UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN

FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS

CONTROL DE SISTEMAS INTENSIFICADOS DE DESTILACIÓN PARA MEZCLAS CUATERNARIAS.

Por

I.Q. CRISTOPHER ANTONIO VILLEGAS URIBE

Como requisito para la obtención del grado de

MAESTRÍA EN CIENCIAS con Orientación en Procesos Sustentables

Abril, 2021

CONTROL DE SISTEMAS INTENSIFICADOS DE DESTILACIÓN PARA MEZCLAS CUATERNARIAS

Comité de tesis:

Dr. Salvador Tututi Ávila

Director de Tesis

Dr. José Rosario Guadalupe Sánchez López

Comité Tutorial

Dr. Ricardo Gómez González

Comité Revisor

Dr. José Ángel Loredo Medrano

Comité Revisor

Dra. Ma. Aracely Hernández Ramírez

Subdirectora de Estudios de Posgrado

RESUMEN

Cristopher Antonio Villegas Uribe **Fecha de graduación: Julio, 2021**

Universidad Autónoma de Nuevo León

Facultad de Ciencias Químicas

Título del Estudio: CONTROL DE SISTEMAS INTENSIFICADOS DE DESTILACIÓN PARA MEZCLAS CUATERNARIAS

Número de páginas: 70 **Candidato para el grado de Maestría en Ciencias con orientación en Procesos**

Área de Estudio: Ciencias Químicas

Propósito y Método del Estudio: Las columnas de destilación de pared divisoria (CPD) con múltiples particiones han atraído la atención de la academia y la industria, ya que presentan beneficios en los costos de capital y de operación respecto a los sistemas de destilación tradicionales y sobre aquellos de una sola partición. Este trabajo investiga y compara el desempeño económico y dinámico de las CPD Kaibel, Agrawal y Sargent para la separación de una mezcla multicomponente en cuatro corrientes de producto. La mezcla de alimentación es industrialmente relevante y consiste en benceno, tolueno, xileno y pesados. El diseño óptimo económico de la columna Sargent se obtuvo considerando las especificaciones del producto de 0.99 fracción mol. Después, la columna se comparó con columnas Kaibel y Agrawal usando el costo total anual (TAC), que considera los costos de operación y de inversión.

Contribuciones y Conclusiones: Los resultados mostraron que la columna Sargent requirió un 45 y un 28% menos requerimientos energéticos en comparación con las columnas Kaibel y Agrawal, respectivamente. Por otro lado, este trabajo también conllevo un estudio dinámico y de control, usando esquemas de control de temperatura convencional y diferencial, con controladores PID. Los resultados mostraron que, la controlabilidad de los tres sistemas es adecuada ya que los esquemas de control de temperatura diferencial propuestos permitieron mantener los productos de interés dentro de las especificaciones de diseño, con valores cercanos a los de diseño, luego de considerar las perturbaciones de flujo y composición en la alimentación.

FIRMA DEL ASESOR:

AGRADECIMIENTOS

A los miembros del comité tutorial, José Rosario Guadalupe Sánchez López, Dr. Ricardo Gómez González y Dr. José Ángel Loredo Medrano por sus críticas constructivas. También me gustaría agradecer al Dra. Nancy Medina Herrera y al Dr. Rafael Alcántara Ávila por asesorarme en conjunto a lo largo de la maestría.

Quiero agradecer al CONACyT por el apoyo financiero otorgado para llevar a cabo este proyecto y a los profesores y personal de la Facultad de Ciencias Químicas de la UANL por el apoyo brindado.

Especialmente, a mi asesor, al Dr. Salvador Tututi Ávila, sin su apoyo los productos de esta maestría no hubieran sido posible, y a mi familia, en concreto a mi mama, hermana, abuela, mi cuñado y a mi papa, quienes son las partes más importantes de mi vida.

DEDICATORIAS

A mi familia

Roció Gabriela Uribe Prado, Maria Gabriela Villegas Uribe y Rosario Prado Aguilar.

Por ser un ejemplo de vida, dedicación y trabajo. Y por el apoyo y amor que siempre me han dado. Por apoyarme en cada una de mis metas y guiarme a siempre seguir mis principios y convicciones.

TABLA DE CONTENIDO

Capítulo Página

RESUMEN i
AGRADECIMIENTOS ii
TABLA DE CONTENIDO iv
LISTA DE TABLAS vi
LISTA DE FIGURAS vii
NOMENCLATURA x
CAPÍTULO 1 1
INTRODUCCIÓN 1
1.1 Introducción y antecedentes 1
1.2 Objetivos de la tesis 9
1.2.1 Objetivo general 9
1.2.2 Objetivos específicos 9
1.3 Hipótesis 10
1.4 Aportación científica 10
1.6 Descripción de la tesis 10
CAPÍTULO 2 12
METODOLOGÍA 12
2.1 Casos de estudio 12
2.2 Métodos de diseño 14
2.3 Optimización 18
2.4 Control 20
2.4.1 Selección de etapas de control de temperatura 21
2.4.2 Selección de etapas de control esquema diferencial 24
2.5 Implementación en Aspen Dynamics 25
2.6. Evaluación desempeño dinámico 27
CAPÍTULO 3 29
RESULTADOS Y DISCUSIONES. 29

3.1 Diseño optimizado 29
3.2 Selección de etapas de control 32
3.2.1 Control de temperatura convencional 33
3.2.2 Control de temperatura diferencial 36
3.3 Desempeño dinámico 44
3.3.1 Resultados de la columna Kaibel 44
3.3.2 Resultados de la columna de Agrawal 49
3.3.3 Resultados de la columna Sargent 55
3.3.4 Comparación del rendimiento dinámico 59
CAPÍTULO 4 64
CONCLUSIONES 64
REFERENCIAS 66
APÉNDICE A 74
RESUMEN AUTOBIOGRÁFICO 76
Cristopher Antonio Villegas Uribe 76

LISTA DE TABLAS

TABLA PÁGINA

Tabla 1. Parámetros de diseño de las tres CPD. 29

Tabla 2. Parámetros de ajuste de los controladores. 42

Tabla 3. Desviaciones de estado estacionario (%) de la especificación de diseño para las mejores estructuras de control. 62

LISTA DE FIGURAS

FIGURA PÁGINA

Figura 1. a) Secuencia de separación convencional y b) columna de destilación de pared divisoria para la separación de tres productos..... **¡Error! Marcador no definido.**

Figura 2. CPD conFiguraciones: a)Kaibel, b)Agrawal y c)Sargent..... **¡Error! Marcador no definido.**

Figura 3. Diseños conceptuales y equivalentes de las columnas a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent. 14

Figura 4. Diseños conceptuales y equivalentes de las columnas a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent. 15

Figura 5. Interfaz “DSTWU”. 16

Figura 6. Secciones equivalentes entre la columna Sargent y la secuencia formada convencionalmente. 17

Figura 7. Implantación de la columna Sargent en Aspen Plus con los módulos Radfrac. 17

Figura 8. Botón modo dinámico. 25

Figura 9. Elementos auxiliares de la simulación. 26

Figura 10. Perfiles de composición y temperatura de la columna Sargent. Columnas: a) C1 b) C2 c) principal. 32

Figura 11. Análisis de descomposición de valores singulares (SVD) para la selección de la ubicación de los etapas de control de temperatura: a)Kaibel b)Agrawal c)Sargent 36

Figura 12. Análisis de descomposición de valores singulares (SVD) para la selección de la ubicación de los etapas de control del esquema de control diferencial de temperatura: a)Kaibel b)Agrawal c)Sargent..... 39

Figura 13. Esquemas de control de temperatura para la columna Kaibel: a)TC b)TDC. 39

Figura 14. Esquemas de control de temperatura para la columna Agrawal: a)TC b)TDC c)ATDC..... 41

Figura 15. Esquemas de control de temperatura para la columna Sargent: a)TC b)TDC. 42

Figura 16. Comparación de los esquemas TC y TDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Kaibel..... 46

Figura 17. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Kaibel ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%..... 47

Figura 18. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Kaibel ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%..... 47

Figura 19. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Kaibel ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%..... 48

Figura 20. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Kaibel ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%..... 49

Figura 21. Comparación de los esquemas TC, TDC y ATDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Agrawal. 51

Figura 22. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%..... 51

Figura 23. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%. 52

Figura 24. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%..... 53

Figura 25. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%. 54

Figura 26. Respuestas de las variables controladas para el esquema ATDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.. 54

Figura 27. Respuestas de las variables controladas para el esquema ATDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%. 55

Figura 28. Comparación de los esquemas TC y TDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Sargent. 56

Figura 29. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Sargent ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%. 57

Figura 30. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Sargent ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%. 58

Figura 31. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Sargent ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%. 58

Figura 32. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Sargent ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%. 59

Figura 33. Comparación de las columnas Kaibel, Agrawal y Sargent ante perturbaciones en la alimentación. 61

NOMENCLATURA

Abreviaturas, símbolos y variables

CPD	Columna de destilación de pared divisoria.
TAC	Costo total anual
B	Benceno
T	Tolueno
X	m-xileno
H	1,3,5-trimetilbenceno
NRTL	Diseño óptimo.
D	Corriente de destilado
S1	Corriente lateral 1
S2	Corriente lateral 2
Bot	Corriente de fondos
Pre	Columna prefraccionadora
CM	Columna principal
C1	Columna uno
C2	Columna dos
GA	Algoritmo genético
PP	Periodo de retorno
TIC	Costo total de inversión
TOC	Costo total de operación
N_F	Ubicación de la etapa de alimentación
N_{T1}	Tamaños de las columnas
N_{D1}	Ubicación de las tres paredes
N_{S1}	Ubicaciones corrientes de los flujos laterales de los productos
β_{L1}	División de líquido “i”
β_{V1}	División de vapor “i”
SVD	Técnica de descomposición en valores singulares

R	Flujo del reflujo
Q_R	Calor del rehervidor
Ti	Temperatura etapa “i”
U	Vectores singulares izquierdos
$\boldsymbol{\sigma}$	Valor singular escalar
$\boldsymbol{V^T}$	Vectores singulares derechos
PID	controlador proporcional, integral y derivativo
PI	controlador proporcional e integral
$\boldsymbol{Ku}$	Ganancia ultima
$\boldsymbol{Pu}$	Periodo ultimo
$\boldsymbol{Kc}$	Ganancia proporcional
$\boldsymbol{\tau_I}$	Tiempo integral
SP	Valor de diseño de las composiciones de los productos
SS	Valor de estado estable de las composiciones de los productos
TC	Esquema de control de temperatura convencional
TDC	Esquema de control de temperatura diferencial
ATDC	Esquema de control de temperatura diferencial alternativo
ΔT_{j-i}	Diferencia de temperatura de la etapa “j” y la etapa “i”
T_i	Temperatura de la etapa “i”
TCi	Controlador “i” de temperatura
TDCi	Controlador diferencial “i” de temperatura
x(i)j	Composición “i” de la corriente “j”

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 Introducción y antecedentes

La destilación es una de las operaciones unitarias más utilizadas para la separación y purificación de mezclas multicomponente a nivel industrial. Se tiene reportado que solamente en EUA existen más de 40 000 columnas en operación en la actualidad y es uno de los procesos energéticamente más demandantes en la industria química y del petróleo, consumiendo entre el 40 y 50% de la energía empleada en estas industrias [1-2]. Se reportó que en el 2019, el consumo energético de las industrias química y petroquímica en EUA representó el 47% de la energía total consumida en el sector industrial de ese país [2]. Por lo mencionado anteriormente, en los años recientes ha aumentado el interés en el desarrollo de nuevas tecnologías para disminuir el impacto ambiental asociado al consumo energético que las columnas de destilación requieren para su operación. Además se busca cumplir con el objetivo 9 (Industria, innovación e infraestructura) de la Agenda 2030 sobre el Desarrollo Sostenible de la ONU, en donde se enfatiza la necesidad de "...modernizar la infraestructura y reconvertir las industrias para que sean sostenibles, utilizando los recursos con mayor

eficacia y promoviendo la adopción de tecnologías y procesos industriales limpios y ambientalmente racionales…", el fin de reducir las emisiones de CO_2 por unidad de valor añadido [3].

Una alternativa energéticamente más favorable a las secuencias convencionales de separación son las columnas con acoplamiento térmico como las columnas tipo Petlyuk y su implementación practica como columnas de destilación de pared divisoria (CPD). Estas columnas representan el ejemplo típico de los sistemas intensificados (ver Figura 1) [4]. El uso más común de las CPD es la separación de mezclas multicomponente en tres corrientes de producto, estas columnas consisten en un prefraccionador y una columna principal empacadas en una coraza, divididas por una pared vertical y hacen uso de un rehervidor y un condensador (Figura 1b). La alimentación es introducida por el lado del prefraccionador, el componente más volátil sale por el domo y el componente más pesado sale como fondo, mientras que el componente con la volatilidad intermedia sale por una corriente lateral con una alta pureza. Se han reportado ahorros en el consumo de energía del 10 al 45% y de costo de capital del alrededor de 30% [5-6]. A pesar del hecho de que las columnas de destilación de pared divisoria han reportado una disminución en costo de capital y de operación, en el año 2010 solamente se habían reportado un total de 125 aplicaciones aproximadamente, siendo en su mayoría utilizadas para la separación en tres corrientes de producto [5].

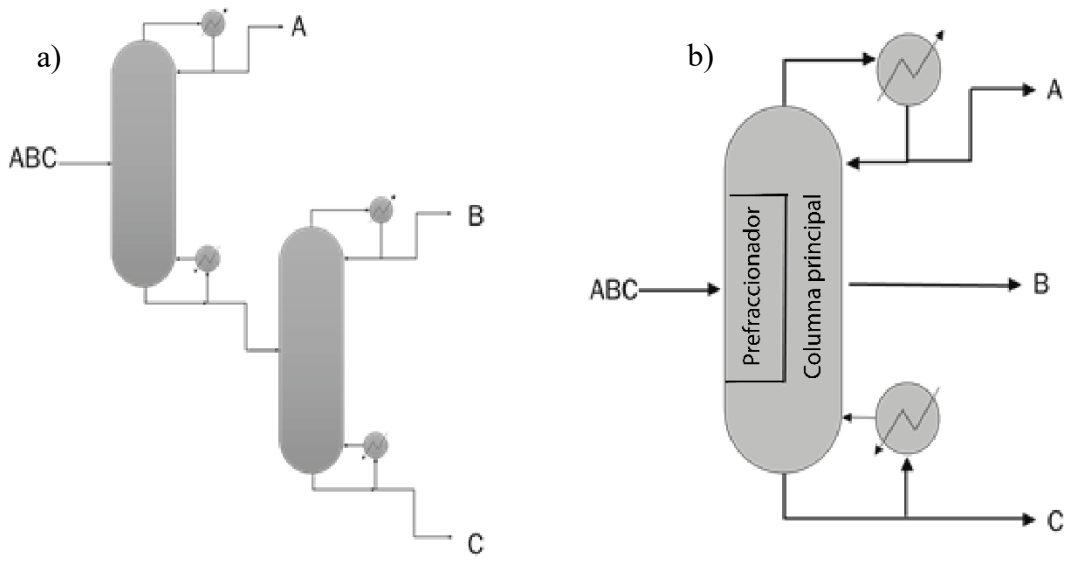

Figura 1. a) Secuencia de separación convencional y b) columna de destilación de pared divisoria para la separación de tres productos

La aplicación de las CPD se ha extendido a la separación de más de tres corrientes de producto. Se ha documentado el uso de columnas de destilación tipo “Kaibel” por BASF SE en 2002 [6] y UOP en 2006 [7], estas columnas consisten de una sola pared vertical en una posición adecuada y presentan dos flujos laterales para separar cuatro productos (ver Figura 2a). En comparación con las CPD para la separación de mezclas ternarias, se han reportado pocas investigaciones sobre el diseño y la simulación del control de la columna Kaibel [8–14]. Por otra parte, se han estudiado sistemas de destilación alternativos a las columnas Kaibel con un número reducido de transferencias de vapor [15-16] o con columnas acopladas térmicamente con rectificadores laterales [15]. Aunque las columnas Kaibel pueden lograr mayores ahorros de energía en comparación

con las secuencias de destilación convencionales, la adición de múltiples paredes proporciona ahorros energéticos y económicos superiores que los de sus contrapartes de una sola pared [9].

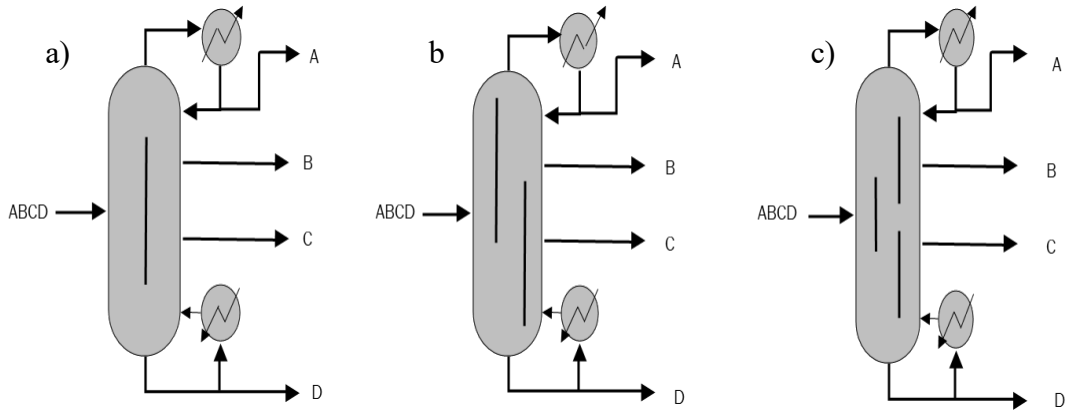

Figura 2. CPD configuraciones: a) Kaibel, b) Agrawal y c) Sargent

Las ventajas de emplear columnas con múltiples paredes se han estudiado en la literatura, conduciendo a diseños que mejoran el rendimiento económico [9], [16]. Uno de los ejemplos con múltiples paredes es la columna de destilación “Agrawal”, también conocida como columna “Satélite” [17], la cual consta de dos paredes divisorias y la alimentación se introduce en el sección central de la columna (ver Figura 2b). Las columnas Agrawal han demostrado ser más eficientes en términos de consumo de energía y costos de capital en comparación con las columnas Kaibel [19–23]. Otra columna de destilación con múltiples paredes es la columna Petlyuk extendida completamente acoplada térmicamente, también conocida como columna “Sargent” (Figura 2c). Esta

columna fue reportada por primera vez por Sargent y Gaminibandara [22] y consta de tres paredes divisorias. La columna Sargent puede generar ahorros de energía considerables en comparación con las secuencias convencionales y las configuraciones de una sola partición, como la columna Kaibel [9], [16], [23]. A pesar de la complejidad del diseño de esta columna, representa una opción industrialmente viable [9]. Se han reportado comparaciones de las columna Kaibel, Agrawal y Sargent, en términos de características de diseño, es decir, estructura de la columna [21–26]. Sin embargo, aún no se ha estudiado una comparación económica rigurosa que considere el costo total anual.

Respecto al control de procesos en CPD de cuatro productos, la mayor parte de las investigaciones se ha centrado en simulaciones de control en columnas Kaibel [27–32], además se ha reportado la implementación industrial de esta columna [6], [31]. Cuando se selecciona un esquema de control adecuado, la columna Kaibel ha demostrado excelentes propiedades de control. Qian y col. [25] y Fan y col. [30] investigaron el control de la columna Kaibel considerando la división de vapor (*vapor split*) como variable manipulada. Aunque las divisiones de líquido se pueden configurar y utilizar como variables manipuladas durante la operación de la planta, asegurar las divisiones de vapor adecuadas sigue siendo un desafío de diseño [23]. Kong y col. [13] reportaron esquemas de control de temperatura para una columna Kaibel alternativa de corrientes de transferencia de líquido, obteniendo un buen desempeño dinámico. No obstante, solo los esquemas de control con mediciones de composición

podrían manejar las perturbaciones en el flujo de alimentación y de la composición de la alimentación.

