

**PROPOSICIÓN Y ANÁLISIS DE UN ESQUEMA DE CONTROL DMC PARA UNA
TORRE DE DESTILACIÓN DE CRUDOS INDUSTRIAL**

**LUIS MIGUEL CASTILLO CAÑÓN
CARLOS EDUARDO GUERRERO SALAMANCA**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

**PROPOSICIÓN Y ANÁLISIS DE UN ESQUEMA DE CONTROL DMC PARA UNA
TORRE DE DESTILACIÓN DE CRUDOS INDUSTRIAL**

**LUIS MIGUEL CASTILLO CAÑÓN
CARLOS EDUARDO GUERRERO SALAMANCA**

**Trabajo de grado realizado para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO**

**Director
GIOVANNI MORALES MEDINA
Ingeniero Químico, Dr.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2017

AGRADECIMIENTOS Y DEDICATORIAS

Gracias a Dios por ser la fuerza espiritual que nos impulsa a realizar todos nuestros proyectos de la mejor manera, en este caso gracias por permitirnos cumplir el sueño de ser profesionales. Por otra parte, queremos agradecerle al director del proyecto de grado Giovanni Morales Medina, I.Q., Dr. por su confianza y gran apoyo en el desarrollo del mismo, igualmente a la Universidad Industrial de Santander principalmente a la Escuela de Ingeniería Química por brindarnos los conocimientos necesarios y fomentar nuestro crecimiento personal para formarnos como profesionales integros.

Este trabajo se lo dedico especialmente a mis padres Carlos E. Guerrero B. y Blanca S. Salamanca, porque son las personas más importantes en mi vida, que me apoyan en todo momento sin importar las circunstancias, por su amor y cariño se han convertido en la mayor motivación para alcanzar todas mis metas y objetivos propuestos, a mis hermanas Adriana M. Guerrero S. y Paola A. Guerrero S. por ser tan importantes en vida con el apoyo, consejos y gran cariño que siempre me brindan, a mis sobrinas Paula C. Rosas G. y Dania J. Ramírez G. que a pesar de sus cortas edades me han enseñado a valorar y apreciar mucho mas todos esos pequeños momentos compartidos en familia, además me motivan a hacer las cosas cada vez mejor, con el fin de ser un ejemplo a seguir para que en el futuro sean mejor que yo en la vida profesional. Gracias a mis abuelos, tíos, primos y en general toda mi familia que de diferentes maneras me han estado apoyando y enviando los mejores deseos, a mis amigos y compañeros que han aportado en el desarrollo de mi formación profesional y personal.

Este trabajo está dedicado a mi madre Alexandra Cañón Poveda y a mi padre Luis Alfredo Castillo Vargas por ser las personas que han entregado su vida para

brindarme siempre lo mejor, por apoyarme de forma incondicional en cada paso que doy, por ser los mejores ejemplos a seguir, por ser mis consejeros, mis guías, mis mentores y estar ahí en todas las dificultades y logros que he tenido en cada etapa de mi vida y principalmente en esta de mi formación como profesional; está dedicado a mi primo José Arcadio Vargas y su familia por ser las personas que me apoyaron, motivaron y dieron la oportunidad de continuar con mis estudios para formarme como una persona profesional; a mi prima Sandra Patricia García por sus consejos y el acompañamiento a lo largo de todo este proceso, el cual fue indispensable para los logros obtenidos; a mi hermana Geraldine Castillo Cañón y familia por su apoyo incluso en los momentos más difíciles y motivarme cuando más lo he necesitado; a mis tíos Ciro Enrique Castillo Vargas, María Lilia Castillo Vargas, María Adela Castillo Vargas y familias, por aportarme de su tiempo, trabajo, consejos y apoyo de diferentes maneras, lo cual yo lo valoro ampliamente; a mis demás familiares, amigos y colegas, los cuales de una manera u otra siempre han estado ahí aportando su grano de arena tanto para mi formación profesional como personal. A todos y a cada uno de ellos los llevo muy presentes y les estaré eternamente agradecido.

Muchas Gracias.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. MARCO TEÓRICO	16
1.1 DESTILACIÓN DE CRUDOS	16
1.2 PRODUCCIÓN EN COLOMBIA	17
1.3 DESCRIPCIÓN TORRE DE DESTILACIÓN DE CRUDOS DE LA GRB	17
1.4 ESTRATEGIAS DE CONTROL EN TORRES DE DESTILACIÓN	18
1.4.1 Control En Cascada	18
1.4.2 MPC (Model Predictive Control)	19
2. OBJETIVOS DEL TRABAJO DE GRADO	21
2.1 OBJETIVO GENERAL	21
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	21
3. METODOLOGÍA DE DESARROLLO	22
3.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	22
3.2 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO Y LAZO ABIERTO	22
3.3 SIMULACIÓN EN LAZO CERRADO	22
4. RESULTADOS Y ANÁLISIS	24
4.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	24
4.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	25
4.2.1 Convergencia en la simulación estacionaria con cambio de dieta	26
4.2.2 Anova para la validación	28
4.3 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO	29

4.3.1 Simulación En Lazo Abierto	29
4.3.2 Simulación En Lazo Cerrado	37
4.3.2.1 Comparación de estrategias de control	40
5. CONCLUSIONES	45
6. RECOMENDACIONES	46
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	47
BIBLIOGRAFÍA	50
ANEXOS	53

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. PFD de la torre en estado estacionario simulada en Aspen Hysys®.	24
Figura 2. PFD del subsistema de la torre en estado estacionario simulada en Aspen Hysys®	25
Figura 3. Convergencias de la temperatura en el plato de ACPM.	26
Figura 4. Porcentaje de rendimiento volumétrico de los crudos respecto a la temperatura de punto de ebullición.	28
Figura 5. Convergencias de la temperatura en el plato de ACPM con ajuste en la dieta de carga.	28
Figura 6. Instalación de válvulas en las corrientes de entrada de crudo y salidas de la torre atmosférica y sus despojadoras.	30
Figura 7. Implementación de controladores en las válvulas de las corrientes de entrada de crudo a la torre atmosférica.	30
Figura 8. Perfil de la carga inicial de crudo.	31
Figura 9. Perfil del flujo de producción inicial de ACPM y Kero.	31
Figura 10. Perfil del flujo de producción inicial de Nafta y GOA.	31
Figura 11. Cambio escalón de 20% en el flujo de carga.	32
Figura 12. Perfil de ACPM y Kero frente a una perturbación escalón del 20% en el flujo de carga.	32
Figura 13. Perfil de Nafta y GOA frente a una perturbación escalón de 20% en el flujo de carga.	33
Figura 14. Perturbación en el reflujo de cima del 10%.	34
Figura 15. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo de cima.	34

Figura 16. Perturbación en el reflujo medio de 20%.	35
Figura 17. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo medio.	35
Figura 18. Perturbación en el reflujo inferior de 20%.	36
Figura 19. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo inferior.	36
Figura 20. Lazos de control en cascada y de reflujo medio e inferior.	38
Figura 21. Lazos de control DMC SISO y de reflujo medio e inferior.	39
Figura 22. Lazo de control DMC MIMO.	40
Figura 23. Perfiles de Nafta frente a una perturbación en la alimentación.	41
Figura 24. Perfiles de Kero frente a una perturbación en la alimentación.	41
Figura 25. Perfiles de ACPM frente a una perturbación en la alimentación.	42
Figura 26. Perfiles de GOA frente a una perturbación en la alimentación.	42
Figura 27. Perfil del reflujo de cima frente a un cambio escalón en la carga.	43
Figura 28. Perfil del reflujo medio frente a un cambio escalón en la carga	44
Figura 29. Perfil del reflujo medio frente a un cambio escalón en la carga	44

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Intervalos de ebullición de las fracciones del petróleo.	16
Tabla 2. Clasificación de los métodos MPC.	19
Tabla 3. Dieta de crudo carga a torre atmosférica. Fuente: Departamento de planeación GRB.	27
Tabla 4. Variables de salida con los porcentajes de datos que arrojan valor-p > 0.05	29
Tabla 5. Funciones de transferencia ajustadas con System Identification de Matlab®.	37
Tabla 6. Parámetros de sintonía para los controladores en cascada sugeridos por Aspen Hysys®.	38
Tabla 7. Parámetros de los controladores DMC.	39

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Producción y consumo de combustibles en Colombia para el 2012	53
Anexo B. Esquema de control en cascada de la torre de destilación atmosférica.	53
Anexo C. Características de ASPEN HYSYS	54
Anexo D. Consideraciones del ANOVA	55

RESUMEN

TITULO: PROPOSICIÓN Y ANÁLISIS DE UN ESQUEMA DE CONTROL DMC PARA UNA TORRE DE DESTILACIÓN DE CRUDOS INDUSTRIAL*

AUTORES: LUIS MIGUEL CASTILLO CAÑÓN
CARLOS EDUARDO GUERRERO SALAMANCA**

PALABRAS CLAVE: TORRE DE DESTILACIÓN, CONTROL DMC, SIMULACIÓN.

DESCRIPCIÓN

Este trabajo presenta una evaluación del desempeño de diferentes esquemas de Control Dinámico Matricial (DMC) para una torre de destilación atmosférica de crudos industrial, por medio de su simulación en un software comercial. Se realiza una validación de la simulación en estado estacionario en la que se comparan resultados obtenidos por la ejecución de esta y datos reales de planta. Un análisis de la simulación en estado dinámico y lazo abierto, permite observar el comportamiento de la torre frente a perturbaciones y determinar las funciones de transferencia del proceso que son necesarias para el cálculo de la matriz dinámica. Se propone la implementación del controlador DMC para un sistema de una entrada y una salida (SISO), y un sistema de múltiples entradas y múltiples salidas (MIMO), cuyos desempeños son comparados con una estrategia de control convencional en cascada, frente a una perturbación escalón en el flujo de alimentación en la simulación en estado dinámico y lazo cerrado. Los resultados de la simulación del control en la torre de destilación atmosférica industrial demuestran que la estrategia de control DMC presenta ventajas frente a un control convencional en cascada y su implementación en planta podría generar mayores beneficios económicos.

* Trabajo de Grado

** Facultad De Ingenierías Físicoquímicas. Escuela De Ingeniería Química. Director Giovanni Morales Medina, I.Q., Dr.

ABSTRACT

TITLE. PROPOSITION AND ANALYSIS OF A DMC CONTROL SCHEME FOR AN INDUSTRIAL CRUDE DISTILLATION TOWER*

AUTHORES LUIS MIGUEL CASTILLO CAÑÓN
 CARLOS EDUARDO GUERRERO SALAMANCA**

KEYWORDS: DISTILLATION TOWER, DMC CONTROL, SIMULATION.

DESCRIPTION

This work presents an evaluation of the performance of different Dynamic Matrix Control (DMC) schemes for an industrial crude atmospheric distillation tower, through its simulation in commercial software. A simulation validation is performed in steady state in which the results obtained by the execution of this and actual plant data are compared. An analysis of the simulation in dynamic state and open loop, allows to observe the behavior of the tower against perturbations and to determine the transfer functions of the process that are necessary for the calculation of the dynamic matrix. It is proposed the implementation of the DMC controller for single input and single output system (SISO), and a multiple input and multiple output system (MIMO), whose performances are compared with a conventional cascade control strategy against a step disturbance in the feed flow, in the simulation in dynamic state and closed loop. The results of the control simulation in the industrial atmospheric distillation tower demonstrate that the DMC control strategy presents advantages over a conventional cascade control and its implementation in plant could generate greater economic benefits.

* Grade Work

** Faculty of Physicochemical Engineering. School Of Chemical Engineering. Director Giovanni Morales Medina, I.Q., Dr.

INTRODUCCIÓN

La destilación fraccionada es el proceso más relevante en las primeras etapas del refinado del petróleo, donde se obtienen diferentes productos de acuerdo a sus intervalos de ebullición característicos. Estos productos serán la materia prima para las líneas de producción en las diferentes unidades de proceso donde se obtienen los productos finales de refinería; los rendimientos de productos comerciales dependen mayoritariamente de la destilación [1].

En la refinería de Barrancabermeja se cuenta con diferentes unidades de destilación fraccionada. La torre de destilación atmosférica de una de estas unidades fue adaptada hace unos años para el procesamiento de nuevas dietas de carga con un aumento en su capacidad. Sin embargo, su sistema de control predictivo DMC (*Dynamic Matrix Control*) resultó con deficiencias para su utilización con las nuevas condiciones de operación; por esto, el esquema de control de la torre pasó a un control tradicional con lazos operando en modo manual [2]. El control avanzado DMC posee ventajas frente a cualquier otro sistema de control; el DMC tiende a optimizar la operación de la columna, mejorando la eficiencia y obteniendo una mayor recuperación de productos valiosos como Queroseno-Jet y ACPM [3]. Por lo anterior, la generación de guías para la actualización del control DMC aparece como una necesidad para la adaptación de este control a las condiciones actuales de la torre de destilación.

En el presente trabajo se describen los principales resultados obtenidos con el software Aspen Hysys® para la predicción de los desempeños durante el análisis de estrategias de control para la torre de destilación de la GRB, incluyendo el control DMC.

1. MARCO TEÓRICO

1.1 DESTILACIÓN DE CRUDOS

La destilación hace parte de los procedimientos de separación más importantes aplicados en la refinación del petróleo para la obtención de productos con valor agregado [4]. En el proceso de destilación se ejecutan dos etapas cruciales, la destilación primaria (atmosférica) y la destilación secundaria (a vacío). La destilación atmosférica es el primer tratamiento significativo para el crudo después de su extracción, donde se separa en fracciones de acuerdo con su punto de ebullición a condiciones de presión cercanas a la atmosférica [1]. Por otra parte, la destilación a vacío corresponde a la destilación de los residuos generados en el fondo de la torre de destilación atmosférica; en la destilación al vacío se utilizan presiones muy bajas, para disminuir el punto de ebullición de los componentes pesados del crudo y evitar el craqueo térmico [5].

