

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS



CONTROL NO LINEAL POR MODOS DESLIZANTES
DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

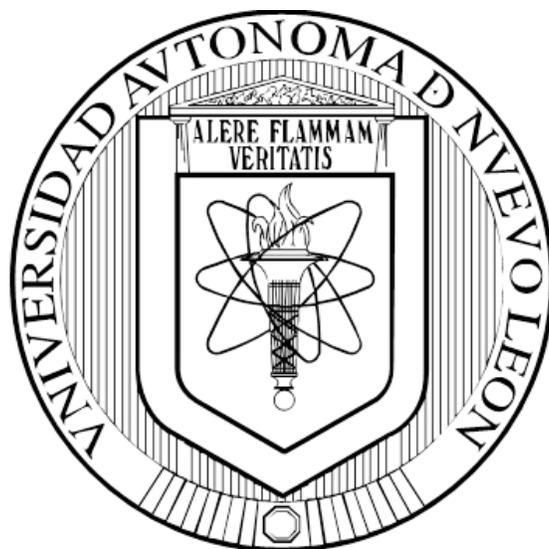
POR

RUBÉN OMAR ACOSTA SOLANO

COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRÍA EN CIENCIAS CON ORIENTACIÓN EN PROCESOS
SUSTENTABLES

DICIEMBRE, 2015

**UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS**



**CONTROL NO LINEAL POR MODOS DESLIZANTES
DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA**

POR

RUBÉN OMAR ACOSTA SOLANO

**COMO REQUISITO PARCIAL PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRÍA EN CIENCIAS CON ORIENTACIÓN EN PROCESOS
SUSTENTABLES**

DICIEMBRE, 2015

**CONTROL NO LINEAL POR MODOS DESLIZANTES
DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA**

Aprobación de la tesis:

Dr. Oscar Francisco Huerta Guevara
Presidente

Dr. Ricardo Gómez González
Secretario

Dr. David A. Díaz Romero
Vocal

Dra. Ma. Araceli Hernández Ramírez
Subdirector de Estudios de Posgrado

RESUMEN

Rubén Omar Acosta Solano

Fecha de graduación: Jul, 2015

Universidad Autónoma de Nuevo León

Facultad de Ciencias Químicas

Título del Estudio: **CONTROL NO LINEAL POR MODOS DESLIZANTES
DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA**

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

Área de Estudio: Control y Automatización de Procesos

Propósito y Método del Estudio: Construcción, instrumentación y control de una columna de destilación escala laboratorio, donde se lleva a cabo la separación de mezclas binarias. El objetivo es controlar la temperatura en un plato de la columna para indirectamente controlar la composición del producto de fondo. También se trabajó en el desarrollo de la simulación de un modelo dinámico para la columna de destilación, así como el desarrollo de una interface computacional para monitoreo y control de las variables en tiempo real, teniendo como propósito el probar algoritmos de control continuo por modos deslizantes.

Contribuciones y Conclusiones: Se construyó una columna de destilación escala laboratorio para el estudio de estrategias de control y estimación, con esto se dota de infraestructura al Laboratorio de Ingeniería Química II para el área de control de procesos. Se realizó la simulación de un modelo dinámico no lineal para una columna de destilación, validándose mediante datos obtenidos experimentalmente. Se realizaron pruebas en lazo abierto ante diferentes cambios tipo escalón para conocer el comportamiento dinámico y de estado estacionario. Se implementó un controlador Proporcional-Integral (PI), un control basado en la técnica de linealización por retroalimentación (FLC) y el control continuo por modos deslizantes (CSMC), se encontró que este último presenta una convergencia más rápida hacia el set-point y un menor sobre tiro.

FIRMA DEL ASESOR:

DEDICATORIA

A mi Abuelita Maricruz González por su amor y consejos siempre.

A mis padres Carlos Acosta y Dolores Solano por su apoyo incondicional en todo los aspectos de mi vida.

A mi esposa Itzel por acompañarme en esta nueva etapa de mi vida y por el resto de la misma.

A mi hija Fabiola quien es mi mayor motivación para salir adelante.

A mis hermanos Carlos y Perla por confiar y estar siempre para mi.

AGRADECIMIENTOS

A CONACYT por el apoyo económico sin el cual no hubiera sido posible mi entrada al posgrado.

A la Facultad de Ciencias Químicas (FCQ) por darme la oportunidad de superarme profesionalmente.

A mi asesor el Dr. Óscar Huerta por su paciencia, apoyo y disposición durante toda mi estancia en la maestría.

A los doctores Ricardo Gómez, Jacobo Ruiz, Felipe Cerino y David Díaz por las sugerencias dadas durante la realización de la tesis.

A mis profesores del posgrado en FCQ, en especial a los doctores Ángel Martínez y Ángel Loredó.

A los profesores del posgrado en Control Automático de FIME, quienes amablemente me recibieron en sus clases: Dr. César Elizondo, Dr. David Díaz, Dr. Jesús de León y Dr. Marco Tulio Mata.

A mis amigos y compañeros del posgrado en FCQ y FIME: Víctor de la Cruz, Karen Luján, Rubí Báez, Daniel Olivo, Alan Valdez, Vidal Trejo y David Eduardo.

TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	GENERALIDADES	3
1.2	ANTECEDENTES	5
1.2.1	Modelado en columnas de destilación	5
1.2.1.1	Modelos de estado estacionario	5
1.2.1.2	Modelos dinámicos	6
1.2.2	Control en columnas de destilación	8
2	HIPÓTESIS, OBJETIVO Y METAS	13
2.1	HIPÓTESIS	13
2.2	OBJETIVO	13
2.3	METAS	13
3	METODOLOGÍA	15
3.1	DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL.	15
3.1.1	Instrumentación	16
3.1.1.1	Medición de temperatura	16
3.1.1.2	Sensores de nivel	17
3.1.1.3	Medición de flujos	17
3.1.1.4	Medición de composición	17
3.1.2	Equipo de control	17
3.1.3	Adquisición de datos	18

3.2	OPERACIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL	18
4	MODELO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA	21
4.1	VERIFICACIÓN DE ESTADOS ESTACIONARIOS	21
4.1.1	Comparación entre resultados experimentales y simulación de estado estacionario	21
4.1.2	Respuesta dinámica de la columna de destilación	23
4.1.2.1	Cambio en el flujo volumétrico de reflujo	23
4.1.2.2	Cambio en la composición de alimentación	29
4.1.2.3	Cambio en la potencia suministrada al hervidor	34
4.2	MODELADO Y SIMULACIÓN DINÁMICA	39
4.2.1	Modelo de una columna de destilación	39
4.2.1.1	Equilibrio líquido-vapor	42
4.2.2	Simplificaciones del modelo	43
4.2.2.1	Cálculo de flujos molares	43
4.3	VALIDACIÓN DEL MODELO	47
5	CONTROL APLICADO A LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	51
5.1	DISEÑO DE CONTROL EN MODOS DESLIZANTES	51
5.2	CONTROL CONTINUO EN MODOS DESLIZANTES A UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN	53
5.3	SIMULACIÓN DEL CONTROL CONTINUO EN MODOS DESLIZANTES	55
5.4	APLICACIÓN DE CONTROLADORES A LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EXPERIMENTAL	56

6 CONCLUSIONES	58
6.1 TRABAJOS REALIZADOS	58
6.2 RECOMENDACIONES	59
6.3 TRABAJOS FUTUROS	60
A COLUMNA DE DESTILACIÓN	62
B INTERFACE COMPUTACIONAL	64
C INSTRUMENTACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN	65
D PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y CONDICIONES INICIALES DEL MOD- ELO	69
E SIMULACIÓN SIMULINK-MATLAB®	71
F PRESENTACIÓN EN CONGRESO	72

LISTA DE FIGURAS

1.1	Diagrama básico de una columna de destilación	3
3.1	Diagrama de tubería e instrumentación de la columna de destilación	16
4.1	Estados estacionarios alcanzados antes y después de un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	22
4.2	Estados estacionarios alcanzados antes y después de un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	22
4.3	Cambios tipo escalón aplicados a la columna de destilación.	23
4.4	Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	25
4.5	Respuesta dinámica en los platos 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	25
4.6	Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	26
4.7	Respuesta dinámica en los platos 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	26
4.8	Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	27
4.9	Respuesta dinámica del plato 11 y el hervidor ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.	27
4.10	Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	30

4.11 Respuesta dinámica en los platos 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	30
4.12 Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	31
4.13 Respuesta dinámica en los platos 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	31
4.14 Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	32
4.15 Respuesta dinámica en el plato 11 y en el hervidor ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.	32
4.16 Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	35
4.17 Respuesta dinámica en el plato 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	35
4.18 Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	36
4.19 Respuesta dinámica en el plato 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	36
4.20 Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	37
4.21 Respuesta dinámica en el plato 11 y hervidor ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.	37
4.22 Representación de un plato de la columna de destilación	41
4.23 Modelo de Van Laar para la mezcla metanol-agua	43

4.24	Modelo de Van Laar para la mezcla metanol-agua (Diagrama T_{xy})	43
4.25	Perfil de temperatura para cada plato desde el arranque del experimento.	48
4.26	Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en el reflujo para la sección de rectificación.	49
4.27	Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en el reflujo para la sección de agotamiento	49
4.28	Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en la composición de alimentación para la sección de rectificación	50
4.29	Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en la composición de alimentación para la sección de agotamiento	50
5.1	Simulación del control continuo por modos deslizantes aplicado a una columna de destilación.	55
5.2	Respuesta de los controladores ante cambios de set-point para la temperatura.	56
5.3	Respuesta de los controladores ante cambios de set-point para la composición.	57
5.4	Respuesta de la entrada de control (potencia eléctrica en las resistencias) ante cambios de set-point.	57
A.1	Columna de destilación ubicada en el laboratorio (Vista superior) IQ FCQ UANL	62
A.2	Panel de monitoreo y control (Vista frontal)	63
B.1	Interface computacional para monitoreo y control de variables en tiempo real NI Labview®	64
C.1	Válvula solenoide de control Aalborg PSV-5.	65

C.2	Termopar tipo J	66
C.3	Sensor de presión diferencial Cole-Palmer modelo 68071-52.	66
C.4	Medidor de turbina Sensor Omega FTB321.	66
C.5	Display de flujo volumétrico modelo Omega DPF700	67
C.6	Control de temperatura en el hervidor Autonics SPC1-50	67
C.7	Rotámetro control de flujo volumétrico de alimentación manual	68
E.1	Simulación del control continuo por modos deslizantes aplicado a una columna de destilación.	71

LISTA DE TABLAS

4.1	Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio en el reflujo.	28
4.2	Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio en el reflujo.	28
4.3	Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio la composición de alimentación.	33
4.4	Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio la composición de alimentación.	33
4.5	Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio en la potencia suministrada al hervidor.	38
4.6	Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio en la potencia suministrada al hervidor.	38
D.1	Parámetros de diseño y de operación del equipo experimental.	69
D.2	Especificaciones de la mezcla Metanol-Agua.	69
D.3	Condiciones iniciales para la composición del Metanol en cada etapa de la columna.	70

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

Actualmente la escasez de recursos energéticos y la constante alza en el precio de estos en el mundo, obliga a las empresas a buscar alternativas de bajo costo y de gran competitividad para satisfacer las necesidades de la sociedad, es por ello que el desarrollo de estrategias de control para cualquier proceso se vuelve una parte fundamental en cualquier tipo de industria. Esto debido al potencial que el área de control de procesos tiene para la reducción de costos en materia energética así como en el aseguramiento de la calidad del producto final.

En la industria química y petroquímica uno de los procesos de separación más utilizados es la destilación, esta operación unitaria ha sido ampliamente estudiada debido a los grandes consumos de energía que esta requiere y a que su aplicación es determinante en la pureza de los productos. Consiste en la separación de los componentes de una mezcla líquida, la cual se lleva a cabo por una vaporización parcial de la mezcla y una subsecuente condensación del vapor generado, el cual de acuerdo a la diferencia en los puntos de ebullición tendrá una composición mayor del componente más volátil.

El objetivo principal del control de una columna de destilación es mantener la operación de acuerdo a las especificaciones para las cuales esta fue diseñada (e.g. composiciones de producto destilado y de fondo), aún y cuando se presente alguna perturbación dentro de ciertos límites (e.g. Flujo y composición de la alimentación).

Se han propuesto diversas soluciones para estos problemas como controladores por retroalimentación (feedback), combinando controladores ante alimentados y retroalimentados (feedforward/feedback), control multivariable y estrategias de control óptimo.

En algunos casos las técnicas aplicadas han funcionado existosamente, sin embargo en otras la no linealidad del proceso y las perturbaciones afectan grandemente el desempeño del controlador.

1.1 GENERALIDADES

La destilación es usada en muchos procesos químicos para la separación de corrientes de alimentación y para la purificación de corrientes de producto intermediario o final. En la figura 1.1 se presenta un esquema básico de una columna de destilación, en donde se pueden observar las diferentes secciones de la columna de destilación, así como la nomenclatura más utilizada en el ámbito de ingeniería química y control de procesos.

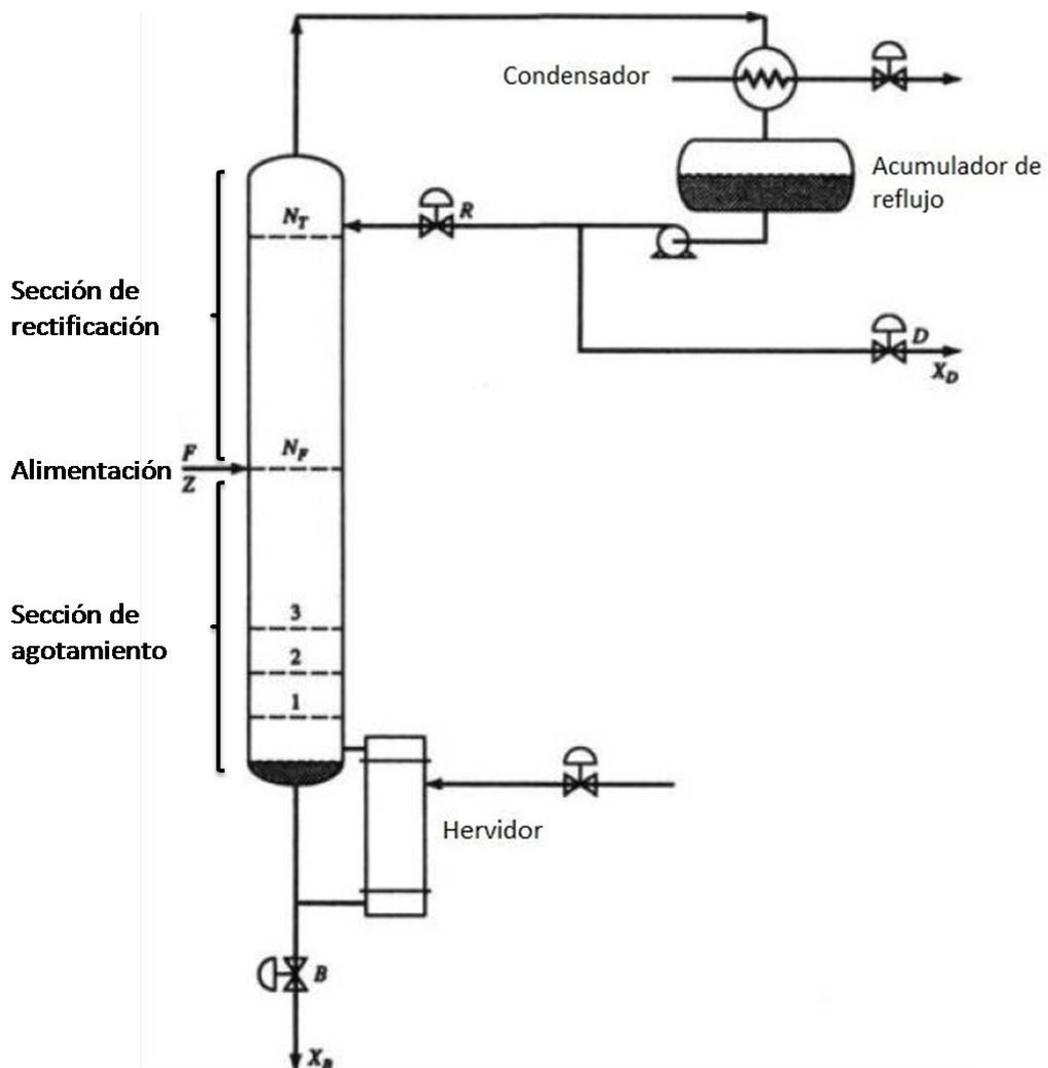


Figura 1.1: Diagrama básico de una columna de destilación

Dentro de la columna se encuentran los platos, los de tipo perforados son los más utilizados debido a que son baratos y ocupan menos espacio en relación a los platos de cachucha [1].

El proceso de separación de los componentes de la mezcla en la columna de destilación, comienza a darse cuando el líquido recirculado entra por la parte superior de la columna y desciende por gravedad a través de cada etapa dentro de los conductos conocidos como vertederos, mientras tanto la alimentación es introducida en alguna sección intermedia de la columna, dependiendo del diseño de la misma y el vapor generado por el calentamiento de la mezcla líquida localizada en el fondo de la columna fluye de manera ascendente, pasando por los orificios de cada etapa y poniéndose en contacto con el líquido que se retiene en cada plato.

En la sección que esta localizada por encima de la etapa de alimentación, el vapor ascendente se enriquece del componente más volátil y a esta se le conoce como rectificación o enriquecimiento, a la sección por debajo de la zona de alimentación se le conoce como agotamiento o remoción y aquí el componente más volátil es removido de la corriente líquida y el producto de fondo se enriquece entonces del componente pesado.

El líquido que se retorna a la columna es llamado reflujo y el que se retira permanentemente se le llama producto destilado el cual es rico en el componente ligero. De igual manera al líquido que es removido en el fondo de la columna se le llama residuo y es rico en el componente pesado. A lo largo de la columna se establece un contacto a contracorriente entre el vapor y el líquido y en cada etapa ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan [2].

1.2 ANTECEDENTES

1.2.1 Modelado en columnas de destilación

1.2.1.1 Modelos de estado estacionario

Los modelos de estado estacionario han sido utilizados por distintas razones, los objetivos de este pueden dividirse en dos categorías:

1. El diseño de una columna de destilación en donde el número de etapas requeridas y las condiciones de operación son calculadas a partir de las especificaciones de alimentación y de las corrientes de producto. Para este fin se han utilizado diferentes métodos los cuales incluyen cálculos de plato a plato como los son McCabe and Thiele [3], Sorel [4], Lewis y Matheson [5].
2. El problema de flujos en donde se especifican el número de platos de la columna así como las condiciones de alimentación y las variables de control, aquí se calculan los flujos de producto, composiciones y perfil de temperatura a lo largo de la columna. Este problema ha sido resuelto formulando ecuaciones de balance de materia y energía y resolviéndolas simultáneamente. El enfoque de este modelo ha sido utilizado para destilación multicomponente, sin embargo los mismos conceptos pueden ser utilizados para destilación binaria [6, 7, 8].

Los modelos de estado estacionario también son utilizados para la determinación de las condiciones iniciales de la simulación dinámica, ya sea de las composiciones o de la temperatura en cada plato de la columna.

1.2.1.2 Modelos dinámicos

Los modelos dinámicos de columnas de destilación son ampliamente usados. Permiten la evaluación de estructuras de control, la sintonización de controladores, el estudio y análisis del efecto de perturbaciones sobre el sistema y explorar procedimientos de arranque y paro para la evaluación de la seguridad y la optimización de la operación de la planta [9].

El modelado de una columna de destilación se basa en los balances de materia, energía y las relaciones de equilibrio líquido-vapor que existen entre los componentes de la mezcla. Para cada plato se plantean ecuaciones diferenciales para el balance total, balance por componente, balance de energía y una ecuación algebraica para la relación de equilibrio líquido-vapor.

Comúnmente la modelación de una columna de destilación ya sea de estado estacionario o dinámica se hace tomando en cuenta que existe equilibrio termodinámico entre las fases en cada plato (etapa de equilibrio), sin embargo existen también otros modelos en los cuales esta consideración no es tomada en cuenta y se rigen por la termodinámica de procesos irreversibles (etapa de no equilibrio). Estos últimos son menos utilizados debido a que requieren mucha información, usan datos experimentales como variables de entrada y utilizan ecuaciones diferenciales parciales lo cual vuelve complicada su aplicación [34].

Dentro de las consideraciones más utilizadas en el desarrollo de modelos dinámicos para columnas de destilación podemos mencionar las siguientes:

- i) Se desprecia la retención de vapor en cada plato.

- ii) El líquido retenido en cada plato se mantiene constante.
- iii) La presión en cada plato es constante.
- iv) La dinámica de la transferencia de energía es tan rápida que se puede usar una forma algebraica del balance de energía.
- v) Flujos molares constantes.
- vi) No existen pérdidas de calor al ambiente.

Dichas consideraciones simplifican en gran manera la simulación dinámica en cuanto a solución de las ecuaciones y tiempo de simulación, sin embargo también se han utilizado modelos rigurosos [10] en los que estas suposiciones no son tomadas en cuenta y por lo tanto su análisis y enfoque normalmente se apega más a la realidad y se espera que estos den mejores resultados cuando son utilizados para su aplicación práctica.