Pocas investigaciones se han centrado en la dinámica de procesos y en el control de CPD de múltiples paredes con cuatro corrientes de producto. Diwivedi y col. [12] reportaron cuatro estructuras de control descentralizadas para la columna Sargent usando divisiones de vapor como variables manipuladas para la separación de una mezcla ideal de alcoholes. Encontraron que solo aquellas configuraciones que hacen uso de mediciones de composición eran adecuadas para estabilizar la respuesta después de las perturbaciones impuestas. Qian y col. [34–36] estudiaron el comportamiento dinámico de la columna Petlyuk extendida para la separación de una mezcla de alcoholes utilizando únicamente esquemas de control de temperatura. Ellos encontraron que las configuraciones de control de una sola medición de temperatura no son suficientes para lograr respuestas dinámicas adecuadas. Sin embargo, concluyeron que los esquemas de control de temperatura diferencial y temperatura diferencial compensado con presión proporcionan un rendimiento adecuado respecto a las perturbaciones de la alimentación consideradas.

Debido a las preocupaciones sobre los posibles problemas operativos que conlleva la manipulación de tres divisiones de vapor, se han reportado diseños alternativos simplificados de las columnas Sargent. Halvorsen y col. [23] reportaron dos CPD simplificadas con múltiples particiones, con solo dos divisiones de vapor. El objetivo principal de estas columnas es eliminar una pared vertical de la columna Sargent, lo que puede aligerar el problema de manipular

tres divisiones de vapor, permitiendo una mejor operación y control. Lukac y col. [35] estudiaron el control del proceso de un columna Sargent simplificada que tiene solo dos divisiones de líquido y dos de vapor para separar una alimentación que contiene una gran cantidad de compuestos de hidrocarburos. Ellos demostraron que, al combinar el control basado en la temperatura con los controladores basados en la composición, es posible operar cerca de las purezas deseadas frente a las perturbaciones en la composición de alimentación. Wang y col. [36] y Luyben y col. [37] reportaron el control de una columna de destilación multi-zona reportada por Agrawal [38], la idea de estos trabajos era evitar el uso de divisiones de vapor. Sin embargo, no se reportaron comparaciones económicas o dinámicas con la columna de Sargent. Wang y col. [15] utilizaron un control de temperatura dual en una columna de corriente lateral múltiple para separar una mezcla de hidrocarburos. Ellos encontraron que las perturbaciones se pueden rechazar rápidamente manteniendo las especificaciones del producto cerca de sus valores de diseño. Tututi-Avila y col. [18] compararon el desempeño dinámico de una columna Agrawal con cuatro corrientes de producto, una columna Kaibel y la secuencia de destilación directa para la separación de una mezcla BTXH, considerando esquemas de control de composición. Los esquemas de control demostraron un excelente desempeño dinámico. Los esquemas de control utilizaron únicamente controladores de composición en presencia de perturbaciones en la alimentación. Es importante recalcar que, los esquemas de control de composición son útiles para estudios preliminares sobre control de procesos, y las investigaciones recientes han demostrado que estos

trabajos pueden proporcionar información valiosa para la selección adecuada de las variables manipuladas para permitir un control estricto de la pureza del producto [18], [29]. Sin embargo, en la industria se prefiere el uso de esquemas de control de temperatura porque la temperatura se puede medir fácilmente con un breve retraso de tiempo.

A pesar del potencial económico de la columna Agrawal, no se han reportado investigaciones sobre el control de procesos considerando controladores de temperatura en esta columna. Se encuentran disponibles varios estudios sobre el diseño de columnas con particiones múltiples para la separación de aromáticos [11-12], [18], [23], [25], [41–43]. Sin embargo, no hay reportes sobre el control del proceso de la columna Sargent para la separación de aromáticos de valor industrial.

Este trabajo tiene como objetivo analizar el desempeño económico y dinámico de tres columnas de pared divisoria, conocidas como Kaibel, Agrawal y Sargent, para la separación de la mezcla industrialmente relevante BTXH en cuatro productos. Las principales novedades de este trabajo son el diseño óptimo de la columna Sargent y su comparación económica y dinámica respecto a las columnas Agrawal y Kaibel. El problema de optimización para el diseño considera el costo total anual (TAC) como la función objetivo, la cual está sujeta a restricciones de pureza del producto. En cuanto al control de procesos, el estudio propone el uso de estructuras de control de temperatura, considerando esquemas de control convencional de un solo punto y diferencial de dos puntos. En todas las

estructuras de control, se supone que las divisiones de vapor de la columna no están disponibles como variables manipuladas.

1.2 Objetivos de la tesis

1.2.1 Objetivo general

Llevar a cabo un análisis económico y dinámico de las CPD Kaibel, Agrawal y Sargent, para determinar la mejor alternativa para la separación de la mezcla benceno, tolueno, m-xileno y 1,3,5-trimetilbenceno. La optimización del diseño de la columna Sargent considera el TAC y los esquemas de control solo consideran el uso de controladores PID de temperatura.

1.2.2 Objetivos específicos

- Obtener el diseño óptimo de la columna Sargent para la separación de la mezcla BTXH (benceno, tolueno, m-xileno, 1,3,5-trimetilbenceno), en función del costo total anual y de los niveles de pureza requeridos.
- Realizar un análisis comparativo de los resultados de la columna Sargent en función del costo total anual, comparándola con las columnas Kaibel y Agrawal reportadas en la literatura para el mismo caso de estudio.
- Seleccionar las estrategias de control para configurar el control de temperatura en las columnas Kaibel, Agrawal y Sargent.

- Realizar un análisis comparativo de la capacidad de respuesta de los esquemas de control implementados en las tres columnas, para contrarrestar perturbaciones en la alimentación.

1.3 Hipótesis

La columna de destilación tipo Sargent provee el mejor desempeño económico para la separación de la mezcla benceno, tolueno, m-xileno y 1,3,5-trimetilbenceno, respecto a las columnas Agrawal y Kaibel y muestra también el mejor comportamiento dinámico ante perturbaciones en la alimentación con el uso de controladores de temperatura.

1.4 Aportación científica

El propósito de este trabajo es diseñar la columna de destilación tipo Sargent para la separación de la mezcla benceno, tolueno, m-xileno y 1,3,5-trimetilbenceno y comparar su desempeño económico y su comportamiento dinámico ante perturbaciones en la alimentación en comparación con las columnas Kaibel y Agrawal, con el uso de un sistema de control de temperatura.

1.6 Descripción de la tesis

El presente trabajo está dividido en cinco capítulos. En el capítulo dos se describe como se llevó a cabo el diseño y optimización de la columna Sargent, y la implementación de los esquemas de control. En el capítulo tres se muestran y se

describen y se discuten los resultados. Por último, en el capítulo cuatro se reportan las conclusiones.

CAPÍTULO 2

METODOLOGÍA

2.1 Casos de estudio

El caso de estudio investigado en este trabajo se basa en la separación de la mezcla de benceno, tolueno, xilenos y pesados (BTXH) por su importancia en la industria petroquímica [10]. Las condiciones de alimentación son las mismas que las utilizadas en el trabajo de Tututi-Avila y col. [18], que se basa en el trabajo de Kiss y col. [10], considerando la separación de benceno, tolueno, m-xileno y pesados. Se estableció que los productos pesados contienen sólo 1,3,5-trimetilbenceno. Se utilizó un flujo de alimentación de líquido saturado de 114.8 kmol/h de una mezcla que contiene 28.4% en mol de benceno, 31.7% en mol de tolueno, 28.1% en mol de xileno y 11.8% en mol de pesados a 399.5 K. Se consideró una pureza mínima del producto del 99% en mol para todos los productos. Se utilizó el modelo NRTL-RK para la estimación de propiedades termodinámicas.

Los módulos de “RADFRAC” en Aspen Plus se utilizaron para realizar simulaciones rigurosas utilizando estructuras equivalentes, es decir las CPD se simularon a través de columnas térmicamente acopladas, las cuales se pueden observar en la Figura 3. La Figura 3a muestra el diseño conceptual de la columna

Kaibel en la parte de arriba y su estructura equivalente en la parte de abajo, la cual consta de dos columnas acopladas térmicamente, prefraccionador (Pre) y columna principal (CM) y cuatro salidas de producto: D (destilado), S1 (corriente lateral uno), S2 (corriente lateral dos) y Bot (corriente de fondos). La Figura 3b muestra el diseño conceptual de la columna Agrawal y su estructura equivalente que se compone de tres columnas, una columna principal en el centro con dos salidas de producto (D y Bot) y dos columnas laterales (C1 y C2) con una salida de producto cada una (S1 y S2). Por último, la Figura 3c muestra los diseños conceptuales y equivalentes de la columna Sargent, cuenta con dos columnas prefraccionadoras (C1 y C2) y una columna principal con cuatro salidas de productos (D, S1, S2 y Bot).

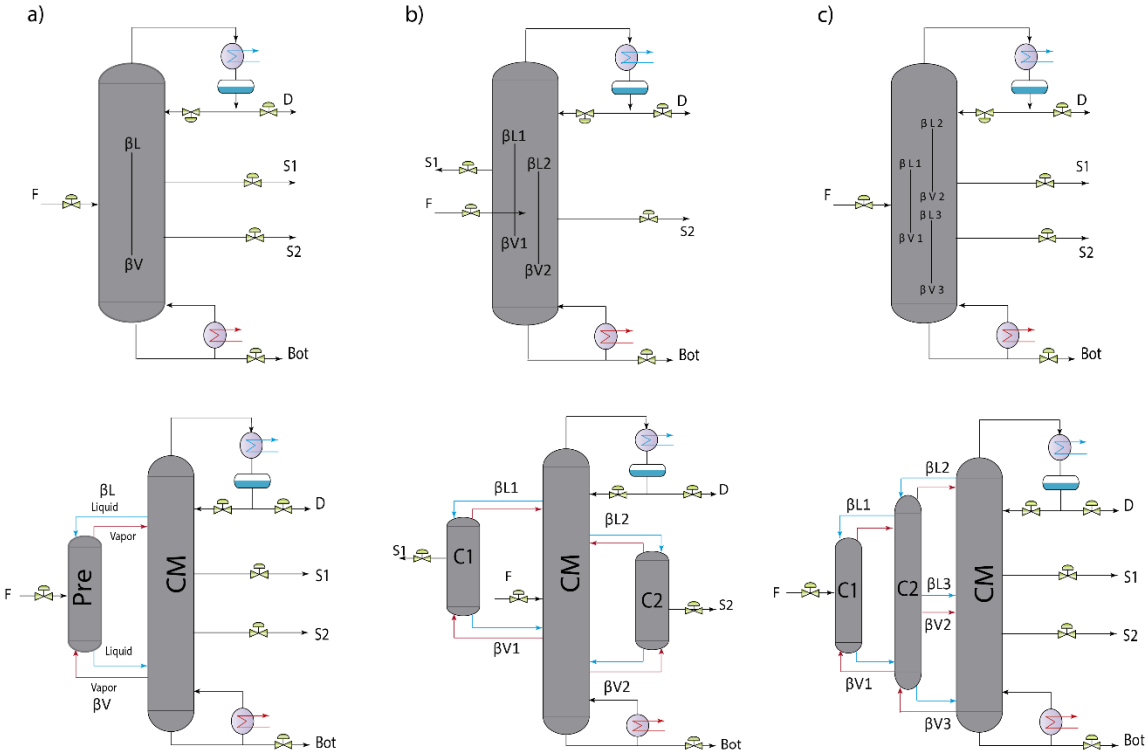

Figura 3. Diseños conceptuales y equivalentes de las columnas a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent.

2.2 Métodos de diseño

Los diseños de las columnas Kaibel y Agrawal se obtuvieron del trabajo de Tututi-Avila y col. [18]. En cuanto al diseño de la columna Sargent, se utilizó la metodología de Triantafyllou y Smith [42] para inicializar las variables de operación y estructurales de la columna.

En la Figura 4 se presenta nuevamente la columna Sargent (ver Figura 4a). Se muestran las separaciones que ocurren en cada una de las secciones de la columna para una alimentación de cuatro componentes “A-B-C-D”. Con el software Aspen Plus y con los módulos “DSTWU” se simularon las tareas de separación que se realizan en la columna, en la Figura 4b se pueden observar que productos se obtienen de cada sección de separación, mediante una secuencia de destilación tradicional (ver Figura 4c). Por ejemplo, para la separación AD que se muestra en la Figura 4a, el componente A se considera que es el componente clave ligero y que D es el componente clave pesado y cómo podemos ver en la Figura 4b, de esta separación resultan dos corrientes, una en la parte superior de la columna que contiene los componentes A, B y C y una en la parte inferior que contiene los componentes B, C y D. Esta misma analogía se utiliza para las demás separaciones

La Figura 5 muestra cómo se configura la separación que ocurre en la columna que realiza la separación AB. Se especifica una relación de flujo mínima

de 1.3, la recuperación del componente clave pesado y ligero a recuperar en el destilado y la presión de operación. La presión de la columna se estableció en 0.35 atm para permitir el uso de agua de enfriamiento como refrigerante en el condensador y no se consideró la caída de presión. El uso de condiciones de vacío ha demostrado tener ventajas para los sistemas de destilación[43].

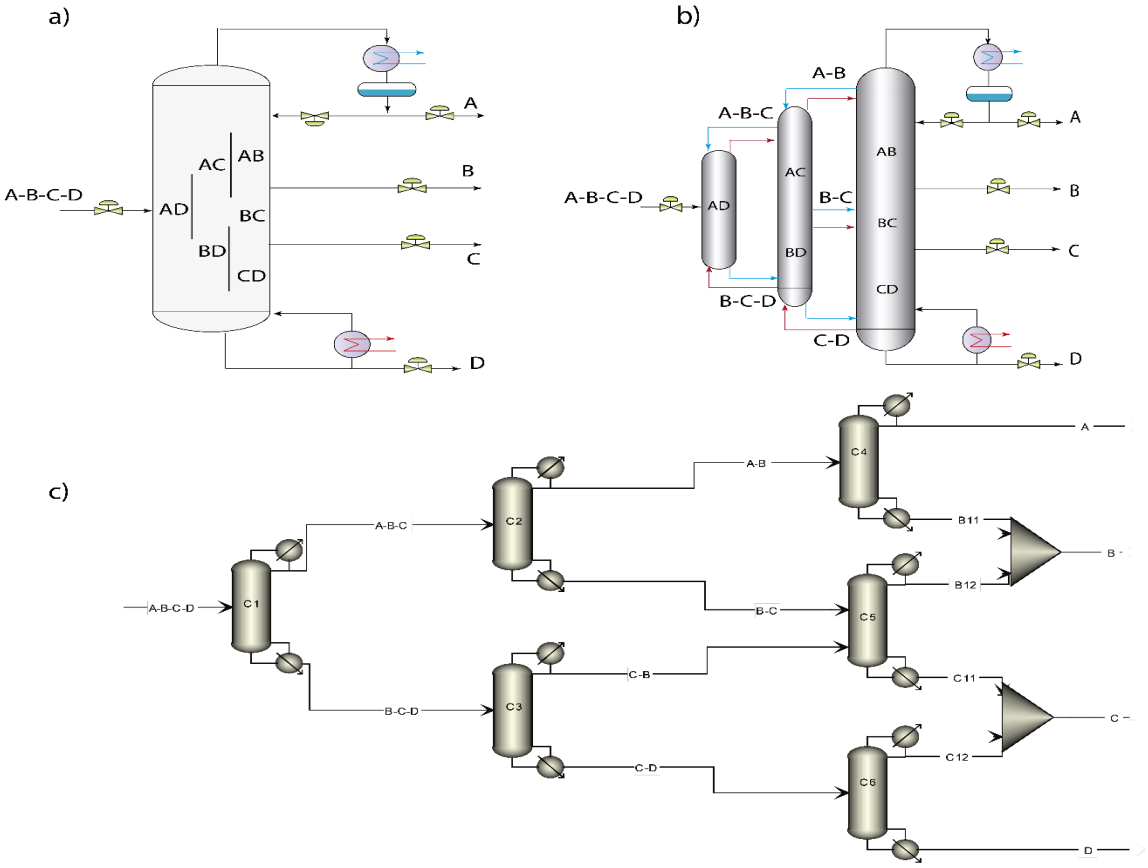

Figura 4. Diseños conceptuales y equivalentes de las columnas a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent.

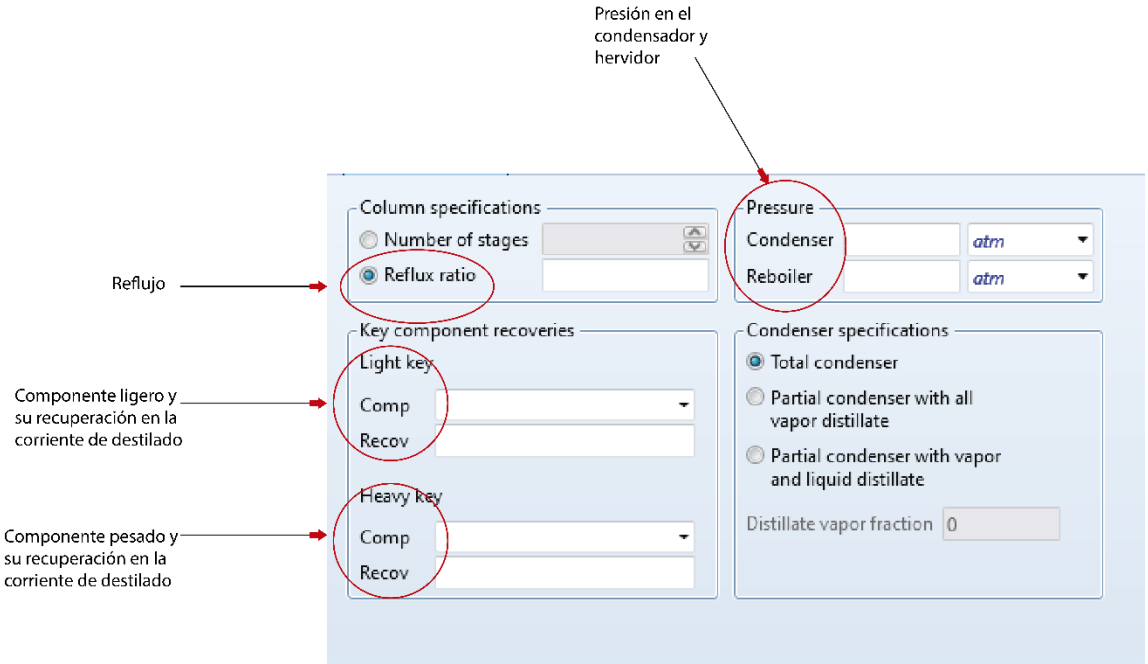

Figura 5. Interfaz “DSTWU”.

Después de realizar esta simulación, se obtienen los flujos internos y el número de etapas de cada sección como se muestra en la Figura 6. Con esta información se inicializará la estructura Sargent con el uso de módulos “RADFRAC” acoplados (ver Figura 7). Para esta simulación, además de la información obtenida con el análisis anterior, se consideró una caída de presión por etapa de 0.0068 atm [43].

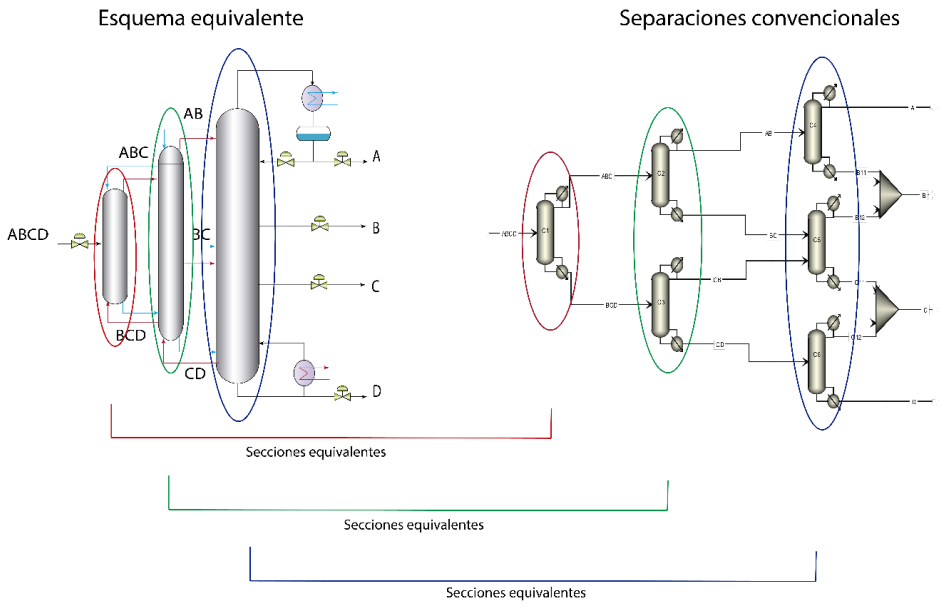

Figura 6. Secciones equivalentes entre la columna Sargent y la secuencia formada convencionalmente.

