

**MODELACIÓN Y CONTROL MULTIVARIABLE NO LINEAL DE UNA UNIDAD  
DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO PARA MANTENER LA  
CALIDAD DEL CORTE DE JET DE ACUERDO CON LOS REQUERIMIENTOS  
TÉCNICOS**



**RODRIGO RAFAEL RICARDO PAREDES**

**UNIVERSIDAD DE CARTAGENA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA  
CARTAGENA DE INDIAS, D. T. Y C.**

**2020**

**MODELACIÓN Y CONTROL MULTIVARIABLE NO LINEAL DE UNA UNIDAD  
DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DE CRUDO PARA MANTENER LA  
CALIDAD DEL CORTE DE JET DE ACUERDO CON LOS REQUERIMIENTOS  
TÉCNICOS**

**RODRIGO RAFAEL RICARDO PAREDES**

**Director:**

**Álvaro Realpe Jiménez, Ph.D.**

**Grupo de Investigación: Modelación y Simulación de Partículas y Procesos**

**Línea de Investigación: Modelación de procesos industriales**

**UNIVERSIDAD DE CARTAGENA  
FACULTAD DE INGENIERÍA  
PROGRAMA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
CARTAGENA DE INDIAS, D. T. Y C.**

**2020**

**NOTA DE ACEPTACIÓN:**

---

---

---

---

---

---

---

---

Firma del presidente del jurado

---

Firma del jurado

---

Firma del jurado

Cartagena de Indias, 22 de Julio de 2020

## **DEDICATORIA**

*Este trabajo lo dedico primeramente a Dios, como fuente de vida y por otorgarme los dones que me han permitido alcanzar metas, sueños y anhelos.*

*A mis hijos Rodrigo David, Juan Estaban y Aurora que han sido mi motor de crecimiento e inspiración.*

*Finalmente, a cada miembro de mi familia que me ha apoyado en distintas etapas de mi vida para lograr mis objetivos.*

## **AGRADECIMIENTOS**

Quiero expresar mi gratitud a Dios por todas sus bendiciones y respaldo. También quiero agradecer a mis amigos y colegas por su apoyo en este recorrido.

Finalmente, quiero expresar mi más grande y sincero agradecimiento al ingeniero Álvaro Realpe, principal colaborador durante todo este proceso, quien, con su dirección y conocimiento ayudó al desarrollo de este trabajo.

## CONTENIDO

	Pág.
RESUMEN.....	12
INTRODUCCIÓN.....	14
1. OBJETIVOS.....	18
1.1. OBJETIVO GENERAL .....	18
1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS .....	18
2. ALCANCE Y DELIMITACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	19
3. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL .....	20
3.1. MARCO CONCEPTUAL .....	20
3.1.1. Destilación.....	20
3.1.1.1. Columnas de destilación atmosférica de crudo .....	21
3.1.1.2. Modelado en estado estacionario de una columna de destilación .....	23
3.1.2. Control de Procesos.....	26
3.1.2.1. Control feedback.....	27
3.1.2.2. Control feedforward.....	28
3.1.2.3. Control Feedforward - Feedback.....	30
3.1.2.4. Estrategia de control multivariable .....	30
3.1.2.5. Control en columnas de destilación .....	31
3.2. ANTECEDENTES .....	33
3.3. ESTADO DEL ARTE .....	35
4. METODOLOGÍA.....	38
4.1. TIPO DE INVESTIGACIÓN.....	38
4.2. TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN.....	38
4.2.1. Fuentes de información primaria.....	38
4.2.2. Fuentes de información secundarias.....	38
4.3. MATERIALES Y SOFTWARE .....	39
4.4. VARIABLES.....	39
4.5. PROCEDIMIENTO – MODELAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.....	42
4.5.1. Modelado de la mezcla de crudo.....	42

4.5.2.	Modelado y simulación de columna de destilación en estado estacionario.....	43
4.5.2.1.	Algoritmo de solución.....	48
4.5.3.	Modelado y simulación de columna de destilación en estado dinámico .....	50
4.5.4.	Estrategia de control multivariable feedback .....	54
4.5.4.1.	Simulación de los elementos de control.....	55
5.	RESULTADOS .....	59
5.1.	SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EN ESTADO ESTABLE .....	59
5.2.	SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EN ESTADO DINÁMICO .....	65
5.3.	SIMULACIÓN DINÁMICA DEL SISTEMA DE DESTILACIÓN SIN SISTEMA DE CONTROL .....	66
5.4.	ESTRATEGIA DE CONTROL FEEDBACK SOBRE SISTEMA DE DESTILACIÓN .....	69
6.	CONCLUSIONES.....	73
7.	RECOMENDACIONES .....	75
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	76
	ANEXOS.....	81

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Variables independientes, dependientes e intervinientes en la investigación estado estacionario .....	39
<b>Tabla 2.</b> Variables independientes, dependientes e intervinientes en la investigación estado no estacionario .....	40
<b>Tabla 3.</b> Grados de libertad del sistema. Adaptado de (Steffen & da Silva, 2017).....	48
<b>Tabla 4.</b> Características torre de destilación. <b>Fuente:</b> Refinería de Cartagena.....	59
<b>Tabla 5.</b> Assay Crudo Caño limón. <b>Fuente:</b> Tomado de (Morales et al., 2012).....	66
<b>Tabla 6.</b> Resumen de controladores, variable de proceso y variable controlada.....	72



## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Torre de destilación Atmosférica.....	22
<b>Figura 2.</b> Representación esquemática de etapa de equilibrio .....	24
<b>Figura 3.</b> Diagrama esquemático de un sistema de control feedback. ....	28
<b>Figura 4.</b> Diagrama esquemático de un sistema de control Feedforward. ....	29
<b>Figura 5.</b> Representación esquemática de control centralizado .....	31
<b>Figura 6.</b> Representación esquemática de control descentralizado .....	31
<b>Figura 7.</b> Unidad de destilación atmosférica.....	43
<b>Figura 8.</b> Modelo de una etapa de destilación.....	45
<b>Figura 9.</b> Representación esquemática de Tope y Fondo de la columna .....	50
<b>Figura 10.</b> Sistema de control en unidad de destilación.....	55
<b>Figura 11.</b> Perfiles de temperatura, comparación entre modelo MATLAB y Aspen HYSYS .....	61
<b>Figura 12.</b> Graficas de residuales: a) distribuciones residuales, b) independencia de los términos de error modelo MATLAB c) independencia del error modelo Aspen HYSYS ..	62
<b>Figura 13.</b> fracción mol en el destilado de Jet-Fuel (lado izquierdo). Requerimiento energético rehervidor (lado derecho). ....	64
<b>Figura 14.</b> Perfil de concentración en la fase liquida .....	65
<b>Figura 15.</b> Comportamiento del sistema de destilación en estado estable. Fracción de Jet que se retira por las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) fondos ( $x_B$ ).....	67
<b>Figura 16.</b> Efecto del incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$ min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ).....	68
<b>Figura 17.</b> Efecto de la disminución 10% en la concentración de Jet en la corriente de alimentación ( $t = 1300$ min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ). ...	68
<b>Figura 18.</b> Efecto del incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$ min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) residuo ( $x_B$ ). ....	69
<b>Figura 19.</b> Respuesta del sistema de control al incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$ min), acción sobre flujos de vapor alimentado al a) rehervidor ( $W_s$ ) y b) relación de reflujo ( $L_r$ ). ....	70

<b>Figura 20.</b> Efecto de la disminución 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$ min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) residuo ( $x_B$ ).....	70
<b>Figura 21.</b> Respuesta del sistema de control a la disminución de 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$ min), acción sobre flujos de a) relación de reflujo ( $L_r$ ) y b) vapor alimentado al rehervidor. ....	71
<b>Figura 22.</b> Efecto de la disminución 10% en la concentración de Jet en la corriente de alimentación ( $t = 1300$ min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ) y residuo ( $x_B$ ). ....	71
<b>Figura 23.</b> Respuesta del sistema de control a la disminución de 10% de la fracción de alimentación ( $t = 1300$ min) acción sobre flujos de a) relación de reflujo ( $L_r$ ) y b) vapor alimentado al rehervidor. ....	72

## **LISTA DE ANEXOS**

<b>ANEXO A.</b> Diagrama de flujos de procesos (PFD) de la columna en HYSYS.....	81
<b>ANEXO B.</b> Modelo de Simulink de columna de destilación atmosférica de crudo para cada etapa de equilibrio. ....	82
<b>ANEXO C.</b> Bloques de elementos de control utilizados en Simulink .....	83

## RESUMEN

La implementación de un control efectivo en columnas de destilación permite la obtención de los productos ajustados a las especificaciones del proceso. En esta investigación, se implementó un sistema de control multivariable – no lineal en una columna de destilación para el fraccionamiento de crudo, perteneciente a la Refinería de Cartagena (REFICAR) para mantener la calidad del corte de JET extraído ante disturbios en el proceso. Los datos iniciales para la validación del modelo fueron proporcionados por REFICAR. La columna consta de 54 etapas, con condensador total, y corriente de alimentación única. El modelado matemático de la columna de destilación en estado estable y dinámico, incluye balance de materia global y por componente, equilibrio termodinámico y balance de energía (ecuaciones MESH), considerando los productos laterales de la columna destilación y la solución del sistema mediante un método de corrección simultánea. También, se realizó la simulación del proceso en estado estacionario mediante el software ASPEN HYSYS y la simulación en estado no-estacionario usando el software SIMULINK de MATLAB. Se presenta en este documento el sistema de control de Feedback de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO por sus siglas en inglés) basado en un modelo de proceso no lineal de la columna de destilación multicomponente, implementando un controlador PI. La estrategia de control no lineal permitió contrarrestar el efecto de cambios en la concentración y flujo de la alimentación (disturbios) que condujeron a mantener la composición de Jet en el valor deseado, con una desviación no mayor al 5%, ajustándose a lo reportado en la literatura. El modelo planteado para la columna describe la fenomenología del sistema permitiendo definir mediante un análisis de respuesta las condiciones óptimas de operación viables (relación de reflujo = 10) para obtener la mayor concentración de Jet-Fuel. Finalmente, el modelado y control implementado en este trabajo, permite realizar análisis en la columna de destilación de la planta de REFICAR con el fin de mantener la calidad de los productos.

**Palabras claves:** estado estable, refinación de crudo, modelado matemático, control de procesos, simulación

## ABSTRACT

The implementation of effective control in distillation columns allows the obtaining of products adjusted to the process specifications. In this research, a multi-variable - non-linear control system was implemented in a distillation column for the fractionation of crude, belonging to the Cartagena Refinery (REFICAR) to maintain the quality of the extracted JET cut in case of disturbances in the process. The initial data for the validation of the model was provided by REFICAR. The column consists of 54 stages, with a total condenser, and a single feed stream. The mathematical modeling of the steady-state and dynamic distillation column includes global and per component material balance, thermodynamic balance, and energy balance (MESH equations), considering the lateral products of the distillation column and the solution of the system through a simultaneous correction method. Also, the simulation of the process was carried out using the ASPEN HYSYS software. This document presents the Multi-Input Multiple-Output Feedback (MIMO) control system based on a non-linear process model of the multi-component distillation column, implementing a PI controller. The control strategy allowed to counteract the effect of changes in the feed concentration that led to the decrease in the concentration of the Jet output stream, as well as the effect of increases and decreases in the flow and concentrations of the feed stream (disturbances) of the column, with a deviation of no more than 5%, adjusting to what was reported in the literature. The model proposed for the column describes the phenomenology of the system allowing to define using a response analysis the optimal conditions of viable operation (relation of reflux = 10) to obtain the greater concentration of Jet-Fuel. Finally, the modeling and control implemented in this work allow us to carry out analyses in the distillation column of the REFICAR plant to maintain the quality of the products.

**Keywords:** steady-state, crude oil refining, mathematic model, process control, simulation.

## INTRODUCCIÓN

La destilación (o rectificación) constituye una de las operaciones de separación de mayor importancia dentro de los procesos de transformación de materias primas a productos finales (Yang et al., 2016). Su aplicación se extiende a industrias farmacéuticas, petroquímicas, alimenticia, elaboración de perfumes, aceites y bebidas alcohólicas, así como refinación del petróleo (Lorenzo et al., 2016). Se estima que el 90-95% de los productos son separados mediante esta operación unitaria debido a que presentan una mayor pureza y, por tanto, un valor agregado superior (D. Zhang & Liu, 2017).

En el desarrollo o puesta en marcha de los procesos propios de la industria petrolera, farmacéutica, alimenticia y de redes de energía, los sistemas de control representan uno de los componentes más importantes (Padhy et al., 2017). La necesidad de asegurar el adecuado funcionamiento de estos complejos sistemas productivos ha conducido a la implementación de tecnologías avanzadas de control y diseños de ingeniería que buscan mantener los procesos seguros frente a cambios en las variables operacionales (Anaya et al., 2014; Wang et al., 2017). Los sistemas en procesos industriales no siempre se comportan de manera estable, cada sistema tiene un número de variables operacionales, una dinámica particular que interviene significativamente en la estrategia de control a implementar y un control tradicional no siempre representa la estrategia más adecuada. Existen procesos que involucran un alto grado de complejidad, y por tanto demandan un control avanzado para garantizar las condiciones operativas deseadas y un óptimo desempeño del sistema de control frente a la existencia de perturbaciones o variaciones en el set point. El control avanzado permite llevar a cabo etapas productivas de manera más eficiente, mayor estabilidad, consistencia operacional, mayor eficiencia energética, reducción de tiempos de paradas, reducción de desgaste de los equipos entre otros factores, con la finalidad de reducir oscilaciones en el proceso y guiarlo hacia los puntos que lo optimizan, haciéndolo más estable y logrando de este modo mejor calidad de la producción.

La comunidad científica internacional y las investigaciones financiadas por empresas, en los últimos 60 años ha centrado su atención en las técnicas de control aplicadas a las columnas de rectificación. Se han implementado controladores PID con un modelo de control de dos salidas y dos entradas (TITO por sus siglas en inglés) (Prodanović et al., 2017); también sistemas de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO por sus siglas en inglés) (Haura et al., 2017); siendo la técnica por retroalimentación la más llamativa (Zatonskiy et al., 2017). Aún, teniendo en cuenta lo anterior, no existen términos definidos entre los autores acerca de cuál es la mejor configuración para el control atribuyendo a que dependerá del sistema que se aborde.

Por otro lado, a pesar de que existe una estrategia bien definida para implementar las estrategias de control en un sistema, en lo referente a las columnas de destilación, se convierte en un problema debido a la amplia gama de diferentes características entre una operación de destilación y otra, por tanto, también diferentes estructuras de control. En general las unidades de destilación son sistemas que exhiben un comportamiento dinámico no lineal complejo debido a sus relaciones de equilibrio líquido – vapor, además, de las configuraciones de procesamiento como cortes laterales de extracción, múltiples entradas y requerimientos de productos de alta pureza, así como una gran interacción entre las diferentes variables involucradas en el proceso. El procesamiento del modelo de este tipo de sistemas debe tener en cuenta esta no linealidad y comportamiento dinámico, de este modo la implementación de una estrategia de control no lineal multivariable resulta apropiada para cumplir con requerimientos de control de proceso deseados.

En cuanto a la industria del petróleo, pilar productor de nuestro país, la destilación atmosférica representa el principal proceso y la calidad de los productos obtenidos se ve afectada por una ineficiente estrategia de control implementada. La Refinería de Cartagena (REFICAR) cuenta con estas estrategias de control avanzado en los equipos que operan en planta, los cuales aportan la optimización necesaria y satisfactoria, pero el hecho de que estos se encuentren patentados limita variaciones eficientes e innovadoras del modelo implementado. Como consecuencia de esta restricción resulta inaccesible realizar estudios

que lleven a alcanzar respuestas de mayor beneficio para la producción, rentabilidad, estabilidad, aprovechamiento de recursos y en términos generales, una mayor optimización.

Las investigaciones recientes, muestran que debido a la naturaleza no lineal de las columnas de destilación es necesario emplear sistemas de control no lineales (Zatonskiy et al., 2017), no obstante, las técnicas de control utilizadas carecen del uso de la acción integral del controlador (Assandri et al., 2013), limitando sus aplicaciones a sistemas lineales. Finalmente, existe la necesidad de estudiar estrategias de control cuya aplicación práctica sea viable y que permita su evaluación en sistemas reales (Porru et al., 2014).

En el presente trabajo se aplicó una estrategia de control feedback en modo no lineal que considera las interacciones entre variables del proceso de destilación de crudo. Verificando si es posible mantener la calidad de los productos, específicamente la composición de la corriente de JET fuel que se extrae a partir de uno de los cortes laterales de la unidad de destilación y su respuesta frente a la existencia de perturbaciones. Este producto de petróleo no se ha explorado a fines de optimizar su proceso de obtención, por tanto, esta investigación aportar datos acerca del modelado y control de una columna de destilación enfocada a la producción de Jet-Fuel. Por otro lado, contribuye a mejorar el proceso en la planta de la Refinería de Cartagena, impactando en una mejora del proceso en términos de calidad del producto de JET fuel. Por tanto, se desarrolló un modelo matemático de la dinámica de la columna de destilación de crudo, que permitiera realizar variaciones computacionales para evaluar los cambios en el comportamiento dinámico del sistema ante cambios de las variables de entradas, tal como se reporta en la literatura reciente (Haura et al., 2017; Porru et al., 2015; Prodanović et al., 2017; Zatonskiy et al., 2017). La modelación en estado no estacionario de la torre de destilación fraccionada se elaboró a través del concepto de etapa de equilibrio, utilizando las ecuaciones MESH (balances de masa y energía, sumatoria de fracciones y relaciones de equilibrio). Así mismo, la simulación del proceso de destilación de crudo, se realizó con la herramienta de software matemático Matlab® para implementar la simulación de estrategias de control no lineal feedback. Este proyecto fue desarrollado



bajo la tutoría del grupo de investigación de Modelación de Partículas y Procesos, dentro de la línea de investigación de modelación de procesos industriales.

## **1. OBJETIVOS**

### **1.1. OBJETIVO GENERAL**

Modelar y controlar en modo multivariable no lineal una unidad de destilación atmosférica de crudo para mantener la calidad del corte de JET extraído.

### **1.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

1. Modelar en estado estable unidad de destilación atmosférica con el fin de establecer condiciones óptimas de operación.
2. Modelar dinámicamente la unidad de destilación atmosférica para simular diferentes condiciones de operación.
3. Controlar en modo multivariable no lineal la unidad de destilación atmosférica usando la estrategia de control feedback para mantener la calidad del corte de JET de acuerdo a requerimientos técnicos.

## 2. ALCANCE Y DELIMITACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN

Este trabajo de investigación se ejecutará en el laboratorio de simulación del programa de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería, campus Piedra de Bolívar de la Universidad de Cartagena. La investigación asumirá una duración por un periodo de doce (12) meses. El desarrollo del trabajo, permitirá modelar y controlar en modo multivariable no lineal una unidad de destilación atmosférica de crudo para mantener las especificaciones técnicas del corte de JET extraído, realizando el modelado en estado estable y dinámico de la unidad de destilación, cuyo modelado permitirá implementar el sistema de control multivariable para mantener las especificaciones del corte de JET.