Dentro de este tipo de modelos rigurosos podemos también mencionar el trabajo realizado en [11] en donde se presenta un modelo generalizado para una amplia variedad de columnas de destilación, además de considerar flujos de vapor, líquido y balances de materia total y componente variantes en el tiempo, también se incluyen los balances de energía y se utilizan coeficientes de transferencia de masa y energía, además se destaca la importancia de considerar la hidráulica de los platos en donde la geometría de los mismos toma un papel importante para el cálculo de los flujos de líquido y vapor en cada sección de la columna.

1.2.2 Control en columnas de destilación

El control de una columna de destilación puede hacerse de distintas maneras, controlando directamente la composición de los productos, lo cual implica el uso de un instrumento en línea para la medición de concentración (e.g. cromatógrafo de gases, refractómetro, etc), la implementación de un observador el cual hace la tarea de estimar las composiciones de los productos y por lo tanto el reemplazo de un instrumento en línea, y por último controlar la temperatura para indirectamente controlar composición, esto puede lograrse ya que la composición y la temperatura están relacionadas directamente (considerando que existe un equilibrio termodinámico entre las fases líquido y vapor).

A pesar de que actualmente existen técnicas de análisis de medición en línea, en la práctica estos resultan ser caros y difíciles de utilizar para propósitos de control en columnas de destilación debido principalmente a los tiempos de retraso en la determinación de las composiciones. Por lo tanto normalmente el diseño y la operación se hace en base a mediciones directas de temperatura para indirectamente controlar composiciones [12]. Los sensores de temperatura son baratos, confiables y los retrasos que se generan en el lazo de control son pequeños.

En la mayoría de los casos la medición de la temperatura se hace sobre un plato en alguna sección en la columna. En [13] se describen cinco criterios para la determinación del plato a controlar, el criterio de descomposición en valores singulares provee un método simple y efectivo para la selección de la localización del plato a controlar. Este criterio también puede ser utilizado para la selección de dos platos de la columna a controlar, es

decir, un punto en la sección de rectificación y otro punto en la sección de agotamiento.

La selección del esquema de control entre un punto y dos puntos depende básicamente de los costos de energía, podemos decir que si la energía es relativamente barata entonces podríamos controlar solamente la temperatura del componente de interés, es decir, sobrepurificar el componente de menos valor. En general el controlar dos puntos ofrece una buena opción económicamente, sin embargo la síntesis del controlador se vuelve mas compleja debido a la naturaleza interactiva de una columna de destilación, es decir, al hacer control sobre una salida la otra se ve afectada por dicho cambio por lo tanto la otra entrada deberá tomar una acción de control y de esta manera se presenta el problema de interacción en los lazos de control.

Para el control de la temperatura ya sea en uno o dos puntos en la columna, se deben seleccionar las variables a manipular (entradas). La configuración conocida como LV es la más recomendada para la mayoría de las columnas [14], en esta se definen el reflujo y el flujo de vapor como variables de entrada, sin embargo, también han sido estudiadas diversas estructuras de control manipulando los flujos de los productos de destilado (D) y de fondo (B), así como estableciendo relaciones entre ellos [23].

En términos de control el problema de controlar la temperatura en dos puntos (dos salidas) manipulando dos variables (dos entradas) se conoce como control multivariable (MIMO por sus siglas en inglés) y ha sido estudiado usando distintas técnicas de control, dentro de las cuales podemos mencionar el control lineal descentralizado [16], control desacoplante [17] y control no lineal basado en un observador geométrico [18].

En [19] se estudia la estructura, construcción y sintonización del diseño de un controlador lineal de temperatura en dos puntos mediante una metodología que permite la comparación de las estructuras mencionadas anteriormente (control descentralizado y control desacoplante), también se menciona que aunque en principio el control no lineal basado en observador ofrece medios rigurosos para resolver el problema de interacción, este tiene inconvenientes debido a que requiere un modelo de primeros principios y a que su aplicación en estándares industriales es compleja.

Para mejorar el desempeño de los controladores ante perturbaciones las cuales propician que los productos salgan de las especificaciones deseadas, se han propuesto tres maneras diferentes, por ejemplo en [19] se añade un controlador ante alimentado (Feedforward) el cual realiza la tarea de rechazo a perturbaciones, en conjunto con un controlador retro alimentado (Feedback), o incorporando dos mediciones adicionales de temperatura y se realiza un esquema de control como dos puntos de temperatura convencional [21], y por último incorporando mediciones de composición realizando dos lazos de control en cascada (Cascade), un lazo primario de composición y un lazo secundario de temperatura [20].

En el estudio mencionado anteriormente [19] el componente ante alimentado (Feedforward) funciona adecuadamente cuando la corriente de alimentación entra como líquido saturado, lo cual permite la construcción de un observador lineal y entonces a partir de la temperatura se puede estimar una composición, por lo que la función del controlador ante una perturbación en la composición de alimentación se logra de exitosamente. Sin embargo, en una situación práctica no existe garantía de que la alimentación entre como líquido satu-

rado y la medición de la presión debe ser incluida por lo tanto el lazo ante alimentado debe ser rediseñado.

Recientemente en [22] se estudió el esquema de control con la adición de dos mediciones de temperatura adicionales, es decir, dos puntos de temperatura en cada sección de la columna. En este trabajo se destaca la síntesis del controlador el cual está basado en la teoría de Lyapunov, dando como resultado un esquema de control lineal similar al que se utiliza al considerar solo dos mediciones de temperatura con: i) regulación de la composición en el destilado y en el fondo, ajustando el reflujo y la energía suministrada al hervidor en base a dos mediciones en la sección de rectificación y dos mediciones en la sección de agotamiento respectivamente, ii) estructura descentralizada por sección, iii) procedimiento de construcción sencillo.

En cuanto al control por modos deslizantes podemos mencionar que este ha sido reconocido como un controlador robusto para sistemas no lineales de alto orden con incertidumbres. La mayor ventaja del control por modos deslizantes es la baja sensibilidad ante variaciones en los parámetros de la planta así como de perturbaciones, lo cual elimina la necesidad de un modelo exacto [24].

El control por modos deslizantes aplicado a columnas de destilación ya ha sido estudiado. En [25] los autores presentan un procedimiento de diseño para la construcción de un controlador basado en la técnica de modos deslizantes, compuesto de una linealización y un enfoque recursivo backstepping con su aplicación al control de concentración en dos puntos de una columna de destilación. También se ha reportado en [26] el diseño de un

controlador por modos deslizantes basado en funciones de transferencia en tiempo continuo con múltiples retrasos en los estados, en la entradas y en las salidas, los resultados de este esquema de control aplicados a una columna de destilación, demuestran la efectividad y robustez del controlador ante perturbaciones y errores en el modelo.

Cabe hacer notar que en todos los trabajos mencionados se presentan buenos resultados en cuanto al desempeño de los diferentes controladores, sin embargo en la mayoría solo se muestran resultados en simulación, por lo tanto probar dichos algoritmos o en nuestro caso la propuesta de un algoritmo de control basado en la técnica de modos deslizantes continuo experimentalmente resulta de gran interés.

CAPÍTULO 2

HIPÓTESIS, OBJETIVO Y METAS

2.1 HIPÓTESIS

Un controlador basado en la técnica de modos deslizantes, mantiene los valores de temperatura requeridos en un punto de una columna de destilación binaria, para indirectamente controlar las composiciones deseadas.

2.2 OBJETIVO

Desarrollar e implementar una ley de control, basada en la técnica de modos deslizantes, que mantenga la temperatura deseada para el control de la composición de los productos.

2.3 METAS

1. Realizar la construcción e instrumentación de un prototipo experimental de una columna de destilación.
2. Desarrollar una interface computacional para el monitoreo de las variables en tiempo real.
3. Validar un modelo matemático de la columna de destilación.
4. Desarrollar un algoritmo de control y hacer una simulación en Matlab-Simulink.

5. Implementar el algoritmo de control en tiempo real.
6. Hacer un estudio comparativo basado en los consumos de energía, del controlador propuesto contra un controlador PI el cual es ampliamente usado en la industria.

CAPÍTULO 3

METODOLOGÍA

En este capítulo se hace una descripción del equipo experimental, así como también de los instrumentos de medición, control y adquisición de datos utilizados para la realización de los experimentos. En la última parte se presenta el modo de arranque y operación de la columna, el cual de acuerdo a lo reportado en la literatura es el más usado.

3.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL.

Se utilizó una columna de destilación de 15 cm. de diámetro, la cual consiste de 11 platos de tipo perforado. Cuenta con un hervidor de resistencias eléctricas (3600 watts aprox.) para el calentamiento de la mezcla, un condensador total de vidrio el cual provee líquido subenfriado al tanque de acumulación. La columna opera con un flujo de alimentación de 0.10 l/min con mezcla de alimentación metanol-agua aproximadamente al 50% en peso y se introduce por encima del plato 6 (empezando del plato superior) para dar 96% en peso de metanol en el destilado y casi agua pura en el fondo, con una relación de reflujo (L/F) de 0.50 (en estado estacionario). En la figura 3.1 se muestra el diagrama de tubería e instrumentación de la columna descrita y en el anexo A se muestra la columna de destilación utilizada.

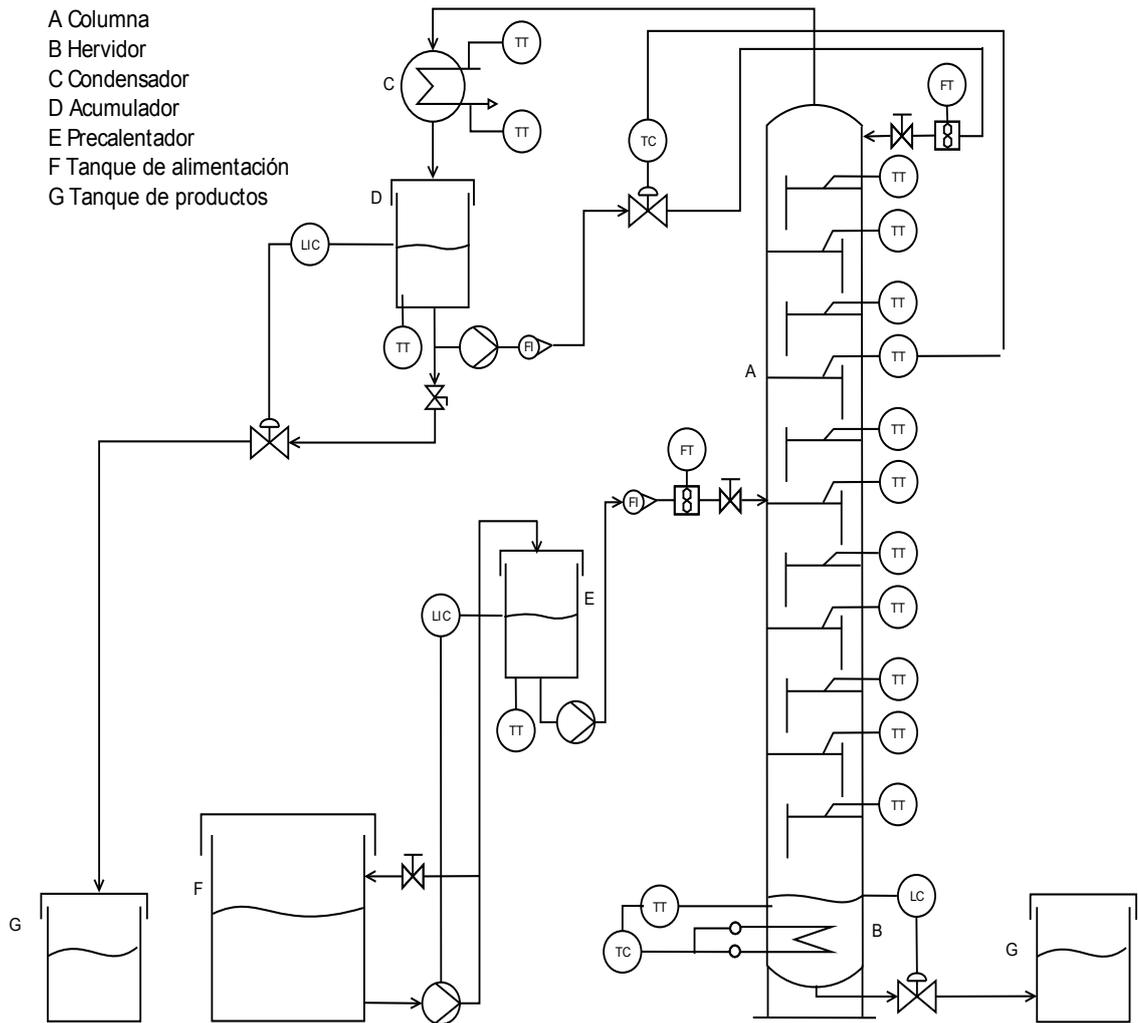


Figura 3.1: Diagrama de tubería e instrumentación de la columna de destilación

3.1.1 Instrumentación

3.1.1.1 Medición de temperatura

La columna está equipada con termopares tipo J para la medición de temperatura en cada uno de los platos, en el hervidor, en el tanque de producto acumulado, así como en la entrada y salida del agua de enfriamiento.

3.1.1.2 Sensores de nivel

Se utilizan sensores de presión diferencial para medir el nivel del tanque de acumulación de producto destilado y del tanque de precalentamiento (Cole-Parmer model 68071-52).

3.1.1.3 Medición de flujos

Los flujos volumétricos de alimentación y reflujo son medidos por medidores de flujo de área variable (Dwyer models VA10417 y VA10418) en serie con medidores de turbina (Sensor Omega FTB321, Display Omega DPF700).

3.1.1.4 Medición de composición

La medición de composición no esta disponible en línea pero pueden tomarse muestras manualmente en algunos platos de la columna (2, 5, 8 y 11), en el hervidor y en el tanque de producto destilado para su posterior análisis por refractometría o cromatografía de gases.

3.1.2 Equipo de control

La columna fue operada con los siguientes equipos de control:

- i) Control de temperatura en el hervidor (flujo de vapor) mediante un controlador de la potencia alimentada a las resistencias eléctricas (Autonics SPC1-50).
- ii) Control de flujo volumétrico de reflujo por medio de una válvula de control (Aalborg PSV-5).
- iii) Control de nivel (ON-OFF) en el hervidor mediante un switch de nivel (Omega LVN-93) en serie con una válvula solenoide (Asco serial number 07693-14) .

- iv) Control de nivel (Proporcional) del acumulador de destilados mediante una válvula de control (Aalborg PSV-5).
- v) Control de flujo volumétrico de alimentación manual (Dwyer model VA10418).

En el Anexo B se presenta con mayor detalle la descripción de las especificaciones del equipo de instrumentación y control utilizado.

3.1.3 Adquisición de datos

La manipulación de las señales de entrada y salida fueron hechas mediante tarjetas inalámbricas de adquisición de datos por medio del software de National Instruments Labview®.

Se desarrollo una interface computacional para el monitoreo de variables en tiempo real, en donde se puede observar la evolución de la temperatura en cada uno de los platos, en el hervidor, en el tanque de alimentación, en el tanque de producto destilado y la entrada y salida del agua de enfriamiento. Además se puede elegir entre la operación manual o la operación automática y permite definir los parámetros de sintonización de los controladores y los setpoints de temperatura deseados.

En el Anexo B se presenta la interface computacional creada para el monitoreo de todas las variables.

3.2 OPERACIÓN DEL EQUIPO EXPERIMENTAL

A continuación se da una breve descripción de la operación de la columna de destilación la cual se divide en cuatro partes.

a) Preparación para el arranque:

- Verificación del equipo.
 - Se verifica que todas las válvulas estén cerradas.
 - Se verifica que el hervidor y el tanque de destilado no contengan líquido.
- Preparación de mezclas.
- Llenado del tanque de alimentación.
- Encendido del servicio eléctrico.
- Conexión inalámbrica de tarjetas de adquisición de datos con la computadora.

b) Arranque:

- Encendido de la bomba de agua de enfriamiento.
- Se introduce mezcla de alimentación al hervidor.
- Una vez que el hervidor tiene el nivel deseado, se encienden las resistencias eléctricas y la mezcla se comienza a calentar.
- El nivel del tanque de acumulación de destilado empieza a subir y cuando se tiene lo suficiente se enciende la bomba de recirculación y empieza la operación a reflujo total.
- Se fija el nivel del tanque de precalentamiento y se inicia la alimentación.
- Cuando todos los platos tienen suficiente nivel, el reflujo se ajusta a su valor nominal.
- Apertura de válvula de fondo para el control de nivel del hervidor.
- Monitoreo de temperatura en los platos hasta alcanzar el estado estacionario.

c) Operación normal

- Inspección de flujos de alimentación y reflujo (rotámetros y sensores de turbina).
- Monitoreo de temperatura (Platos, tanque de acumulación de destilado, tanque de precalentamiento, entrada y salida del agua de enfriamiento).
- Revisión de nivel de tanques (Alimentación, precalentamiento, acumulación de destilado y hervidor).
- Revisión de la presión (Manómetros).

d) Paro normal

- Apagado de resistencias eléctricas.
- Paro de bombas de alimentación y reflujo.
- Cierre de válvulas de alimentación y reflujo.
- Vaciado de la columna cuando el líquido este frío.
- Paro de bomba de agua de enfriamiento.

CAPÍTULO 4

MODELO DE UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN BINARIA

4.1 VERIFICACIÓN DE ESTADOS ESTACIONARIOS

Se verificaron los estados estacionarios de la columna de destilación descrita en el capítulo 3. La simulación de estado estacionario se realizó utilizando el software CHEMCAD. Se hicieron dos simulaciones de estado estacionario, para su posterior evaluación en la columna experimental. De esta manera podríamos verificar que nuestro sistema de estudio pudiera reproducir un estado estacionario fijando las mismas condiciones de operación y después aplicando un cambio de escalón para ver un segundo estado estacionario.

4.1.1 Comparación entre resultados experimentales y simulación de estado estacionario

En la figuras 4.1 y 4.2 y se pueden apreciar los estados estacionarios simulados contra los experimentales. Podemos ver que los datos simulados coinciden de manera razonable con los experimentales. De esta manera comprobamos que los experimentos iniciaron en un estado estacionario y terminaron en otro. Asimismo se utilizarán dichas parámetros de estado estacionario como condiciones iniciales de la simulación dinámica.

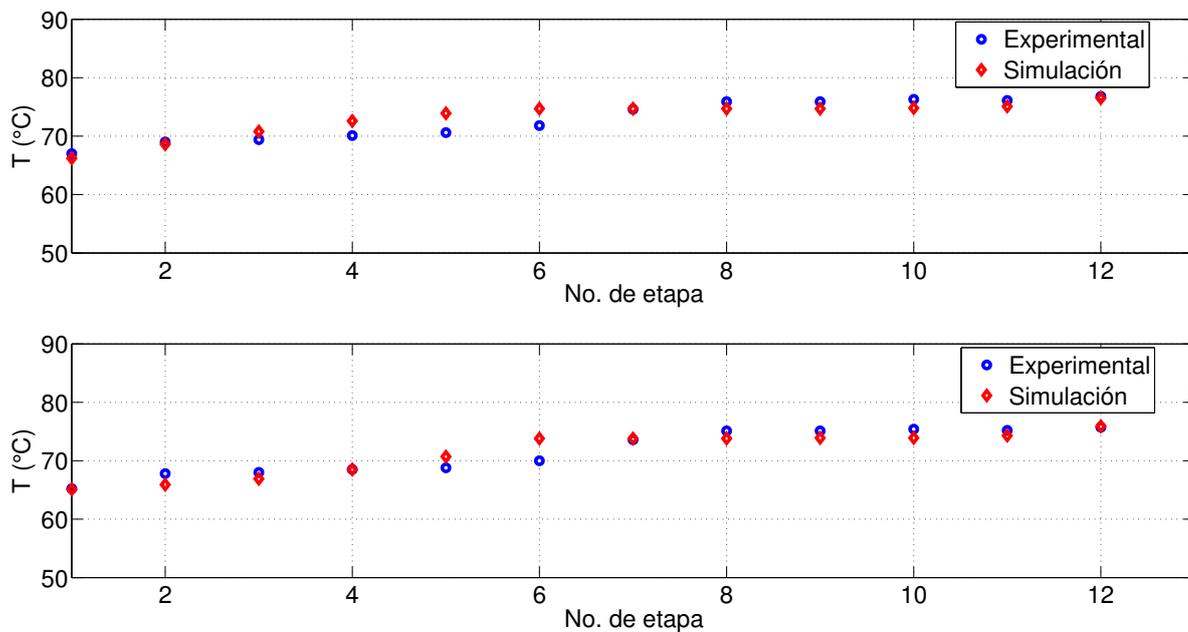


Figura 4.1: Estados estacionarios alcanzados antes y después de un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

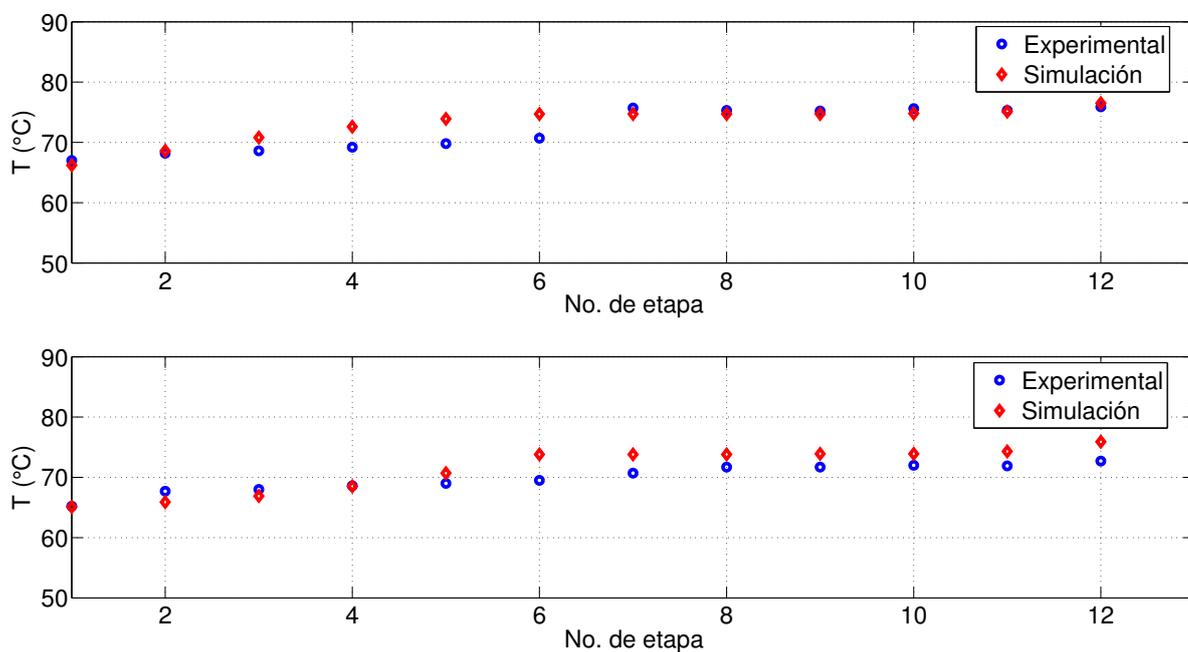


Figura 4.2: Estados estacionarios alcanzados antes y después de un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

4.1.2 Respuesta dinámica de la columna de destilación

Para entender el comportamiento dinámico de la columna de destilación experimental se realizaron cambios tipo escalón los cuales son mostrados en la figura 4.3, dichos cambios se realizaron 15 min. después de haber alcanzado un estado estacionario.