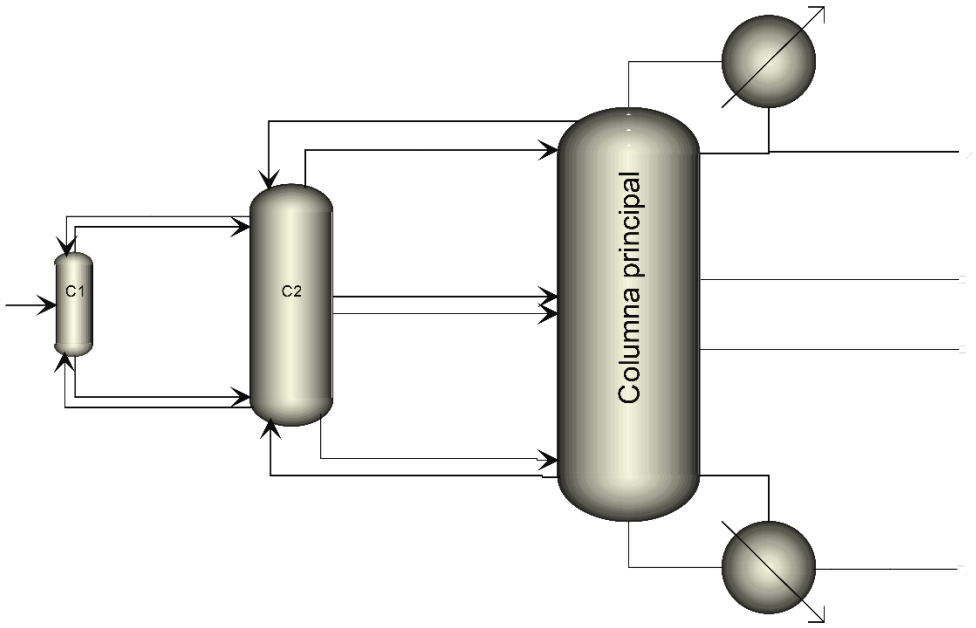

Figura 7. Implantación de la columna Sargent en Aspen Plus con los módulos RADFRAC.

Una vez convergida la simulación, se utiliza la herramienta “Design Specifications/Vary”, en donde se establece las purezas objetivo de los productos y las variables de operación que se manipularan para lograr estas especificaciones, y así poder obtener un diseño base inicial.

2.3 Optimización

La optimización de la columna Sargent se llevó acabo con el uso de algoritmos genéticos (GA) en el software MATLAB, mediante un vínculo con el software Aspen Plus, en donde el objetivo de la optimización es minimizar el costo total anual (TAC). Los parámetros de GA se establecieron de la siguiente manera: 40 generaciones, 500 individuos, factor de cruce de 0.8 y un factor de mutación de 0.05, en base a lo reportado en la literatura [44]. Las simulaciones que convergieron con errores fueron penalizadas con un valor de TAC de 1×10^7. Los parámetros económicos se obtuvieron de Luyben [45]. Se consideró un período de retorno de 10 años (PP). Debido a que los diseños de destilación se configuraron para usar agua de enfriamiento como refrigerante, se despreció el costo del agua de enfriamiento.

El costo total anual para minimizar considera la inversión (TIC) y los costos operativos (TOC), de acuerdo con las siguientes Ecuaciones:

$$TAC = \frac{TIC}{PP} + TOC \quad \textbf{(1)}$$

$$TIC = Costo_{carcaza} + Costo_C + Costo_R \quad \textbf{(2)}$$

$$TOC = P_{vapor} * Q_R \quad \textbf{(3)}$$

Los subíndices C y R hacen referencia al condensador y al rehervidor respectivamente. P_{vapor} es el precio del vapor en US$/MW y Q_C es el calor del rehervidor en MW [45]. Para calcular el diámetro equivalente de la columna Sargent (Figura 3c) se utilizó el área de la sección transversal de las columnas acopladas térmicamente de acuerdo con la Ecuación 21 (D_e) del Apéndice A.

Se consideraron quince variables de decisión: nueve estructurales y seis operativas. Las variables estructurales son la ubicación de la etapa de alimentación (N_F), los tamaños de las columnas (N_{T1}, N_{T2}, N_{T3}) y la ubicación de las tres paredes (N_{D1}, N_{D2} y N_{D3}) y las ubicaciones de las corrientes de los flujos laterales de los productos (N_{S1} y N_{S2}). Las variables operativas son tres divisiones de líquido y tres de vapor (β_{L1}, β_{L2}, β_{L3}, β_{V1}, β_{V2} y β_{V3}). El modelo de optimización se representa en la ecuación 4.

$$Min\ TAC$$

$$= f(N_F, N_{T1}, N_{T2}, N_{T3}, N_{D1}, N_{D2}, N_{D3}, N_{S1}, N_{S2}, \beta_{L1}, \beta_{L2}, \beta_{L3}, \beta_{V1}, \beta_{V2}, \beta_{V3})$$

$$s.a. \text{especificaciones de las purezas de los productos } (Aspen\ Plus) \quad \textbf{(4)}$$

$$0 < \beta_{L1}, \beta_{L2}, \beta_{L3}, \beta_{V1}, \beta_{V2}, \beta_{V3} \leq 1$$

$$1 \leq N_F, N_{T1}, N_{T2}, N_{T3}, N_{D1}, N_{D2}, N_{D3}, N_{S1}, N_{S2} \leq X^{superior}_{Especificación}$$

$$N_F, N_{T1}, N_{T2}, N_{T3}, N_{D1}, N_{D2}, N_{D3}, N_{S1}, N_{S2} \in \mathbb{Z}$$

$$\beta_{L1}, \beta_{L2}, \beta_{L3}, \beta_{V1}, \beta_{V2}, \beta_{V3} \in \mathbb{R}$$

Las purezas del producto están vinculadas a variables operativas (es decir, a la relación de reflujo, a la tasa de destilado y a las tasas de flujo de la corriente secundaria) en el simulador de proceso a través de la función "Design spec/variation".

2.4 Control

La controlabilidad de las CPD se investigó utilizando sólo controladores de temperatura, considerando como objetivo de control mantener un funcionamiento estable según las especificaciones de pureza de los productos para las tres CPD. Se consideró que las perturbaciones en la composición de la alimentación y en el flujo de alimentación representaban las perturbaciones comúnmente utilizadas, esto con el fin de probar las estructuras de control en las columnas de destilación [50]. La selección de las etapas de control de temperatura se discute en las siguientes secciones.

2.4.1 Selección de etapas de control de temperatura

Se utilizaron técnicas de análisis de sensibilidad y de descomposición de valores singulares (SVD) [46] para la selección de las etapas de control de temperatura. Para la columna Kaibel, se consideró el reflujo (R), el calor del rehervidor (Q_R), el flujo de las corrientes laterales (S1 y S2) y la división del líquido (β_L) como variables de manipulación disponibles para controlar la temperatura de la columna. Además de las variables disponibles para la columna Kaibel, la columna Agrawal tiene una división de líquido adicional (β_{L1} y β_{L2}), mientras que la columna Sargent tiene disponibles dos divisiones de líquido más (β_{L1}, β_{L2} y β_{L3}). Las divisiones de vapor en las columnas no se consideraron como variables manipuladas. La presión en las tres columnas se controla manipulando la carga del condensador (Q_C) y los niveles del tambor de reflujo y del fondo de la columna, se controlan manipulando el flujo de destilado (D) y el flujo de fondos (Bot) respectivamente.

Se determinó la sensibilidad del perfil de temperatura para las secciones en las columnas, considerando un pequeño cambio positivo de 0.1% en una de las variables manipuladas (por ejemplo, el reflujo) mientras se mantienen las otras variables constantes y se calcularon nuevos perfiles de temperatura. Este procedimiento se aplicó a todas las variables manipuladas. Después, se obtuvieron las ganancias en estado estacionario, dividiendo el cambio de temperatura de cada etapa (temperaturas iniciales menos temperaturas después del cambio en las variables manipuladas) entre el cambio en la variable

manipulada, formando así las matrices de ganancias para cada sección de cada columna de dimensiones N por M como se muestra en la ecuación 5.

$$K_{ganancias} = \begin{bmatrix} \frac{\Delta T_1}{\Delta Var1} & \cdots & \frac{\Delta T_1}{\Delta VarM} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\Delta T_N}{\Delta Var1} & \cdots & \frac{\Delta T_N}{\Delta VarM} \end{bmatrix} \quad \textbf{(5)}$$

$$\Delta T_n : Cambio\ de\ temperatura\ en\ etapa\ n$$

$$N : Numero\ total\ de\ etapas\ de\ cada\ seccion$$

$$M : Numero\ de\ variables\ manipuladas$$

$$\frac{\Delta T_n}{\Delta Varm} : Ganancia\ plato\ n\ ante\ cambio\ en\ variable\ m$$

La matriz de ganancia para cada sección se factorizó utilizando la técnica SVD con la función "svd" de Matlab en tres matrices (Ecuación 6), a partir de estas matrices se obtienen los vectores U (Ecuación 7). El primer vector U (U_1) de cada sección se grafica contra su número de etapas correspondiente, esto con el fin de identificar la etapa con el componente que tenga la magnitud mayor de una sección determinada de la columna, estableciendo así la ubicación del sensor de manera más eficiente. También, se utilizó una versión modificada de

este análisis para las columnas principales de las CPD, que consideran la interacción de cada sensor individual, graficando la diferencia entre los valores absolutos de los dos primeros vectores U contra su número de platos correspondientes (ver Ecuación 8).

$$K_{ganancias} = U\sigma V^T \quad \textbf{(6)}$$

$$U = [U_1 \quad U_2 \quad . \quad . \quad . \quad U_{MVar}] \quad \textbf{(7)}$$

$$Z = |U_1| - |U_2| \quad \textbf{(8)}$$

Algunos estudios han demostrado que el control de la temperatura con mediciones de un solo punto (control convencional de temperatura) es insuficiente para garantizar que las composiciones de los productos regresen a su valor de diseño cuando se introducen perturbaciones en la alimentación en CPD [28], [47]. Las perturbaciones de flujo alteran los flujos de líquido y vapor internos en toda la columna, lo que también ocasiona que la presión cambie. Debido a que la composición es una función de la temperatura y la presión, el medir sólo una temperatura puede no garantizar que la composición del producto se mantenga de acuerdo con las especificaciones. Sin embargo, midiendo la diferencia entre dos temperaturas, se proporciona un grado de compensación de presión [47]. Cuando la presión de la columna cambia debido a las perturbaciones, ambas temperaturas medidas varían, pero su diferencia de temperatura permanece constante. Por lo tanto, para superar los problemas de

los efectos de la presión, se ha aplicado la técnica del control de temperatura diferencial (de dos puntos) a las columnas de destilación [47], [48]. La siguiente sección estudia la implementación de los esquemas de control de temperatura diferencial.

2.4.2 Selección de etapas de control esquema diferencial

El procedimiento para la selección de las etapas de control de temperatura para los esquemas de control de temperatura diferencial es similar al de los esquemas de control de un solo punto. Sin embargo, cada lazo de control requiere dos puntos de medición. Las etapas seleccionadas para los esquemas convencionales de control de temperatura a través de la metodología SVD se toman como primer punto para la configuración diferencial y se denominan etapas de referencia. Para una etapa de referencia dada en cada columna, se calculó la diferencia entre la ganancia de la etapa de referencia y las ganancias de otras etapas en la columna, generando una matriz de ganancias para cada etapa de referencia (Ecuación 9) [47]. Finalmente, la aplicación de la técnica SVD en estas matrices de ganancia proporciona los vectores U_1 con las segundas etapas sensibles del control de temperatura diferencial (ver Ecuación 11).

$$K_R = \begin{bmatrix} \frac{\Delta T_{\mathrm{R}}}{\Delta Var1} - \frac{\Delta T_1}{\Delta Var1} & \cdots & \frac{\Delta T_{\mathrm{R}}}{\Delta VarM} - \frac{\Delta T_1}{\Delta VarM} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\Delta T_{\mathrm{R}}}{\Delta Var1} - \frac{\Delta T_N}{\Delta Var1} & \cdots & \frac{\Delta T_{\mathrm{R}}}{\Delta VarM} - \frac{\Delta T_N}{\Delta VarM} \end{bmatrix} \quad \textbf{(9)}$$

$$K_R = U_R \sigma_R {V_R}^T \quad \textbf{(10)}$$

$$U_R = [U_1 \quad U_2 \quad . \quad . \quad . \quad U_M] \tag{11}$$

$$T_R: Temperatura\ en\ etapa\ de\ referencia$$

2.5 Implementación en Aspen Dynamics

Las simulaciones de los tres CPD se exportaron a Aspen Dynamics como una simulación impulsada por presión (ver Figura 8).

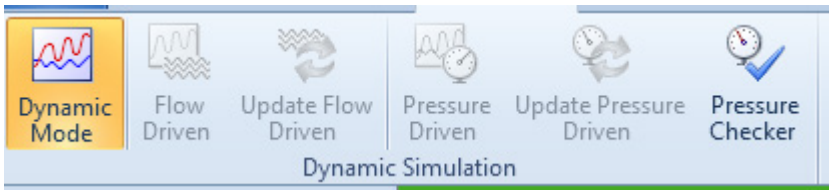

Figura 8. Botón modo dinámico.

En la simulación se agregaron válvulas de control, bombas y compresores ficticios para lograr estabilidad. Estos elementos ficticios agregados (Figura 9) para las simulaciones dinámicas no afectan los cálculos del TAC. Sin embargo, son necesarios para simular de manera realista la dinámica de la columna a través de una simulación impulsada por presión [45].

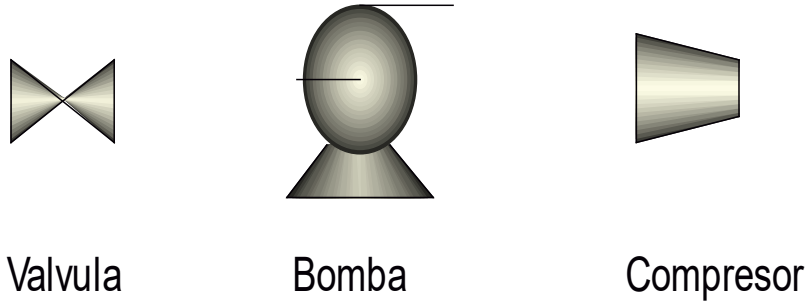

Figura 9. Elementos auxiliares de la simulación.

Los lazos de control se configuraron utilizando controladores PID considerando solamente controladores de temperatura que sólo utilizan las partes proporcional e integral (PI) [45]. Para los controladores de temperatura se utilizaron mediciones de temperatura, suponiendo un tiempo muerto de 1 min, ya que cualquier sensor físico tiene retrasos de tiempo y para hacer de las simulaciones dinámicas más realistas, requieren considerar estos retrasos explícitamente y/o tiempos muertos en los ciclos de medición de la temperatura [45]. Para la sintonización de los controladores de temperatura, se utilizaron pruebas de retroalimentación de relé de circuito cerrado para encontrar la ganancia ultima (Ku) y el periodo ultimo (Pu), y después con las reglas de ajuste de Tyreus-Luyben se calcularon los parámetros de los controladores, es decir, la ganancia proporcional (Kc) y tiempo integral (τ_I) (ver Ecuaciones 12 y 13, respectivamente) [49]. Los controladores de temperatura se sintonizaron secuencialmente, comenzando con el controlador que tiene el efecto más significativo en la pureza de los productos, y así sucesivamente [47].

$$Kc = \frac{Ku}{3.13} \quad \textbf{(12)}$$

$$\tau_I = 2.2Pu \quad \textbf{(13)}$$

También se agregaron controladores de inventario, de nivel, de presión y flujo para completar los esquemas de control. Los controladores de nivel se

configuraron como proporcionales con una ganancia de 2, mientras que los controladores de flujo y presión se configuraron como proporcional-integral (PI) con Kc = 0.5 y τ_I = 0.3 min y Kc = 20 y τ_I = 10 min respectivamente [45].

Por último, se implementaron esquemas de control de relación de retroalimentación para reducir las desviaciones transitorias en la pureza de los productos.

Todos los esquemas de control se probaron bajo perturbaciones de 10% en el flujo de alimentación y del 10% en la composición de benceno en la alimentación en un tiempo igual a 1h.

2.6. Evaluación desempeño dinámico

En las simulaciones dinámicas se registraron las composiciones de los productos durante 15 horas y se calculó en porcentaje de variación de las composiciones respecto a sus valores de diseño, usando la Ecuación 14:

$$desviacion\% = (SP - SS) * 100 \quad \textbf{(14)}$$

Donde SP es el valor de diseño de las composiciones (0.99) y SS es el valor de estado estable que alcanzan las composiciones después de las perturbaciones aplicadas.

En el siguiente capítulo se presentan los resultados de las pruebas realizadas a cada columna de destilación con las perturbaciones antes mencionadas.

CAPÍTULO 3

RESULTADOS Y DISCUSIONES.

3.1 Diseño optimizado

Para analizar el desempeño económico de las columnas, la Tabla 1 presenta la información del diseño optimizado económicamente de la columna Sargent, también incluye información de diseño y económica para las columnas Kaibel, Agrawal y la secuencia directa convencional de destilación para el mismo caso de estudio, reportadas por Tututi-Avila y col.[18]. El número total de etapas en la columna Sargent es mayor que en las columnas Kaibel y Agrawal. Sin embargo, las tres columnas tienen un diámetro equivalente similar. La columna Sargent proporciona ahorros del 40.9% en el TOC en comparación con la secuencia directa convencional, y del 31.08 y 21.8% sobre las columnas Kaibel y Agrawal, respectivamente. Sin embargo, el TIC de la columna Sargent es mayor que el de las columnas Kaibel y Agrawal.

Tabla 1. Parámetros de diseño de las tres CPD.

	Kaibel-CPD [18]		Agrawal-CPD [18]			Sargent-CPD		
Columna	Pre	CM	C1	CM	C2	C1	C2	CM

Numero de etapas	40	61	26	58	26	22	42	61
Etapas de alimentación/etapas de interconexión	23	10-50	1-26	29 14-40 21-47	1-26	11	14-36	30 7-49
Etapas de salidas laterales	-	22-37	10	-	13	-	23	16-38
Pureza benceno (mol %)	99.0		99.0			99.0		
Pureza tolueno (mol %)	99.0		99.0			99.0		
Pureza xileno (mol %)	99.0		99.0			99.0		
Pureza pesados (mol %)	99.0		99.0			99.0		
Recuperación B (%)	99.9		99.8			99.7		
Recuperación T (%)	99.1		98.9			98.9		
Recuperación X (%)	98.5		98.7			98.9		
Recuperación H (%)	97.8		98.4			98.2		
Relación de reflujo	5.95		5.3			4.21		
División de líquido	0.366		0.389	0.797		0.361	0.306	0.311
División de vapor	0.585		0.375	0.407		0.531	0.663	0.691
Presión de operación (atm)	0.35		0.35			0.35		
Diámetro (m)	2.07		1.93			1.93		
Q_C (kW)	2073.9		1877.7			1552.2		
Q_R (kW)	1885.6		1663.3			1371.3		
Desempeño económico								
Costo total de inversión (TIC) ($\mathbf{10^6}$ \$/año)	1.427		1.285			1.537		
Costo total de operación (TOC) ($\mathbf{10^6}$ \$/año)	0.489		0.431			0.337		

Costo total anual (TAC) ($\mathbf{10^6}$ \$/año)	0.631	0.559	0.490
Ahorro TIC en comparación con la secuencia convencional (%)	15.06	23.51	8.51
Ahorra TOC en comparación con la secuencia convencional (%)	14.36	24.52	40.98
Ahorro TAC en comparación cona la secuencia convencional (%)	14.61	24.36	33.69
Desempeño económico de la secuencia directa: TIC=1.68, TOC=0.571 and TAC=0.739 [18] B: benceno T: tolueno X: xileno H:pesados Pre:prefraccionador			

En general, la columna Sargent proporciona un ahorro del 33.69% en términos de TAC en comparación con la secuencia directa convencional, y del 22.3 y 12.3% sobre las columnas Kaibel y Agrawal respectivamente. Los resultados obtenidos son conforme con la literatura citada y colocan a la columna Sargent como la mejor opción en términos económicos.