Las corrientes obtenidas de las torres de destilación serán la base de las líneas de producción en las diferentes unidades de proceso donde se obtienen los productos finales de refinería [6]. Los productos o fracciones características de la destilación de crudos son mostrados en la Tabla 1 [7].

Tabla 1. Intervalos de ebullición de las fracciones del petróleo.

FRACCIÓN	INTERVALOS DE EBULLICIÓN [°F]
Butanos y más ligeros	-
Gasolina ligera	90 - 190
Nafta (gasolina pesada)	190 - 380
Queroseno-Jet	380 - 520
Gasóleo ligero	520 - 610
Gasóleo atmosférico	610 - 800

FRACCIÓN	INTERVALOS DE EBULLICIÓN [°F]
Gasóleo a vacío	800 - 1050
Crudo reducido de vacío	> 1050

Fuente: Riazi M. R. Characterization and Properties of Petroleum Fractions. 1 ed. Philadelphia: American Society for Testing and Materials, 2005. p. 3-15. ISBN 0-8031-3361-8.

1.2 PRODUCCIÓN EN COLOMBIA

Según estudios recientes por la Unidad de Planeación Minero-Energética para el Ministerio de Minas y Energía de Colombia, entre el año 2000 y 2012 se reporta que la producción de gasolinas ha disminuido, mientras que la oferta de ACPM como la de *Fuel Oil* ha aumentado y el Queroseno-Jet mantiene una producción homogénea. Actualmente el país importa ACPM y gasolina, debido a que la producción nacional no satisface la demanda de combustible, mientras que el *Fuel Oil* se comercializa en el mercado extranjero, gracias a su bajo consumo en el mercado nacional [8]. Los datos de producción y consumo de combustible para el año 2012 y su porcentaje de incremento en el periodo de tiempo estudiado, se registran en el Anexo A. Respecto al margen de refinación obtenido con una unidad de destilación, López y colaboradores [9] reportan que el potencial económico corresponde a USD\$ 256.376 por barril para el año 2009.

1.3 DESCRIPCIÓN TORRE DE DESTILACIÓN DE CRUDOS DE LA GRB

La torre de destilación –centro de análisis del presente proyecto– es alimentada con una dieta que varía dependiendo de la disponibilidad de crudos y eventos operativos de la GRB; sin embargo, el departamento de planeación de la GRB reporta que la dieta a esta torre puede representarse como 60% de crudo mezcla y 40% de crudo ácido, con un API promedio entre 20 y 23 [10]. Esta torre fue analizada por Pabuena [2] utilizando Aspen Hysys®, reportando que la simulación

desarrollada, constituye una herramienta para el análisis de la implementación de un sistema control avanzando tipo DMC.

1.4 ESTRATEGIAS DE CONTROL EN TORRES DE DESTILACIÓN

El control del perfil de temperatura en torres de destilación de crudos es importante para lograr rendimientos elevados en los productos livianos. Para el control de dicho perfil se hace uso de los “*pump-arounds*”, en los cuales parte del crudo de la torre es extraído a través de uno de los platos para ser enfriado, de tal manera que al retornar a la torre regule la temperatura de la misma. El aumento o la disminución de dichos reflujos están dados por las temperaturas que presenten los retornos de los “*pump-arounds*” y la temperatura de cima de la torre principal [11].

En torres de destilación, los esquemas de control están generalmente conformados por controladores regulatorios tipo PID; sin embargo, estos esquemas se han venido reemplazando por sistemas de control avanzado, que permiten que los procesos presenten mayor flexibilidad, menor consumo energético, decremento en residuos, menores efectos ambientales e incrementa la competitividad de las plantas. Este nivel de control necesita de un modelo del proceso y puede manejar dinámicas multivariables. Entre los sistemas de control avanzado se encuentra el control difuso, control de modelo interno IMC (*Internal Model Control*) y control predictivo basado en modelo MPC (*Model Predictive control*) entre otros [12].

1.4.1 Control En Cascada. El control en cascada se implementa para estabilizar la temperatura en la cima de la torre de destilación, mediante la manipulación del reflujo de cima; la relación de reflujo influye significativamente en el perfil de temperatura de la torre, así como en el grado de separación de los compuestos. Este sistema de control está conformado por dos lazos, externo e interno [5]. Este

último controla el reflujo de cima por medio de un controlador *feedback*, mientras que el lazo externo es el que controla la temperatura en el tope de la torre, realizando los cambios pertinentes en el *set-point* del controlador del reflujo de cima, el esquema de este sistema de control se puede ver en el Anexo B.

1.4.2 MPC (*Model Predictive Control*). El control predictivo basado en modelo ha aumentado considerablemente su aplicación en el área de refinación gracias a sus ventajas ante otros métodos [13]. La estrategia de control predictivo es un conjunto de métodos de control que utilizan dentro de sus algoritmos, un modelo del proceso para calcular en un horizonte de predicción finito, la acción de control necesaria [14]. Los métodos MPC más conocidos e importantes actualmente, se clasifican según el tipo de modelo que emplean para representar la dinámica del proceso como se aprecia en la Tabla 2 [15]:

Tabla 2. Clasificación de los métodos MPC.

MODELO EMPLEADO	ALGORITMO
Función de transferencia	Control Predictivo Generalizado (GPC)
Modelos de convolución (respuesta impulso y respuesta escalón)	Control Dinámico Matricial (DMC)
Modelo en espacio de estados	Control basado en espacio de estados

El DMC es una de las estrategias de control avanzado MPC más importantes con alta aplicación en la industria, donde se utiliza el principio de superposición y la respuesta del proceso a una perturbación generalmente tipo escalón en lazo abierto para modelar el sistema y de esta manera predecir el comportamiento futuro de la variable controlada [16]. Esta estrategia de control tiene la flexibilidad y capacidad de trabajar en alto rendimiento para sistemas de lazo simple o SISO (una entrada, una salida) y sistema multivariable o MIMO (múltiples entradas, múltiples salidas) [17].

Dentro de las ventajas del DMC está la facilidad de su implementación, debido a que su uso requiere conocimientos básicos de control y su sintonización es sencilla, ofrece la posibilidad de controlar procesos con dinámicas complejas, con tiempos muertos grandes, procesos multivariados o procesos inestables, además su carácter predictivo aumenta su eficiencia exponencialmente en procesos con grandes tiempos muertos porque compensa las perturbaciones de forma anticipativa [18].

La mayor desventaja del DMC es su dependencia de un modelo dinámico del proceso, debido a que el desempeño de la estrategia se verá afectado por este mismo. Mientras el modelo que se posea represente el comportamiento real del proceso, mejor será la predicción de su comportamiento futuro [18].

2. OBJETIVOS DEL TRABAJO DE GRADO

2.1 OBJETIVO GENERAL

Proponer un esquema de control DMC para una torre de destilación de crudos industrial por medio de la simulación en un software comercial, en la cual se controla el perfil de temperatura ante una perturbación en el flujo de alimentación.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Evaluar esquemas de control considerando el algoritmo de control DMC para una torre de destilación de crudos industrial.

Analizar los desempeños de los diferentes esquemas según resultados obtenidos con un simulador comercial.

Comparar el desempeño del esquema de control con DMC respecto al desempeño obtenido con un esquema de control *Feedback* respecto a resultados obtenidos de un simulador comercial.

3. METODOLOGÍA DE DESARROLLO

3.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La simulación de la torre de destilación de la GRB fue construida según las especificaciones reportadas en la referencia [2]. El software ASPEN HYSYS fue utilizado para la simulación y el análisis de la torre de destilación, en el Anexo C se exponen algunas de las características que presenta el simulador [19-20]. Posteriormente se realizó la validación de la simulación de la torre utilizando los datos históricos de planta suministrados por la GRB; esta validación fue realizada mediante el uso de la tabla de análisis de varianza ANOVA, las consideraciones que tiene en cuenta dicho análisis son presentadas en el Anexo D.

3.2 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO Y LAZO ABIERTO

A partir de la simulación validada en estado estacionario, se realizó la transición a la simulación dinámica. Con la simulación dinámica se realizaron análisis del comportamiento de los productos frente a perturbaciones tipo escalón en el flujo de carga, manteniendo su composición, temperatura y presión constantes. Asimismo, se aplicaron perturbaciones en los reflujos de cima, medio e inferior, con el fin de recolectar información de su relación con el perfil de temperaturas en la torre; las respuestas de las simulaciones fueron utilizadas para proponer las funciones de transferencia necesarias para el DMC utilizando la herramienta de identificación de sistemas codificada en MATLAB.

3.3 SIMULACIÓN EN LAZO CERRADO

El análisis de las respuestas en lazo cerrado fue efectuado para una perturbación en el flujo de alimentación a la torre de destilación, considerando el control *feedback* en cascada y para el control avanzado se estableció el DMC SISO Y

DMC MIMO, con las cuales se realiza el control del perfil de temperatura. Los desempeños fueron comparados frente al rendimiento alcanzado en la obtención de productos valiosos como Queroseno-Jet y ACPM.

4. RESULTADOS Y ANÁLISIS

4.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

En la Figura 1 se presenta el diagrama PFD codificado en Aspen Hysys® para el estado estacionario de la torre de destilación; el flujo de carga corresponde a una mezcla de los flujos de entrada representados por los assays que componen la carga de alimentación [2]. La simulación contiene un subsistema (Figura 2) en el que se detallan esencialmente las conexiones existentes entre la torre principal, los *pumps-around* y las torres despojadoras.

Figura 1. PFD de la torre en estado estacionario simulada en Aspen Hysys®.

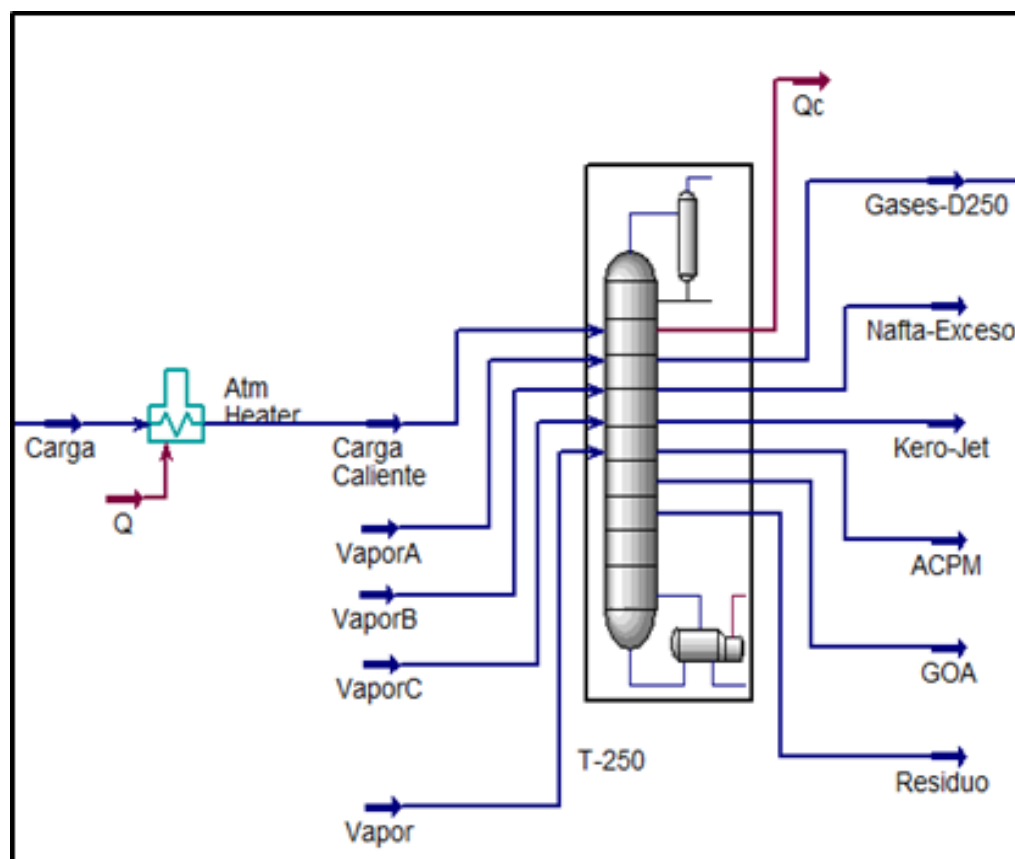
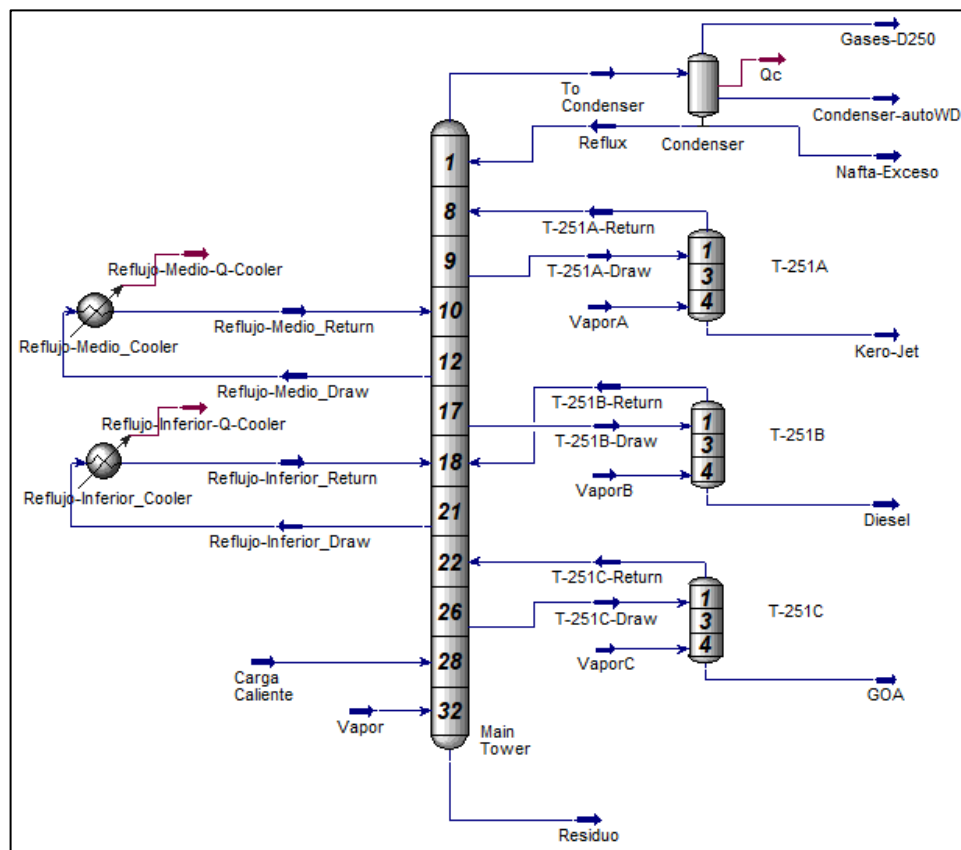