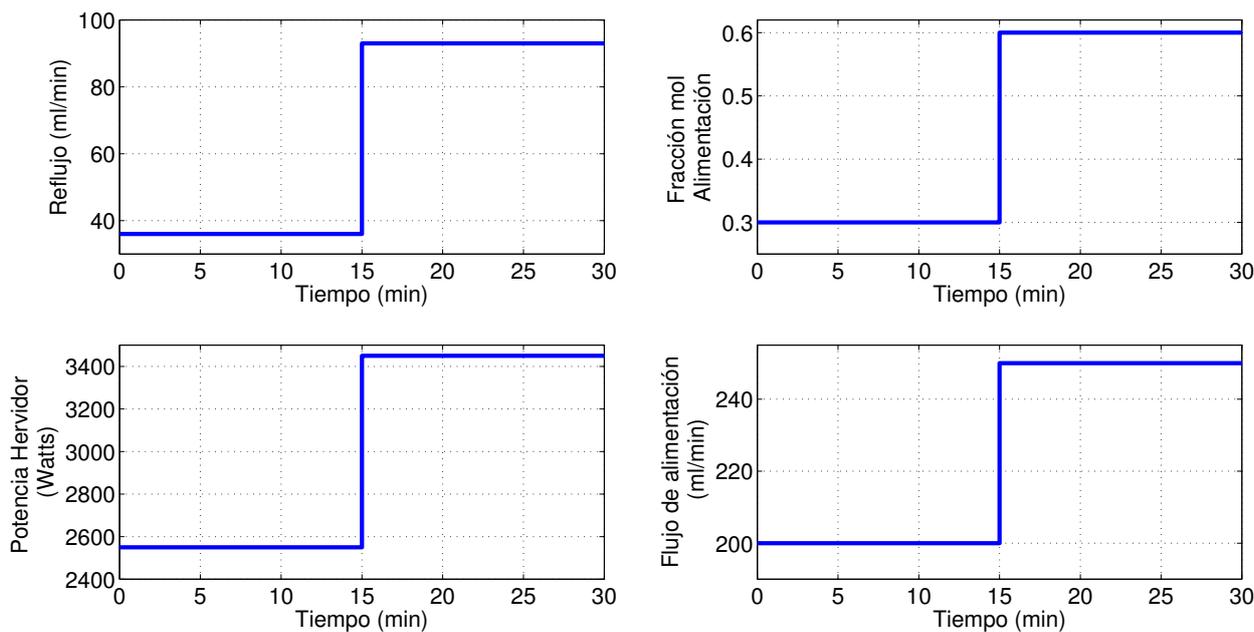


Figura 4.3: Cambios tipo escalón aplicados a la columna de destilación.

4.1.2.1 Cambio en el flujo volumétrico de reflujo

El aumento de reflujo a la columna incrementó la cantidad de metanol a la columna, lo cual naturalmente causó una disminución de la temperatura ya que dicho excedente del componente ligero sustrae calor al evaporarse. Asimismo se encontró un incremento de la composición de destilado. También se pudo observar que hubo un incremento considerable en el volumen de líquido retenido en cada plato en la sección de rectificación, sin embargo en la sección de agotamiento este cambio no fue tan notorio.

En las figuras 4.4, 4.5 y 4.6 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de rectificación y el plato de alimentación. Los platos 4 y 5 fueron los más afectados en la sección de rectificación. La diferencia de temperatura en cada plato antes y después del cambio tipo escalón (T_1 y T_2), puede verse en la tabla 4.1.

En las figuras 4.7, 4.8 y 4.9 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de agotamiento y el hervidor. La variación de temperatura en la sección de agotamiento no fue tan significativa, a excepción del hervidor en donde esta sí fue notoria. La diferencia de temperatura en cada plato puede verse en la tabla 4.2.

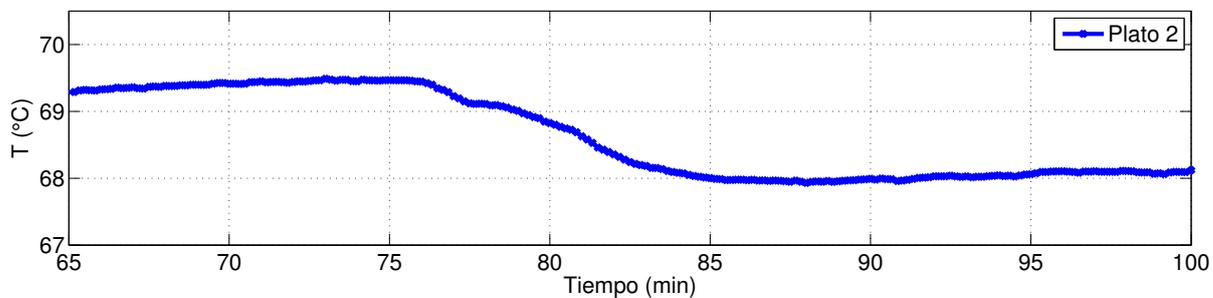
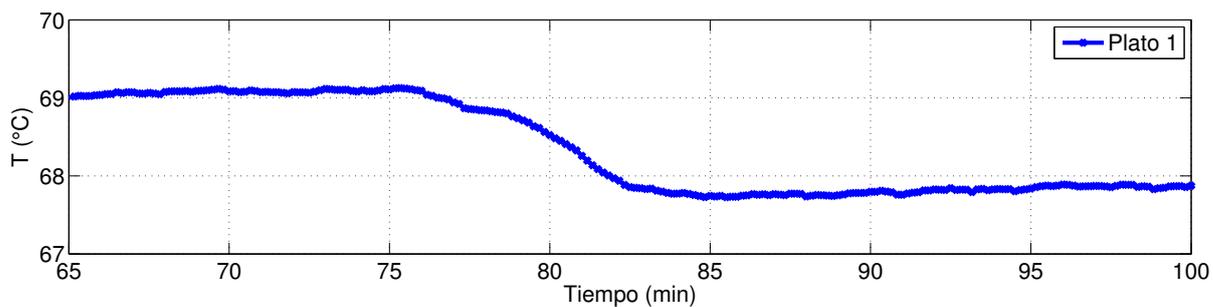


Figura 4.4: Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

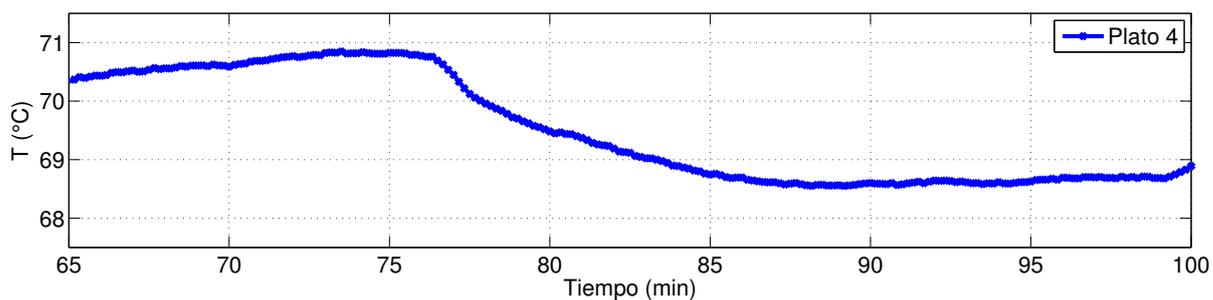
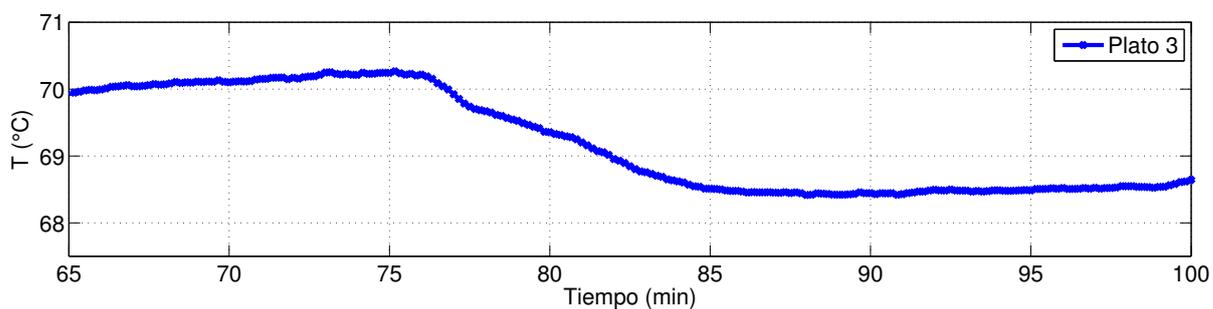


Figura 4.5: Respuesta dinámica en los platos 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

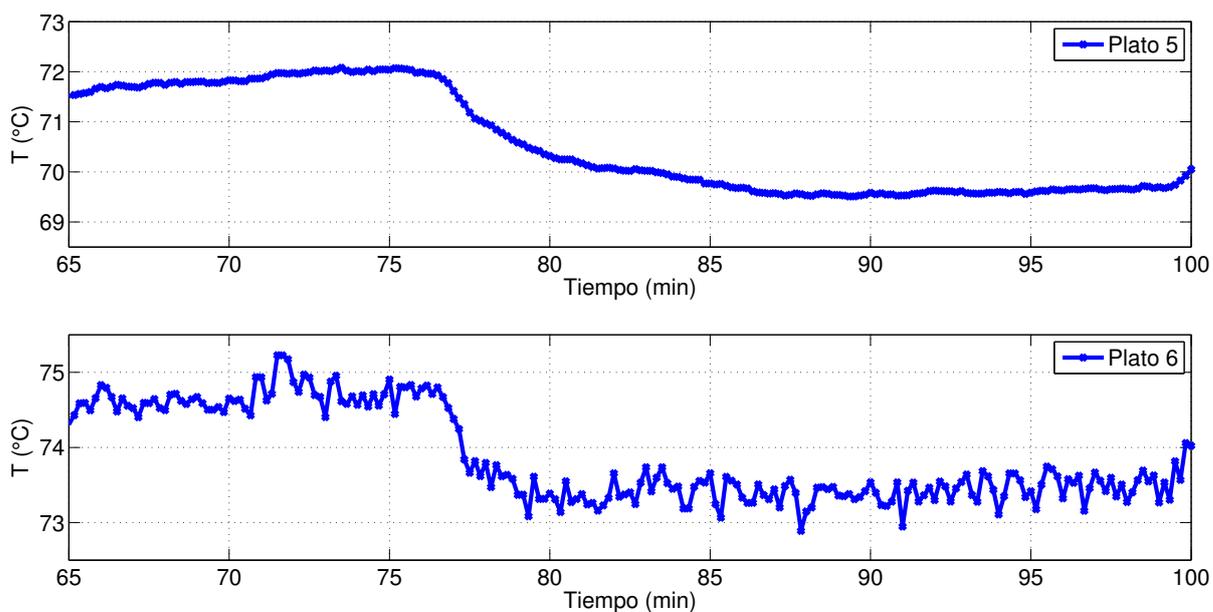


Figura 4.6: Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

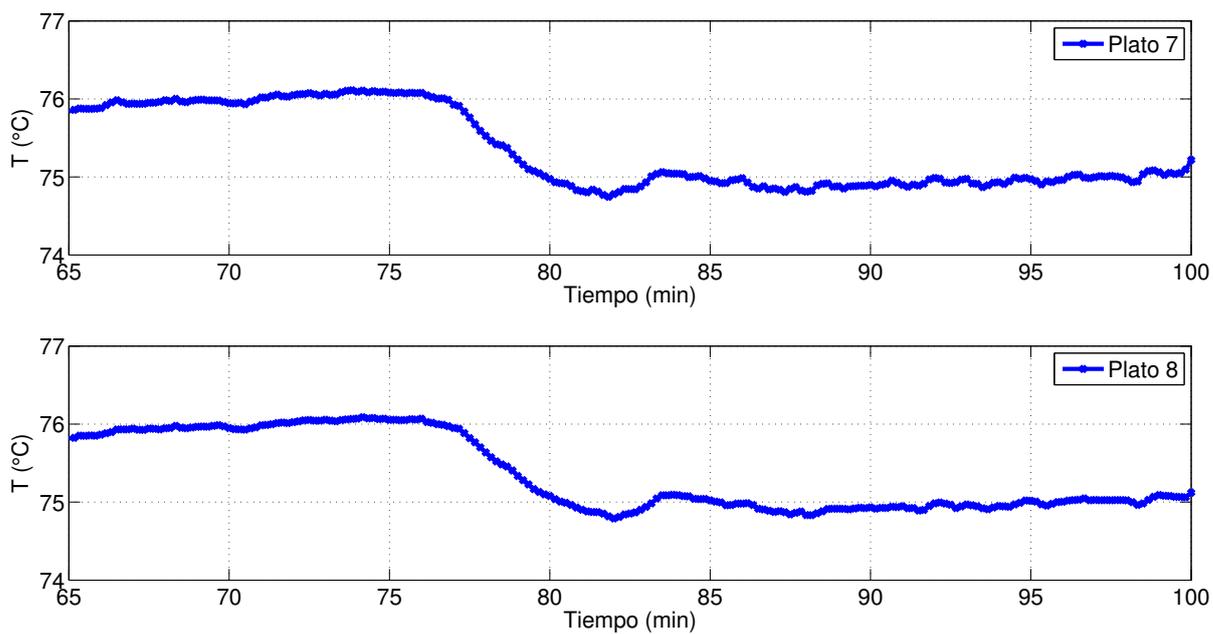


Figura 4.7: Respuesta dinámica en los platos 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

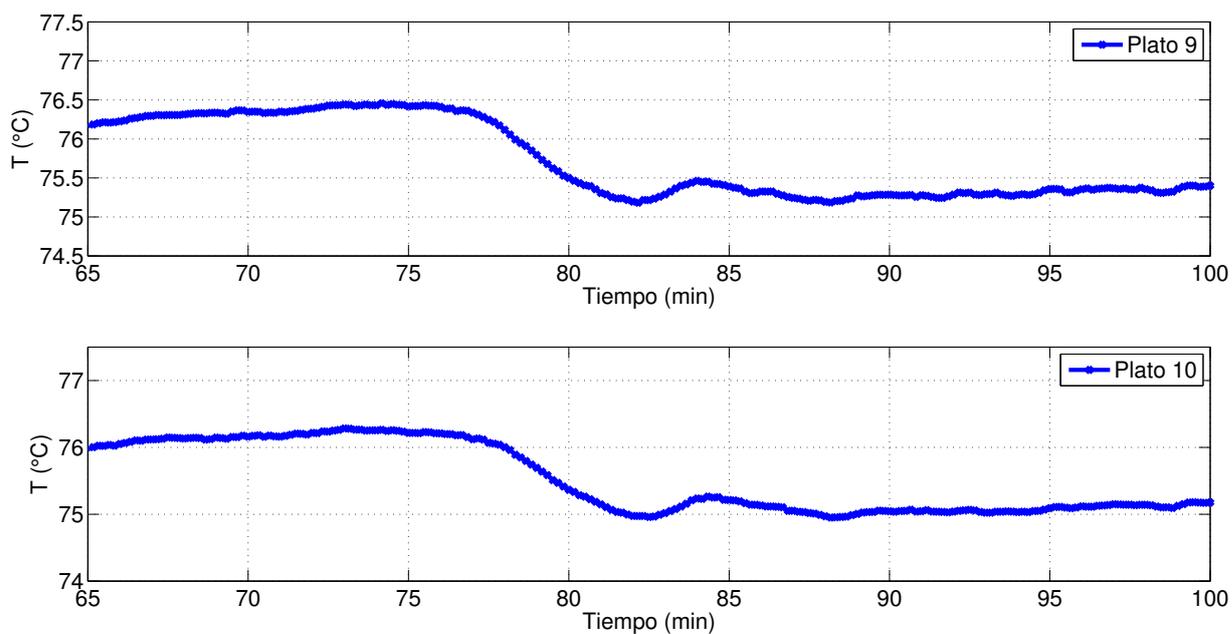


Figura 4.8: Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

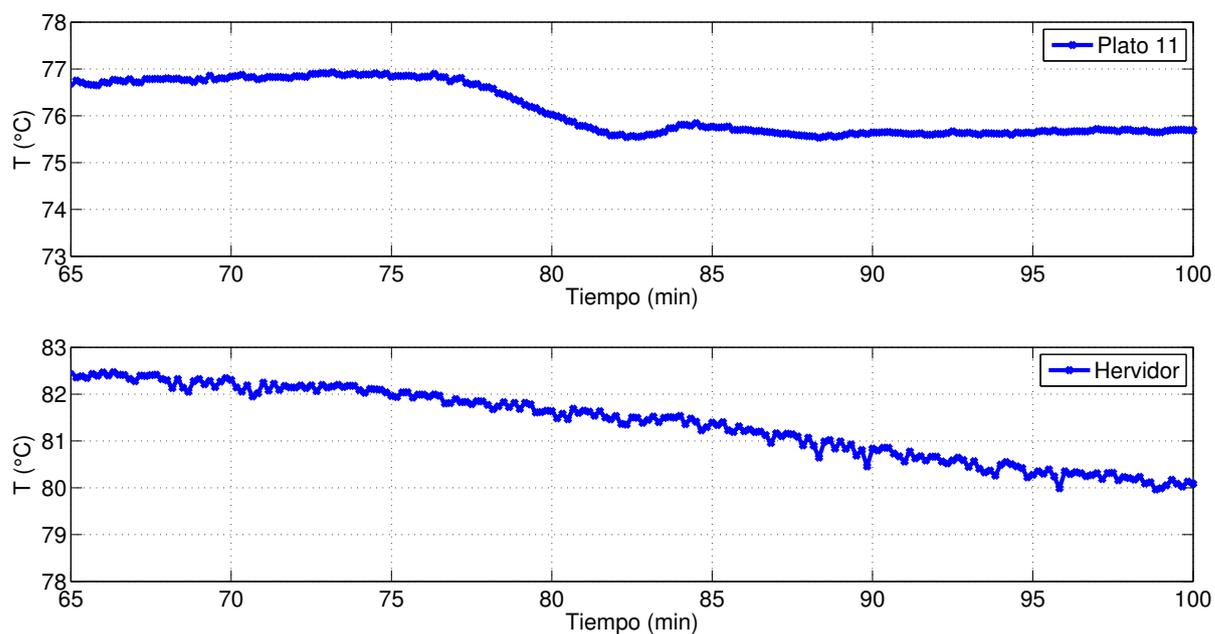


Figura 4.9: Respuesta dinámica del plato 11 y el hervidor ante un cambio tipo escalón en el flujo volumétrico de reflujo.

