pesados; así como también, la sección de agotamiento donde circulan los componentes más pesados y se reducen significativamente los componentes ligeros; esto para mezclas de tres componentes. La mezcla estudiada se compone de benceno (componente ligero), tolueno (componente de peso intermedio) y ortoxileno (componente pesado). Los productos que se obtienen de la columna de pared divisoria son tres: una corriente de destilado (rica en el producto más ligero), una corriente lateral (rica en el componente de peso intermedio) y una corriente de fondos (rica en el componente más pesado). La estrategia de control auto-optimizante se define como un conjunto de variables controladas cuando son mantenidos en puntos de ajuste constantes con respecto a la función objetivo (también cuando ocurren perturbaciones). Esta estrategia de control se utiliza con la finalidad de reducir los costos del proceso en base de la pureza de los productos.

## OBJETIVOS

### General:

- Establecer un modelo de control auto-optimizante para columnas de pared divisoria.

### Específicos:

- Definir el sistema para el problema de optimización.
- Comparar de los métodos existentes para establecer una estructura de control auto-optimizante.
- Realizar el procedimiento para la selección de la configuración de control y el tipo de controlador.
- Seleccionar la estructura óptima de control.
- Simular el proceso de destilación para evaluar las respuestas obtenidas.

**CAPÍTULO 1**

**FUNDAMENTOS TEÓRICOS**

## CAPÍTULO 1 FUNDAMENTOS TEÓRICOS

### 1.1 Compuestos aromáticos

El benceno es el compuesto fundamental que constituye a esta larga familia de sustancias orgánicas. Éste compuesto es un líquido incoloro y flamable proveniente de la producción del petróleo y del alquitrán. La estabilidad del benceno ocurre por la deslocalización de un electrón (Chang y Goldsby, 2016).

Smith (2020) define que la aromaticidad de los compuestos orgánicos está dada por la habilidad llamada diatrópico, es la capacidad del compuesto orgánico de mantener la corriente de un anillo inducido, ésta es una definición una de las más comúnmente aceptadas hoy en día. Las estructuras de los compuestos se muestran en la Figura 1.1.

El procesamiento de la mezcla de benceno, tolueno y xileno (orto, meta o para), llamada mezcla BTX se produce de cuatro formas como lo son la hidroalquilación, la transalquilación, la isomerización y la metanación de tolueno. La separación de los productos puros es un problema desafiante abordado de diferentes formas, como lo es la destilación (Barnicki, 2017). Existen diferentes estudios que abordan el proceso de destilación de esta mezcla (Leal *et al.*, 2017; McVey *et al.*, 2019; Niziolek *et al.*, 2016; Tututi-Ávila *et al.*, 2017; Yuan *et al.*, 2017; Luyben, 2015). El proceso de destilación estudiado en este proyecto tiene el mismo fundamento que el trabajo de Luyben (2015), es un avance de un proyecto propuesto anteriormente (Luyben, 1990).

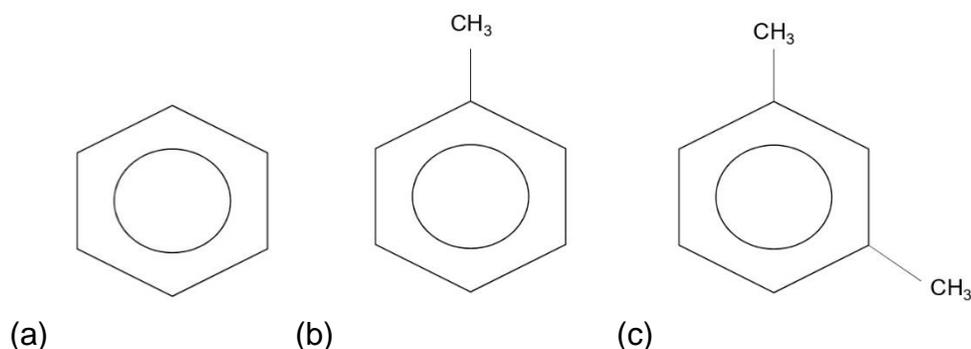


Figura 1.1 Fórmulas del (a)benceno, (b)tolueno y (c)orto-xileno (Chang y Goldsby, 2016).

A continuación, se muestra un breve estado del arte en el cual se describen los antecedentes y avances que habido dentro del campo de investigación de la destilación para la mezcla trifásica de benceno, tolueno y orto-xileno. En estos párrafos se expone la idea general de cada investigación, en caso de ser necesario más información de cierta investigación se recomienda al lector, revisar la bibliografía para consultar más a fondo el trabajo correspondiente.

Luyben (2015) demostró mediante una simulación de un sistema de destilación la destilación de una mezcla trifásica de benceno, tolueno y orto-xileno. En la cual, mediante las funciones de un simulador comercial calcula las propiedades iniciales del sistema (las operaciones unitarias correspondientes), conociendo los valores propios de las corrientes de proceso. Posteriormente, en la simulación se modifica el sistema para operarse por lotes, cambiando el valor de dos reflujos controlados para modificar el valor de las composiciones en los tanques para tener el valor de la pureza deseada en el proceso. Finalmente, procede a la etapa de control con diferentes estructuras que se analizan con la acción proporcional y la acción proporcional-integral para control de composición y, después, se analiza el control de la temperatura.

Niziolek *et al.* (2016) describieron las secciones clave del proceso para refinar un gas natural a compuestos aromáticos. Señalaron como se lleva a cabo la conversión del gas natural a diferentes productos (gas de síntesis, metanol o utilizado para combustible de calentamiento). Así también, mencionaron sobre el tratamiento de limpieza que se lleva a cabo en el gas de síntesis en un reactor para remover el contenido de agua y ajustar la razón de  $H_2/CO$  para, después, proceder a la producción de hidrocarburos, el procesamiento de gas petróleo licuado y hasta llegar al tratamiento de aromáticos en un complejo. El propósito del trabajo en cuestión es la optimización de una superestructura a partir de una función objetivo de programación entera mixta no lineal resuelto mediante un algoritmo Branch and Bound con estudios computacionales llevados a cabo por los autores. El estudio de Niziolek *et al.* (2016) es relevante por la implicación de compuestos aromáticos en la aplicación directa de una optimización, en lo que también se basa esta tesis mediante un modelo diferente.

Leal *et al.* (2017) trabajaron sobre el modelo de control predictivo no lineal de una columna de destilación de pared divisoria atmosférica en un ambiente simulado para la separación de una mezcla de benceno, tolueno y p-xileno. En el trabajo en cuestión primeramente se desarrollan los modelos dinámicos para la columna de pared divisoria, utilizaron el método UNIFAC para evaluar los coeficientes de actividad, y utilizaron una ecuación algebraica diferencial semi-explicita como sistema que involucra diferentes variables del proceso. Después, resolvieron el modelo dinámico en lazo cerrado utilizando una aproximación simultánea de optimización en un software especializado. Concluyeron que es una estrategia que controla el sistema adecuadamente bajo condiciones de ajuste y regulatorias, y reduce el tiempo de retraso por retroalimentación.

Tututi-Ávila *et al.* (2017) estudiaron un caso de separación de mezcla BTX de cuatro productos analizado mediante una comparación de estructuras satélite, Kaibel y destilación convencional. La mezcla en la alimentación contuvo benceno, tolueno, xileno y componentes pesados. Un simulador comercial fue utilizado con un módulo de simulaciones rigurosas. Se minimizó el costo anual total de los tres arreglos de destilación. Posteriormente, se llevó a cabo el análisis de control con acciones proporcional-integral-derivativo donde se utilizaron mediciones de composición. Para la comparación de la dinámica del proceso se utilizaron diferentes valores para una perturbación dentro de las simulaciones. Finalmente, presentaron las comparaciones que existen entre estos tres tipos de arreglos de destilación.

Yuan *et al.* (2017) estudiaron una alternativa de control en la que se involucraron lazos de control de un número diferente de mediciones de temperatura para analizar la posibilidad de mejorar el funcionamiento en el sistema de control. Seleccionaron tres tipos de variables controladas, que fueron la temperatura, la diferencia de temperatura y la diferencia doble de temperatura. También, evaluaron el comportamiento de lazo cerrado de los esquemas de control resultantes (de temperatura asimétrica), en las que encontraron que mostraron una mejora en el comportamiento en el estado estacionario en comparación con otro esquema (control de diferencia doble de

temperatura). Por lo que, con su estudio, demostraron la factibilidad y el potencial de los esquemas de control de temperatura asimétrica en el control diferencial de temperaturas para las columnas de pared divisoria en una mezcla de benceno, tolueno y orto-xileno.

McVey *et al.* (2019) investigaron el potencial de la destilación continua flash para fraccionar benceno, tolueno y xileno. Utilizaron para la experimentación una mezcla modelo con varios componentes encontrados en el aceite producido en la pirolisis. Posteriormente, utilizaron un tanque flash para realizar las corridas experimentales del proceso y, finalmente, caracterizaron y analizaron las composiciones de las fracciones en el destilado y fondos. Los resultados de este experimento indicaron que se puede usar un tanque flash para destilar aceites desoxigenados de la pirolisis parcial.

## **1.2 Destilación**

De acuerdo con Seader *et al.*, (2016) las operaciones de una planta (realizadas en tres formas por lotes, continuo o semicontinuo) son las operaciones clave (involucran cambios en la composición química) o las operaciones auxiliares (no involucran cambios en la composición química), así mismo, las operaciones clave involucran reacciones químicas y separación de mezclas químicas, en estas últimas la separación de una mezcla de compuestos se alcanza la pureza de cada especie (o un punto cercano a la pureza).

En la destilación, se separan mezclas de dos o más sustancias con la aplicación de calor, en la mayoría de los casos suelen ser líquidos (Hsu y Robinson, 2019). La destilación se basa en la propiedad termodinámica que existe en la mayoría de las mezclas líquidas de que estas en ebullición se enriquece la mezcla en los componentes de menor punto de ebullición de la parte líquida, lo que permite separar la mezcla líquida en fracciones con diferentes composiciones de la mezcla y sus componentes (Vogelpohl, 2015).

### 1.2.1 Partes de una columna de destilación

Hsu y Robinson (2019) describen el proceso que ocurre dentro de una columna de destilación, en este proceso los componentes ligeros se vaporizan y fluyen hacia la parte del domo, atravesando una cierta cantidad de platos. Mientras la alimentación entra (en estado líquido) sin vaporizar fluye hacia abajo hasta el fondo de la columna. En el domo, el vapor entra en un enfriador (o condensador) entrando a un tanque de reflujo. Parte de este condensado se recupera como un producto, el resto regresa al domo de la columna como reflujo para otorgar al proceso dentro de la columna cierto enfriamiento. El reflujo tiene gran importancia en el control de la temperatura y mejora la separación en el domo de la torre, donde permite alcanzar un equilibrio vapor-líquido más cercano en la mezcla y se recupera más producto líquido del vapor. La razón de reflujo es la cantidad de líquido que regresa a la torre dividido entre la cantidad de líquido obtenido como producto. Con mayor razón de reflujo se requieren menos platos teóricos.

Por otra parte, explican Hsu y Robinson (2019) que, en el fondo de la torre, el residuo del líquido pasa por un recalentador. Parte del residuo recalentado se convierte en producto y el resto regresa a la torre para suministrar calentamiento. En la Figura 1.2 se muestra la operación de destilación.

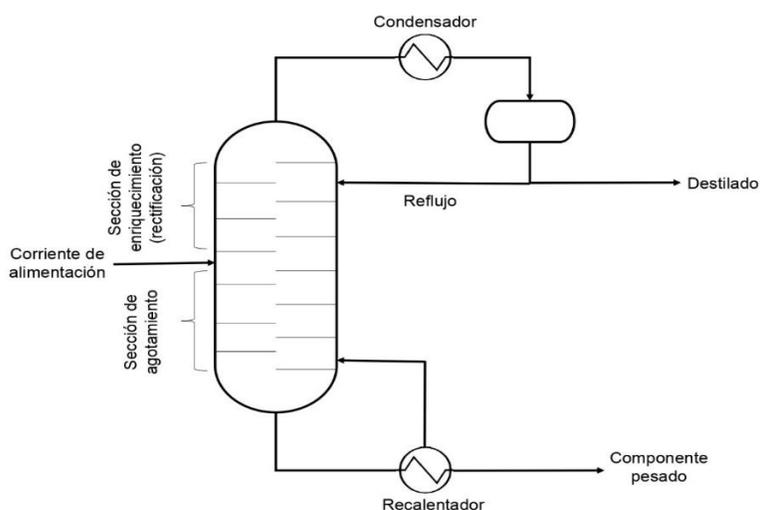


Figura 1.2 Partes de una columna de destilación (Hsu y Robinson, 2019).

## 1.2.2 Principios termodinámicos

Seader *et al.* (2016) mencionan la importancia de las propiedades termodinámicas de un proceso en el diseño y simulación de las operaciones de separación con respecto a requerimientos energéticos, equilibrio de fases y dimensionamiento de equipos. Las diferentes propiedades termodinámicas presentes en la separación de mezclas se obtienen como función de la temperatura, la presión y la composición. Las propiedades se explican en esta sección debido a que estos requerimientos son necesarios en la simulación de procesos.

### Equilibrio de fases

Burgot (2017) explica que existen cuatro propiedades medibles de un estado termodinámico de un sistema, también llamadas variables de estado, que son la composición, la presión, el volumen y la temperatura, cuando las variables de estado son conocidas las demás propiedades físicas son fijas.

Así también, Burgot (2017) realiza la consideración que un sistema está en equilibrio termodinámico cuando los valores observables que lo caracterizan no cambian mientras pasa el tiempo. El equilibrio termodinámico se refiere cuando el sistema alcanza simultáneamente el equilibrio mecánico, térmico y químico. Por lo tanto, se concluye que la presión, la temperatura y las concentraciones son idénticas en todas las partes del sistema.

### Actividad y fugacidad

Burgot (2017) realiza el análisis entre actividad y fugacidad, el primer concepto permite el estudio del comportamiento de las soluciones, mientras que el segundo término permite el estudio del comportamiento de gases imperfectos. Existen relaciones matemáticas entre estos conceptos, como la actividad química, que es la razón de fugacidad de las especies y su fugacidad en el estado estándar.

Seader *et al.* (2016) mencionan las definiciones de términos termodinámicos importantes, estos son la fugacidad parcial de una especie en una mezcla (1.1), el

coeficiente de fugacidad de especies puras (1.2), los coeficientes de fugacidad parcial (1.3) y (1.4), la actividad de una mezcla (1.5) y los coeficientes de actividad (1.6) y (1.7). Las ecuaciones correspondientes son las siguientes:

$$\bar{f}_i = K \exp [\mu_i/(RT)] \quad (1.1)$$

En la ecuación (1.1)  $\bar{f}_i$  es la fugacidad parcial de la especie  $i$ ,  $K$  es una constante dependiente de la temperatura,  $\mu_i$  es el potencial químico de una especie  $i$ ,  $R$  es la constante de los gases ideales y  $T$  es la temperatura del sistema correspondiente.

$$\phi_i = f_i/P \quad (1.2)$$

En la ecuación (1.2)  $\phi_i$  es el coeficiente de fugacidad en especies puras,  $f_i$  es la fugacidad de la especie  $i$  y  $P$  es la presión.

$$\bar{\phi}_{iV} \equiv \bar{f}_{iV}/(y_i P) \quad (1.3)$$

$$\bar{\phi}_{iL} \equiv \bar{f}_{iL}/(x_i P) \quad (1.4)$$

En las ecuaciones (1.3) y (1.4)  $\bar{\phi}_{iV}$  y  $\bar{\phi}_{iL}$  son los coeficientes de fugacidad parcial para la fase vapor y líquida respectivamente, mientras que  $\bar{f}_{iV}$  y  $\bar{f}_{iL}$  son las fugacidades del vapor y del líquido en ese orden,  $y_i$  y  $x_i$  representan las fracciones de vapor y de líquido respectivamente y, por último,  $P$  es la presión.

$$a_i \equiv \bar{f}_i/f_i^0 \quad (1.5)$$

En la ecuación (1.5)  $a_i$  es el término de actividad de la especie  $i$ ,  $\bar{f}_i$  es la fugacidad parcial de un componente  $i$  y  $f_i^0$  es la fugacidad del componente en estado estándar.

$$\gamma_{iV} \equiv a_{iV}/y_i \quad (1.6)$$

$$\gamma_{iL} \equiv a_{iL}/x_i \quad (1.7)$$

En las ecuaciones (1.6) y (1.7) los subíndices  $L$  y  $V$  se refieren a las fases líquida o vapor respectivamente de la especie  $i$ ,  $\gamma$  es el coeficiente de actividad,  $a$  es la actividad y  $y_i$  o  $x_i$  se refieren a las fracciones de vapor o líquida respectivamente.

## Definiciones de valores de K

Seader *et al.* (2016) también mencionan términos importantes en el equilibrio de fases (líquido-vapor) como lo son la razón de equilibrio de fases líquido vapor (1.8), la razón de equilibrio líquido-líquido (1.9), la volatilidad relativa (1.10) y la selectividad relativa (1.11). Las ecuaciones correspondientes se muestran adelante.

$$K_i \equiv y_i/x_i \quad (1.8)$$

En la ecuación (1.8)  $K_i$  es el término correspondiente a la razón de equilibrio vapor-líquido de una especie  $i$ , mientras que  $y_i$  o  $x_i$  se refieren a las fracciones de vapor o líquida respectivamente.

$$K_{Di} \equiv x_i^{(1)}/x_i^{(2)} \quad (1.9)$$

En la ecuación (1.9)  $K_{Di}$  es el término correspondiente a la razón de equilibrio líquido-líquido de una especie  $i$  y  $x_i^{(1)}$  o  $x_i^{(2)}$  se refieren a las fracciones de líquido respectivamente.

$$\alpha_{i,j} \equiv K_i/K_j \quad (1.10)$$

En la ecuación (1.10)  $\alpha_{i,j}$  es la volatilidad relativa entre dos sustancias  $i$  y  $j$ ,  $K_i$  o  $K_j$  representan la razón de equilibrio vapor-líquido de la especie  $i$  o especie  $j$  respectivamente.

$$\beta_{i,j} \equiv K_{Di}/K_{Dj} \quad (1.11)$$

En la ecuación (1.11)  $\beta_{i,j}$  es la volatilidad relativa entre dos sustancias  $i$  y  $j$ ,  $K_{Di}$  o  $K_{Dj}$  representan la razón de equilibrio líquido-líquido de la especie  $i$  o especie  $j$  respectivamente.

### 1.2.3 Principios de la destilación

En esta sección se explican conceptos básicos en la práctica del proceso de destilación, que son requeridos para conocer el funcionamiento de la operación unitaria.

Durodier (2016) define los conceptos de plato teórico, absorción y agotamiento (conceptos relevantes en una columna de destilación). Primero, un plato teórico está caracterizado por el hecho de que las fases que ocurren en la ebullición (líquido y vapor) están en un equilibrio de presión temperatura y composición, esto significa que el vapor es rico en sustancias ligeras, el vapor se va desprendido en cada plato enriqueciéndose así hasta llegar al domo (donde sale el destilado) y en el fondo se recuperan los materiales pesados como residuo. Posteriormente, el fenómeno de absorción se da cuando se enriquece un líquido con la entrada de un gas cuando los platos operan adiabáticamente o se enfrían. Por último, el agotamiento es un fenómeno que consiste en la vaporización de un compuesto disuelto en un líquido (operación que ocurre debajo del plato de la corriente de alimentación).

### **1.3 Secuencias de destilación**

Hoyme (2017) categoriza las secuencias convencionales de destilación ternaria en tres tipos: secuencia directa, secuencia indirecta y secuencia de transición. En la secuencia directa se separa el componente de menor punto de ebullición (A) por completo de los otros componentes, el de punto de ebullición intermedio y el de menor punto de ebullición (B y C respectivamente), esto en la primera columna de destilación. En la segunda columna de destilación se separan B y C, y se logra la separación de cada componente con alta pureza. En la secuencia indirecta el componente C se separa de A y B primero con A y B ocurriendo en la segunda columna de destilación. Por último, en la secuencia de transición el componente A se separa del componente C con el componente de punto de ebullición intermedio B se separa entre los productos de destilado y fondos; posteriormente, hay dos columnas, donde en una se separa A de B y otra donde se separa B de C. Este último tipo de configuración no se aplica comúnmente en la industria debido al incremento de costo capital.

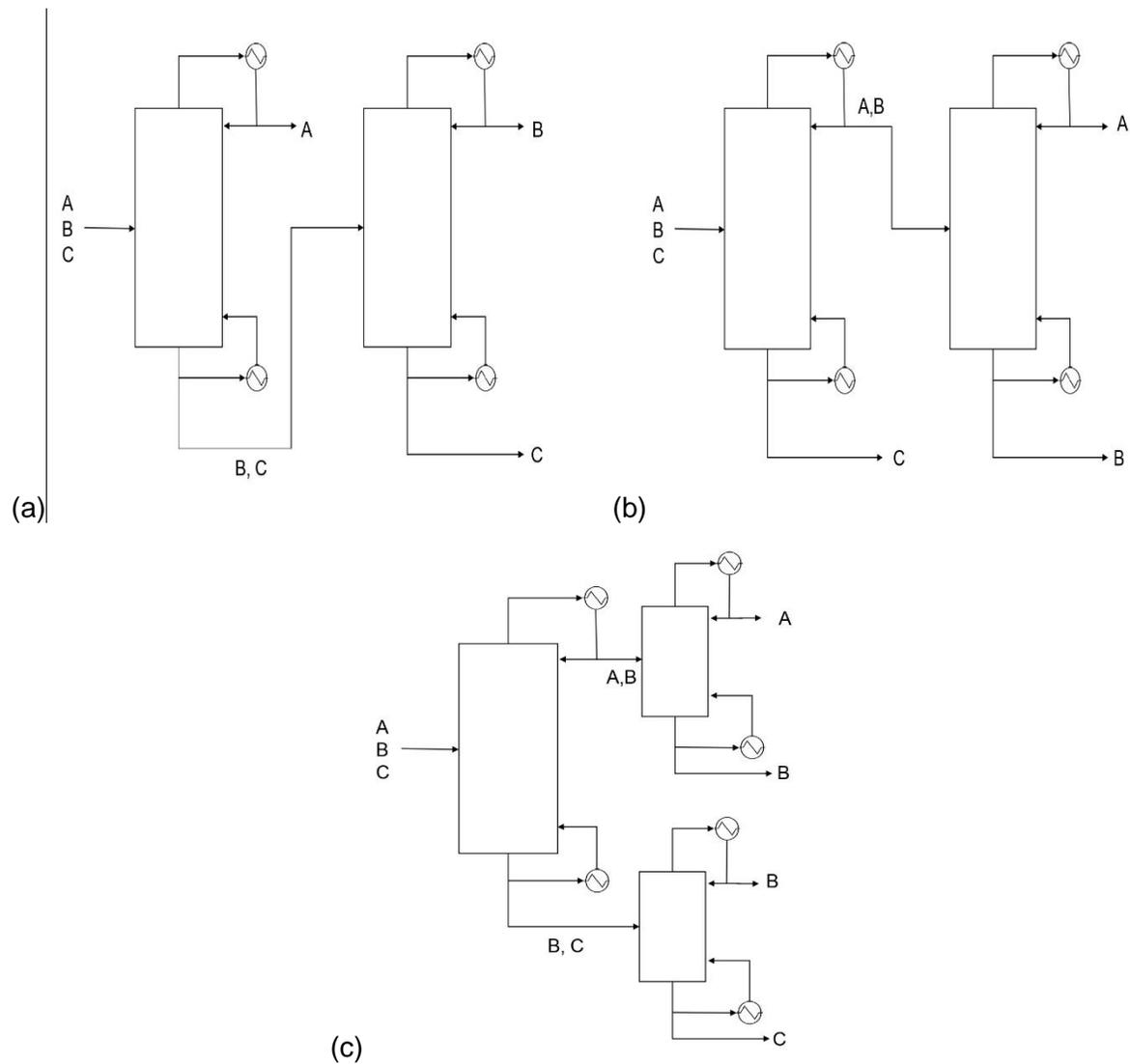


Figura 1.3 Secuencias de destilación: (a) Secuencia directa, (b) secuencia indirecta y (c) secuencia de transición (Hoyme, 2017).

### 1.3.1 Secuencias de destilación para más de dos productos

En esta sección se describen situaciones de investigación que se han utilizado secuencias de destilación para separación de mezclas multicomponente. Yoo *et al.* (2016) revisaron, en una parte del estudio, cómo se fraccionan líquidos del gas natural en columnas simples, explican que no es una labor sencilla determinar la secuencia óptima de columnas de destilación para la separación de mezclas multicomponente debido a la gran cantidad de secuencias de destilación posibles y factibles.

Cuando en un proceso involucra la separación de una mezcla con  $n$  componentes, hay diferentes posibilidades en el orden de separación del componente, cada alternativa corresponde a una secuencia de columnas diferentes (Errico y Rong, 2016). Existen diferentes posibilidades para separar una mezcla multicomponente, en la síntesis de procesos lo más importante es la energía utilizada, así como el costo capital que se involucra en el proceso.

Serafimov *et al.* (2015) consideraron una aproximación general de la síntesis de un conjunto completo de diagramas de flujo. Analizaron un total de 60 casos, en los que obtuvieron diagramas de flujo óptimos para su destilación. Por medio del estudio se reforzó el principio que dice que los objetos en la ingeniería química deben basarse desde el diagrama de flujo a los aparatos y no en sentido contrario. El estudio realizado por Serafimov *et al.* (2015) es relevante porque realizaron los diagramas de flujo para establecer secuencias de destilación de mezclas con diferentes números de componentes.

Tsirlin *et al.* (2016) obtuvieron un estimado del consumo de energía de 1 mol de mezcla separado basándose en balances termodinámicos para procesos que utilizan energía mecánica o calorífica. Obtuvieron un algoritmo para solucionar el problema de seleccionar el orden de separación, que permite escoger aproximadamente el orden de separación en la etapa de cálculos preliminares conociendo solamente las propiedades de la alimentación. El orden de separación correspondiente a la máxima eficiencia reversible se determina por los coeficientes de temperatura para las columnas de destilación mediante los cálculos correspondientes.