Figura 2. PFD del subsistema de la torre en estado estacionario simulada en Aspen Hysys®



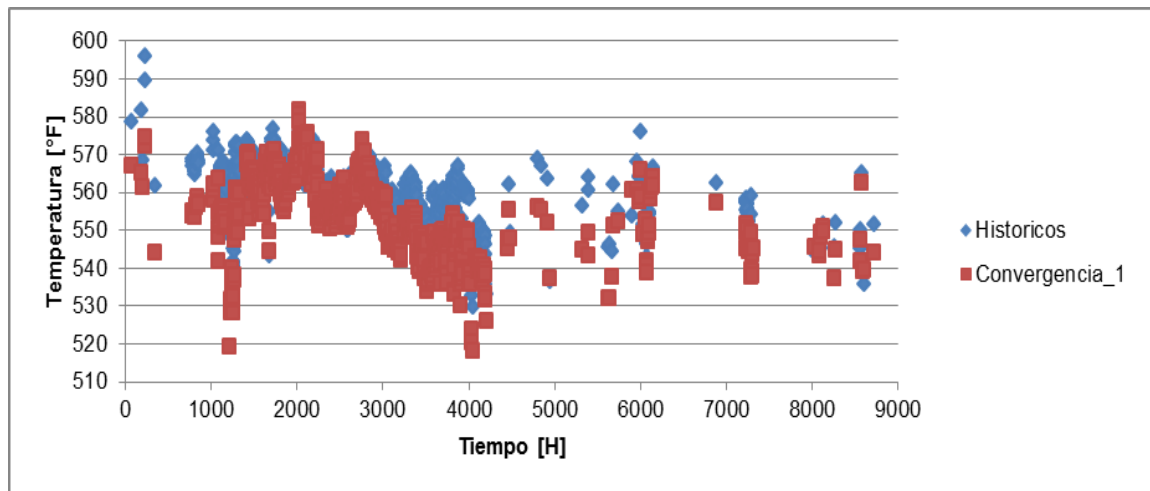
4.2 VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La base de datos históricos de la torre de la GRB está constituida por 37 variables, censadas cada 2 horas durante el año 2014, con lo cual se cuenta con un total de 4368 mediciones para cada variable. Esta base de datos fue depurada para eliminar muestras con errores, con lo cual el tamaño de la base fue reducida a 4316 datos por cada variable.

La base de datos fue utilizada para ejecutar la simulación en estado estacionario por medio de la activación del complemento denominado “*Aspen Simulation Workbook*” de Excel. La ejecución de la simulación reportó convergencia para 1322 puntos de la base de datos, los cuales representan un 30,63%, dicha

convergencia se refiere a la obtención de las variables de salida a partir del simulador cuando se cumplen las variables de entrada como restricciones. La Figura 3 ilustra los puntos alcanzados en convergencia respecto a la base de datos histórica, considerando la temperatura del plato e ACPM como variable de respuesta. El porcentaje de convergencia de 30.63% indica que algunas mediciones pueden representar estados dinámicos y/o que la composición de la dieta de carga asumida dista de representar la utilizada para diferentes épocas; también, algunas muestras pueden ser representativas de posibles problemas operativos, esquemas de mantenimiento, inconvenientes en los equipos, problemas en las unidades anteriores y/o problemas en los sensores. A pesar del bajo porcentaje de convergencia, la Figura 3 muestra que la tendencia reportada por la simulación concuerda con los datos históricos.

Figura 3. Convergencias de la temperatura en el plato de ACPM.



4.2.1 Convergencia en la simulación estacionaria con cambio de dieta. La dieta asumida para las simulaciones fue cambiada para incrementar el porcentaje de convergencia referente a los datos históricos. En la Tabla 3 [2] se presenta el flujo inicial asumido para cada uno de los crudos a la carga total, CSB: crudo casabe, GAL: crudo galán, RUB: crudo rubiales, PRO: crudo provincia, PAY: crudo

payoa, CAN: crudo candelilla, CAS: crudo castilla, SFD: crudo san Fernando, CNT: crudo castilla norte, NUT: crudo nutria, NAF: nafta Jaguar diluyente, además de la densidad de dichos crudos y sus grados API [2].

Tabla 3. Dieta de crudo carga a torre atmosférica. Fuente: Departamento de planeación GRB.

CRUDO	CSB	GAL	RUB	PRO	PAY	CAN	CAS	SFN	CNT	NUT	NAF
KBPD	20,53	4,67	4,53	3,73	2,9	1,29	1,06	1,06	0,96	0,71	0,56
DENSIDAD [g/ml]	0,9249	0,9286	0,9795	0,8985	0,8911	0,8188	0,9802	1,0186	0,9946	0,8919	0,7017
°API	21,49	20,88	12,96	25,985	27,29	41,31	12,858	7,4162	10,77	27,15	-

Según la Tabla 3, se decide realizar un incremento en los flujos que presentan mayor porcentaje de compuestos livianos y una disminución en los que presentan mayor porcentaje de compuestos pesados, conservando el flujo total. La Figura 4 muestra los perfiles de los diferentes rendimientos volumétricos de los crudos frente a la temperatura de ebullición, según assays experimentales. Con esta figura, se establecen los flujos de Nafta Jaguar y Candelilla como los livianos y San Fernando y Rubiales como los pesados para realizar las respectivas variaciones, en busca de mayor convergencia.

Los cambios en las composiciones de la dieta fueron guiados por las deficiencias reportadas por las simulaciones en cuanto a los flujos de productos. Con los cambios en la composición, la convergencia alcanzó ca. 50% de los datos históricos (Figuras 5), mostrando que la incertidumbre en la alimentación constituye el mayor impedimento para el análisis de la torre de destilación en turno. Con lo anterior, la simulación codificada en HYSYS representa los rendimientos de la torre de destilación atmosférica.

Figura 4. Porcentaje de rendimiento volumétrico de los crudos respecto a la temperatura de punto de ebullición.

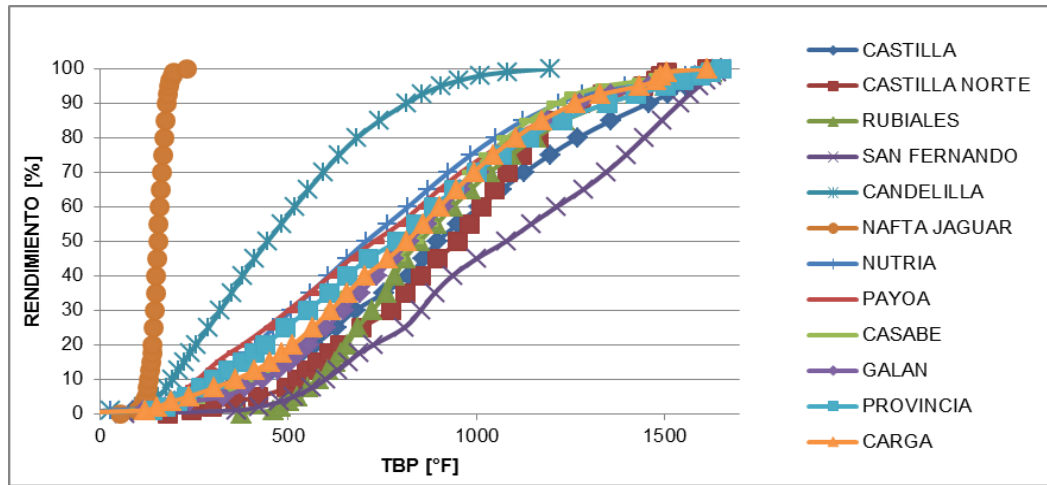
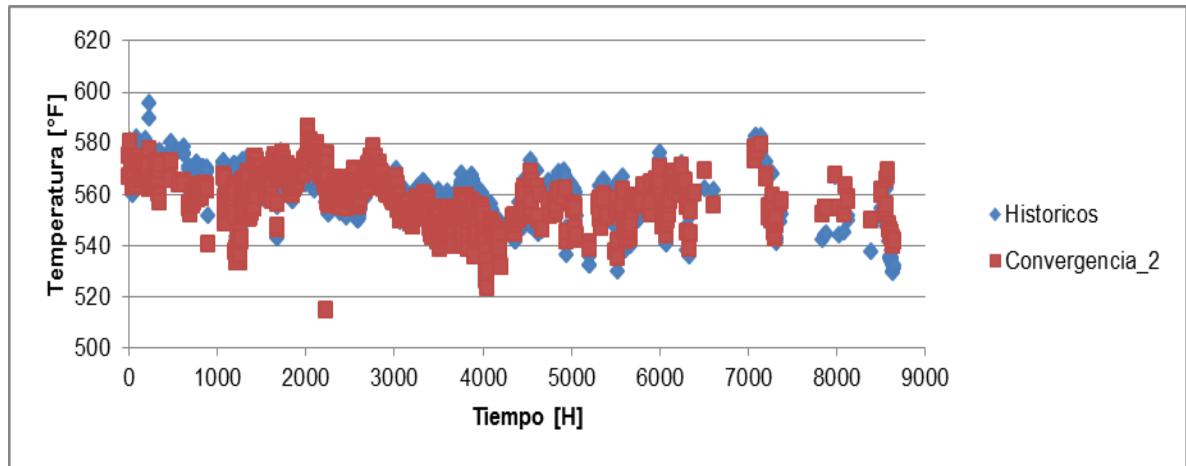


Figura 5. Convergencias de la temperatura en el plato de ACPM con ajuste en la dieta de carga.



4.2.2 Anova para la validación. Por medio del software MINITAB17® se aplica el análisis ANOVA de un solo factor a las convergencias obtenidas con el simulador sobre los datos históricos. En la Tabla 4 se observa que para algunas de las variables de salida tales como la temperatura del plato de ACPM, se obtiene un alto porcentaje de datos que presentan un valor-p mayor a 0.05, lo cual indica que los datos calculados con la simulación y los datos reales de planta poseen la misma media e igual varianza, validando la simulación codificada en HYSYS, sin

embargo existen variables de salida con porcentajes de datos no tan adecuados para realizar la misma afirmación, cabe resaltar que posiblemente se debe a la incertidumbre que se tiene en la composición de la carga reportada en planta y/o por posibles problemas operacionales.

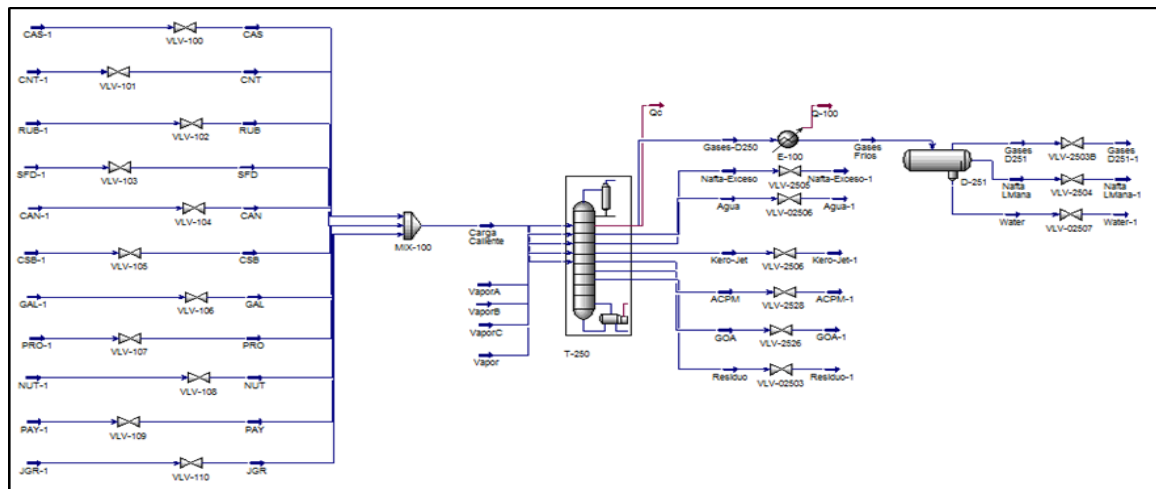
Tabla 4. Variables de salida con los porcentajes de datos que arrojan valor-p > 0.05

VARIABLE DE SALIDA	# DATOS CON VALOR-P>0.05	% DE DATOS CON VALOR-P>0.05
T CIMA	270	13
T ZONA FLASH	569	27
T 95%ACPM	333	16
T PLATO JET	932	44
T PLATO ACPM	1656	79
T PLATO GOA	1136	54
T REF INF	876	42
T REF MED	1126	54
T FONDOS	1445	70

4.3 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

4.3.1 Simulación En Lazo Abierto. La simulación dinámica es generada a partir de la convergencia de la simulación en estado estacionario. Para estos, las partes internas de la torre y sus despojadoras fueron especificadas según las hojas de especificaciones; asimismo, diferentes válvulas fueron establecidas en las corrientes de entrada según especificaciones de la GRB (Figura 6). Adicionalmente, las presiones de cima de la columna de destilación principal y las despojadoras laterales fueron ajustadas a 27.7, 28.35, 29.10 y 29.45 psia, respectivamente, para garantizar la adecuada representación de la hidrodinámica del proceso (asistente dinámico de HYSYS).