Tabla 4.1: Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio en el reflujo.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
1	69.1	67.8	1.30
2	69.4	68.1	1.30
3	70.0	68.6	1.40
4	70.5	68.8	1.70
5	71.6	69.9	1.70
6	74.5	73.7	0.80

Tabla 4.2: Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio en el reflujo.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
7	75.9	75.2	0.70
8	75.8	75.2	0.60
9	76.2	75.5	0.70
10	76.0	75.2	0.80
11	76.7	75.8	0.90
Hervidor	82.3	80.4	1.90

4.1.2.2 Cambio en la composición de alimentación

El cambio de composición afectó de mayor manera a la sección de la parte intermedia hacia abajo de la columna, esto puede apreciarse a partir del plato 5. La sección de rectificación no se ve afectada en gran manera por dicho cambio. En la sección de agotamiento la mayor diferencia de temperatura fue de $5.0^{\circ}C$ mientras que en la sección de rectificación fue de $0.9^{\circ}C$. En las figuras 4.10, 4.11 y 4.12 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de rectificación y el plato de alimentación. La diferencia de temperatura en cada plato puede verse en la tabla 4.3. En las figuras 4.13, 4.14 y 4.15 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de agotamiento y el hervidor. La diferencia de temperatura en cada plato de la sección de agotamiento puede verse en la tabla 4.4.

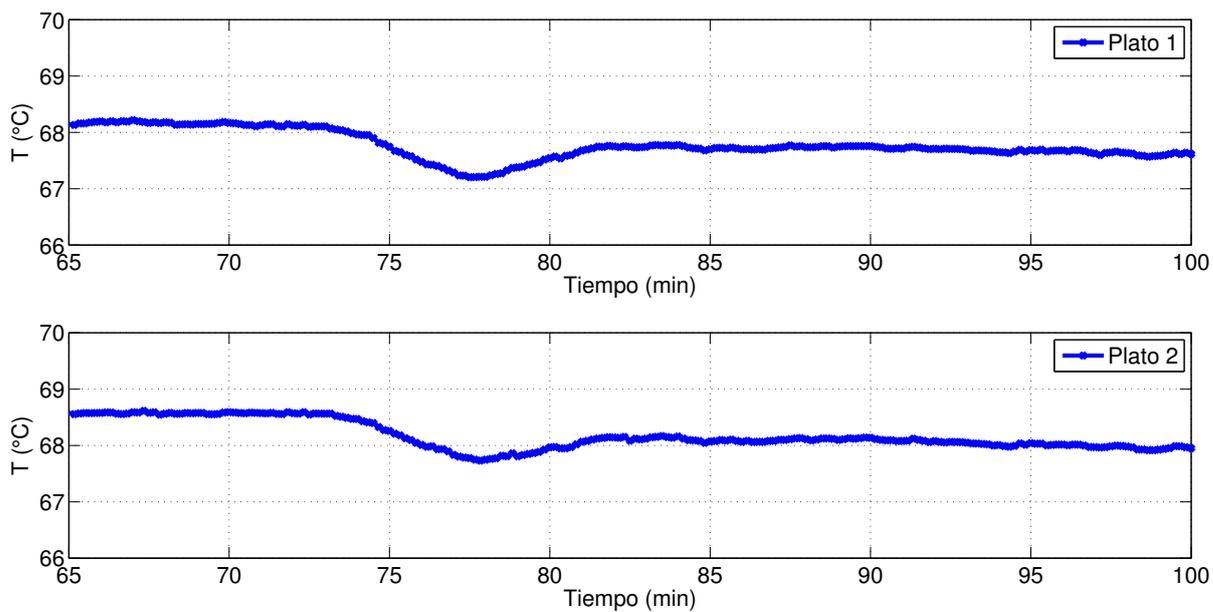


Figura 4.10: Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

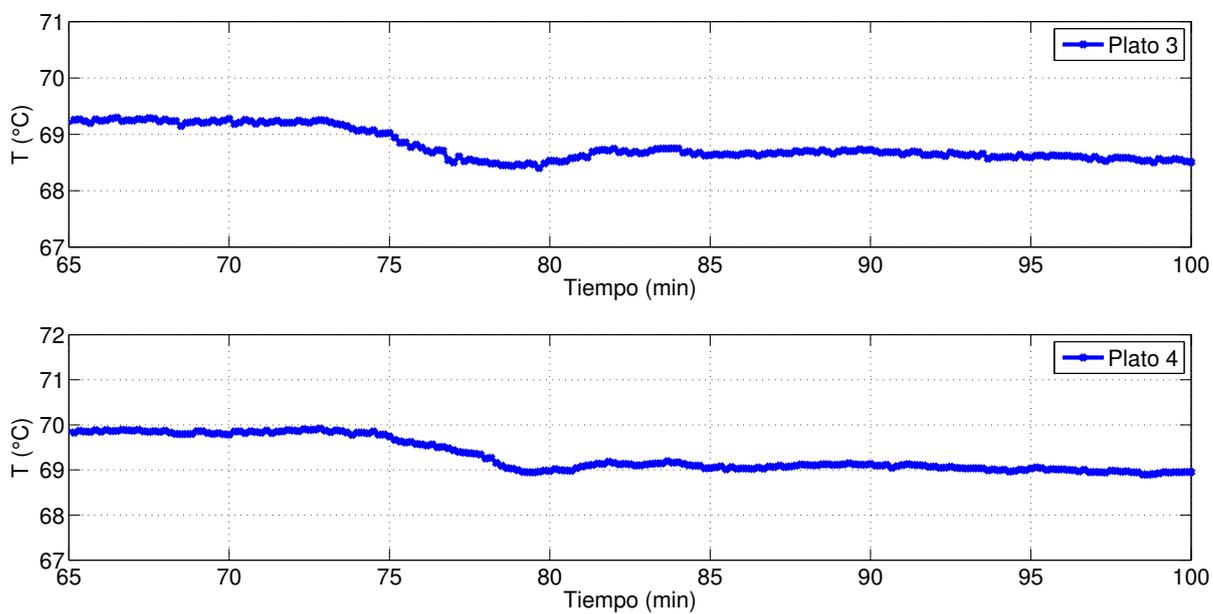


Figura 4.11: Respuesta dinámica en los platos 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

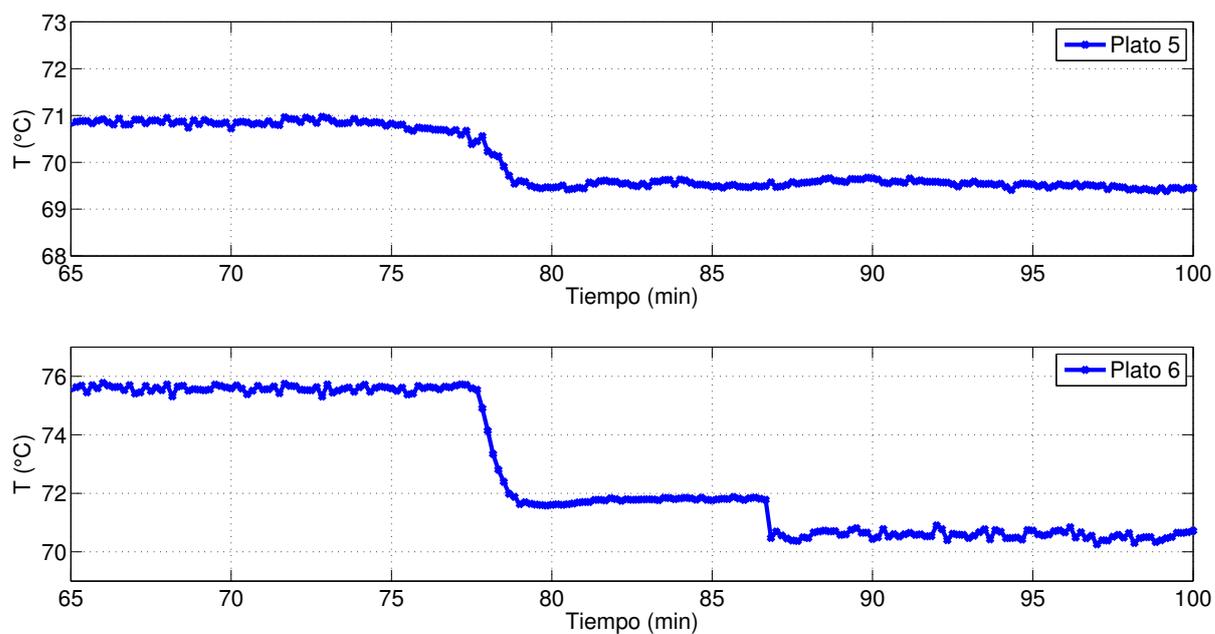


Figura 4.12: Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

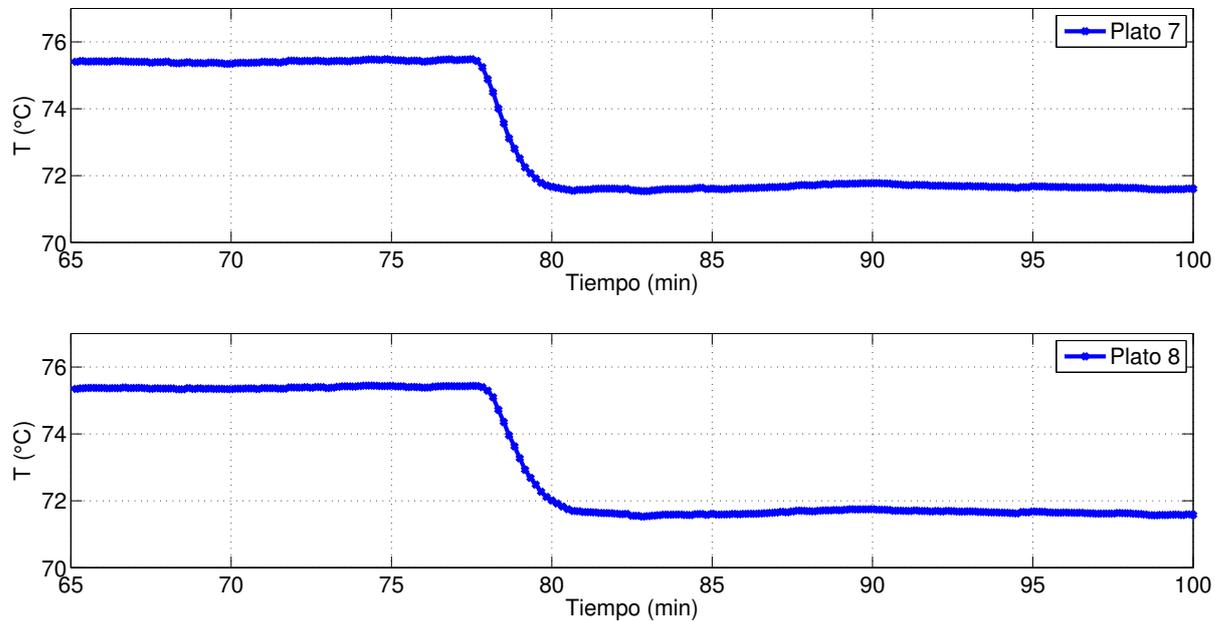


Figura 4.13: Respuesta dinámica en los platos 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

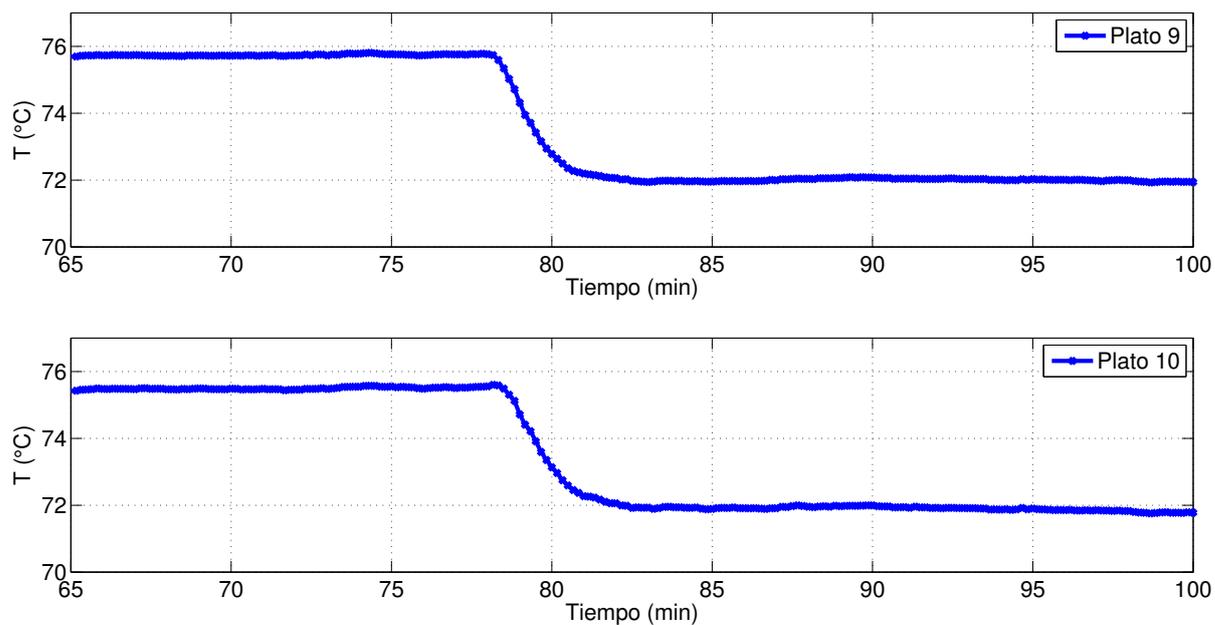


Figura 4.14: Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

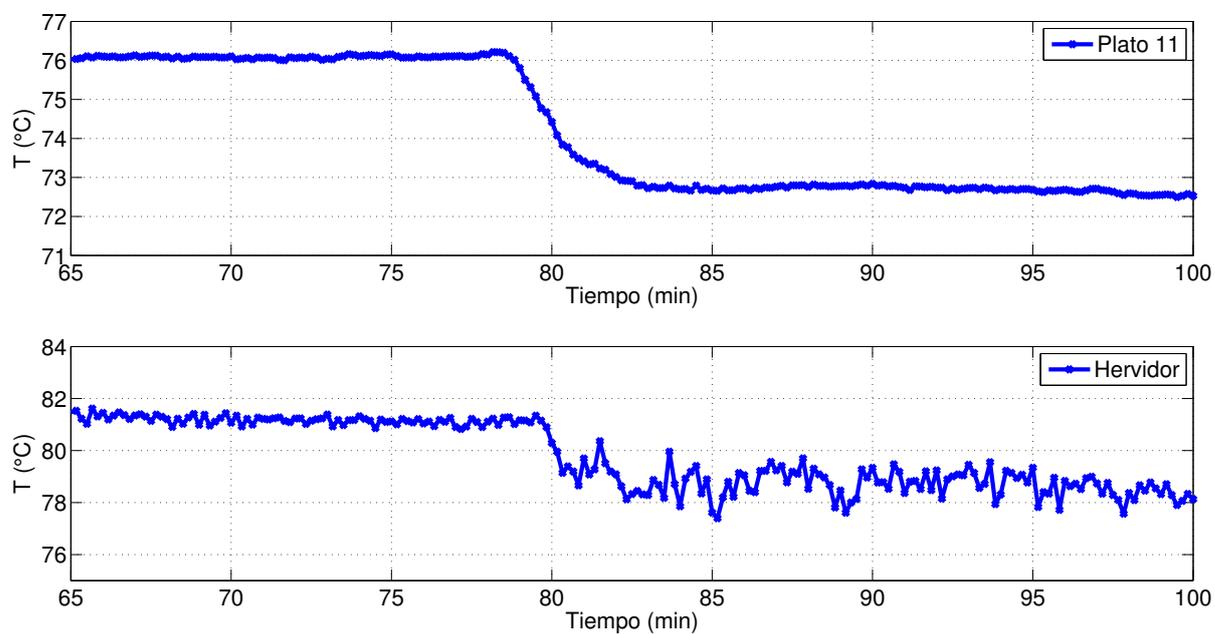


Figura 4.15: Respuesta dinámica en el plato 11 y en el hervidor ante un cambio tipo escalón en la composición de alimentación.

Tabla 4.3: Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio la composición de alimentación.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
1	68.1	67.6	0.5
2	68.5	67.9	0.6
3	69.3	68.5	0.8
4	69.8	68.9	0.9
5	70.2	69.4	0.8
6	75.5	70.5	5.0

Tabla 4.4: Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio la composición de alimentación.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
7	75.4	71.6	3.8
8	75.4	71.6	3.8
9	75.7	71.9	3.8
10	75.6	71.8	3.8
11	76.2	72.5	3.7
Hervidor	81.1	77.9	3.2

4.1.2.3 Cambio en la potencia suministrada al hervidor

Las secciones de rectificación y agotamiento en la columna de destilación se vieron afectadas ante un cambio en la potencia suministrada al hervidor, esto se puede observar prácticamente en todos los platos, a excepción del plato 1 y 2 en los que la temperatura solo se vió afectada en $1.9^{\circ}C$ y $2.8^{\circ}C$ respectivamente. El plato 5 en la sección de rectificación fue el más afectado por este cambio con una diferencia de temperatura de $4.5^{\circ}C$ mientras que en la sección de agotamiento el hervidor fue el más afectado con un cambio de $4.3^{\circ}C$, esto era de esperarse ya que las resistencias eléctricas se encuentran directamente en el hervidor. En general los tiempos de asentamiento fueron largos en comparación con los cambios aplicados de reflujo y de composición de alimentación.

En las figuras 4.16, 4.17 y 4.18 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de rectificación y el plato de alimentación. La diferencia de temperatura en cada plato puede verse en la tabla 4.5.

En las figuras 4.19, 4.20 y 4.21 se muestra la evolución de la temperatura con respecto al tiempo para cada uno de los platos en la sección de agotamiento y el hervidor. La diferencia de temperatura en cada plato de la sección de agotamiento puede verse en la tabla 4.6.

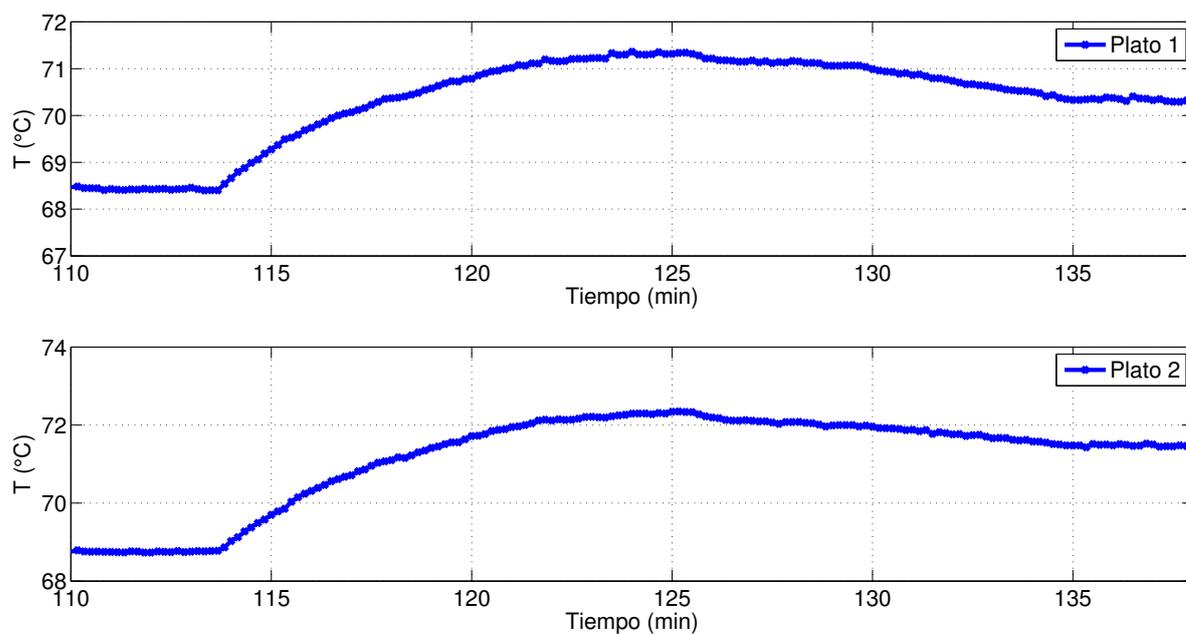


Figura 4.16: Respuesta dinámica en los platos 1 y 2 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

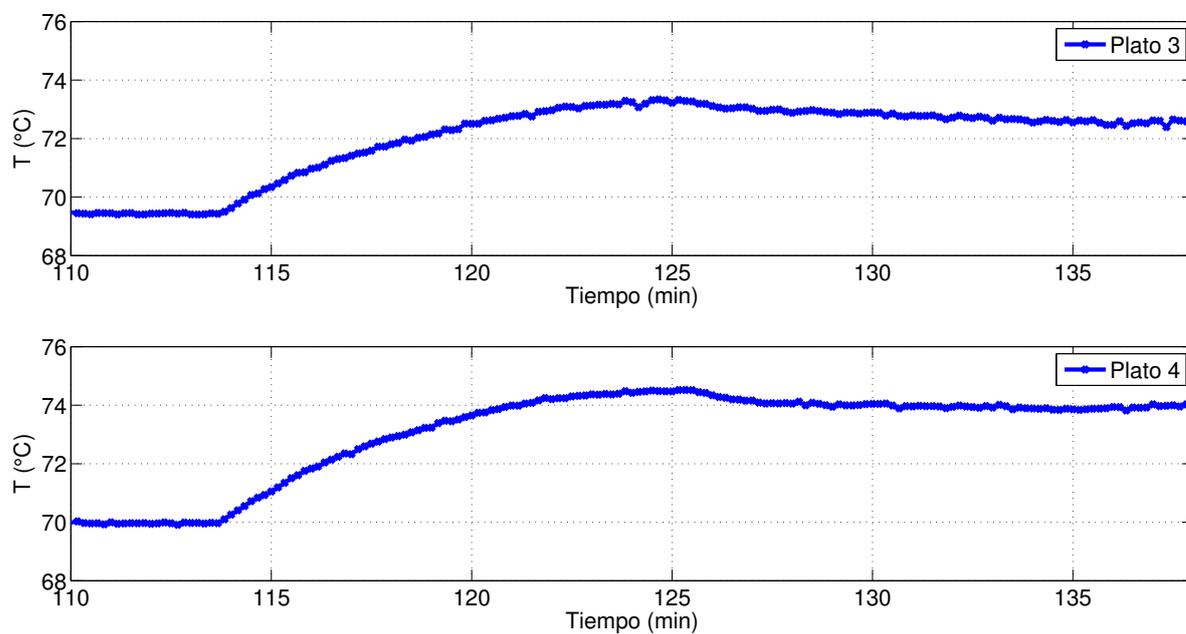


Figura 4.17: Respuesta dinámica en el plato 3 y 4 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