La Figura 10 presenta los perfiles de temperatura y composición de la columna Sargent. En esta columna de múltiples particiones se evita el típico efecto de remezclado observado en las columnas de destilación convencionales. Los valores máximos de composición en la columna principal corresponden a las etapas de la corriente de producto.

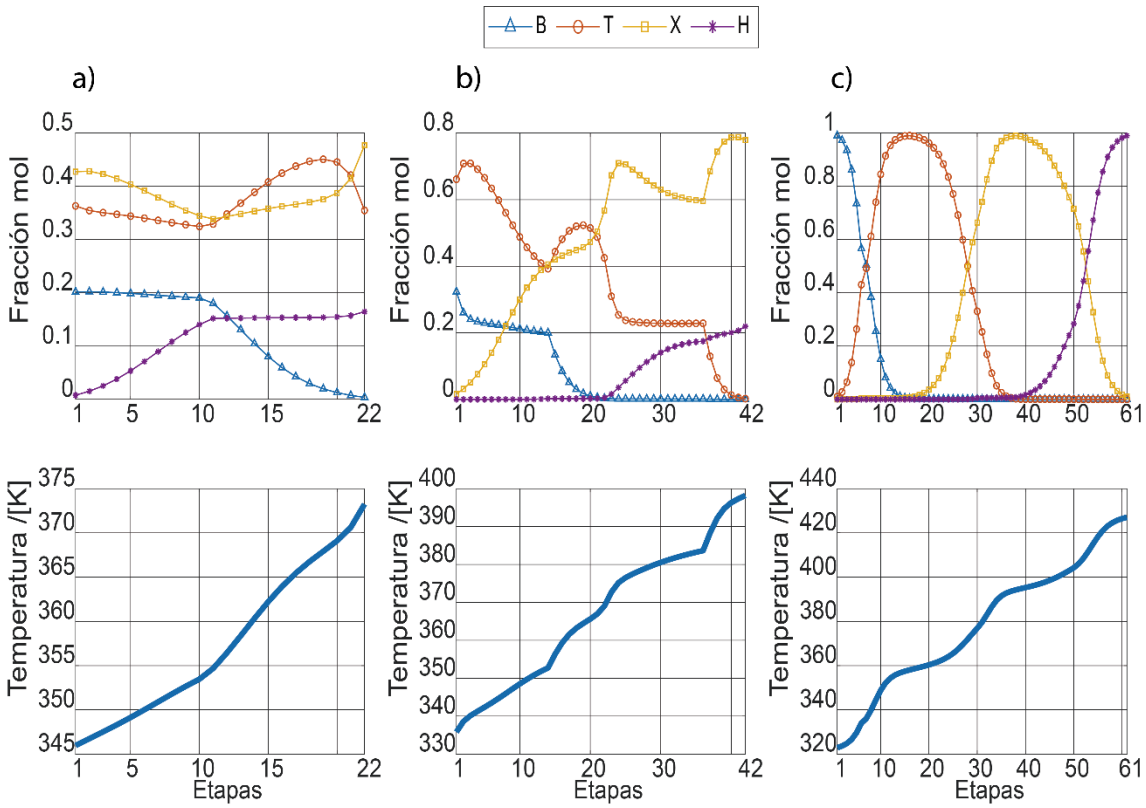

Figura 10. Perfiles de composición y temperatura de la columna Sargent.

Columnas: a) C1 b) C2 c) CM.

3.2 Selección de etapas de control

Para definir los esquemas de control se exploraron diversas alternativas. Para la columna Kaibel, se investigó un esquema convencional de temperatura de un solo punto (TC) y un esquema de control de temperatura diferencial (TDC) de dos puntos. Para la columna Agrawal, se investigó un esquema convencional (TC), un diferencial (TDC) y un esquema alternativo de control de temperatura diferencial (ATDC). En cuanto a la columna Sargent, se investigó un esquema

convencional (TC) y un esquema de control diferencial (TDC). La implementación de tales esquemas de control se presenta a continuación.

3.2.1 Control de temperatura convencional

La Figura 11 muestra los perfiles obtenidos por el análisis SVD para las columnas Kaibel, Agrawal y Sargent. Las etapas sensibles de la columna Kaibel para la columna principal y el prefraccionador se muestran en la Figura 11a, representadas por los puntos extremos en la Figura. Las etapas sensibles para la columna principal son la 6, 31 y 54, y las del prefraccionador son la 10 y 30. Al considerar las relaciones dinámicas entre la ubicación de cada etapa y las variables manipuladas, la temperatura de la etapa 6 se controla manipulando el reflujo (R), la temperatura de la etapa 31 se controla con el flujo de la corriente lateral uno (S1), la temperatura de la etapa 54 en la columna principal con el calor del rehervidor (Q_R) y en el prefraccionador se prefirió controlar la temperatura de la etapa 10 con la división de líquido (βL) en lugar de controlar la temperatura de la etapa 30, ya que la etapa 10 se encuentra más cerca de la división de vapor que la etapa 30. Es importante tener en cuenta que, el flujo de la corriente lateral dos (S2) debe cambiar cuando ocurren perturbaciones en la alimentación. Sin embargo, de acuerdo con los perfiles de la descomposición de valores singulares, no existe una etapa adecuada para configurar un lazo de control que manipule esta variable que queda disponible. Por lo tanto, para manipular la tasa de flujo de la corriente lateral dos (S2), se propone un controlador de relación para

mantener fija la relación entre el flujo másico de la corriente S2 y el flujo másico del líquido interno que ingresa a la etapa donde se encuentra ubicada la S2. La Figura 13a muestra la implementación de la estructura de control convencional para la columna Kaibel y la Tabla 2 contiene los parámetros de sintonización de los controladores de temperatura de este esquema de control. Como se mencionó en la metodología, la sintonización de los lazos de control se llevó secuencialmente, se utiliza la columna Kaibel para ilustrar el procedimiento que se llevará a cabo en las demás columnas. El lazo de control que toma en cuenta del calor del rehervidor (Q_R), se configuró primero con los otros controladores configurados en manual. A continuación, se sintonizó el lazo de reflujo (R) con el bucle Q_R en automático y los demás en manual. Luego, se sintonizó el primer bucle lazo de la corriente lateral (S1) con los lazos para Q_R y R en automático y el restante en manual, finalmente se sintonizó el lazo para la división de líquido (βL) con todos los demás lazos en automático.

La Figura 11b muestra las etapas sensibles para la columna Agrawal. Las etapas sensibles para la columna principal son 6, 20, 43 y 51; etapa 23 para la columna lateral uno (C1) y etapa 3 para la columna lateral dos (C2). En este caso, se seleccionó el reflujo (R) como variable de manipulación para controlar la temperatura de la 6ª etapa; la temperatura de la etapa 20 se controla con la división de líquido uno (β_{L1}), la temperatura de la etapa 43 con la división de líquido dos (β_{L2}), la temperatura de la etapa 51 con el calor del rehervidor (Q_R) en la columna principal y la temperatura de la etapa 23 con el flujo de la corriente lateral uno (S1) de la columna lateral uno (C1), y el flujo de la segunda corriente

lateral (S2) se configura con un controlador de relación de la misma forma que en la columna Kaibel. La etapa sensible en la columna C2 no se usa en el esquema de control convencional porque se observó un rendimiento deficiente al usar esta variable. Sin embargo, sigue siendo una ubicación de etapa potencial para explorar un esquema de control alternativo. La Figura 14a muestra la implementación de la estructura de control convencional para la columna Agrawal y la Tabla 2 contiene los parámetros de sintonización de los controladores de temperatura.

La Figura 11c muestra las etapas sensibles para la columna Sargent. Las etapas sensibles para la sección principal son la 9, 32 y 52; la etapa 8 para la columna central (C2) y la etapa 6 para la columna 1 (C1). El esquema de control seleccionado considera controlar la temperatura de la etapa 9 manipulando el reflujo (R), la etapa 32 con el flujo de la corriente lateral uno (S1), la etapa 52 en la columna principal con el calor del rehervidor (Q_R) y la división de líquido dos (β_{L2}), de la columna principal a la columna central controla la temperatura de la etapa 8 en la columna central. La temperatura en la etapa 6 en la columna C1 no se usa como variable de control, y las variables de manipulación restantes, es decir, β_{L1}, β_{L3} y S2 se configuran con un controlador de relación de flujo. La Figura 15a y la Tabla 2 muestran la implementación del esquema de control convencional y los parámetros de sintonización de los controladores de temperatura para la columna Sargent.

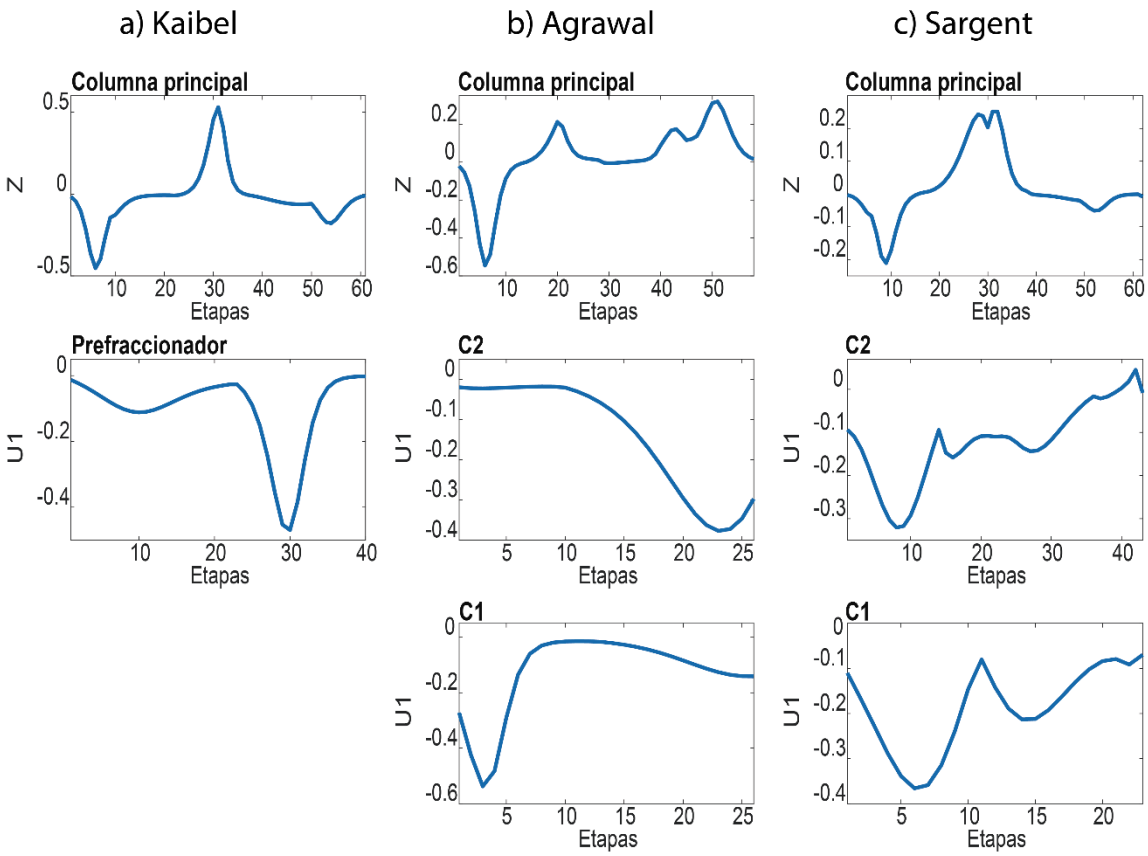

Figura 11. Análisis de descomposición de valores singulares (SVD) para la selección de la ubicación de las etapas de control de temperatura: a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent

3.2.2 Control de temperatura diferencial

La Figura 12a muestra los perfiles del vector U1 para las cuatro etapas de referencia individuales (6, 31, 54 en la sección principal y 10 en el prefraccionador) en la columna Kaibel. Considerando la proximidad física y la sensibilidad de la temperatura de referencia, se eligió la ubicación de los lazos de control diferencial [47]. En la columna principal, la diferencia de temperatura

entre la décima y la sexta etapa se controla manipulando el reflujo ($\Delta T_R = T_{10} - T_6$), la diferencia de temperatura entre las etapas 31 y la 21 se controla con el flujo de la corriente lateral uno ($\Delta T_{S1} = T_{31} - T_{21}$) y la diferencia de temperatura entre las etapas 54 y 50 es controlada con el calor del rehervidor ($\Delta T_{QR} = T_{54} - T_{50}$); en el prefraccionador, la diferencia de temperatura entre las etapas 23 y 10 se controla con la división del líquido ($\Delta T_{\beta L} = T_{23} - T_{10}$). Una vez definidos los lazos de control, se repite el proceso de sintonización de los controladores. La Figura 13b muestra la implementación de la estructura de control diferencial para la columna Kaibel. La Tabla 2 contiene los nuevos parámetros de sintonización de los controladores de temperatura de este esquema de control.

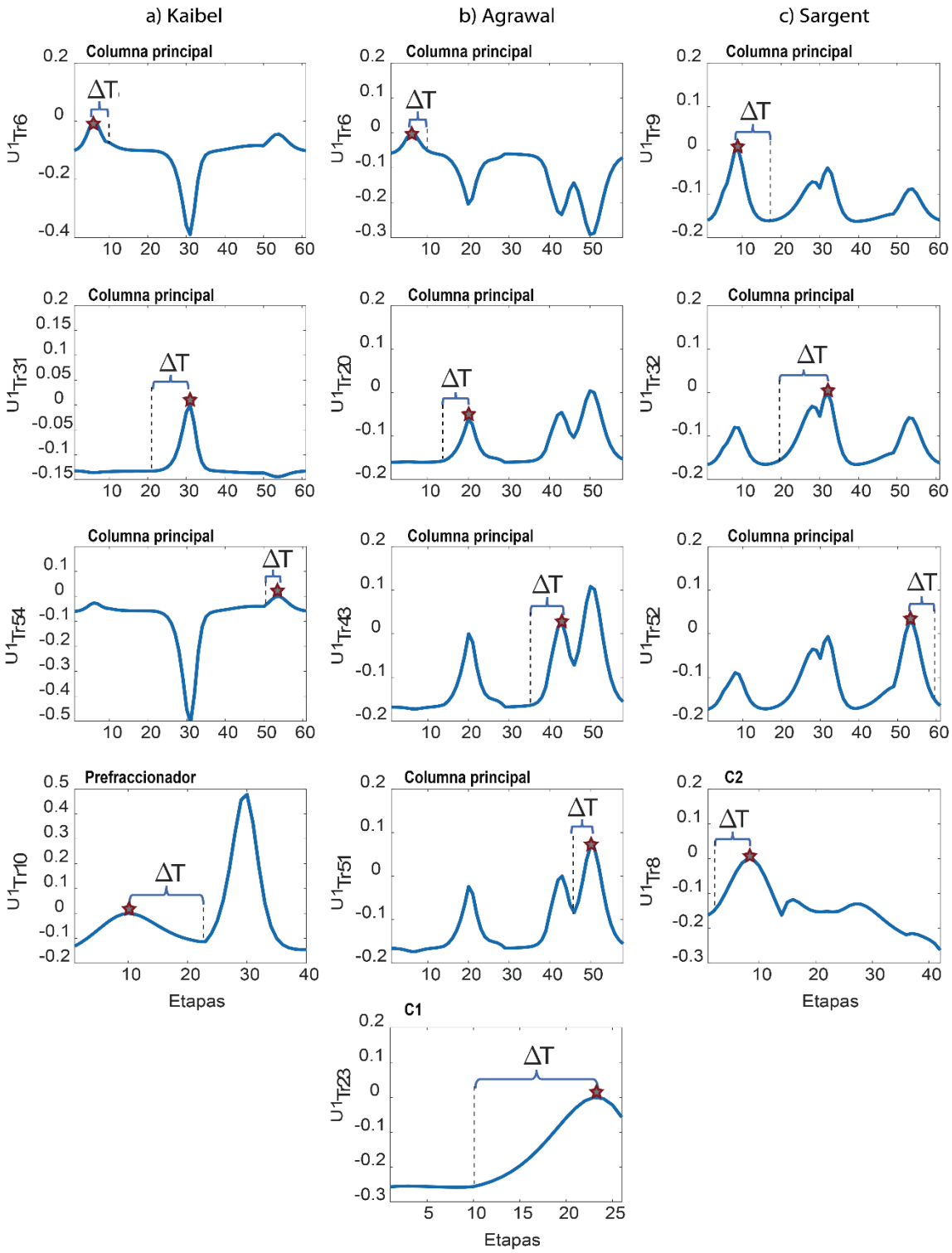
a) Kaibel
b) Agrawal
c) Sargent
Columna principal
Prefraccionador
C2
C1
ΔT
U1Tr6
U1Tr9
U1Tr31
U1Tr20
U1Tr32
U1Tr54
U1Tr43
U1Tr52
U1Tr10
U1Tr51
U1Tr8
U1Tr23
Etapas

Figura 12. Análisis de descomposición de valores singulares (SVD) para la selección de la ubicación de las etapas de control del esquema de control diferencial de temperatura: a) Kaibel b) Agrawal c) Sargent

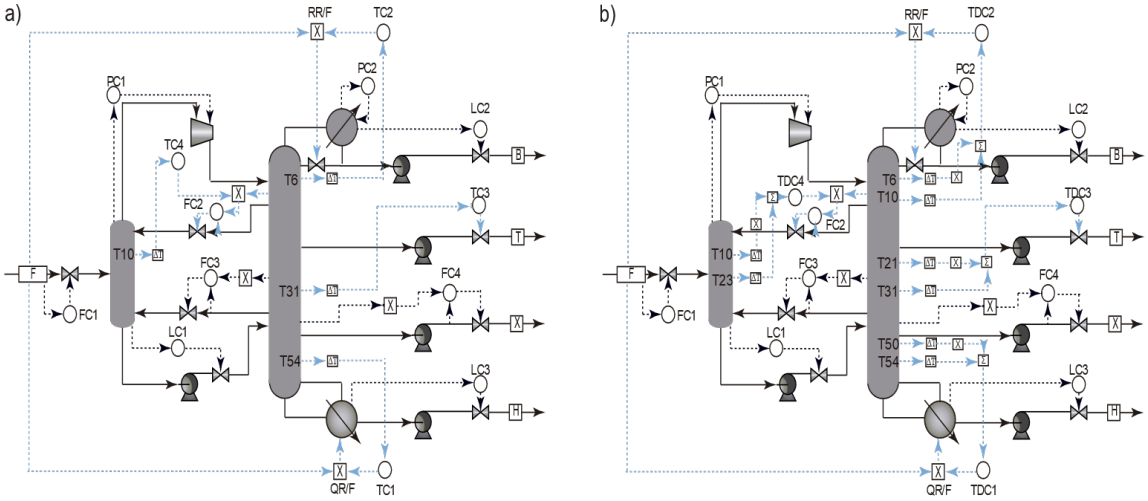

Figura 13. Esquemas de control de temperatura para la columna Kaibel: a)TC b)TDC.

La Figura 12b muestra los perfiles del vector U1 para las cinco etapas de referencia individuales (6,20,43,51 en la sección principal y 23 en C1) en la columna Agrawal. Para la columna principal de la columna Agrawal, los lazos de control diferencial se configuraron de la siguiente manera: la diferencia de temperatura entre la décima y la sexta etapa se controla manipulando el reflujo ($\Delta T_R = T_{10} - T_6$), la diferencia de temperatura entre la etapas 20 y 15 se controla manipulando la división de líquido de la columna principal a la columna lateral uno ($\Delta T_{\beta L1} = T_{20} - T_{15}$), la diferencia de temperatura entre las etapas 43 y 37 se controla manipulando la división de líquido de la columna principal a la columna

lateral dos ($\Delta T_{\beta L2} = T_{43} – T_{37}$), y la diferencia de temperatura entre las bandejas 51 y 46 se controla mediante la manipulación del calor del rehervidor ($\Delta T_{QR} = T_{51} – T_{46}$). En la columna lateral 1 (C1), la diferencia de temperatura entre la 23ª y la 10ª etapas se controla manipulando el flujo de la corriente lateral uno ($\Delta T_{S1} = T_{23} – T_{10}$). Los resultados de las simulaciones que se presentan en la siguiente sección para la columna Agrawal demuestran que, utilizando el esquema de control de temperatura diferencial propuesto, las perturbaciones en el flujo de alimentación se pueden manejar bien, logrando valores de composición cercanos a sus especificaciones. Sin embargo, tal esquema de control de temperatura no es suficiente para los cambios en la composición de la corriente de alimentación. La composición de xileno es la variable más afectada. Por lo tanto, se propuso un control de temperatura diferencial alternativo. En tal esquema, se agrega un lazo de control de temperatura convencional adicional al esquema de control diferencial de acuerdo con el análisis de SVD presentado anteriormente para esta columna. Para la configuración de los bucles de control de ambos esquemas, se repite el proceso de sintonización de los controladores. La Figuras 14b y 14c muestran la implementación de la estructura de control diferencial y el esquema alternativo de control diferencial para la columna Agrawal. La Tabla 2 contiene los parámetros de sintonización de los controladores de temperatura para ambos esquemas de control. La Figura 14c muestra que el control propuesto alternativo, incluye un lazo de control de temperatura adicional ubicado en la tercera etapa de la columna lateral 2 (C2).