Figura 6. Instalación de válvulas en las corrientes de entrada de crudo y salidas de la torre atmosférica y sus despojadoras.



Las ejecuciones de las simulaciones en estado dinámico fueron realizadas ajustando un paso de integración de 0.025 s e implementando los controladores para las válvulas de los flujos de entrada (Figura 7). Los perfiles del comportamiento dinámico obtenidos en convergencia (ca. 50 min) para el flujo de carga y los productos de destilación tales como la Nafta, el Kero, el ACPM y el GOA, en esta etapa transitoria son presentados en las figuras 8-10.

Figura 7. Implementación de controladores en las válvulas de las corrientes de entrada de crudo a la torre atmosférica.

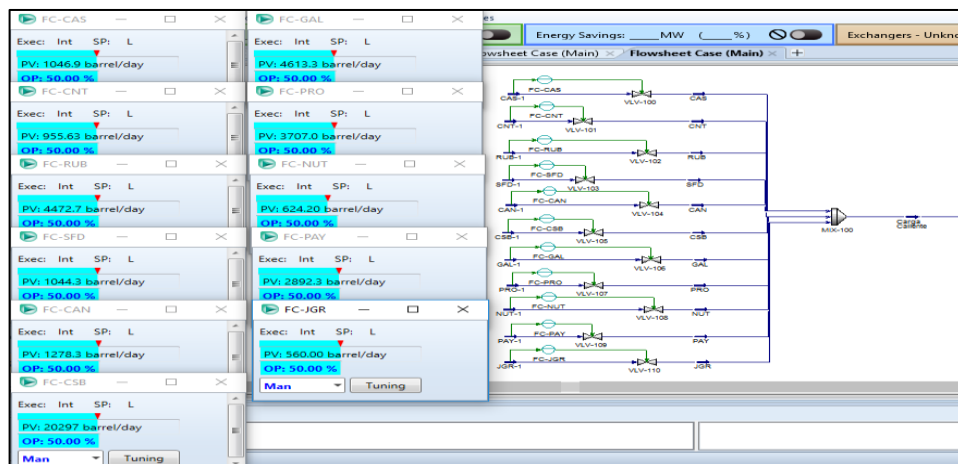


Figura 8. Perfil de la carga inicial de crudo.

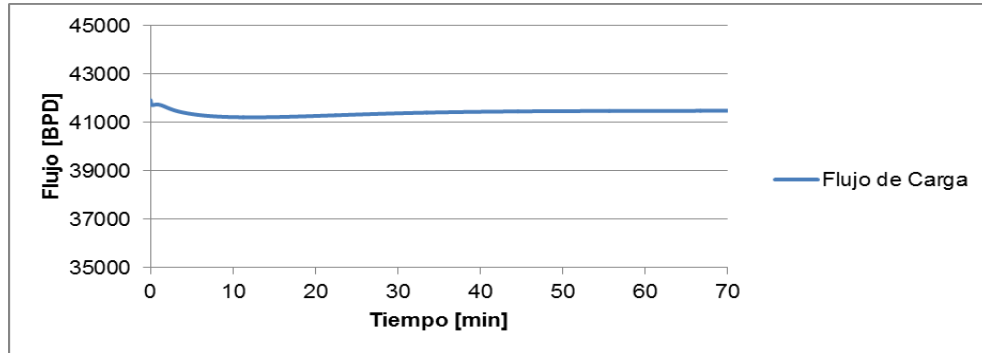


Figura 9. Perfil del flujo de producción inicial de ACPM y Kero.

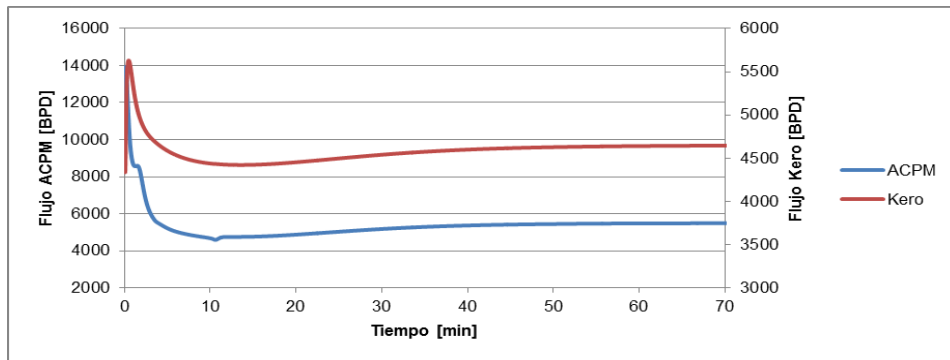
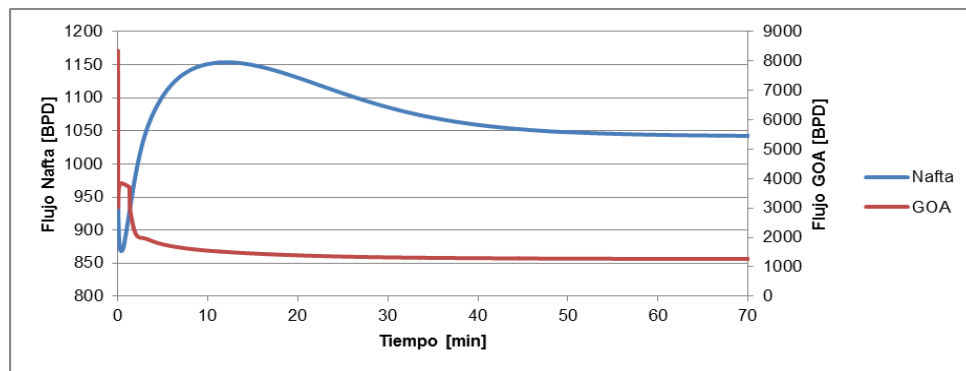


Figura 10. Perfil del flujo de producción inicial de Nafta y GOA.



Según las figuras 9 y 10, la dinámica de cada producto es diferente, lo cual sugiere diferentes funciones de transferencia representativas para los mismos; asimismo, la constante de tiempo para el de flujo de Nafta presenta un mayor valor que para los demás productos.

Perturbación escalón en el flujo de carga.

Partiendo de la estabilización en modo dinámico, se ajusta la apertura de las válvulas de los flujos que componen la carga a 60%, con lo cual se obtiene un incremento del flujo de alimentación en 8298 BPD, equivalente al 20% de la carga inicial. Lo anterior se realiza a través de los controladores ubicados para cada uno de dichos flujos en modo manual. Las figuras 11-13 muestran el cambio escalón y la respuesta de los productos después de la perturbación; el tiempo de estabilidad es de ca. 80 minutos.

Figura 11. Cambio escalón de 20% en el flujo de carga.

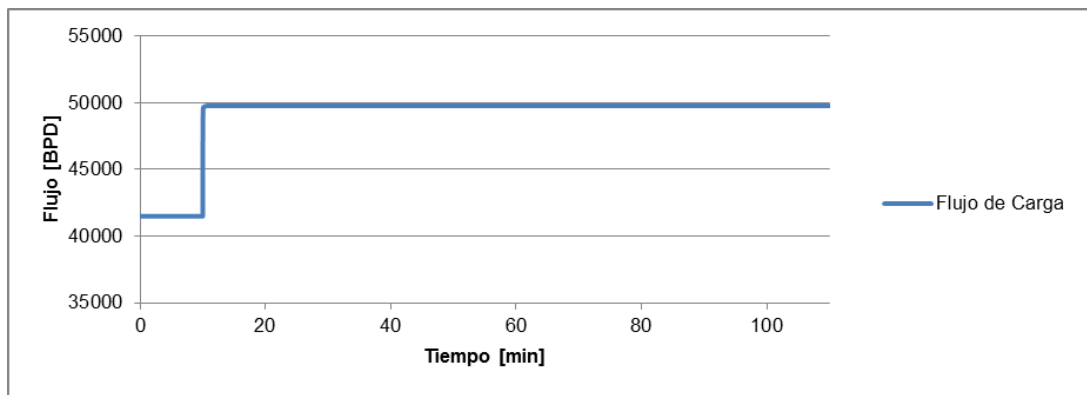


Figura 12. Perfil de ACPM y Kero frente a una perturbación escalón del 20% en el flujo de carga.

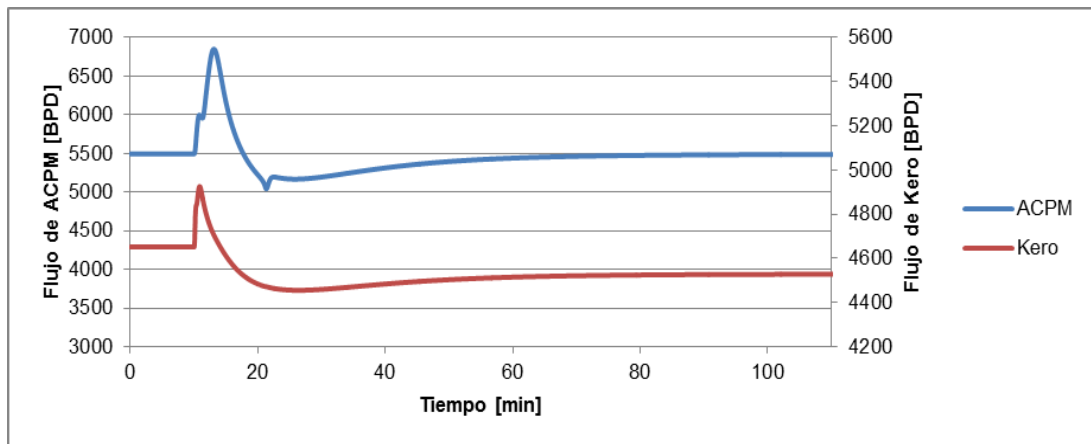
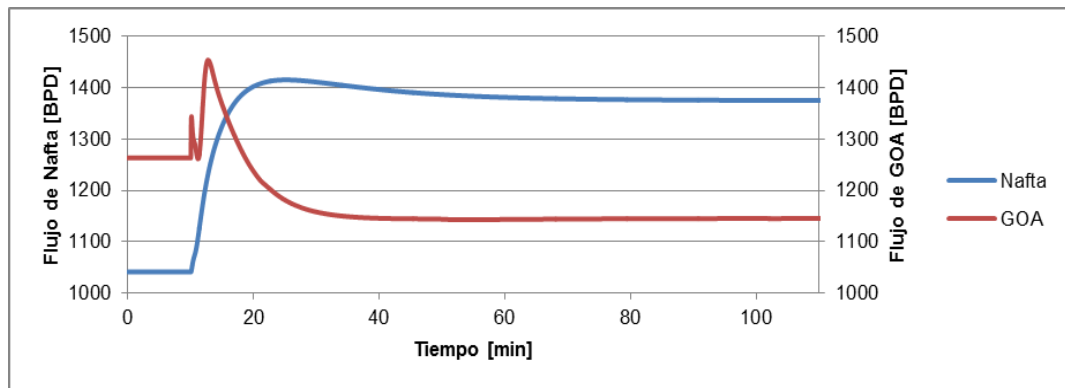


Figura 13. Perfil de Nafta y GOA frente a una perturbación escalón de 20% en el flujo de carga.



En las figuras 12 y 13 se observa que los productos (y en general las condiciones de operación de la columna principal y las despojadoras) alcanzan un nuevo estado estacionario; estas figuras muestran una respuesta inversa por parte de los productos, reportando un aumentando en el rendimiento de Nafta de 0.25%, disminuyendo el del flujo de Kero 2.11%, el de ACPM 2.22% y el de GOA 0.74%, respecto al estado inicial.

Perturbación escalón en el reflujo de cima

La válvula del reflujo de cima fue ajusta a 55% de su apertura, con lo cual se obtiene un incremento de 738 bpd en este flujo, equivalente al 10% de su valor (Figura 14). La Figura 15 presenta los perfiles de las temperaturas en la cima de la torre principal, el retorno del reflujo medio y el reflujo inferior en variables de desviación, es decir la desviación de las temperaturas luego de la perturbación frente a sus valores en estado estacionario, luego de la perturbación escalón realizada en el reflujo de cima. Según esta figura, frente a una perturbación positiva en el reflujo de cima se obtiene una disminución en la temperatura de cima y del reflujo medio, mientras la variación que presenta la temperatura en el reflujo inferior es despreciable.

Figura 14. Perturbación en el reflujo de cima del 10%.