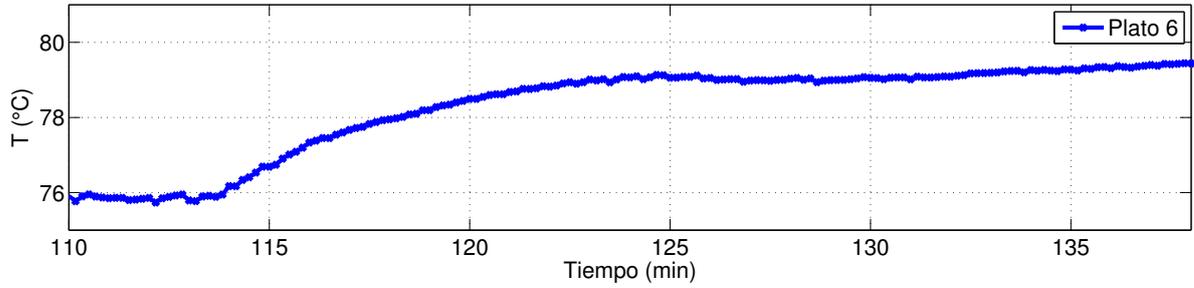
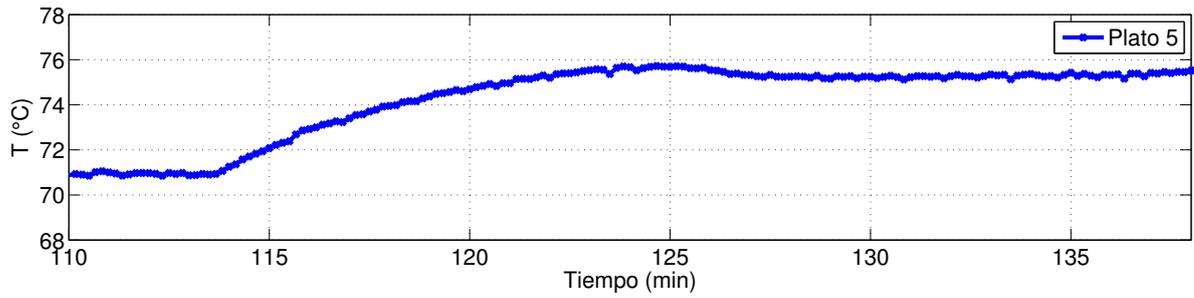


Figura 4.18: Respuesta dinámica en los platos 5 y 6 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

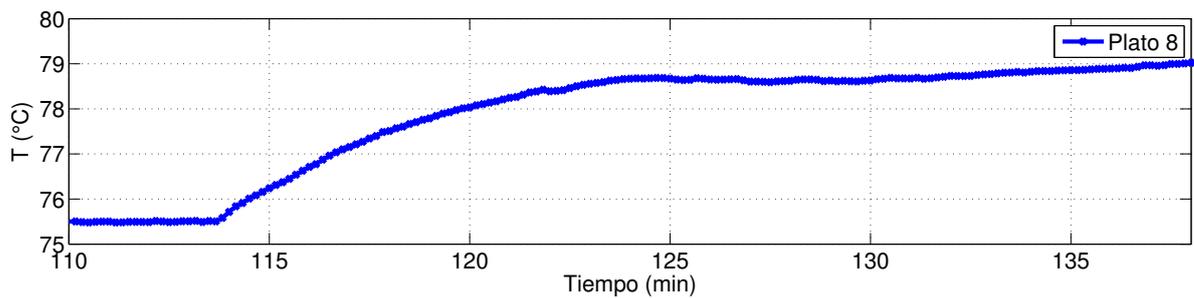
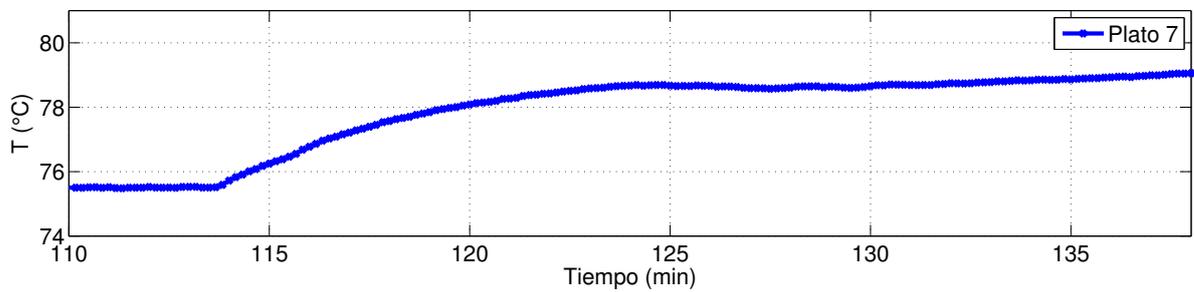


Figura 4.19: Respuesta dinámica en el plato 7 y 8 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

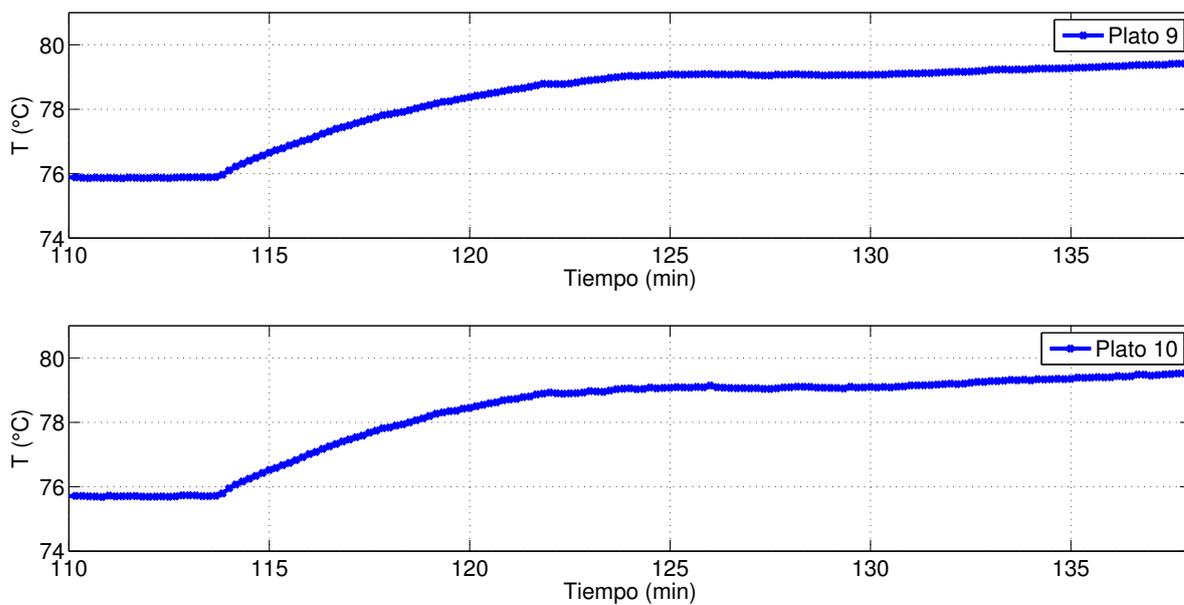


Figura 4.20: Respuesta dinámica en los platos 9 y 10 ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

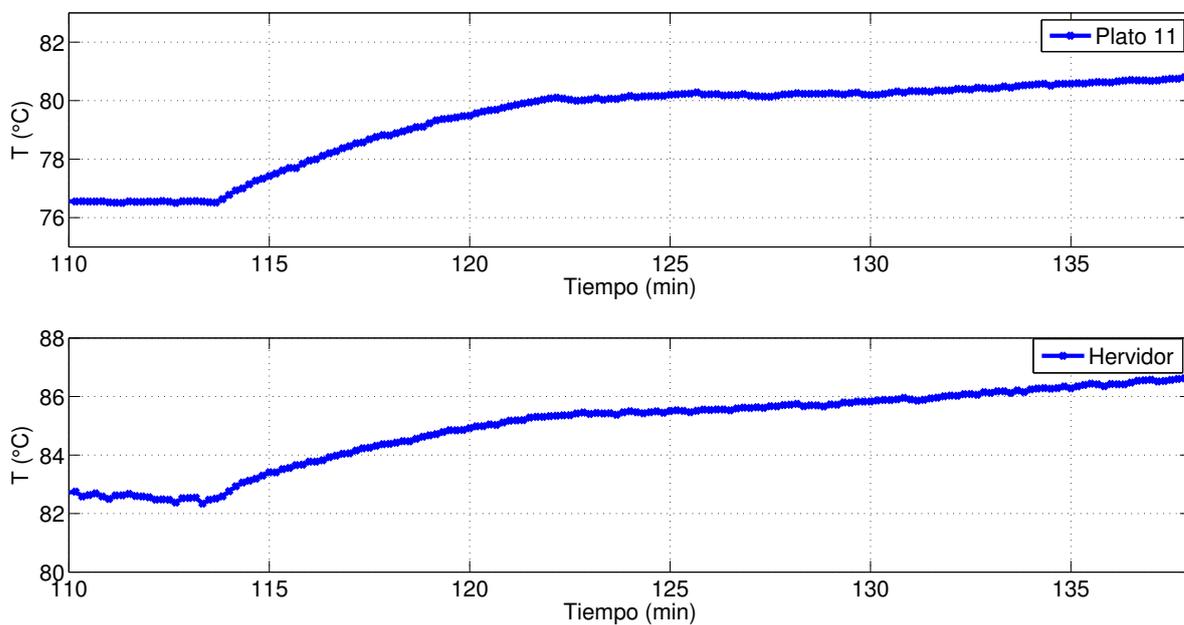


Figura 4.21: Respuesta dinámica en el plato 11 y hervidor ante un cambio tipo escalón en la potencia suministrada al hervidor.

Tabla 4.5: Diferencia de temperatura en la sección de rectificación ante un cambio en la potencia suministrada al hervidor.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
1	68.4	70.3	1.9
2	68.7	71.5	2.8
3	69.4	72.6	3.2
4	70.0	74.0	4.0
5	70.9	75.4	4.5
6	75.9	79.4	3.5

Tabla 4.6: Diferencia de temperatura en la sección de agotamiento ante un cambio en la potencia suministrada al hervidor.

Plato	$T_1(^{\circ}\text{C})$	$T_2(^{\circ}\text{C})$	ΔT
7	75.9	79.1	3.2
8	75.9	79.1	3.2
9	75.9	79.5	3.6
10	75.9	79.6	3.7
11	76.6	80.8	4.2
Hervidor	82.4	86.7	4.3

4.2 MODELADO Y SIMULACIÓN DINÁMICA

En esta sección se describe el modelo utilizado para la simulación dinámica de la columna de destilación, así como las consideraciones tomadas en cuenta para su simplificación.

4.2.1 Modelo de una columna de destilación

Las ecuaciones diferenciales que describen el comportamiento dinámico de la columna de destilación están basadas en las leyes de conservación de materia, energía y las relaciones termodinámicas que existen entre las fases líquido y vapor de la mezcla a separar. A continuación se presenta un modelo dinámico general de una columna de destilación, para después describir ciertas consideraciones que se utilizarán para un desarrollo práctico y sencillo en base a nuestro propósito de control. Las consideraciones tomadas para este modelo son:

1. Cada plato es un plato de tipo perforado.
2. El retenido de vapor en cada etapa es despreciable.
3. El retenido en cada etapa varía con el tiempo.
4. El modelo de Van-Laar describe la relación líquido-vapor de la mezcla.
5. Los cambios de calor sensible en cada etapa son despreciables.
6. El reflujo del acumulador es un líquido saturado.
7. El hervidor es una etapa de equilibrio.
8. Todo el vapor es condensado (Condensador total).

9. El líquido en el acumulador, el hervidor y en cada plato esta bien mezclado, por lo tanto el producto destilado y el reflujo tienen la misma composición del líquido retenido en el acumulador y la composición del producto de fondo es la misma que la del hervidor.

10. Se considera que la presión se mantiene constante a lo largo de la columna.

Para el plato mostrado en la figura 4.22 (Exceptuando el condensador, hervidor y el plato de alimentación) las ecuaciones de balance de materia y energía son las siguientes:

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i-1} + V_{i+1} - L_i - V_i \quad (4.1)$$

$$\frac{dM_i x_i}{dt} = L_{i-1} x_{i-1} + V_{i+1} y_{i+1} - L_i x_i - V_i y_i \quad (4.2)$$

$$\frac{dM_i h_i}{dt} = L_{i-1} h_{i-1} + V_{i+1} H_{i+1} - L_i h_i - V_i H_i \quad (4.3)$$

Para el plato de alimentación ($i = 6$) se agrega la corriente de entrada a las ecuaciones de un plato cualquiera dando como resultado las siguientes ecuaciones:

$$\frac{dM_6}{dt} = L_5 + V_7 - L_6 - V_6 + F \quad (4.4)$$

$$\frac{dM_6 x_6}{dt} = L_5 x_5 + V_7 y_7 - L_6 x_6 - V_6 y_6 + F z_f \quad (4.5)$$

$$\frac{dM_6 h_6}{dt} = L_5 h_5 + V_7 H_7 - L_6 h_6 - V_6 H_6 + F h_F \quad (4.6)$$

Para el condensador (Etapas 1) no se considera el balance de energía en virtud de que se

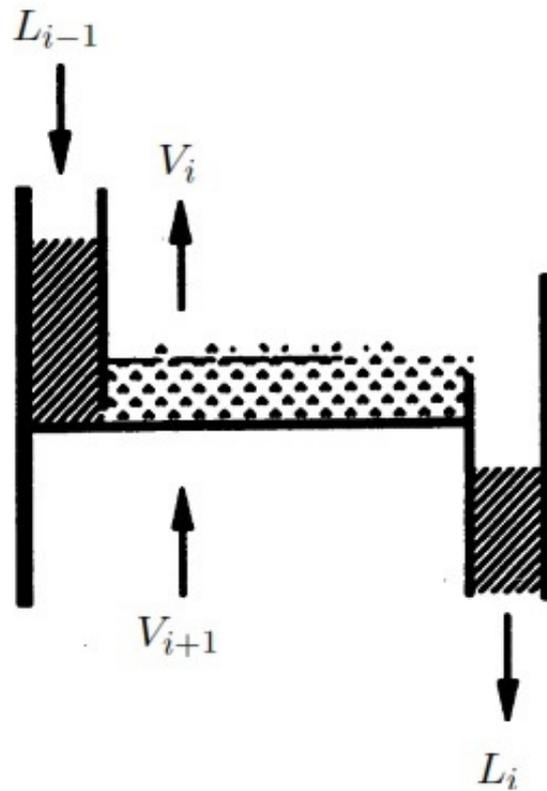


Figura 4.22: Representación de un plato de la columna de destilación

asume como total donde todo el vapor se condensa, por lo tanto solo requiere los balances de materia global y por componente.

$$\frac{dM_1}{dt} = V_2 - L_1 - D \quad (4.7)$$

$$\frac{dM_1 x_1}{dt} = V_2 y_2 - L_1 x_1 - D x_1 \quad (4.8)$$

Por último se presentan las ecuaciones utilizadas para el hervidor (etapa 13).

$$\frac{dM_{13}}{dt} = L_{12} - V_{13} - B \quad (4.9)$$

$$\frac{dM_{13} x_{13}}{dt} = L_{12} x_{12} - V_{13} y_{13} - B x_{13} \quad (4.10)$$

$$\frac{dM_{13} h_{13}}{dt} = L_{12} h_{12} - V_{13} H_{13} - B h_{13} + Q_R \quad (4.11)$$

4.2.1.1 Equilibrio líquido-vapor

El modelo descrito está en función de las composiciones de líquido y vapor del componente ligero, por lo que se deben establecer las relaciones termodinámicas correspondientes.

De acuerdo a lo reportado en la literatura sabemos que la mezcla Metanol-Agua, es una mezcla no ideal, es decir, las fases líquido y vapor no se comportan de manera ideal o de acuerdo a la ley de Raoult. Por lo tanto utilizamos el modelo de Van laar, el cual considera que la fase vapor se comporta como ideal y la fase líquida como no ideal. En la figura 4.23 se observa el ajuste del modelo de Van Laar contra datos experimentales tomados del manual del ingeniero químico [28] para las composiciones de vapor y líquido, y en la figura 4.24 la relación de las composiciones con la temperatura.

Se puede observar que el modelo tiene un buen ajuste con los datos experimentales, por lo tanto podemos usar esta relación para la inferencia de las composiciones a partir de la temperatura, la cual es nuestra variable medible en el equipo experimental.

De acuerdo a lo anterior se utilizaron las siguientes ecuaciones polinómicas para relacionar las composiciones de líquido y vapor con la temperatura en cada plato de la columna, así como en el hervidor y en el acumulador.

$$y = -8.77878 * 10^{-6}T^3 + 0.001956896T^2 - 0.169117084T + 6.1168415 \quad (4.12)$$

$$x = -0.0000166852T^3 + 0.005091552T^2 - 0.521761875T + 17.94925794 \quad (4.13)$$

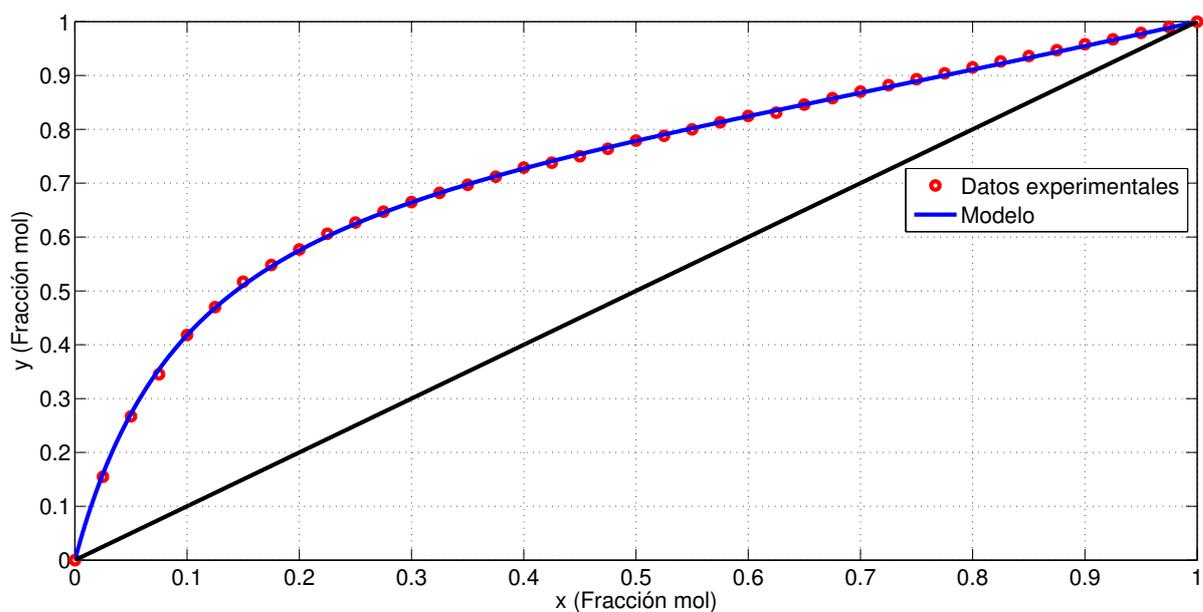


Figura 4.23: Modelo de Van Laar para la mezcla metanol-agua

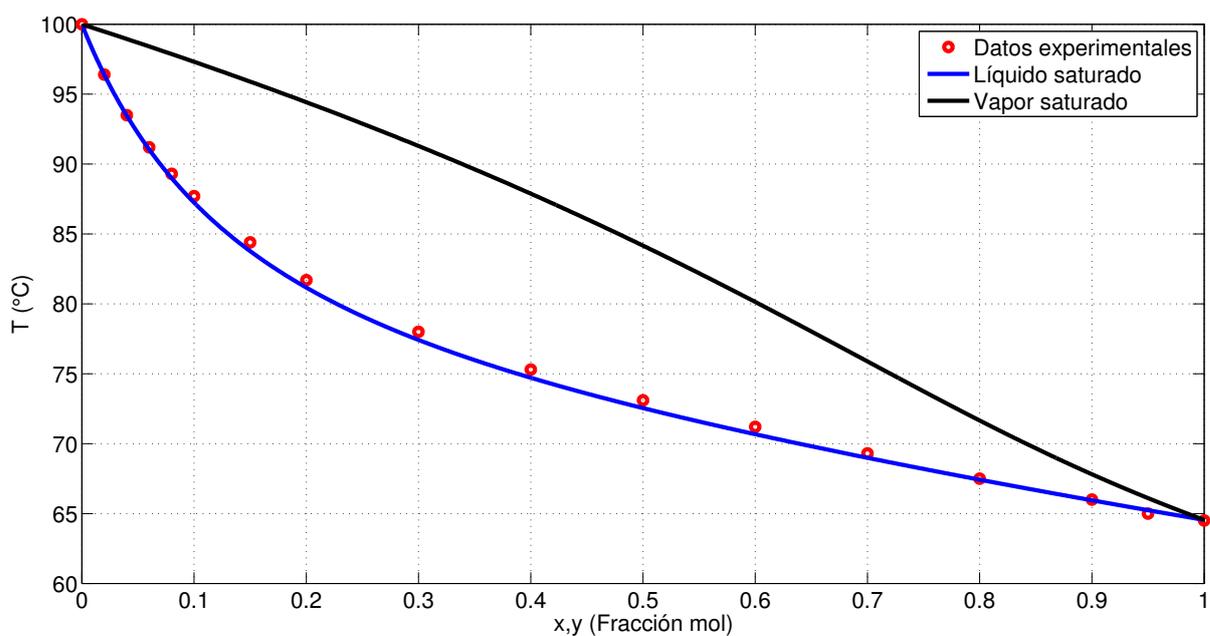


Figura 4.24: Modelo de Van Laar para la mezcla metanol-agua (Diagrama Txy)

4.2.2 Simplificaciones del modelo

4.2.2.1 Cálculo de flujos molares

El modelo descrito anteriormente necesita el cálculo de los flujos de vapor y líquido saliendo de cada plato. El cálculo del flujo de vapor puede calcularse de varias formas a partir del

balance de energía o considerando ecuaciones empíricas de la hidráulica de los platos, esto se hace generalmente cuando la presión varía significativamente a lo largo de la columna. En cuanto al cálculo del flujo de líquido saliendo de cada plato usualmente se calcula utilizando relaciones que consideren la hidráulica de los platos, por ejemplo la ecuación de Francis para vertederos.