La investigación, se centra en el Departamento de Bolívar, debido a la gran actividad petroquímica e industrial, además, debido a la relevancia que tiene el sistema de destilación en los procesos de la Refinería de Cartagena. (REFICAR). El presente trabajo de investigación, se centra en desarrollar el modelo de control para la unidad de destilación con el fin de mantener las especificaciones en el corte de JET. Se modelará en estado estable la unidad de destilación y se comparan los resultados con los datos experimentales para verificar el ajuste del modelo. Asimismo, se modelará el sistema en estado dinámico, para obtener los perfiles de interés en función del tiempo en la unidad de destilación. Se desarrollará el modelo para el sistema de control, estudiando cómo actúa el controlador y responde el sistema a cambios en variables como el flujo y concentración de JET en la corriente de alimentación.

### 3. MARCO TEÓRICO REFERENCIAL

#### 3.1. MARCO CONCEPTUAL

##### 3.1.1. Destilación

Martinez & Rus, 2004 definen la destilación o rectificación como “una operación de separación de uno o varios componentes de una mezcla líquida o gaseosa mediante la acción de un vapor o líquido generado respectivamente por calefacción o enfriamiento de la mezcla original”

La destilación es la operación de separación más implementada en el campo petroquímico. El proceso de destilación tiene su principio fenomenológico en la diferencia existente entre las volatilidades de los componentes de la mezcla de interés (índice de separabilidad). Para lograr la separación es necesario someter a ebullición parcial la mezcla de alimentación. Los equipos para llevar a cabo la destilación constan de diferentes elementos como platos o empaques (que pueden ser aleatorios), estos elementos provocan el contacto íntimo entre las dos fases y la distribución de los componentes de la mezcla entre las fases líquida y vapor. En la actualidad se ha reanudado la atención sobre el proceso de rectificación en lotes. Este tipo de procesos ofrece ventajas de tipo económico y también de rendimiento de la separación, obteniendo productos más puros (Aguirre, 2005).

La destilación constituye una de las operaciones de separación de mayor importancia dentro de los procesos de transformación de materias primas a productos finales (Yang et al., 2016). Su aplicación se extiende a industrias farmacéuticas, petroquímicas, alimenticia, elaboración de perfumes, aceites y bebidas alcohólicas, así como refinación del petróleo (Lorenzo et al., 2016). Se estima que el 90-95% de los productos son separados mediante esta operación unitaria debido a que presentan una mayor pureza y, por tanto, un valor agregado superior (D. Zhang & Liu, 2017).

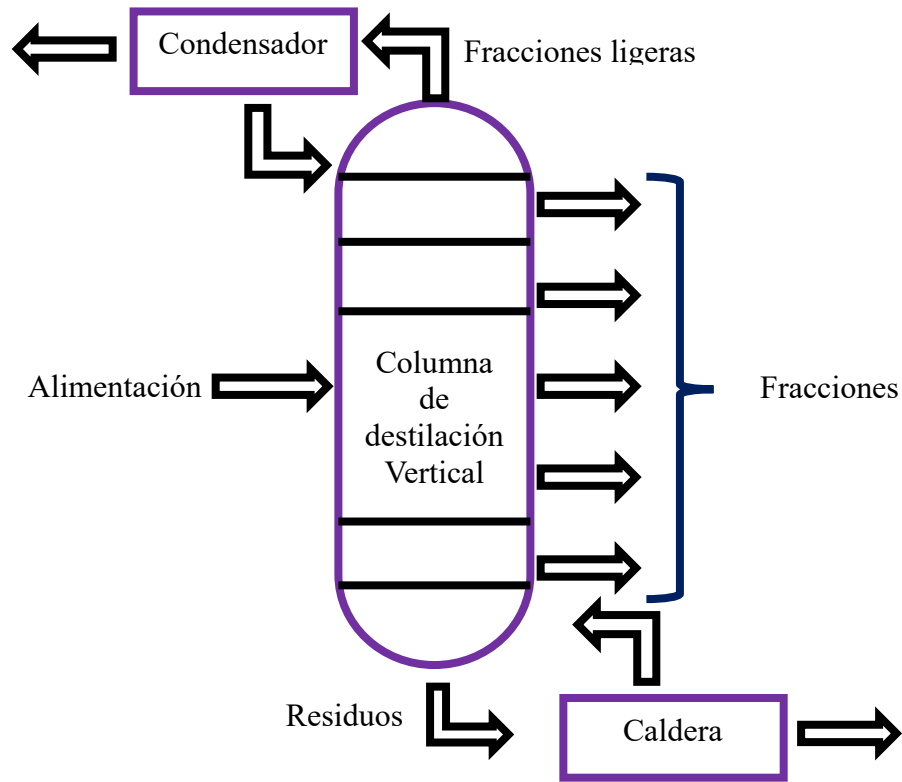
Otra aplicación relevante de la destilación corresponde al área ambiental para la producción de etanol, utilizado como una alternativa de combustible debido a la sostenibilidad ambiental y económica que el proceso presenta. El etanol es obtenido mediante diferentes etapas entre las cuales destaca la destilación. En la industria farmacéutica la destilación ocupa un lugar importante debido a las grandes cantidades de agua destilada que son utilizadas. Así también, el sector alimenticio hace uso de la destilación en diferentes procesos, por ejemplo, en la elaboración de aguardiente de sidra, práctica que se realiza de forma artesanal por los productores de sidra natural, para su elaboración la destilación es una de las etapas decisivas que marcan la calidad del producto final (Rodríguez, 2009).

En cuanto a la industria petroquímica, es quizá la aplicación más importante de la destilación, puesto que permiten la obtención de los principales productos de esta industria. Se obtienen tres tipos de productos, acabados, semiacabados y subproductos. Los productos acabados son dirigidos al mercado, en cambio los productos semiacabados requieren de la adición de otros compuestos para alcanzar la calidad requerida. Finalmente, los subproductos constituyen un elemento fundamental en el proceso de la industria petroquímica (Ricardo, 2011).

#### **3.1.1.1. Columnas de destilación atmosférica de crudo**

El proceso de destilación, es una compleja operación de separación cuya complejidad aumenta cuando se alimenta por una corriente que es heterogénea y de múltiples componentes (López et al., 2013). En la Figura 1, se muestra de forma esquematizada una columna vertical, en donde se lleva a cabo una operación de destilación atmosférica fraccionada. La destilación atmosférica de crudo es el principal proceso de refinación de cualquier refinería, en el cual se obtienen los principales productos como nafta, querosene, diésel y gasoil (Raimondi et al., 2015). En las columnas atmosféricas de destilación, se aplican conceptos de sostenibilidad energética, utilizando calor del proceso para precalentar el crudo. Antes de ingresar a la columna de destilación (ubicada en forma vertical), el crudo

se ingresa a un calentador de carga. El crudo ingresa en un punto cercano a la etapa de fondo a una temperatura en el rango de 343 °C y 371 °C. En la parte superior de la torre, se extraen continuamente las fracciones ligeras (punto de ebullición bajo), estas son distribuidas a diferentes unidades para su posterior tratamiento (Ricardo, 2011).



**Figura 1.** Torre de destilación Atmosférica.

La rectificación se caracteriza porque la salida de superior de la torre de destilación pasa por un condensador y una parte es devuelta a la columna como reflujo. Puede tratarse de un proceso continuo o discontinuo. La operación se lleva a cabo en columnas que ponen en contacto la fase líquida y vapor en contra corriente en platos espaciados a lo largo de la columna (Reyes, 1998). El vapor asciende por los orificios de las bandejas, realizando burbujeo sobre el líquido con quien entra en contacto. El contacto a contracorriente entre fases se presenta a lo largo de la columna, dando lugar a fenómenos de transferencia de masa

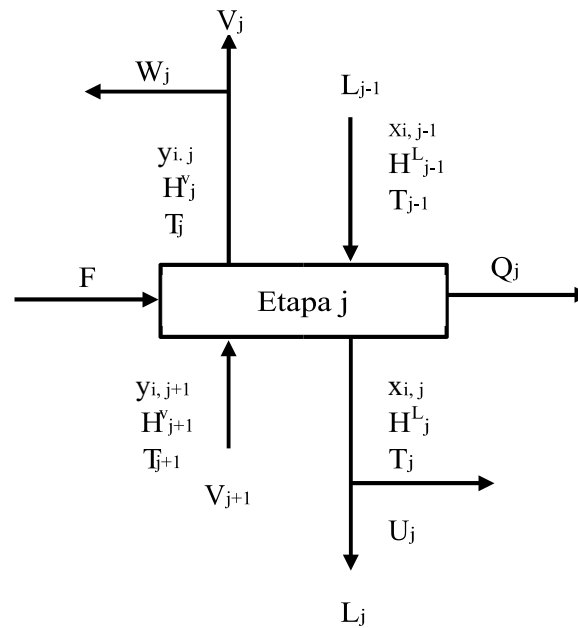
para lograr la separación deseada. Siendo así, el número de platos de una columna, viene determinado por el grado de complejidad del sistema, siendo determinado por el balance de masa y la fenomenología termodinámica (Alzate, 2010).

Una torre de destilación sencilla consta de 3 corrientes principales para el sistema, que son, el destilado, el fondo y el alimento. El destilado abandona la torre por la parte superior; el residuo, sale por la parte inferior; y el alimento, se introduce en alguna etapa entre ambos. Se llama a la zona de enriquecimiento a la sección de la torre que se encuentra por encima de la etapa de alimentación, y zona de agotamiento a la sección que se encuentra por debajo de la etapa de alimentación (Reyes, 1998).

### **3.1.1.2. Modelado en estado estacionario de una columna de destilación**

#### *3.1.1.2.1. Ecuaciones MESH*

Las ecuaciones de balance de masa y energía, equilibrio, y sumatoria de fracciones son llamadas en conjunto como las ecuaciones MESH (por sus siglas en ingles). Cada etapa de la columna de destilación puede modelarse en función de los flujos que entran y salen, tal como se muestra en la figura 2. Cada etapa de la columna recibe el líquido de la etapa superior y el vapor de la inferior, así como es posible recibir una corriente de alimentación, y/o existir un producto lateral como fase única o mixta.



**Figura 2.** Representación esquemática de etapa de equilibrio

**Fuente:** Adaptada de: (Barboza & Diaz, 2013)

Donde,

F: Alimentación

L: Corriente de líquido

V: Corriente de vapor

U: Corriente lateral de líquido extraída

W: Corriente lateral de vapor extraída

$H^L$ : Entalpía molar del líquido

$H^v$ : Entalpía molar de vapor

$x_i$ : Fracción molar del componente  $i$  en el líquido

$y_i$ : Fracción molar del componente  $i$  en la fase vapor

- Ecuaciones M: Balance de materia

De acuerdo con la Figura 2, el balance de materia para cada componente en la etapa  $j$  se puede escribir como:



$$M = Lx + Vy + Fz - (L + U) x - (V + W) y = 0 \quad (\text{Ec. 1})$$

- Ecuaciones E: Relación de equilibrio

Aplicada a cada componente. Se expresa como:

$$E = y - K x = 0 \quad (\text{Ec. 2})$$

- Ecuaciones S: fracciones molares en una fase.

$$\sum_i y = 1 \quad (\text{Ec. 3})$$

$$\sum_i x = 1 \quad (\text{Ec. 4})$$

- Ecuaciones H: Balances de Energía

Los balances de energía para una etapa j del sistema se representan por:

$$H = LH + VH + FH - (L + U) H - (V + W) H - Q = 0 \quad (\text{Ec. 5})$$

### 3.1.1.2.2. Modelado de propiedades termodinámicas – Peng Robinson

Para el cálculo de las propiedades de los componentes que intervienen en un sistema químico, se requiere la implementación de un modelo termodinámico que sea consistente para calcular con la mejor exactitud las propiedades. Siendo así, las llamadas ecuaciones constitutivas han sido desarrolladas para efectuar dichos cálculos de propiedades. En este trabajo se propone el uso del modelo de Peng-Robinson debido a que ha sido sugerido a

través de varias referencias bibliográficas para mezclas de hidrocarburos. La ecuación se expresa por (Peng & Robinson, 1976):

$$P = \frac{RT}{v_m - b_m} - \frac{a_m}{v_m(v_m + b_m) + b_m(v_m - b_m)} \quad (\text{Ec. 6})$$

### 3.1.1.2.3. *Métodos de cálculo de columnas de rectificación*

Se reportan diferentes métodos para resolver los sistemas de torres de destilación. Las técnicas de solución obedecen a la separación de las ecuaciones, a la aplicación de los métodos pseudo-newton y a la linealización del sistema no lineal, a continuación (Reyes, 1998) define los cuatro métodos para la solución de los sistemas:

1. Métodos de Punto de Burbuja (BP): Se utiliza la ecuación del punto de burbuja para obtener el perfil de temperatura
2. Métodos de Suma de Caudales (SR): Se basa en los balances de energía para solucionar el sistema
3. Métodos de Newton 2N: Se separan las ecuaciones de MESH en distintos grupos, y se resuelven de manera secuencial.
4. Métodos de Newton Global o de Corrección Simultánea (SC): Se resuelve el grupo de ecuaciones de MESH de forma simultanea

### 3.1.2. **Control de Procesos**

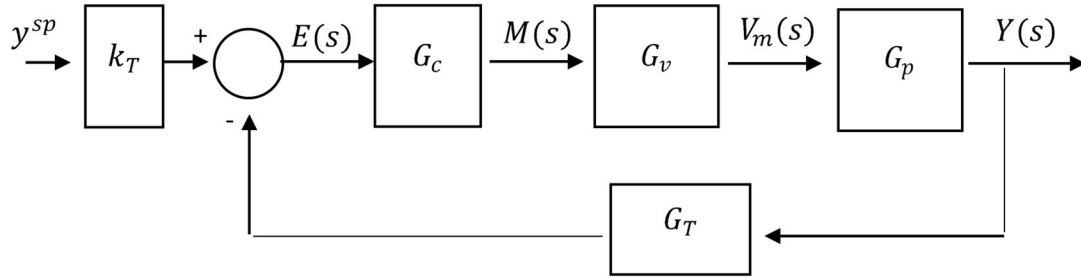
En la actualidad, los sistemas de control representan uno de los componentes más importantes dentro de los procesos químicos y sus diversas aplicaciones se extienden a industrias petroleras, farmacéuticas, alimenticias y red de energía (Padhy et al., 2017). La necesidad de asegurar el adecuado funcionamiento de estos complejos sistemas productivos ha conducido

a la implementación de tecnologías avanzadas de control a diseños de ingeniería manteniendo los procesos seguros frente a cambios en las variables operaciones (Lorenzo et al., 2016; Wang et al., 2017).

Los sistemas de Control, poseen lo que se llama un lazo de control, que permite caracterizar la naturaleza de la técnica y referir a las divisiones de los mismos. Se puede distinguir entre, el control predeterminado y control reactivo. El primero, corresponde a los métodos que añaden energía al volumen de control, ya sea, en forma dinámica o estacionaria, la naturaleza del lazo es abierta y los sensores no son necesarios para la aplicación. De forma opuesta el lazo de control reactivo, corresponde es aquel en que la acción del controlador es ajustada de forma permanente empleando alguna técnica de afinación. En esta última categoría tenemos las técnicas de control feedforward y feedback (Cabaleiro, 2004).

#### **3.1.2.1. Control feedback**

El principal objetivo de este sistema de control es mantener la variable de control de salida del proceso en su valor deseado o de referencia. El sistema de control Feedback opera por medio de un sensor-transmisor que mide la variable de salida o variable controlada, que genera una señal proporcional a esta última y la envía a un controlador, donde se compara con la de referencia, la Figura 3 ilustra el sistema descrito. El controlador procede a calcular la señal de salida o variable manipulada en base al error o diferencia de medición, para que el actuador posicione la válvula en proporción a la señal de salida del controlador. El término Feedback se deriva del hecho de que se mide la variable controlada y esta medición se “retro-alimenta” para posicionar la válvula.



**Figura 3.** Diagrama esquemático de un sistema de control feedback.

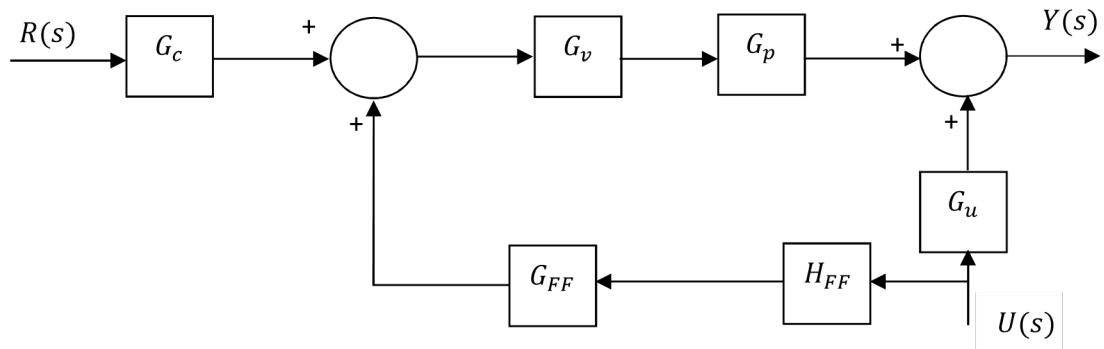
**Fuente:** Tomado de: (Kurman, 1986)

Entre las principales ventajas del sistema de control por retroalimentación feedback se encuentra que el sistema actúa tomando acciones correctivas en las variables una vez se desvían de la referencia, omitiendo la fuente de la perturbación que provoca la desviación. Además, también se destaca que se requiere poco conocimiento del proceso que se desea controlar debido a que no es indispensable conocer la función matemática del proceso, lo cual es útil al momento de requerir diseños de sistemas de forma rápida. Por otro lado, también se pueden presentar algunas desventajas en este tipo de sistema de control, como lo es la de que el sistema no actúa y corrige la desviación hasta que no detecte que la variable del proceso ha sido perturbada. Además, no brinda ninguna acción para evitar los efectos de las perturbaciones en la variable de control. Otra de sus desventajas es la de la característica de procesos con constante de tiempo elevadas, haciendo el control inefectivo debido a la tardía respuesta del controlador. Esto deriva en que, si el sistema posee muchas y prolongadas perturbaciones, aunque el controlador este afinado, puede que nunca el sistema se comporte en estado estable. Por último, existen algunas variables cuya naturaleza no permite realizar de manera efectiva la medición y el control por retroalimentación es imposible de aplicar (Astrom & Murray, 2008; Kurman, 1986).

### 3.1.2.2. Control feedforward

El control Feedforward, también conocido como pre-alimentación, mide las perturbaciones antes de que afecten a la variable de control y realiza la acción preventiva para compensar el

efecto de las perturbaciones. La Figura 4 ilustra este sistema. Este tipo de control se usa cuando las perturbaciones que afectan al proceso pueden medirse, pero no controlarse (Smith & Corripio, 2014). El principal objetivo de este sistema de control es compensar la perturbación antes que esta llegue a afectar a la variable controlada.