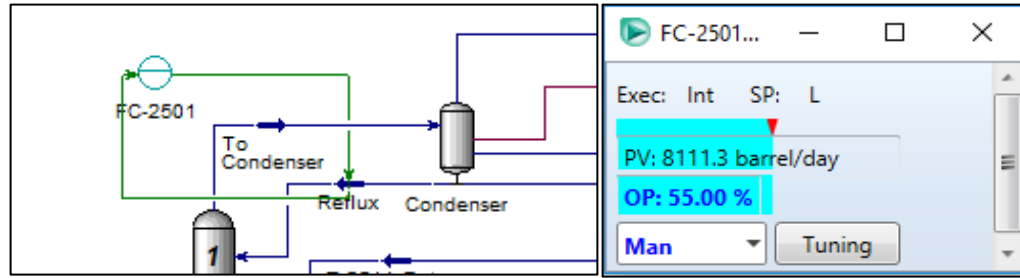
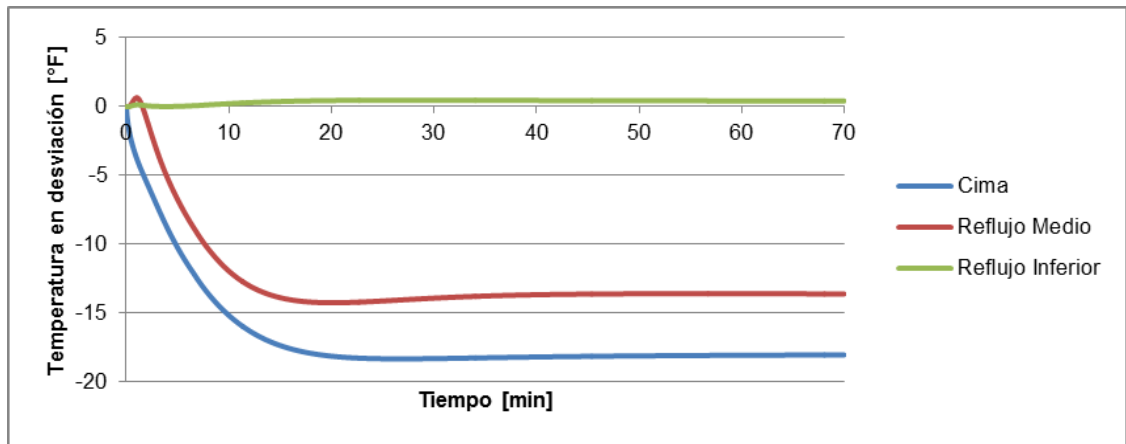


Figura 15. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo de cima.



Perturbación escalón en el reflujo medio

La apertura de la válvula que manipula el reflujo medio es ajustada a 66.45%, con lo cual se obtiene un incremento de 2668 BPD, equivalente al 20% del respectivo flujo (Figura 16). La Figura 17 presenta el comportamiento en variables de desviación para las temperaturas en la cima de la torre principal, el retorno del reflujo medio y el retorno del reflujo inferior, frente a la perturbación escalón realizada en el reflujo de medio. Según esta figura, frente a una perturbación positiva en el reflujo medio se obtiene un aumento en la temperatura del reflujo medio, mientras que las variaciones en los otros reflujo son despreciables.

Figura 16. Perturbación en el reflujo medio de 20%.

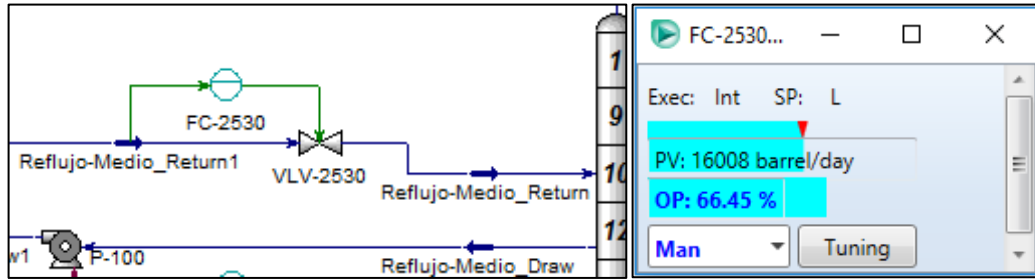
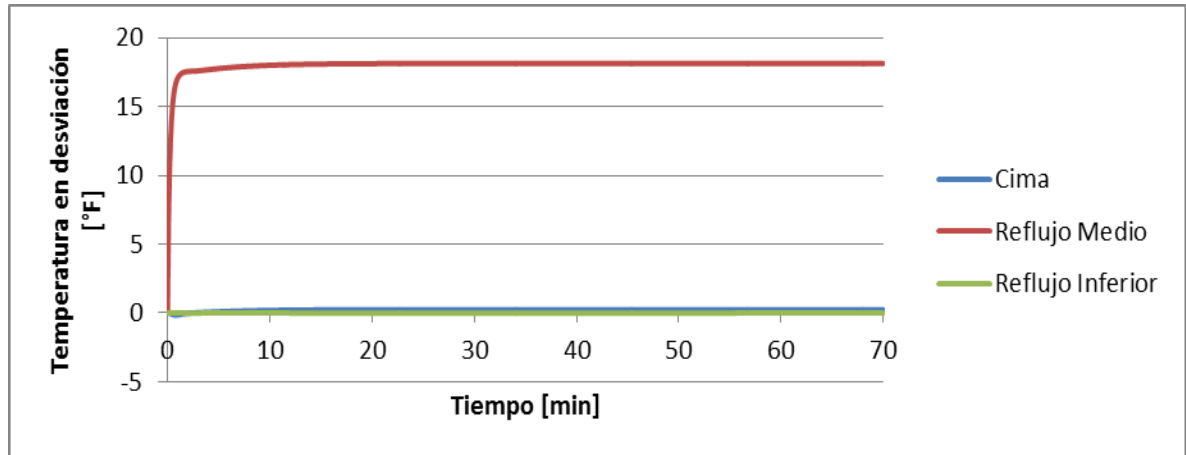


Figura 17. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo medio.



Perturbación escalón en el reflujo inferior

La válvula que manipula el reflujo inferior es ajustada a una apertura de 66.65%, con la cual se obtiene un incremento de 2098 BPD en el reflujo inferior, equivalente al 20% (Figura 18). La Figura 19 presenta el comportamiento en variables de desviación para las temperaturas en la cima de la torre principal, el retorno del reflujo medio y el retorno del reflujo inferior, frente a la perturbación escalón realizada en el reflujo de inferior. Según esta figura, la única temperatura que se afecta corresponde a la del mismo reflujo inferior.

Figura 18. Perturbación en el reflujo inferior de 20%.

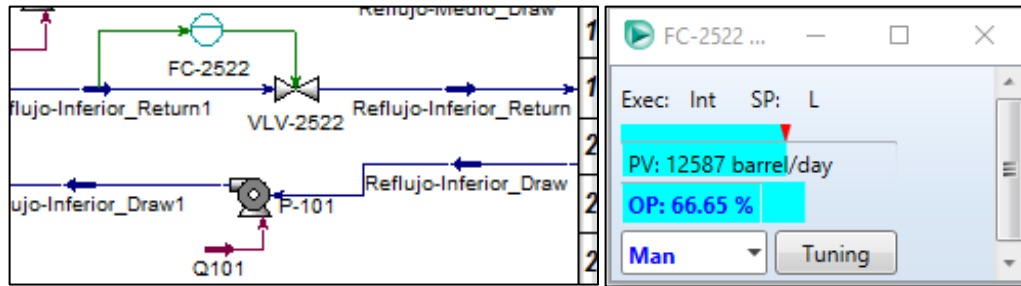
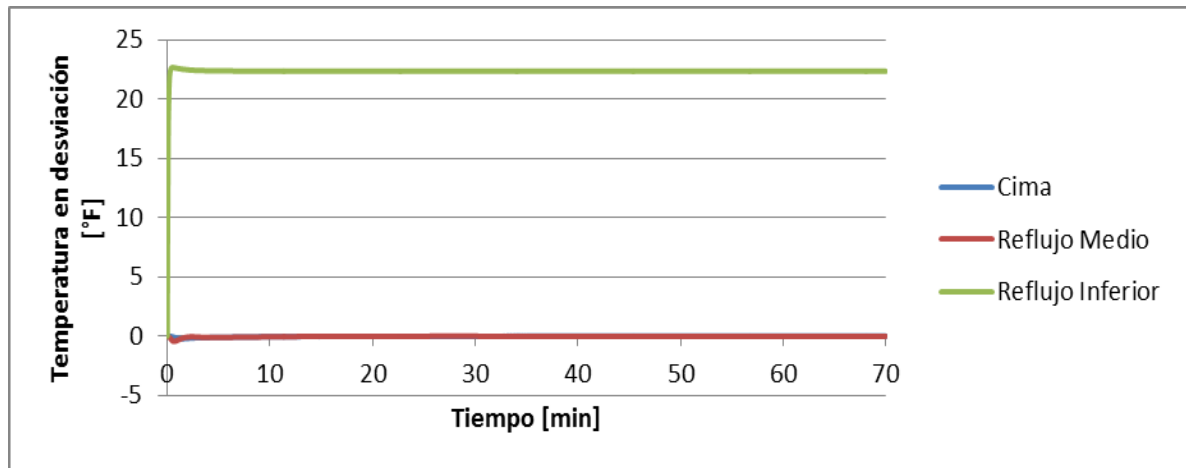


Figura 19. Temperaturas en variables de desviación para una perturbación escalón en el reflujo inferior.



Las respuestas dinámicas de las temperaturas en los reflujo fueron ajustadas utilizando funciones de transferencia de primer orden más tiempo muerto (Tabla 5), obteniendo un alto grado de ajuste y permitiendo así la elaboración de una matriz de funciones de transferencia que resulta útil para la implementación de las estrategias de control de tipo DMC; las variaciones despreciables son presentadas con el valor de cero (0) en la matriz. Los desempeños en los ajustes para las funciones de transferencia se encuentran entre el 81 al 93% (coeficiente de determinación), los cuales se consideran satisfactorios debido a la dinámica compleja y no lineal de la torre de destilación.

Tabla 5. Funciones de transferencia ajustadas con *System Identification de Matlab®*.

Perturbación	Respuesta		
	Temperatura de cima [°F]	Temperatura del reflujo medio [°F]	Temperatura del reflujo inferior [°F]
Reflujo de cima [BPD]	$G_{1.1(s)} = \frac{-0.024731}{329.3 * s + 1}$	$G_{2.1(s)} = \frac{-0.018829 * e^{-30*s}}{324.18 * s + 1}$	$G_{3.1(s)} = 0$
Reflujo medio [BPD]	$G_{1.2(s)} = 0$	$G_{2.2(s)} = \frac{0.0067726}{14.597 * s + 1}$	$G_{3.2(s)} = 0$
Reflujo inferior [BPD]	$G_{1.3(s)} = 0$	$G_{2.3(s)} = 0$	$G_{3.3(s)} = \frac{0.010656}{3.2463 * s + 1}$

4.3.2 Simulación En Lazo Cerrado

CONTROL EN CASCADA

El control establecido comprende un controlador interno de flujo y otro externo de temperatura en cascada para controlar la temperatura de cima de la torre principal por medio del reflujo de cima. Adicionalmente se introducen controladores de flujo en los reflujo medio e inferior para el control de los mismos (Figura 20). El controlador de temperatura fue sintonizado como tipo PID, mientras los controladores de flujo se sintonizan como tipo PI. La sintonización fue efectuada de forma automática por medio de la herramienta “Autotuner” de Aspen Hysys® (Tabla 6), esto debido a que según el número de casos y parámetros y a la baja profundidad del análisis de los mismos, no se justifica realizar dicha sintonización de forma manual.

Figura 20. Lazos de control en cascada y de reflujo medio e inferior.

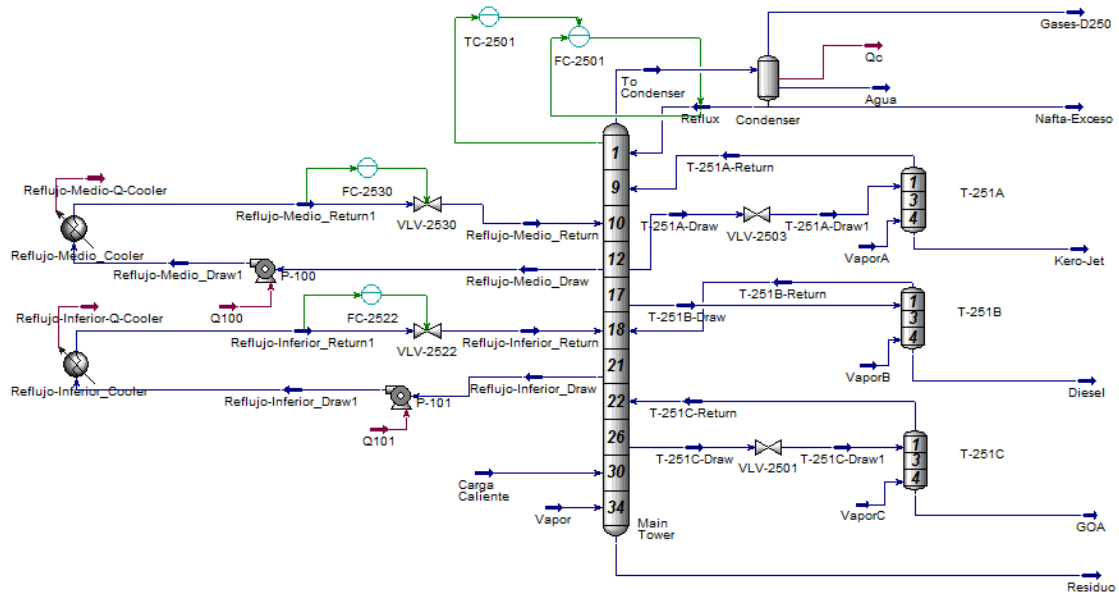


Tabla 6. Parámetros de sintonía para los controladores en cascada sugeridos por Aspen Hysys®.