De acuerdo al modelo planteado en la sección anterior y en la realidad, estos flujos varían entre cada etapa. Pero si tomamos en cuenta la consideración de flujos molares constantes, podemos decir que tenemos dos flujos en la zona de rectificación (vapor y líquido), dos flujos en la zona de agotamiento (vapor y líquido), un flujo de alimentación, un flujo de producto destilado y por último un flujo de producto de fondo. Podemos entonces utilizar las siguientes relaciones de estado estacionario para determinar los flujos de vapor y líquido en las secciones de rectificación y agotamiento respectivamente (V_R , L_R , V_S y L_S) [31] .

$$V_S = \frac{Q_b}{\Delta H_1^{vap} x_{13} + \Delta H_2^{vap} (1 - x_{13})} \quad (4.14)$$

$$V_R = V_S + F(1 - q_F) \quad (4.15)$$

$$L_R = \frac{\%V_R}{100} \quad (4.16)$$

$$L_S = L_R + q_F F \quad (4.17)$$

Donde q_F es un factor relacionado con la calidad de la alimentación, si la entrada es un líquido frío entonces podemos calcular q_F como [29]:

$$q_F = 1 + \frac{C_{pL}(T_b - T_F)}{\lambda} \quad (4.18)$$

En donde:

- ΔH_1^{vap} y ΔH_2^{vap} : Calor de vaporización de cada componente en el hervidor.
- C_{pL} : Calor específico del líquido.
- T_b : Temperatura de punto de burbuja de la alimentación.
- T_F : Temperatura de la corriente de alimentación.
- λ : Calor de vaporización de la alimentación

En muchos casos, ΔH_i^{vap} depende muy poco con respecto a la composición, y al especificar Q_b (entrada de calor) es casi lo mismo que especificar el flujo molar de vapor V_S [30].

Para nuestra aplicación consideraremos que los flujos de vapor y líquido permanecen constantes a lo largo de la columna, lo cual puede justificarse haciendo ciertas suposiciones a partir de los balances de energía planteados anteriormente (una demostración formal se puede encontrar en [27]), entonces:

$$L_{i-1} = L_i = L \quad (4.19)$$

$$V_{i+1} = V_i = V \quad (4.20)$$

Ahora, si hacemos la consideración de que el nivel en cada plato, en el hervidor y en el acumulador de destilados permanece constante, tenemos:

$$\frac{dM_i}{dt} = 0 \quad (4.21)$$

Por lo tanto, podemos escribir ahora nuestro sistema en la forma de espacio estados siguiente:

$$M_1 \dot{x}_1 = V_R(y_2 - x_1) \quad \text{Acumulador} \quad (4.22)$$

$$M_i \dot{x}_i = V_R(y_{i+1} - y_i) + L_R(x_{i-1} - x_i), \quad i = 2, 3 \dots f - 1 \quad (4.23)$$

$$M_f \dot{x}_f = V_S y_{f+1} - V_R y_f + L_R x_{f-1} - L_S x_f + F(z_F - x_f) \quad (4.24)$$

$$M_i \dot{x}_i = V_S(y_{i+1} - y_i) + L_R(x_{i-1} - x_i), \quad i = f + 1 \dots n - 1 \quad (4.25)$$

$$M_n \dot{x}_n = V_S(x_{n-1} - y_n) + L_S(x_{n-1} - x_n) \quad \text{Hervidor} \quad (4.26)$$

Podemos observar que el modelo (4.22-4.26) considera que los retenidos en cada plato, en el hervidor y en el acumulador de reflujo son constantes, por lo tanto se hicieron los siguientes cálculos y consideraciones para nuestro sistema experimental:

- Para el hervidor, hacemos la consideración de cada solo hay agua pura y que el nivel se mantiene constante, por lo tanto solamente se hace una conversión de volumen a moles.

$$M_{13} = 5.0 \text{ l} \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ l}} \frac{1 \text{ g}}{1 \text{ cm}^3} \frac{1 \text{ mol}}{18.016 \text{ g}} = 277.5 \text{ mol} \quad (4.27)$$

- Para un plato cualquiera consideramos que se acumula 350ml en cada plato y que hay un 15% de metanol en cada plato, por lo tanto la conversión queda de la siguiente manera:

$$M_i = 0.35 \text{ l} \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ l}} \frac{1 \text{ g}}{1 \text{ cm}^3} \left[0.85 \frac{1 \text{ mol}}{18.016 \text{ g}} + 0.15 \frac{1 \text{ mol}}{32 \text{ g}} \right] = 2.15 \text{ mol} \quad (4.28)$$

- Por último para el acumulador de producto destilado se consideró que solo existía metanol puro y que el nivel se mantiene constante, el cálculo de retenido se realizó de la siguiente manera:

$$M_{13} = 1.5 \text{ l} \frac{1000 \text{ cm}^3}{1 \text{ l}} \frac{0.792 \text{ g}}{1 \text{ cm}^3} \frac{1 \text{ mol}}{32 \text{ g}} = 37.125 \approx 37 \text{ mol} \quad (4.29)$$

Habiendo establecido las consideraciones y el planteamiento del modelo, en la siguiente sección se muestran los resultados obtenidos mediante la simulación dinámica.

4.3 VALIDACIÓN DEL MODELO

Como se ha mencionado, la mezcla utilizada para la realización de las pruebas en el equipo experimental fue metanol-agua, la cual es considerada como una mezcla no ideal. En la tabla D.2 se muestran las propiedades de los componentes reportadas en [28].

En el capítulo anterior se mencionó como se realizó el arranque del equipo experimental y en la figura 4.25 se muestra el perfil de temperatura para cada plato desde el arranque del experimento. Las condiciones de diseño y operación de la columna de destilación experimental se muestran en la tabla D.1, estos mismos datos se utilizaron para la simulación del modelo. Se utilizó el software Matlab-Simulink® para la integración de las ecuaciones diferenciales que describen el proceso, en la tabla D.3 se muestran las condiciones iniciales utilizadas para la composición del componente ligero en cada etapa.

En las figuras 4.26 y 4.27 se observa el comportamiento dinámico del modelo ante un cambio en el reflujo, para las secciones de rectificación y agotamiento respectivamente. Podemos ver que para la sección de rectificación el modelo varía en cierta manera durante

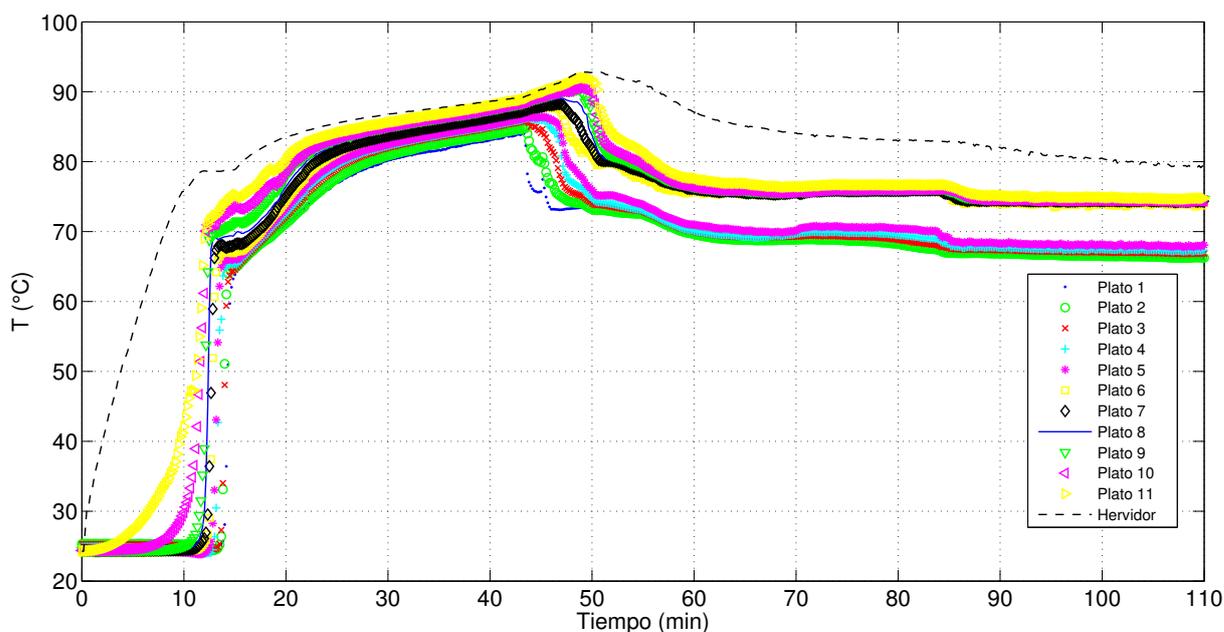


Figura 4.25: Perfil de temperatura para cada plato desde el arranque del experimento.

la etapa dinámica del sistema. Sin embargo para la sección de agotamiento el modelo reproduce con buena precisión nuestro proceso experimental.

De igual forma en las figuras 4.28 y 4.29 podemos ver la respuesta dinámica del modelo planteado ante un cambio en la composición de alimentación. Para este caso podemos observar también que el modelo seleccionado reproduce de buena forma la dinámica real del equipo experimental.

Habiendo realizado la validación del modelo procedemos ahora al desarrollo del controlador propuesto, el cual es desarrollado en la siguiente sección.

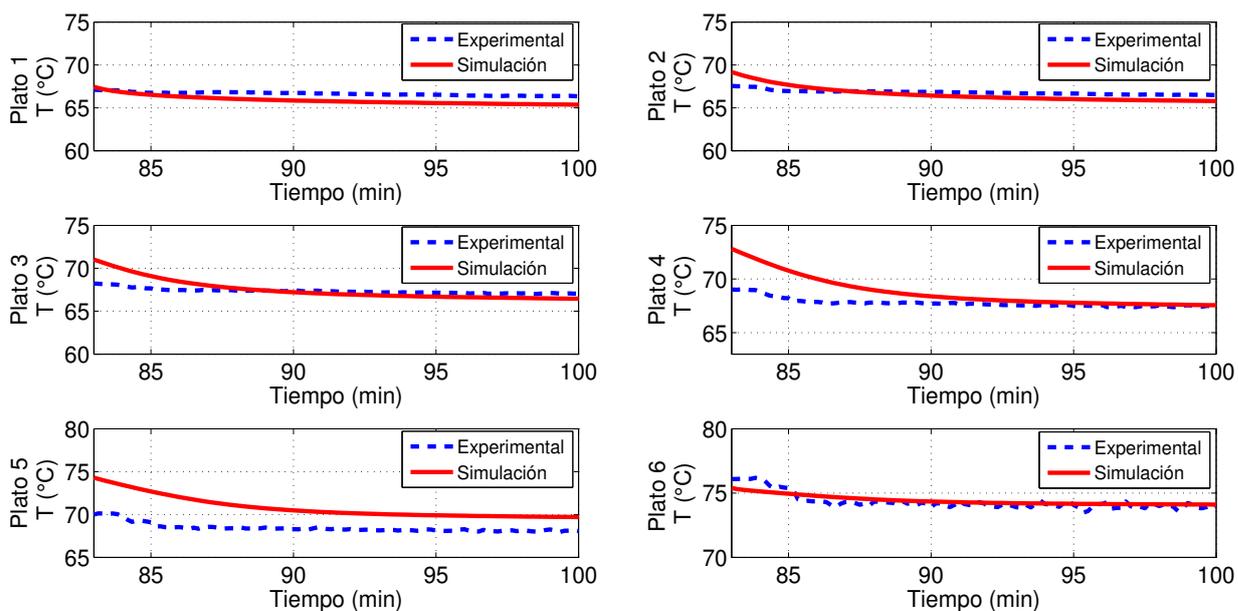


Figura 4.26: Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en el reflujo para la sección de rectificación.

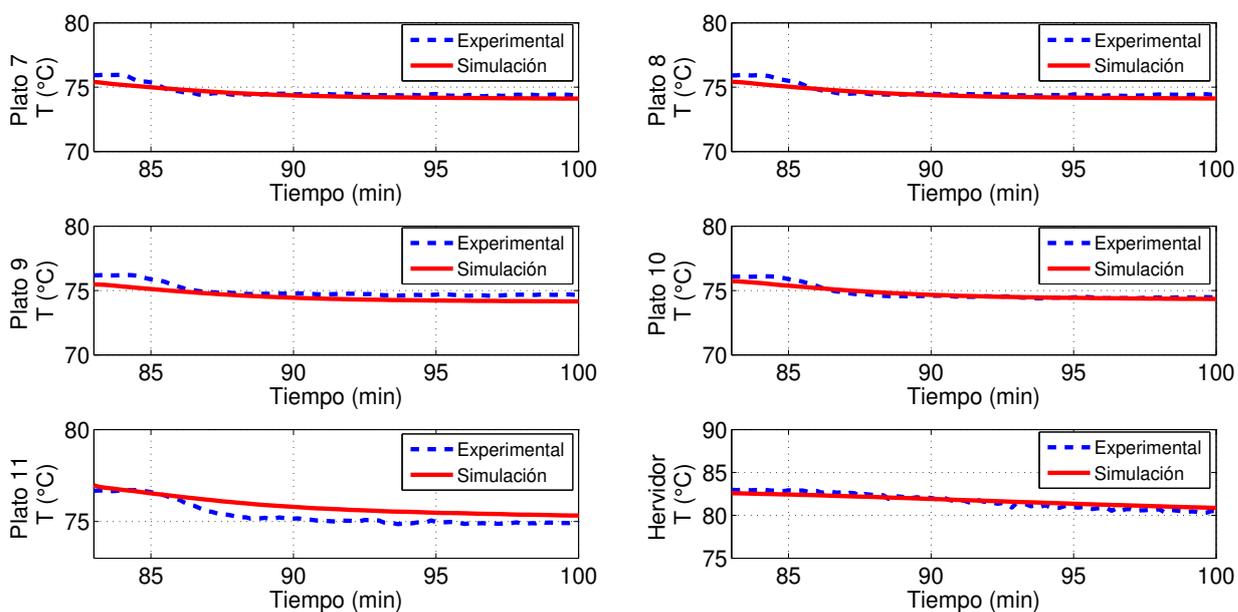


Figura 4.27: Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en el reflujo para la sección de agotamiento

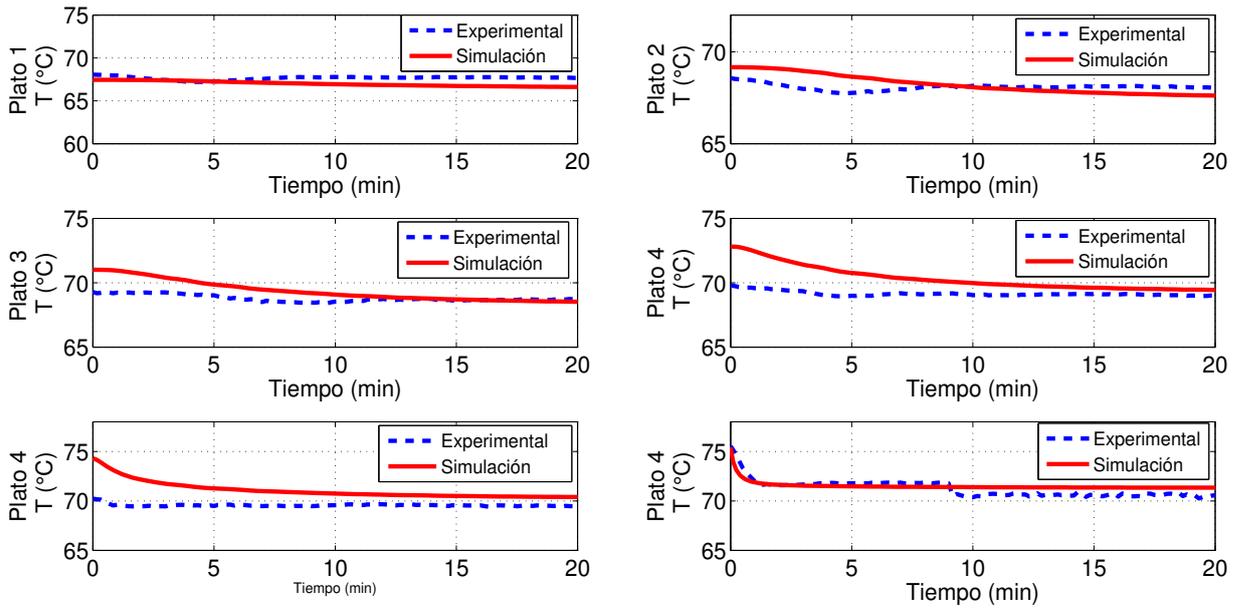


Figura 4.28: Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en la composición de alimentación para la sección de rectificación

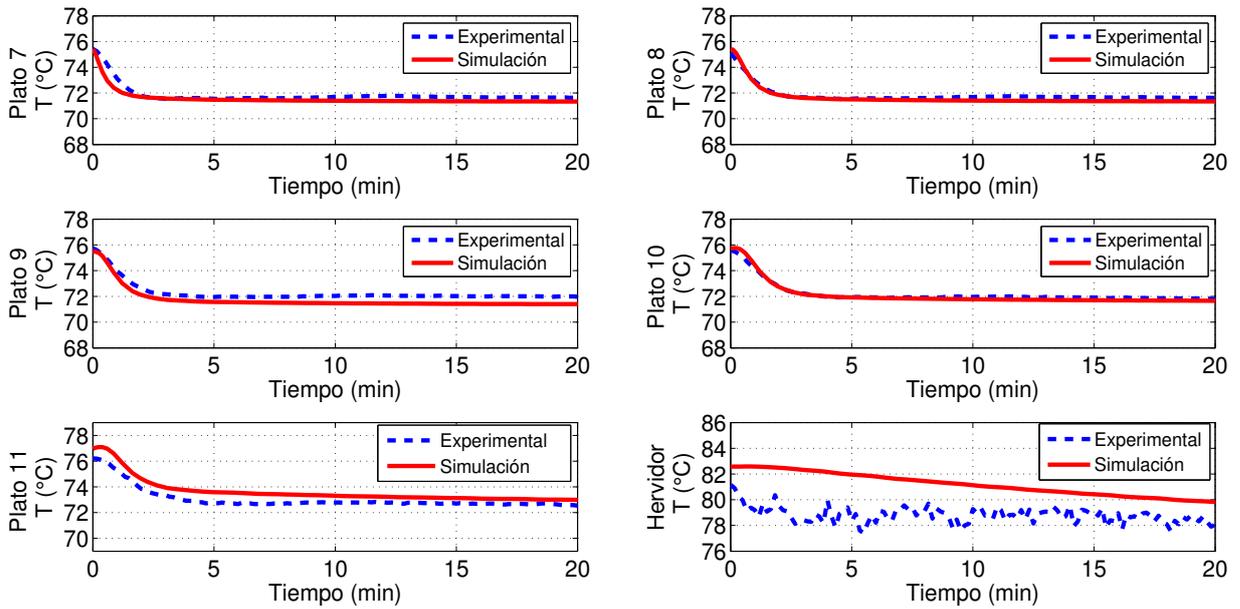


Figura 4.29: Validación modelo matemático contra datos experimentales ante un cambio en la composición de alimentación para la sección de agotamiento

CAPÍTULO 5

CONTROL APLICADO A LA COLUMNA DE DESTILACIÓN

En este capítulo se describe brevemente la teoría del control por modos deslizantes continuo, posteriormente se propone una ley de control para nuestra aplicación a la columna de destilación y se presenta la simulación del controlador en MATLAB-Simulink. En la parte final de esta sección se muestran los resultados obtenidos implementando el control continuo por modos deslizantes (CSMC), un controlador basado en la técnica de linealización por retroalimentación (FLC por sus siglas en inglés) y un control Proporcional-Integral (PI) clásico a nuestro equipo experimental.