**Figura 4.** Diagrama esquemático de un sistema de control Feedforward.

**Fuente:** tomado de Universidad de Los Andes, 2008

El control feedforward es eficaz para reducir las influencias de las perturbaciones, aunque no suele ser tan efectivo como el control en cascada con un bucle secundario rápido. Dado que el control feedforward también utiliza una medición adicional y tiene criterios de diseño similares al control en cascada, los ingenieros a menudo confunden los dos enfoques (Universidad de los andes 2008; Willems, 1982) Entre las principales ventajas del control Feedforward se encuentra que no añade inestabilidad al sistema, que además responde a las perturbaciones antes de que se modifique la salida del sistema por medio de la medición de las perturbaciones que llegan al sistema, el método permite verificar los efectos que causará la perturbación y compensa de forma adelantada antes de que cambie la salida del sistema, por otro lado, el efecto de la estrategia de control brinda mayor estabilidad a los sistemas no lineales. El control Feedfoward también presenta algunas desventajas como no responder a las perturbaciones que no se pueden medir, además de esto para que el sistema tenga un notable rendimiento es necesario conocer el efecto de las perturbaciones en el sistema. La principal desventaja de este tipo de control es que puede presentar error debido a que no se mide ni se compensa la salida real del sistema (Willems, 1982). Una aplicación típica de este

tipo de control es el control preciso de la temperatura en un horno. El controlador reduce la potencia cuando la temperatura ambiente (perturbación) aumenta, es debido a este control que se responde de manera eficiente a las perturbaciones, de la temperatura de flujo antes de que modifique la temperatura del calentador.

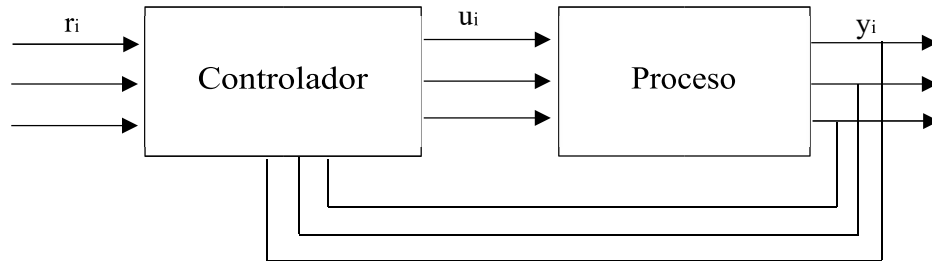
### **3.1.2.3. Control Feedforward - Feedback**

Esta técnica de control representa una combinación de las estrategias antes mencionadas y tuvo lugar debido a las desventajas que proporcionan éstas implementadas de forma aislada. Dada la dificultad de medir todas las variables que podrían ocasionar perturbaciones en el proceso, lo que se pretende es aplicar control feedforward a las variables que principalmente afectan al sistema e incorporar un control feedback para asegurar el control de la variable de interés y de este modo evitar desviaciones en el set point por la presencia de perturbaciones no considerados en el control netamente feedforward (Smith & Corripio, 2014).

### **3.1.2.4. Estrategia de control multivariable**

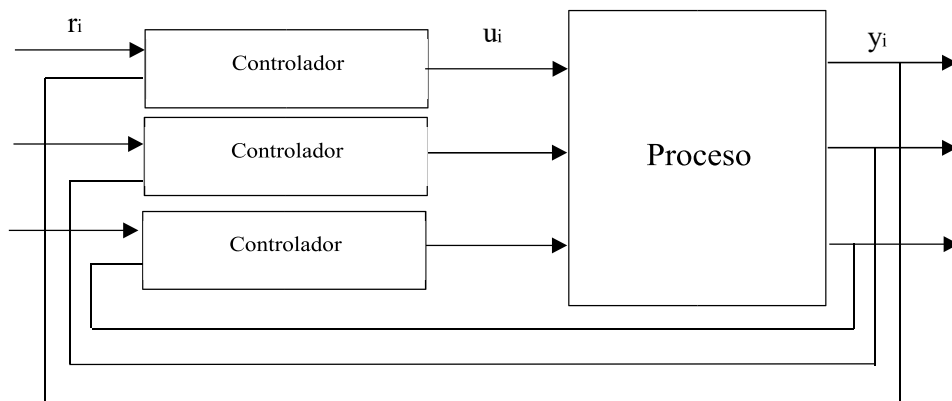
Una estrategia de control multivariable es una técnica que permite trabajar con más de un objetivo de control simultáneamente (Mishra et al., 2015). Para lograr esto varias variables necesitan ser manipuladas, este tipo de sistema de control se fundamenta en que una sola variable puede estar siendo afectada por más de una entrada y viceversa. Como estrategia de control de proceso se suele aplicar en procesos industriales, lo que se debe principalmente a que los controles tradicionales no consiguen una respuesta satisfactoria para ciertos tipos de procesos, ya que, el desarrollo de metodologías de control multivariable, permite que se tenga en cuenta el problema de las interacciones entre las variables del proceso. Para la implementación de esta estrategia de control se debe reconocer el tipo o estructura que gobierne la interacción entre las variables controladas y manipuladas, para ello se puede trabajar a través de una estrategia como:

**Control multivariable centralizado:** en este tipo de controlador, un único método de control utiliza todas las respuestas medidas para calcular las variables manipuladas en forma simultánea. A continuación, en la Figura 5 se presenta el esquema del sistema de control centralizado:



**Figura 5.** Representación esquemática de control centralizado

**Control descentralizado o multilazos:** este está constituido por controladores que interconectan variables, de entrada, con las de salida, en el que el sistema multivariable es tratado como un sistema SISO (single input, single output), aunque en el diseño de los controladores si se tiene en cuenta la presencia de interacciones entre los distintos subsistemas monovariantes. A continuación, en la Figura 6 se presenta el esquema del sistema de control descentralizado:



**Figura 6.** Representación esquemática de control descentralizado

### 3.1.2.5. Control en columnas de destilación

En los sistemas de control aplicados a procesos multivariables, suelen aplicarse los conceptos de estrategia y estructura de control. Estos términos que son usados de forma frecuente en los procesos y operaciones a escala industrial, significan la selección de variables de control de manera íntegra, funcional y total en el sistema. Los lazos de control implementados, permiten mantener las variables de interés en el margen de referencia, esto, frente a perturbaciones que conlleven a una desviación. Los lazos SISO son característicos y la implementación de un control regulatorio PID es la técnica más frecuentada.

El control de una columna de destilación, se hace una operación tediosa, esto obedece a diversos factores, como: la naturaleza no lineal del sistema, fenómeno de acoplamiento, el estado no estacionario y la frecuencia de las perturbaciones. Para ello se han desarrollado estructuras de control específicas para las columnas de destilación, obedeciendo a las diferentes configuraciones, condiciones de operación y los componentes. Otro problema asociado a las columnas de control es que, al existir diferentes lazos de control, y siendo la columna un sistema multivariable, los lazos de control pueden afectarse unos a otros, repercutiendo de forma perjudicial en los parámetros del proceso. Por ejemplo, (Burckley et al., 1985) menciona que “la selección de la mejor estructura de control no es una tarea sencilla; esto se debe a que se ve afectada por factores tales como volatilidades, pureza de los productos, relación de reflujo, presión de la columna, costos de la energía, tamaño de la columna y composición del alimento” (Blanco, 2011).

Una estrategia de control que recientemente ha sido aplicada para la destilación atmosférica de crudo radica en el modelo predictivo adaptativo basado en una particular multi-entradaúnica-salida (MISO, por sus siglas en inglés), lo que permite al controlador regular adecuadamente el proceso a pesar de la no linealidad y las variaciones dinámicas (Raimondi et al., 2015).



### 3.2. ANTECEDENTES

Es de interés de la comunidad científica internacional, el estudio de los sistemas de control en columnas de destilación orientado a mantener las especificaciones en los productos. Las columnas de destilación, se encuentran expuestas a diversas fuentes de perturbación, cuyos orígenes obedecen a variaciones tales como la composición y tasa en flujos de entrada. Con este panorama, resulta necesario la implementación de técnicas de control adaptables, para el buen funcionamiento del sistema. (Abdullah et al., 2011; Orozco et al., 2009; Osuolale & Zhang, 2015; Prodanović et al., 2017; Sharma & Singh, 2010). Assandri et al., 2013, investigaron el comportamiento de la temperatura de fondo de una columna de destilación de una refinería, implementando un sistema de control paramétrico predictivo de naturaleza no lineal, con el fin de asegurar la calidad del producto a pesar de las perturbaciones del sistema; la estrategia de control no lineal estableció una estructura de control más robusta, que les permitió abordar con éxito las no linealidades del proceso y los parámetros dinámicos del proceso de destilación; todo esto a través de un controlador de múltiple entrada y única salida (MISO, Multiple input–single output), manteniendo la temperatura de fondo definida, con variaciones en un rango de  $\pm 1$  °C del punto de referencia, mientras fue sometido a diferentes perturbaciones; sin embargo, el control no lineal descrito anteriormente, carece de la acción integral del controlador, lo que conlleva a asumir implementar estrategias, cuya aplicación práctica puede no ser viable. De forma similar, James et al., 2014, introducen el diseño de un sistema de control lineal distribuido, haciendo uso de un controlador proporcional integral (PI) en una columna de destilación de una refinería, manipulando el flujo de entrada de crudo a la torre y estabilizando la temperatura de salida de acuerdo con las especificaciones de producto; se reporta que la desviación en la temperatura es de 6 unidades en promedio lo cual repercute positivamente en la calidad del producto y reducción de costos asociados al cambio de bandejas en la columna. También, Porru et al., 2014, abordaron el control de impurezas en una columna de destilación multicomponente industrial, mediante una estrategia de control feedforward-feedback; implementaron un modelo de control feedback no lineal con características proporcional integral (PI) a la manipulación de la carga térmica, y un controlador feedforward para ajustar el valor de

referencia de las temperaturas en las bandejas, resultando en una mejora evidente del control del proceso comparado al proceso manual, debido a que se reemplaza el ajuste manual del valor de referencia en función de los disturbios haciendo el control feedback es más efectivo; aunque, el planteamiento no lineal del modelo condujo al desarrollo de un sistema fiable, dado que el sistema fue desarrollado para una única salida y es requerida una versión de control no lineal para múltiples variables. También, Porru et al., 2015, reportaron hallazgos relacionados a la reducción de consumo de energía en una columna de destilación multicomponente, implementando de forma similar la estrategia de control feedforward-feedback, demostrando mediante simulaciones que bajo las condiciones de operación dirigiendo el sistema de control a reducir la variabilidad en las impurezas del destilado, se reduce el consumo de energía en un 15 % respecto al consumo del sistema existente del equipo en la planta.

La implementación de un modelo de control de dos entradas y dos salidas (TITO por sus siglas en inglés) utilizando un desacoplador y controlador PID en una columna de destilación fue estudiado por Prodanović et al., 2017, en este trabajo los autores compararon la respuesta de sistema de control con otros modelos propuestos, el análisis de las respuestas del modelo muestra que este sistema de control proporciona mejores características, debido a la reducción de excesos en las variables atribuido a la acción integral del controlador. Un estudio bajo el concepto de sistema de múltiples entradas y múltiples salidas utilizando un controlador de modelo interno fue realizado por Haura et al., 2017, el sistema fue implementado en una columna de destilación al vacío de una refinería, realizando simulaciones en estado estacionario y dinámico, reportando que la simulación del sistema puede ser conducida en estado estable y dinámico el software Aspen HYSYS, además la estrategia de control resulta efectiva para mantener la temperatura en las secciones de enriquecimiento y empobrecimiento de la columna. Finalmente, Zatonkiy et al., 2017, con el fin de mantener la calidad de los productos en una columna de destilación de petróleo, han desarrollado un modelo dinámico no lineal, teniendo en cuenta que se ajusta mejor a los requerimientos del sistema proporcionando una mejor descripción; aplicaron un sistema de control por retroalimentación para mantener las temperaturas del perfil de la columna en los valores preestablecidos bajo condiciones de perturbación a la variable controlada, obteniendo

también información acerca de los parámetros óptimos de operación en función de la calidad de los productos, mejorando la calidad de los procesos transitorios.

### **3.3. ESTADO DEL ARTE**

Los procesos de destilación se caracterizan por el alto consumo energético y dificultades de operación, provocando elevados gastos económicos y desviación en las especificaciones de los productos razón por la cual el control de procesos es importante desde una visión energética, económica y de calidad de productos. Por estas razones el control en columnas de destilación en la industria del petróleo, hoy en día, es tema de interés de la comunidad científica internacional (Iqbal & Akhlaq, 2019; Parmar et al., 2019). Por un lado, acompañado de la revolución 4.0, el aprendizaje automatizado de computadora es una opción prometedora para el control de una columna de destilación, debido a la capacidad que posee para modelar comportamiento de procesos no lineales complejos. Z. Zhang et al., 2019, presentan un modelo de Machine Learning enfocado a la optimización en tiempo real y control de procesos, aplicado a una columna de destilación para obtener propano; en este trabajo los autores perturban la concentración inicial del flujo entrada y comparan la efectividad del modelo de inteligencia artificial con un modelo feedback con un controlador PI, obteniendo mejores resultados respecto a la rentabilidad del proceso con el modelo de inteligencia artificial, sin embargo, se resalta que este tipo de sistemas de control posee limitada aplicación a nivel industrial, impidiendo evaluar de manera práctica el enfoque propuesto. Por otra parte, se ha centrado la investigación en sistemas de control avanzados, los cuales están basados en el desarrollo de algoritmos específicos para el control de procesos químicos, orientados a incrementar el rendimiento del proceso, teniendo en cuenta parámetros como la calidad del producto y rentabilidad; Nicolae et al., 2019, estudiaron un sistema de control avanzado en una columna de destilación para el sistema butano-butileno en una refinería, implementando un controlador tipo feedforward multivariable, compensando de manera efectiva las perturbaciones del sistema, sin embargo, la técnica de control se limitó a un sistema lineal, haciendo necesario el enfoque no lineal debido a la naturaleza del sistema de destilación. Además, Bukhtoyarov et al., 2019, reportan el estudio

de la aplicación de un algoritmo de síntesis para objetos con identificación y ajuste de parámetros a una columna de rectificación de petróleo de una refinería; los autores demuestran que la aplicación de este sistema avanzado de control no es menos eficaz que el método de control proporcionado por un controlador PID, también, se resalta que a diferencia del controlador PID no es necesario realizar la sintonización del controlador, por tanto, el proceso puesta en marcha del sistema de control es mucho más rápido y sencillo.

El interés se ha centrado también en la simulación y desarrollo de sistemas de control de unidades de destilación específicas, desarrollando sistemas particulares en función de las necesidades que se presentan. Un estudio de problemas específicos del control en una columna de destilación de propileno-propano fue realizado por Anh & Olteanu, 2018, los autores implementaron un sistema de control feedforward orientado a mejorar el rendimiento energético del sistema mediante el uso de una bomba de calor, reportando que el sistema presenta claras ventajas en rendimiento luego de un tiempo prolongado de operación. Para el caso de control en la calidad de productos en una torre de destilación, el estudio presentado por (Patrascioiu, 2019) reportan la aplicación de un sistema robusto de control comparando las estrategias de control feedforward y feedback, orientado a mantener las medidas de calidad del benceno obtenido por un proceso de destilación, definiendo los requisitos para el control automático y los parámetros para una simulación de la columna; los mejores resultados son atribuidos al controlador feedback, con una desviación máxima del 5 % en la concentración de salida de benceno debido a cambios en el flujo de entrada a la columna. De forma similar, Handoko, 2018 en su estudio controló la concentración de salida de etanol de una columna de destilación del sistema etanol-agua, implementando un sistema de control predictivo, modelando la dinámica del sistema como lineal, reportando ciertas imprecisiones en el control debido a las perturbaciones no lineales debido a que el sistema falla y no puede controlar dichas perturbaciones, sin embargo, el modelado lineal del sistema presenta excelentes aproximaciones a los datos observados.

Los recientes trabajos muestran que se está explorando la forma en que los sistemas de inteligencia artificial, sistemas avanzados de control y sistemas de control específicos para las industrias de proceso, en especial las refinerías de petróleo, puedan mejorar la eficiencia y mantener la calidad en los productos provenientes del sistema de columnas de destilación.

En términos del enfoque de las investigaciones, se remarca la necesidad del análisis no lineal para el sistema de destilación. Sin embargo, se denota la ausencia de la acción integral del controlador en sistemas no lineales. También se hace énfasis, en la necesidad de realizar planteamientos enfocados hacia el control de sistemas no lineales en los que se tomen en cuenta múltiples entradas y salidas. Finalmente, existe la necesidad de estudiar estrategias de control cuya aplicación práctica sea viable y que permita su evaluación en sistemas reales, para ello el estudio de casos reales es una opción prometedora.

## **4. METODOLOGÍA**

### **4.1. TIPO DE INVESTIGACIÓN**

Con fin de cumplir con los objetivos planteados, en el presente proyecto se llevó a cabo una investigación cuantitativa de tipo computacional evaluativa, debido a que desarrolló el modelamiento matemático en estado estacionario y dinámico del sistema de control de destilación que permitió la simulación del proceso. Esta investigación se realizó en los laboratorios de simulación del Programa de Ingeniería Química y en la empresa REFICAR con una duración de 24 meses.

### **4.2. TÉCNICAS DE RECOLECCIÓN DE INFORMACIÓN**

#### **4.2.1. Fuentes de información primaria**

Las fuentes de información primaria de esta investigación fueron los datos obtenidos de la Refinería de Cartagena, acerca de las especificaciones técnicas de la columna de destilación, y las propiedades de las corrientes que intervienen en el sistema. Posteriormente en los laboratorios de simulación de la Universidad de Cartagena se realizaron las simulaciones, haciendo uso de los softwares MATLAB y Aspen HYSYS, para obtener los datos de condiciones de operación y controlar las composiciones ante cambios en las perturbaciones del sistema.

#### **4.2.2. Fuentes de información secundarias**

Las fuentes de información secundarias estuvieron compuestas por los libros, manuales y publicaciones relacionadas con el modelamiento y la simulación de procesos y los procesos de destilación de crudo que fueron extraídos de las bases de datos a las que tiene acceso la

Universidad de Cartagena, como *Scopus*, *Science Direct*, y *Springer Link*, que suministraron los artículos bases para estudiar casos particulares que son de aporte a este proyecto.

#### 4.3. MATERIALES Y SOFTWARE

En esta investigación se utilizaron dos softwares, MATLAB para solucionar el modelo planteado de la columna de destilación abordada, también, dentro de sus componentes se incluye la herramienta SIMULINK que permite realizar y evaluar técnicas de control. El segundo software es Aspen HYSYS, que se utilizó para realizar la simulación en estado estable de la columna de destilación.

#### 4.4. VARIABLES

Las Tablas 1) y 2), se muestran las variables independientes, dependientes e intervinientes en esta investigación.