Parámetros de sintonización	FC-2530	FC-2522	FC-2501	TC-2501
Kc	0.605	0.609	0.381	27.4
Ti	$7.33 \cdot 10^{-2}$	$3.67 \cdot 10^{-3}$	$3.67 \cdot 10^{-3}$	0.456
Td	-	-	-	$3.29 \cdot 10^{-2}$

DMC SISO

La variable a manipular para el controlador DMC (Figura 21) es el reflujo de cima, la variable a controlar es la temperatura de cima y la función de transferencia que relaciona dichas variables para el cálculo de la matriz dinámica es la denominada $G_{1,1(s)}$ (Tabla 5). Los parámetros para el lazo de control DMC SISO son los sugeridos por parte del simulador (Tabla 7). Los controladores en los reflujos fueron sintonizados como tipo PI por medio de la herramienta “Autotuner” de HYSYS (Tabla 6).

Figura 21. Lazos de control DMC SISO y de reflujo medio e inferior.

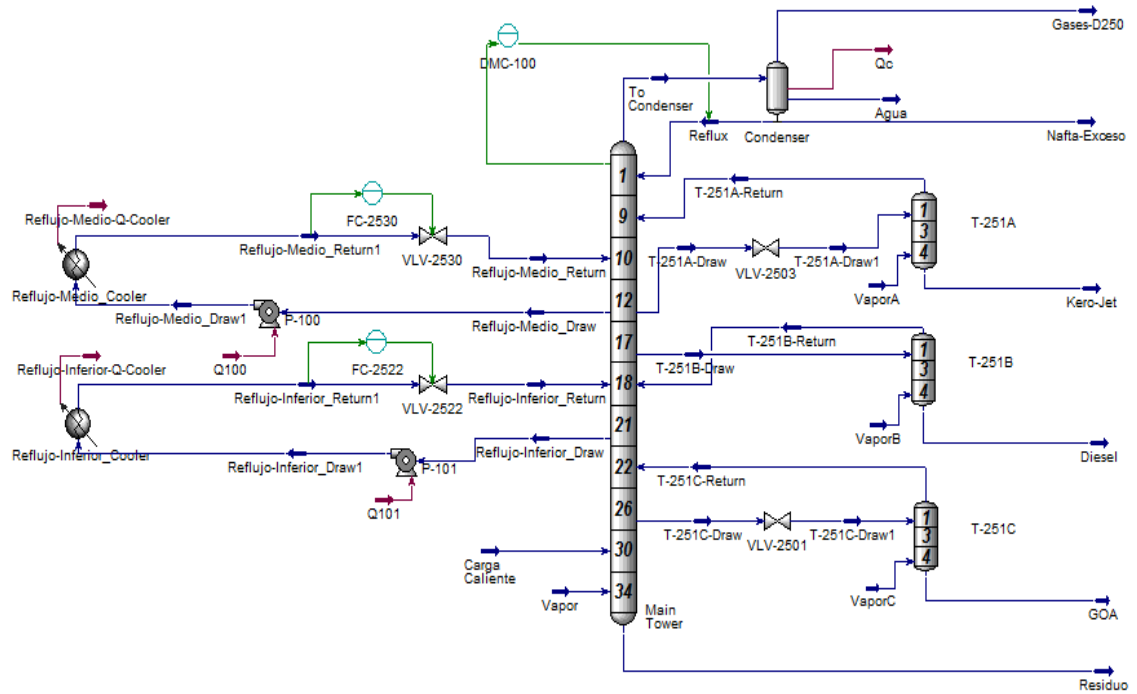


Tabla 7. Parámetros de los controladores DMC.

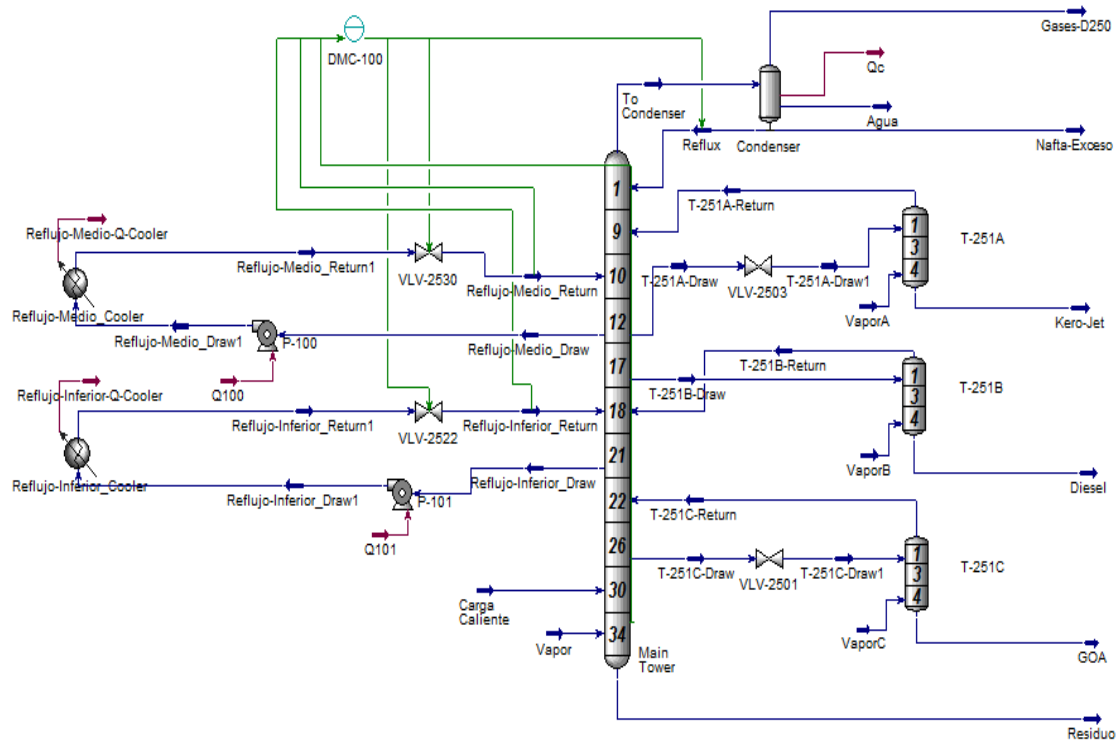
Parámetro	DMC SISO	DMC MIMO ₁	DMC MIMO ₂
Número de entradas	1	3	3
Número de salidas	1	3	3
Longitud de la respuesta escalón	50	50	300
Horizonte de predicción	25	25	150
Horizonte de control	2	2	12
Intervalo de control	30 s	30 s	5 s
Trayectoria	1	1	1
GammaU	1	1	1
GammaY	1	1	1

DMC MIMO

Un controlador DMC MIMO, cuyas variables a manipular son el reflujo de cima, medio e inferior; las variables a controlar son la temperatura de cima, del reflujo

medio e inferior fue codificado según la Figura 22. Las funciones de transferencia que relacionan dichas variables son presentadas en la Tabla 5; con estas funciones se calcula la matriz dinámica. Para la estrategia de control DMC MIMO se realizaron 2 esquemas con diferentes parámetros para el controlador, los cuales son lo que presenta el simulador por defecto y unos en los que se ajusta el intervalo de control de 30 a 5 s, manteniendo las relaciones de estos con la longitud de la respuesta escalón, el horizonte de predicción y el horizonte de control (Tabla 7).

Figura 22. Lazo de control DMC MIMO.



4.3.2.1 Comparación de estrategias de control. Las diferentes estrategias de control fueron probadas por medio de la aplicación de una perturbación tipo escalón del 20% en el flujo de alimentación. Los perfiles de los productos principales de cada estrategia de control y el modo manual (el cual no presenta control) ante la perturbación son presentados en las figuras 23-26. Según estas

figuras, todas las estrategias de control aplicadas logran la estabilización en un mismo valor para todos los productos. Esto se debe a que independientemente de la estrategia implementada, se realiza el control de la temperatura de cima por medio del reflujo de cima, lo cual conduce a que el perfil de temperatura y variables operacionales de la torre sea similares y por tanto los valores de sus corrientes de producto.

Figura 23. Perfiles de Nafta frente a una perturbación en la alimentación.

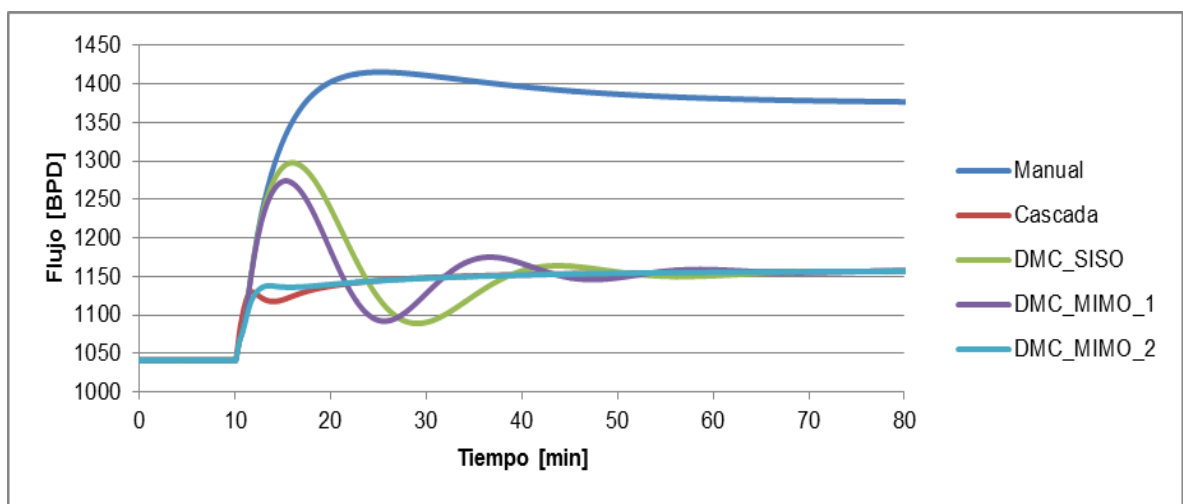


Figura 24. Perfiles de Kero frente a una perturbación en la alimentación.

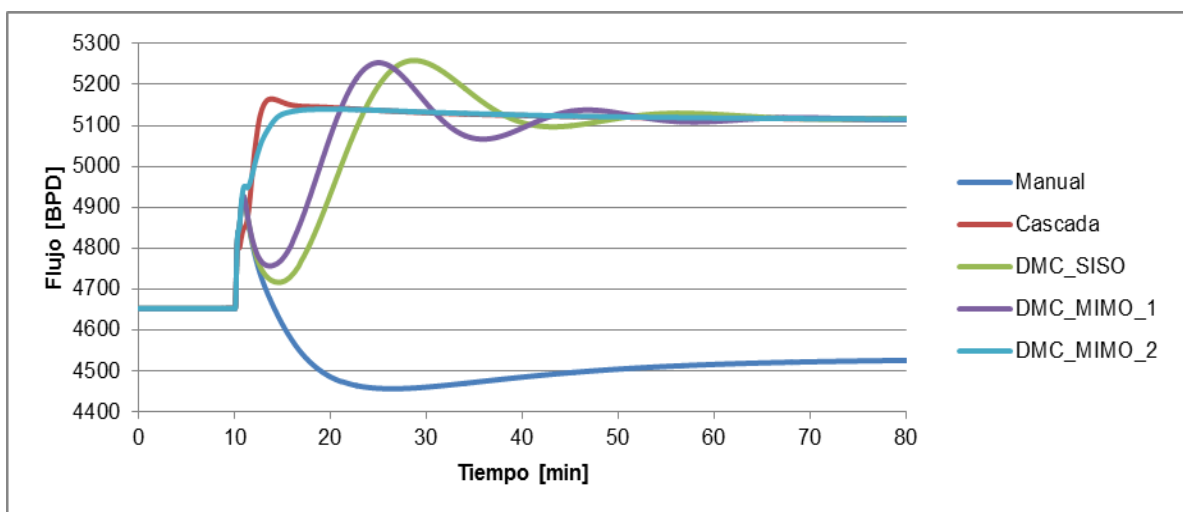


Figura 25. Perfiles de ACPM frente a una perturbación en la alimentación.