5.1 DISEÑO DE CONTROL EN MODOS DESLIZANTES

Consideramos la clase de sistemas no lineales descritos en el espacio de estados siguiente

$$\dot{x} = f(x) + g(x)u, \quad x(t_0) = x_0 \quad (5.1)$$

donde $t_0 \geq 0$, $x \in \mathbb{R}^n$ es el *vector de estados*, $u \in \mathbb{R}^r$ es el *vector de entradas de control*, f y g se consideran acotadas y sus componentes funciones suaves de x .

Diseñamos el control continuo en modos deslizantes para el sistema (5.1) de la siguiente manera [32]. Consideremos la siguiente superficie deslizante no lineal de dimensión $n - r$, definida por

$$\sigma(x - x^*) = (\sigma_1(x - x^*), \dots, \sigma_r(x - x^*))^T = 0 \quad (5.2)$$

donde x^* es un punto de equilibrio y cada función σ_i es una función C^1 tal que $\sigma_i(0) = 0$.
 $i = 1, 2, \dots, r$.

El método de control equivalente [33] es utilizado para determinar el movimiento del sistema restringido a la superficie de conmutación $\sigma(x - x^*) = 0$, dando como resultado

$$u_{eq} = - \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} g(x) \right]^{-1} \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} f(x) \right] \quad (5.3)$$

donde la matriz $[\partial \sigma / \partial x]g(x)$ se considera no singular para todo x .

Para completar el diseño del control, se añade un termino adicional a la entrada de control:

$$u = u_{eq} + u_N \quad (5.4)$$

donde u_{eq} es el control equivalente (5.3), el cual actúa cuando el sistema esta restringido a $\sigma(x - x^*) = 0$, mientras que u_N actúa cuando $\sigma(x - x^*) \neq 0$.

El control u_N es seleccionado de la siguiente manera:

$$u_N = - \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} g(x) \right]^{-1} L(x) \sigma(x - x^*) \quad (5.5)$$

donde $L(x)$ es un $r \times r$ matriz definida positiva.

El problema principal del diseño, corresponde a seleccionar σ (5.2) de tal manera que se asegure que el sistema (5.1) sea de fase mínima, así como la sintonización de las ganancias para el control regulatorio.

5.2 CONTROL CONTINUO EN MODOS DESLIZANTES A UNA COLUMNA DE DESTILACIÓN

De acuerdo al sistema (5.1) y al modelo dinámico descrito en (4.18 - 4.22), las funciones $f(x)$ and $g(x)$ están dadas por

$$f(x) = \begin{pmatrix} 0 \\ \frac{(x_1-x_2)L_R}{M_2} \\ \frac{(x_2-x_3)L_R}{M_3} \\ \frac{(x_3-x_4)L_R}{M_4} \\ \frac{(x_4-x_5)L_R}{M_5} \\ \frac{(x_6-x_7)L_R}{M_6} \\ \frac{(z_F-x_7)F+(x_6-x_7)L_R}{M_7} \\ \frac{(x_7-x_8)(F+L_R)}{M_8} \\ \frac{(x_8-x_9)(F+L_R)}{M_9} \\ \frac{(x_9-x_{10})(F+L_R)}{M_{10}} \\ \frac{(x_{10}-x_{11})(F+L_R)}{M_{11}} \\ \frac{(x_{11}-x_{12})(F+L_R)}{M_{12}} \\ \frac{(x_{12}-x_{13})(F+L_R)}{M_{13}} \end{pmatrix}, \quad g(x) = \begin{pmatrix} \frac{y_2-x_1}{M_1} \\ \frac{y_3-y_2}{M_2} \\ \frac{y_4-y_3}{M_3} \\ \frac{y_5-y_4}{M_4} \\ \frac{y_6-y_5}{M_5} \\ \frac{y_7-y_6}{M_6} \\ \frac{y_8-x_7}{M_7} \\ \frac{y_9-y_8}{M_8} \\ \frac{y_{10}-y_9}{M_9} \\ \frac{y_{11}-y_{10}}{M_{10}} \\ \frac{y_{12}-y_{11}}{M_{11}} \\ \frac{y_{13}-y_{12}}{M_{12}} \\ \frac{x_{13}-y_{13}}{M_{13}} \end{pmatrix}$$

donde x_i es la composición líquida del i -ésimo plato y $u = V_S = f(Q_b)$. Las composiciones de vapor y líquido y and x son funciones de la temperatura (veáanse ecuaciones (4.12) - (4.13))

Consideramos la superficie de conmutación definida por

$$\sigma = x_{13} - x_{13_d} \quad (5.6)$$

donde x_{13_d} es la composición líquida deseada en el hervidor y esta relacionada con la temperatura, como se ha mencionado anteriormente (véase ecuación 4.13).

De acuerdo al modelo descrito en (4.18 - 4.22), el control equivalente está dado por

$$u_{eq} = \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} g(x) \right]^{-1} \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} f(x) \right] \quad (5.7)$$

$$= - \left(\frac{x_{12} - x_{13}}{x_{13} - y_{13}} \right) (L_R + F) \quad (5.8)$$

y el control regulatorio u_N , se selecciona como

$$u_N = \left[\frac{\partial \sigma}{\partial x} g(x) \right]^{-1} L(x) \sigma(x) \quad (5.9)$$

$$= - \left(\frac{M_{13}}{x_{13} - y_{13}} \right) k(x_{13} - x_{13_d}) \quad (5.10)$$

Finalmente, la ley de control está dada por:

$$u = V_S = - \left(\frac{x_{12} - x_{13}}{x_{13} - y_{13}} \right) (L_R + F) - \left(\frac{M_{13}}{x_{13} - y_{13}} \right) k(x_{13} - x_{13_d}) \quad (5.11)$$

donde k es un parámetro de sintonización, el cual fue ajustado en línea y fue fijado a un valor de 0.6. El valor de flujo calculado se relaciona con la potencia Q_b suministrada al hervidor (véase ecuación 4.14).

5.3 SIMULACIÓN DEL CONTROL CONTINUO EN MODOS DESLIZANTES

En esta sección se muestra la simulación de la ley de control desarrollada (5.11) mediante el software MATLAB-Simulink®.

En la figura 5.1 se muestra la respuesta del controlador ante cambios en el valor de composición deseado. Se puede observar que el controlador logra alcanzar los valores requeridos en un tiempo corto y sin sobretiro. En la figura E.1 se muestra la pantalla de Simulink en donde se realizó la simulación dinámica.

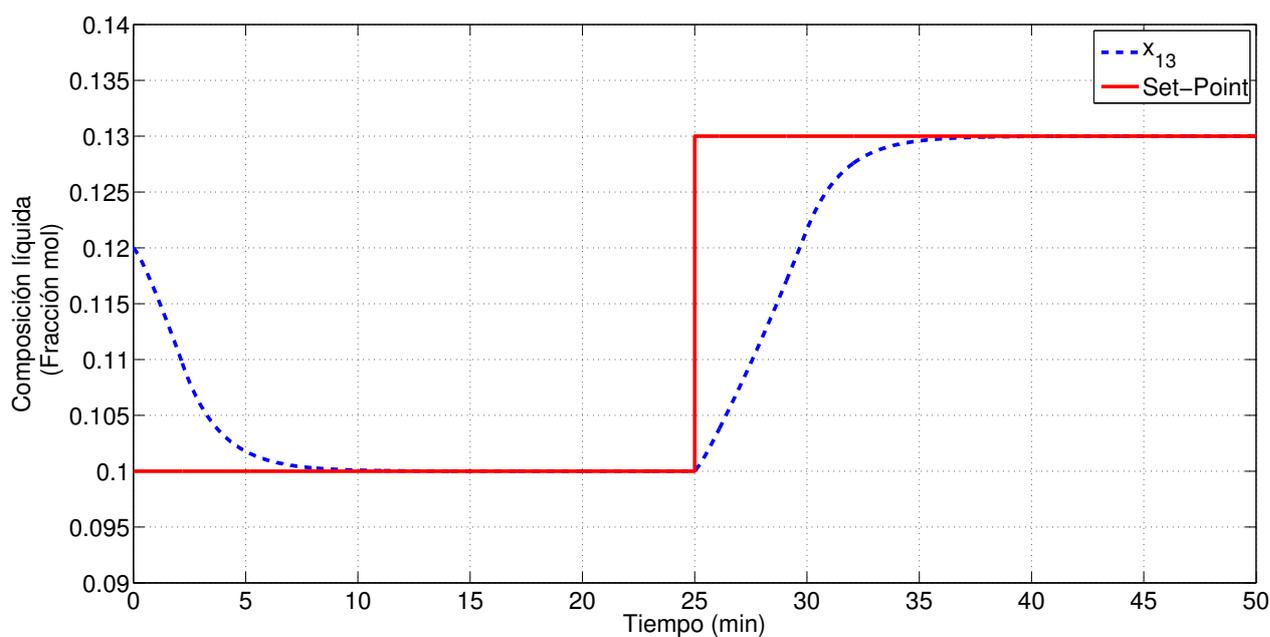


Figura 5.1: Simulación del control continuo por modos deslizantes aplicado a una columna de destilación.

5.4 APLICACIÓN DE CONTROLADORES A LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EXPERIMENTAL

En esta sección se muestra la aplicación de los controladores a la columna de destilación experimental. El procedimiento de arranque y los parámetros de operación de la columna se trataron de mantener de igual manera para los tres casos.

En las figura 5.2 se puede observar el desempeño de los distintos controladores ante diferentes cambios de set-point para la temperatura y en la figura 5.3 la correspondiente respuesta para la composición. Por último en la figura 5.4 se muestra el comportamiento de la potencia consumida por las resistencias eléctricas para el control de la temperatura.

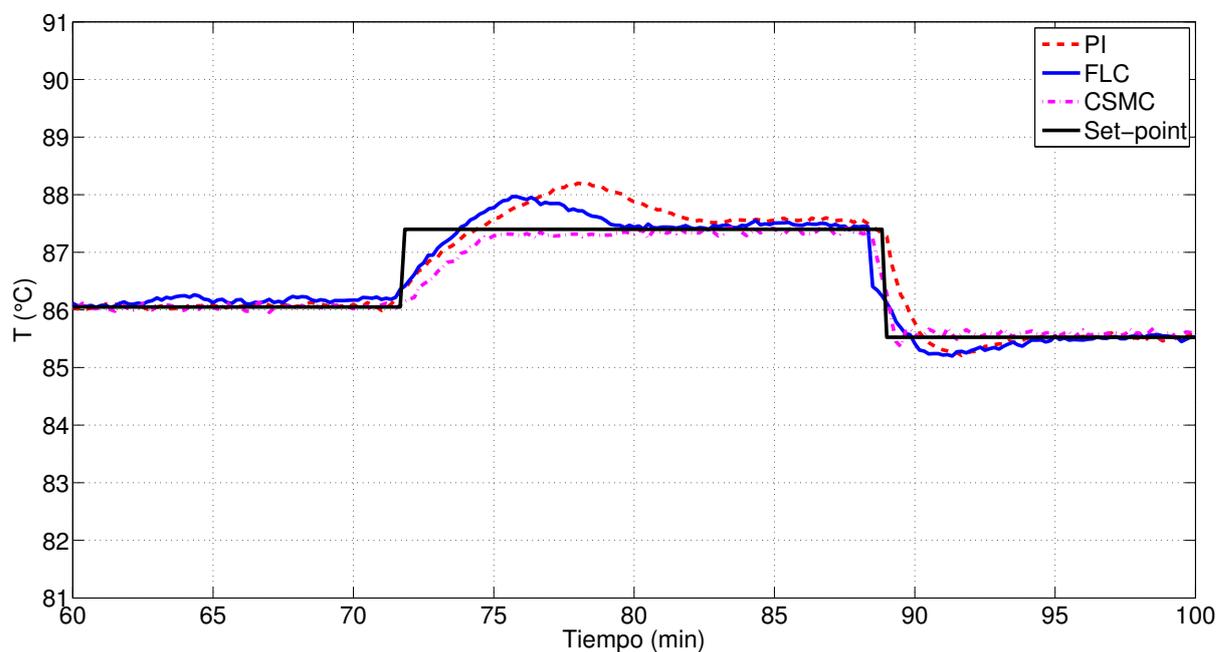


Figura 5.2: Respuesta de los controladores ante cambios de set-point para la temperatura.

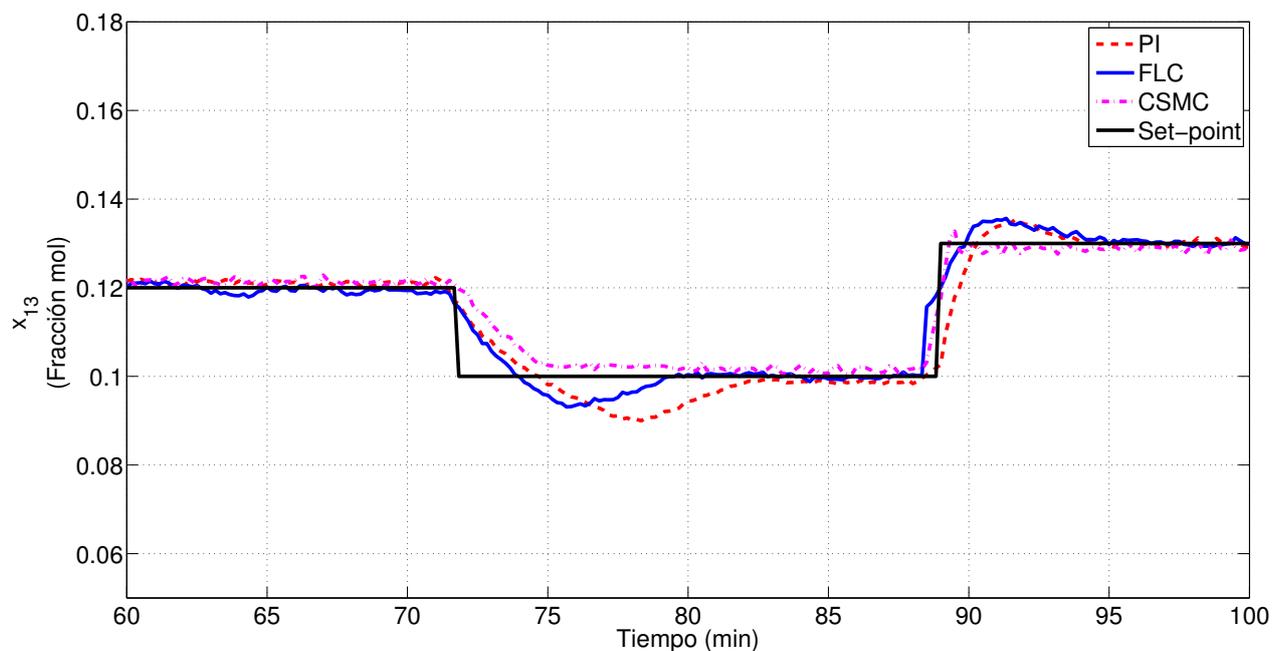


Figura 5.3: Respuesta de los controladores ante cambios de set-point para la composición.

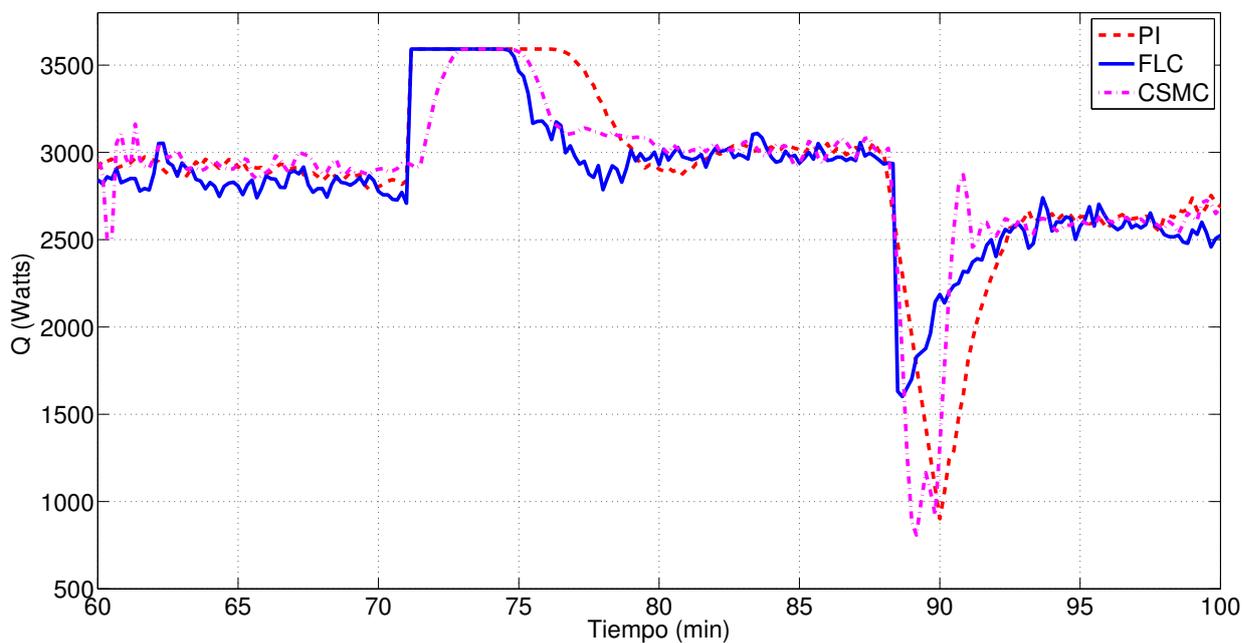


Figura 5.4: Respuesta de la entrada de control (potencia eléctrica en las resistencias) ante cambios de set-point.

CAPÍTULO 6

CONCLUSIONES

6.1 TRABAJOS REALIZADOS

En esta tesis se desarrolló una ley de control basada en la técnica de control continuo por modos deslizantes, cuyo objetivo era controlar la temperatura del hervidor para indirectamente mantener la composición de producto deseada. Para el desarrollo de dicho controlador se utilizó un modelo dinámico no lineal de una columna de destilación para la separación de una mezcla de Metanol-Agua, la cual es considerada como no ideal. Dicho modelo aunque parece un tanto restrictivo por las consideraciones realizadas, en la práctica se observó que funciona de manera correcta y tiene como ventaja su sencillez para propósitos de control y observación. Se hicieron simulaciones del modelo mediante el software Matlab-Simulink® para posteriormente hacer una validación con nuestro equipo experimental, mediante pruebas en lazo abierto y ante diferentes cambios en las variables de entrada.

Se realizó la construcción e instrumentación de una columna de destilación escala laboratorio. Además se desarrolló una interface computacional mediante el software Labview de National Instruments®, esta aplicación permite al usuario el monitoreo de las variables de proceso en tiempo real, así como la sintonización y elección de diferentes controladores.

Se simuló e implementó en el equipo experimental la ley de control continuo por modos deslizantes (CSMC), un controlador no lineal basado en la técnica de linealización por retroalimentación (FLC) y un control Proporcional-Integral (PI) clásico de manera exi-

tosa. Observamos que el CSMC tiene una convergencia más rápida y presenta un menor sobretiro hacia el valor deseado respecto a los otros controladores, además el desempeño del CSMC con respecto al seguimiento de una referencia fue bueno (el error tiende a cero). Sin embargo, en cuanto al consumo de energía pudimos observar que no se tiene una diferencia significativa, ya que la respuesta del CSMC podríamos decir que fue mas agresiva que la de los demás controladores, es decir, se sacrifica un poco la energía utilizada para satisfacer el valor deseado de temperatura de una forma rápida.

6.2 RECOMENDACIONES

Primeramente se recomienda mejorar el control de nivel del hervidor ya que se presentan problemas con el desalojo de líquido por la presión de oposición que ejerce el vapor en el tanque recolector, por lo tanto aunque la válvula solenoide esté abierta el líquido no logra pasar y se empieza a acumular en el hervidor.

Se recomienda también verificar si es factible utilizar una bomba de reflujo de mayor capacidad, esto debido a que cuando se incrementa la presión en la columna debido al incremento del flujo de vapor ocasionado por el aumento en la potencia de las resistencias eléctricas, el reflujo disminuye de manera considerable y cuando se requiera controlar la temperatura en un plato de la sección de rectificación esto no será posible.

Finalmente se sugiere instalar sensores de presión a lo largo de la columna para agregar dichas mediciones a la interface computacional e instalar alarmas si hay un incremento de temperatura por cuestiones de seguridad.