**Tabla 1.** Variables independientes, dependientes e intervinientes en la modelación en estado estacionario

TIPO DE VARIABLE	VARIABLE	DESCRIPCIÓN	UNIDADES
VARIABLES Independientes	Relación de reflujo	Relación entre el condensado que sale como producto y el que regresa como corriente de reflujo a la columna de destilación	Adimensional
VARIABLES Dependientes	Composición de salida	Composición de las corrientes de salida de destilado y fondos de la columna	$X_D, X_D$ %molar

	Flujo de vapor	Flujo de vapor ingresado a la torre de destilación atmosférica	lbmol/min
	Temperatura	Temperatura de salida de los productos de corte lateral	°C
Variables Intervinientes	Gravedad API	Tipo de crudo de acuerdo a su densidad	°API
	Temperatura ambiente	Temperatura en los alrededores de la columna	°C

**Tabla 2.** Variables independientes, dependientes e intervinientes en la modelación en estado no estacionario

TIPO DE VARIABLE	VARIABLE	DESCRIPCIÓN	UNIDADES
Variables Independientes	Flujo de alimentación	Corriente de alimentación que ingresa a la columna de destilación para ser procesada	lbmol/ min
	Composición de entrada	Composición de la corriente de alimentación	% molar
Variables Dependientes	Composición de salida	Composición de las corrientes de salida de destilado y fondos de la columna	X <sub>D</sub> , X <sub>D</sub> %molar



	Relación de reflujo	Relación entre el condensado que sale como producto y el que regresa como corriente de reflujo a la columna de destilación	Adimensional
	Flujo de vapor	Flujo de vapor ingresado a la torre de destilación atmosférica	Lbmol/min
Variables Intervinientes	Temperatura ambiente	Temperatura en los alrededores de la columna	°C
	Gravedad API	Tipo de crudo de acuerdo a su densidad	°API

## **4.5. PROCEDIMIENTO – MODELAMIENTO DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA**

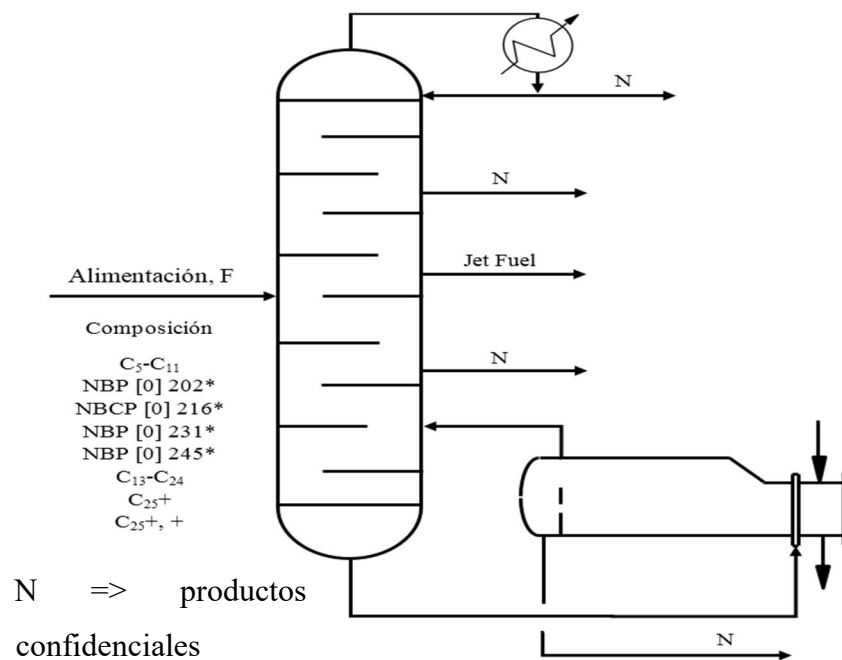
### **4.5.1. Modelado de la mezcla de crudo**

Para modelar el comportamiento dinámico del proceso de destilación de crudo se requiere del conocimiento de sus propiedades físicas y químicas. Sin embargo, a diferencia de otros procesos químicos, los productos derivados que se obtienen de la destilación son mezclas complejas haciendo más difícil la integración de las características de cada componente, es por ello que se adoptó la metodología de caracterización y modelamiento de aproximación del crudo a un grupo de pseudo-componentes como se describe en (American Petroleum Institute, 1970) y (Raimondi et al., 2015). Cada componente se caracterizó con su punto de ebullición y el rango de volatilidad calculándose las características físicas y químicas requeridas para determinar los parámetros dinámicos del modelo del proceso conforme (Chang & Yu, 1990).

Las propiedades de los componentes necesarios para ejecutar el modelo deben ser caracterizadas, por tanto, se escogió el crudo caño limón, el cual se encuentra caracterizado en ASPEN HYSYS®. Este crudo es caracterizado como crudo medio ( $^{\circ}\text{API} = 305094$ ) y su descomposición en fracciones de menor peso a causa de la ebullición por aumento de temperatura comienza aproximadamente a  $60\text{ }^{\circ}\text{C}$  hasta los  $1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ . Los componentes son agrupados en grupos afines a la fracción en donde espera sean separados. Siendo así, se separan en Naftas (C5-C11), Kerosenos (C13-C24), Residuos atmosféricos (C25+) y Fondos (C25++). Las propiedades que fueron extraídas de la ventana “properties” de ASPEN HYSYS son: temperatura y presión crítica, factor acéntrico, peso molecular, temperatura de ebullición, densidad y gravedad específica de la mezcla, ajuste polinómico de entalpía de gas ideal, parámetros de interacción binaria.

#### 4.5.2. Modelado y simulación de columna de destilación en estado estacionario

En la unidad de destilación, como se observa en la Figura 7, el crudo es fraccionado en la columna de destilación atmosférica, en donde se separa en diferentes componentes como nafta virgen, kerosenos (Jet A1), diésel liviano (LDSL), diésel pesado (HDSL) y gasóleo atmosférico (GOA). La unidad cuenta con el horno que tiene como función transmitir la energía necesaria al crudo para facilitar la destilación en la Columna. Dentro de la columna, la fase de vapor que llega al condensador es condensada totalmente y una parte de este es introducida nuevamente como reflujo a la columna en la segunda etapa, este condensador es alimentado con agua como fluido refrigerante. La corriente de fondos por su parte es introducida al rehervidor, donde es vaporizada para regresar nuevamente a la columna, el intercambiador es alimentado con vapor.



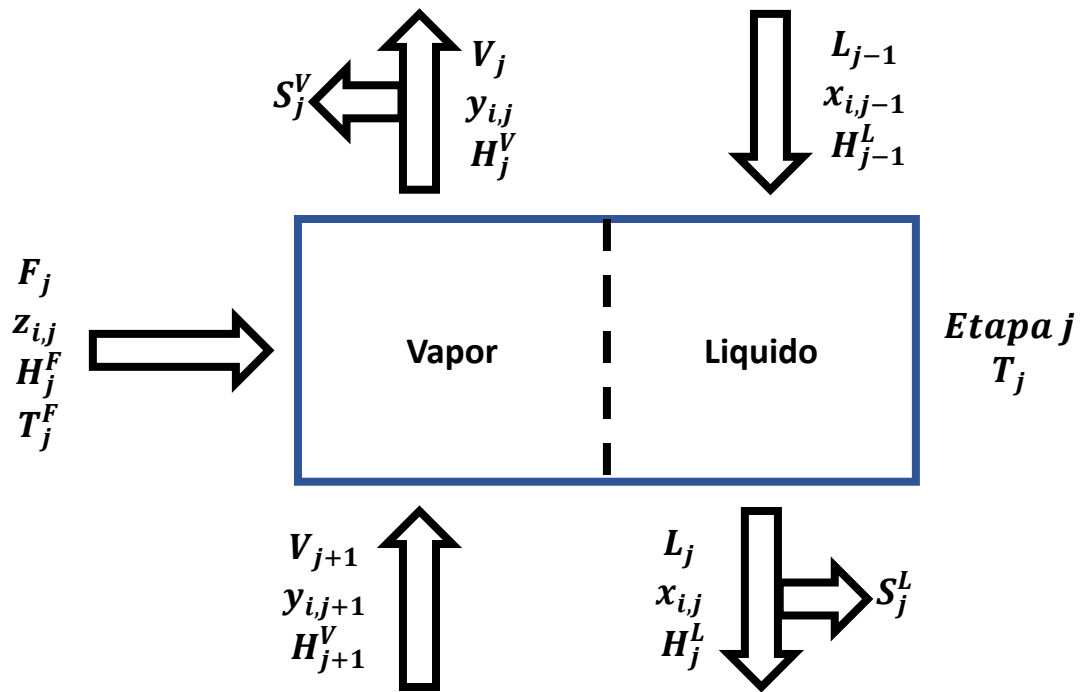
**Figura 7.** Unidad de destilación atmosférica

Para realizar el modelado de la columna de destilación y mantener la calidad del corte de Jet extraído, es necesario realizar el modelado en función de las ecuaciones que describen

fenomenológicamente el sistema. Como primer paso para obtener el modelo, se adoptan las siguientes suposiciones que describen los procesos fisicoquímicos asociados a la columna.

- No se toman en cuenta los parámetros geométricos del plato (dimensiones) y sus relaciones con las variables intensivas.
- No se toma en cuenta las relaciones correspondientes a la caída de presión en cada plato.
- La eficiencia de Murphree se considera constante
- Columna adiabática.
- Sin reacciones químicas durante el fraccionamiento.
- Fase vapor y fase líquida en equilibrio al salir de cada bandeja.
- Efectos hidrodinámicos despreciables en la columna.
- No se calcula el efecto de mezcla en los platos.
- No se contemplan dimensiones, ni factores de capacidad en el hervidor ni condensador.
- Se considera una sola fase líquida

El proceso de rectificación, es modelado como un sistema en contracorriente en estado estable, en el que cada etapa recibe la fase líquida de la etapa anterior y la fase vapor de la etapa inferior, asimismo, pueden recibir corrientes de alimentación del exterior y/o generar una salida en fase líquida y/o vapor. Siendo así, para la etapa “j-ésima”, los flujos de vapor ( $V_j, V_{j+1}$ ), líquido ( $L_j, L_{j-1}$ ), alimentación ( $F$ ) y salida lateral líquida ( $S_j^L$ ) y/o vapor ( $V_j^L$ ) entran en contacto hasta alcanzar el equilibrio termodinámico a una temperatura  $T_j$  (Torres, 2016). Dado que, la fase vapor está en equilibrio con la fase líquido, para cada etapa  $j$  y componente  $i$ , la composición en estado vapor ( $y_{i,j}$ ) está relacionada con la composición en estado líquido ( $x_{i,j}$ ) mediante la constante de equilibrio ( $K_{i,j}$ ); además, se identifican las entalpías para la fase líquida ( $H_j^L$ ) y vapor ( $H_j^V$ ), y para la alimentación ( $H_j^F$ ). La Figura 8 muestra el esquema del escenario descrito.



**Figura 8.** Modelo de una etapa de destilación

**Fuente:** Adaptado de Lone & Ahmad, 2015

Se utilizan entonces las ecuaciones de balance de masa, balance de energía, relaciones de equilibrio, y sumatoria de fracciones molares (MESH por sus siglas en inglés) que describen el comportamiento de la columna (Zatonskiy et al., 2017). Sea entonces  $u$  el número de etapas totales del sistema (incluyendo condensador y rehervidor) y  $U = \{1, \dots, u\}$  el conjunto de etapas totales del sistema. Tenemos entonces los subconjuntos  $C = \{1\}$  el subconjunto que representa el condensador,  $R = \{u\}$  el subconjunto que representa el rehervidor,  $F = \{f\}$  el subconjunto que representa la etapa de alimentación,  $S = \{s_1, \dots, s_s\}$  el subconjunto que representa las etapas con salidas laterales, y  $SS = \{SS_1, \dots, SS_s\}$  el conjunto de etapas sin salida lateral y sin alimentación, donde el subíndice  $s$  representa la última etapa de un conjunto dado. Tenemos que las ecuaciones que gobiernan el modelo están dadas por:

**Balances de masa:**

*Totales*

$$L_{j-1} + V_{j+1} - V_j - L_j = 0 \quad \forall j \in SS \quad (\text{Ec. 7})$$

$$F + L_{j-1} + V_{j+1} - V_j - L_j = 0 \quad \forall j \in F \quad (\text{Ec. 8})$$

$$L_{j-1} + V_{j+1} - V_j - L_j - S_j^L - S_j^V = 0 \quad \forall j \in S \quad (\text{Ec. 9})$$

$$-L_j + V_{j+1} - D = 0 \quad \forall j \in C \quad (\text{Ec. 10})$$

$$L_{j-1} - V_j - W = 0 \quad \forall j \in R \quad (\text{Ec. 11})$$

Donde D es el producto destilado y W es el producto de fondo.

*Por componentes*

$$L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - V_jy_{i,j} - L_jx_{i,j} = 0 \quad \forall j \in SS \quad (\text{Ec. 12})$$

$$Fz_{i,j} + L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - V_jy_{i,j} - L_jx_{i,j} = 0 \quad \forall j \in F \quad (\text{Ec. 13})$$

$$L_{j-1}x_{i,j-1} + V_{j+1}y_{i,j+1} - V_jy_{i,j} - L_jx_{i,j} - S_j^L - S_j^V = 0 \quad \forall j \in S \quad (\text{Ec. 14})$$

$$-L_jx_{i,j} + V_{j+1}y_{i,j+1} - Dx_{i,j} = 0 \quad \forall j \in C \quad (\text{Ec. 15})$$

$$L_{j-1}x_{i,j-1} - V_jy_{i,j} - Wx_{i,j} = 0 \quad \forall j \in R \quad (\text{Ec. 16})$$

**Relaciones de equilibrio:**

$$y_{i,j} = \frac{K_{i,j} x_{i,j}}{1 + (K_{i,j})x_{i,j}} \quad \forall j \in U \quad (\text{Ec. 17})$$

**Sumatorias de fracciones molares:**

$$\sum_i y_{i,j} = 1 \quad \forall j \in U \quad (\text{Ec. 18})$$

$$\sum_i x_{i,j} = 1 \quad \forall j \in U \quad (\text{Ec. 19})$$

**Balances de energía:**

$$L_{j-1}H_{j-1}^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V - L_jH_j^L = 0 \quad \forall j \in SS \quad (\text{Ec. 20})$$

$$FH_j^F + L_{j-1}H_{j-1}^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V - L_jH_j^L = 0 \quad \forall j \in F \quad (\text{Ec. 21})$$

$$L_{j-1}H_{j-1}^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V - L_jH_j^L - S_j^LH_j^{SL} - S_j^VH_j^{SV} = 0 \quad \forall j \in S \quad (\text{Ec. 22})$$

$$-L_jH_j^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - DH_j^D + Q_D = 0 \quad \forall j \in C \quad (\text{Ec. 23})$$

$$L_{j-1}H_{j-1}^L - V_jH_j^V - WH_j^W + Q_W = 0 \quad \forall j \in R \quad (\text{Ec. 24})$$

La columna de destilación estudiada consta de 54 etapas totales incluyendo el condensador total y el rehervidor, que son considerados como la etapa 1 y 54 de la columna respectivamente. La columna cuenta con la corriente de alimentación única ubicada en la etapa 47, y tres salidas adicionales ubicadas en las etapas 12, 30 y 50. Teniendo esto en cuenta y habiendo definido los subconjuntos anteriormente, tenemos que:  $U = \{1, \dots, 54\}$ ,  $R = \{54\}$ ,  $C = \{1\}$ ,  $S = \{12, 30\}$   $SS = [\{2, \dots, 11\} \cup \{13, \dots, 29\} \cup \{31, \dots, 46\} \cup \{48, 49, 51, 52, 53\}]$ , y  $F = \{47\}$ .

El modelado del líquido fue considerado y el comportamiento no ideal fue descrito por la actividad. La no idealidad de la fase gaseosa se calculó mediante la ecuación de estado de Peng-Robinson.

La ecuación 17 relaciona las fracciones del componente  $i$  en la fase líquida y vapor donde el valor de  $K_{i,j}$  depende de la ecuación de equilibrio líquido-vapor elegida. Una formulación para el cálculo puede ser  $\Phi_i^L/\Phi_i^V$  (Steffen & da Silva, 2017):

$$K_{i,j} = \frac{\varphi_i^L}{\varphi_i^V} \quad (\text{Ec. 25})$$

Donde  $\varphi_i^L$  es el coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en la fase líquida y  $\varphi_i^V$  es el coeficiente de fugacidad del componente  $i$  en la fase vapor. Para el cálculo de los descritos coeficientes de fugacidad es necesario el uso de una ecuación de estado. En este trabajo se

utilizó el ya mencionado modelo de Peng-Robinson, ya que describe de forma efectiva las mezclas de hidrocarburos (Peng & Robinson, 1976).

#### 4.5.2.1. Algoritmo de solución

En un sistema de ecuaciones algebraicas, es necesario reconocer el número de incógnitas que posee el sistema, siendo así, deben existir el mismo número de ecuaciones para poder solucionar el sistema, de otro modo pueden existir infinitas soluciones o puede ser imposible de solucionar. Dada la naturaleza del sistema y el gran número de ecuaciones que se plantearon, resulta tedioso identificar si el sistema posee igual número de ecuaciones e incógnitas, siendo así, se realiza un análisis de grado de libertad, relacionando las variables de interés con las ecuaciones que permiten hallarlas, dicho análisis es presentado en la Tabla 2.

**Tabla 3.** Grados de libertad del sistema. Adaptado de (Steffen & da Silva, 2017)

Variable de interés	Numero de variables	Etapas en las que interviene	Ecuación para el calculo
Temperatura	u	u	Restricción de la suma de las fracciones de vapores
Flujo de vapor	u-1	2 hasta u	Balance de masa y energía
Flujo de liquido	u-1	1 hasta (u-1)	Balance de masa y energía
Flujos de salida laterales	3	3	la fracción de vapor de la corriente lateral para cada etapa
Fracciones molares en fase liquida	u*m	1 a u	Balances de masa
Fracciones molares en fase vapor	u*m	1 a u	Relación de fugacidad en cada etapa



Transferencia de calor	2	1 y u	Balance de energía en el condensador
Total	$u(3+2m)+3$	u	$u(3+2m)+3$

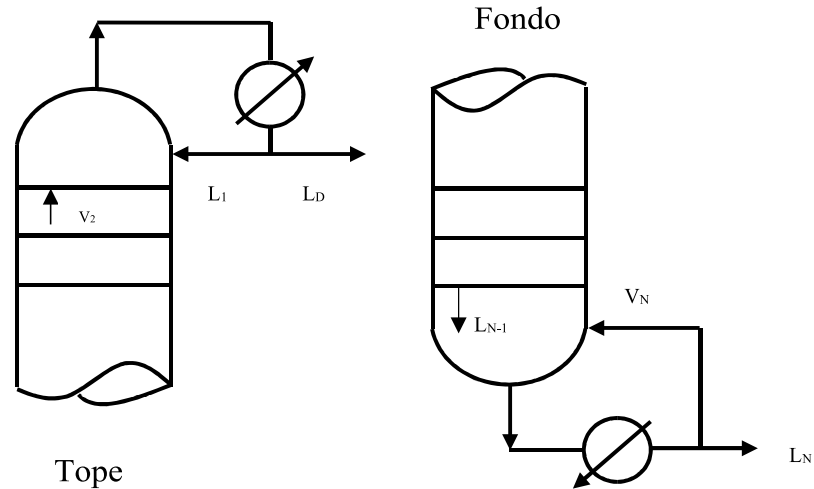
Donde m es el número de componentes. Para solucionar el sistema es necesario que se hayan establecido previamente al menos las siguientes especificaciones (Martinez & Rus, 2004):

- Temperatura, presión, condición y composición del flujo de alimentación
- Número total de etapas
- Relación de reflujo
- Localización de la etapa de alimentación
- Presión del sistema

Para solucionar el sistema de ecuaciones se utilizó la función “fsolve” de Matlab, el cual puede resolver simultáneamente ecuaciones no lineales.

### 4.5.3. Modelado y simulación de columna de destilación en estado dinámico

En la Figura 9, se representa la columna en sus zonas de tope y fondo.



**Figura 9.** Representación esquemática de Tope y Fondo de la columna

**Fuente:** tomada de Barboza & Diaz, 2013

Las siguientes apreciaciones fueron realizadas en base al modelo ECM propuesto por (Levy et al., 1969; Skogestad, 1992):

1. La acumulación de masa en fase vapor  $M_v = 0$ . (Skogestad, 1992).
2. La dinámica de la fase líquida es despreciada, es decir  $\frac{dM_L}{dt} = 0$ , es decir, la acumulación en la fase líquida es constante. (Levy et al., 1969). Skogestad reporta que se pueden obtener buenas estimaciones en la respuesta.