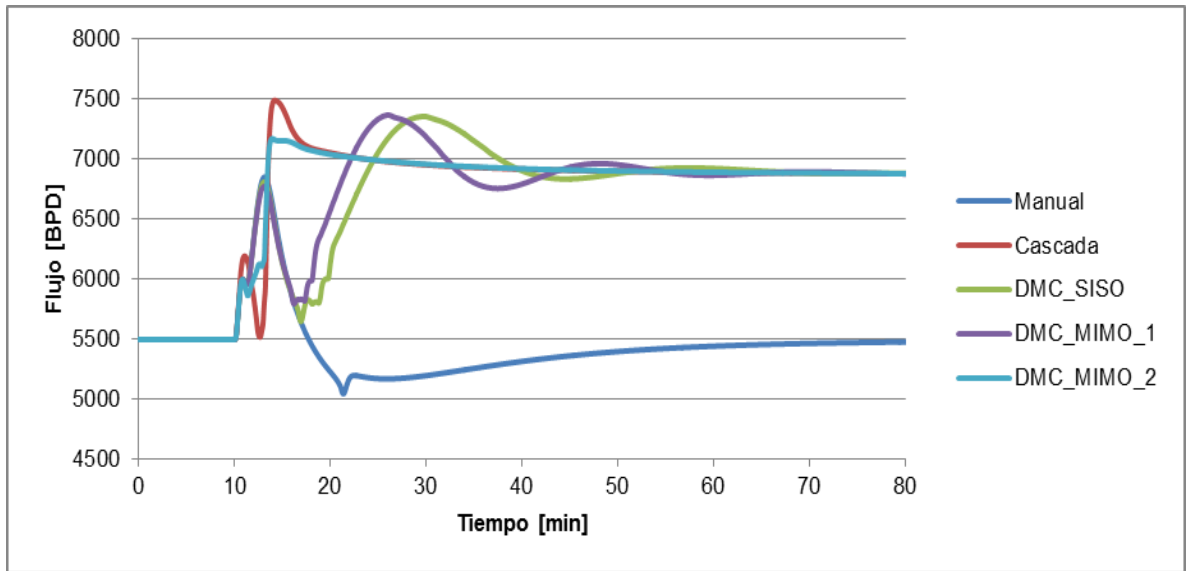
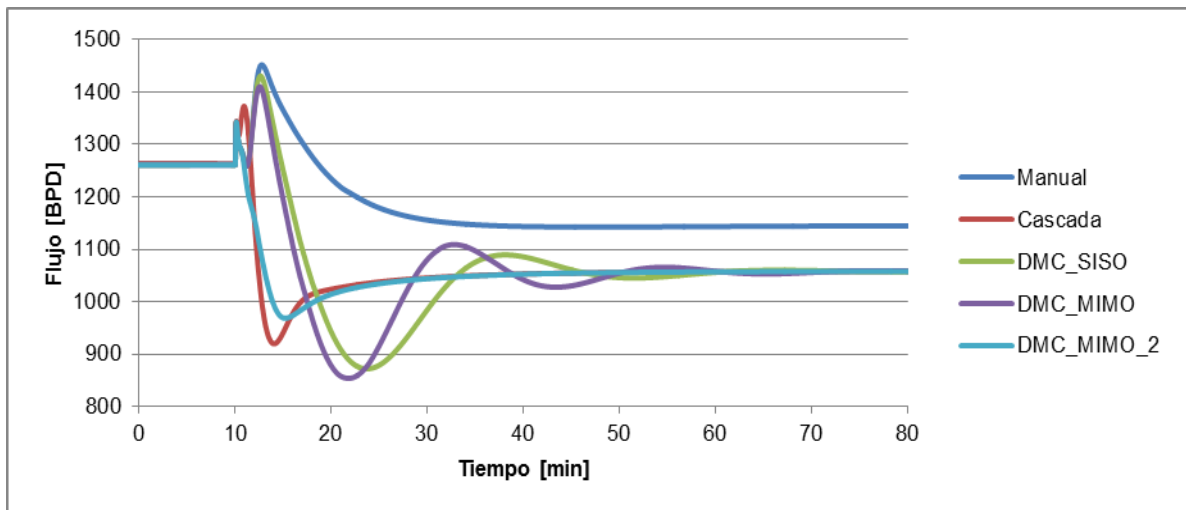


Figura 26. Perfiles de GOA frente a una perturbación en la alimentación.



También, las estrategias de control implementadas reportan un aumento en el rendimiento de los productos medios Kero en un 1.17% y ACPM en un 2.77%, respecto a la respuesta del sistema en lazo abierto o modo manual, esto teniendo en cuenta el incremento por parte de la perturbación realizada. Este incremento soporta la importancia de implementar un control adecuado en la torre de

destilación atmosférica y representan un incremento en los beneficios económicos del proceso. De otro lado, la estrategia de control DMC SISO presenta un comportamiento similar al obtenido con la estrategia DMC MIMO₁, aunque presentando esta última una respuesta más rápida. Lo anterior se debe a que la estrategia DMC MIMO₁ tiene en cuenta el efecto de un mayor número de variables controladas y manipuladas en el proceso y controla de manera más efectiva el perfil de temperatura en la torre. Asimismo, el control DMC MIMO₂ presenta el menor tiempo de estabilización en los productos, debido principalmente al ajuste realizado en sus parámetros (aumentando el tamaño de la matriz dinámica).

En las figuras 27-29 se presentan los perfiles de los reflujos de cima, medio e inferior frente a la perturbación en el flujo de carga. En estas figuras se observa que el comportamiento de los reflujos para los sistemas de control DMC varía en pasos discretos, esto debido a que dicha estrategia es un control avanzado de tipo discreto, es decir que el control no se realiza de forma continua sino cada cierto intervalo de tiempo.

Figura 27. Perfil del reflujo de cima frente a un cambio escalón en la carga.

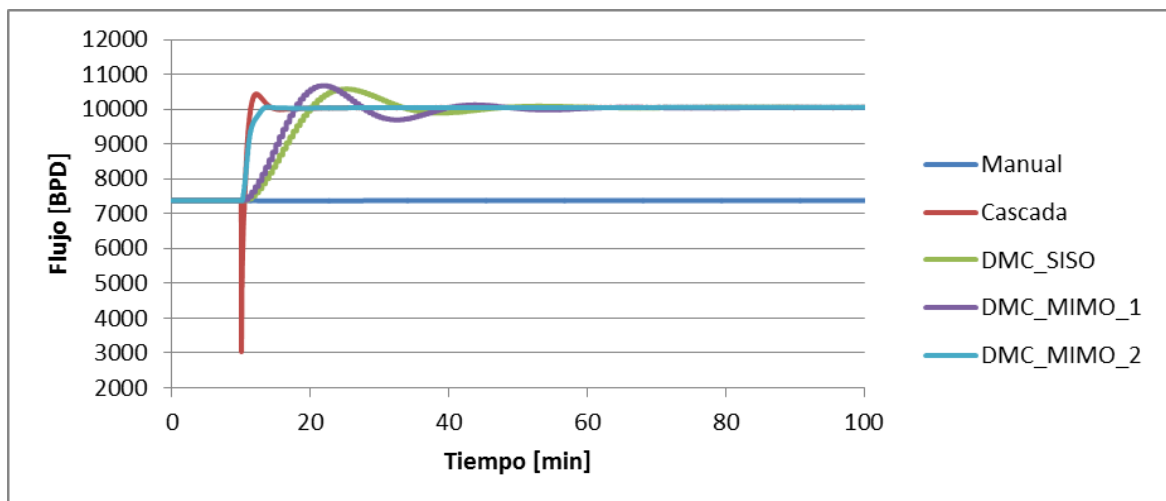


Figura 28. Perfil del reflujo medio frente a un cambio escalón en la carga

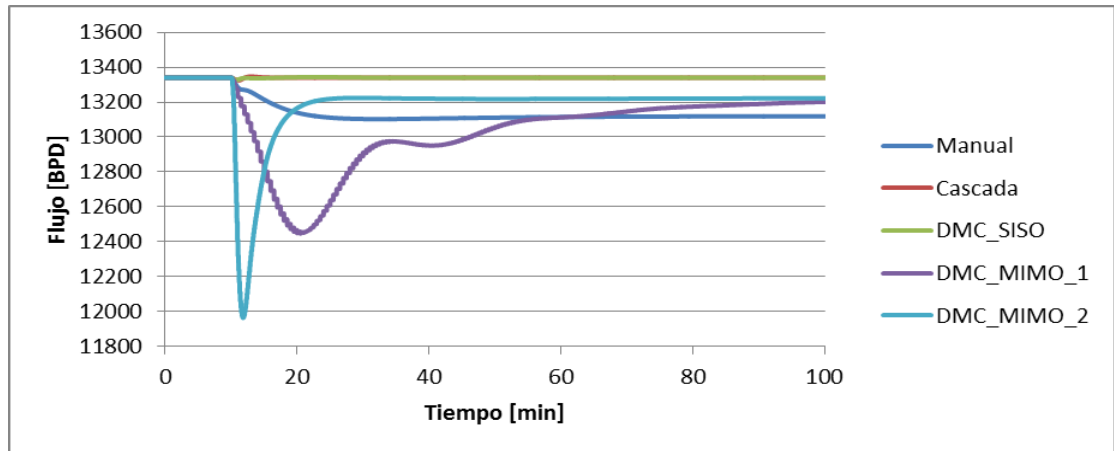
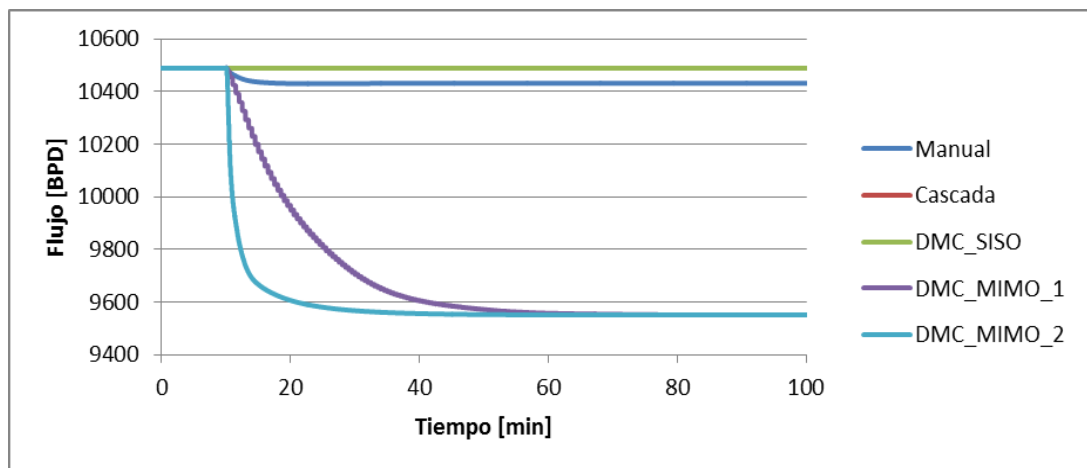


Figura 29. Perfil del reflujo medio frente a un cambio escalón en la carga



La figura 27 muestra un cambio brusco en el reflujo de cima con el control en cascada; este cambio es indeseado cuando se busca mantener la integridad en las válvulas. Asimismo, las estrategias DMC presentan comportamientos con tendencia más suaves que el presentado por el control en cascada. Por otra parte, en las figuras 28 y 29 se observa una disminución en los reflujo medio e inferior para las estrategias DMC MIMO, lo que sugiere que se presenta un mayor uso de dichos reflujo para mantener la estabilidad de la torre y por tanto su producción. Asimismo, con esta estrategia de control se obtiene un menor requerimiento energético para operar la torre hasta su estado estacionario final.

5. CONCLUSIONES

Teniendo en cuenta las limitaciones presentes en la incertidumbre de los datos reportados de la composición de la carga y/o inconvenientes operacionales en equipos y sensores, la simulación codificada en Aspen Hysys® representa en gran medida el comportamiento de algunas variables de salida para la torre de destilación atmosférica de la GRB según el ANOVA realizado, ofreciendo la posibilidad de analizar diferentes esquemas de control en su respectiva transición dinámica, sin afectar el proceso en planta, garantizando la rentabilidad del mismo.

Los modelos de las funciones de transferencia de primer orden más tiempo muerto, obtenidos a partir de los perfiles de temperatura en los reflujos de la torre ante los cambios realizados en los flujos de los mismos, representan una estimación apropiada y satisfactoria de su tendencia, teniendo en cuenta la dinámica compleja y no lineal de la torre de destilación, presentando coeficientes de determinación entre el 81 al 93%.

Los resultados de la implementación de la estrategia de control DMC MIMO para el control del perfil de temperatura en la torre y analizado frente a una perturbación en el flujo de alimentación, sugieren que la estrategia presenta un mejor rendimiento frente a las demás estrategias de control planteadas. Esto se debe al modelo predictivo introducido y a los ajustes en los parámetros requeridos para su implementación. De otro lado, el control en cascada puede presentar respuestas súbitas que afectan la integridad de las válvulas, desde luego, dependiendo de los parámetros utilizados para los controladores asociados.

6. RECOMENDACIONES

Los resultados en el presente trabajo advierten que el desempeño de la simulación en Aspen Hysys® está relacionado con el conocimiento de las propiedades y cantidades de cada uno de los flujos que componen la carga, por lo cual se recomienda realizar un seguimiento más detallado de la composición de los flujos de alimentación a las torres de destilación.

Considerando los desempeños obtenidos de las estrategias de control DMC, se recomienda realizar un análisis de sensibilidad a los parámetros de dicho controlador.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] WAUQUIER, J. P. El refino del petróleo: Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de fabricación. 1 ed. Ediciones Díaz de Santos S.A., 2004. p. 361-365. ISBN-13: 978-8479786236.

[2] PABUENA TORRES, Oscar. Simulación de la torre de destilación atmosférica T-250 utilizando Hysys: Identificación de funciones de transferencia y análisis en lazo cerrado. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química, 2016, 83 p.

[3] ANITHA, K.; SHUWANA, T. y KUMAR V. Simulation of Atmospheric and Vacuum Crude Units Using Aspen Plus. En: Petroleum Science and Technology. Agosto, 2011, vol. 29, no. 18, p. 1885-1894.

[4] RIAZI, M. R. Characterization and Properties of Petroleum Fractions. 1 ed. Philadelphia: American Society for Testing and Materials, 2005. p. 3-15. ISBN 0-8031-3361-8.

[5] GARCÍA GALLEGO, Miguel Ángel. Aplicación Hysys: Destilación atmosférica de crudo petrolífero. Tesis de Ingeniería Química. Sevilla: Universidad de Sevilla. Escuela Superior de Ingenieros. Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, 2012, p. 11-37, 221 p.