6.3 TRABAJOS FUTUROS

Se pueden considerar diferentes temas para trabajos de investigación futuros como los siguientes:

- Si bien el modelo dinámico utilizado en el presente trabajo funciona de manera correcta para nuestro equipo experimental, se podría desarrollar un modelo más completo que considere por ejemplo, la dinámica de los retenidos en cada plato, la hidráulica de los platos, los balances de energía en cada etapa y utilizar un modelo de etapa de no equilibrio.
- Con referencia al control en la columna de destilación, sería deseable desarrollar la ley de control para el caso multivariable, es decir, controlar la potencia en el hervidor y el reflujo a la columna o alguna otra configuración, para mantener dos puntos en la columna en un valor de referencia deseado.
- Con relación a la estimación de estados, se podría considerar la implementación de algún tipo de observador para el control directo de las composiciones de los productos de interés, así como la inferencia de las composiciones para todos los puntos de la columna en base a la medición de sólo dos puntos.

ANEXOS

ANEXO A

COLUMNA DE DESTILACIÓN



Figura A.1: Columna de destilación ubicada en el laboratorio (Vista superior) IQ FCQ UANL

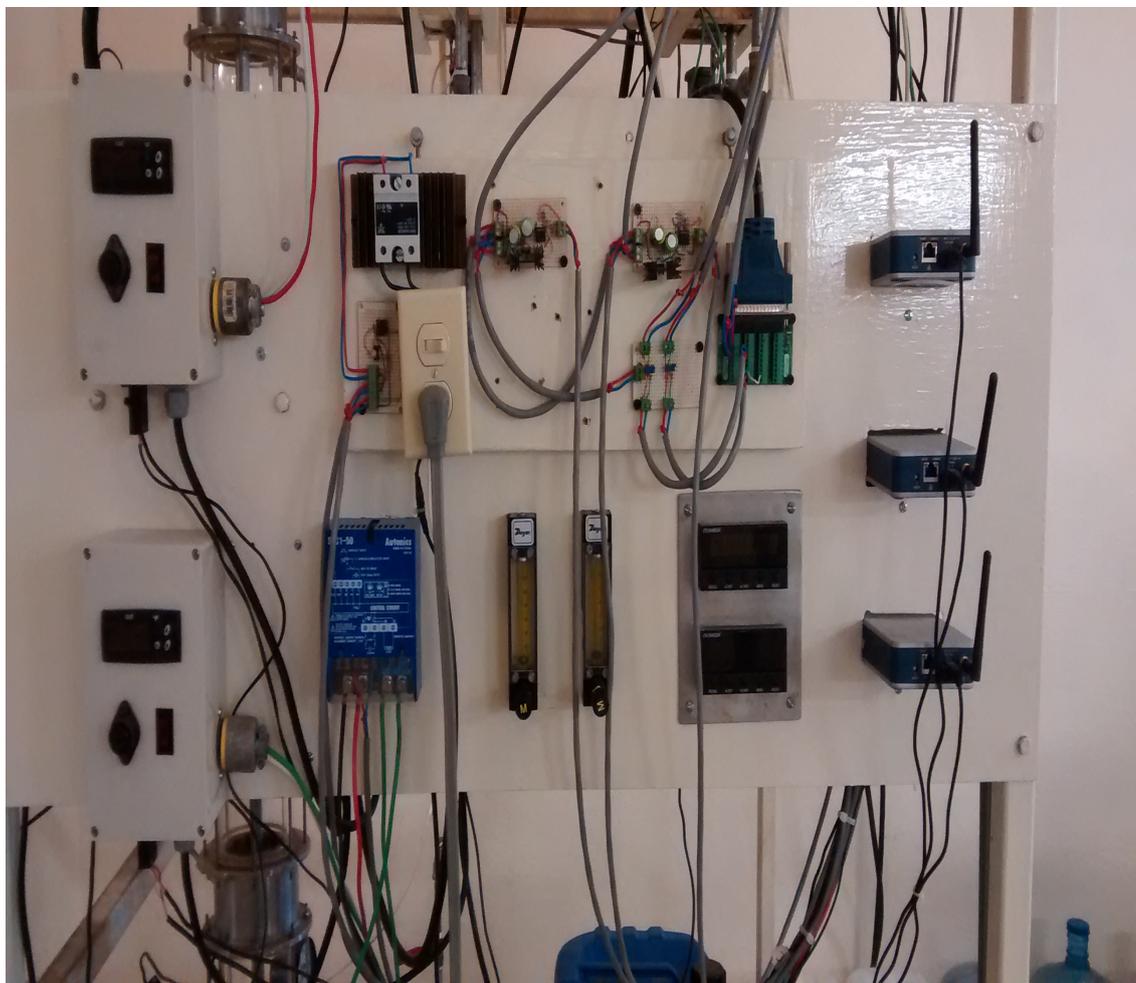


Figura A.2: Panel de monitoreo y control (Vista frontal)

ANEXO B

INTERFACE COMPUTACIONAL

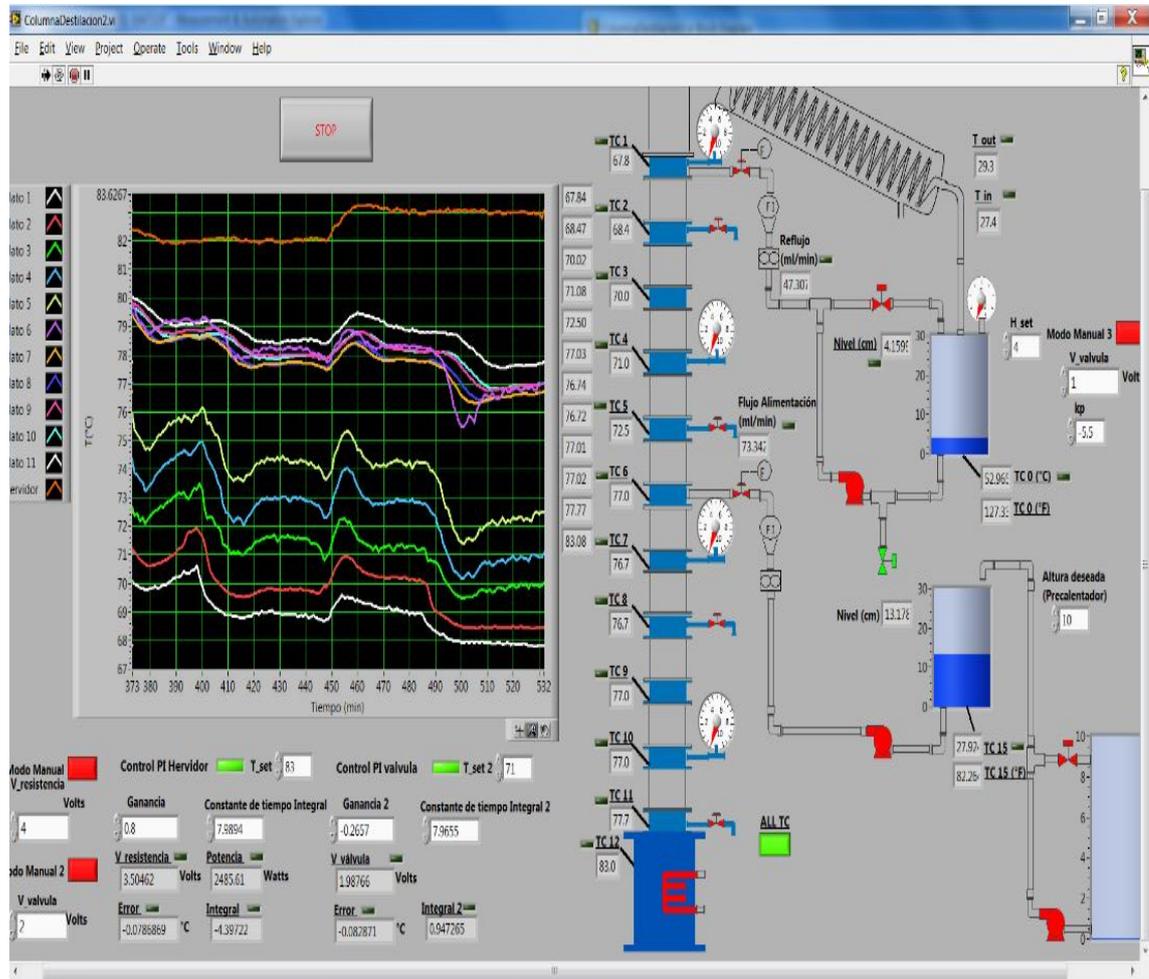


Figura B.1: Interface computacional para monitoreo y control de variables en tiempo real

NI Labview®

ANEXO C

INSTRUMENTACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN



Figura C.1: Válvula solenoide de control Aalborg PSV-5.

Especificaciones: modelo Aalborg Instruments PSV-5, de 0 a 30 VDC de alimentación, 400 mA consumo máximo de corriente. Debido a esto, se instaló un circuito electrónico para tomar el suministro de corriente eléctrica de una fuente de poder externa y la señal de control a partir de una tarjeta National Instruments PCI-6230 en un rango de 0 a 5 VDC como salida, este mismo circuito permitió mandar el voltaje a las válvulas a partir de la señal de control emitida por la tarjeta.



Figura C.2: Termopar tipo J



Figura C.3: Sensor de presión diferencial Cole-Palmer modelo 68071-52.



Figura C.4: Medidor de turbina Sensor Omega FTB321.



Figura C.5: Display de flujo volumétrico modelo Omega DPF700

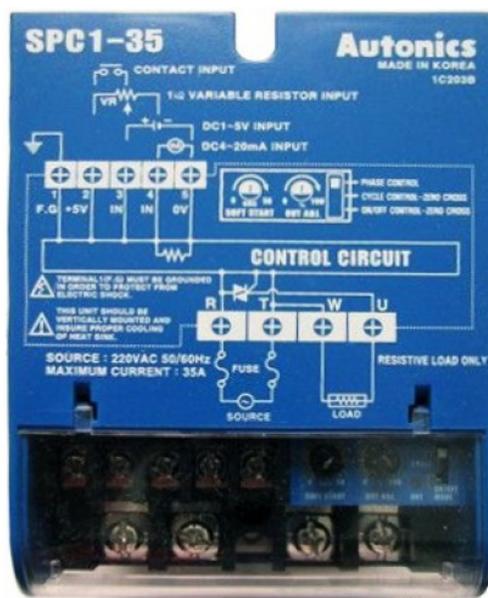


Figura C.6: Control de temperatura en el hervidor Autonics SPC1-50



Figura C.7: Rotámetro control de flujo volumétrico de alimentación manual

ANEXO D

PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y CONDICIONES INICIALES DEL MODELO

Tabla D.1: Parámetros de diseño y de operación del equipo experimental.

No. total de platos	11
No. de plato de alimentación	6
Composición molar de alimentación	0.40
Flujo de alimentación [<i>ml/min</i>]	100
Reflujo [<i>ml/min</i>]	50
Temperatura de alimentación [$^{\circ}C$]	25

Tabla D.2: Especificaciones de la mezcla Metanol-Agua.

	Metanol	Agua
C_{p_i} [$KJ/mol^{\circ}C$]	0.0816	0.0754
ΔH_i^{vap} [KJ/mol]	35.27	40.656
Peso Molecular	32.04	18.06
Densidad Relativa	1.00	0.792
Punto de Ebullición [$^{\circ}C$]	64.7	100

Tabla D.3: Condiciones iniciales para la composición del Metanol en cada etapa de la columna.

No. de etapa	Fracción molar
Acumulador	0.9721
1	0.9377
2	0.8888
3	0.8197
4	0.7219
5	0.5854
6	0.4032
7	0.4031
8	0.4024
9	0.3992
10	0.3944
11	0.3316
Hervidor	0.12

ANEXO E

SIMULACIÓN SIMULINK-MATLAB®

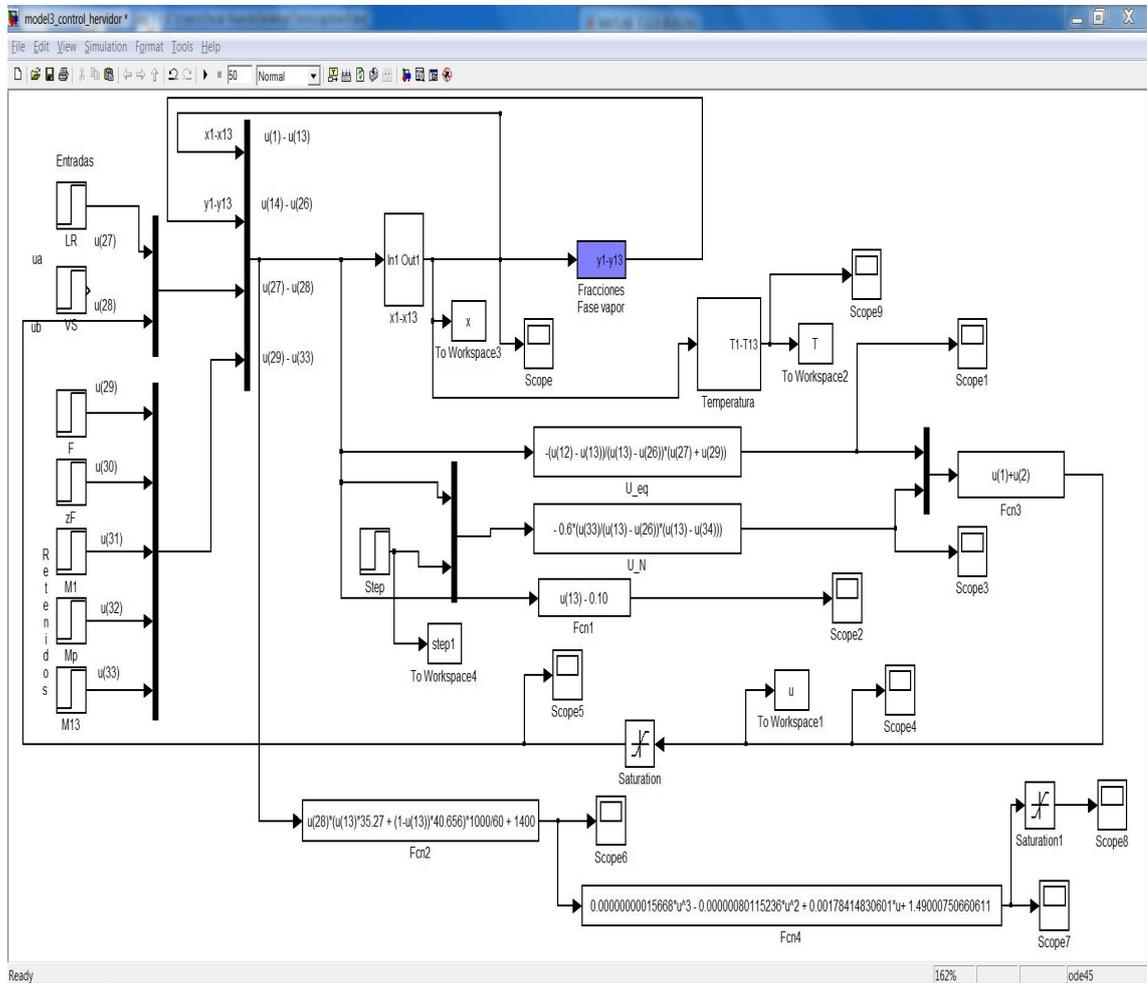


Figura E.1: Simulación del control continuo por modos deslizantes aplicado a una columna de destilación.

ANEXO F

PRESENTACIÓN EN CONGRESO

Ruben Acosta-Solano and Oscar Huerta-Guevara. Continuous Sliding Mode and PI Controllers: Application to Distillation Column. 2015 12th International Conference on Electrical Engineering, Computing Science and Automatic Control (CCE 2015)

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Luyben, W. L. (1992). Practical distillation control. Van Nostrand Reinhold.
- [2] Treybal, R. E. (1968). Mass-transfer operations (Vol. 3). New York: McGraw-Hill.
- [3] McCabe, W. L., Thiele, E. W. (1925). Graphical Design of Fractionating Columns I.E.C., 17, p.62.
- [4] Gilliland, E.R., Robinson, C.S., Elements of Fractional Distillation. McGraw-Hill, 1950.
- [5] Lewis, W.K., Matheson, G.L. (1932). Studies in Distillation. I.E.C., 24, p.494.
- [6] Thiele, E.W., Geddes, R.L. (1933). Computation of Distillation Apparatus for Hydrocarbon Mixtures. I.E.C., 25, p.289.
- [7] Amundson, N.R., Pontinen, A.J. (1958). MCD Calculations on a Large Digital Computer. I.E.C., 50(5), , p.731.
- [8] Holland, C.D., (1963) Multicomponent Distillation. Prentice Hall.
- [9] Choe, Y. S., and Luyben, W. L. (1987). Rigorous dynamic models of distillation columns. Industrial and engineering chemistry research, 26(10), 2158-2161.
- [10] Fuentes, C., and Luyben, W. L. (1982). Comparison of energy models for distillation columns. Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, 21(3), 323-325.
- [11] Gani, R., Ruiz, C. A., and Cameron, I. T. (1986). A generalized model for distillation columns- I: Model description and applications. Computers and chemical engineering, 10(3), 181-198.

- [12] Luyben, W. L. (1969). Feedback control of distillation columns by double differential temperature control. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 8(4), 739-744.
- [13] Luyben, W. L. (2006). Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. *Journal of Process Control*, 16(2), 115-134.
- [14] Skogestad, S. (2007). The dos and donts of distillation column control. *Chemical Engineering Research and Design*, 85(1), 13-23.
- [15] Luyben, W. L. (1969). Feedback control of distillation columns by double differential temperature control. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, 8(4), 739-744.
- [16] Luyben, W. L. (1969). Distillation, feedforward control with intermediate feedback control trays. *Chemical Engineering Science*, 24(6), 997-1007.
- [17] Fagervik, K. C., Waller, K. V., and Hammarström, L. G. (1983). TWO-WAY OR ONE-WAY DECOUPLING IN DISTILLATION?. *Chemical Engineering Communications*, 21(4-6), 235-249.
- [18] Shin, J., Seo, H., Han, M., and Park, S. (2000). A nonlinear profile observer using tray temperatures for high-purity binary distillation column control. *Chemical Engineering Science*, 55(4), 807-816.
- [19] Castellanos-Sahagún, E., Alvarez-Ramírez, J., and Alvarez, J. (2005). Two-point temperature control structure and algorithm design for binary distillation columns. *Industrial and engineering chemistry research*, 44(1), 142-152.

- [20] Castellanos-Sahagun, E. and Alvarez, J. (2003, June). Two-point cascade control of binary distillation columns. In American Control Conference, 2003. Proceedings of the 2003 (Vol. 1, pp. 373-378). IEEE.
- [21] Luyben, W. L. (1971). Control of distillation columns with sharp temperature profiles. *AIChE Journal*, 17(3), 713-718.
- [22] Castellanos-Sahagn, E., Alvarez, J., Frau, A., and Baratti, R. (2010, July). Two-point Lyapunov control of binary distillation columns with four temperature measurements. In 9th IFAC International Symposium on Dynamics and Control of Process Systems (DYCOPS 2010) (Vol. 1, pp. 5-7).
- [23] Luyben, W. L., (1992). Practical distillation control. Chapter 15: Experimental Comparison of Control Structures.
- [24] Agrachev, A. A., Morse, A. S., Sontag, E. D., Sussmann, H.J. and Utkin V.I., *Nonlinear and Optimal Control Theory, Chapter: Sliding Mode Control. Mathematical Tools, Design and Applications. Springer Lecture Notes in Mathematics*, 2008.
- [25] Biswas, P.P., Ray, S., Samanta, A.N., (2008). Design of Adaptive Sliding Mode Controller (ASM) for a Distillation Column. *IFAC World Congress*, 17:10184-10189.
- [26] Xie, L.B., Wu, Z.H., Shieh, L.S. and Peng, L., (2012). Approximated modeling and sliding mode control for systems with multiple timen delays. 31st. Chinese Control Conference (CCC), 3149-3154.
- [27] Skogestad, S., (1997). Dynamics and Control of Distillation Columns - a Critical Survey. *Modeling Identification and Control*, Vol. 18, No.3, 177-217.

- [28] R. H. Perry and D. W. Green, *Manual del Ingeniero Químico*, McGraw Hill 7^{ma} ed., vol. II, capítulo 13, 2010.
- [29] W.L. McCabe, J.C. Smith y P. Harriot. *Operaciones unitarias en ingeniería química*, McGraw Hill 7^{ma} ed. Capítulo 21, 2007.
- [30] E.W. Jacobsen and S. Skogestad. Multiple Steady State in Ideal Two- Product Distillation. *AIChE Journal*, 37(4):499–511, 1991.
- [31] Murray-Gunther, A. (2003). *Dynamic Mathematical Model of a Distillation Column*. PhD thesis. University of Tennessee at Chattanooga.
- [32] J. de León-Morales, D. Georges and O. Huerta-Guevara, “Decentralized Nonlinear Control Design for multi-machine power systems”, in Proc of the 16th IFAC world congress, Prague Czech Republic, July 2005.
- [33] A. A. Agrachev, A. S. Morse, E. D. Sontag, H. J. Sussmann and V.I. Utkin, *Nonlinear and Optimal Control Theory, Chapter: Sliding Mode Control. Mathematical Tools, Design and Applications*. Springer Lecture Notes in Mathematics, 2008.
- [34] De Koeijer, G. M., & Kjelstrup, S. (2010). Application of irreversible thermodynamics to distillation. *International Journal of Thermodynamics*, 7(3), 107-114.