Tumbalam Gooty *et al.* (2018) formularon un programa no lineal de enteros mezclado (MINLP por sus siglas en inglés), con un software para optimizar. Tuvieron como objetivo describir una herramienta fácil de utilizar para la optimización de configuraciones de destilaciones multicomponente, con la minimización del trabajo del vapor como función objetivo.

Franke (2019) desarrolló una modificación en un algoritmo para aplicarlo en la optimización del proceso de destilación extractiva para etanol y agua. El control de distancia fue una característica muy importante para asegurar soluciones de alta calidad y reducir el número de corridas que no convergieran. Encontró que los datos de equilibrio vapor-líquido tiene un impacto significativo sobre la estructura del proceso.

Khalili-Garakani *et al.* (2020) sintetizaron una secuencia de columnas usando el método de matriz de separación modificado y lo compararon con otras configuraciones. Su objetivo fue representar algunas secuencias las cuales pudiesen reemplazar columnas de destilación atmosférica convencionales en un proceso de destilación condensada del gas natural. Encontraron que el sistema de destilación directa tuvo el mejor comportamiento.

#### **1.4 Acoplamiento térmico**

El acoplamiento térmico se conoce al proceso de transferencia de calor por contacto directo, donde es posible usar flujos de materia para proveer algo de la transferencia de calor en lugar del uso del recalentador (Smith, 2016).

Además de incluir la definición de acoplamiento térmico se describen a continuación algunas investigaciones relevantes en el tema. Así como en el tema 1.3.1 se recomienda al lector revisar la bibliografía si llegara a surgir alguna cuestión en cuanto a detalles de alguna investigación.

Saxena *et al.* (2017) realizaron modelos de simulación para dos configuraciones de flujo de vapor unidireccional que se compararon con la destilación Petlyuk y secuencias de columnas de destilación convencionales para la separación de la mezcla equimolar de benceno, tolueno y etilbenceno. Encontraron que para la alimentación de composición equimolar la primera configuración propuesta tuvo los mayores ahorros de energía, seguido por la configuración de tipo Petlyuk y la segunda configuración.

Liu *et al.* (2017) propusieron un proceso de destilación de acoplamiento térmico con diferentes presiones para la separación de una mezcla con puntos de ebullición cercanos compuesta de n-butanol e iso-butanol. Modelaron en un simulador comercial los procesos de intensificación de energía, de destilación convencional y de una columna de recompresión de vapor. Llevaron a cabo la optimización de los valores de diseño y variables de operación sobre la base de minimización de consumo de energía. Evaluaron los ahorros de energía y la eficiencia económica de los procesos. Finalmente, demostraron que su alternativa propuesta reduce el consumo total de energía y el costo anual total alcanzando productos de alta pureza.

Wang *et al.* (2018) estudiaron la separación de la mezcla de acetonitrilo, benceno y metanol. Propusieron diez secuencias de separación acopladas térmicamente para alcanzar el propósito de ahorro de energía y reducción de emisiones de CO<sub>2</sub>, en las secuencias se incluyeron las de tipo directa, las secuencias de tipo indirecta, secuencias híbridas y secuencias de división de solvente que se basaron en columnas de pared divisoria extractivas y columna de destilación extractiva de corriente lateral. Encontraron mediante la comparación de resultados que la división de solvente de la secuencia de destilación extractiva de corriente lateral tiene más ventajas en los aspectos de consumo energético, impacto ambiental y costo económico que otras secuencias.

Zhao *et al.* (2018) estudiaron dos procesos de destilación extractiva con acoplamiento térmico para separar la mezcla azeotrópica de tetrahidrofurano, etanol y agua usando un solvente individual y un solvente mezclado (sulfóxido de dimetilo y sulfóxido de dimetilo con glicol de etileno) como separadores. Obtuvieron las condiciones óptimas de todos los procesos de destilación extractiva basándose en el costo anual total. También, consideraron los índices de eficiencia termodinámica y emisiones de CO<sub>2</sub> para evaluar la eficiencia energética y el impacto ambiental de los procesos. Sus comparaciones demostraron que una secuencia de destilación extractiva acoplada térmicamente con un rectificador lateral presentó los mejores resultados las medidas anteriormente mencionadas.

Erwei *et al.* (2019) propusieron un método simple para predecir la solución de múltiples estados estacionarios que ocurren en una columna de destilación acoplada térmicamente, usando una ecuación matemática. Utilizaron un simulador comercial para llevar a cabo la verificación con una simulación rigurosa. Con el análisis de validación, encontraron que su método es simple y efectivo para las secciones donde pueden encontrarse múltiples estados estacionarios.

Jiang *et al.* (2019) introdujeron un marco de referencia de una optimización global para determinar el costo mínimo requerido para destilar cualquier mezcla multicomponente ideal o no ideal en sus componentes individuales usando una secuencia de columnas. Se refirieron al algoritmo presentado como algoritmo de minimización global para el costo. Este algoritmo permite encontrar el óptimo global con la formulación de un programa no lineal para todas y cada una de las configuraciones de destilación en el espacio de búsqueda y con la solución mediante solucionadores de optimización global. Demostraron el uso de este algoritmo con un caso de estudio que consiste en la separación de una mezcla de alcoholes (etanol, isopropanol, 1-propanol, isobutanol y 1-butanol).

Zhang *et al.* (2019) realizaron el control dinámico del proceso de destilación extractiva con acoplamiento térmico que contiene dos columnas extractivas con divisor de reciclamiento de un agente de separación mixta tomando un ejemplo de la separación de tetrahidrofurano, etanol y agua. Estudiaron una serie de estructuras de control con perturbaciones de 20% de rendimiento y la composición de la alimentación y lograron un control regulatorio robusto debido a que las purezas de los tres productos regresan cercanamente al diseño inicial de las especificaciones cuando llega la acción de las perturbaciones de 20% en la alimentación y composición.

#### **1.4.1 Columnas con pared divisoria**

Las columnas de pared divisoria son columnas completamente acopladas térmicamente en una coraza de una columna de destilación, dentro de esta es posible la separación de una corriente de alimentación de tres componentes o más y en tres

corrientes de productos, los cuales son los productos de fondo, la corriente lateral y el destilado (Smith, 2016). Como se muestra en la Figura 1.4. La columna es dividida por una pared en dos partes el prefraccionador (donde entra la alimentación) y la columna principal (donde sale la corriente lateral).

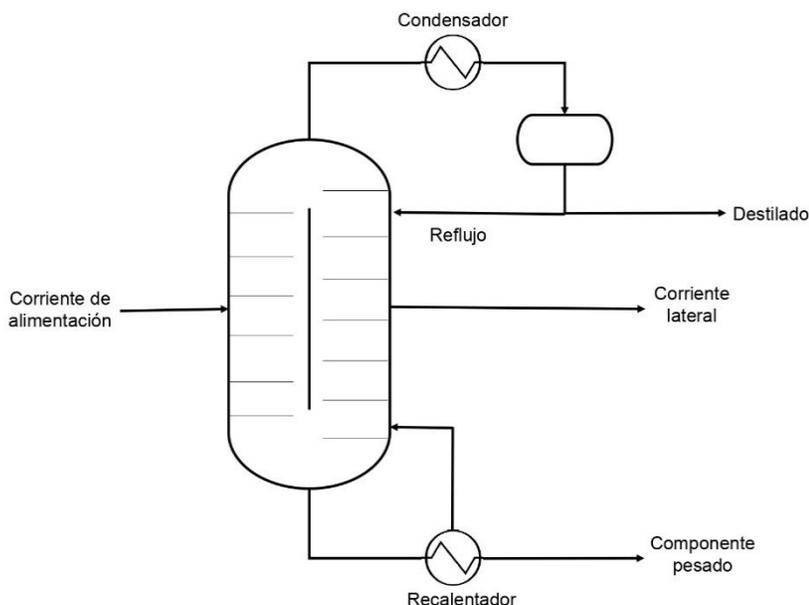


Figura 1.4 Esquema de una columna de destilación de pared divisoria (Hoyme, 2017).

Lavasani *et al.* (2018) utilizaron una metodología de superficie de respuesta para optimizar la no linealidad en columnas de pared divisoria y encontrar el efecto de los parámetros y sus interacciones sobre el consumo de energía, calidad de producto y dimensiones de una columna de pared divisoria. Demostraron con los resultados obtenidos que las variables del proceso tienen efectos significativos sobre la eficiencia de energía de una columna de pared divisoria comparándose al efecto de variables estructurales. Utilizaron un simulador comercial para realizar las corridas del experimento de separación en una mezcla ternaria de metanol, 1-propanol y 1-butanol.

Sangal *et al.* (2018) estudiaron el efecto de la calidad térmica de la alimentación sobre el funcionamiento de una columna de pared divisoria. La condición térmica de la alimentación altera el perfil de la presión a través de los dos lados de la pared divisoria, por lo que se afectan las características de la transferencia de masa y la hidrodinámica

de la columna de pared divisoria. Encontraron que, para la operación estable de una columna de pared divisoria, la alimentación debe ser un líquido saturado o subenfriado o se debe manipular la calidad de la alimentación para ajustar la razón de separación de vapor.

Song *et al.* (2018) investigaron el efecto de la razón de reflujo sobre múltiples estados estacionarios en la columna de destilación con acoplamiento térmico usando un simulador comercial y software con el objetivo de proveer una guía necesaria para ingenieros e investigadores en el diseño industrial y en la operación real. Además, analizaron las diferencias entre estos estados estacionarios bajo la misma razón de reflujo para alcanzar el mejor diseño real y los parámetros de operación para los procesos químicos.

Egger y Fieg (2019a) realizaron un estudio con el objetivo de entender las dependencias esenciales de las variables más importantes de la operación de columnas de pared divisoria reactivas como son la división del líquido, la demanda de energía y la distribución de componentes, en lo que se refiere a control eficiente de energía. Presentaron y analizaron una estructura de control basándose en los descubrimientos sobre las variables. Evaluaron la estructura que refiere al control del proceso eficiente de energía llevado a cabo comparándolo con una estructura con división fija de líquido.

Egger y Fieg (2019b) presentaron un modelo para una columna de pared divisoria reactiva basado en la velocidad para columnas empacadas y llevaron a cabo la investigación sobre la influencia del modelado de separación. Presentaron datos experimentales de una columna de pared divisoria reactiva para el sistema de referencia de la transesterificación del acetato de butilo con hexanol y fueron empleados para la validación del modelo. La validación de resultados se comparó con una aproximación de etapa de equilibrio. El modelo presentado mostro predecir los flujos internos y las concentraciones de la columna con una precisión más alta.

Lee *et al.* (2019) estudiaron una columna de pared divisoria reactiva integrada con una bomba de calor con recompresión de vapor. La reacción del sistema contuvo dos transesterificaciones consecutivas de carbonato de dimetil y etanol, con lo que se produce metanol como subproducto, carbonato de etil metil como producto intermedio y el dietil carbonato como producto final deseado. Minimizaron con el procedimiento de optimización el consumo del compresor con respecto a la velocidad de flujo del gas. El consumo del sistema de destilación estudiado redujo el consumo de energía un 32.1% y el costo total de utilidad se redujo un 21.6% comparado con una columna de pared divisoria reactiva convencional.

Waltermann *et al.* (2019) presentaron un enfoque basado en optimización para el diseño de procesos de destilación con acoplamiento térmico, permitiendo una evaluación económica y establecer un punto de referencia de casos específicos. Demostraron la aplicación para diferentes casos de estudio incluyendo la separación de un sistema cuaternario azeotrópico en columnas de multipared divisoria.

#### **1.4.2 Ventajas**

Smith (2016) menciona las ventajas de los arreglos de columnas con acoplamiento térmico:

1. Los arreglos con prefraccionador requieren usualmente de 20 a 30% menos energía que el mejor arreglo de secuencias usando columnas simples. También requieren menos energía que arreglos con rectificador y agotador.
2. La columna con prefraccionador de partición requiere de 20 a 30% menos costo capital que un arreglo de columnas simples.
3. En las columnas con prefraccionador particionado, el material solo se recalienta una vez y su tiempo de residencia en las zonas de alta temperatura se minimiza. Esto es importante si se destilan materiales sensibles al calor.

### 1.4.3 Desventajas

Así, también, Smith (2016) menciona las desventajas de los arreglos de columnas con acoplamiento térmico:

1. En las columnas con prefraccionador particionado todo el calor se suministra a la temperatura más alta y todo el calor rechazado a la temperatura más baja de la separación. En casos donde la destilación utilice refrigeración para condensación, minimizar la cantidad de condensación en las temperaturas más bajas es importante. Si las diferencias en la temperatura en las cuales el calor suministrado o rechazado es particularmente importante, utilizar columnas individuales es una alternativa viable.
2. En general, las columnas con prefraccionador de partición no son adecuadas para reemplazar secuencias de destilación de dos columnas simples que operen en presiones muy diferentes.
3. De acuerdo con los materiales de construcción de dos columnas, si una es mucho más cara que otra, al construir la columna con partición se tendrá que fabricar del material más caro, lo que disminuye los ahorros de costo capital que supone el uso de esta columna.
4. El diseño de la columna está delimitado al manejo de una presión balanceada, que se alcanza por el diseño del mismo número de etapas en cada lado de la partición. En algún caso donde ocurra espumeo puede llegar a producir un desbalance hidráulico y cambios de las separaciones del vapor de las condiciones de diseño.

### 1.5 Destilación en refinación

Hsu y Robinson (2017) mencionan el proceso que se lleva a cabo en el aceite crudo para poderse destilar y obtener diferentes productos. Así entonces, el aceite crudo tiene un pretratamiento antes de proceder a la destilación. El proceso de destilación de aceite crudo incluye una unidad de destilación atmosférica y una unidad de

destilación de vacío. Los productos ligeros de una unidad de destilación de crudo son los gases y las naftas. Los destilados intermedios incluyen queroseno, aceite gaseoso ligero y aceite gaseoso pesado. Mientras que los residuos o fondos provienen de la unidad de destilación atmosférica son productos que se conocen como crudo reducido. Este residuo va a la unidad de destilación de vacío para fraccionarse en aceite de gas vacío y residuo vacío.

Así también posteriormente Hsu y Robinson (2019) describen el proceso de destilación en la separación de aceite crudo en productos útiles, en donde se utilizan diferentes puntos de ebullición de las fracciones. La distribución de puntos de ebullición de los componentes es la característica más destacable del petróleo. La destilación a grande escala y continua es también el proceso más básico en cualquier refinería para separar aceite crudo en fracciones de diferentes rangos de ebullición.

### **1.6 Modelos de la columna de destilación**

Chidambaram (2018) escribe que el modelamiento matemático necesita el desarrollo de leyes generales; como la conservación o ecuaciones de balance de masa, momento y energía, y relaciones constitutivas, que son relaciones experimentales en la naturaleza y fuertemente dependientes sobre el fenómeno bajo consideración. Por otro lado, la simulación es el análisis del proceso de una parte del proceso o el proceso completo, usando ecuaciones del modelo.

El principio de conservación de masa, energía o momento en condiciones transitorias se describe a continuación.

$$[\text{Entrada}] - [\text{Salida}] = [\text{Acumulación}]$$

Donde el valor de la acumulación es cero en estado estacionario.

Seader *et al.* (2016) hacen referencia de un modelo matemático para una etapa de equilibrio vapor-líquido, conocido como MESH por sus siglas en inglés, que incluye ecuaciones de balances de materia, relaciones de equilibrio de fases, sumas de fracciones mol y balances de entalpía (H) para los componentes.

### 1.6.1 Equilibrio líquido-vapor

A partir de lo que escriben Seader *et al.* (2016) sobre sistemas binarios en equilibrio líquido-vapor, existen dos tipos de mezclas, ya sean zeotrópicas o azeotrópicas. En una mezcla zeotrópica en equilibrio nunca tiene la misma composición. En una mezcla azeotrópica en equilibrio tiene composiciones idénticas del vapor y del líquido. El comportamiento de las mezclas binarias se demuestra en gráficas de equilibrio vapor-líquido de temperatura contra composición, composición contra composición (líquida y vapor respectivamente) o presión contra composición.

Hsu y Robinson (2019) mencionan sobre los modelos de destilación ideal donde se asumen que la fase líquida y vapor están en equilibrio. En estos modelos incorporan la ley de Raoult y la ley de Dalton, donde se genera la ecuación (1.12).

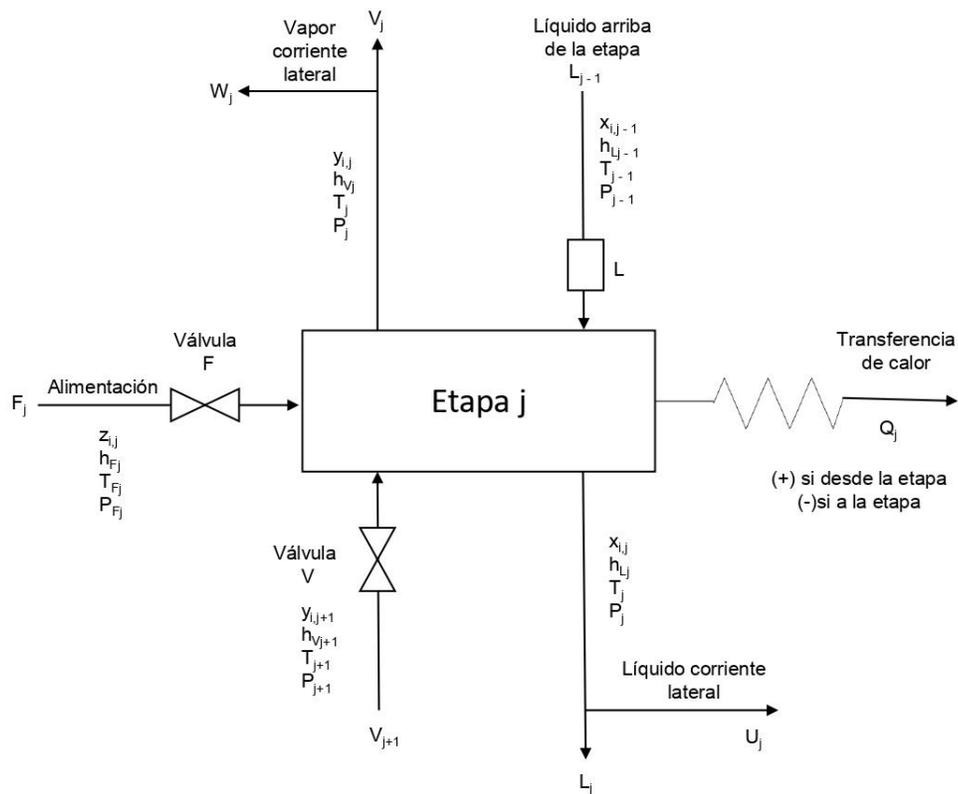
$$P = P_A x_A + P_B x_B + \dots \quad (1.12)$$

En la ecuación (1.12)  $P$  es la presión total;  $P_A$  y  $P_B$  son las presiones de A y B respectivamente, y  $x_A$  o  $x_B$  se refieren a las fracciones mol de A y B respectivamente.

En cuanto a un sistema multicomponente la relación de equilibrio para cada componente en una etapa está dada por la ecuación (1.13), a partir del método MESH mencionado por Seader *et al.* (2016).

$$E_{i,j} = y_{i,j} - K_{i,j} x_{i,j} = 0 \quad (1.13)$$

Donde  $E_{i,j}$  corresponde al equilibrio del líquido de la etapa en cuestión,  $y_{i,j}$  corresponde a la fracción de vapor del componente  $i$  en la etapa  $j$ ,  $K_{i,j}$  es la razón de equilibrio vapor-líquido de la etapa para el componente  $i$  en la etapa  $j$  y, por último  $x_{i,j}$  corresponde a la fracción de vapor del componente  $i$  en la etapa  $j$ . El esquema para la etapa de equilibrio y sus componentes se muestra en la Figura 1.5.

Figura 1.5 Etapa de equilibrio simple (Seader *et al.*, 2016)

### 1.6.2 Balance de masa

El principio de la conservación de la masa cuando es aplicado a sistemas dinámicos establece:

$$\left[ \text{Masa de flujo} \right]_{\text{en el sistema}} - \left[ \text{Masa de flujo} \right]_{\text{fuera del sistema}} = \left[ \text{Tasa de tiempo de cambio} \right]_{\text{de masa dentro del sistema}}$$

Así también se muestra el balance de materia para cada componente en la ecuación (1.14), de acuerdo con las ecuaciones MESH mencionadas por Seader *et al.* (2016).

$$M_{i,j} = L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} + F_jz_{i,j} - (L_j + U_j)x_{i,j} - (V_j + W_j)y_{i,j} = 0 \quad (1.14)$$

En la ecuación (1.14)  $L_{j-1}$  es el líquido arriba de la etapa de equilibrio,  $x_{i,j-1}$  es la fracción líquida del componente  $i$  de esta corriente,  $V_{j+1}$  es el vapor debajo de la etapa de equilibrio,  $y_{i,j+1}$  es la fracción de vapor del componente  $i$  de esta corriente,  $F_j$  es la

alimentación total a la etapa,  $z_{i,j}$  es la fracción molar total del componente  $i$  de esta corriente,  $(L_j + U_j)$  se refiere a las corrientes de líquido debajo de la etapa,  $x_{i,j}$  es la fracción líquida del componente  $i$  de esta corriente,  $(V_j + W_j)$  son las corrientes de vapor sobre la etapa de equilibrio y  $y_{i,j}$  es la fracción de vapor del componente  $i$  de esta corriente.

También las sumas para las fracciones mol son las ecuaciones (1.15) y (1.16), de acuerdo con las ecuaciones MESH mencionadas por Seader *et al.* (2016).

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (1.15)$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{i,j} - 1.0 = 0 \quad (1.16)$$

Las ecuaciones (1.15) y (1.16) son las sumatorias de las fracciones mol de la fracción de vapor y de la fracción líquida respectivamente.

### 1.6.3 Balances de energía

La primera ley de la termodinámica establece el principio de la conservación de la energía. Escrito de forma general:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{Tasa de tiempo} \\ \text{de cambio de energía} \\ \text{dentro del sistema} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{Flujo de energía} \\ \text{adentro del sistema por} \\ \text{convección o difusión} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Flujo de energía} \\ \text{fuera del sistema por} \\ \text{convección o difusión} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{c} \text{Calor añadido al sistema} \\ \text{por conducción, radiación} \\ \text{o reacción} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{Trabajo realizado} \\ \text{por el sistema} \\ \text{sobre el alrededor} \end{array} \right]$$

Así también se muestra el balance de energía (las entalpías) para cada componente en la ecuación (1.17), de acuerdo con las ecuaciones MESH mencionadas por Seader *et al.* (2016).

$$H_j = L_{j-1}h_{L_{j-1}} + V_{j+1}h_{V_{j+1}} + F_j h_{F_j} - (L_j + U_j)h_{L_j} - (V_j + W_j)h_{V_j} - Q_j = 0 \quad (1.17)$$

En la ecuación (1.17)  $L_{j-1}$  es el líquido arriba de la etapa de equilibrio,  $h_{L_{j-1}}$  es la entalpía correspondiente a la corriente anterior,  $V_{j+1}$  es el vapor debajo de la etapa de

equilibrio,  $h_{V_{j+1}}$  es la entalpía correspondiente a la corriente anterior,  $F_j$  es la alimentación total a la etapa,  $h_{F_j}$  es la entalpía correspondiente a la corriente anterior,  $(L_j + U_j)$  se refiere a las corrientes de líquido debajo de la etapa,  $h_{L_j}$  es la entalpía correspondiente a la corriente anterior,  $(V_j + W_j)$  son las corrientes de vapor sobre la etapa de equilibrio y  $h_{V_j}$  es la entalpía correspondiente a la corriente anterior.

## 1.7 Control de procesos

Corriou (2018) menciona que los sistemas de control tienen como tarea asegurar la estabilidad del proceso, minimizar la influencia de las perturbaciones y optimizar el funcionamiento general. Estos objetivos se alcanzan manteniendo algunas variables cerca a sus valores deseables o usando puntos de ajuste o setpoints.

### 1.7.1 Términos utilizados en el control de procesos

Variable controlada es la variable que debe mantenerse, o controlarse, en un valor deseado. La referencia o setpoint es el valor deseado de la variable controlada. La variable manipulada es la variable utilizada para mantener la variable controlada en su punto de referencia o setpoint. Finalmente, cualquier variable que haga que la variable controlada se desvíe de su referencia se conoce como perturbación (Corriou, 2018).

### 1.7.2 Tipos de controladores

Corriou (2018) también menciona los tipos de controladores para procesos de retroalimentación. Menciona que un controlador representa una estrategia de control, que son un conjunto de reglas que proveen un valor de acción de control cuando la salida se desvía del punto de ajuste o setpoint. Los tipos de controladores mencionados son los siguientes:

El **controlador proporcional (P)** es aquel cuya salida de operación es proporcional al error, la ecuación que representa la salida del controlador es la (1.18).

$$m(t) = \bar{m} + K_c e(t) \quad (1.18)$$

Donde  $m(t)$  es el valor variable manipulada que sale del controlador y  $\bar{m}$  es el valor base de la variable manipulada,  $K_c$  es la ganancia proporcional del controlador y  $e(t)$  es el valor del error en el tiempo  $t$ .

El **controlador proporcional-integral** (PI) es donde la salida de la operación es proporcional a la suma ponderada de la magnitud y de la integral del error. La acción integral tiende a modificar la salida del controlador mientras que un error exista en la salida del proceso, la ecuación que representa la salida del controlador es la (1.19)

$$m(t) = \bar{m} + K_c \left( e(t) + \tau_I^{-1} \int_0^t e(x) dx \right) \quad (1.19)$$

Donde  $m(t)$  es el valor variable manipulada que sale del controlador y  $\bar{m}$  es el valor base de la variable manipulada,  $K_c$  es la ganancia proporcional del controlador,  $e(t)$  es el valor del error en el tiempo  $t$  y  $\tau_I$  es la constante de tiempo integral.