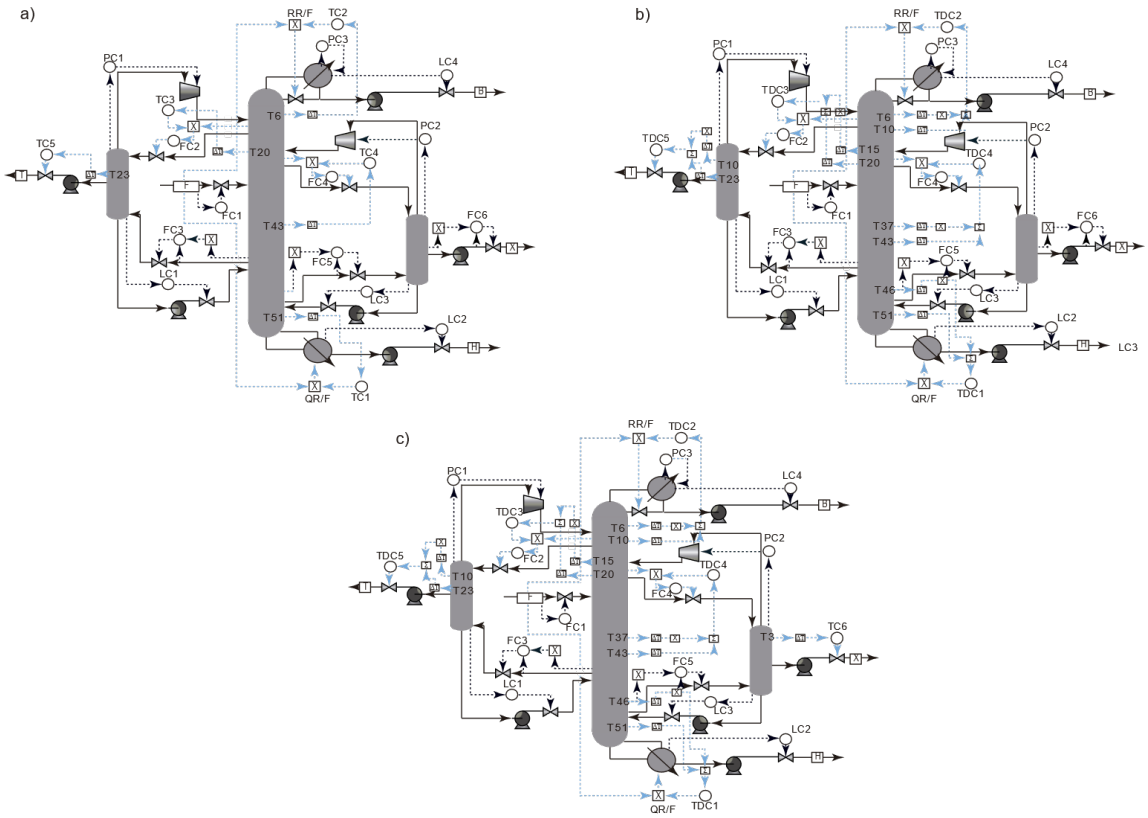

Figura 14. Esquemas de control de temperatura para la columna Agrawal: a)TC b)TDC c)ATDC.

La Figura 12c muestra los perfiles del vector U1 para las cuatro etapas de referencia individuales (9,32 y 52 en la sección principal y 8 en C2) en la columna Sargent. Para este caso, en la columna principal, la diferencia de temperatura entre la etapa 17 y la etapa 9 se controla manipulando el reflujo ($\Delta T_R = T_{17} - T_9$), la diferencia de temperatura entre las etapas 32 y 19 se controla mediante la manipulación del flujo de la corriente lateral uno ($\Delta T_{S1} = T_{32} - T_{19}$) y la diferencia de temperatura entre las etapas 59 y 52 se controla mediante la manipulación del

calor del rehervidor ($\Delta T_{QR} = T_{59} - T_{52}$). En la columna C2, la diferencia de temperatura entre la octava etapa y la tercera etapa en la columna central se controla manipulando la división de líquido 2 ($\Delta T_{\beta L2} = T_8 - T_3$). Al igual que en los casos de la columna Kaibel y Agrawal, se repite el proceso de sintonización de los controladores. La Figura 15b muestra la implementación de la estructura de control diferencial para la columna Sargent y la Tabla 2 contiene los parámetros de sintonización de los controladores de temperatura.

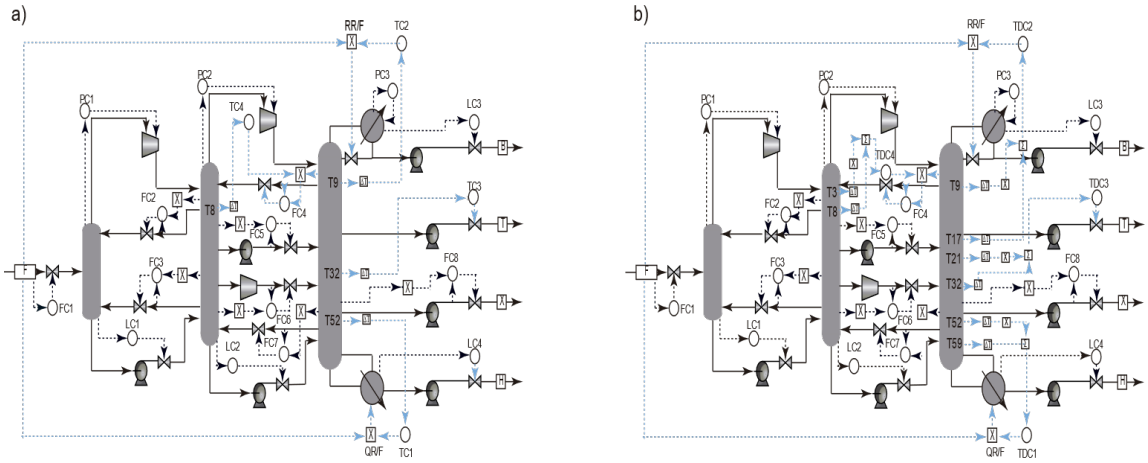

Figura 15. Esquemas de control de temperatura para la columna Sargent: a)TC b)TDC.

Tabla 2. Parámetros de ajuste de los controladores.

Columna Kaibel: Control de temperatura convencional (TC)						
	Controlador	**Variable controlada**	**Variable manipulada**	K_c	τ_I **(min)**	**Acción**

	TC1	T_{54}	Q_R	4.37	10.56	Inverso
	TC2	T_6	R	1.83	11.88	Directo
	TC3	T_{31}	$S1$	6.74	21.12	Inverso
	TC4	T_{P10}	β_L	5.13	31.68	Directo
Columna Kaibel: Control de temperatura diferencial (TDC)						
	TDC1	ΔT_{54-50}	Q_R	0.64	11.88	Inverso
	TDC2	ΔT_{10-6}	R	0.80	10.56	Inverso
	TDC3	ΔT_{31-21}	$S1$	1.48	18.48	Inverso
	TDC4	$\Delta T_{P,23-10}$	β_L	0.79	44.88	Inverso
Columna Agrawal: Control de temperatura convencional (TC)						
	TC1	T_{51}	Q_R	4.65	10.56	Inverso
	TC2	T_6	R	1.86	11.88	Directo
	TC3	T_{20}	β_{L1}	11.50	17.16	Inverso
	TC4	T_{43}	β_{L2}	8.18	23.76	Inverso
	TC5	$T_{C1,23}$	$S1$	4.47	22.44	Inverso
Columna Agrawal: Control de temperatura diferencial (TDC)						
	TDC1	ΔT_{51-46}	Q_R	1.25	11.88	Inverso
	TDC2	ΔT_{10-6}	R	0.56	11.88	Inverso
	TDC3	ΔT_{20-15}	β_{L1}	1.19	14.52	Inverso
	TDC4	ΔT_{43-37}	β_{L2}	0.51	21.12	Inverso
	TDC5	$\Delta T_{C1,23-10}$	$S1$	0.37	22.44	Inverso
Columna Agrawal: Control de temperatura diferencial adicional (ATDC)						
	TC6	$T_{C2,3}$	$S2$	3.58	54.12	Directo
Columna Sargent: Conventional Control Scheme (TC)						

	TC1	T_{52}	Q_R	5.60	10.56	Inverso
	TC2	T_9	R	2.35	14.52	Directo
	TC3	T_{32}	$S1$	10.64	23.76	Inverso
	TC4	$T_{C2,8}$	β_{L2}	6.29	30.36	Directo
Columna Sargent: Control de temperatura diferencial (TDC)						
	TDC1	ΔT_{59-52}	Q_R	1.07	15.84	Directo
	TDC2	ΔT_{17-9}	R	0.50	13.20	Inverso
	TDC3	ΔT_{32-19}	$S1$	0.94	25.08	Inverso
	TDC4	$\Delta T_{C2,8-3}$	β_{L2}	0.82	34.32	Directo

3.3 Desempeño dinámico

Los resultados presentados en las siguientes secciones demuestran la efectividad de los esquemas de control propuestos sin la manipulación de las divisiones de vapor.

3.3.1 Resultados de la columna Kaibel

La Figura 16 muestra las respuestas de las composiciones líquidas (B: benceno, T: tolueno, X: xileno y H: pesados) en las corrientes de producto (D: destilado, S1: corriente lateral uno, S2: corriente lateral dos y Bot: fondos) para la columna Kaibel después de las perturbaciones consideradas en el flujo de alimentación y la composición de la alimentación, impuestas a la primera hora de simulación.

Las líneas continuas son para el esquema de control de temperatura convencional (TC) y las líneas discontinuas son para el esquema de control de temperatura diferencial (TDC). Los gráficos de la izquierda corresponden a las perturbaciones en el flujo de alimentación, mientras que los gráficos de la derecha corresponden a la perturbación de la composición del benceno en la alimentación. Las estructuras de control convencional y diferencial proporcionan un control regulatorio estable después de tres horas de simulación. Sin embargo, solo el esquema de control de temperatura diferencial permite que las purezas del producto vuelvan cerca de sus valores de diseño. La desviación más significativa en el esquema diferencial se observa bajo una perturbación de la composición de benceno, que afecta la pureza del tolueno en la corriente lateral uno, dejando una desviación pequeña de pureza del 0.16% (ver Tabla 3). En general, la columna Kaibel obtuvo un adecuado desempeño dinámico.

Las Figuras 17-20 muestran las respuestas dinámicas de las variables controladas y manipuladas para ambos esquemas de control cuando se producen perturbaciones en la alimentación. Tanto las temperaturas individuales como las diferencias de temperaturas vuelven a sus valores de referencia. Se alcanzan nuevos estados estacionarios para todas las variables manipuladas. La división de líquido (βL) no cambia significativamente, a excepción del caso de una perturbación en la composición de alimentación en el esquema convencional de temperatura.

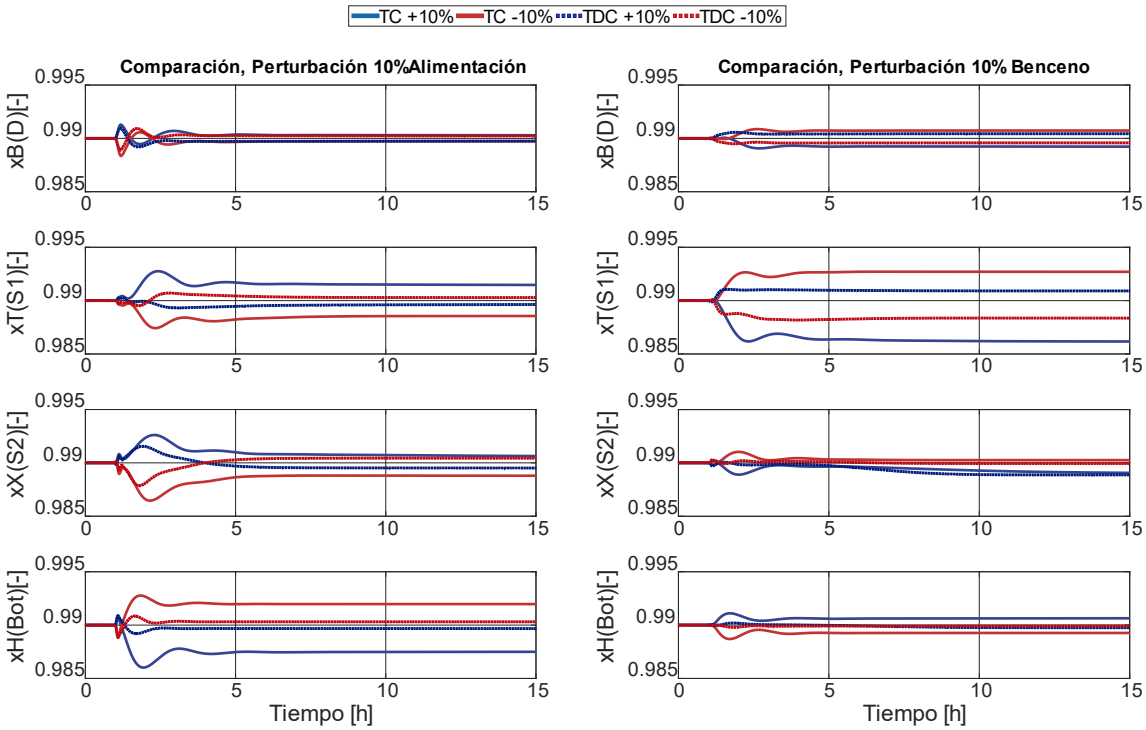

Figura 16. Comparación de los esquemas TC y TDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Kaibel.

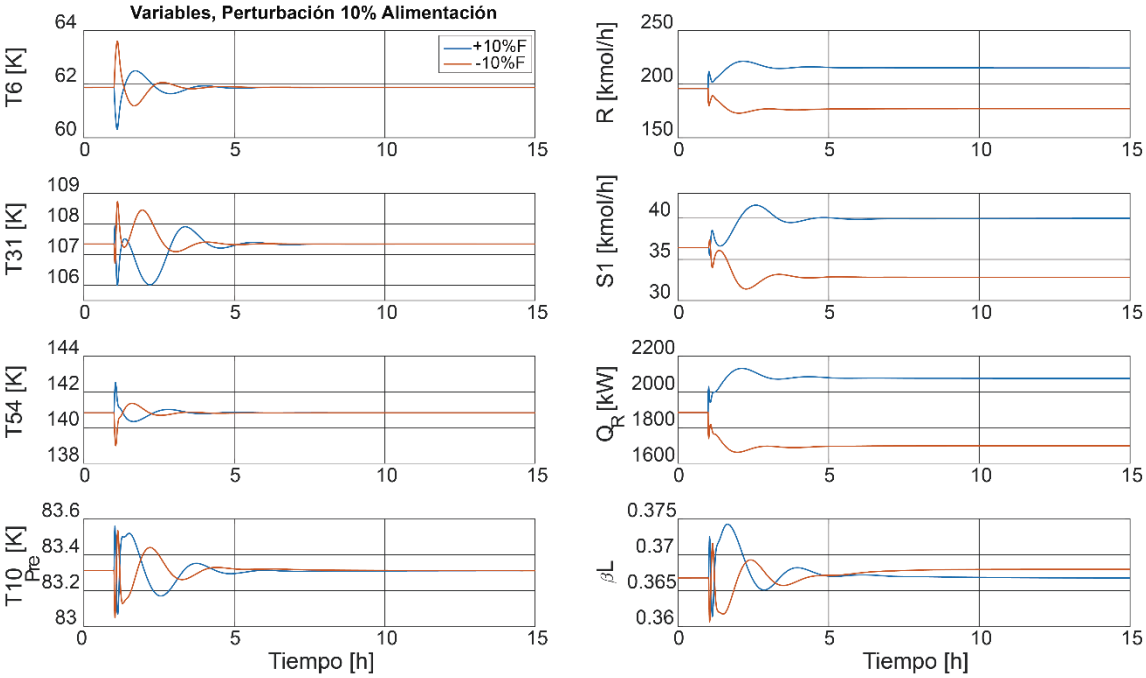

Figura 17. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Kaibel ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

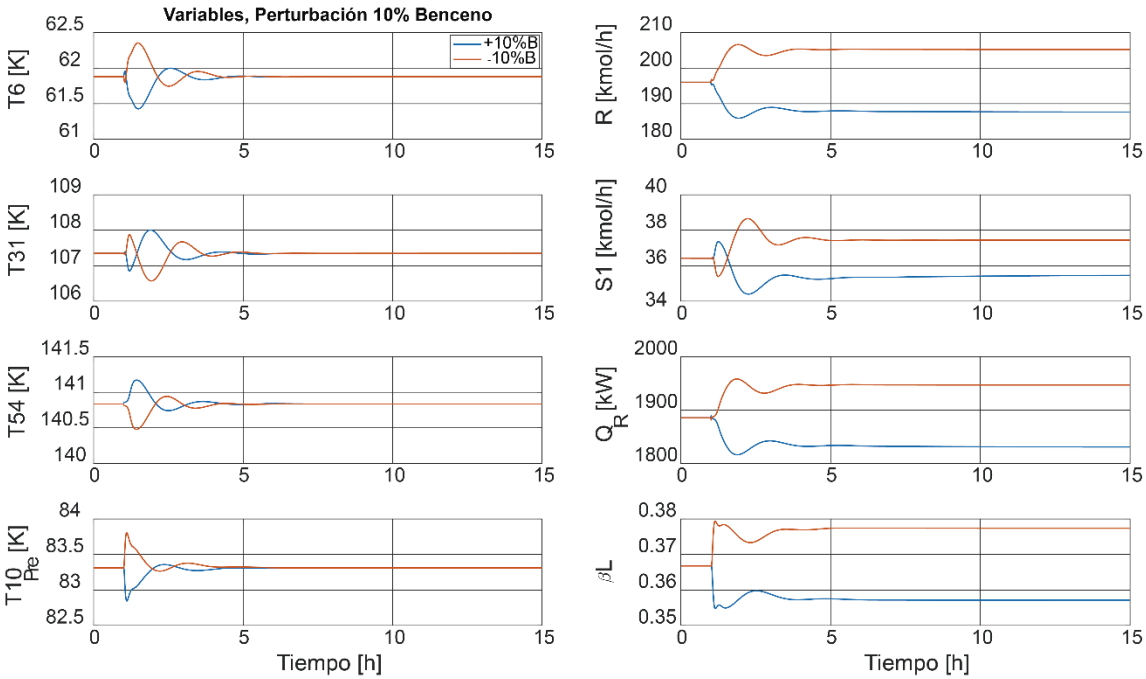

Figura 18. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Kaibel ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