Se establece además que:

1. Todos los flujos de entrada y salida de la torre se encuentran en fase líquida
2. Alimentación en plato único que corresponde a la etapa
3. No hay pérdidas de calor en la columna de destilación

4. La acumulación de vapor en la columna es nula
5. Se considera que cada plato funciona con una eficiencia de 100%
6. El condensador es total, así que la composición de vapor que abandona la columna es la misma de la corriente de reflujo y destilado.

El modelado se encuentra definido para cada una de las zonas de la columna, rectificación, alimentación agotamiento, rehervidor, condensador total, teniendo en cuenta el balance de masa global, por componentes y el balance de energía. A partir de las anteriores consideraciones se plantearon los siguientes balances de materia y energía para las diferentes etapas de la columna.

A partir de las anteriores consideraciones se plantearon los siguientes balances:

### **Balances de materia**

Balance de masa global para un plato  $j$

$$\frac{d M_j}{dt} = L_{j-1} + V_{j+1} - L_j + U_j - V_j + W_j \quad (\text{Ec. 26})$$

Donde,  $M$  es la masa molar retenida en un plato  $j$ ,  $V$  es el flujo molar de vapor,  $L$  es el flujo molar de líquido,  $U$  es el flujo de líquido extraído a través una corriente lateral,  $W$  es el flujo de vapor extraído a través una corriente lateral.

Balance de masa por componente para una etapa  $j$

$$\frac{d(M_j x_{i,j})}{dt} = L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} - (L_j + U_j) x_{i,j} - (V_j + W_j) y_{i,j} \quad (\text{Ec. 27})$$

Para el modelo, se realiza la suposición de que en un tiempo  $t=0$ , la columna se encuentra en equilibrio hidrodinámico. Por tanto, la suma de los flujos másicos de entrada y salida son los mismos

Balance de masa global para la etapa de alimentación

$$\frac{d M_j}{dt} = F_j + L_{j-1} + V_{j+1} - L_j - V_j \quad (\text{Ec. 28})$$

$$\frac{d(M_j x_{i,j})}{dt} = F_j z_{i,j} + L_{j-1} x_{i,j-1} + V_{j+1} y_{i,j+1} - L_j x_{i,j} - V_j y_{i,j} \quad (\text{Ec. 29})$$

Balance de masa global para el condensador

Como se mencionó previamente, el condensador constituye la etapa 1 del sistema de destilación de crudo. Si hay condensación total de todos los componentes, se tiene que la acumulación estará dada por:

$$\frac{dM_1}{dt} = V_2 - L_1 - L_D \quad (\text{Ec. 30})$$

Balance de masa por componentes para el condensador

$$\frac{d(M_1 x_{i,1})}{dt} = V_2 y_{i,2} - L_1 x_{i,1} - L_D x_{i,1} \quad (\text{Ec. 31})$$

Balance de masa global para el Rehervidor

$$\frac{d M_{54}}{dt} = L_{53} - V_{54} - L_N \quad (\text{Ec. 32})$$

Balance de masa por componentes para el rehervidor

$$M_N \frac{d M_{54} x_{i,54}}{dt} = L_{i,53} x_{i,53} - V_{54} y_{i,54} - L_{54} x_{54} \quad (\text{Ec. 33})$$

### Balances de energía

Balance de energía para una etapa j

$$\frac{dMH_j^L}{dt} = L_{j-1}H_{j-1}^L - L_jH_j^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V \quad (\text{Ec. 34})$$

Balance de energía para la etapa 2

$$\frac{dMH_2^L}{dt} = L_R H_R^L - L_2 H_2^L + V_3 H_3^V - V_2 H_2^V \quad (\text{Ec. 35})$$

Balance de energía para plato j con side-stripping:

$$\frac{dMH_j^L}{dt} = L_{j-1}H_{j-1}^L - L_jH_j^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V - U_jH_j^L \quad (\text{Ec. 36})$$

Balance de energía para plato de alimentación

$$\frac{dMH_j^L}{dt} = L_{j-1}H_{j-1}^L - L_jH_j^L + V_{j+1}H_{j+1}^V - V_jH_j^V + F_jH_j$$

(Ec. 37)

Balance de energía para el condensador

$$\frac{dMH_C^L}{dt} = V_2H_2^V - L_{recirculado}H_R^L - L_{destilado}H_D^L - Q_{condensador}$$

(Ec. 38)

Balance de energía para el rehervidor

$$\frac{dMH_{54}^L}{dt} = L_{53}H_{53}^L - V_{54}H_{54}^V - L_BH_B^L + Q_{rehervido}$$

(Ec. 39)

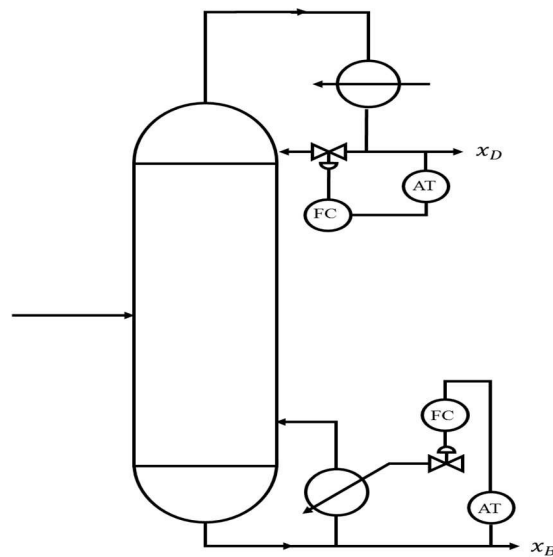
Relación de equilibrio no lineal

$$y_{i,j} = \frac{K_{i,j} x_{i,j}}{1+(K_{i,j})x_{i,j}} \quad \forall j \in U \quad (\text{Ec. 40})$$

#### 4.5.4. Estrategia de control multivariable feedback

Se planteó un sistema de destilación binaria posterior al sistema de destilación atmosférica de crudo, esto con el objetivo de concentrar la corriente lateral de producto extraída de la etapa 20. Este sistema de destilación tuvo como objetivo concentrar el producto de kerosenos (Jet) que fue retirado de esta corriente con trazas de Gasoil. En este sentido, se plantea una estrategia de control en la columna de destilación binaria para mantener las composiciones de los productos (fracciones molares del destilado y los fondos de la columna) de modo que se pueda garantizar la composición establecida del producto deseado.

Se estableció una estrategia de control multivariable de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO por sus siglas en inglés) por retroalimentación con desacoplo o descentralizado. Se trata de una estrategia de control multivariable compuesta por varios lazos locales de control. El sistema consta entonces de dos entradas y dos salidas, en donde las variables manipuladas fueron el reflujo en el condensador ( $L_r$ ), con cuya acción fueron controlados los efectos de las perturbaciones sobre la concentración del destilado y mediante la manipulación del flujo de vapor en el rehervidor ( $W_s$ ) se controló el efecto de las perturbaciones sobre la concentración de fondos. El sistema de control establecido fue simulado utilizando la herramienta de simulación en bloques Simulink de MATLAB. En la figura 10, se muestra el sistema de control para una columna de rectificación.



**Figura 10.** Sistema de control en unidad de destilación

#### 4.5.4.1. Simulación de los elementos de control

Se establecieron bloques que representan los elementos del sistema de control para lo cual se utilizan los modelos de simulación de cada uno de los instrumentos que conforman el sistema de control, los modelos planteados parten de:

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{1}{\tau s + 1} \quad (\text{Ec. 41})$$

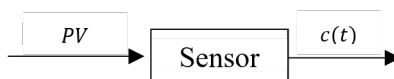
Donde  $Y(s)$  y  $X(s)$  representan las señales de salida y entrada de cada uno de los elementos y  $\tau$  la constante de tiempo. Para modelar a señal de salida, la función se organiza como:

$$\begin{aligned} (\tau s + 1) Y(s) &= X(s) \\ \tau s Y(s) &= X(s) - Y(s) \\ (s) &= 1/S [1/\tau ((s) - (s))] \end{aligned} \quad (\text{Ec. 42})$$

Este modelo se utiliza para en cada uno de los modelos de los elementos del sistema de control.

### Simulación de Sensor – Transmisor

Para el elemento de control sensor-transmisor, la señal de salida está dada por PV (señal proveniente de la medición) que representa la variable medida (en las unidades correspondientes), y  $c(t)$  representa la señal de salida del transmisor (%TO)



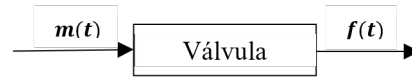
$$c(t) = \left(\frac{1}{S}\right) \left(\frac{1}{\tau_T}\right) (PV - c(t)) \quad (\text{Ec. 43})$$

### Simulación de válvula de control

Como elemento de control se estableció una válvula de control de caída de presión constante, este elemento tiene una señal de entrada  $m(t)$ , que corresponde a la salida del



controlador en %CO, y una señal de salida  $f(t)$ , que es flujo a través de la válvula, el modelo matemático de la válvula es expresado a continuación. Este modelo se emplea para la construcción del bloque de Simulink que represente este elemento dentro del sistema



$$w(t) = \frac{w_{max}f(t)}{100}$$

$$f(t) = \left(\frac{1}{s}\right) \left(\frac{1}{\tau_v}\right) (m(t) - f(t)) \quad (\text{Ec. 44})$$

$f(t)$ : Flujo de salida de la válvula

### Simulación de controladores por retroalimentación

Se estableció un controlador Proporcional – Integral, se programa el bloque del controlador en Simulink, en donde la señal de salida del controlador está representada por  $m(t)$ , que corresponde a la señal que ingresa a la válvula de control, la señal de entrada al controlador está representada por  $E$ , que corresponde a la señal de error, es decir, la diferencia entre el set point establecido y el valor leído de la variable.



$$\frac{m(t)}{E(t)} = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_I s}\right) = K_c \left(\frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s}\right)$$

$$\tau_I s m(t) = K_c E(t) (\tau_I s + 1)$$

$$\tau_I s m(t) + m(t) = K_c E(t) (\tau_I s + 1) + m(t)$$

$$m(t) = K_c E(t) + \frac{1}{\tau_I s + 1} m(t)$$

(Ec. 45)

## 5. RESULTADOS

### 5.1. SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EN ESTADO ESTABLE

Los datos del sistema, han sido proporcionados por la planta de la Refinería de Cartagena, por tanto, la solución del modelo está condicionada por las especificaciones y requerimientos de la planta. La columna de destilación posee 54 etapas, incluyendo el condensado y el rehervidor, siendo la primera y la última etapa respectivamente. La relación de reflujo es de 2. La corriente de alimentación es precalentada hasta la temperatura de 370 °C e ingresa a la columna en la etapa 47, la composición de la mezcla se ha especificado en la sección 4.5.1 (Reficar, 2020). La columna opera a presión atmosférica y es una columna de platos perforados. En el Anexo A, se muestra el diagrama de flujos planteado. En la Tabla 3, se muestran condiciones adicionales acerca de las especificaciones geométricas de la columna.

**Tabla 4.** Características torre de destilación. **Fuente:** Refinería de Cartagena

<b>Característica</b>	<b>Concepto</b>
Altura	178 ft
Diámetro interno	15 ft 6 in
Fluidos	Hidrocarburos
Etapas numeradas	De arriba a abajo
Diámetro de platos	15.5 ft
Espacio entre platos	24 in
Materiales	Monel- Acero al carbono

Habiendo definido las especificaciones necesarias para evaluar el modelo, los resultados que se obtienen se muestran a continuación:

Se realizó la caracterización del sistema en términos de la temperatura en los platos de la columna, siendo esta información de interés para reconocer el estado de la torre de

destilación. Con una tolerancia de  $1 \times 10^{-5}$  fueron necesarias 37 iteraciones para lograr la convergencia del sistema de ecuaciones. La naturaleza iterativa del método de solución en simultaneo hace necesaria una suposición inicial de los valores.

La columna de destilación de crudo se simuló en estado estacionario utilizando el software ASPEN HYSYS, la simulación se realizó aprovechando los cálculos que puede realizar el software gracias a su amplia librería. Esta simulación en estado estacionario, permite determinar el comportamiento del sistema bajo condiciones estacionarias y a su vez provee las bases para el desarrollo del modelo dinámico.

En la Figura 11, el perfil de temperatura en la columna del modelo de MATLAB es comparado con los resultados de una simulación en el software avanzado Aspen HYSYS®. Se observa una clara cercanía entre los dos perfiles, también, la tendencia de los perfiles puede ser descrita como similar. Sin embargo, en las etapas iniciales y finales, existen serias desviaciones entre los dos perfiles. Esto se debe a las diferencias que existen en los cálculos, que se atribuyen inicialmente al método de cálculo de la solución, mientras que HYSYS implementa el algoritmo del punto de burbuja para los cálculos, el modelado en Matlab resuelve de forma simultanea las ecuaciones que se alimenta. Otro punto a tener en cuenta es son las propiedades de los compuestos que participan en los modelos, y la forma de cálculo de las propiedades, siendo caracterizados previamente y pre-establecidos en HYSYS lo cual proporciona mayor precisión, frente a los cálculos en simultáneos en Matlab. Asimismo, la caída de presión, despreciable en el modelo, es una condición necesaria en HYSYS para la simulación. Por otro lado, al promediar el porcentaje de error de cada punto correspondiente a cada etapa, el error promedio es del 12 %, con valores mínimos calculados de 0,2 % correspondientes a las etapas centrales de la columna.

La Figura 11, también muestra la comparación de estos resultados con los de la planta de REFICAR. Es notable una pequeña diferencia entre las simulaciones y los datos experimentales. De forma general, los datos de las simulaciones resultan estar de acuerdo con los datos de la planta. Se evidencia que, la primera parte de ambos perfiles simulados,

correspondiente a las primeras etapas de la columna, muestran un buen ajuste con los datos experimentales. Se resalta que, en la zona media de la torre los datos de la simulación en MATLAB presentan mejor ajuste que los datos de HYSYS con los valores experimentales. Sin embargo, cercano al plato de alimentación, los datos se ajustan mejor al modelo simulado en HYSYS. La tendencia de estos resultados es comparable con los resultados obtenidos por (Lone & Ahmad, 2015) cuyo modelo, también desarrollado en Matlab, posee cercanía a los datos obtenidos por el software ChemSep Simulation, encontrando diferencias considerables al variar las condiciones de operación.

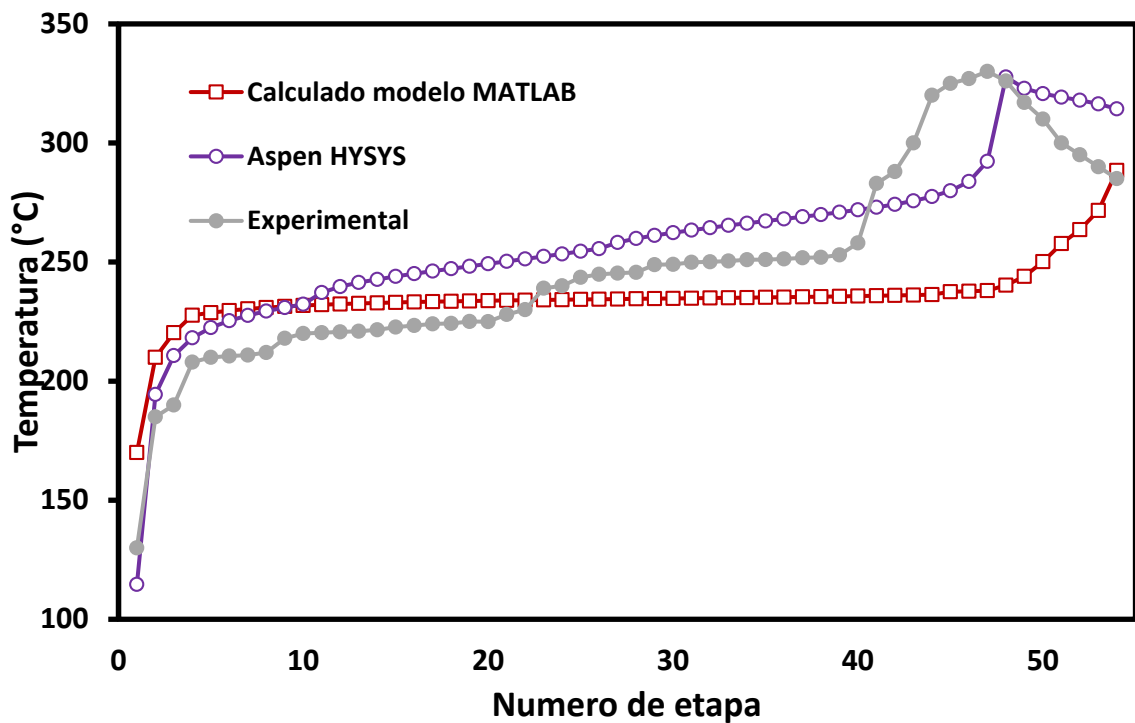
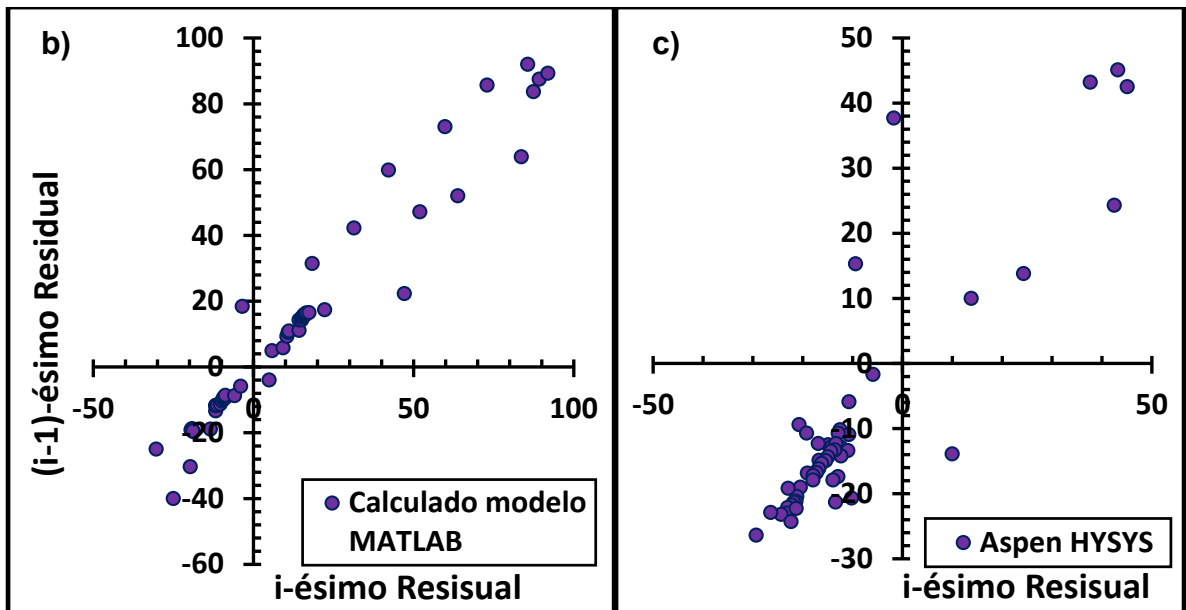
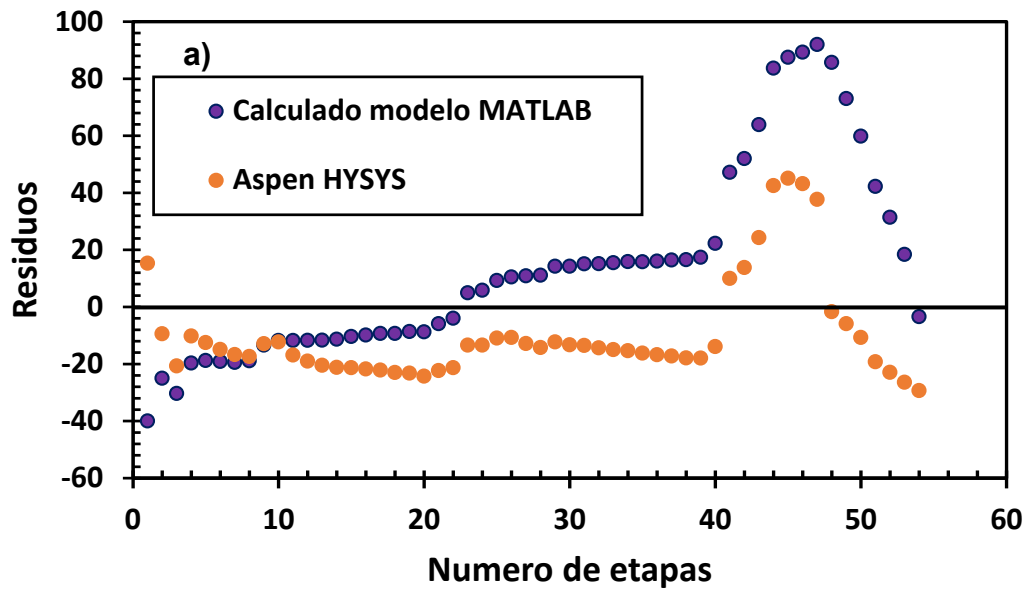


Figura 11. Perfiles de temperatura, comparación entre modelo MATLAB y Aspen HYSYS

Al obtener la diferencia entre los valores experimentales y los estimados por cada modelo, podemos realizar el análisis de residuales. En la figura 12, se presentan los gráficos de residuos para los resultados del modelo de simulado en MATLAB y Aspen HYSYS.