El **controlador proporcional-derivativo ideal** (PD) es donde la salida de la operación es proporcional a la suma ponderada de la magnitud y la tasa de tiempo de cambio del error, la acción derivativa intenta anticipar errores antes de que sucedan, la ecuación que representa la salida del controlador es la (1.20)

$$m(t) = \bar{m} + K_c \left( e(t) + \tau_D (de(t)/dt) \right) \quad (1.20)$$

Donde  $m(t)$  es el valor variable manipulada que sale del controlador y  $\bar{m}$  es el valor base de la variable manipulada,  $K_c$  es la ganancia proporcional del controlador,  $e(t)$  es el valor del error en el tiempo  $t$  y  $\tau_D$  es la constante de tiempo derivativo.

El **controlador proporcional-integral-derivativo ideal** (PID) es aquel cuya salida es proporcional a la suma ponderada de la magnitud, la integral y la tasa de tiempo de cambio del error, la ecuación que representa la salida del controlador es la (1.21)

$$m(t) = \bar{m} + K_c \left( e(t) + \tau_D (de(t)/dt) + \tau_I^{-1} \int_0^t e(x) dx \right) \quad (1.21)$$

Cuyos términos están explicados en las ecuaciones pasadas correspondientes a los demás controladores.

### 1.7.3 Control auto-optimizante

El control auto-optimizante es una estrategia para la selección de variables controladas. Se distingue por el hecho de que se adopta una función objetivo económica como criterio de selección (Jäschke *et al.*, 2017). Algunas investigaciones de su aplicación y avances se mencionan más adelante.

Klemets y Hovd (2018) combinaron un enfoque de desigualdad de matrices lineales iterativo con la escasez promoviendo la norma  $h_1$  promediada, para encontrar un subconjunto de mediciones junto con controladores proporcional integral para el método de espacio nulo. La combinación de mediciones y los controladores se diseñan de manera que, la respuesta dinámica se mejora cuando el proceso está pasando por las perturbaciones. El método que proponen se ilustra en un caso de estudio de una columna Petlyuk.

Straus y Skogestad (2018) estudiaron el impacto de las dependencias descuidadas de las variables manipuladas sobre las variables de perturbación como ejemplo para hacer conclusiones en contexto del control auto-optimizante. Como un caso de estudio, consideraron un reactor de síntesis de amoníaco con un modelo simplificado para la separación de amonio y el reciclado. Encontraron que es posible abandonar el reciclado en la selección de variables controladas para este ejemplo si el setpoint se ajusta.

Verheyleweghen y Jäschke (2018) aplicaron control auto-optimizante en una planta de licuefacción de gas natural licuado. Donde, introdujeron el modelo y después, definieron el objetivo operacional, el cual es alcanzar el consumo mínimo de energía mientras se satisfagan las restricciones operacionales. Compararon cuatro estructuras de control: una estructura estándar de control de temperatura, una estructura de control auto-optimizante con dos mediciones de la planta, una estructura de control auto-optimizante que usa una combinación de mediciones de planta como variable controlada, y una estructura de control auto-optimizante donde incluyeron mediciones de las perturbaciones además de las mediciones de la planta. Encontraron que las

estructuras de control auto-optimizante reducen significativamente las pérdidas promedio de estado estacionario cuando las condiciones de operación cambian. Mostraron la efectividad de las estructuras de control auto-optimizante en respuestas escalón de lazo cerrado con perturbaciones seleccionadas.

Guan *et al.* (2019) propusieron un método de reconfiguración de control para la operación económica del proceso de craqueo de flujo catalítico basado en la metodología de control auto-optimizante. Las variables controladas primarias se consideraron como combinaciones de mediciones, las cuales son rastreadas en puntos de ajuste constantes para mantener las operaciones cerca del óptimo. Consideraron dos alternativas, con la que la variable de composición estimada por un sensor o adoptar una solución subóptima sin usar la variable de composición. Entonces, reconfiguraron el proceso clásico de craqueo estudiado usando los esquemas obtenidos, donde el punto de ajuste del reactor de temperatura se optimiza automáticamente por las configuraciones añadidas de control auto-optimizante. Finalmente, llevan a cabo las simulaciones para verificar las mejoras económicas.

Klemets y Hovd (2019) estudiaron controladores PI y combinaciones de mediciones obtenidas simultáneamente con el fin de encontrar un beneficio óptimo entre la minimización de la pérdida en estado estacionario y la respuesta transiente para el sistema de lazo cerrado resultante. El método que propusieron requiere resolver una desigualdad de matrices bilineales, para lo cual un enfoque de desigualdad lineal de matrices se utiliza para encontrar un óptimo local, lo que fue ilustrado en dos casos de estudio, que constan de una columna de destilación binaria y una columna de destilación Kaibel.

Straus *et al.* (2019) combinaron el control auto-optimizante y el control de búsqueda de extremos en el contexto de optimización en tiempo real. Propusieron usar un controlador de búsqueda de extremos para proveer ajustes en el setpoint para el control auto-optimizante para mejorar la velocidad de convergencia. La idea principal fue mantener el proceso cerca de la región óptima sobre una escala de tiempo rápida

utilizando el control auto-optimizante y sintonizar el punto de ajuste o setpoint sobre una escala de tiempo más larga utilizando el control de búsqueda de extremos. Verificaron el método utilizando un caso de estudio de un reactor de amoníaco.

Zhao *et al.* (2020) propusieron un procedimiento de control auto-optimizante habilitado por el control de búsqueda de extremos el cual simplificará ampliamente el proceso de análisis offline de espacio nulo o el método de espacio nulo extendido (métodos del control auto-optimizante). Primero, se utiliza el control de búsqueda de extremos para determinar los valores óptimos de las variables manipuladas bajo la condición nominal para el sistema. Después, interponiendo la planta con las perturbaciones periódicas, se usa para estimar los jacobianos y las hessianas necesarias para obtener la combinación de mediciones óptimas. Los resultados mostraron que un comportamiento similar puede alcanzarse con procesos mucho más simples de adquisición de datos y procesamiento.

Cabe recalcar que, dentro de este capítulo para hacer énfasis dentro de los puntos más relevantes, se realizó un estado de arte de los antecedentes y avances de estos con el objetivo de ampliar el conocimiento provisto por este trabajo.

## **CAPÍTULO 2**

# **MATERIALES Y MÉTODOS**

## CAPÍTULO 2 MATERIALES Y MÉTODOS

### 2.1 Descripción del proceso

El proceso de la columna de destilación con pared divisoria se llevó a cabo en el programa de simulación de Fortran 95 (Caricio Martínez, 2014). El funcionamiento del programa de simulación se muestra en la Figura 2.1.

#### 2.1.1 Funcionamiento del programa de simulación

1. Introducción de los datos de las secciones de la columna, propiedades físicas de los componentes, composición de la mezcla, flujo de la alimentación, y las condiciones iniciales como composición del líquido, tasa de flujo y suposición inicial de las temperaturas en los platos de la columna.
2. Cálculo inicial en la retención del plato y perfiles de presión.
3. Cálculo de las temperaturas y composiciones de vapor a partir de los datos de equilibrio vapor-líquido, en la que se utiliza una subrutina para el cálculo de punto de burbuja. Uso de la ley de Raoult y método de convergencia mediante Newton-Raphson.
4. Cálculo de las entalpías de líquido y de vapor, se utiliza una subrutina de cálculo de entalpías.
5. Cálculo de las tasas de flujo de vapor en todos los platos, desde la base de la columna.
6. Evaluación de las derivadas de las ecuaciones de continuidad del componente para cada componente en cada plato y de las ecuaciones para el tanque de reflujo y la base de la columna.
7. Evaluación de las ecuaciones diferenciales ordinarias mediante el algoritmo de Euler.

8. Cálculo del nuevo retenido de líquido total a partir de la suma de los retenidos de cada componente. Posteriormente, se realiza el cálculo de las nuevas fracciones molares de líquido a partir de los retenidos de componentes y totales.
9. Cálculo de las nuevas tasas de flujo de líquido a partir del nuevo retenido total para cada uno de los platos, se utiliza una subrutina para la hidráulica del líquido.
10. Regresar al paso 3 y repetir el cálculo para el siguiente paso de tiempo.

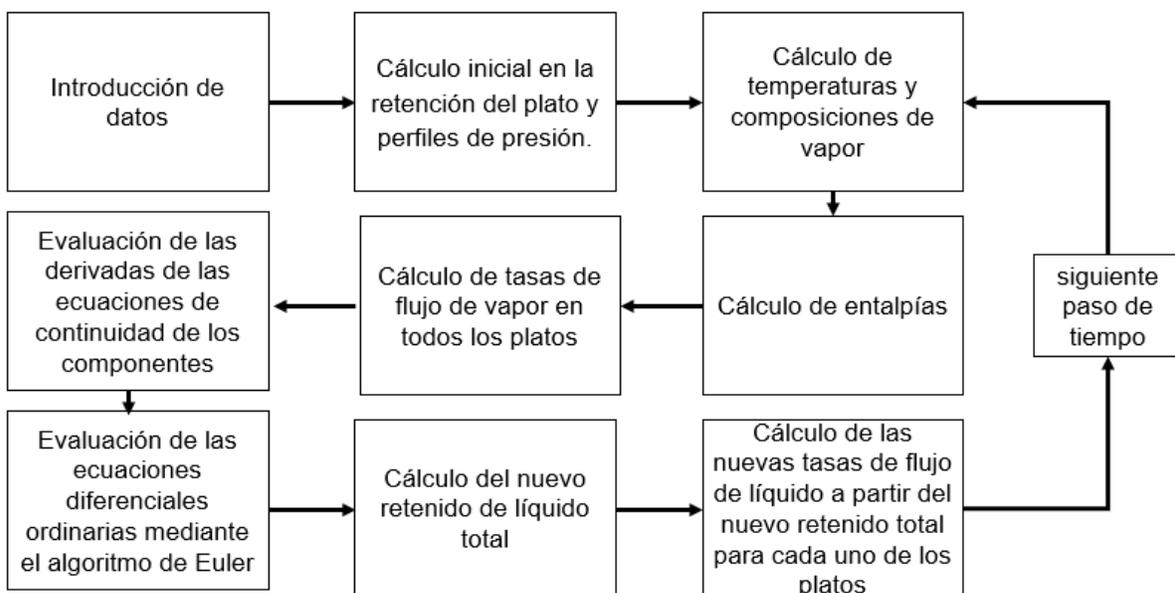


Figura 2.1 Funcionamiento del programa de simulación.

Se presentan también las ecuaciones correspondientes a los cálculos que realiza el programa. El programa se basa en un modelo de simulación de Luyben (1990), del cual se obtienen las ecuaciones necesarias para realizar los cálculos del programa.

$$M_n = f(L_n) \quad (2.1)$$

La ecuación (2.1) es la relación entre el retenido de líquido  $M_n$  y la velocidad del líquido  $L_n$ . Significa que la cantidad de retenido de líquido está en función de la velocidad del líquido.

$$(dM_n/dt) = L_{n+1} + F_n^L + F_{n-1}^V + V_{n-1} - V_n - L_n - S_n^L - S_n^V \quad (2.2)$$

La ecuación (2.2) se refiere a la ecuación de continuidad total de un plato n. Se muestra la nomenclatura en la Tabla 2.1 de acuerdo con la Figura 2.2.

$$\left(\frac{d(M_n x_{n,j})}{dt}\right) = L_{n+1} x_{n+1,j} + F_n^L x_{n,j}^F + F_{n-1}^V y_{n-1,j}^F + V_{n-1} y_{n-1,j} - V_n y_{n,j} - L_n x_{n,j} - S_n^L x_{n,j} - S_n^V y_{n,j} \quad (2.3)$$

La ecuación (2.3) es la ecuación de continuidad para cada componente j.

$$\left(\frac{d(M_n h_n)}{dt}\right) = L_{n+1} h_{n+1} + F_n^L h_n^F + F_{n-1}^V H_{n-1}^F + V_{n-1} H_{n-1} - V_n H_n - L_n h_n - S_n^L h_n - S_n^V H_n \quad (2.4)$$

La ecuación (2.3) la ecuación de energía para cada plato n.

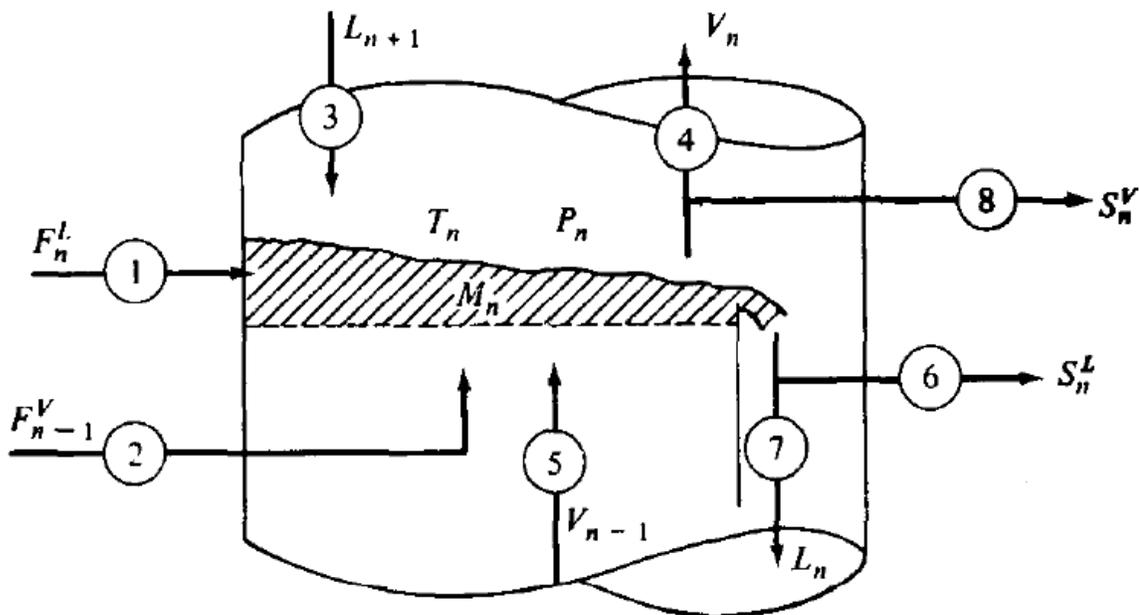


Figura 2.2 Plato n sobre una columna multicomponente (Luyben, 1990).

Tabla 2.1 Corrientes sobre un plato n de acuerdo con la Figura 2.2.

Número	Flujo	Composición	Temperatura
1	$F_n^L$	$x_{n,j}^F$	$T_n^F$
2	$F_{n-1}^V$	$y_{n-1,j}^F$	$T_{n-1}^F$
3	$L_{n+1}$	$x_{n+1,j}$	$T_{n+1}$
4	$V_n$	$y_{n,j}$	$T_n$
5	$V_{n-1}$	$y_{n-1,j}$	$T_{n-1}$
6	$S_n^L$	$x_{n,j}$	$T_n$
7	$L_n$	$x_{n,j}$	$T_n$
8	$S_n^V$	$y_{n,j}$	$T_n$

Además, acerca del método Euler para la integración de ecuaciones diferenciales ordinaria, se asume una ecuación del tipo de (2.5).

$$dx/dt = f_{(x,t)} \quad (2.5)$$

Para lo cual se tienen las condiciones iniciales que se muestran por el conjunto de (2.6)

$$x_{(0)} = x_0 \text{ en } t = 0 \quad (2.6)$$

Después, es posible estimar un nuevo valor de x en  $t=\Delta t$ , con pequeños pasos de  $\Delta t$ , estableciendo la ecuación (2.7)

$$x_1 = x_0 + f_{(x_0,0)}\Delta t \quad (2.7)$$

Por lo que para en general se encuentra que para pasos de valor  $n+1$  en el tiempo se da la ecuación (2.8) y (2.9). Con lo que se puede llegar a conocer la evaluación de la función en el tiempo.

$$x_{n+1} = x_n + f_{(x_n, t_n)} \Delta t \quad (2.8)$$

$$t_{n+1} = t_n + \Delta t \quad (2.9)$$

## 2.2 Función de transferencia

La función de transferencia combinada en el lazo,  $G(s)$ , es lo que se aproxima con los modelos de orden bajo con el fin de caracterizar la respuesta dinámica del proceso. Los dos modelos de uso más común para caracterizar el proceso son el modelo de primer orden más tiempo muerto (2.10) y el modelo de segundo orden (2.11) que se desarrolla como (2.12).

$$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{\tau s + 1} \quad (2.10)$$

$$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (2.11)$$

$$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} \quad (2.12)$$

Donde:

$k$  es la ganancia de estado estacionario del proceso

$t_0$  es el tiempo muerto efectivo del proceso

$\tau$ ,  $\tau_1$  y  $\tau_2$  son las constantes de tiempo efectivas del proceso, donde cada una es diferente.

$\xi$  es la razón de amortiguamiento efectivo del proceso

$s$  es la variable para la función de transferencia

El modelo de primer orden es el más utilizado por las fórmulas de sintonización del controlador. El modelo de primer orden caracteriza el proceso con tres parámetros: la ganancia, el tiempo muerto y la constante de tiempo. Para un proceso dado se pueden determinar estos parámetros con pruebas dinámicas en el proceso real o con una simulación de computadora. La prueba más sencilla de utilizar es la prueba escalón.

### **2.3 Prueba escalón de un proceso**

El procedimiento de la prueba escalón se realiza de la siguiente manera:

Con el controlador en lazo abierto, aplicar al proceso un cambio escalón en la señal de salida del controlador de la variable manipulada. La magnitud del cambio debe ser lo suficientemente grande para que el cambio consecuente en la señal del transmisor se pueda medir, pero no demasiado grande que la respuesta se distorsione por las no linealidades del proceso.

La respuesta de la señal de salida del transmisor se registra en una gráfica o en un dispositivo que permita generarla, se asegura que la resolución sea la adecuada tanto en la escala de amplitud como en la del tiempo. La grafica resultante de la variable controlada contra el tiempo debe abarcar el periodo de prueba completo, desde la introducción de la prueba escalón hasta que el sistema alcance un nuevo estado estacionario. Dependiendo de la rapidez del proceso, una prueba escalón puede tardar desde unos cuantos minutos hasta varias horas.

Es necesario que no entren perturbaciones al sistema mientras se realiza la prueba escalón. La grafica de la prueba es conocida como curva de reacción del proceso como se observa en la Figura 2.3. El siguiente paso es hacer corresponder la curva de reacción del proceso con un modelo de proceso simple para determinar los parámetros del modelo.

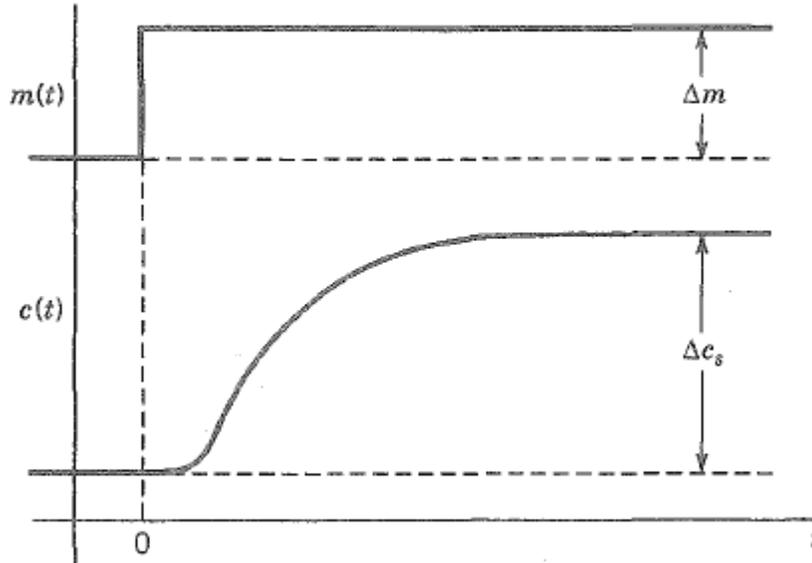


Figura 2.3 Proceso de cambio escalón (Smith y Corripio, 2014).

#### 2.4 Estimación de la ganancia del proceso

El término de  $\Delta c_s$  es el cambio en estacionario de  $c(t)$ . Mediante el gráfico se deduce la ecuación (2.13). En la Figura 2.4 se muestra la relación de la ganancia del proceso.

$$k = \frac{\Delta c_s}{\Delta m} \quad (2.13)$$

$\Delta c_s$  es la diferencia en el proceso de la respuesta entre los dos estados estacionarios

$\Delta m$  es la diferencia que existe entre un momento en el cambio escalón y otro

$k$  es la ganancia de estado estacionario del proceso

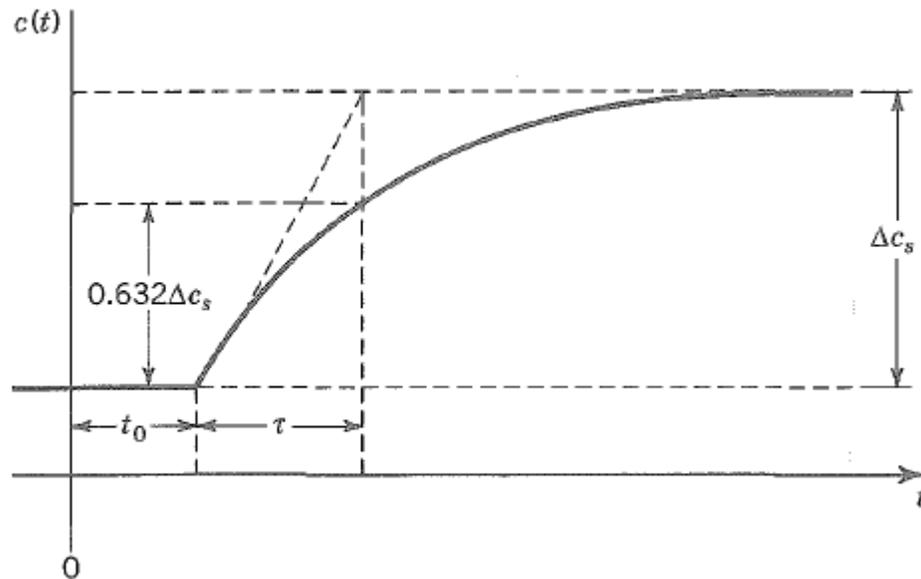


Figura 2.4 Relación de la ganancia (Smith y Corripio, 2014).

## 2.5 Estimación de la constante de tiempo y el tiempo muerto

Los valores de  $t_0$  y  $\tau$  se seleccionan de tal modo que la respuesta real y la del modelo coincidan en dos puntos de la región donde la tasa de cambio tiene valores altos. Los dos puntos recomendados son  $(t_0 + \tau/3)$  y  $(t_0 + \tau)$ . El segundo de estos puntos se localiza con la ecuación (2.14), mientras que el primero se localiza, por la ecuación (2.15)

$$C(t_0 + \tau) = 0.632\Delta c_s \quad (2.14)$$

$$C(t) = 0.283\Delta c_s \quad (2.15)$$

Estos puntos se identifican como  $t_2$  y  $t_1$ , respectivamente. Los valores de  $t_0$  y  $\tau$  se pueden obtener fácilmente con la solución del sistema de ecuaciones (2.16)

$$t_0 + \tau/3 = t_1, \quad t_0 + \tau = t_2 \quad (2.16)$$

Que se reduce a (2.17)

$$\tau = \frac{3}{2}(t_2 - t_1), \quad t_0 = t_2 - \tau \quad (2.17)$$

Donde

$t_1$  es el tiempo en el que  $C=0.283\Delta c_s$

$t_2$  es el tiempo en el que  $C=0.632\Delta c_s$

## 2.6 Sintonización mediante la regla Skogestad Internal model control (SIMC)

Debe de considerarse un sistema de primer orden (Grimholt y Skogestad, 2018). El método SIMC de sintonización para un controlador PI es (2.18).

$$K_C = \frac{1}{k} \frac{\tau}{\tau_c + \theta} \quad (2.18)$$

$$\tau_I = \min \{ \tau, 4(\tau_c + \theta) \} \quad (2.19)$$

Aquí la constante de tiempo para lazo cerrado  $\tau_c$  es un parámetro de sintonización ajustable el cual se usa para obtener el beneficio deseado entre el desempeño de la salida, la robustez y el uso de la entrada. Para control ajustado con una robustez aceptable se recomienda seleccionar  $\tau_c=t_0$ . Sin embargo, en muchos casos se desea control suave y se debe escoger un valor más grande para  $\tau_c$ .  $\tau$  es la constante de tiempo de la función de transferencia,  $\theta$  es el tiempo muerto,  $k$  es la constante de la ganancia del proceso y  $K_c$  es la ganancia del controlador.

## 2.7 Método local exacto

El procedimiento exacto local para el análisis de los conjuntos candidatos de variables controladas se menciona por Halvorsen y colaboradores (2003):

1. Definir el problema óptimo de operación (especificar la función de costo  $J$ ).
2. Resolver el problema de optimización nominal con respecto a los grados de libertad y encontrar las derivadas de segundo orden del costo,  $J_{uu}$  y  $J_{ud}$ .
3. Para cada conjunto candidato de  $c$  de variables controladas obtener el modelo lineal  $\Delta c = H\Delta y$ .
4. Definir la incertidumbre mediante la obtención de las matrices  $W_d$  y  $W_n$ .

5. Para cada conjunto candidato de  $c$  computar el valor singular de la matriz resultante.
6. El conjunto  $c$  con el valor singular más pequeño minimiza la pérdida  $L$ .