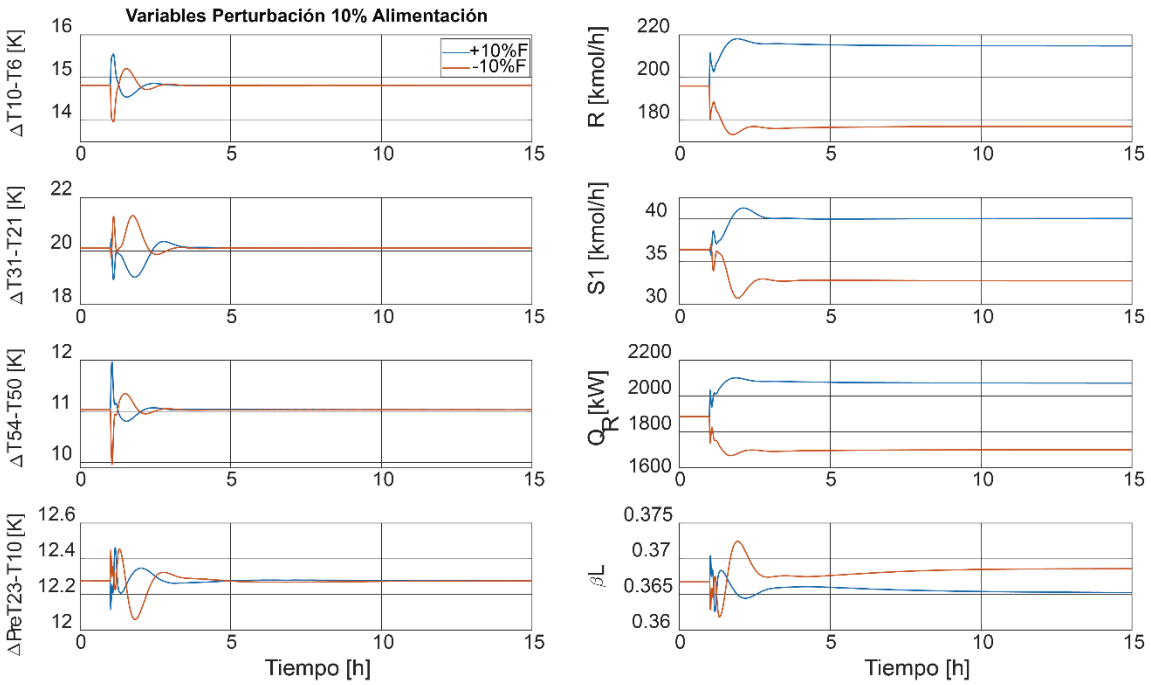

Figura 19. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Kaibel ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

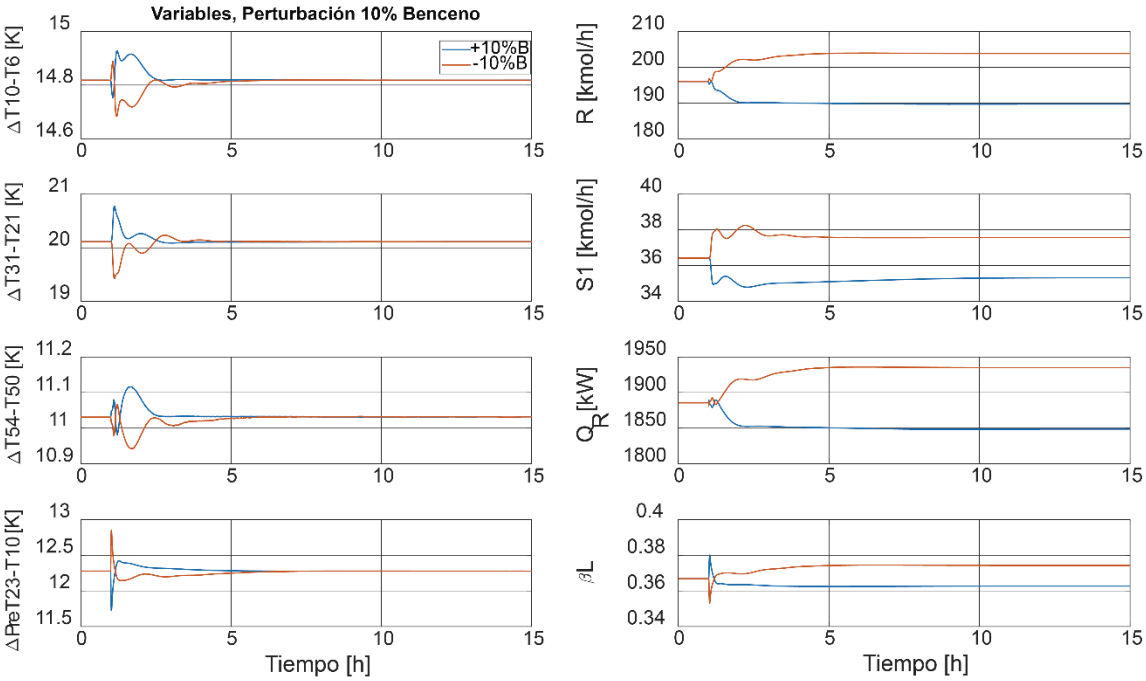

Figura 20. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Kaibel ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

3.3.2 Resultados de la columna de Agrawal

La Figura 21 compara las tres estructuras de control propuestas para la columna Agrawal. Las estructuras de control convencional (TC) y diferencial (TDC) logran un control regulatorio estable en aproximadamente cinco horas de simulación. De la misma manera que en la columna Kaibel, sólo el esquema de control de temperatura diferencial permite que la pureza del producto regrese cerca de sus valores de diseño. Sin embargo, la pureza del xileno en la corriente S2 exhibe una desviación relativamente alta cuando se considera la perturbación de la composición de benceno. Los resultados demuestran que el esquema de control

diferencial alternativo propuesto (ATDC), que utiliza un controlador de temperatura convencional extra, proporciona un desempeño mejorado en relación con el esquema diferencial, permitiendo reducir no solo la desviación en la pureza del xileno sino también en los otros productos. En el esquema de control ATDC se observa un valor máximo de desviación de estado estable de 0.048% (ver Tabla 3).

Las Figuras 22-27 muestran las respuestas de las variables controladas y manipuladas para los tres esquemas de control. Todas las variables controladas vuelven a sus especificaciones iniciales en aproximadamente cuatro horas de simulación. También, se observan nuevos estados estacionarios para las variables manipuladas.

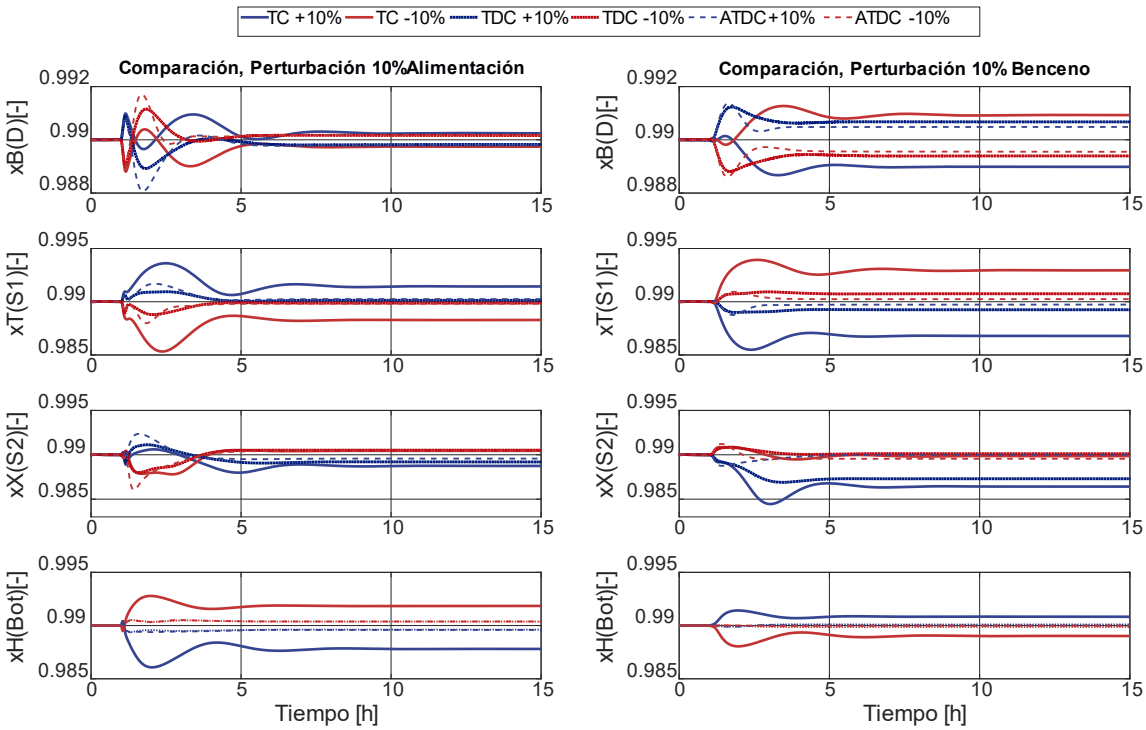

Figura 21. Comparación de los esquemas TC, TDC y ATDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Agrawal.

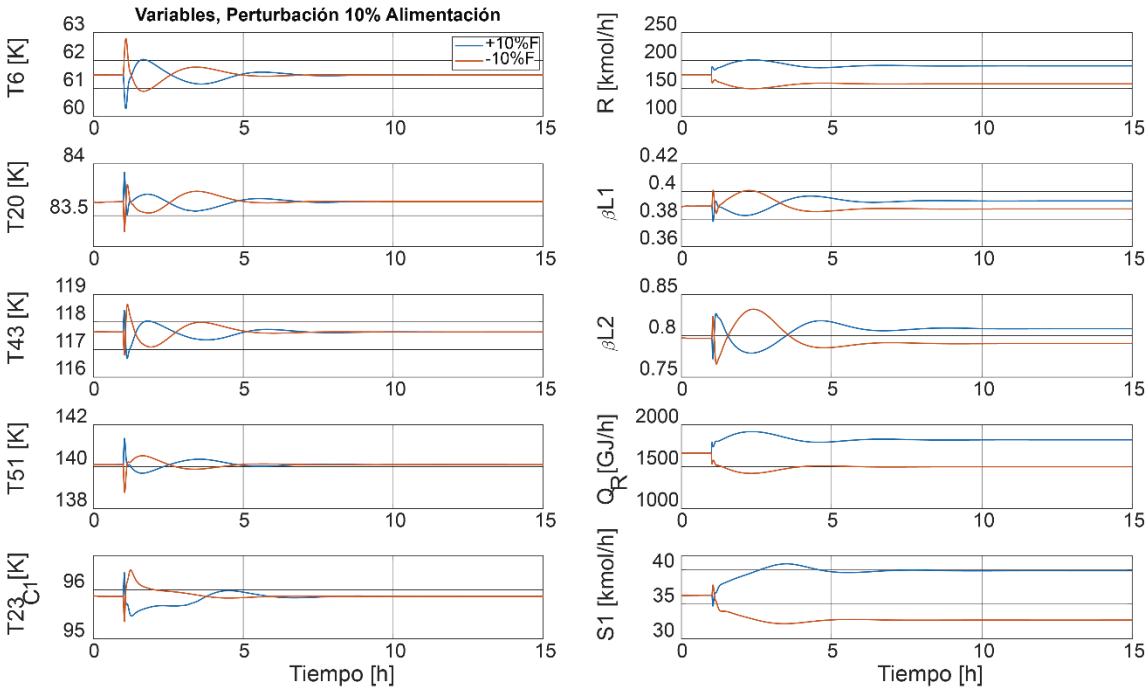

Figura 22. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

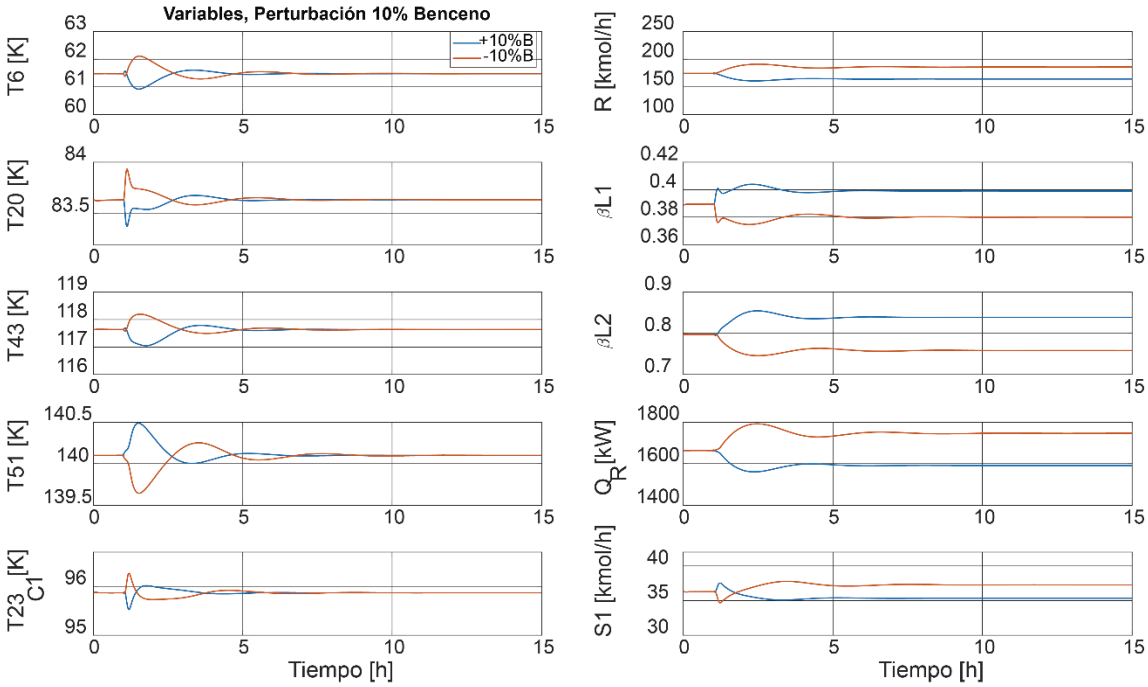

Figura 23. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

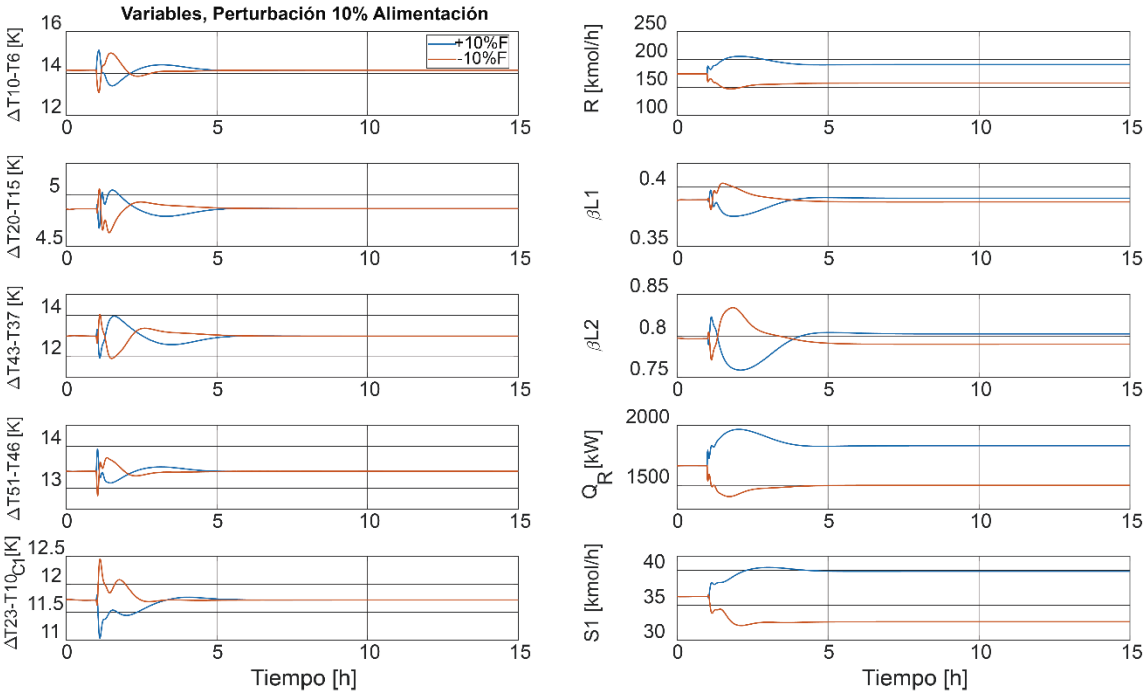

Figura 24. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

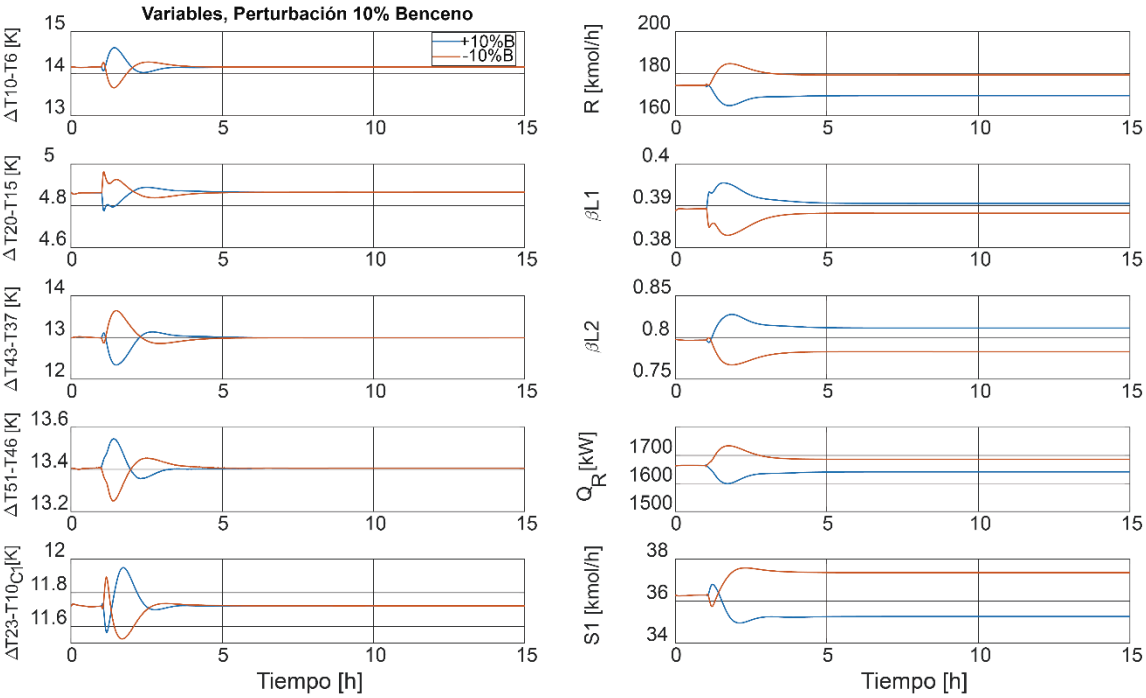

Figura 25. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

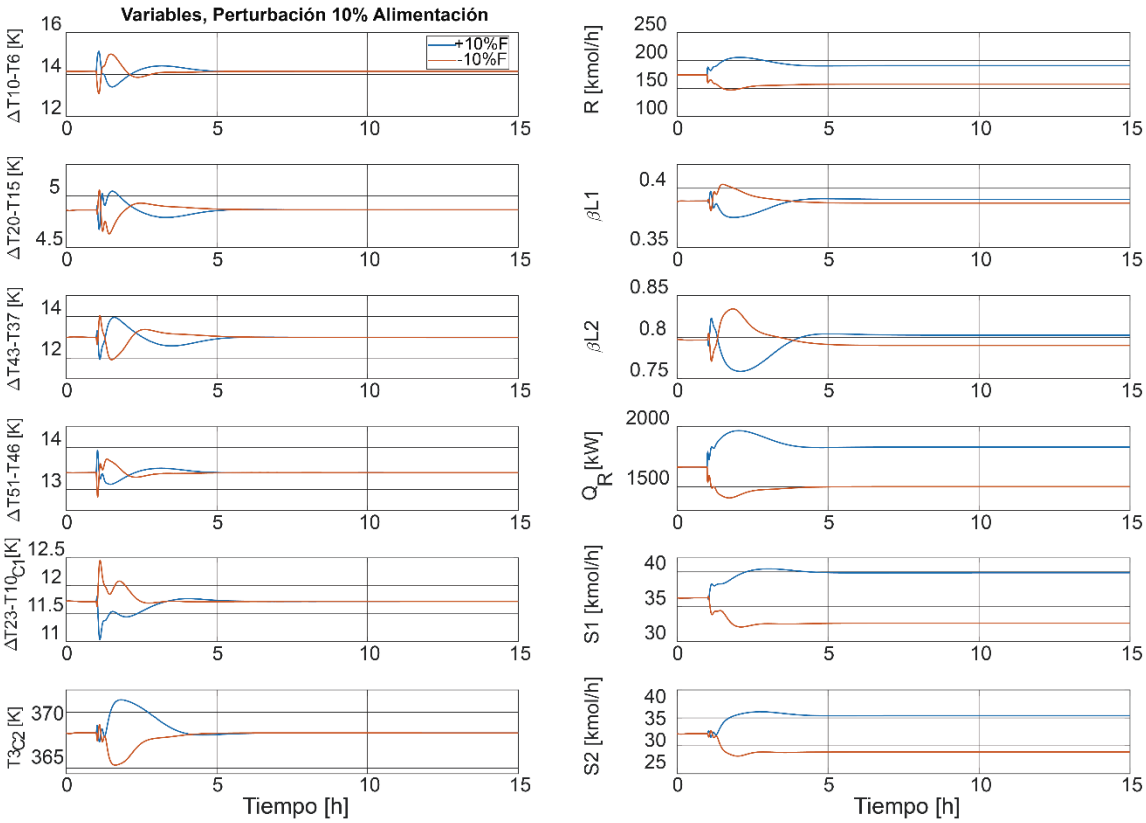

Figura 26. Respuestas de las variables controladas para el esquema ATDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