**Figura 12.** Graficas de residuales: a) distribuciones residuales, b) independencia de los términos de error modelo MATLAB c) independencia del error modelo Aspen HYSYS

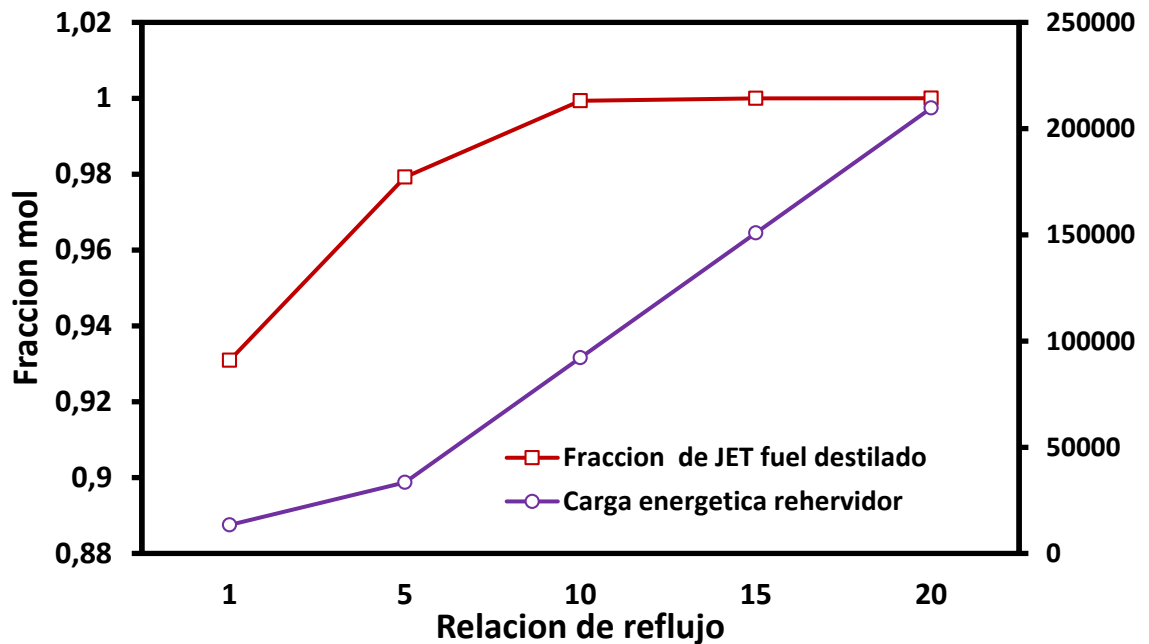
En la figura 12.a se presentan las distribuciones residuales para cada uno de los modelos. Como se evidencia, en ambos modelos aparece una variación horizontal alrededor del cero. Notamos, que la varianza para ambos modelos no es constante, siendo que, tiende a aumentar desde la etapa 40 a medida que se acerca a la etapa de alimentación (47). Los modelos, no

consideran efectos hidrodinámicos y geométricos de la torre, por tanto, dichos efectos en conjunto con que la torre posee una única entrada ocasiona un comportamiento real que dista de las respuestas obtenidas mediante las variables considerada para los modelos en esta zona de la torre. Se observan valores positivos y negativos para ambos modelos, siendo que, el modelo de MATLAB fue quien presento residuales mayores, con tendencia a sobreestimar los valores. No obstante, la varianza para el modelo de Aspen HYSYS. Para definir el mejor grado de ajuste entre los modelos, utilizamos el criterio de la independencia de los términos de error. En la figura 12.b y 12.c se aprecian los valores calculados para el modelo de MATLAB y Aspen HYSYS respectivamente. En este análisis los residuales más cercanos a cero indica residuales de menor magnitud. En el estudio, el modelo de MATLAB, presenta la nube con valores más próximos a cero, lo que revela que globalmente los residuales más pequeños se ajustan a los datos experimentales. Por otro lado, a diferencia del modelo de MATLAB el modelo de Aspen HYSYS, presenta valores en los cuadrantes II y IV, indicando que un residual puede estar precedido por otro de signo contrario, indicando sobre estimaciones o subestimaciones en determinadas secciones del modelo.

La condición de operación favorable para la concentración de salida de JET, se determinó en función de un análisis de variable. Para este análisis se viabilizaron las opciones que pueden llevarse a cabo en la empresa, tales como, cambios en las condiciones de la corriente de entrada, diámetro de la columna y relación de reflujo. Entonces, se determinó que la variable de relación de reflujo, es técnicamente viable y posee una mayor influencia sobre la calidad del producto repercutiendo directamente en la concentración del producto JET fuel en el destilado.

En la figura 13, se ilustra la dependencia de la concentración de JET fuel en el destilado y la carga energética del rehervidor requerida para dicha relación de reflujo. En la gráfica se muestra que los niveles mayores de pureza se alcanzan a mayores relaciones de reflujo. Pero, también es mayor el requerimiento energético en el rehervidor. Se hace necesario establecer entonces el criterio que conduce a una mayor concentración y a menor consumo energético del rehervidor. Siendo así, notamos que después de un valor de 10 para la relación de reflujo,

la concentración en el destilado no aumenta significativamente respecto a su valor anterior, en contraste, el requerimiento energético aumenta con una pendiente positiva, por tanto, para la condición favorable de operación se define como una relación de reflujo de 10, manteniendo los demás parámetros de operación como invariables. En la figura 14, se muestra el perfil de composición en la fase líquida del componente de interés, teniendo en cuenta cada etapa de la columna. Se aprecia que la concentración del JET fuel disminuye a medida que se aumenta en el número de platos. Como es de esperar, es notable que la mayor concentración de JET fuel se encuentra en el destilado y la menor concentración en los productos de fondo.



**Figura 13.** fracción mol en el destilado de Jet-Fuel (lado izquierdo). Requerimiento energético rehervidor (lado derecho).



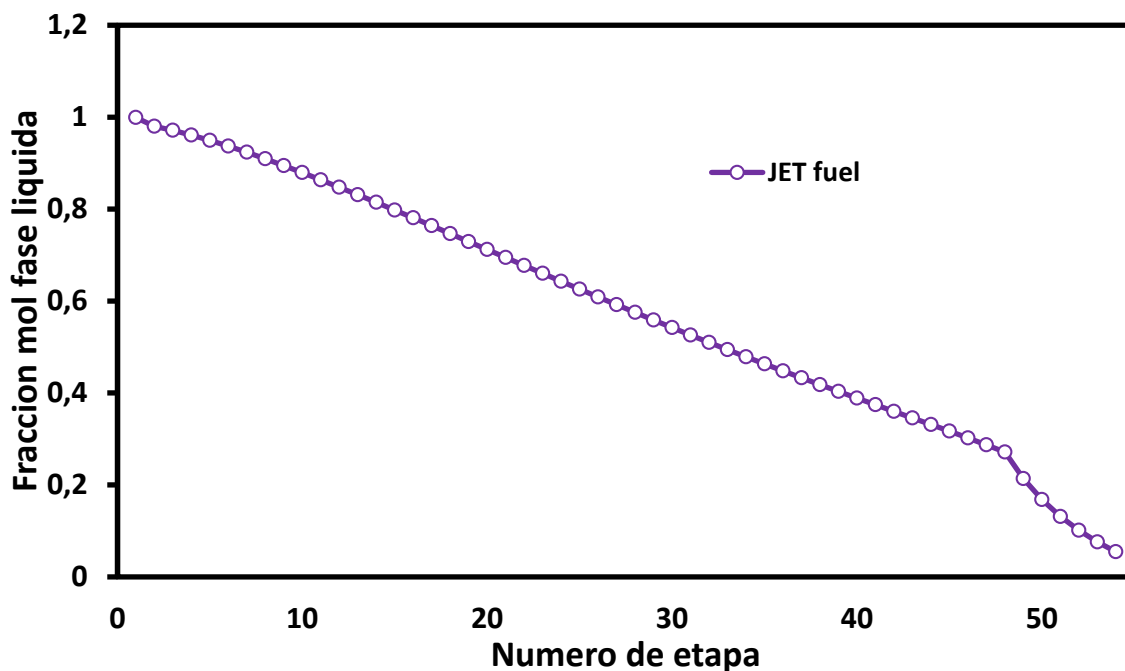


Figura 14. Perfil de concentración en la fase líquida

## 5.2. SIMULACIÓN DE LA COLUMNA DE DESTILACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

El modelo matemático dinámico del proceso de destilación requiere el tratamiento simultáneo de los balances de masa y energía dentro del sistema como detallado en las ecuaciones 26 a 39 de la sección de la metodología. Las condiciones de operación de la columna especificadas para la simulación corresponden a las obtenidas del modelado y simulación en estado estable que se obtuvieron previamente.

La simulación del sistema de destilación de crudo con los modelos establecidos anteriormente se realizó mediante un diagrama del proceso realizado en la herramienta SIMULINK de MATLAB, ver Anexos B y C, Modelo de Simulink. Para esta parte estudio, se trabajó con una sección de la torre técnicamente viable. Las respuestas de la sección trabajada, representan satisfactoriamente el modelo general. La técnica implementada, es comparable a la ejecutada por Ilyas Abid, 2015, modelando efectivamente una sección de la torre, siendo los resultados comparables y con escasa

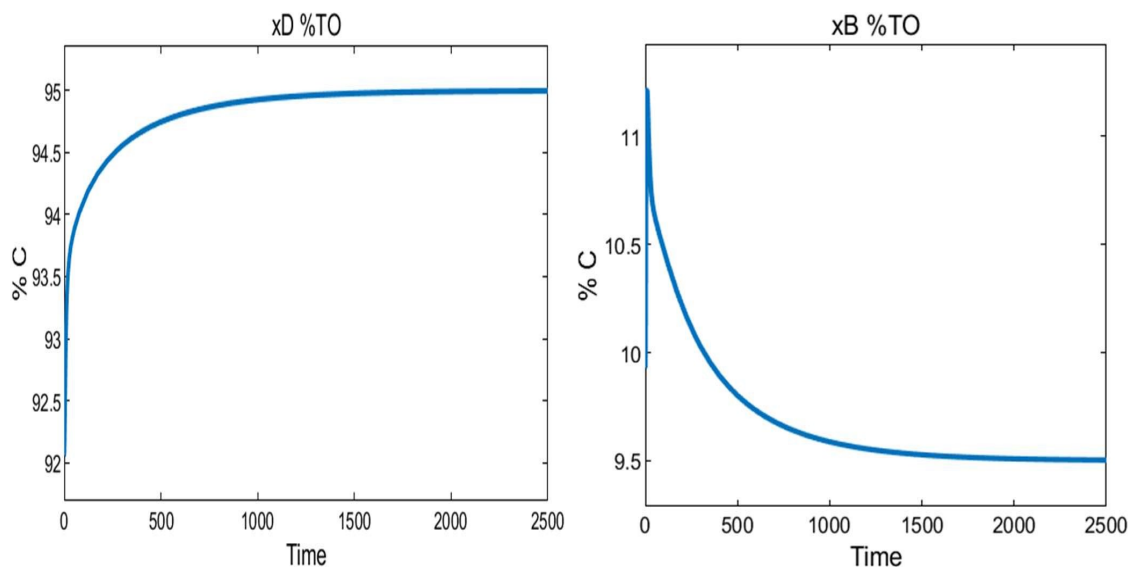
desviación de los resultados originales. Morales et al., 2012, han reportado las propiedades del crudo que se alimenta en la simulación, en la Tabla 4, se muestra el reporte de los autores.

**Tabla 5.** Assay Crudo Caño limón. **Fuente:** Tomado de (Morales et al., 2012)

ANALISIS	Crudo	Nafta	kerosene	Aceite liviano	ACPM Liviano	ACPM Medio	ACPM Pesado	Crudo reducido	Fondo
	T(°C)	152-199	199-249	249-315	371-427	427-482	482-540	371,1+	540+
API 15,6°C	29,1	51,1	43,5	36,8	26,5	23,6	19,5	15,3	5,2
Azufre (%p)	0,504	<0,015	0,025	0,170	0,547	0,635	0,826	0,875	1,260
RCC (%p)	5,241				<0,1	<0,1	0,96	10,716	29,941
RVP (Pa)	8961	3860							
Pto. Fluidez (°C)	-3		<-30	-18	30	42	56	27	105
Ins n-C7 (%p)	3,49				0,038	0,024	0,073	9,21	19,78
Ins n-C5 (%p)									
Factor K (UOP)	11,94	11,97	11,89	11,91	11,91	11,93			
Índice V50	20,62		4,34	10,82	22,23	26,04	31,13	35,30	49,50
Cenizas (%p)	0,012							0,201	

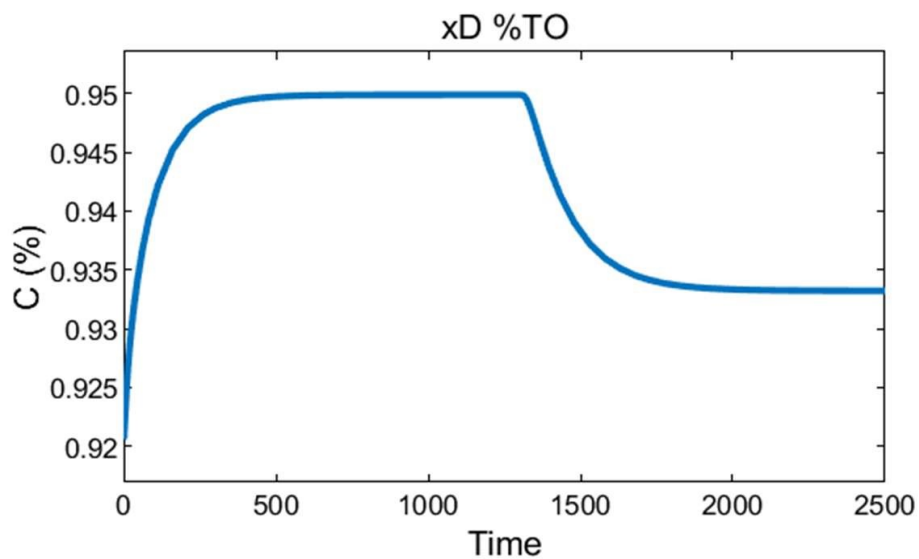
### 5.3. SIMULACIÓN DINÁMICA DEL SISTEMA DE DESTILACIÓN SIN SISTEMA DE CONTROL

Las Figura 15 a) y b), representan el desempeño del sistema de destilación, sin la presencia de algún tipo de perturbación ni sistema de control, asimismo, se implementó la relación de reflujo de 10, que fue calculada en el primer objetivo. Aquí se observa como bajo estas condiciones la concentración de salida de Jet en la corriente de destilado (fracción molar) alcanza la estabilidad luego de alrededor 800 min de iniciada la simulación.

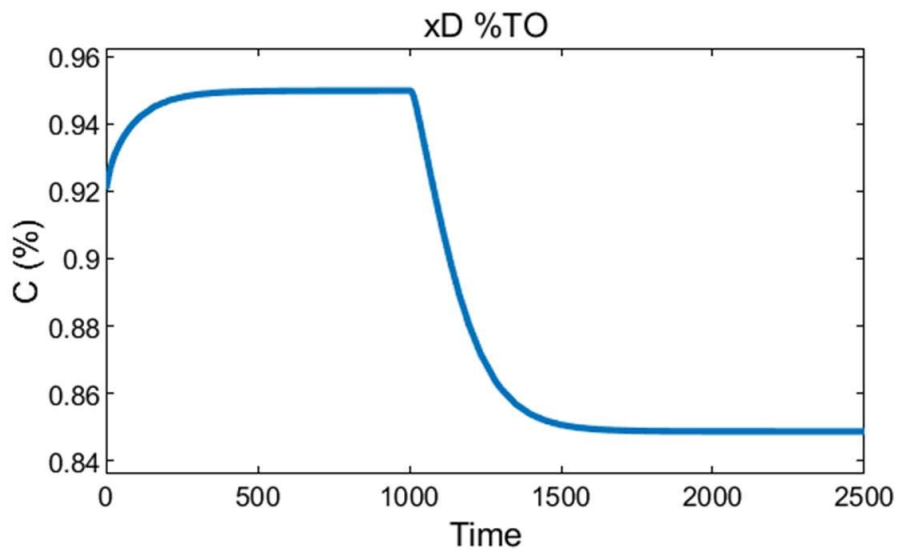


**Figura 15.** Comportamiento del sistema de destilación en estado estable. Fracción de Jet que se retira por las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) fondos ( $x_B$ )

Por otro lado, las Figura 16 y 17 representan el comportamiento del sistema ante la entrada de una perturbación, asociadas al flujo y concentración de JET en la corriente de alimentación respectivamente. Se pudo determinar cómo una vez alcanzado el equilibrio del sistema, el ingreso de estas dos perturbaciones condujo a disminuir la fracción de JET en la corriente extraída como destilado, siendo más sensible al efecto de cambio en la concentración de JET en la corriente de alimentación. Los cambios en el sistema fueron realizados a un  $t=1300$  min. La disminución observada en la concentración de salida de JET debido al cambio en el flujo de la corriente de alimentación se debe al fenómeno de sobrecarga. El aumento en el flujo de entrada provoca un aumento de la concentración de JET en la sección de agotamiento de la columna, el flujo de la fase vapor que sube por la columna se ve impedido por mayor cantidad de fase líquida, reflejando una disminución en la concentración de JET en la sección de rectificación. Misma disminución en la sección de enriquecimiento se produce por la disminución en la concentración de JET en la corriente de alimentación, debido a la reducción en la cantidad del componente y el inherente aumento de los compuestos no deseados. Este mismo comportamiento también es reportado por (Alzate, 2010).