## 2.8 Función costo

El uso de la función costo es utilizada por Khanam *et al.*, (2014), para columnas de pared divisoria está dada por (2.20)

$$J = p_F F + p_V V - p_D D - p_S S - p_B B \quad (2.20)$$

Donde  $J$  es la función escalar costo (en este estudio las unidades son \$/h),  $F$ ,  $V$ ,  $D$ ,  $S$  y  $B$  (en este estudio las unidades son lbmol/h) corresponden a la alimentación, el vapor del recalentador, el destilado, el producto lateral y el producto de fondo.  $p_F$ ,  $p_V$ ,  $p_D$ ,  $p_S$  y  $p_B$  corresponden a los precios (\$/lbmol) de las respectivas corrientes de flujo. Posteriormente, para obtener la función costo que se utiliza en el estudio, se toman en cuenta las consideraciones siguientes dadas por (2.21), (2.22) y (2.23).

$$p_D = p_A^0 x_{D,A}; p_S = p_B^0 x_{S,B}; p_B = p_C^0 x_{B,C} \quad (2.21)$$

También se asume que el precio unitario de cada componente es el mismo como se observa en (2.22).

$$p_A^0 = p_B^0 = p_C^0 = 1 \quad (2.22)$$

Y por último de los balances de materia se asume (2.23).

$$-x_{S,B} = x_{S,A} + x_{S,C}; -x_{D,A} = x_{D,B}; -x_{B,C} = x_{B,B} \quad (2.23)$$

Entonces, con las consideraciones anteriores la ecuación (2.20) se reescribe como (2.24).

$$J = x_{D,B} D + (x_{S,A} + x_{S,C}) S + x_{B,B} B \quad (2.24)$$

La Ecuación (2.24) es la función costo que se utiliza para evaluar las pérdidas en el proceso para evaluar las estructuras de control resultantes. La aplicación de esta

ecuación indicará las pérdidas correspondientes de material en las corrientes de producto.

## 2.9 Indicaciones de la columna de pared divisoria

La columna con pared divisoria se compone de cuatro partes: la parte sobre la pared divisoria, la parte debajo de la pared divisoria, el prefraccionador (que es la parte antes de la pared divisoria) y la columna principal (la parte entre la corriente lateral y la pared divisoria). En la figura 2.5 se observan las partes de la columna.

El plato donde entra la alimentación a la columna se nombra como  $N_F$ , el plato en la parte inferior de la pared divisoria se le nombra  $N_{F1}$ , al plato que se encuentra en la parte superior de la columna divisoria se le llama  $N_{F2}$ , al plato de salida de la corriente lateral se le llama  $N_S$ . El plato que se encuentra en la parte superior de la columna se le nombra  $N_T$ , para este estudio el número de platos de la columna es 44, mientras que el prefraccionador cuenta con 24 platos. La numeración de los platos empieza desde la parte inferior de la columna.

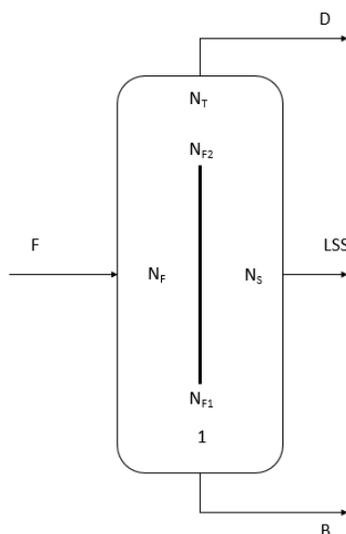


Figura 2.5 Configuración de la columna de pared divisoria.

## 2.10 Colocación de los lazos de control

En el estudio, se plantea un problema en el cual se colocan lazos de control en las diferentes partes de la columna de pared divisoria. Se comparan diferentes controladores en los que se manipulan el reflujo, la corriente lateral, el calor de recalentador y la fracción líquida. Entonces, existe un lazo de control por cada variable manipulada, es decir, cuatro lazos. Se analiza las posibles respuestas de cada controlador en los diferentes platos existentes para cada parte de la columna (entiéndase parte por la ubicación donde se encuentra cada variable manipulada). La respuesta óptima indica qué plato se selecciona para cerrar el lazo de control. La función costo evalúa cada uno de los platos seleccionados para cada parte de la columna de pared divisoria.

La primera parte de la columna es la correspondiente al reflujo por lo que se plantea un cambio escalón en este para analizar las temperaturas, se calculan los parámetros de la función de transferencia y del controlador a partir de este cambio, y posteriormente se coloca el controlador para diferentes platos ubicados cerca del reflujo para que el control sea más eficiente. Posteriormente, se evalúan las pérdidas con la función costo (en la parte del reflujo se estudia la parte de la ecuación correspondiente al destilado). Se repite el proceso para el recalentador, la corriente lateral y la fracción líquida.

El reflujo se manipula para controlar la temperatura de los platos ubicados en la sección IV, la corriente lateral se manipula para controlar la temperatura de los platos ubicados en la sección III, el calor del recalentador se manipula para controlar la temperatura de los platos ubicados en la sección II y, por último, la fracción líquida se manipula para controlar la temperatura de los platos ubicados en la sección I y III. Los controladores se utilizan para regular la temperatura de los platos, aunque lo que se desea controlar indirectamente es la composición de los productos (destilado, corriente lateral y fondos), es por esto que la función costo se evalúa en función de las impurezas clave en cada producto. Las secciones de la columna se identifican en la Figura 2.6.

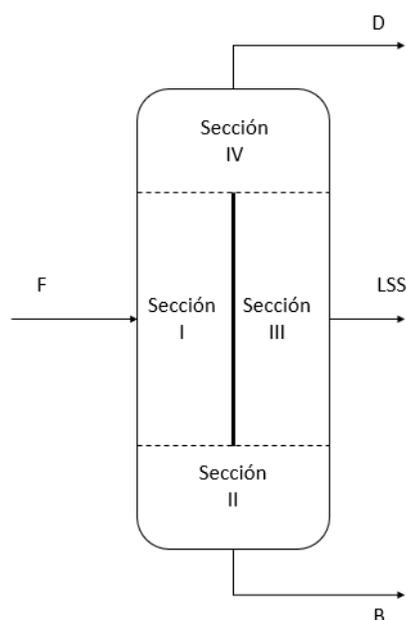


Figura 2.6 Secciones de la columna para este estudio.

La función de las variables manipuladas es mantener el control en las temperaturas controladas, mediante válvulas que regulan el valor de las variables mediante la tasa de reflujo, la tasa de calor del recalentador, la corriente lateral y la fracción líquida. El reflujo es parte del destilado que retorna a la columna para enriquecer el producto dentro de la columna, su función en la estructura de control es mantener una temperatura controlada dentro de la sección IV. La tasa de recalentador es una variable la cual implica el calor que se suministra a la columna que influye a lo largo de toda la estructura, en este estudio mantiene la temperatura controlada dentro de la sección II, la parte donde más influye el calor transmitido por el recalentador. La corriente lateral es el producto donde se concentra el componente de peso medio proveniente de la alimentación, que al manipularse mantiene la temperatura de un plato dentro de la columna principal, específicamente la sección III. Por último, la fracción líquida es la parte en estado líquido del flujo dentro de la columna que entra al prefraccionador, la cual se mantiene mediante el manejo de válvulas dentro de la columna, la función de esta variable es mantener la temperatura controlada de un plato en la sección I o III.

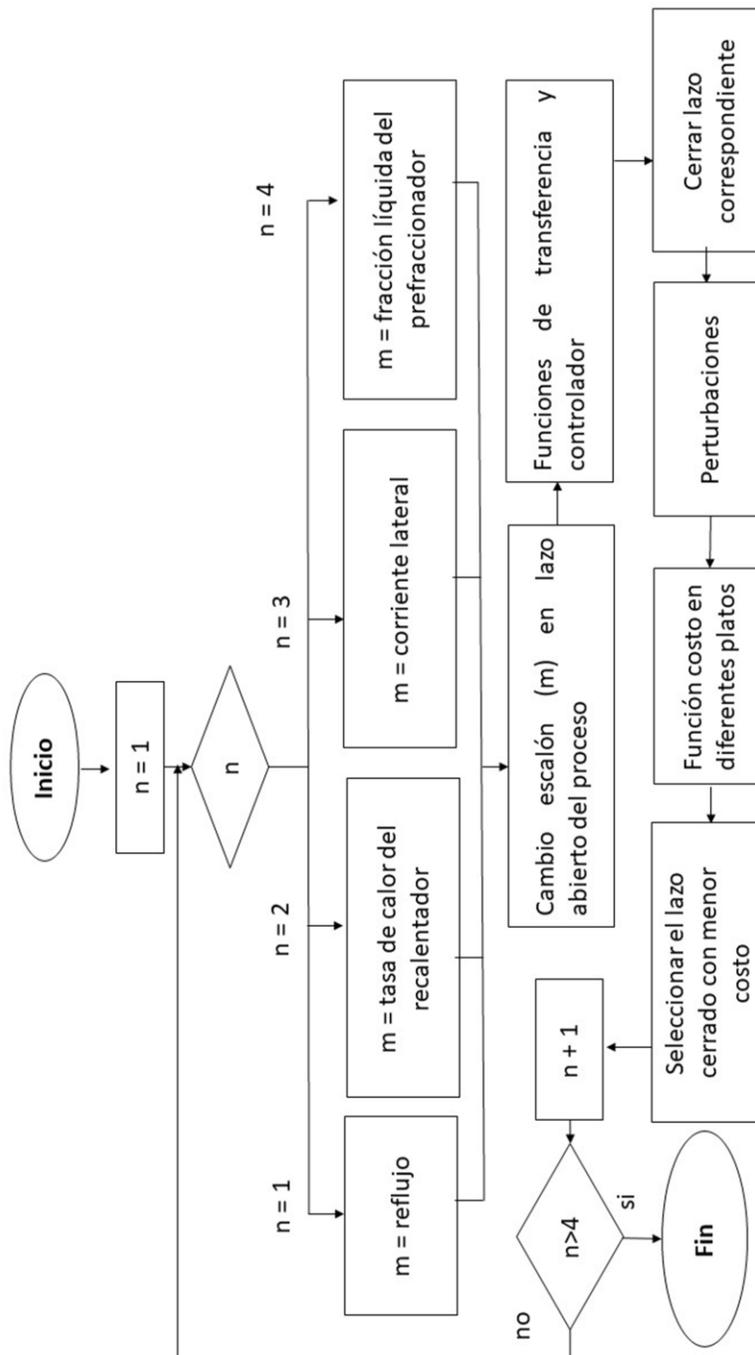


Figura 2.7 Diagrama de flujo para la elaboración de la estructura de control.

En la Figura 2.7 se muestra el diagrama de flujo de los pasos que se llevarán a cabo para elaborar la estructura de control, la variable  $n$  se refiere a la variable manipulada que se estudiará, donde primero se llevará a cabo el estudio del reflujo, para posteriormente estudiar las demás variables manipuladas. Se estudia el proceso con un cambio escalón para encontrar las funciones de transferencia y los parámetros del controlador PI. Existirán diferentes lazos de control para diferentes temperaturas controladas, los cuales se cierran evaluar la respuesta de estos a las perturbaciones que se propondrán en el estudio. Posteriormente, se evaluarán con la función costo (ecuación 2.24) los diferentes lazos de control para seleccionar el de menor valor para establecer se dentro de la estructura de control. Con el lazo cerrado de la(s) variable(s) anteriores se estudia la respuesta escalón de la variable que corresponda y se repite el proceso para la selección de un lazo de control que corresponda al valor menor de la función costo. Después de estudiar los cambios y lazos de cada una de las variables manipuladas termina el proceso para la elaboración de una estructura de control para tener altas purezas en los productos.

**CAPÍTULO 3**  
**RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

## **CAPÍTULO 3 RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### **3.1 Definición del sistema de control**

El problema de diseño del sistema de control para la columna de pared divisoria consiste en seleccionar una etapa (o un plato) en cada sección de la columna para mantener su temperatura en puntos de ajuste constantes que minimicen las impurezas de las corrientes de producto de destilado, corriente lateral y de los fondos y que, además, mantengan un comportamiento estable del proceso aún en presencia de perturbaciones en la composición de alimentación, utilizando como variables manipuladas la tasa de reflujo, la tasa de calor del recalentador, la tasa de flujo de la corriente lateral y la fracción de retorno de líquido al prefraccionador.

En este capítulo se exponen los resultados del diseño y evaluación de los controladores que se llevaron a cabo para este estudio. Se desarrollaron dos etapas para el proceso una etapa sin controladores, en el cual se evaluaron los cambios en escalón para las variables manipuladas, y otra etapa donde se diseñaron e implementaron los controladores, en la que se evaluó el proceso y el desempeño de los controladores bajo la acción de las perturbaciones que se introdujeron al programa.

### **3.2 Comparación de los métodos existentes para establecer una estructura de control auto-optimizante**

Para seleccionar una estructura de control auto-optimizante primero se debe seleccionar un método para seleccionar las variables controladas. Existen tres tipos de métodos para establecer una estructura de control auto-optimizante que son de fuerza bruta, los locales y de manejo de restricciones. En los métodos de fuerza bruta se utilizan diferentes grupos de variables controladas, las cuales se evalúan para obtener el valor de la pérdida. Por otro lado, los métodos locales descartan cierta cantidad de elementos para seleccionar una variable controlada, en este tipo de métodos las variables controladas se encuentran cerca del punto de operación nominal. Por último, existen los métodos de manejo de restricciones en los que se

toman en cuenta los cambios de restricciones que se plantean cuando existe alguna perturbación en el proceso.

En este trabajo, se aplica el método local exacto que es un método local, este método se eligió debido a que evalúa con mayor precisión las variables manipuladas que en otros métodos y que se hace una aproximación alrededor del óptimo (es por esto que es un método local). En la Tabla 3.1 se presenta una comparación de características entre los métodos para la selección de variables controladas.

Tabla 3.1 Ventajas y desventajas de los métodos para selección de variables controladas (Jäschke *et al.*, 2017).

Tipo de método	Ventajas	Desventajas	Autores
De fuerza bruta	Analiza todas las posibles variables controladas	Necesita todos los posibles valores para las perturbaciones y el ruido	Govatsmark, 2003 Larsson <i>et al.</i> , 2001 Skogestad, 2000
Locales	Descartan las variables controladas que no se desenvuelven eficientemente	Los valores del ruido y de las perturbaciones son difíciles de estimar	Kariwala <i>et al.</i> , 2008 Alstad y Skogestad, 2007 Halvorsen <i>et al.</i> , 2003
Manejo de restricciones	Toma en cuenta el cambio en las restricciones por las perturbaciones	Existe poco desarrollo de métodos, sólo existen aproximaciones.	Manum y Skogestad, 2012 Cao, 2004 Hu <i>et al.</i> , 2012

### 3.3 Controladores en la sección del reflujo (Sección IV)

En esta sección se presentan los resultados relacionados con la obtención de las funciones de transferencia para la temperatura de los platos de la sección IV de la columna, esta sección comprende los platos que se ubican por encima de la pared divisoria hasta llegar al domo de la columna. Para obtener las funciones de transferencia se considera como variable de entrada la tasa de reflujo y como variables de salida la temperatura de cada plato (platos 38 al 44).

También se presentan los resultados del diseño de los controladores con base en las funciones de transferencia, el desempeño de los controladores es evaluado en base a la función costo definida de acuerdo con la ecuación (2.24) y se presenta la comparación de la respuesta de los controladores obtenidos frente a perturbaciones en la composición de alimentación.

El primer cambio escalón que se realizó fue en el reflujo, con un valor de un 1% positivo, para lo que las temperaturas de los platos respondieron a este cambio con lo que fue posible calcular los parámetros para cada controlador en la sección del destilado.

Se realizaron los cálculos correspondientes para obtener los resultados para los parámetros de la función de transferencia. Los cuales se presentan en la Tabla 3.2. En la que  $T_i$  es la temperatura inicial en estado estacionario en el proceso cuando sucede el cambio escalón,  $T_f$  es la temperatura final estimada al final del cambio escalón (cuando alcanza un nuevo estado estacionario),  $\Delta m$  es la diferencia entre los valores de la variable manipulada cuando sucede el cambio escalón,  $\Delta c_s$  es el cambio total en la variable que se va a controlar, es decir, es la diferencia entre el valor final después del cambio escalón y el valor inicial antes del cambio escalón,  $C_1$  es el valor al cual llega la respuesta de la variable controlada equivalente a un cambio de 28.3% del cambio total  $\Delta c_s$ , el tiempo al cual esto ocurre se le denomina tiempo  $t_1$ , mientras que  $C_2$  es el valor al cual llega la respuesta de la variable controlada correspondiente a un cambio de 63.2% del cambio total  $\Delta c_s$  y el tiempo al cual esto ocurre se le denomina tiempo  $t_2$ , por último,  $G(s)$  es la función de transferencia que describe la respuesta de la temperatura de cada plato (a lazo abierto). Los cálculos que se realizan para obtener cada uno de estos valores fueron explicados en el capítulo de materiales y métodos, en las ecuaciones (2.10), (2.13) a (2.17).

Tabla 3.2 Resultado de los cálculos para encontrar la función de transferencia de la temperatura en la sección IV.

Resultados	Plato 38	Plato 39	Plato 40	Plato 41	Plato 42	Plato 43	Plato 44
$T_i$ [°F]	154.32056	148.1041	141.34103	135.2321	130.5641	127.3427	125.14798
$T_r$ [°F]	140.9767	135.5258	131.54602	128.8291	126.9418	125.5218	124.34442
$\Delta m$ [lbmol/h]	57.416	57.416	57.416	57.416	57.416	57.416	57.416
$\Delta C_s$ [°F]	-13.34386	-12.5783	-9.79501	-6.40295	-3.6223	-1.82087	-0.80356
$C_1$ [°F]	150.5442	144.5444	138.56904	133.4200	129.5390	126.8274	124.92057
$t_1$ [h]	7.89332	6.3136	5.13879	4.3989	2.9940	3.80901	3.73902
$C_2$ [°F]	145.8872	140.1546	135.15058	131.1854	128.2748	126.19191	124.64013
$t_2$ [h]	25.73557	21.26462	17.94891	15.6434	14.3381	13.65299	13.2179
$t_0$ [h]	0	0	0	0	0	0	0
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{Ts+1}$	$\frac{-0.2324}{26.763s+1}$	$\frac{-0.2190}{22.4265s+1}$	$\frac{-0.1706}{19.2152s+1}$	$\frac{-0.1115}{16.8667s+1}$	$\frac{-0.063}{17.0162s+1}$	$\frac{-0.03171}{14.766s+1}$	$\frac{-0.014}{14.218s+1}$

Los valores correspondientes a los parámetros de los controladores se muestran en la Tabla 3.3 y se calcularon a partir de las ecuaciones (2.18) y (2.19) de la sección de materiales y métodos. Los parámetros de los controladores son  $K_c$  que es la ganancia del controlador y  $\tau_I$  que es la constante de tiempo para la parte integral del controlador. Los valores encontrados para  $K_c$  y  $\tau_I$  fueron utilizados para el control de las temperaturas mediante la manipulación del reflujo con la ecuación (1.19) que se refiere a un controlador PI.

Tabla 3.3 Parámetros de controladores en la sección del destilado.

Parámetros	Plato 44	Plato 43	Plato 42	Plato 41	Plato 40	Plato 39	Plato 38
$K_c$ [lbmol/°Fh]	-153.67	-34.1026	-18.8113	-11.077	-6.2753	-4.814	-4.4746
$\tau_I$ [h]	14.218	14.76597	17.01624	16.8667	19.215	22.4265	26.7633
$T_{ref}$ [°F]	154.320	148.1041	141.341	135.232	130.56	127.342	125.148

En la Figura 3.1 se comparan las respuestas de los controladores estudiados en esta sección bajo la secuencia de perturbaciones en la composición de alimentación presentada en la Tabla 3.4. El desempeño de los controladores mejora a medida que los platos están más cerca de la salida del destilado como se observa, por ejemplo, en el plato 44, que en comparación con los demás controladores este no presenta desviaciones notables, teniendo en cuenta que el mejor controlador es aquel que, al presentarse una perturbación, tarda menos en regresar a su valor inicial o no presenta una desviación significativa. Para propósitos de costo de la operación, el plato 44 también es aquel que presenta el mejor desempeño como se observa en la Figura 3.2. La respuesta de este plato se compara con la del plato 41, el cual presenta el menor costo de operación después del plato 44. Esta comparación se realizó para cerrar el lazo de control de temperatura en el plato seleccionado antes de realizar el cambio escalón en la siguiente sección con el controlador adecuado, ya que en caso de que se presentase inestabilidad en el proceso exista una alternativa de control para la estructura que se realizó.

El proceso tiene las perturbaciones que se observan en la Tabla 3.4.

Tabla 3.4 Valores de las perturbaciones.

Tiempo (h)	Perturbaciones
20	$X_F(2) = 0.35$ $X_F(3) = 0.35$
60	$X_F(2) = 0.30$ $X_F(3) = 0.40$
100	$X_F(1) = 0.35$ $X_F(3) = 0.35$

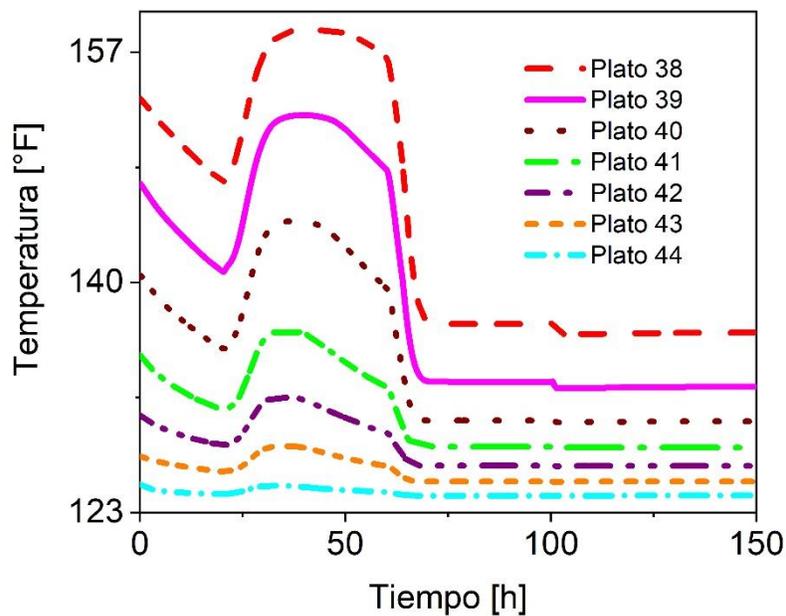


Figura 3.1 Comparación de las respuestas de los controladores manipulando el reflujo.

En la Figura 3.2 se muestran las respuestas que se obtuvieron para la función costo utilizando los controladores correspondientes a cada plato de la sección IV. La selección del controlador para la estructura está basada al desempeño de cada uno considerando la función costo del proceso. Analizando las respuestas de la función costo para cada uno de los controladores, como ya se ha mencionado, se seleccionó

el plato 44 debido a que resultó con el menor valor de la función costo bajo la secuencia de perturbaciones de la Tabla 3.4 por lo que se analizó el uso de este controlador para esta sección de la estructura realizada, el uso de este controlador para pasos posteriores en el estudio presentó, sin embargo, una respuesta muy oscilatoria o incluso inestabilidad en el proceso al establecer un cambio escalón para el siguiente controlador en la estructura. Debido a lo anterior, se utilizó como alternativa el controlador del plato 41 que como se observa en la Figura 3.1 no presenta la mejor respuesta de control de temperatura, a pesar de esto, para fines de costo resulta en un buen equilibrio entre desempeño y robustez pues mantiene la temperatura del plato 41 en el valor deseado, no induce oscilaciones excesivas en la interacción con los siguientes lazos de control y mantiene la función costo en valores intermedios en comparación con el control en otros platos evaluados como se observa en la Figura 3.1.

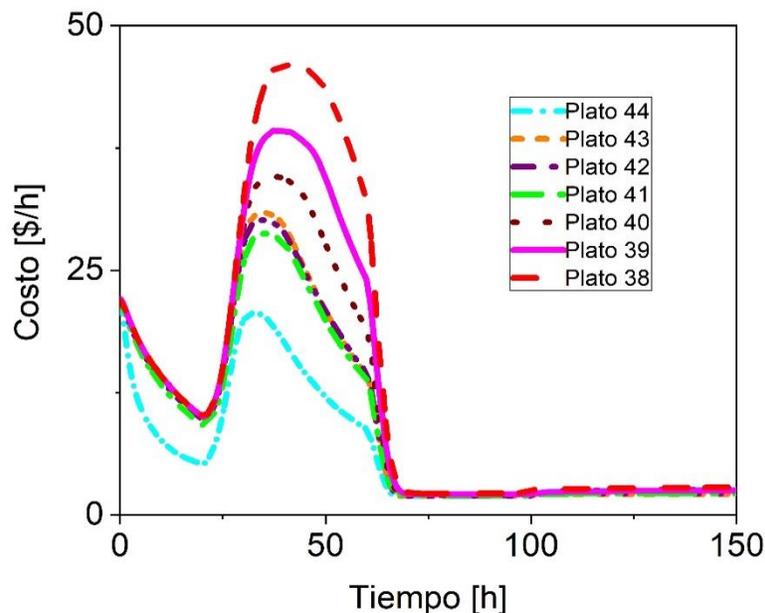


Figura 3.2 Respuesta de la función costo para los controladores.

Las diferencias en la respuesta de la composición del destilado cuando se emplean los controladores del plato 44 y el plato 41 se muestran en la Figura 3.3 y en la Figura 3.4, respectivamente. Se hace hincapié en la composición debido a que esta influye

directamente en el costo del proceso. La composición del benceno en el destilado, como se observa en ambas Figuras, no difiere mucho. Existen más diferencias entre los comportamientos del tolueno en la corriente lateral y del xileno en la corriente de fondo. Las perturbaciones en el proceso afectan al comportamiento de las composiciones de tal manera que existe una diferencia en su comportamiento y, así mismo, de los valores que alcanzan durante el proceso. Las diferencias más notables son las que se producen en la tercera perturbación, de acuerdo con las Figuras, aunque estos no se reflejan notablemente en la respuesta de la función costo. Retomando la Figura 3.2, los cambios más notables son en la primera perturbación, que son poco perceptibles en las Figuras 3.3 y 3.4 correspondientes a las composiciones, esto es debido a que al evaluar la función costo solo se empleó el primer término correspondiente a la impureza del destilado multiplicado por el flujo de destilado ( $x_{D,B}D$ ), esto se hizo para poder apreciar la diferencia en las estructuras evaluadas.