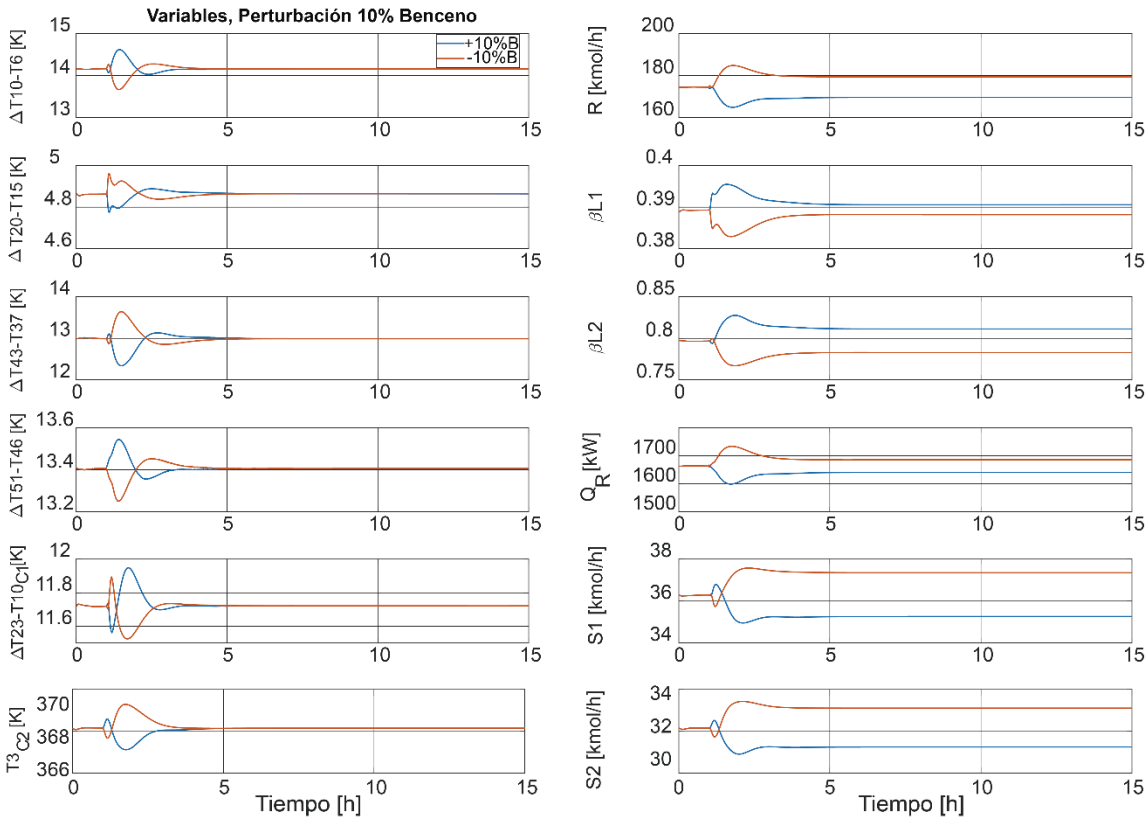

Figura 27. Respuestas de las variables controladas para el esquema ATDC en la columna Agrawal ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

3.3.3 Resultados de la columna Sargent

La Figura 28 compara las respuestas de los esquemas de control de temperatura en la columna Sargent. Los resultados muestran que el esquema diferencial (TDC) produce un rendimiento dinámico mejorado con respecto al esquema de temperatura convencional (TC). En este caso, como en las columnas Kaibel y Agrawal, tanto el esquema de control convencional como el diferencial logran un control regulatorio estable después de tres horas de simulación. Sin embargo,

solo el esquema de control diferencial propuesto permite que las respuestas vuelvan a valores cercanos a los nominales. En general, el esquema de control de TDC propuesto maneja bien las perturbaciones impuestas, la máxima desviación en estado estable en la pureza del xileno es de 0.09% (Tabla 3) cuando se considera la perturbación de la composición del benceno.

Las Figuras 29-32 muestran las respuestas de las variables controladas y manipuladas de los dos esquemas de control implementados en la columna Sargent. Todas las variables de control vuelven a sus especificaciones iniciales en aproximadamente cuatro horas de simulación. En este caso, también, las variables manipuladas alcanzan un nuevo estado estable.

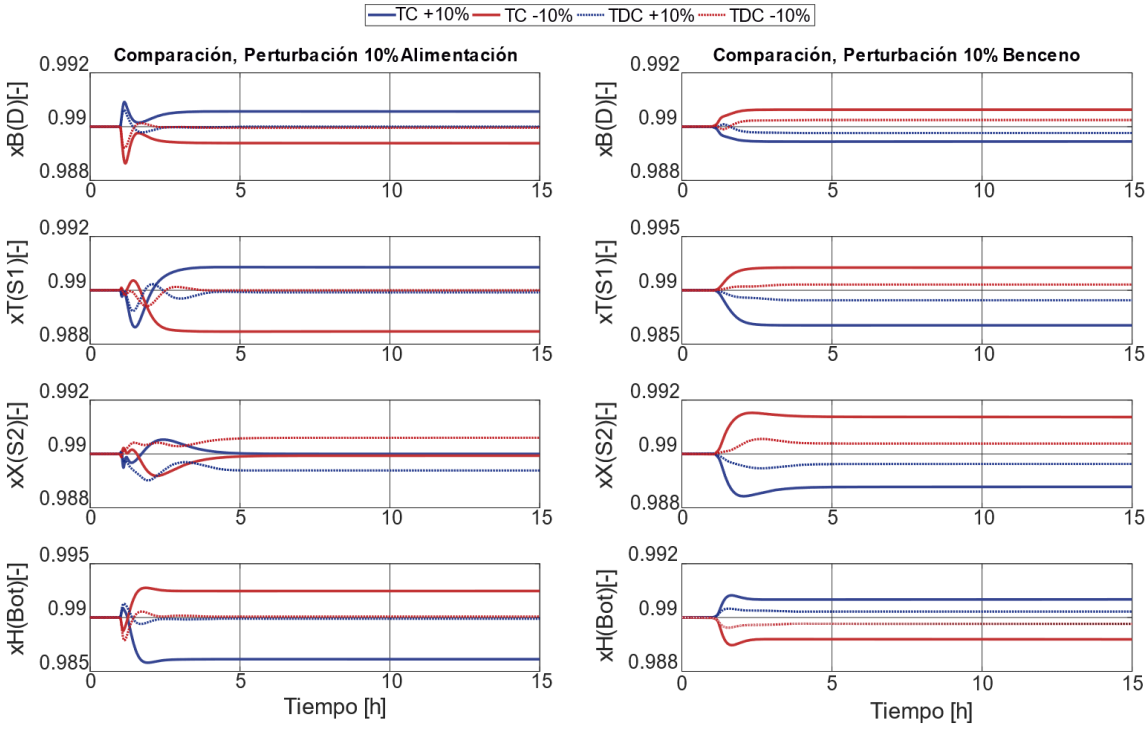

Figura 28. Comparación de los esquemas TC y TDC ante perturbaciones en la alimentación en la columna Sargent.

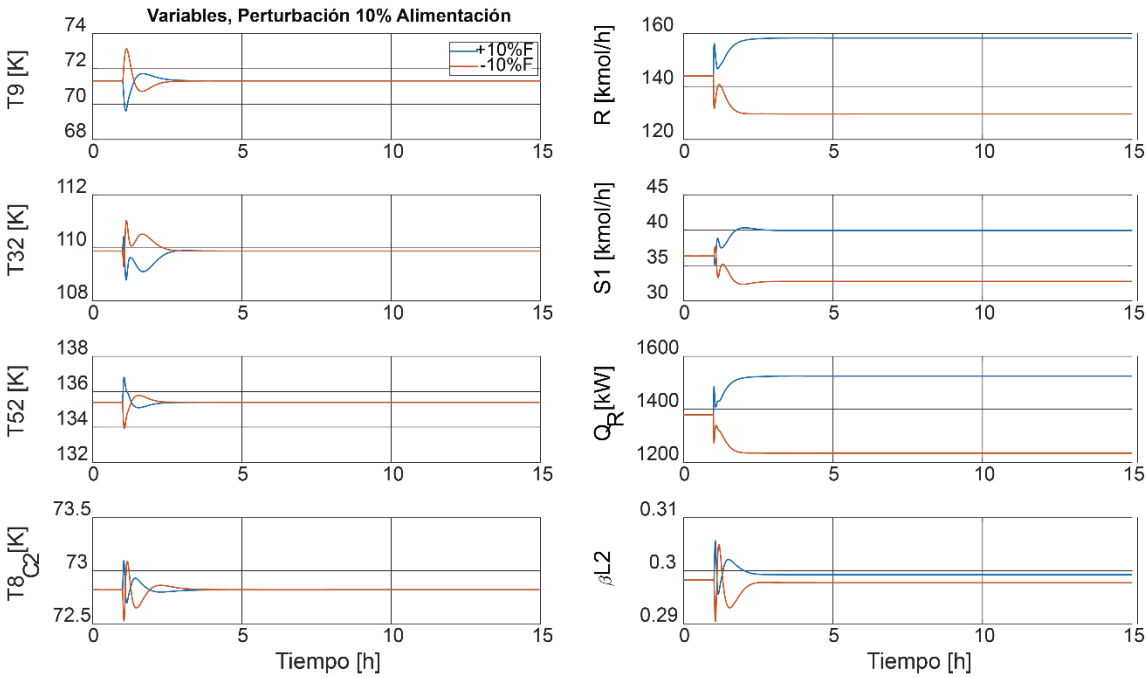

Figura 29. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Sargent ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

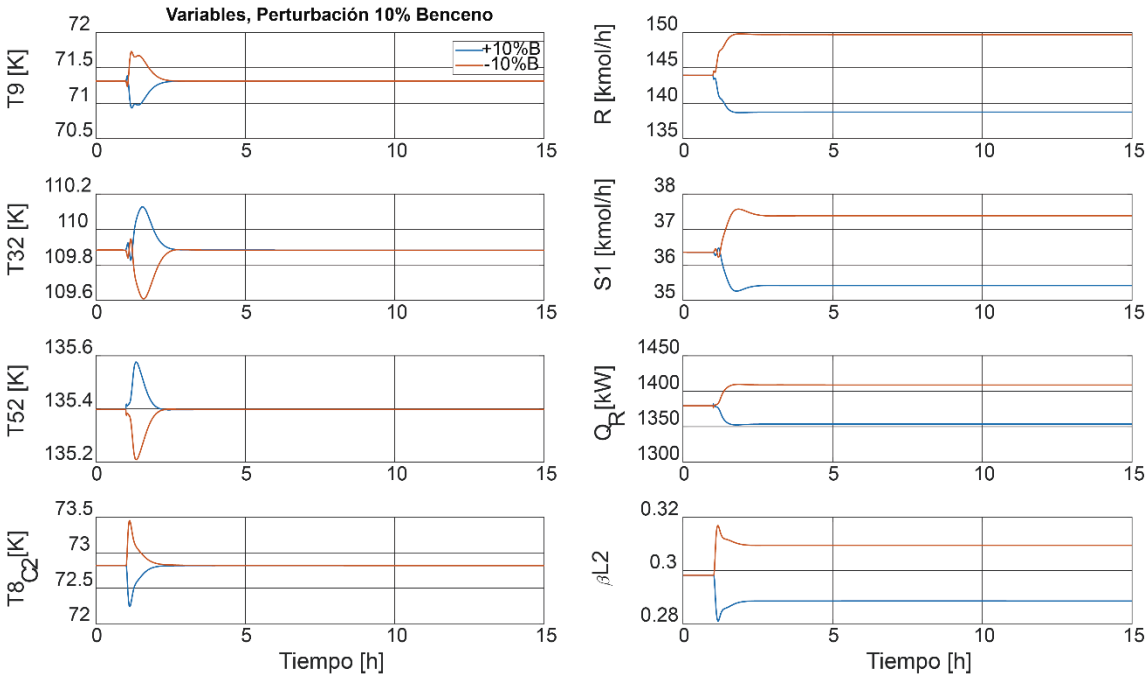

Figura 30. Respuestas de las variables controladas para el esquema TC en la columna Sargent ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

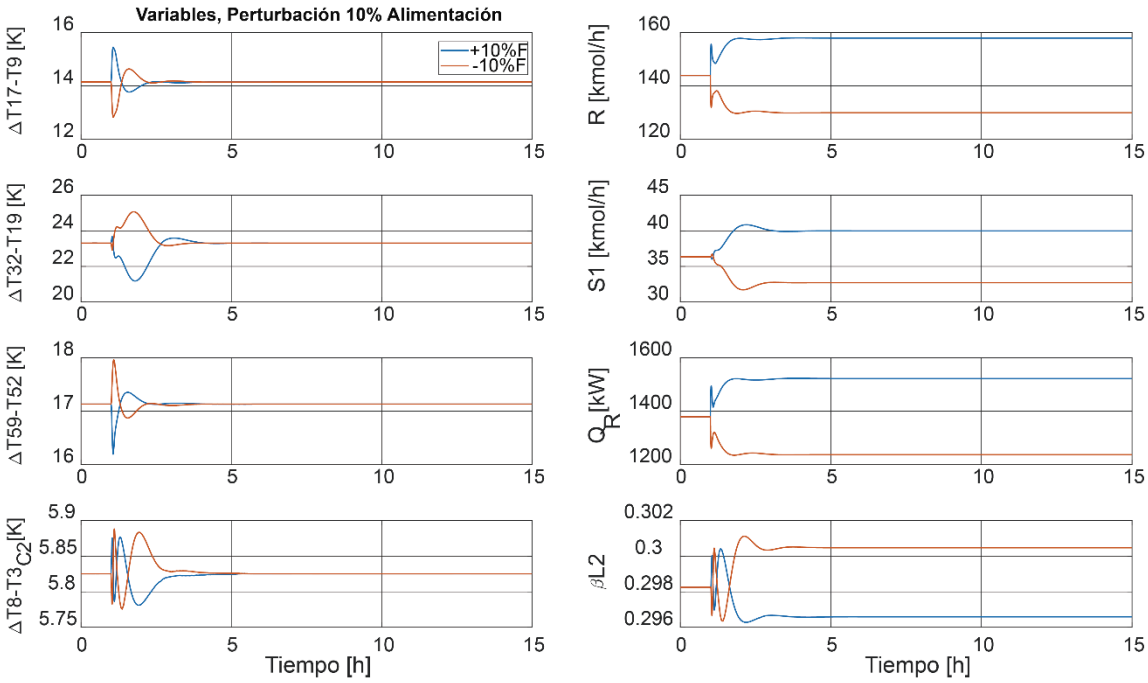

Figura 31. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Sargent ante perturbaciones en el flujo de alimentación del 10%.

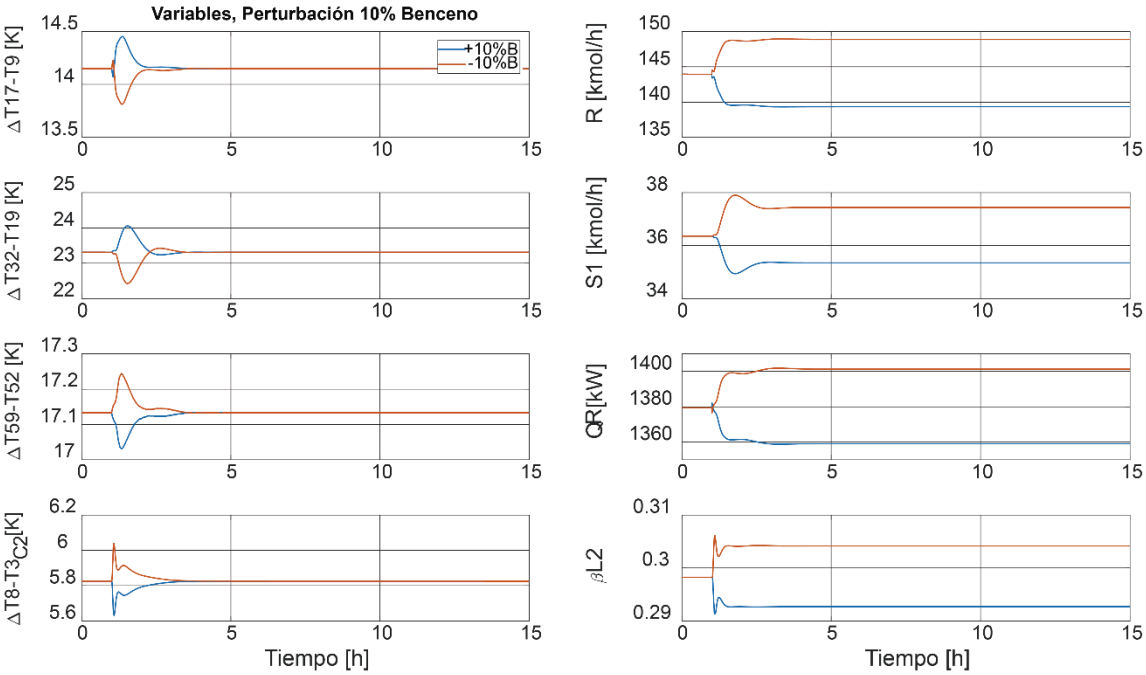

Figura 32. Respuestas de las variables controladas para el esquema TDC en la columna Sargent ante perturbaciones en la composición del benceno en la alimentación del 10%.

Los resultados de las simulaciones dinámicas mostrados en las Figuras 16, 21 y 28 demuestran que los esquemas de control de temperatura diferencial propuestos proporcionan un control efectivo que supera al control de temperatura convencional.

3.3.4 Comparación del rendimiento dinámico

La Figura 33 proporciona una comparación directa de las respuestas de pureza de los productos entre las mejores estructuras de control para cada columna de destilación, considerando los cambios positivos y negativos en el flujo y la composición de benceno en la alimentación. A pesar de la complejidad

estructural de las columnas de múltiples particiones, e.g., Agrawal y Sargent, las estructuras de control implementadas en estas columnas logran un buen desempeño al mantener estable la pureza del producto. La columna Kaibel presenta mayores desviaciones en comparación con las otras dos columnas. Los resultados dinámicos muestran que las tres columnas tienen excelentes propiedades de control, ya que se observan pequeñas desviaciones en la pureza del producto cuando las respuestas se estabilizan en nuevos estados estacionarios.

Las columnas Agrawal y Sargent mostraron no solo un mejor desempeño económico en comparación con la columna de Kaibel como se demostró aquí y en la literatura, también demostraron un excelente desempeño dinámico frente a las perturbaciones impuestas, con pequeñas desviaciones de sus valores nominales.