**Figura 16.** Efecto del incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$  min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ).

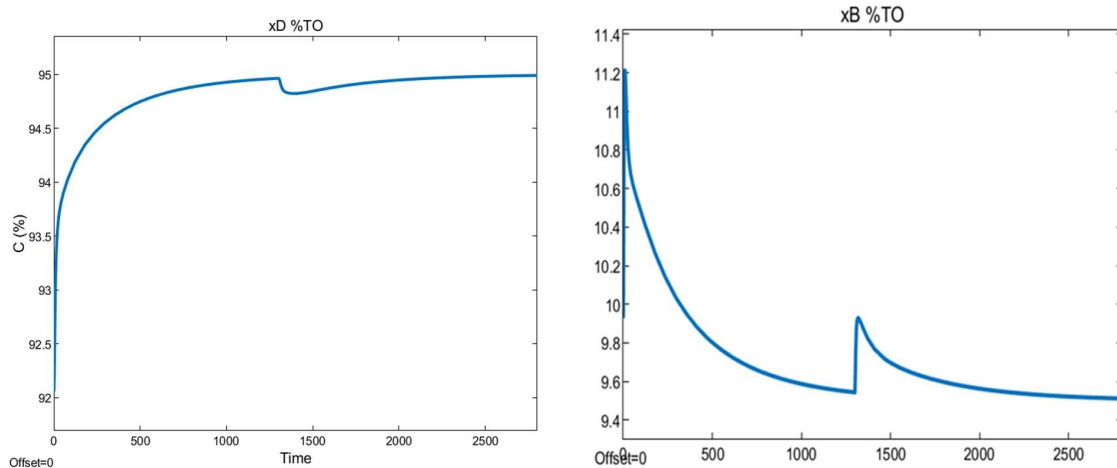


**Figura 17.** Efecto de la disminución 10% en la concentración de Jet en la corriente de alimentación ( $t = 1300$  min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ).

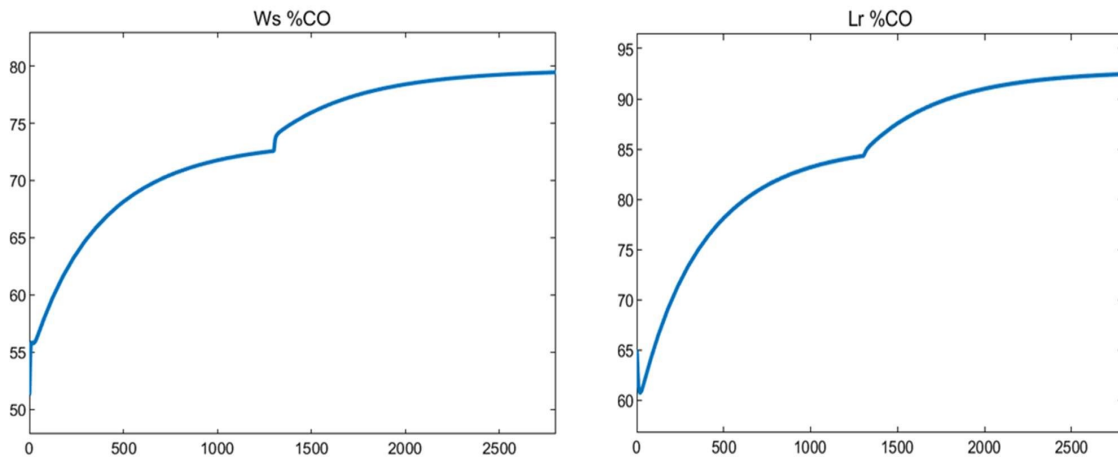
## 5.4. ESTRATEGIA DE CONTROL FEEDBACK SOBRE SISTEMA DE DESTILACIÓN

Los resultados que a continuación se presentan incluyen el comportamiento dinámico de la columna de destilación binaria para la separación de la mezcla Jet-Fuel oil bajo el efecto de perturbaciones del flujo de alimentación y la concentración de esta corriente usando un sistema de control por retroalimentación (feedback) con controlador PI.

Las Figura 18 a) y b), muestran el desempeño del sistema de control ante un cambio escalón en el flujo de la corriente de alimentación. Al minuto 1300 de la simulación, en la figura se observa como el incremento escalón del flujo de alimento condujo a un ligero descenso en la fracción de JET-Fuel en el destilado, que fue corregido por el sistema de control instalado que lo llevó hacia la referencia establecida. De igual manera, se generó un incremento en la fracción de fondos como resultado de la perturbación, las cuales fueron corregidas mediante la acción de los elementos de control establecidos. Las Figura 19 a) y b), muestran como la perturbación condujo a un incremento del flujo de vapor en el rehervidor y el flujo de reflujo al condensador. Este comportamiento es de acuerdo a lo esperado, debido al aumento en el flujo en la sección de agotamiento que exige mayor alimentación en las unidades de intercambio de calor en la columna.

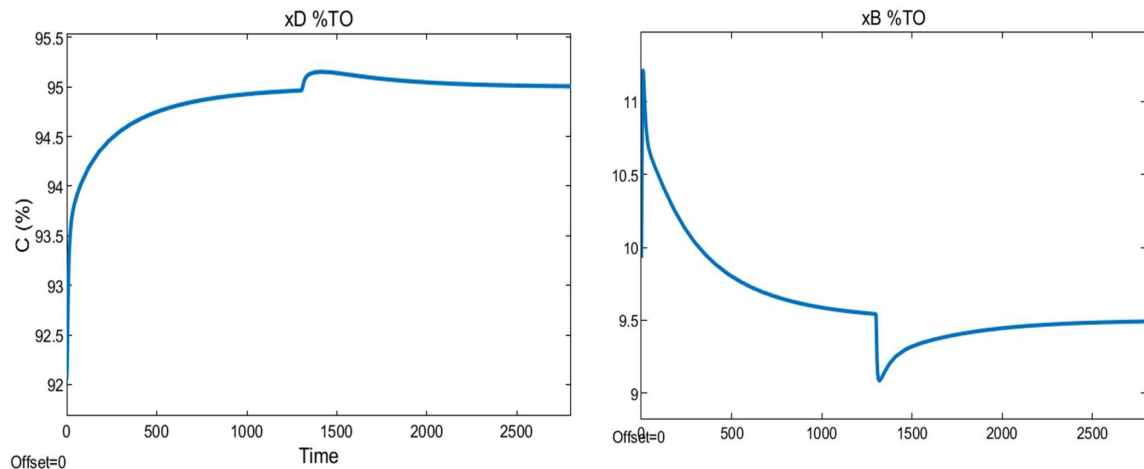


**Figura 18.** Efecto del incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$  min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) residuo ( $x_B$ ).

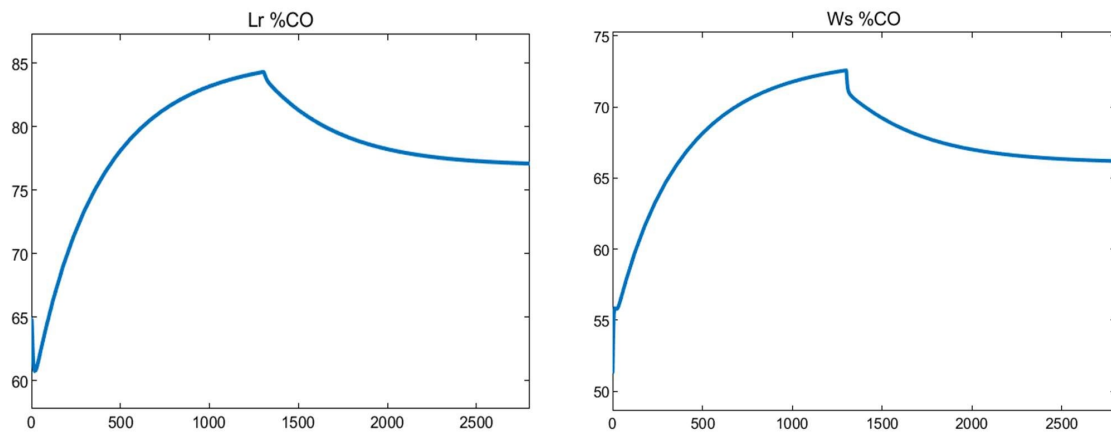


**Figura 19.** Respuesta del sistema de control al incremento 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$  min), acción sobre flujos de vapor alimentado al a) rehervidor ( $W_s$ ) y b) relación de reflujo ( $L_r$ ).

Por su parte una disminución de este flujo de alimentación condujo a un incremento en la fracción de Jet en el destilado, así como a un descenso más rápido en la fracción de fondos, como se observa en las Figura 20 a) y b). De la misma manera, tal como se muestra en las Figura 21 a) y b) se evidencia una disminución en los flujos de relación de reflujo y vapor alimentado al rehervidor, reforzando la existente dependencia de estas variables ante cambios en el flujo de entrada, disminuyendo sus valores, ante una disminución en el flujo de alimentación.

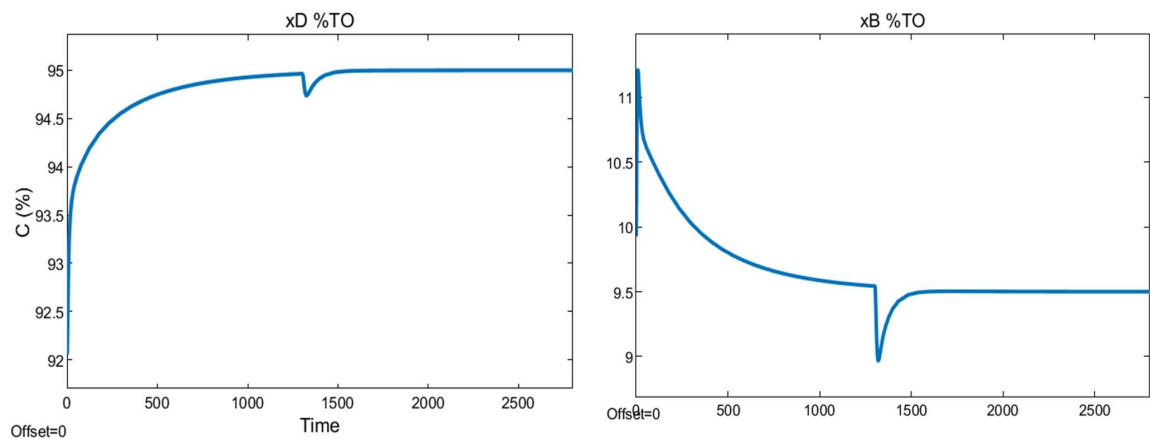


**Figura 20.** Efecto de la disminución 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$  min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de a) destilado ( $x_D$ ) y b) residuo ( $x_B$ ).

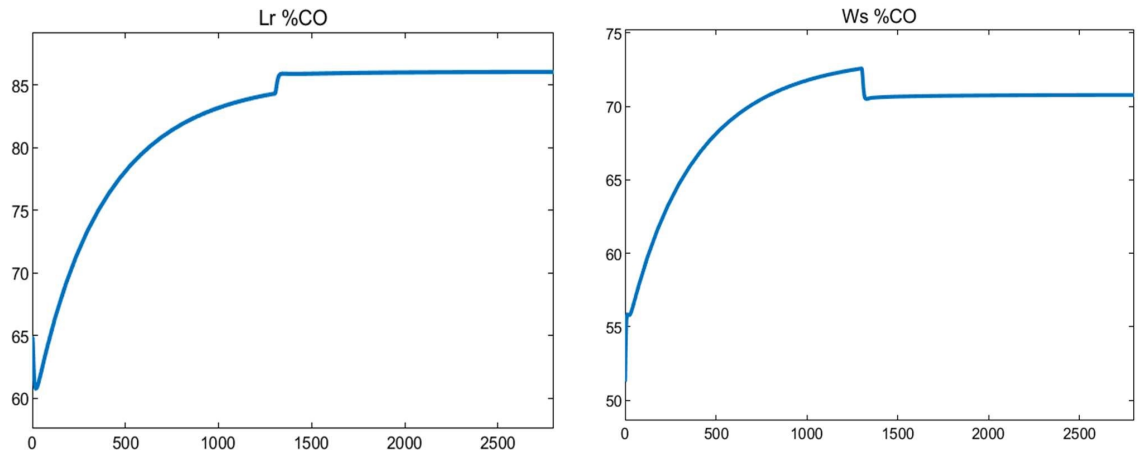


**Figura 21.** Respuesta del sistema de control a la disminución de 10% del flujo de alimentación ( $t = 1300$  min), acción sobre flujos de a) relación de reflujo ( $L_r$ ) y b) vapor alimentado al rehervidor.

Considerando por otro lado el efecto de la variación de la fracción molar de JET en la corriente de alimentación, con un cambio escalón de -10%, a los 1300 min, tal como se muestra en la Figura 22 a) y b). Se puede observar cómo se produce la disminución de la fracción del Jet tanto en el destilado como en el producto de fondos que lleva a las corrientes a alejarse del set point establecido, lo que conduce a los respectivos elementos de control a incrementar el flujo de reflujo hacia la columna con el fin de incrementar la fracción en el destilado y de igual manera a disminuir el flujo de vapor en el rehervidor para alcanzar el set point establecido para la fracción de fondos, Figura 23 a) y b) respectivamente.



**Figura 22.** Efecto de la disminución 10% en la concentración de Jet en la corriente de alimentación ( $t = 1300$  min) sobre la fracción de Jet en las corrientes de destilado ( $x_D$ ) y residuo ( $x_B$ ).



**Figura 23.** Respuesta del sistema de control a la disminución de 10% de la fracción de alimentación ( $t = 1300$  min) acción sobre flujos de a) relación de reflujo ( $L_r$ ) y b) vapor alimentado al rehervidor.

En la Tabla 5, se resume el tipo de controlador utilizado, las variables controladas, las variables manipuladas, y la perturbación.

**Tabla 6 .** Resumen de controladores, variable de proceso y variable controlada

Controlador	Variables Controladas	Variables Manipuladas	Perturbación	$K_c$	$T_i$
PI	Fracción de Jet-Fuel en destilado	Relación de reflujo	Flujo de alimentación	13,6	32,8
	Fracción de Jet-Fuel en residuos	Vapor alimentado al rehervidor	Flujo de alimentación	9,4	7,5

Notamos que el controlador adoptado en cada simulación efectivamente mantiene la variable dentro de los límites permitidos (no mayor a 5 %) sin embargo en varias respuestas en la zona de fondo las desviaciones son considerables (mayores a 5 %). Los resultados obtenidos son similares con (Patrascioiu, 2019), quien obtiene valores de desviación menores al 5 % implementando una estrategia de control feedback- feedforward, en esta investigación se prescinde del controlador feedforward para obtener resultados similares, reduciendo recursos en el sistema de control.



## 6. CONCLUSIONES

El modelo y simulación en estado estacionario de la columna de destilación de crudo bajo todas las consideraciones establecidas condujo a resultados aproximados a los datos experimentales. El modelo que se planteó y solucionó es convergente, obteniendo el perfil de la temperatura de dentro de la columna de destilación, cuyos resultados son una excelente aproximación al compararlo con los resultados de un software especializado, cuya diferencia promedio en los valores es de 12%, comparable a la reportada en la literatura que rondan el 20 % (Steffen & da Silva, 2017). El análisis de residuales realizado con respecto a los datos experimentales, evidencia una menor correlación serial para el modelo de MATLAB, presentando la nube de datos más próximos a la coordenada (0,0). No obstante, la selección del modelo no debe estar limitada solo a criterios estadísticos, ya que algunas condiciones del sistema no están satisfechas, dando razón a la discrepancia en algunos resultados. El análisis realizado sugiere que la concentración de JET-Fuel en el destilado es sensible a la relación de reflujo, estableciendo mediante un análisis de sensibilidad la condición favorable de operación a una razón de reflujo de 10, manteniendo la alimentación en la etapa 47 a 370 °C, sin embargo, las consideraciones realizadas ignoran la hidrodinámica del sistema, siendo esto consecuencia de las ecuaciones de MESH.

Un modelo fue desarrollado para caracterizar la columna de destilación en estado no estacionario, modelando una sección de la columna técnicamente viable, cuyos resultados poseen una variación mínima del sistema general, en cambio, la reducción en gasto computacional es remarcable, haciendo el sistema fácilmente aplicable en condiciones reales y en procesadores de baja potencia, siendo esta característica exigida dado la colaboración con el sector industrial de la presente investigación. El modelo dinámico del sistema responde a cambios producidos en el transcurso de la simulación. Se pudo comprobar la respuesta dinámica de la concentración de Jet-Fuel, cuyo primer segmento corresponde a la condición de estado estable y durante la simulación se verifica

el cambio en los valores debido a las perturbaciones en el sistema. Este comportamiento es acorde con lo desarrollado por (Alzate, 2010; Zatonkiy et al., 2017).

La implementación de un sistema de control MIMO por retroalimentación (feedback) para el sistema generado enfocado hacia el corte lateral de la columna de destilación para la extracción de Keroseno (Jet), en el que se estableció un controlador proporcional – Integral, permitió determinar el buen desempeño de ambos lazos de control sobre los productos deseados ante la aparición de perturbaciones en el sistema. Se observó que el sistema presenta una dinámica lenta (hasta 200 minutos) para alcanzar la condición estable, lo cual permite ver la evolución del comportamiento del sistema.

## 7. RECOMENDACIONES

Existen varios aspectos que deben tenerse en cuenta en futuras investigaciones a raíz de este trabajo, los cuales se señalan a continuación:

- El modelo matemático de nuestra columna es un modelo apto para las diferentes estrategias de control que se puedan aplicar a un proceso de destilación fraccionada en la industria del petróleo. Sin embargo, este se puede optimizar teniendo en cuenta otros aspectos, si se hace un enfoque detallado tanto en el condensador como en el rehervidor y teniendo en cuenta el calor perdido hacia los alrededores. También ajustando algunos parámetros como la eficiencia de Murphree, de los cuales se tiene cierta incertidumbre. Asimismo, las discrepancias observadas en algunas etapas de la columna, pueden ser aminoradas considerando los efectos hidrodinámicos y geométricos de la torre.
- El modelo no lineal en este trabajo se enfocó en las condiciones de calidad (concentración) del corte de JET. Se recomienda realizar un planteamiento en función de la dieta del crudo alimentado, en el cual se puede realizar el estudio con base al tipo de crudo que entra a la torre.
- En este trabajo se muestra cómo se implementa la estrategia de control Feedback para el control de un sistema multivariable en la columna, quedando como un trabajo futuro la implementación de una estrategia combinada Feedforward – Feedback, que permita disminuir mucho más el efecto de los disturbios en la composición del JET, teniendo en cuenta aspectos de viabilidad económica.
- Realizar la implementación y validación del sistema de control multivariable modelado y simulado en la presente investigación, en la planta de producción de la empresa REFICAR.

## REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Abdullah, Z., Ahmad, Z., & Aziz, N. (2011). Multiple input-single output (MISO) Feedforward Artificial Neural network (FANN) models for pilot plant binary distillation column. *Proceedings - 2011 6th International Conference on Bio-Inspired Computing: Theories and Applications, BIC-TA 2011*, 157–160. <https://doi.org/10.1109/BIC-TA.2011.21>
- Aguirre, S. (2005). Diseño de la Operacion y el Control para Columnas de Destilacion Binarias por Lotes. In *Universidad Autonoma Metropolitana*. [https://www.m-culture.go.th/mculture\\_th/download/king9/Glossary\\_about\\_HM\\_King\\_Bhumibol\\_Aduyadej's\\_Funeral.pdf](https://www.m-culture.go.th/mculture_th/download/king9/Glossary_about_HM_King_Bhumibol_Aduyadej's_Funeral.pdf)
- Alzate, A. (2010). *Modelado y control de una columna de destilación binaria*.
- Anaya, M., Benitez, V., Pacheco, J., & Montañño, F. (2014). Diseño de Controladores P, PI y PID para el comportamiento Dinamico de un Servo-sistema Hidraulico, Basado en Desarrollo Experimental. *Epistemus*, 13–21.
- Anh, C. M., & Olteanu, M. (2018). Specific Problems of the Propylene-Propane Distillation Column Control with Heat Pump. *2018 10th International Conference on Electronics, Computers and Artificial Intelligence (ECAI)*, 1–8.
- Assandri, A. D., Prada, C. De, Rueda, A., & Luis, J. (2013). Control Engineering Practice Nonlinear parametric predictive temperature control of a distillation column. *Control Engineering Practice*, 21(12), 1795–1806. <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2013.09.004>
- Astrom, J., & Murray, R. (2008). Feedback Systems : An Introduction for Scientists and Engineers . Feedback Systems : An Introduction for Scientists and Engineers. *Chicago Journals*, 83(4), 20–21.
- Barboza, A., & Diaz, J. (2013). Modulo Tutorial para el Estudio de una Torre de Destilacion Fraccionada a Escala Piloto: Modelado y simulación. In *Universidad de Cartagena* (Vol. 1, Issue 1). <https://doi.org/10.11113/jt.v56.60>

- Blanco, J. (2011). *Automatizacion y Control Regulatorio de una Columna de Destilación Extractiva a Nivel Planta Piloto para la Produccion de Etanol Anhidro.*
- Bukhtoyarov, V., Tynchenko, V., Petrovsky, E., Zhukov, V., Kukartsev, V., & Bashmur, K. (2019). Adaptive robust control of oil and gas production objects. *Journal of Physics: Conference Series*. <https://doi.org/10.1088/1742-6596/1353/1/012056>
- Burckley, P., Luyben, W., & Shunta, J. (1985). *Desing of Distillation Column Control Systems.*
- Chang, J., & Yu, C.-C. (1990). The Relative Gain for Non-square Multivariable System. *Chemical Engineering Science*, 45(55), 1309–1323.
- Handoko, A. S. (2018). Mini Distillation Column Control Using Model Predictive Control. *2018 International Conference on Computer, Control, Informatics and Its Applications (IC3INA)*, 134–139.
- Haura, A. La, Qanitatun, K., & Sutikno, J. P. (2017). Re-refinery Used Oil Vacuum Distillation Column Control by using Internal Model Control. *CHEMICAL ENGINEERING TRANSACTIONS*, 56, 1471–1476. <https://doi.org/10.3303/CET1756246>
- Ilyas Abid, F. (2015). Optimal operation and control of four product dividing-wall (Kaibel) Distillation Column. [http://www.ghbook.ir/index.php?name=مجموعه مقالات دومین هم اندیشی سراسری رسانه تلویزیون و سکو لاریسم &option=com\\_dbook&task=readonline&book\\_id=13629&page=108&chkhashk=03C706812F&Itemid=218&lang=fa&tmpl=component](http://www.ghbook.ir/index.php?name=مجموعه مقالات دومین هم اندیشی سراسری رسانه تلویزیون و سکو لاریسم &option=com_dbook&task=readonline&book_id=13629&page=108&chkhashk=03C706812F&Itemid=218&lang=fa&tmpl=component)
- Iqbal, A., & Akhlaq, S. (2019). Journal of King Saud University – Engineering Sciences Appropriate selections of distillation column control variable to improve integrating material recycle response. *Journal of King Saud University - Engineering Sciences*, 31(2), 106–113. <https://doi.org/10.1016/j.jksues.2018.08.001>
- James, A., Suresh, N., & Vinothkumar, C. (2014). Distillation Column Control Using DCS. *Internacional Conference on Control*, 1355–1360.
- Kurman, K. (1986). Feedback Control : Theory and Design. *Pergamon Journals*, 22(6), 761–762.
- Levy, R., Foss, A., & Grens, E. (1969). Response Modes of a Binary Distillation Column.

- I&EC Fundamentals*, 8(4), 765–776.
- Lone, S., & Ahmad, S. A. (2015). Modeling and simulation of a distillation column using matlab. *Internacional Journal of Engineering Research and Science & Technology*, 2(4), 1–15.
- López, D. C., Hoyos, L. J., Mahecha, C. A., Arellano-Garcia, H., & Wozny, G. (2013). Optimization model of crude oil distillation units for optimal crude oil blending and operating conditions. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 52(36), 12993–13005. <https://doi.org/10.1021/ie4000344>
- Lorenzo, D., Perez-galvan, C., Triana, C., & Santos, A. (2016). Modelling of a Reactive Distillation in the production process of high purity Cyclohexanone to produce caprolactam. In *26th European Symposium on Computer Aided Process Engineering* (Vol. 38). Elsevier Masson SAS. <https://doi.org/10.1016/B978-0-444-63428-3.50034-5>
- Martinez, P., & Rus, E. (2004). Operaciones de Separacion en Ingenieria Quimica. In *Pearson*.
- Mishra, P., Kumar, V., & Rana, K. P. S. (2015). A fractional order fuzzy PID controller for binary distillation column control. *Expert Systems With Applications*, 42(22), 8533–8549. <https://doi.org/10.1016/j.eswa.2015.07.008>
- Morales, G., Mahecha, C., & Navas, G. (2012). Ajuste de curvas de propiedades de crudos : nueva metodología e implementación en el módulo CrudeExpert Fitting crude oil property curves : new methodology and implementation into the CrudeExpert program. *Revista Ion*, 25(2), 29–37.
- Nicolae, N., Popescu, M., & Patrasciou, C. (2019). Implementation of Advanced Process Control in Refineries. *2019 23rd International Conference on System Theory, Control and Computing (ICSTCC)*, 95–100. <https://doi.org/10.1109/ICSTCC.2019.8885801>
- Orozco, G., Gil, I. D., Go, R., & Castrello, T. (2009). Using Process Simulators in the Study , Design , and Control of Distillation Columns for Undergraduate Chemical Engineering Courses. *Revista Unal*, 621–630. <https://doi.org/10.1002/cae.20345>
- Osolale, F., & Zhang, J. (2015). Distillation Control Structure Selection for Energy-Efficient Operations. *Chemical Engineering Technogy*, 38(5), 907–916. <https://doi.org/10.1002/ceat.201400707>

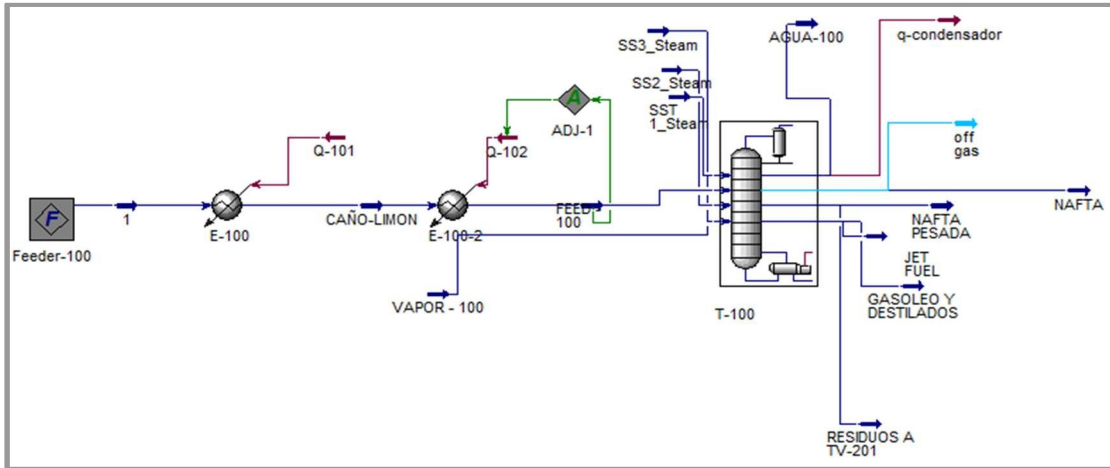
- Padhy, S., Panda, S., & Mahapatra, S. (2017). Engineering Science and Technology , an International Journal A modified GWO technique based cascade PI-PD controller for AGC of power systems in presence of Plug in Electric Vehicles. *Engineering Science and Technology, an International Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.jestch.2017.03.004>
- Parmar, K., Dash, S., Patil, S., & Garimella, P. (2019). Change in Distillation Column Control Abstract: *Chemical Product and Process Modeling*, 1–11. <https://doi.org/10.1515/cppm-2019-0099>
- Patrascioiu, C. (2019). Robust Control of Benzene Distillation Column. *2019 22nd International Conference on Control Systems and Computer Science (CSCS)*, 97–102. <https://doi.org/10.1109/CSCS.2019.00024>
- Peng, D., & Robinson, D. B. (1976). A New Two-Constant Equation of State. *Ind. Eng. Chem., Fundam*, 15(1), 59–64.
- Porru, M., Baratti, R., & Alvarez, J. (2014). Feedforward-feedback control of an industrial multicomponent distillation column. In *IFAC Proceedings Volumes* (Vol. 47, Issue 3). IFAC. <https://doi.org/10.3182/20140824-6-ZA-1003.01780>
- Porru, M., Baratti, R., & Alvarez, J. (2015). Energy Saving through Control in Industrial Multicomponent Distillat. *IFAC-PapersOnLine*, 48(8), 1138–1143. <https://doi.org/10.1016/j.ifacol.2015.09.121>
- Prodanović, S. L., Nedić, N. N., Filipović, V. Ž., & Dubonjić, L. M. (2017). Modified approach to distillation column control. *Hem. Ind.*, 71(3), 183–193.
- Raimondi, A., Favela-contreras, A., Beltrán-carbajal, F., Piñón-rubio, A., Luis, J., & Peñalizondo, D. (2015). Control Engineering Practice Design of an adaptive predictive control strategy for crude oil atmospheric distillation process. *Control Engineering Practice*, 34, 39–48. <https://doi.org/10.1016/j.conengprac.2014.09.014>
- Reyes, J. (1998). *Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente. Cálculo del reflujo mínimo*.
- Ricardo, R. (2011). Petroleum refining. *Atlantic Internacional University*.
- Sharma, N., & Singh, K. (2010). Control of Reactive Distillation Column: A Review. *Internacional Journal of Chemical Reactor Engineering*, 8.
- Skogestad, S. (1992). Dynamics and Control of Distillation Columns - A Critical Survey.

- IFAC Proceedings Volumes*, 25(5), 11–35. [https://doi.org/10.1016/S1474-6670\(17\)50966-0](https://doi.org/10.1016/S1474-6670(17)50966-0)
- Steffen, V., & da Silva, E. (2017). Steady-State Modeling of Equilibrium Distillation. *Intech*, 1–28.
- Torres, J. (2016). *Estudio de Caso: Operacion Optima de Columna de Destilación Adiabatica y Diabatica Basada en Analisis de Exergía*.
- Wang, K., Chen, J., & Song, Z. (2017). Data-driven sensor fault diagnosis systems for linear feedback control loops. *Journal of Process Control*, 54, 152–171. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2017.03.001>
- Willems, J. C. (1982). Feedforward control , PID control laws , and almost invariant subspaces \*. *Systems & Control Letters*, 1(4), 0–5.
- Yang, R., Liu, C., Wang, Y., Hou, H., & Fu, L. (2016). A Comprehensive Review of Micro-Distillation Methods. *Chemical Engineering Journal*. <https://doi.org/10.1016/j.cej.2016.11.041>
- Zatonskiy, A. V, Tugashova, L. G., Alaeva, N. N., & Gorshkova, K. L. (2017). Controlling the Oil Rectification Process in a Primary Oil Refining Unit Using a Dynamic Model. *Petroleum Chemistry*, 57(12), 1121–1131. <https://doi.org/10.1134/S0965544117100206>
- Zhang, D., & Liu, G. (2017). Integration of heat exchanger network considering the pressure variation of distillation column. *Applied Thermal Engineering*, 116, 777–783. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2016.12.091>
- Zhang, Z., Wu, Z., Rincon, D., & Christofides, P. D. (2019). Real-Time Optimization and Control of Nonlinear Processes Using Machine Learning. *Mathematics*, 7, 1–25. <https://doi.org/10.3390/math7100890>

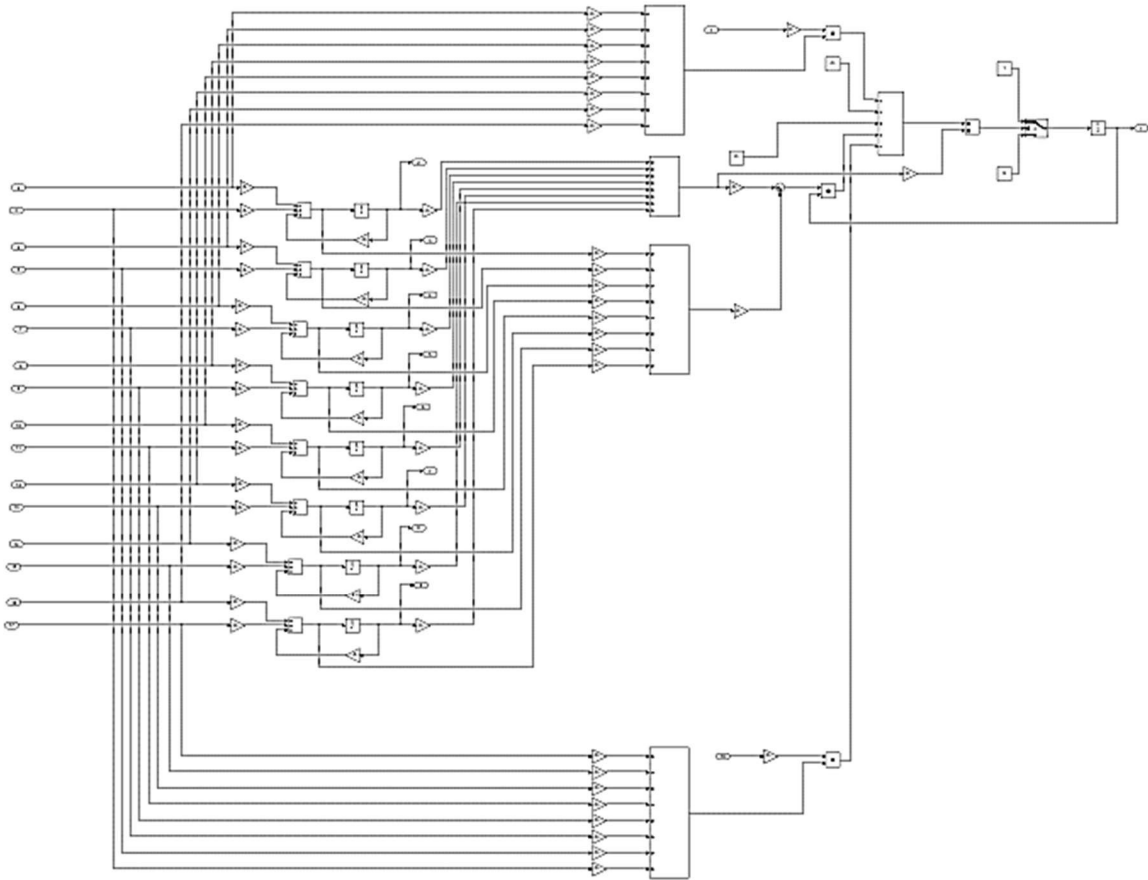


# ANEXOS

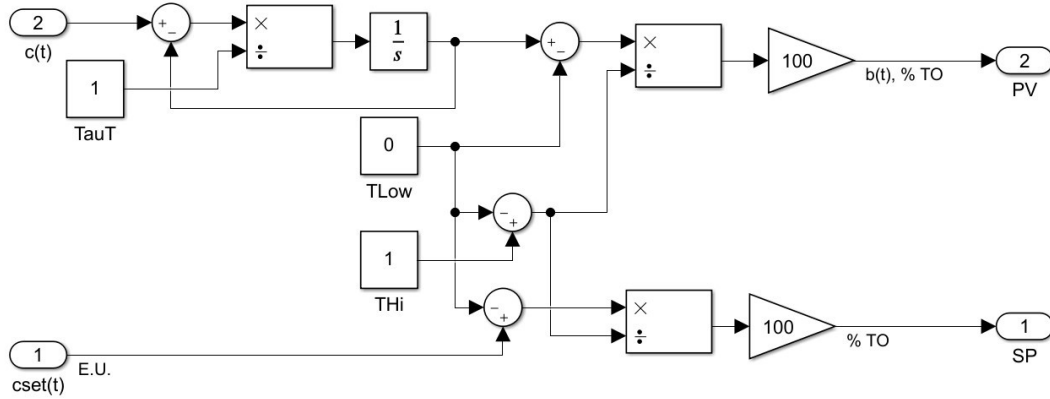
ANEXO A. Diagrama de flujos de procesos (PFD) de la columna en HYSYS



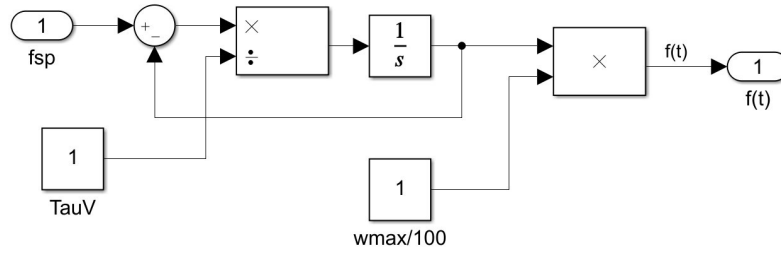
**ANEXO B.** Modelo de Simulink de columna de destilación atmosférica de crudo para cada etapa de equilibrio.



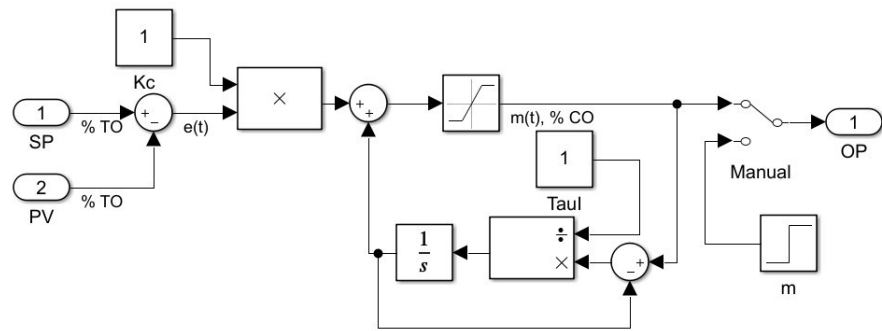
ANEXO C. Bloques de elementos de control utilizados en Simulink



SENSOR-TRANSMISOR



VÁLVULA DE CONTROL



CONTROLADOR P-I