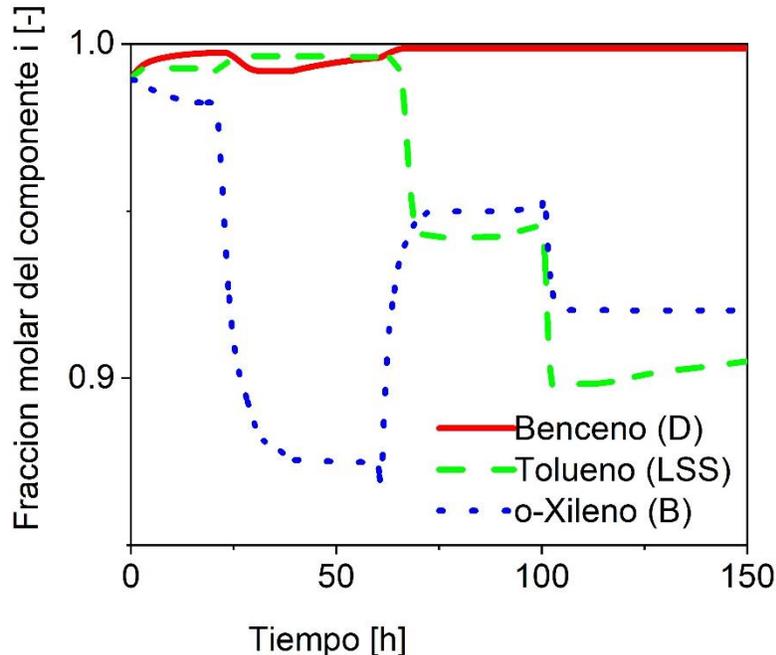


Figura 3.3 Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control correspondientes al controlador en el plato 44.

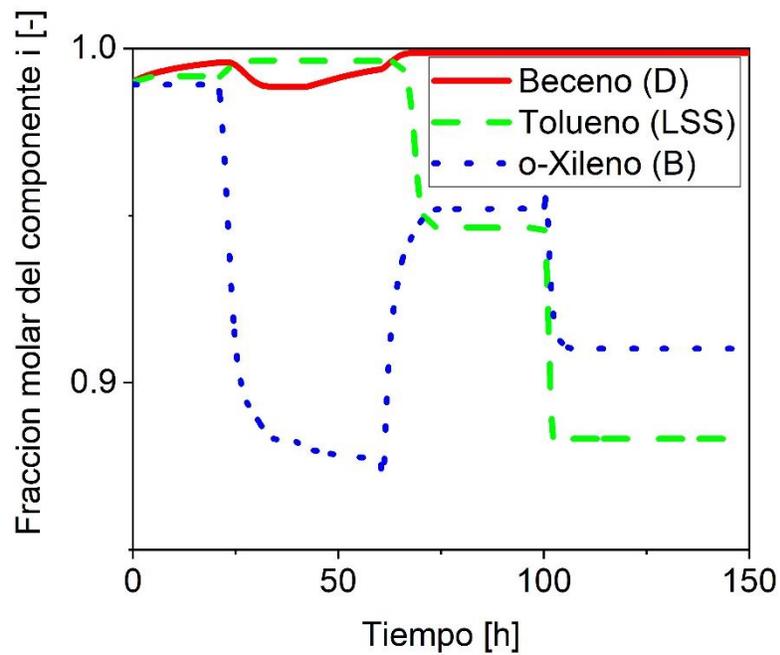


Figura 3.4 Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control correspondientes al controlador en el plato 41.

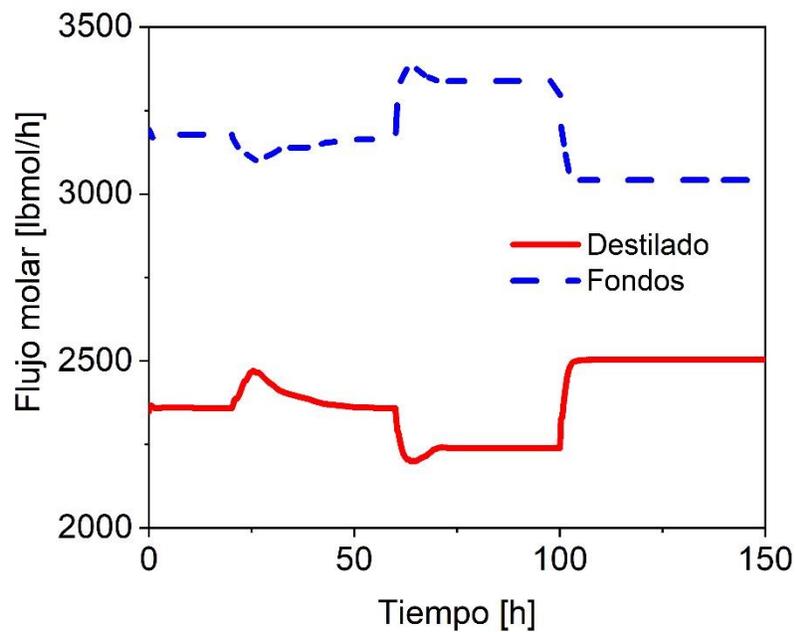


Figura 3.5 Flujos molares de las corrientes de salida utilizando el controlador del plato 41.

Se utilizó el controlador del plato 41 para continuar la investigación. Se estudiaron también los flujos en las corrientes de salida que se muestran en la Figura 3.5. Es importante mencionar que el flujo de la corriente del producto lateral fue constante, es decir, no hubo cambios en el comportamiento de esta por lo cual no está incluido en la Figura 3.5. En las corrientes de producto de destilado y de fondos se observa cómo influyen las perturbaciones en el comportamiento de los flujos y que las dos corrientes cumplen con el balance de masa en el proceso.

En esta sección (del destilado) se estudia, por último, la corriente de reflujo para el controlador elegido, ya que este es un grado de libertad que se está manipulando. El comportamiento de este se observa en la Figura 3.6. Es destacable la forma en que influye la primera perturbación en el comportamiento del reflujo y que la última perturbación no influye tanto en la corriente.

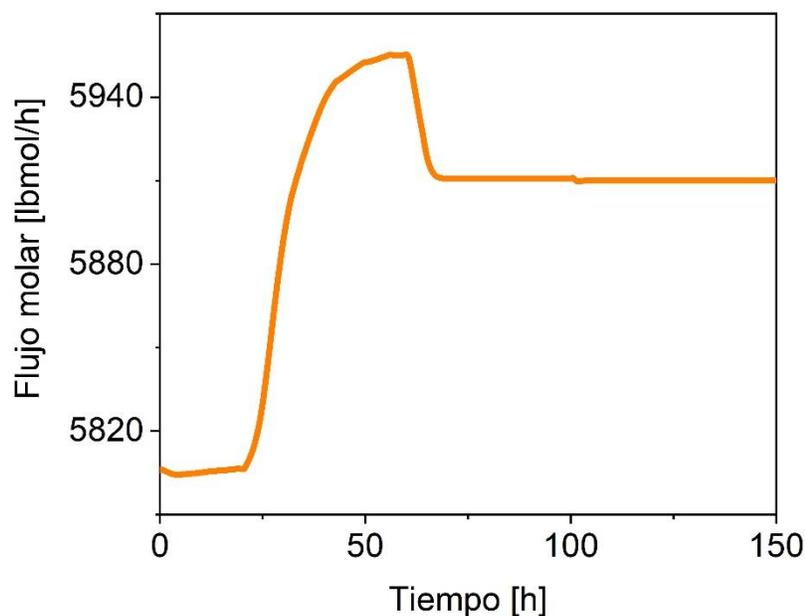


Figura 3.6 Flujo molar de la corriente de reflujo para el plato 41.

### 3.4 Controladores en la sección del recalentador (Sección II)

El segundo cambio escalón que se realizó fue en el calor del recalentador, con un valor de un 1% positivo, para lo que las temperaturas de los platos respondieron a este cambio con lo que fue posible calcular los parámetros para cada controlador en la sección de los fondos. Al realizar este cambio escalón se mantuvo a lazo cerrado el controlador diseñado para la manipulación del reflujo de la sección anterior (sección IV de la columna), correspondiente al control de la temperatura del plato 41, lo cual significa que al realizar el cambio escalón en el calor del rehervidor, la temperatura del plato 41 permaneció en el valor fijado.

Se realizaron los cálculos correspondientes para obtener los resultados para los parámetros de la función de transferencia. Los cuales se muestran en la Tabla 3.5. Los parámetros son los mismos que se manejaron en la Tabla 3.2.

Tabla 3.5 Resultado de los cálculos para encontrar la función de transferencia en la sección de los fondos.

Resultados	Plato 1	Plato 2	Plato 3	Plato 4	Plato 5	Plato 6	Plato 7
$T_i$ [°F]	263.13	260.81	257.37	252.485	246.163	239.104	232.470
$T_f$ [°F]	263.78	262.008	259.40	255.573	250.243	243.695	236.545
$\Delta m$ [Btu/h]	1.3145	1.3145	1.3145	1.3145	1.3145	1.3145	1.3145
$\Delta C_s$ [°F]	0.648	1.197	2.027	3.087	4.079	4.501	4.075
$C_1$ [°F]	263.318	261.15	257.95	253.36	247.32	240.378	233.623
$t_1$ [h]	0.489	0.434	0.509	0.534	0.569	0.609	0.6495
$C_2$ [°F]	263.54	261.15	258.65	254.43	248.74	241.949	235.046
$t_2$ [h]	1.679	1.694	1.724	1.78	1.854	1.949	2.039
$t_0$ [h]	0	0	0	0	0	0	0
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{Ts+1}$	$\frac{0.493}{1.78s+1}$	$\frac{0.91}{1.89s+1}$	$\frac{1.542}{1.82s+1}$	$\frac{2.349}{1.868s+1}$	$\frac{3.103}{1.93s+1}$	$\frac{3.42}{2.01s+1}$	$\frac{1.486}{2.08s+1}$

Los valores correspondientes a los parámetros de los controladores se muestran en la Tabla 3.6. Estos parámetros fueron utilizados al colocar los valores en la simulación. Los parámetros calculados fueron los mismos para la Tabla 3.4.

Tabla 3.6 Parámetros de controladores en la sección de los fondos.

Parámetro	Plato 1	Plato 2	Plato 3	Plato 4	Plato 5	Plato 6	Plato 7
$K_c$ [Btu/°Fh]	2.1535	1.22507	0.68520	0.44682	0.33493	0.3011	0.688
$\tau_i$ [h]	1.7854	1.8904	1.82289	1.867905	1.927905	2.01042	2.0854
$T_{ref}$ [°F]	263.134	260.811	257.375	252.486	246.1632	239.1041	232.4704

En la Figura 3.7 se observan los comportamientos obtenidos para las respuestas de cada uno de los controladores. En cada una de las respuestas se observa como influyó la perturbación en el comportamiento de cada temperatura, el controlador óptimo basándose en la respuesta de la temperatura resulta ser el correspondiente al del plato 1, esto se debe a que existen menores diferencias en el setpoint o punto de ajuste seleccionado. Mientras que los controladores, donde se presentaron mayores diferencias cuando ocurrieron las perturbaciones, son los controladores de temperatura del plato 5 y 6

Los controladores para la estructura se seleccionaron en base al costo generado por la función explicada anteriormente. En la Figura 3.8 se observa el comportamiento de las respuestas de la función costo para cada controlador (sólo la parte de la función que corresponde a los fondos). El comportamiento que cambió menos con la segunda perturbación, como se observa en la Figura 3.8, fue el controlador del plato 7; así también, este controlador fue el controlador que presentó menor costo a lo largo del proceso de separación. En cuanto al comportamiento de la temperatura con el controlador del plato 7 no hubo tantas diferencias entre los cambios producidos por las perturbaciones y la temperatura de referencia, como los que presentaron otros controladores.

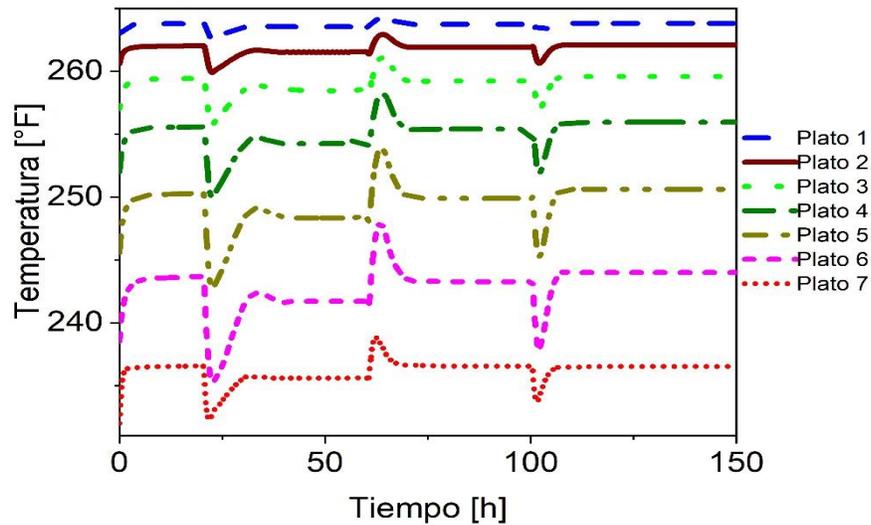


Figura 3.7 Comparación de las respuestas de los controladores manipulando el calor del recalentador.

También, se analizaron los cambios que se produjeron en la composición al cerrar el segundo lazo de control en la estructura. Los cambios que se produjeron a lo largo del proceso en las fracciones molares de los productos se muestran en la Figura 3.9. Como se puede apreciar, hubo cambios importantes en el comportamiento de las composiciones teniendo dos controladores funcionando.

En primer lugar, se observaron cambios en el comportamiento de las composiciones de cada componente de relevancia de las corrientes de salida o productos. Hubo una mejora significativa en los comportamientos del tolueno en la corriente lateral y del xileno en la corriente de fondos ya que existe una alta pureza del componente en la producción final y a lo largo del proceso. Sin embargo, al no ser el único controlador en la estructura que se presenta, existe un decaimiento en el proceso, cuando ocurre la primera perturbación, en el que la pureza del benceno en la corriente de destilado disminuye de manera significativa, hasta alcanzar valores menores de 0.9, lo cual no es benéfico para el proceso. Este decaimiento se corrige al alcanzar la segunda perturbación, llegando nuevamente a valores altos en la composición del benceno.

Por otro lado, se estudiaron los comportamientos de los flujos molares (Figura 3.10) con dos controladores de temperatura, uno en la sección del destilado (plato 41) y otro en la sección de los fondos (plato 7). Al contar con estos dos controladores en la estructura, los valores de los flujos alcanzaron más rápido el estado estacionario que al contar sólo con un controlador (de temperatura en la sección de destilado); es decir, cuando ocurrieron las perturbaciones en el proceso, las corrientes de flujo alcanzan un estado estable hasta que ocurrió otra perturbación. El flujo de la corriente lateral permaneció sin ningún cambio.

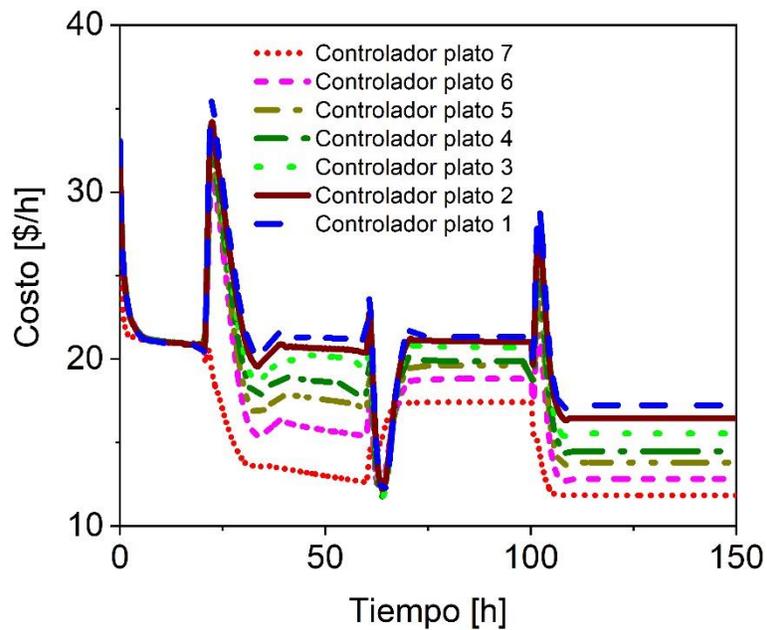


Figura 3.8 Respuesta de la función costo para los controladores de la sección de recalentador.

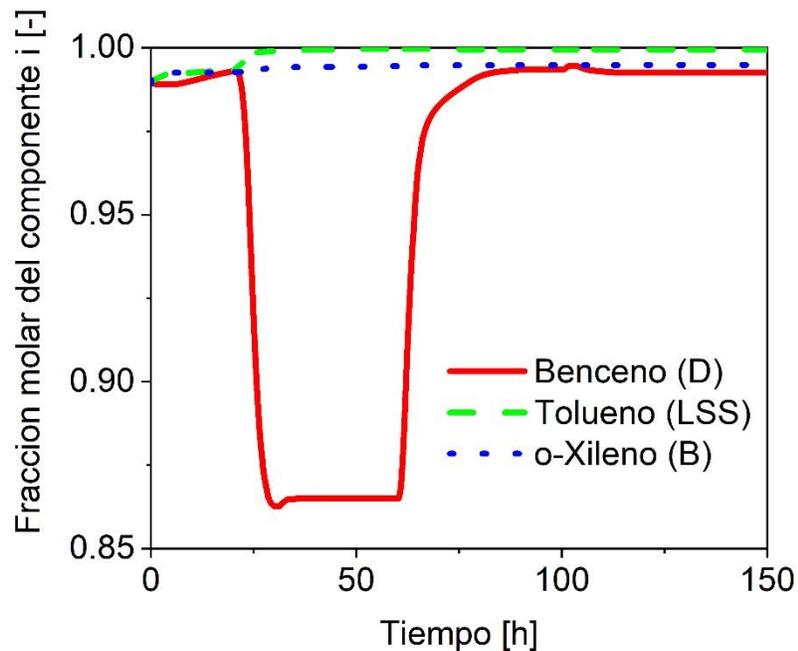


Figura 3.9 Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida de la estructura de control resultante.

El comportamiento del reflujo (Figura 3.11a), que es una de las variables manipuladas, sufrió cambios notables al añadir otro controlador en la estructura. Al principio, en la primera perturbación se observa un comportamiento similar al aumentar la corriente del reflujo, posteriormente, al ocurrir la segunda perturbación el reflujo se mantiene más cerca de un punto, como si fuera una referencia, es decir, asemeja más un estado estable, sin embargo, cambia al ejercer las perturbaciones, como habría de esperarse. La otra variable manipulada, que se utilizó en esta sección para la estructura, fue la tasa de calor al recalentador

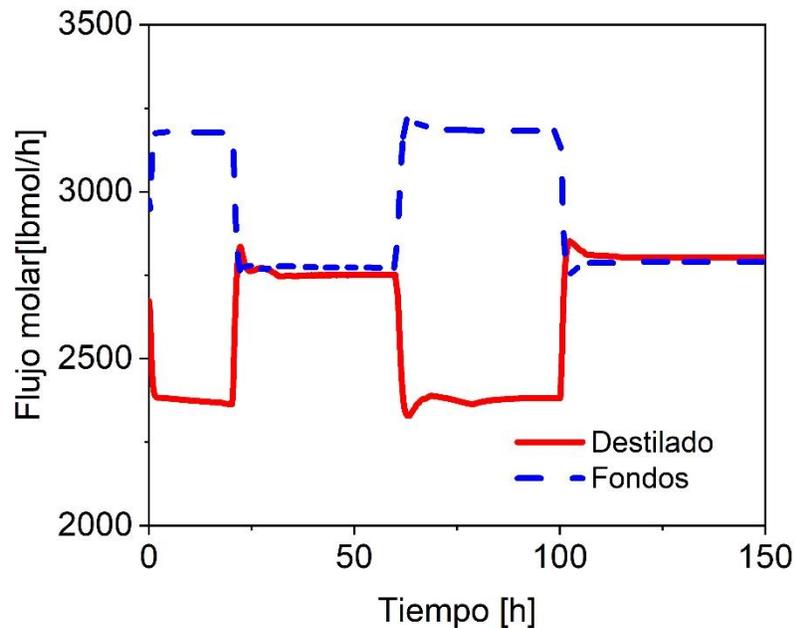
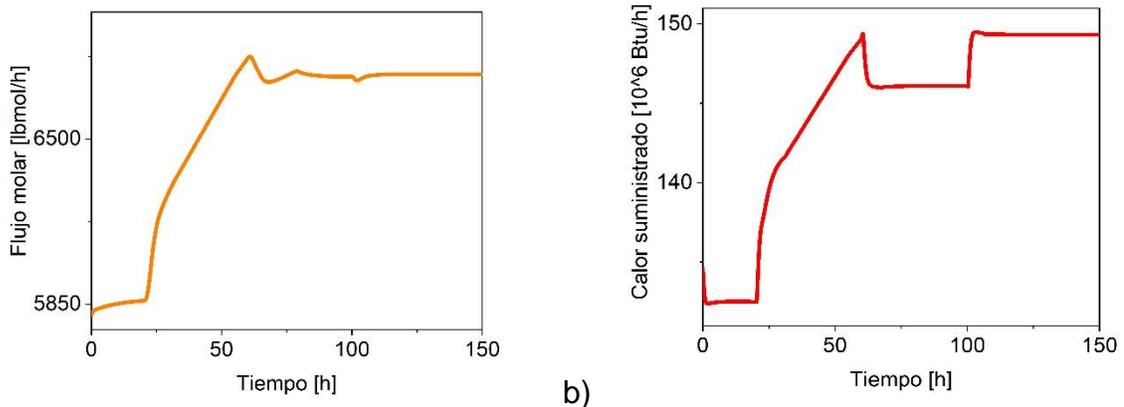


Figura 3.10 Flujos molares de las corrientes de salida con controladores en las secciones de destilado y fondos.

El comportamiento mostrado por el flujo de calor se observa en la Figura 3.11b. Primero, antes de que ocurriera alguna perturbación en el proceso, el flujo de calor está en un estado estacionario, posteriormente, cuando ocurrió la primera perturbación, cambia el flujo de calor, elevándose el valor de éste. Después, ocurrió la segunda perturbación baja el valor de la tasa de calor hasta llegar a un estado estacionario. Por último, el proceso se vio afectado por la tercera perturbación, volviéndose a elevar el valor de tasa de calor, hasta llegar a otro estado estacionario. Esta fue la forma en que se comportó la tasa de calor para controlar la temperatura del plato 7, esto es importante debido al efecto de la temperatura que tiene al afectar las composiciones del producto.



a) b)  
 Figura 3.11 Variables manipuladas para la configuración de control de temperatura en los platos 7 y 41: a) Flujo molar de la corriente de reflujo y b) tasa de calor suministrado del recalentador.

### 3.5 Controladores en la sección de la corriente lateral (Sección III)

El tercer cambio escalón que se realizó fue de la tasa de flujo de corriente lateral, con un valor de un 1% positivo. Este cambio escalón se realizó manteniendo a lazo cerrado los controladores de temperatura de los platos 7 y 41 manipulando el flujo de calor en el recalentador y la tasa de reflujo, respectivamente.

Con base en la respuesta de la temperatura de los platos al cambio escalón se realizaron los cálculos correspondientes para obtener los resultados para los parámetros de las funciones de transferencia, tanto para la temperatura de los platos en la parte debajo de la corriente lateral como para los platos por encima de ésta. Los parámetros obtenidos se muestran en las Tablas 3.7 y 3.8. Los parámetros son los mismos que se manejaron en la Tabla 3.2.

Tabla 3.7 Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.

Resultados	Plato 21	Plato 22	Plato 23	Plato 24	Plato 25
$T_i$ [°F]	198.7413	196.64352	194.8726	193.3859	192.1183
$T_f$ [°F]	199.4453	197.18213	195.2456	193.6150	193.2309
$\Delta m$ [lbmol/h]	23.4898	23.4898	23.4898	23.4898	23.4898
$\Delta c_s$ [°F]	0.70402	0.5386	0.3730	0.2291	0.1126
$C_1$ [°F]	198.9405	196.7959	194.9781	193.4507	192.1502
$t_1$ [h]	1.0796	1.0796	1.0696	1.0596	1.0296
$C_2$ [°F]	199.1862	196.9839	195.1083	193.5307	192.1895
$t_2$ [h]	3.1634	3.1934	3.1984	3.1934	3.0735
$t_0$ [h]	0.038	0.023	0	0	0.0076
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{TS+1}$	$\frac{0.03e^{-0.038s}}{3.1258s+1}$	$\frac{0.023e^{-0.023s}}{3.1708s+1}$	$\frac{0.016}{3.1988s+1}$	$\frac{0.0097}{3.208s+1}$	$\frac{0.005e^{-0.0076s}}{3.0658s+1}$

Tabla 3.8 Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.