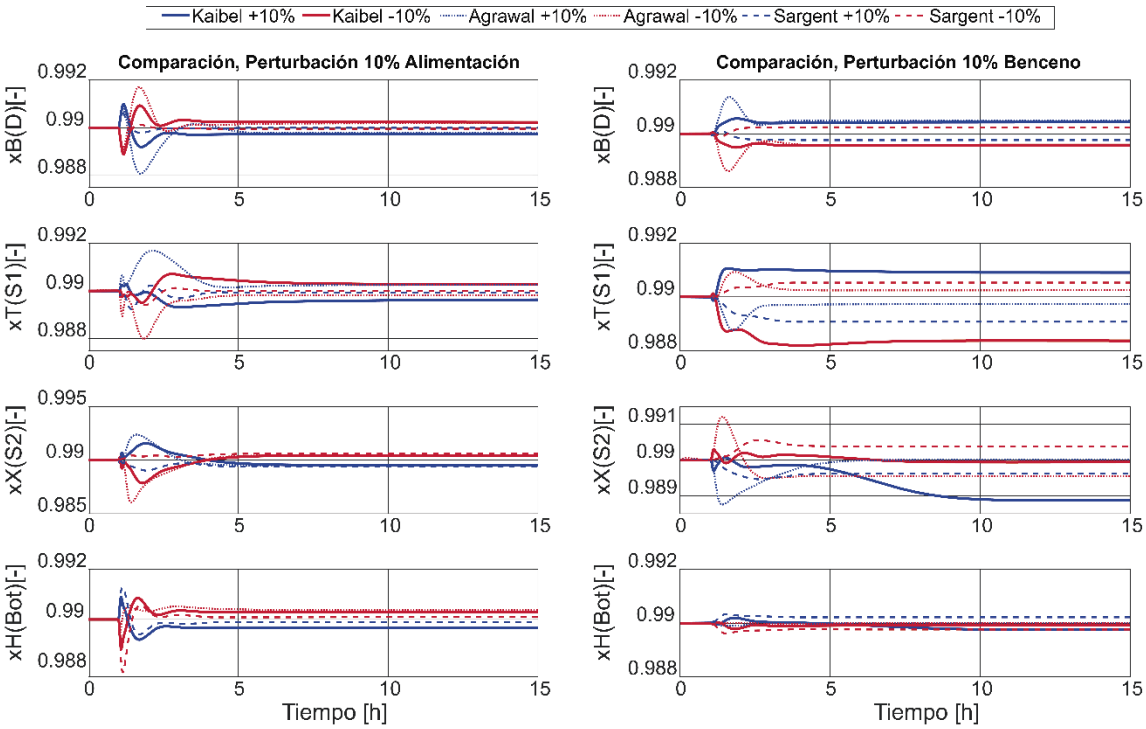

Figura 33. Comparación de las columnas Kaibel, Agrawal y Sargent ante perturbaciones en la alimentación.

La Tabla 3 muestra las desviaciones del producto en estado estacionario después de la estabilización de las respuestas a los cambios en la alimentación, considerando los esquemas de control de temperatura diferencial para las columnas Kaibel y Sargent, y el esquema diferencial alternativo para la columna Agrawal. Es importante destacar que, considerando las perturbaciones en el flujo de alimentación, las desviaciones de los valores de diseño en las tres columnas son inferiores al 0.07%. Así, la magnitud de las desviaciones de las columnas Kaibel y Agrawal son muy similares.

La columna Kaibel muestra la desviación más significativa para un cambio negativo en la composición de la alimentación de benceno. Sin embargo, las

diferencias en las respuestas para los tres CPD son inferiores al 0.17% para los cambios en la composición del benceno.

Tabla 3. Desviaciones de estado estacionario (%) de la especificación de diseño para las mejores estructuras de control.

TDC (Kaibel)	Perturbación flujo de alimentación (+10% F)	Perturbación flujo de alimentación (-10% F)	Perturbación composición benceno (+10% B)	Perturbación composición benceno (-10% B)
B (D)	0.0255	-0.0231	-0.0434	0.0420
T (S1)	0.0366	-0.0282	-0.0908	0.1634
X (S2)	0.0488	-0.0440	0.1129	0.0056
H (B)	0.0327	-0.0308	0.0249	0.0070
ATDC (Agrawal)				
B (D)	0.0215	-0.0185	-0.0484	0.0449
T (S1)	-0.0246	0.0183	0.0267	-0.0245
X (S2)	0.0429	-0.0445	-0.0012	0.0447
H (B)	0.0411	-0.0383	-0.0004	0.0007
TDC (Sargent)				
B (D)	0.0001	0.0043	0.0236	-0.0246
T (S1)	0.0078	0.0002	0.0928	-0.0533
X (S2)	0.0616	-0.0600	0.0374	-0.0384
H (B)	0.0108	-0.0091	-0.0222	0.0236

Las respuestas de los tres CPD demuestran que las estructuras de control de temperatura propuestas mantienen la pureza del producto cerca de sus valores nominales. En general, la columna Sargent muestra buen comportamiento dinámico, muy similar al de la columna Agrawal, pero con mayor incentivo económico para su implementación industrial.

CAPÍTULO 4

CONCLUSIONES

En este trabajo, se presentaron comparaciones económicas y dinámicas de las columnas de destilación Kaibel, Agrawal y Sargent, las cuales representan columnas de pared divisoria de una o múltiples particiones y con cuatro corrientes de producto. El caso de estudio seleccionado representa una separación de una mezcla de aromáticos de relevancia a nivel industrial. Para diseñar la columna de Sargent se consideró un problema de optimización tomando en cuenta la minimización del costo total anual (TAC) como función objetivo. El diseño óptimo de la columna Sargent mostró ser económicamente favorable sobre los diseños reportados para las columnas Kaibel y Agrawal con un 22.3% y 12.3% de ahorros en el TAC, respectivamente.

Se estudiaron diversos esquemas de control de temperatura, incluidos los esquemas de control convencional y diferencial para cada CPD, sin considerar la división de vapor como una variable manipulada. Las pruebas dinámicas se llevaron a cabo considerando perturbaciones en el flujo de alimentación y en la composición de alimentación, permitiendo comparar el desempeño de las estructuras de control propuestas para los tres CPD. Los esquemas de control de temperatura diferencial presentaron un desempeño dinámico mejorado al reducir

las desviaciones transitorias y de estado estable en comparación con los esquemas de control convencionales.

Los mejores esquemas de control proporcionan respuestas dinámicas similares para las tres columnas, con pequeñas desviaciones del estado estable, inferiores al 0.17%. Por lo tanto, los resultados de este trabajo demuestran que la columna Sargent reportada, no solo proporcionó un mayor ahorro en términos económicos sobre la columna Kaibel, Agrawal y sobre la secuencia directa de destilación, sino que también presentó excelentes propiedades de control, ya que los esquemas de control propuesto lograron mantener las composiciones de los productos cerca de sus valores de setpoint. Un punto adicional que debe destacarse es que los sistemas de control desarrollados no requirieron del uso de divisiones de vapor como variables manipuladas.

REFERENCIAS

[1] R. C. Van Diggelen, A. A. Kiss, and A. W. Heemink, "Comparison of control strategies for dividing-wall columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, no. 1, pp. 288–307, 2010, doi: 10.1021/ie9010673.

[2] Energy Information Administration (EIA), "Use of energy in industry - U.S.," 2019. https://www.eia.gov/energyexplained/use-of-energy/industry.php.

[3] UN, "Goal 9 .:. Sustainable Development Knowledge Platform," 2019. https://sustainabledevelopment.un.org/sdg9.

[4] M. A. Schultz, D. G. Stewart, J. M. Harris, S. P. Rosenblum, M. S. Shakur, and D. E. O. Brien, "Reduce Costs with Dividing-Wall Columns," no. May, pp. 64–71, 2002.

[5] Ö. Yildirim, A. A. Kiss, and E. Y. Kenig, "Dividing wall columns in chemical process industry: A review on current activities," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 80, no. 3, pp. 403–417, 2011, doi: 10.1016/j.seppur.2011.05.009.

[6] Ž. Olujić, M. Jödecke, A. Shilkin, G. Schuch, and B. Kaibel, "Equipment improvement trends in distillation," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 48, no. 6, pp. 1089–1104, 2009, doi: 10.1016/j.cep.2009.03.004.

[7] M. A. Schultz, D. E. O'Brien, R. K. Hoehn, C. P. Luebke, and D. G. Stewart, "Innovative flowschemes using dividing wall columns," *Comput. Aided Chem.*

Eng., vol. 21, no. C, pp. 695–700, 2006, doi: 10.1016/S1570-7946(06)80126-4.

[8] S. Hernández, I. R. Gudiño-Mares, J. C. Cárdenas, J. G. Segovia-Hernández, and V. Rico-Ramírez, "A Short Note on Control Structures for Thermally Coupled Distillation Sequences for Four-Component Mixtures," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 44, no. 15, pp. 5857–5863, Jul. 2005, doi: 10.1021/ie050169r.

[9] I. Dejanović *et al.*, "Designing four-product dividing wall columns for separation of a multicomponent aromatics mixture," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 89, no. 8, pp. 1155–1167, 2011, doi: 10.1016/j.cherd.2011.01.016.

[10] A. A. Kiss, R. M. Ignat, S. J. Flores Landaeta, and A. B. De Haan, "Intensified process for aromatics separation powered by Kaibel and dividing-wall columns," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 67, pp. 39–48, 2013, doi: 10.1016/j.cep.2012.06.010.

[11] M. Ghadrdan, I. J. Halvorsen, and S. Skogestad, "Optimal operation of Kaibel distillation columns," *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 89, no. 8, pp. 1382–1391, 2011, doi: 10.1016/j.cherd.2011.02.007.

[12] D. Dwivedi, I. J. Halvorsen, and S. Skogestad, "Control structure selection for four-product Petlyuk column," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 67, pp. 49–59, 2013, doi: 10.1016/j.cep.2012.07.013.

[13] B. Kong, Q. Zhang, C. Cui, and J. Sun, "Optimal design and effective control of Kaibel column with liquid-only transfer streams for quaternary distillation," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 250, no. April, p. 117261, Nov. 2020, doi:

10.1016/j.seppur.2020.117261.

[14] R. Agrawal, “Thermally coupled distillation with reduced number of intercolumn vapor transfers,” *AIChE J.*, vol. 46, no. 11, pp. 2198–2210, Nov. 2000, doi: 10.1002/aic.690461112.

[15] X. Wang, X. Yu, L. Xie, M. Li, and Y. Zhang, “Energy-saving columns: Design and control of a Kaibel and a multi-sidestream column for separating hydrocarbon mixture,” *Chem. Eng. Process. - Process Intensif.*, vol. 133, no. September, pp. 66–82, 2018, doi: 10.1016/j.cep.2018.09.018.

[16] I. Dejanović, I. J. Halvorsen, S. Skogestad, H. Jansen, and Ž. Olujić, “Cost-effective design of energy efficient four-product dividing wall columns,” *Chem. Eng. Trans.*, vol. 35, pp. 283–288, 2013, doi: 10.3303/CET1335047.

[17] R. Agrawal, “Synthesis of Distillation Column Configurations for a Multicomponent Separation,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 35, no. 4, pp. 1059–1071, 1996, doi: 10.1021/ie950323h.

[18] S. Tututi-Avila, L. A. Domínguez-Díaz, N. Medina-Herrera, A. Jiménez-Gutiérrez, and J. Hahn, “Dividing-wall columns: Design and control of a kaibel and a satellite distillation column for BTX separation,” *Chem. Eng. Process. - Process Intensif.*, vol. 114, pp. 1–15, 2017, doi: 10.1016/j.cep.2017.01.010.

[19] A. C. Christiansen, S. Skogestad, and K. Lien, “Complex distillation arrangements: Extending the petlyuk ideas,” *Comput. Chem. Eng.*, vol. 21, no. 0, pp. S237–S242, May 1997, doi: 10.1016/S0098-1354(97)87508-4.

[20] Y. H. Kim, D. W. Choi, and K.-S. Hwang, “Industrial application of an extended fully thermally coupled distillation column to BTX separation in a naphtha reforming plant,” *Korean J. Chem. Eng.*, vol. 20, no. 4, pp. 755–761, Jul. 2003, doi: 10.1007/BF02706919.

[21] Y. H. Kim, “Energy Savings in the Benzene-Toluene-Xylene Separation Process Using an Extended Divided-Wall Column,” *Chem. Eng. Technol.*, vol. 39, no. 12, pp. 2312–2322, 2016, doi: 10.1002/ceat.201500605.

[22] R. W. H. Sargent and K. Gaminibandara, “Optimum Design of Plate Distillation Columns,” *Optim. Action*, pp. 267–314, 1976.

[23] I. J. Halvorsen, I. Dejanović, S. Skogestad, and Ž. Olujić, “Internal configurations for a multi-product dividing wall column,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 91, no. 10, pp. 1954–1965, Oct. 2013, doi: 10.1016/j.cherd.2013.07.005.

[24] Y. H. Kim, “Rigorous design of extended fully thermally coupled distillation columns,” *Chem. Eng. J.*, vol. 89, no. 1–3, pp. 89–99, Oct. 2002, doi: 10.1016/S1385-8947(02)00086-4.

[25] X. Qian, S. Jia, S. Skogestad, and X. Yuan, “Control structure selection for four-product Kaibel column,” *Comput. Chem. Eng.*, vol. 93, pp. 372–381, 2016, doi: 10.1016/j.compchemeng.2016.07.019.

[26] H. Pan, X. Wu, J. Qiu, G. He, and H. Ling, “Pressure compensated temperature control of Kaibel divided-Wall column,” *Chem. Eng. Sci.*, vol. 203, pp. 321–332, 2019, doi: 10.1016/j.ces.2019.03.061.

[27] X. Qian *et al.*, “Composition/temperature cascade control for a Kaibel dividing-wall distillation column by combining PI controllers and model predictive control integrated with soft sensor,” *Comput. Chem. Eng.*, vol. 126, pp. 292–303, 2019, doi: 10.1016/j.compchemeng.2019.04.020.

[28] X. Qian *et al.*, “Comparison of temperature control and temperature difference control for a Kaibel dividing wall column,” *Processes*, vol. 7, no. 10, pp. 1–19, 2019, doi: 10.3390/pr7100773.

[29] Y. Yuan *et al.*, “Comparing composition control structures for kaibel distillation columns,” *Processes*, vol. 8, no. 2, 2020, doi: 10.3390/pr8020218.

[30] G. Fan, W. Jiang, and X. Qian, “Comparison of stabilizing control structures for four-product Kaibel column,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 109, pp. 675–685, 2016, doi: 10.1016/j.cherd.2016.03.025.

[31] I. Dejanović, L. Matijašević, and Ž. Olujić, “Dividing wall column-A breakthrough towards sustainable distilling,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 49, no. 6, pp. 559–580, 2010, doi: 10.1016/j.cep.2010.04.001.

[32] X. Qian, K. Huang, S. Jia, H. Chen, and Y. Yuan, “Temperature difference control of a four-product dividing-wall distillation column,” *Chem. Eng. Trans.*, vol. 69, pp. 361–366, 2018, doi: 10.3303/CET1869061.

[33] X. Qian *et al.*, “Controllability comparison of the four-product petlyuk dividing wall distillation column using temperature control schemes,” *Processes*, vol. 8, no. 1, 2020, doi: 10.3390/pr8010116.

[34] X. Qian *et al.*, “Temperature difference control and pressure-compensated temperature difference control for four-product extended Petlyuk dividing-wall columns,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 146, pp. 263–276, 2019, doi: 10.1016/j.cherd.2019.04.014.

[35] G. Lukač, I. J. Halvorsen, Olujić, and I. Dejanović, “On controllability of a fully thermally coupled four-product dividing wall column,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 147, pp. 367–377, 2019, doi: 10.1016/j.cherd.2019.04.041.

[36] H. Wang, Q. Zhou, W. Su, P. Ji, Z. Wang, and C. Li, “Optimization and control of vertical double wall dividing-wall column for separating a quaternary system,” *Can. J. Chem. Eng.*, no. December 2019, pp. 1–21, 2020, doi: 10.1002/cjce.23758.

[37] W. L. Luyben, “Control of a Distillation Column with Side Stripper and Side Rectifier,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 155, p. 104743, Jun. 2020, doi: 10.1016/j.cherd.2020.06.025.

[38] R. Agrawal, “Process for separation of multicomponent fluids using a multizone distillation column,” US 6,250,106 B1, 2001.

[39] I. Dejanović, L. Matijašević, H. Jansen, and Z. Olujić, “Designing a Packed Dividing Wall Column for an Aromatics Processing Plant,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 50, no. 9, pp. 5680–5692, May 2011, doi: 10.1021/ie1020206.

[40] Ž. Olujić, I. Dejanović, B. Kaibel, and H. Jansen, “Dimensioning Multipartition Dividing Wall Columns,” *Chem. Eng. Technol.*, vol. 35, no. 8, pp. 1392–1404,

Aug. 2012, doi: 10.1002/ceat.201100709.

[41] Y. H. Kim, "Energy saving of benzene separation process for environmentally friendly gasoline using an extended DWC (divided wall column)," *Energy*, vol. 100, pp. 58–65, Apr. 2016, doi: 10.1016/j.energy.2016.01.087.

[42] C. Triantafyllou and R. Smith, "THE DESIGN AND OPTIMISATION OF FULLY THERMALLY COUPLED DISTILLATION COLUMNS," *Trans IChemE*, vol. 70, pp. 118–132, 1992.

[43] W. L. Luyben, "Distillation column pressure selection," *Sep. Purif. Technol.*, vol. 168, no. May, pp. 62–67, 2016, doi: 10.1016/j.seppur.2016.05.015.

[44] A. Zhigljavsky, "Stochastic Global Optimization," in *International Encyclopedia of Statistical Science*, Berlin, Heidelberg: Springer Berlin Heidelberg, 2011, pp. 1521–1524.

[45] W. L. Luyben, *DISTILLATION DESIGN AND CONTROL USING ASPENTM SIMULATION*, Second. Wiley, 2013.

[46] C. F. Moore, "Selection of Controlled and Manipulated Variables," in *Practical Distillation Control*, New York, NY: Springer US, 1992, pp. 140–177.

[47] H. Ling and W. L. Luyben, "Temperature control of the BTX divided-wall column," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 49, no. 1, pp. 189–203, Jan. 2010, doi: 10.1021/ie900125w.

[48] C. C. Yu and W. L. Luyben, "Use of multiple temperatures for the control of multicomponent distillation columns," *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol.

23, no. 3, pp. 590–597, Jul. 1984, doi: 10.1021/i200026a031.

[49] B. D. Tyreus and W. L. Luyben, “Tuning PI Controllers for Integrator/Dead Time Processes,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 31, no. 11, pp. 2625–2628, 1992, doi: 10.1021/ie00011a029.

APÉNDICE A

Ecuaciones de costos

$$Costo_C = 7296 * (A_C)^{0.65}\ ; \quad \textbf{(15)}$$

$$A_c = \frac{1000 * Q_C}{dt_C * U_C} \quad \textbf{(16)}$$

$$Costo_R = 7296 * (A_R)^{0.65}; \quad \textbf{(17)}$$

$$A_R = \frac{1000 * Q_R}{dt_R * U_R} \quad \textbf{(18)}$$

$$Costo_{carcaza} = 17640 * (D_e)^{1.066} * (Len)^{0.802}; \quad \textbf{(19)}$$

$$Len = \frac{2.4}{3.281} * Nt \quad \textbf{(20)}$$

$$A_e = \frac{\pi D_e^2}{4} = A_{C1} + A_{C2} + A_{CP} = \frac{\pi D_{C1}^2}{4} + \frac{\pi D_{C2}^2}{4} + \frac{\pi D_{CP}^2}{4} \quad \textbf{(21)}$$

$$PP = 10\ años$$

$$A_C; A_R;\ A_e[=]m^2$$

$$Len; D_e; [=]m$$

$$U_C; U_R; \frac{[=]kW}{Km^2}$$

$$dt_C; dt_R; [=]K$$

RESUMEN AUTOBIOGRÁFICO

Cristopher Antonio Villegas Uribe

Candidata para el Grado de Maestra en Ciencias con Orientación En Procesos Sustentables

Tesis:

CONTROL DE SISTEMAS INTENSIFICADOS DE DESTILACIÓN PARA MEZCLAS CUATERNARIAS

Campo de Estudio: Ciencias Químicas

Biografía:

Datos personales:

Nacido en Monterrey, Nuevo León, México, 10 de diciembre de 1992, hijo de Rocio Gabriela Uribe Prado y Antonio Villegas Martínez.

Educación:

Egresado de la Facultad de Ciencia Químicas de la Universidad Autónoma de Nuevo León grado obtenido Ingeniero Químico en 2018

Experiencia profesional:

Analista de métodos y procedimientos Afirme Monterrey, Nuevo León, México