Resultados	Plato 27	Plato 28	Plato 29	Plato 30	Plato 31
$T_i$ [°F]	190.0667	189.14391	188.1004	186.7742	184.8696
$T_f$ [°F]	190.0102	188.99175	187.7625	186.0601	183.4255
$\Delta m$ [lbmol/h]	23.4898	23.4898	23.4898	23.4898	23.4898
$\Delta c_s$ [°F]	-0.05658	-0.15216	-0.3378	-0.7141	-1.4441
$C_1$ [°F]	190.0507	189.1008	188.0047	186.5721	184.4609
$t_1$ [h]	6.2367	4.8425	4.7526	4.7226	4.6776
$C_2$ [°F]	190.0310	189.0477	187.8868	186.3229	183.9569
$t_2$ [h]	12.2534	11.5488	11.4439	11.4139	11.3439
$t_0$ [h]	3.23	1.49	1.407	1.377	1.34
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{TS+1}$	$\frac{-0.002e^{-3.23s}}{9.025s+1}$	$\frac{-0.006e^{-1.49s}}{10.0595s+1}$	$\frac{-0.014e^{-1.407s}}{10.037s+1}$	$\frac{-0.03e^{-1.377s}}{10.037s+1}$	$\frac{-0.061e^{-1.34s}}{9.9994s+1}$

Los valores correspondientes a los parámetros de los controladores se muestran en la Tabla 3.9 y la Tabla 3.10. Estos parámetros fueron utilizados al realizar las simulaciones en lazo cerrado en presencia de perturbaciones en la composición de alimentación. Los parámetros calculados fueron los mismos para la Tabla 3.4.

Tabla 3.9 Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos debajo de la corriente lateral.

Parámetro	Plato 21	Plato 22	Plato 23	Plato 24	Plato 25
$K_c$ [lbmol/°Fh]	1385.03	3051.2542	62.9824	102.5129	40794.1903
$\tau_I$ [h]	0.3012	0.1813	3.1988	3.2082	0.06136
$T_{ref}$ [°F]	190.0667	189.14391	188.1004	186.7742	184.8696

En la Figura 3.12 se observa el comportamiento que tuvo la temperatura de cada plato con su respectivo controlador. Se observó que cada controlador, que se colocó en la parte superior de la corriente lateral (platos 27 a 31), tuvo oscilaciones notables desde la segunda perturbación. Este efecto tuvo consecuencias en el comportamiento de las demás variables dentro del proceso. Por otro lado, el comportamiento de la temperatura de cada controlador, colocado en la parte inferior de la corriente lateral (platos 21 a 25), tuvo un comportamiento más estable frente a las perturbaciones aplicadas.

Tabla 3.10 Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos sobre la corriente lateral.

Parámetro	Plato 27	Plato 28	Plato 29	Plato 30	Plato 31
$K_c$ [lbmol/°Fh]	-580.2929	-521.3479	-248.0237	-119.8888	-60.4884
$\tau_I$ [h]	9.0250	10.0595	10.0370	10.0370	9.9995
$T_{ref}$ [°F]	190.0667	189.14391	188.1004	186.7742	184.8696

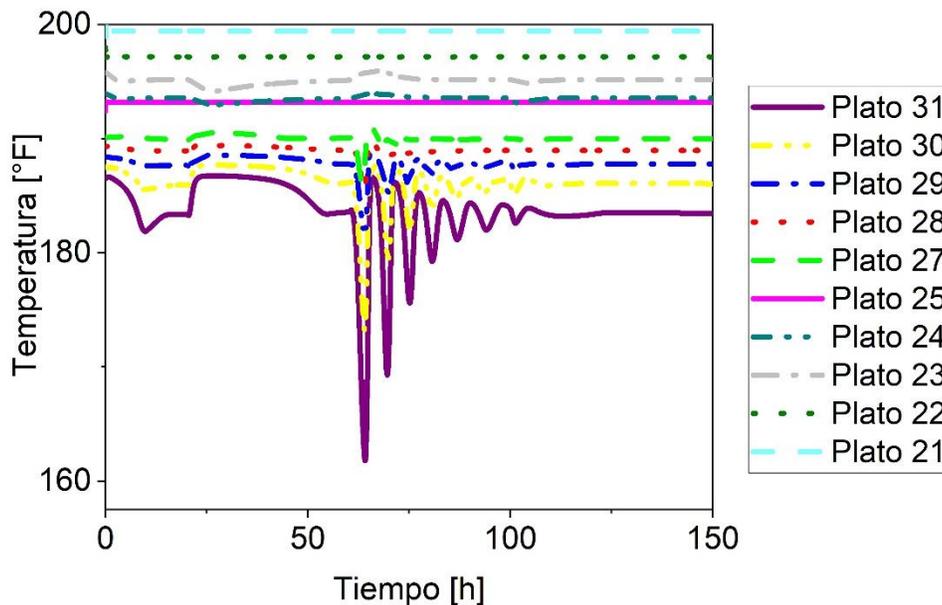


Figura 3.12 Comparación de las respuestas de las temperaturas controladas manipulando el flujo de la corriente lateral.

Se compararon también las respuestas de la función costo para cada uno de los controladores de temperatura en el plato que se especificó. La respuesta de la función costo de cada controlador, colocado debajo de la corriente lateral, llegó a costos muy elevados, alcanzando un valor de 300 \$/h, aproximadamente, en el mejor de los casos (Figura 3.14), después de la tercera perturbación. Mientras que, cada controlador, ubicado sobre la corriente lateral (Figura 3.14), tuvo un comportamiento característico diferente. Estos se comportaron de manera que, en un principio, rondaron alrededor de 200\$/h. Después de la segunda perturbación se presentaron oscilaciones en el control de la temperatura que afectaron, también, el comportamiento de la función costo, en esta perturbación. En el peor caso (plato 27) alcanzó un valor de aproximadamente 450 \$/h. A pesar de esto, el costo de los demás platos al ocurrir la segunda perturbación se aproximó a un valor de 150\$/h. Después, de esta perturbación el comportamiento de la función costo de cada controlador disminuyó a un estado estacionario con un costo menor, y al ocurrir la tercera perturbación alcanzaron un estado estacionario en un costo bajo (menor a 75\$/h).

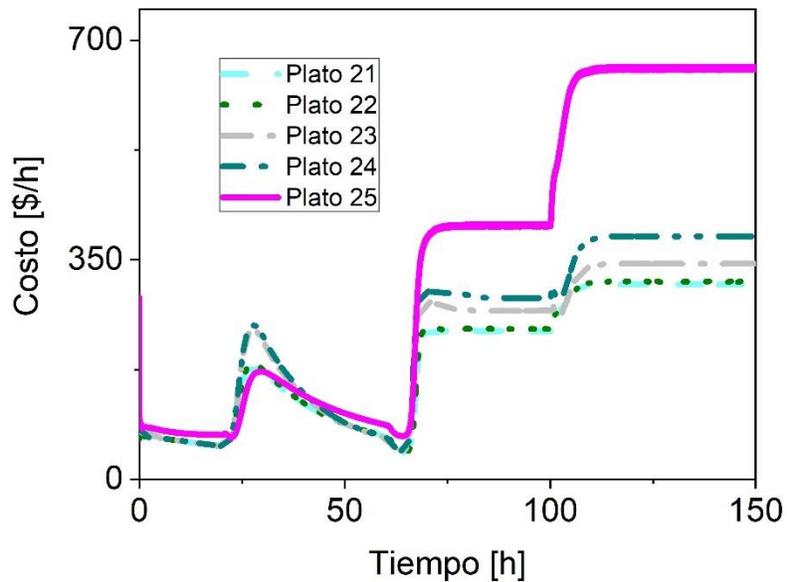


Figura 3.13 Respuesta de la función costo para los controladores de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.

Al realizar el análisis del comportamiento de la función costo, se consideró el comportamiento de oscilación en la segunda perturbación y el grado en el cual alcanzaba cada controlador el estado estacionario. Por lo que se consideraron, como las mejores opciones, el controlador del plato 28 y el controlador del plato 31 para incluirse en la estructura de control con tres controladores. A continuación, se presentan los resultados del comportamiento de la composición y flujo de los productos, así como de las variables manipuladas incorporando el controlador de temperatura del plato 31 (Figura 3.14). Existe la posibilidad de estudios posteriores a este usando otro controlador, como el plato 28.

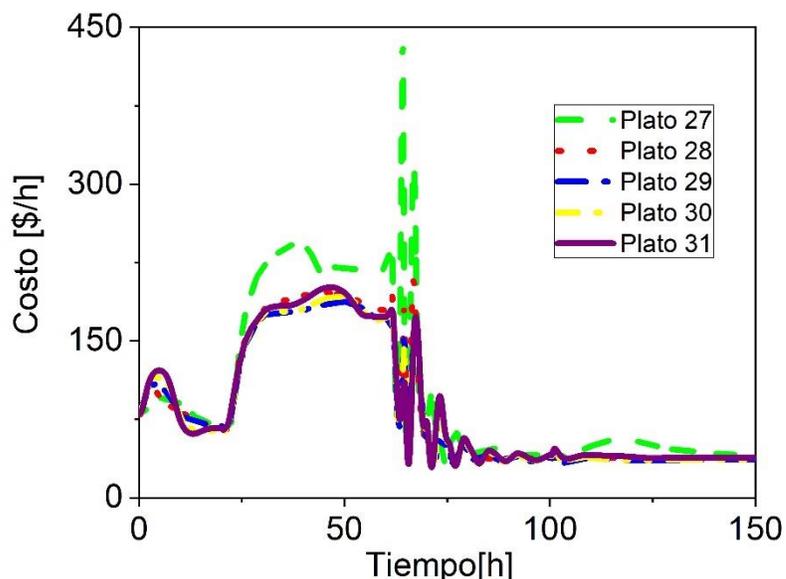


Figura 3.14 Respuesta de la función costo para los controladores de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.

En la Figura 3.15 se observan las respuestas de las composiciones obtenidas en la simulación del proceso con tres lazos de control (controladores en los platos 7, 31 y 41) frente a la secuencia de perturbaciones presentada en la Tabla 3.3. En general, el proceso con tres lazos de control mostró menos cambios que con dos lazos de control. A pesar de que la respuesta de cada controlador encontró sólo uno o dos estados estacionarios a lo largo de todo el proceso, la composición de los productos es cercana al valor deseado a pesar del efecto de las perturbaciones. La primera perturbación causó que la composición de benceno en el destilado bajara, mientras que, en la composición de tolueno de la corriente lateral mostro la mayor desviación en la primera perturbación, por su parte, la composición de o-xileno en el fondo alcanzó el estado estacionario rápidamente. La segunda perturbación causó oscilaciones, en la composición de los tres productos (más marcada en la composición de tolueno de la corriente lateral). Por último, con la tercera perturbación tanto el tolueno en la corriente lateral, como el xileno en la corriente de fondo alcanzaron el estado estacionario y no

afectó la composición del benceno en el destilado, que alcanzó anteriormente el estado estacionario en el proceso.

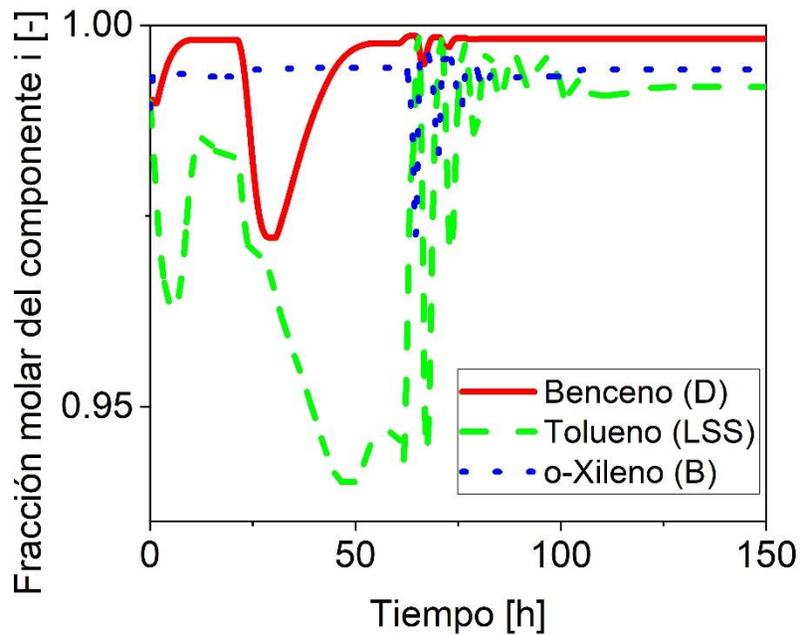


Figura 3.15 Fracción molar de los componentes principales en las corrientes de salida con tres lazos de control.

El flujo molar de cada corriente de producto tuvo el comportamiento observado en la Figura 3.16. A diferencia de los resultados anteriores (1 y 2 lazos de control), también, se incluyó el comportamiento de la corriente lateral ya que fue la variable manipulada para el tercer lazo de control, en la estructura de 3 lazos de control. La primera perturbación causó en las corrientes un desvío del estado estacionario que continuó hasta la segunda perturbación. En la segunda perturbación las corrientes tuvieron un comportamiento oscilatorio hasta que ocurrió la última perturbación, en la que alcanzaron el estado estacionario.

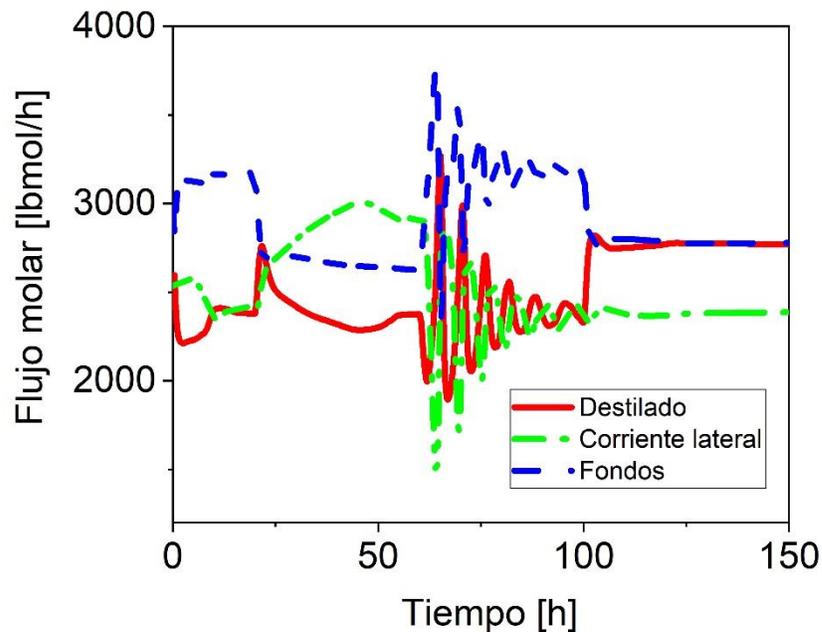


Figura 3.16 Flujos molares en las corrientes de salida usando tres lazos de control.

El comportamiento del flujo molar del reflujo (Figura 3.17) cambió en comparación con la estructura de dos lazos, alcanzando un valor aproximado a 6000 lbmol/h en la primera perturbación y, después, descendió hasta aproximadamente 5900 lbmol/h. Posteriormente, con la segunda perturbación, empezaron ciertas oscilaciones que fueron disminuyendo hasta alcanzar el estado estacionario en 5900 lbmol/h aproximadamente, el cual se mantuvo casi sin cambio con la tercera perturbación.

El comportamiento de la tasa de calor suministrado por el recalentador mostró un comportamiento que se observa en la Figura 3.18. La tasa de calor tiene una caída en su valor inicial hasta que ocurrió la primera perturbación, en donde tiene un comportamiento que tiende a un cambio estacionario. Posteriormente, con la segunda perturbación el flujo de calor empieza a oscilar reduciéndose gradualmente hasta que, con la tercera perturbación, llegó al estado estable en 136 Btu/h, aproximadamente.

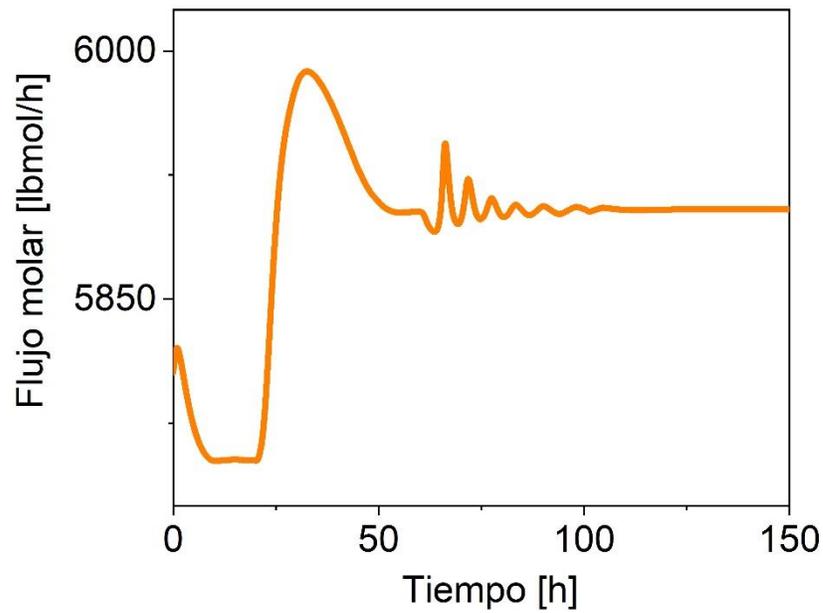


Figura 3.17 Flujo molar para la corriente de reflujo con tres lazos de control.

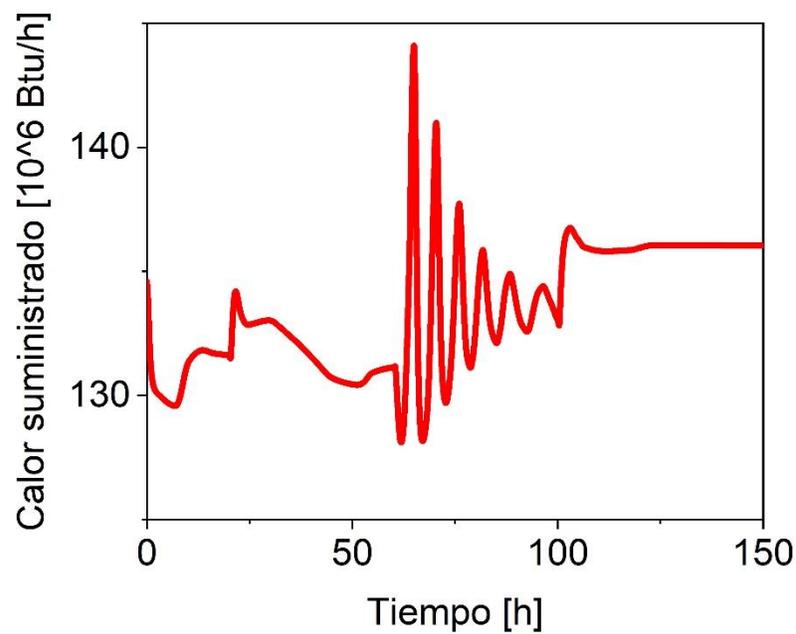


Figura 3.18 Flujo de calor suministrado del recalentador usando tres lazos de control.

### 3.6 Controladores en la sección de la fracción líquida (Sección III).

El cuarto cambio escalón que se realizó fue en la fracción líquida ( $\beta$ ), con un valor de un 0.5% positivo. Este cambio escalón se realizó manteniendo a lazo cerrado los controladores de temperatura de los platos 7, 41 y 31 mediante la manipulación de la tasa de calor en el rehervidor, la tasa de reflujo y la tasa de flujo de la corriente lateral, respectivamente.

Con base en la respuesta de la temperatura de los platos de la sección III al cambio escalón se realizaron los cálculos correspondientes para obtener los resultados para los parámetros de la función de transferencia, tanto en la parte debajo de la corriente lateral y sobre ésta. Los resultados son mostrados en la Tabla 3.11 y la Tabla 3.12. Los parámetros son los mismos que se manejaron en la Tabla 3.2.

Tabla 3.11 Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos sobre la corriente lateral.

Resultados	Plato 27	Plato 28	Plato 29	Plato 30
$T_i$ [°F]	190.0343	188.9527	187.7048	185.9969
$T_f$ [°F]	190.0420	188.9632	187.726	186.0447
$\Delta m$ [adimensional]	0.00176	0.00176	0.00176	0.00176
$\Delta c_s$ [°F]	0.0077	0.01044	0.0220	0.0478
$C_1$ [°F]	190.0365	188.9557	187.7110	186.0105
$t_1$ [h]	0.2129	0.2729	0.1729	0.1679
$C_2$ [°F]	190.0392	188.9593	187.7187	186.0272
$t_2$ [h]	0.4479	0.3729	0.3329	0.3979
$t_0$ [h]	0.095	0.223	0.093	0.053
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{Ts+1}$	$\frac{4.3755e^{-0.095s}}{0.3524s+1}$	$\frac{5.9411e^{-0.223s}}{0.150s+1}$	$\frac{12.5025e^{-0.093s}}{0.24s+1}$	$\frac{27.196e^{-0.053s}}{0.3449s+1}$

Tabla 3.12 Resultado de los cálculos para encontrar las funciones de transferencia correspondientes de la Sección III en los platos debajo de la corriente lateral.

Resultados	Plato 20	Plato 21	Plato 22	Plato 23	Plato 24	Plato 25
$T_i$ [°F]	206.4389	203.6565	200.7425	197.9093	195.3367	193.1188
$T_r$ [°F]	206.9302	204.1788	201.2348	198.31465	195.6164	193.2644
$\Delta m$ [adimensional]	0.00176	0.00176	0.00176	0.00176	0.00176	0.00176
$\Delta c_s$ [°F]	0.49131	0.5222	0.4923	0.40536	0.2796	0.14556
$C_1$ [°F]	206.5780	203.8043	200.8818	198.0240	195.4159	193.1600
$t_1$ [h]	0.94281	0.9528	0.9328	0.9028	0.8528	0.7628
$C_2$ [°F]	206.7494	203.9866	201.0536	198.1655	195.5134	193.2108
$t_2$ [h]	2.2177	2.2227	2.1977	2.2027	2.1677	2.0576
$t_0$ [h]	0.3	0.318	0.3	0.25	0.19	0.115
$G(s) = \frac{ke^{-t_0s}}{Ts+1}$	$\frac{279.59e^{-0.3s}}{1.91232s+1}$	$\frac{297.19e^{-0.318s}}{1.9048s+1}$	$\frac{280.159e^{-0.3s}}{1.8973s+1}$	$\frac{230.68e^{-0.25s}}{1.9498s+1}$	$\frac{159.12e^{-0.19s}}{1.9723s+1}$	$\frac{82.834e^{-0.115s}}{1.9422s+1}$

Los valores correspondientes a los parámetros de los controladores de la Sección III se muestran en la Tabla 3.13 y la Tabla 3.14. Estos parámetros fueron utilizados al realizar las simulaciones a lazo cerrado en presencia de perturbaciones en la composición de alimentación. Los parámetros calculados fueron los mismos para la Tabla 3.4.

Tabla 3.13 Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos sobre la corriente lateral.

Parámetro	Plato 27	Plato 28	Plato 29	Plato 30
$K_c$ [1/°F]	0.4219	0.0566	0.1032	0.1197
$\tau_i$ [h]	0.3524	0.1500	0.2400	0.3449
$T_{ref}$ [°F]	190.0343	188.9527	187.7048	185.9969

Tabla 3.14 Parámetros de los controladores en la Sección III para los platos debajo de la corriente lateral.

Parámetro	Plato 20	Plato 21	Plato 22	Plato 23	Plato 24	Plato 25
$K_c$ [1/°F]	0.0112	0.0101	0.0113	0.0167	0.0317	0.1016
$\tau_i$ [h]	1.9123	1.9048	1.8973	1.9498	1.5632	0.9235
$T_{ref}$ [°F]	206.4389	203.6565	200.7425	197.9093	195.3367	193.1188

En la realización del estudio del lazo de control estudiado en esta sección, se utilizaron valores límite para manipular la fracción líquida en el proceso. Los controladores de los platos, ubicados en la parte inferior de la corriente lateral, tuvieron un límite superior para el valor de beta; mientras que los demás controladores (ubicados sobre la corriente lateral) tuvieron un límite superior (0.30869) y un límite inferior (0.35145). Esto se realizó para mantener una respuesta estable ante las perturbaciones debido a la fuerte interacción entre los cuatro lazos de control.

La respuesta de cada temperatura controlada en cada plato se presenta en la Figura 3.19. La respuesta de los controladores, en la parte superior, empieza con

fluctuaciones entre pequeños rangos de temperatura, que cambia su comportamiento al ocurrir la segunda perturbación, en la cual empezó a oscilar disminuyéndose gradualmente las oscilaciones; en la tercera perturbación no se aprecian afectaciones significativas en la respuesta de las temperaturas. La respuesta general que tuvieron los controladores ubicados en la parte superior de la corriente lateral fue diferente. Empezó el proceso con pocas desviaciones en el valor original que con la segunda perturbación cambio su comportamiento, formó oscilaciones con la segunda perturbación que disminuyeron rápidamente; mientras que con la tercera perturbación no se aprecian cambios significativos en la respuesta de la temperatura.

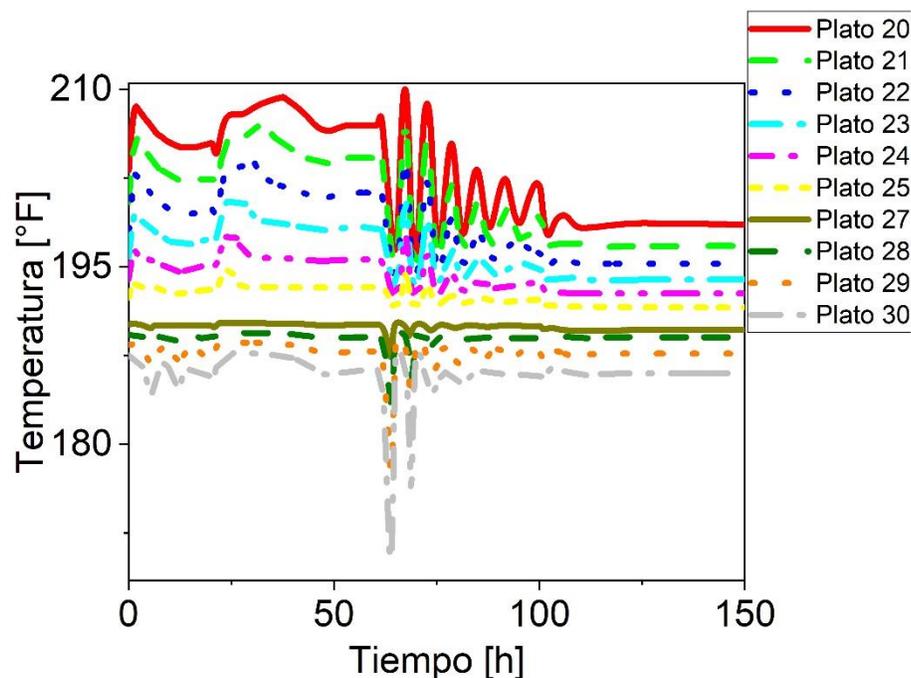


Figura 3.19 Respuestas de la temperatura de los platos de la sección III de la columna con cuatro lazos de control.

El comportamiento de la función costo a lo largo de todo el proceso fue el observado en la Figura 3.20. Se pueden observar pequeñas oscilaciones al principio del proceso hasta que ocurrió la segunda perturbación, donde, empieza con un incremento en los valores del costo hasta encontrar un máximo seguido de pequeñas oscilaciones que disminuyen rápidamente observándose que el proceso muestra un comportamiento

oscilatorio que disminuyó gradualmente en busca de un estado estacionario, posteriormente con la tercera perturbación no se aprecian cambios significativos. En cuanto a la selección del controlador óptimo, se seleccionó el controlador del plato 28 debido a que muestra el menor costo en cuanto alcanzó el estado estacionario en las tres perturbaciones estudiadas, además, mostró menos oscilaciones y un tiempo de asentamiento corto.

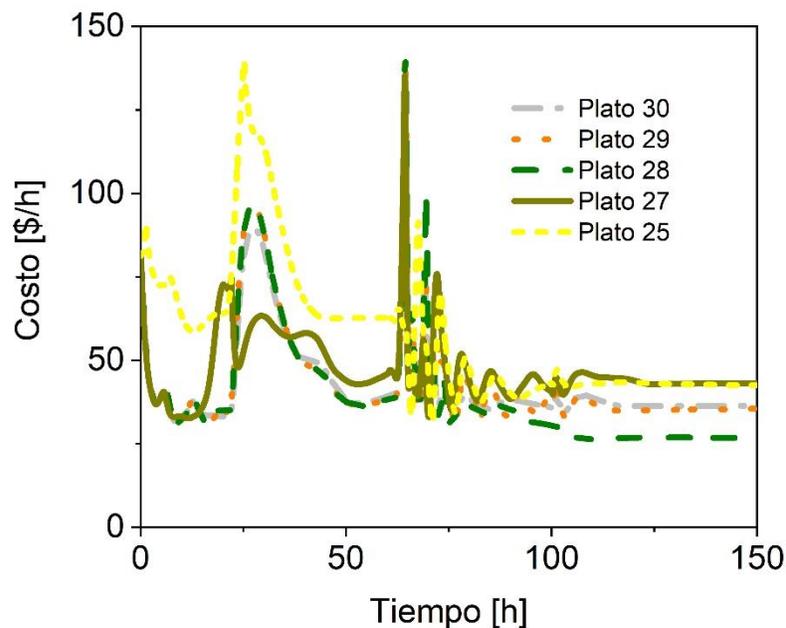


Figura 3.20 Respuesta de la función costo utilizando diferentes controladores que manipulan la fracción líquida (ubicados sobre la corriente lateral).

Los controladores ubicados debajo de la corriente lateral tuvieron un costo total mayor de acuerdo con el comportamiento de éstos, mostrado en la Figura 3.21. La respuesta general de la función costo, en este caso, fue que al principio tuvieron una disminución en el valor del costo, posteriormente, cuando ocurrió la primera perturbación, el proceso mostró un incremento drástico en el costo hasta alcanzar un máximo y, después, disminuyó encontrando un estado estacionario en algunos casos. Con la segunda perturbación, el proceso mostró una respuesta oscilatoria que fue gradualmente decreciendo hacia un estado estacionario. Por último, con la tercera

perturbación el proceso no muestra cambios significativos. En cuanto, a la selección del controlador óptimo, el controlador del plato 25 mostró la mejor respuesta, es decir, el menor costo. Comparando las dos selecciones para controlador óptimo, se encontró que la mejor respuesta del costo la obtuvo el controlador del plato 28.

Con base en esta selección a continuación se muestra la respuesta de la composición y flujo de las tres corrientes de salida de la columna, y de las variables manipuladas de los cuatro lazos de control que forman la estructura de control multivariable ante la secuencia de las perturbaciones presentadas en la Tabla 3.3.

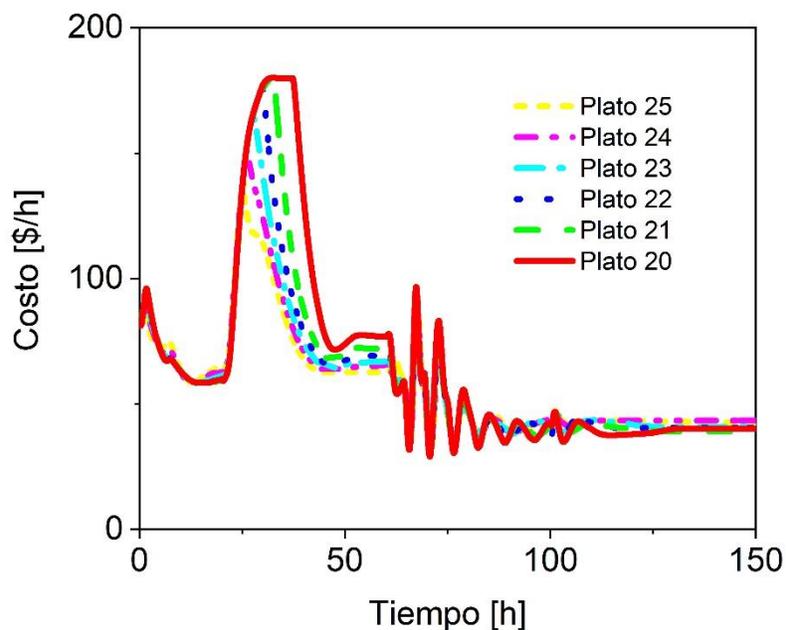


Figura 3.21 Respuesta de la función costo utilizando diferentes controladores que manipulan la fracción líquida (ubicados debajo de la corriente lateral).

El comportamiento de las composiciones principales de cada producto fue más cercano a la pureza total deseada en comparación con el proceso de tres lazos de control, de acuerdo con lo observado en la Figura 3.22. La composición de benceno en el destilado, salvo por el decaimiento que ocurre en la primera perturbación, permanece en un valor mayor de 99% de pureza. La composición de tolueno en la

corriente lateral es la más beneficiada con el uso de los cuatro lazos de control, ya que a lo largo de todo el proceso permanece en valores que se mantienen arriba de 99% de pureza. Por último, la composición de o-xileno en la corriente de fondos tiene poca variación en la pureza al principio del proceso y cuando ocurrió la primera perturbación, sin embargo, con la segunda perturbación ocurren caídas significativas en la composición del producto por breves periodos de tiempo llegando un mínimo cercano al 96% de pureza, pero se incrementa rápidamente para aproximarse a la composición deseada.

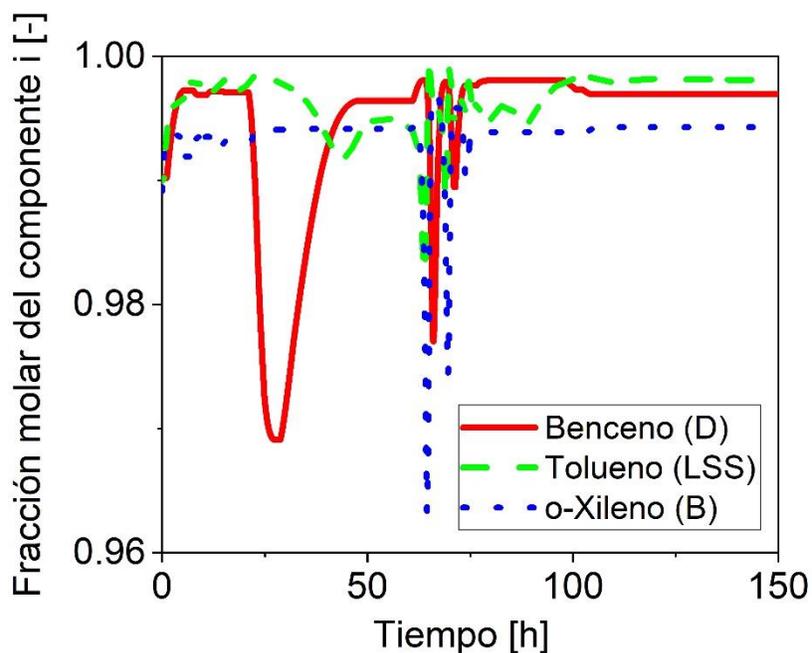


Figura 3.22 Respuesta de la composición de los productos principales en cada corriente de salida con cuatro lazos de control.

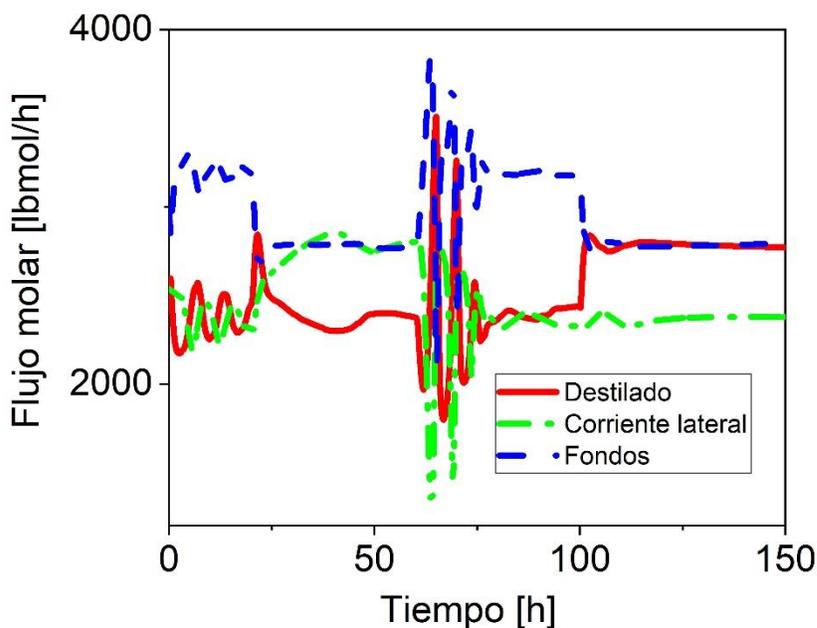


Figura 3.23 Respuestas de los flujos de las corrientes de salida con cuatro lazos de control.

El comportamiento de flujo molar de los productos también se presenta en la Figura 3.23. El valor del flujo molar de las corrientes de salida tuvo oscilaciones constantes cuando inició el proceso. A partir de la segunda perturbación, sólo la corriente de fondos encontró un estado estacionario que después de cierto tiempo se perdió. Al ocurrir la segunda perturbación, las corrientes tuvieron un comportamiento oscilatorio decreciente en busca de un estado estacionario. Con la tercera perturbación, las corrientes formaron pequeñas oscilaciones y encontraron, posteriormente, el estado estacionario.

El flujo molar del reflujo, mostrado en la Figura 3.24, sufrió modificaciones en su comportamiento dentro del proceso. Al principio del proceso, el flujo molar mostró un decremento en su valor y, después, formó pequeñas oscilaciones. Con la segunda perturbación incrementó el valor del flujo alcanzando un máximo para encontrar un estado estacionario después de pocas oscilaciones. Con la segunda perturbación se formaron dos oscilaciones hasta que el valor empezó a fluctuar en un valor aproximado a 5900 lbmol/h. Finalmente, con la tercera perturbación el proceso se desvió un poco

del comportamiento alcanzado y, encontró el último estado estacionario en poco tiempo.

El comportamiento de la tasa de calor suministrado, mostrado en la Figura 3.25, tuvo un comportamiento irregular en la mayor parte del proceso, es decir no alcanzó estados estacionarios o aproximaciones a alguno hasta el final del proceso. En el inicio del proceso, éste mostró un comportamiento oscilatorio. Con la primera perturbación, incrementó un poco el valor que había alcanzado con las oscilaciones y, después, decreció el valor ligeramente; después de la hora 50, el valor de la tasa de calor se incrementa un poco. Con la segunda perturbación, el calor tuvo algunas oscilaciones con amplitud de aproximadamente 15 Btu/h por un periodo de tiempo aproximado a 20 horas hasta que empezó a llegar a un estado estacionario incrementando desde 134 Btu/h a 137 Btu/h, aproximadamente. Finalmente, con la tercera perturbación, el valor de calor en el proceso tuvo un pequeño incremento, alcanzando un estado estacionario cerca de 137 Btu/h.

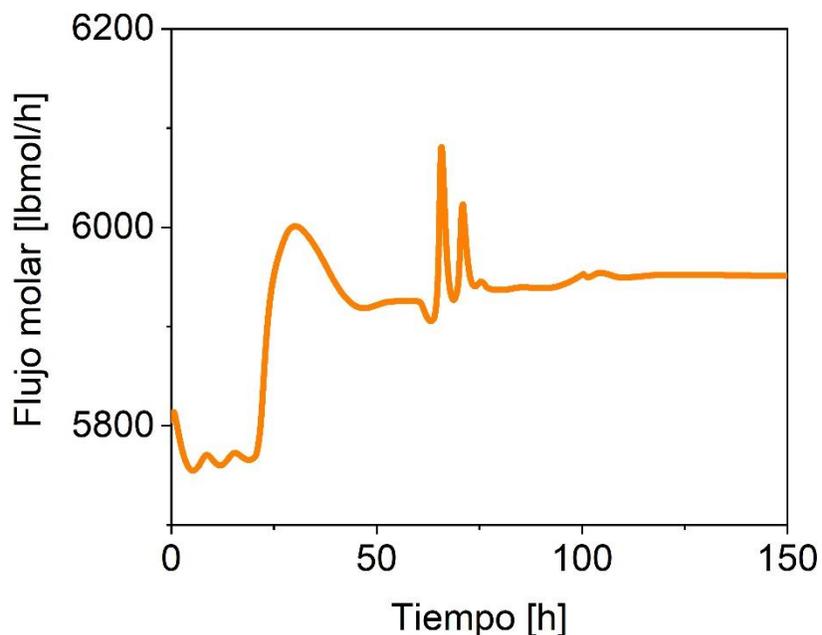


Figura 3.24 Flujo molar de la tasa de reflujo con cuatro lazos de control.

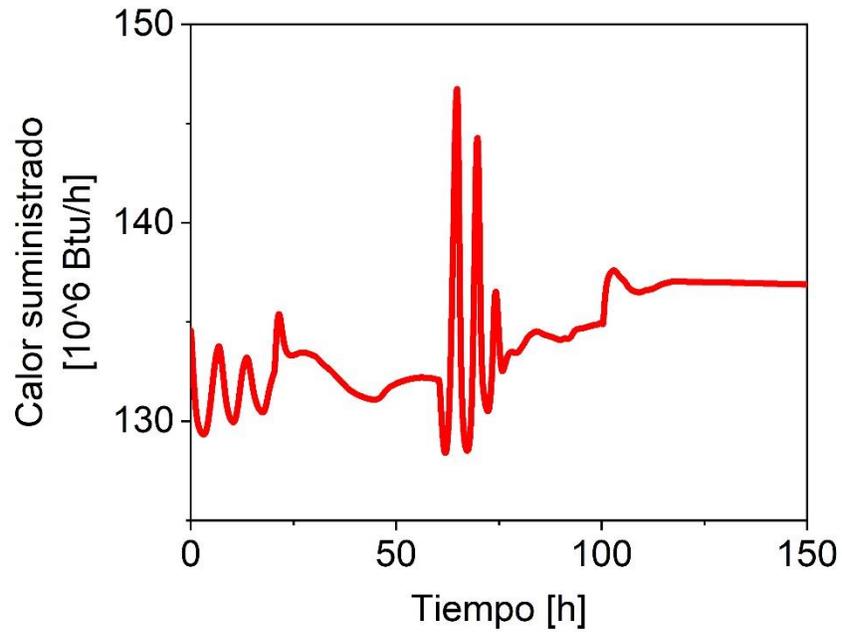


Figura 3.25 Tasa de calor suministrado por el recalentador con cuatro lazos de control.

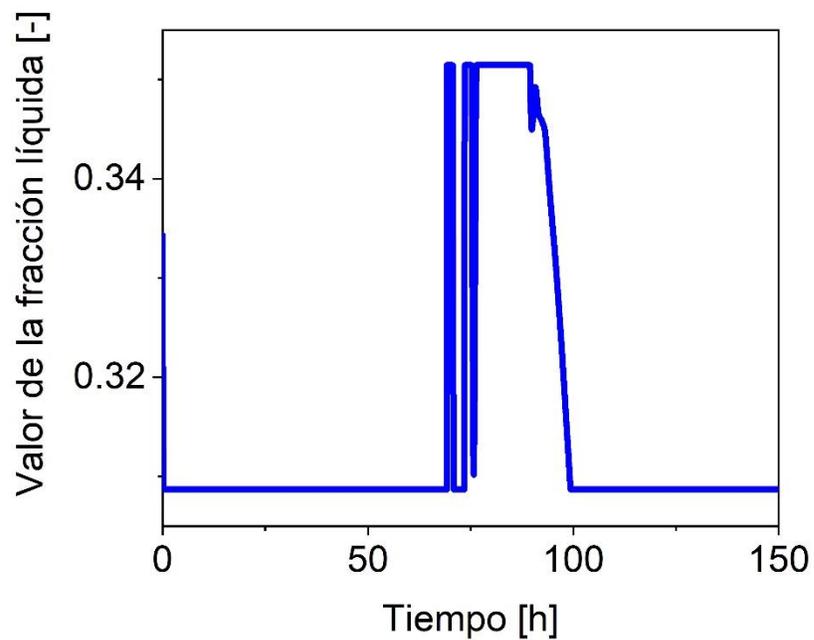


Figura 3.26 Cambios en los valores de la fracción líquida (último lazo de control) con cuatro lazos de control.

Por último, el comportamiento de la fracción líquida que retorna al prefraccionador, mostrado en la Figura 3.26, estuvo en estado estacionario durante largos periodos de tiempo, esto debido a que se utilizaron valores límite para evitar que el proceso tuviera un comportamiento inestable (por ejemplo, negativos o mayores que la unidad). Entonces, el comportamiento mostrado fue que su respuesta disminuyó hasta el valor límite inferior hasta que ocurrió la segunda perturbación. Con esta perturbación, la fracción líquida empieza a oscilar límites superior e inferior durante un periodo aproximado de 15 horas, después, alcanzó un estado estacionario en el límite superior que se especificó en la simulación y volvió a disminuir cuando ocurre la tercera perturbación. Cuando ocurrió la tercera perturbación, el proceso se mantuvo en un estado estacionario en el límite inferior especificado.

### **3.7 Análisis y discusión de resultados**

Para efectos del diseño de la estructura de control, se consideró que la columna está dividida en cuatro secciones: la sección I corresponde a los platos del prefraccionador, mientras que las secciones II a IV corresponden a la columna principal. La sección II corresponde a los platos por debajo de la pared divisoria, que son los platos 1 al 13; la sección III corresponde a los platos que coinciden con la pared divisoria, que son los platos 14 al 33, incluyendo el plato 27 que es donde se ubica la salida de la corriente lateral; finalmente la sección IV corresponde a los platos ubicados por encima de la pared, que son los platos 33 al 44.

Por otro lado, se consideraron cuatro variables manipuladas comúnmente usadas para diseñar sistemas de control multivariable en columnas de pared divisoria, estas son: la tasa de reflujo ( $R$ ), la tasa de calor en el rehervidor ( $QR$ ), la tasa de flujo de la corriente intermedia ( $LSS$ ) y, la fracción de líquido que retorna al prefraccionador ( $b$ ).

Para obtener las funciones de transferencia, la temperatura de los platos de cada sección de la columna se acopló con una de las cuatro variables manipuladas de tal manera que la temperatura de los platos de la sección IV se acopló con la tasa de reflujo ( $R$ ), los de la sección (II) se acoplaron con la tasa de calor en el rehervidor, y

los de la sección III se acoplaron con la tasa de flujo de la corriente intermedia ( $L_{ss}$ ) y con la fracción de líquido que retorna al prefraccionador (b).

Se realizaron pruebas de cambio escalón en las variables manipuladas y la respuesta de la temperatura de los platos de cada sección se caracterizó como una función de transferencia de primer orden más tiempo muerto de acuerdo con el procedimiento explicado en la sección 2.4. Con base en los parámetros de las funciones de transferencia se realizó el sintonizado de los controladores de tipo proporcional integral de acuerdo con la metodología SIMC, descrita en la sección 2.5.

Cada controlador fue evaluado mediante la función costo, descrita en la sección 2.6, frente a una secuencia de perturbaciones en la composición de alimentación. De esta manera, para cada sección de la columna, se seleccionó el plato que resultaba en el valor mínimo de la función costo al mantener su temperatura en un valor fijo aún bajo el efecto de las perturbaciones aplicadas. El primer lazo de control que se cerró fue el que mantiene fija la temperatura del plato 41 manipulado la tasa de reflujo. Conforme se fueron cerrando los siguientes lazos de control se aplicaba un cambio escalón en otra variable manipulada y se repetía el procedimiento hasta tener la estructura de control multivariable con cuatro entradas y cuatro salidas de control.

La estructura de control seleccionada permite minimizar el valor de la función costo al mantener en valores fijos la temperatura de cuatro platos de la columna aún en presencia de perturbaciones en la composición de alimentación. Esto a su vez permite mantener una alta concentración del componente principal (mayor o igual a 99 % mol) en cada una de las corrientes de salida de la columna

Una desventaja de la estructura seleccionada es el comportamiento oscilatorio que muestra la respuesta de las composiciones y algunas variables manipuladas que responden de manera similar, para investigaciones futuras podría plantear esta problemática tratándose directamente de este estudio en particular o para el desarrollo de proyectos diferentes a este. Y otra desventaja es que en pequeños periodos de tiempo se produjeron disminuciones en la concentración de los productos principales.

Diferentes estructuras de control con sistemas de mezclas similares se habían estudiado anteriormente, por lo que se comparó el estudio realizado con otros trabajos con similitud al presentado. La característica más novedosa de esta investigación es la propuesta realizada de utilizar el uso de la función costo y su diferencia entre los platos como criterio de selección para una estructura de control óptima para controlar indirectamente la pureza, a lo cual se ha hecho hincapié con anterioridad.

Ling y Luyben (2009) estudiaron el proceso de columna de destilación, utilizaron diferentes valores de perturbaciones en los cuales se observó diferente comportamiento dependiendo si aumentaban o disminuían las perturbaciones. Las diferencias más notables con este trabajo fueron tanto el número de platos de la columna y los controladores que utilizaron, debido a que utilizaron controladores de composición. Ya que utilizaron este tipo de controladores, los valores de la composición no se desvían mucho al comparar los resultados. También, en la presente investigación se tomaron tres perturbaciones en el mismo proceso, mientras que en otros trabajos (Ling y Luyben, 2009; Ling y Luyben, 2010; van Diggelen, 2010; Kiss y Rewagad, 2011; Rewagad y Kiss, 2012; Dohare *et al.*, 2015; Mohamed Koko & Mubarak Barakat, 2015) toman sólo una perturbación en el proceso. El estudio de Ling y Luyben (2009) proporcionó una estructura de control con las mismas variables manipuladas que en este trabajo.

Ling y Luyben (2010) estudiaron estructuras de control a partir de temperaturas (diferencias de temperaturas y mediciones convencionales de temperatura). En el estudio toman en cuenta diferentes perturbaciones en la composición de benceno, tolueno y xileno (aumento y disminución de estas). La diferencia principal que la presente investigación tiene es la selección de criterio para la selección de los platos, ya que ellos toman primero en cuenta el método de descomposición de valor singular (SVD) para seleccionar la estructura de control.

Van Diggelen *et al.* (2010) propusieron el estudio de diferentes estructuras de control en una misma columna de pared divisoria, basándose en diferentes estrategias de

control como lo son lazos PID dentro del marco de referencia multilazo, control gaussiano lineal cuadrático, control no lineal, síntesis de control multivariable y síntesis  $\mu$  de controlador multivariable, para las simulaciones del proceso utilizaron perturbaciones de +10% en la velocidad de flujo de alimentación y +10% en la composición de alimentación. Ellos obtuvieron diferentes resultados en la composición y en la variación de los flujos, en los que, se evaluaron el comportamiento mostrado por el controlador en el proceso. Además, utilizaron controladores de composición a diferencia de la presente investigación (donde se utilizaron controladores de temperatura). Otra característica en el estudio de van Diggelen *et al.* (2010) fue el control de las composiciones alrededor de un valor de referencia de 97% de pureza, mientras que la investigación aquí presentada obtuvo una estructura de control óptima que obtuvo mayores valores de composición de benceno, tolueno y o-xileno en las corrientes de destilado, lateral y de fondos respectivamente.

La dinámica de las temperaturas controladas se muestra en la Figura 3.27. Con la determinación del IAE para esta variable se determinó el error que tuvieron los controladores con respecto a la temperatura de referencia. De acuerdo con lo observado, los lazos de control de los platos 41, 7 y 31 mostraron pequeñas desviaciones de la temperatura de referencia, a pesar de esto, al calcular el IAE, resultó alto, por lo que se dedujo que las desviaciones persistieron a lo largo del proceso controlado.

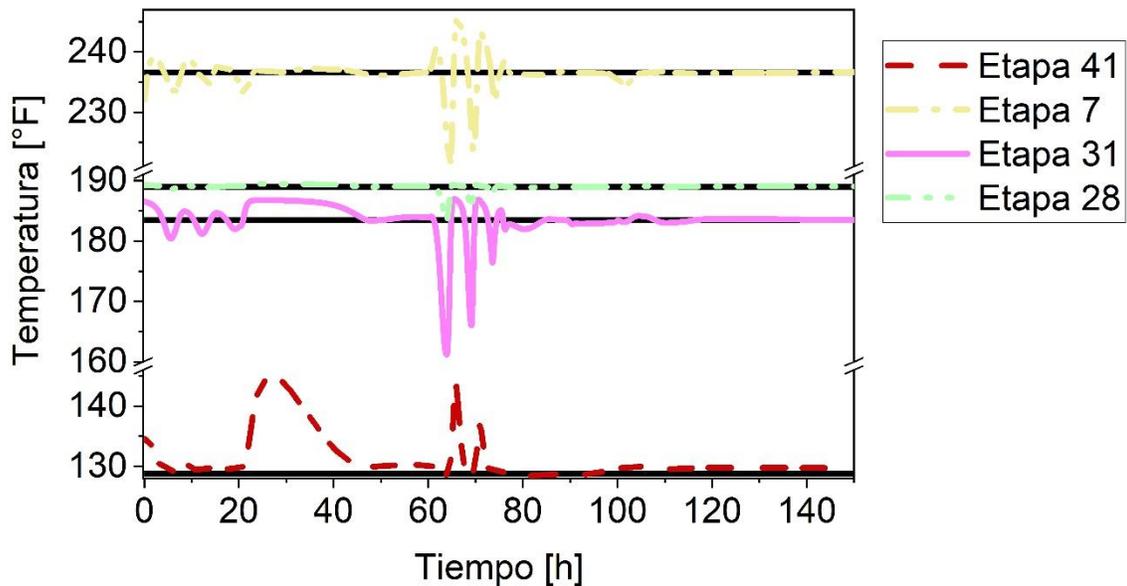


Figura 3.27 Temperaturas controladas de la estructura de control.

También existieron investigaciones, anteriormente, con fundamentos similares, específicamente, a esta investigación (Matla González, 2012; Caricio Martínez, 2014; Medina Rodríguez, 2016). En la Tabla 3.15 se comparan las diferencias principales entre las estructuras de control (se tomaron las estructuras que dieron menor IAE en la concentración para compararse). En las que IAET es el error absoluto integral de la temperatura y IAEC es el error absoluto integral de la composición.

Tabla 3.15 Comparación de las estructuras de control desarrolladas en diferentes estudios dentro del Instituto Tecnológico de Orizaba (\*Se muestra la estructura con menor IAEC de este criterio).

Investigación	Criterio(s) para la selección de platos	Etapa Reflujo	Etapa Qr	Etapa Lss	Etapa $\beta$	IAET (promedio)	IAEC (promedio)
Matla González (2012)	Pendiente, sensibilidad, temperatura invariante, SVD*	6	40	23	8 (pf)	No especificado	0.007685
Caricio Martínez (2014)	Pendiente, sensibilidad, temperatura invariante, SVD*, backstepping	7	39	20	16 (pf)	No especificado	0.00472519
Medina Rodríguez (2016)	Backstepping	44	1	25	28	17.48166	0.36888
Actual investigación	Función costo	41	7	31	28	174.5966	0.90244

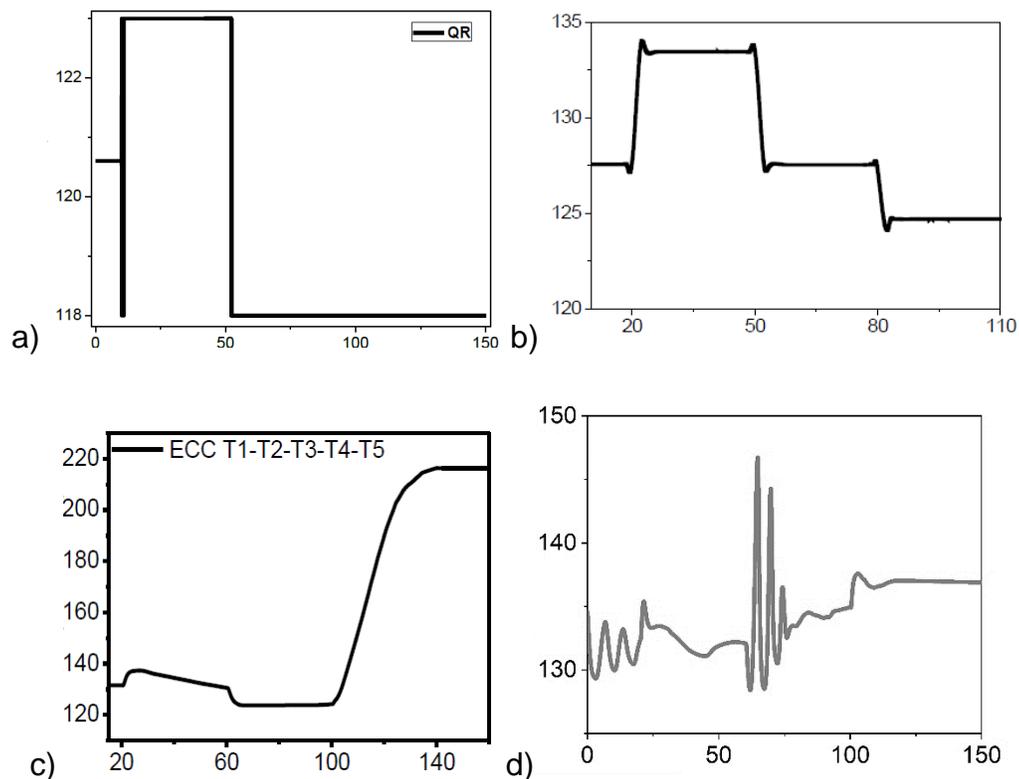


Figura 3.28 Dinámica del calor suministrado en el recalentador en los diferentes trabajos realizados a)Matla González, b)Caricio Martínez, c)Medina Rodríguez y d)Investigación presente (el eje de las ordenadas representa el tiempo en horas y el eje de las abscisas representa el calor en  $10^6$  BTU).

De acuerdo con la Figura 3.28 se comparan las diferencias existentes entre los trabajos anteriores con la presente investigación. En general, la respuesta del presente trabajo muestra un proceso que requiere mayor cantidad de energía y los picos que alcanza por las oscilaciones producidos por la segunda perturbación. Sin embargo, la respuesta final de la columna con control auto-optimizante muestra un menor requerimiento energético que la estructura con control backstepping, mientras que requiere mayor energía que las otras dos estructuras de control.

A diferencia del resto de las investigaciones realizadas anteriormente el IAE de la temperatura (IAET) es muy alto y el de la composición (IAEC) también es elevado con respecto a los valores de composición. A pesar de eso, debido a que este estudio se

basa en la cantidad de impureza de cada corriente, es decir, en tomar las estructuras que estén más cercanas al 100% de pureza en la composición de los productos, se tomó en cuenta para la comparación de los resultados el hecho de que los valores que la composición alcanza son mayores del 99% de pureza, fue esta diferencia la que se elevó el error integral absoluto debido a que se contabiliza el error aun cuando la pureza sea mayor a 0.99 en cada corriente. En cuanto al IAE de la temperatura es alto debido a que los controladores (sobre todo el lazo de control del plato 41) tuvieron un comportamiento diferente, al controlarse una temperatura del siguiente lazo de control se producía un error más alto en el controlador anterior.

**CONCLUSIONES Y  
RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se desarrolló primeramente el planteamiento de un problema de optimización, el cual se estableció con las especificaciones necesarias para definir propiamente un modelo de control auto-optimizante. Se utilizaron bases bibliográficas para establecer las condiciones de la columna de pared divisoria. Se llevaron a cabo diferentes simulaciones con la finalidad de llegar a establecer un modelo de control auto-optimizante que cumpliera con los requerimientos del problema de optimización.

Se realizó una comparación exhaustiva para seleccionar un método de control auto-optimizante de los que se analizaron diferentes tipos de métodos como los locales, de fuerza bruta y de manejo de restricciones. Se seleccionó el método local exacto que está dentro del área de métodos locales. Dentro de este tipo de método se encontró la función costo (Khanam *et al.*, 2014), que sirvió para evaluar el desempeño de los lazos de control resultantes. Se seleccionaron, entonces, los lazos de control de los que se obtenían resultados óptimos (menor costo). Directamente se compararon los diferentes lazos de control y la respuesta de la función costo del proceso para seleccionar el lazo de control cuya respuesta dio el menor costo. Se recomienda realizar el procedimiento para la selección de variables controladas desarrollado por Halvorsen *et al.*, (2003), lo que enriquecería el trabajo en la parte específica correspondiente al control auto-optimizante desarrollado por Skogestad (2000).

El método seleccionado para evaluar los lazos de control en base a las impurezas de cada corriente resultó la parte más innovadora en este estudio debido a que no existen este tipo de comparaciones en otros trabajos para la selección de lazos de control. Se recomienda también estudiar más posibilidades de formas de control como las propuestas por van Diggelen *et al.* (2010).

La configuración de control se realizó para un controlador de tipo proporcional-integral (PI). Los lazos de control, entonces, se cerraron sucesivamente mediante el uso de controladores PI los cuales permitieron disminuir el valor de la función costo frente a las perturbaciones en la alimentación de la columna de pared divisoria. Se recomienda

buscar una alternativa (en un posible trabajo futuro) para evitar el aumento del error en las variables que ya se habían controlado, al colocar un nuevo lazo de control para la siguiente variable manipulada dentro de la estructura. Este tipo de controlador PI se utilizó debido a que la acción derivativa no fue necesaria.

El proceso para la selección de la estructura de control se realizó con la evaluación de diferentes lazos de control ubicados en diferentes etapas de cada sección de la columna, se evaluó el comportamiento de cada lazo de control correspondiente a una sección de la columna con una variable manipulada previamente establecida. Los lazos de control de los platos 7, 28, 31 y 41 resultaron la configuración con el menor valor de la función costo frente a la secuencia de perturbaciones aplicadas. Se recomienda que en futuras investigaciones también se tome en cuenta los gastos económicos producidos por el consumo de energía del recalentador como un valor a minimizar en el proceso.

Con el simulador utilizado se obtuvieron las respuestas para la fracción molar, los flujos de las corrientes de salida del proceso y el comportamiento de las variables manipuladas. El comportamiento de las composiciones de la estructura final de control resultó alejado del punto de control (0.99) debido a que se buscó maximizar la pureza de los componentes indirectamente con el control de la temperatura. Se simuló la estructura de control con lo que se estudió el comportamiento de la respuesta de diferentes variables del proceso. Para mezclas azeotrópicas se debe incluir en el simulador el uso de la ley de Raoult modificada e incluyendo los valores de los coeficientes de actividad correspondientes a los compuestos de la mezcla a separar.

Se encontró un modelo de control auto-optimizante para columnas de pared divisoria mediante la ecuación propuesta por Khanam *et al.*, (2014) que reúne las impurezas principales de cada producto para reducirse. Se recomienda encontrar una alternativa que involucre costos adicionales para hacer un proceso de selección más riguroso apropiado para el ahorro de costos que se involucren en la separación de mezclas multicomponente.

**Referencias bibliográficas**

Alstad V. & Skogestad S. 2007. Null Space Method for Selecting Optimal Measurement Combinations as Controlled Variables. *Ind. Eng. Chem. Res.* **46**(3):846-853. doi: <https://doi.org/10.1021/ie060285+>

Barnicki S. D. 2017. Synthetic Organic Chemicals. En: Kent J., Bommaraju T., Barnicki S. (eds). Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology. Springer. Cham, Switzerland.

Burgot J. L. 2017. The Notion of Activity in Chemistry. Springer. Cham, Switzerland.

Cao Y. 2004. Constrained Self-Optimizing Control via Differentiation. *IFAC Proceedings Volumes*. **37**(1): 63-70. doi: [https://doi.org/10.1016/S1474-6670\(17\)38710-4](https://doi.org/10.1016/S1474-6670(17)38710-4)

Caricio Martínez, R. 2014. Simulación dinámica y control de una columna de destilación de pared divisoria. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba, México.

Chang, R. & K.A. Goldsby. 2016. Chemistry. Mc Graw Hill. New York. USA.

Chidambaram M. 2018. Mathematical Modelling and Simulation in Chemical Engineering. Cambridge University Press. India.

Corriou J.P. 2018. Process Control Theory and Applications. Springer. Cham, Switzerland.

Dohare, K., R. K. Singh & R. Kumar. 2015. Modelling and model predictive control of a dividing wall column for separation of benzene-toluene-o-xylene. *Sys. Sci. Control Eng.* **3**(1): 142 -153. doi: <https://doi.org/10.1080/21642583.2014.996301>

Duroudier J.P. 2016. Distillation. ISTE Press Ltd. Londres.

Egger L.S. & G. Fieg. 2019a. Process control for energy efficient operation of reactive dividing wall columns. *Chemical Engineering Research and Design*. **144**(1):397-404. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2019.02.026>

Egger T. & G. Fieg. 2019b. Operation, validation and model comparison for a reactive dividing wall column. *Chemical Engineering Science*. **207**(1):993-1006. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2019.07.032>

Errico M. & B.G. Rong. 2016. Systematic Synthesis of Intensified Distillation Systems. En: Segovia-Hernández J., Bonilla-Petriciolet A. (eds). Process Intensification in Chemical Engineering. Springer. Cham, Switzerland.

Erwei S., Q. Lijuan & W. Erqiang. 2019. Prediction for Multi-Steady-State Solutions in the Thermal-Coupled Distillation. *Process Integration and Optimization for Sustainability*. **3**(4):505-514. doi: <https://doi.org/10.1007/s41660-019-00095-6>

Franke M.B. 2019. Mixed-Integer optimization of distillation sequences with Aspen Plus: A practical approach. *Computers & Chemical Engineering*. **131**(1). doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2019.106583>

Govatsmark, M.S. 2003. Integrated Optimization and Control. Tesis de Doctorado. Norwegian University of Science and Technology, Noruega.

Grimholt, C. & S. Skogestad. 2018. Optimal PI and PID control of first order plus delay processes and evaluation of the original and improves SIMC rules. *Journal of Process Control* **70**(1): 36-46. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2018.06.011>

Guan H., L. Ye, F. Shen & Z. Song. 2019. Economic operation of a fluid catalytic cracking process using self-optimizing control and reconfiguration. *Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers*. **96**(1):104-113. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jtice.2019.01.004>

Halvorsen, I.J., S. Skogestad, J.C. Morud & V. Alstad. 2003. Optimal Selection of Controlled Variables. *Ind. Eng. Chem. Res.* **42**(14): 3273-3284. doi: <https://doi.org/10.1021/ie020833t>

Hoyme C.A. 2017. Dividing Wall Columns in the Chemical Industry. En: Kent J., Bommaraju T., Barnicki S. (eds). Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology. Springer. Cham, Switzerland.

Hsu C.S. & P.R. Robinson. 2017. Petroleum Distillation. En: Hsu C.S., Robinson P.R. (eds). Springer Handbook of Petroleum Technology. Springer Handbooks. Springer. Cham, Switzerland.

Hsu C.S. & P.R. Robinson. 2019. Petroleum Science and Technology. Springer. Cham, Switzerland.

Hu, W., Mao, J., Xiao, G., & Kariwala, V. 2012. Selection of self-optimizing controlled variables for dynamic processes. IFAC Proceedings Volumes. **45(15):774-779**. doi: <https://doi.org/10.3182/20120710-4-SG-2026.00116>

Jäschke, J, Y. Cao & V. Kariwala. 2017. Self-optimizing control – A survey. Annual Reviews in Control. **43(1): 199-223**. doi: <https://doi.org/10.1016/j.arcontrol.2017.03.001>

Jiang Z., T.J. Mathew, H. Zhang, J. Huff, U. Nallasivam, M. Tawarmalani & R. Agrawal. 2019. Global optimization of multicomponent distillation configurations: Global minimization of total cost for multicomponent mixture separations. Computers & Chemical Engineering. **126(1): 249-262**. doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2019.04.009>

Kariwala V., Y. Cao & S. Janardhanan. 2008. Local Self-optimizing control with average loss minimization. Ind. Eng. Chem. Res. **47(4):1150-1158**. doi: <https://doi.org/10.1021/ie070897+>

Klemets J.R.A. & M. Hovd. 2018. Controller Design and Sparse Measurement Selection in Self-optimizing control. IFAC-PapersOnLine. **51(18):458-463**. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2018.09.382>

Klemets J.R.A. & M. Hovd. 2019. Accounting for dynamics in self-optimizing control. Journal of Process Control. **76(1):15-26**. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2019.01.003>

Khalili-Garakani A., N. Kasiri & J. Ivakpour. 2020. Feseability study on replacement of atmospheric distillation column with new sequences in a natural gas condensate refinery. *Computers & Chemical Engineering*. **135**(1). doi: <https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2020.106745>

Khanam A., M. Shamsuzzoha & S. Skogestad. 2014. Optimal Operation and Control of Divided Wall Column. *Computer Aided Chemical Engineering*. **33**(1):673-678. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63456-6.50113-7>

Kim, Y.H. 2005. Evaluation of three-column distillation system for ternary separation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. **44**(10): 1108-1116. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2005.02.007>

Kiss, A. A. & Rewagad R.R. 2011. Energy efficient control of a btx dividing-wall column. *Comput. Chem. Eng.* **35**: 2896-2904.

Leal J.R., A. Romanenko & L.O. Santos. 2017. Modeling and nonlinear MPC of dividing-wall column for separation of benzene-toluene-p-xylene: a simulation case study. *Computer Aided Chemical Engineering*. **40**(1):1615-1620. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63965-3.50271-3>

Larsson T., K. Hestetun, E. Hovland & S. Skogestad. 2001. Self-Optimizing Control of a Large-Scale Plant: The Tennessee Eastman Process. *Ind. Eng. Chem. Res.* **40**(22): 4889-4901. doi: <https://doi.org/10.1021/ie000586y>

Lee H., W. Jang & J.W. Lee. 2019. Multiple transesterifications in a reactive dividing wall column integrated with a heat pump. *Korean Journal of Chemical Engineering*. **36**(6):954-964. doi: <https://doi.org/10.1007/s11814-019-0271-5>

Ling, H. & W. L. Luyben. 2009. New control structure for divided-wall columns. *Ind. Eng. Chem. Res.* **48**(13): 6034-6049. doi: <https://doi.org/10.1021/ie801373b>

Ling, H. & W. L. Luyben. 2010. Temperature Control of the BTX Divided-Wall Column. *Ind. Eng. Chem. Res.* **49**(1): 189-203. doi: <https://doi.org/10.1021/ie900125w>

Liu L., L. Zhu, L. Sun, M. Zhu & G. Liu. 2017. Simulation and optimization of different pressure thermally coupled distillation for separating a close-boiling mixture of n-butanol and iso-butanol. *Applied Petrochemical Research*. **7**(2-4):143-150. doi: <https://doi.org/10.1007/s13203-017-0186-1>

Luyben, W.L. 1990. Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineers. McGraw-Hill. United States of America.

Luyben, W. L. 2015. Aspen Dynamics simulation of a middle-vessel batch distillation process. *Journal of Process Control*. **33**(1): 49–59. doi: <http://dx.doi.org/10.1016/j.jprocont.2015.06.002>

Manum H. & S. Skogestad. 2012. Self-optimizing control with active set changes. *Journal of process control*. **22**(5): 873-883. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2012.02.015>

Matla González, D. 2012. Simulación dinámica y control para configuraciones de destilación tipo Petlyuk. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba, México.

McVey, M., Y. Elkasabi & D. Ciolkosz. 2020. Separation of BTX chemicals from biomass pyrolysis oils via continuous flash distillation. *Biomass Conversion and Biorefinery*. **10**(1): 15–23. doi: <https://doi.org/10.1007/s13399-019-00409-1>

Medina Rodríguez, L.A. 2016. Diseño backstepping de control para columnas de destilación de pared divisoria. Tesis de Maestría. Instituto Tecnológico de Orizaba, México.

Mohammed Koko, I.O. & T.A. Mubarak Barakat. 2015. Modelling and Control Analysis of Dividing Wall Distillation Column. *University of Khartoum Engineering Journal*. **5**(1):18-25.

Niziolek A.M., O. Onel & C.A Floudas. 2016. Production of benzene, toluene, and the xylenes from natural gas via methanol. *Computer Aided Chemical Engineering*. **38**(1):2349-2354. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63428-3.50396-9>

Rewagad R. R. & A. A. Kiss. 2012. Dynamic optimization of a dividing-wall column using model predictive control. *Chem. Eng. Sci.* **68**(1): 132 – 142. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ces.2011.09.022>

Sangal V.K., V. Kumar & I.M. Mishra. 2018. Effects of Thermal Feed Quality on the Performance of a Divided Wall Distillation Column. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering.* **52**(2):264-270. doi: <https://doi.org/10.1134/S004057951802015X>

Saxena N., N. Mali & S. Satpute. 2017. Study of thermally coupled distillation systems for energy-efficient distillation. *Sādhanā.* **42**(1): 119–128. doi: <https://doi.org/10.1007/s12046-016-0580-x>

Seader, J.D., E.J. Henley & D.K. Roper. 2016. Separation process principles with applications using process simulators. John Wiley & Sons, United States of America.

Serafimov L.A., T.V. Chelyuskina & P.O. Mavletkulova. 2015. Finding optimal multicomponent distillation flowsheets. *Theoretical Foundations of Chemical Engineering.* **49**(1): 41-49. doi: <https://doi.org/10.1134/S0040579515010121>

Skogestad S. 2000. Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure. *Journal of Process Control* **10**(5): 487-507. doi: [https://doi.org/10.1016/S0959-1524\(00\)00023-8](https://doi.org/10.1016/S0959-1524(00)00023-8)

Smith M.B. 2020. March's Advanced Organic Chemistry: reactions, mechanisms, and structure. John Wiley & Sons, Inc. New Jersey, USA.

Smith, C.A. y Corripio A.B. 2014. Control automático de procesos: Teoría y práctica. 2a ed. Limusa Wiley. México.

Smith, R. 2016. Chemical Process: Design and Integration. John Wiley & Sons. United Kingdom.

Song E., S. Li & E. Wang. 2019. Dynamic Analysis for the Multi-Steady States in the Dividing Wall Column. *Process Integration and Optimization for Sustainability*. **3**(2):179-187. doi: <https://doi.org/10.1007/s41660-018-0073-y>

Straus J. & S. Skogestad. 2018. Self-Optimizing Control in Chemical Recycle Processes. *IFAC-PapersOnLine*. **51**(18):536-541. doi: <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2018.09.369>

Straus J., D. Krishnamoorthy & S. Skogestad. 2019. On combining self-optimizing control and extremum-seeking control – Applied to an ammonia reactor case of study. *78*(1):78-87. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2019.01.012>

Tsirlin A.M., A.I. Balunov & I.A. Sukin. 2016. Estimates of energy consumption and selection of optimal distillation sequence for multicomponent distillation. *Foundations of Chemical Engineering*. **50**(3):250-259. doi: <https://doi.org/10.1134/S0040579516030131>

Tumbalam Gooty R., P. Mobed, M. Tawarmalani & R. Agrawal. 2018. Optimal Multicomponent Distillation Column Sequencing: Software and Case Studies. *Computer Aided Chemical Engineering*. **44**(1): 223-228. doi: <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-64241-7.50032-X>

Tututi-Avila S., L.A. Domínguez-Díaz, N. Medina-Herrera, A. Jiménez-Gutiérrez & J Hahn. 2017. Dividing-wall columns: Design and control of a kaibel and a satellite distillation column for BTX separation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*. **114**(1):1-15. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2017.01.010>

Van Diggelen, R. C., Kiss A. A. & Heemink, A. W. 2010. Comparison of control strategies for dividing-wall columns. *Ind. Chem. Res.* **49**(1): 288 – 307. doi: <https://doi.org/10.1021/ie9010673>

Verheyleweghen A. & J. Jäschke. 2019. Self-optimizing control of an LNG liquefaction plant. *Journal of Process Control*. **74**(1):63-75. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2018.01.007>

Vogelpohl A. 2015. Distillation: The Theory. De Gruyter. Berlin, Alemania.

Waltermann T., S. Sibbing & M. Skiborowski. 2019. Optimization-based design of dividing wall columns with extended and multiple dividing walls for three- and four-product separations. *Chemical Engineering and Processing – Process Intensification*. **146**(1). doi: <https://doi.org/10.1016/j.cep.2019.107688>

Wang C., C. Guang, Y. Cui, C. Wang & Z. Zhang. 2018. Compared novel thermally coupled extractive distillation sequences for separating multi-azeotropic mixture of acetonitrile/benzene/methanol. *Chemical Engineering Research and Design*. **136**(1):513-528. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2018.06.017>

Yoo, H., M. Binns, M.G. Jang, H. Cho & J.K. Kim. 2016. A design procedure for heat-integrated distillation column sequencing of natural gas liquid fractionation processes. *Korean Journal of Chemical Engineering*. **33**(2): 405-415. doi: <https://doi.org/10.1007/s11814-015-0139-2>

Yuan Y., K. Huang, H. Chen, L. Zhang & S. Wang. 2017. Asymmetrical temperature control of a BTX dividing-wall distillation column. *Chemical Engineering Research and Design*. **123**(1): 84-98. doi: <https://doi.org/10.1016/j.cherd.2017.04.023>

Zhang Q., A. Zeng, X. Yuan & Y. Ma. 2019. Control comparison of conventional and thermally coupled ternary extractive distillation processes with recycle splitting using a mixed entrainer as separating agent. *Separation and Purification Technology*. **224**(1):70-84. doi: <https://doi.org/10.1016/j.seppur.2019.04.085>

Zhao Z., Y. Li, T.I. Salsbury, J.M. House & C.F. Alcala. 2020. Local self-optimizing control based on extremum seeking control. *Control Engineering Practice*. **99**(1). doi: <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2020e0.104394>

Zhao Y., K. Ma, W. Bai, D. Du, Z. Zhu, Y. Wang & J. Gao. 2018. Energy-saving thermally coupled ternary extractive distillation process by combining with mixed entrainer for separating ternary mixture containing bioethanol. *Energy*. **148**(1):296-308. doi: <https://doi.org/10.1016/j.energy.2018.01.161>