[6] MARTÍNEZ TRILLOZ, Omar; PORRAS AMAYA, Romel Rolando. Simulación de sistemas de control en procesos del sector oil & gas a través del software Aspen Hysys y conexión a Rockswell Automation con el estándar de comunicación OPC.

Tesis de Ingeniería en Control. Bogotá: Universidad Distrital Francisco José de Caldas. Facultad Tecnológica, 2015, 168 p.

[7] JONES, David; PUJADO, Peter. Handbook of Petroleum Processing. 1ed. Dordrecht, The Netherlands: Springer, 2006. p. 47-179. ISBN-10 1-4020-2819-9 (HB).

[8] UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA, Cadena del Petróleo. Bogotá D.C.: Strategy Ltda, 2013. p. 119-168. ISBN No. 978-958-8363-25-7.

[9] LOPEZ, Diana, *et al.* Optimization model of a system of oil distillation units with heat integration and matemodeling. Bucaramanga: Instituto Colombiano del Petróleo – Universidad Industrial de Santander, 2009. 16 p.

[10] ECOPETROL S.A.; TIPIEL S.A. Manual de procesos planta U-250. Barrancabermeja: GRB, 2015.

[11] TARIGHALESAMI, Amir Hossein, *et al.* Thermodynamic evaluation of distillation columns using exergy loss profiles: a case study on the crude oil atmospheric distillation column. En: Clean Technologies and Environmental Policy. Junio, 2012, vol. 14, no. 3., p. 381–387.

[12] BLANCO OLIVEROS, Johan Darío. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel de planta piloto para la producción de etanol anhidro. Tesis de maestría en Automatización Industrial. Bogotá D.C.: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería, 2011, 65 p.

[13] LÓPEZ BECERRA, Marlen Eliana; CANTERO VERGARA, Katty María. Diseño y simulación de un control de modelo predictivo tipo DMC (Dynamic Matrix Control) en un proceso continuo de producción de biodiesel. Tesis de Ingeniería

Mecánica. Barranquilla: Fundación Universidad del Norte. Departamento de Ingeniería Mecánica, 2006, p. 19-26. 67 p.

[14] BADWE, Abhijit S, et al. Detection of model-plant mismatch in MPC applications. *Journal of Process Control*, vol. 19, no. 8, Septiembre 2009, p. 1305-1313.

[15] CAMACHO, Eduardo F.; BORDONS, Carlos. Control predictivo: Pasado, presente y futuro. En: *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, octubre, 2004, vol. 1, no.3, p. 5-28.

[16] SERRA, M., et al. Analysis of different control possibilities for the divided wall column: feedback diagonal and dynamic matrix control. En: *Computers and Chemical engineering, ELSEVIER*. Junio, 2001, no. 825, p. 859–866.

[17] PALENCIA DIAZ, Argemiro, et al. Control por Matriz Dinámica (DMC): Sistemas de lazo simple y Multivariable. En: *Prospect*. Julio, 2010, vol. 8, no.2, p. 69-75.

[18] POSADA RESTREPO, Norha Ligia; RAMÍREZ URREGO, Jhon Alexander y ÁLVAREZ RODRÍGUEZ. Aplicación de diseño y simulación de DMC para plantas de primer orden con tiempo muerto y dinámica lenta. En: *Educación en Ingeniería*. Julio-Diciembre, 2014, vol. 9, no. 18, p. 35-43. ISSN 1900-8260.

[19] LUYBEN, William L. *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*. New York: Wiley-AIChE, 2006, p. 345. ISBN: 0-471-77888-5.

[20] HAYDARY, Juma y PAVLÍK, Tomás. Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using aspen plus and aspen dynamics. En: *Petroleum & Coal*, Abril, 2009, vol. 51, no.2, p. 100-109.

BIBLIOGRAFÍA

ANITHA, K.; SHUWANA, T. y KUMAR V. Simulation of Atmospheric and Vacuum Crude Units Using Aspen Plus. En: Petroleum Science and Technology. Agosto, 2011, vol. 29, no. 18, p. 1885-1894.

BADWE, Abhijit S, et al. Detection of model-plant mismatch in MPC applications. Journal of Process Control, vol. 19, no. 8, Septiembre 2009, p. 1305-1313.

BLANCO OLIVEROS, Johan Darío. Automatización y control regulatorio de una columna de destilación extractiva a nivel de planta piloto para la producción de etanol anhidro. Tesis de maestría en Automatización Industrial. Bogotá D.C.: Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería, 2011, 65 p.

CAMACHO, Eduardo F.; BORDONS, Carlos. Control predictivo: Pasado, presente y futuro. En: Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial, octubre, 2004, vol. 1, no.3, p. 5-28.

ECOPETROL S.A.; TIPIEL S.A. Manual de procesos planta U-250. Barrancabermeja: GRB, 2015.

GARCÍA GALLEGO, Miguel Ángel. Aplicación Hysys: Destilación atmosférica de crudo petrolífero. Tesis de Ingeniería Química. Sevilla: Universidad de Sevilla. Escuela Superior de Ingenieros. Departamento de Ingeniería Química y Ambiental, 2012, p. 11-37, 221 p.

HAYDARY, Juma y PAVLÍK, Tomás. Steady-state and dynamic simulation of crude oil distillation using Aspen Plus and Aspen Dynamics. En: Petroleum & Coal, Abril, 2009, vol. 51, no.2, p. 100-109.

JONES, David; PUJADO, Peter. Handbook of Petroleum Processing. 1ed. Dordrecht, The Netherlands: Springer, 2006. p. 47-179. ISBN-10 1-4020-2819-9 (HB).

LÓPEZ BECERRA, Marlen Eliana; CANTERO VERGARA, Katty María. Diseño y simulación de un control de modelo predictivo tipo DMC (Dynamic Matrix Control) en un proceso continuo de producción de biodiesel. Tesis de Ingeniería Mecánica. Barranquilla: Fundación Universidad del Norte. Departamento de Ingeniería Mecánica, 2006, p. 19-26. 67 p.

LÓPEZ, Diana, *et al.* Optimization model of a system of oil distillation units with heat integration and matemodeling. Bucaramanga: Instituto Colombiano del Petróleo – Universidad Industrial de Santander, 2009. 16 p.

LUYBEN, William L. Distillation Design and Control Using Aspen Simulation. New York: Wiley-AIChE, 2006, p. 345. ISBN: 0-471-77888-5.

MARTÍNEZ TRILLOZ, Omar; PORRAS AMAYA, Romel Rolando. Simulación de sistemas de control en procesos del sector oíl & gas a través del software Aspen Hysys y conexión a Rockswell Automation con el estándar de comunicación OPC. Tesis de Ingeniería en Control. Bogotá: Universidad Distrital Francisco José de Caldas. Facultad Tecnológica, 2015, 168 p.

PABUENA TORRES, Oscar. Simulación de la torre de destilación atmosférica T-250 utilizando Hysys: Identificación de funciones de transferencia y análisis en lazo cerrado. Tesis de Maestría en Ingeniería Química. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química, 2016, 83 p.

PALENCIA DIAZ, Argemiro, *et al.* Control por Matriz Dinámica (DMC): Sistemas de lazo simple y Multivariable. En: *Prospect.* Julio, 2010, vol. 8, no.2, p. 69-75.

POSADA RESTREPO, Norha Ligia; RAMÍREZ URREGO, Jhon Alexander y ÁLVAREZ RODRÍGUEZ. Aplicación de diseño y simulación de DMC para plantas de primer orden con tiempo muerto y dinámica lenta. En: *Educación en Ingeniería.* Julio-Diciembre, 2014, vol. 9, no. 18, p. 35-43. ISSN 1900-8260.

RIAZI, M. R. *Characterization and Properties of Petroleum Fractions.* 1 ed. Philadelphia: American Society for Testing and Materials, 2005. p. 3-15. ISBN 0-8031-3361-8.

SERRA, M., *et al.* Analysis of different control possibilities for the divided wall column: feedback diagonal and dynamic matrix control. En: *Computers and Chemical engineering, ELSEVIER.* Junio, 2001, no. 825, p. 859–866.

TARIGHALESLAMI, Amir Hossein, *et al.* Thermodynamic evaluation of distillation columns using exergy loss profiles: a case study on the crude oil atmospheric distillation column. En: *Clean Technologies and Environmental Policy.* Junio, 2012, vol. 14, no. 3., p. 381–387.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENEGÉTICA, *Cadena del Petróleo.* Bogotá D.C.: Strategy Ltda, 2013. p. 119-168. ISBN No. 978-958-8363-25-7.

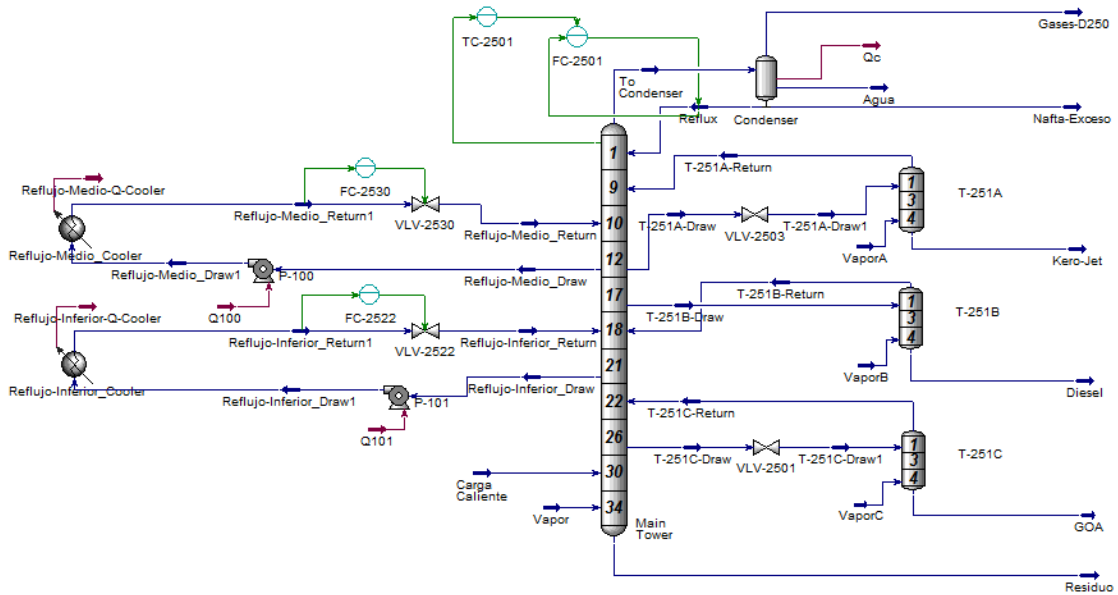
WAUQUIER, J. P. *El refino del petróleo: Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de fabricación.* 1 ed. Ediciones Díaz de Santos S.A., 2004. p. 361-365. ISBN-13: 978-8479786236.

ANEXOS

Anexo A. Producción y consumo de combustibles en Colombia para el 2012

COMBUSTIBLE	PRODUCCIÓN		CONSUMO	
	BPD	% CRECIMIENTO ANUAL	BPD	% CRECIMIENTO ANUAL
Gasolina Regular	67.919	-3,6	67.919	-1,2
Gasolina Extra	3.402	-	3.050	-1,6
ACPM	95.871	97	112.849	117
JP-A	24.182	1,1	21.497	4,9
Queroseno	594	-	186	-20
Avigas	250	2,8	360	2,2
Propano	17.777	-	19.619	-
Fuel Oil	72.624	-	552	-92,4
Total	282.620	-	226.031	-

Anexo B. Esquema de control en cascada de la torre de destilación atmosférica.



Anexo C. Características de ASPEN HYSYS

Aspen Hysys® es un software robusto en simulación de procesos petrolíferos, además se destaca por ser un simulador de procesos intuitivo y fácil de usar. Ofrece una base termodinámica completa para el cálculo preciso de las propiedades físicas, propiedades de transporte y el comportamiento de fase para el petróleo y las industrias del gas y la refinación⁶. Este software permite simulaciones tanto estáticas como dinámicas. Sus operaciones y propiedades permiten modelar una amplia gama de procesos con confianza, tiene una gran base termodinámica y sus paquetes de propiedades llevan a la presentación de un modelo más realista¹².

El paquete termodinámico seleccionado fue *Peng Robinson (PR)*, considerando que junto con la ecuación de *Soave-Redlich-Kwong (SRK)*, son dentro del grupo de las ecuaciones cúbicas de estado, las más usadas y que mejor predicen el comportamiento de las mezclas líquido-gaseosas; ambas fueron desarrolladas de forma explícita para cálculos de equilibrio vapor/líquido, pero, particularmente *PR*, representa adecuadamente el proceso de destilación atmosférica de crudo¹⁹.

Las simulaciones dinámicas ayudan a mejorar el diseño, optimización y operación de la planta química. En realidad, una planta industrial nunca trabaja en estado estable, puesto que cambios en las corrientes de alimentación, condiciones ambientales, ensuciamiento de equipos como los intercambiadores, entre otros, alteran las condiciones de operación del proceso. Las características transitorias o dinámicas del proceso se pueden estudiar con una herramienta de simulación dinámica como *Aspen Dynamics* o *Hysys Dynamics*. Simuladores ampliamente utilizados hoy en día en la industria para este tipo de análisis²⁰.

- Con la simulación dinámica se consigue:
- Optimización del proceso

- Selección, sintonización y optimización de los controladores
- Evaluación de seguridad
- Transiciones entre condiciones de operación

Anexo D. Consideraciones del ANOVA

Hipótesis nula	Todas las medias son iguales
Hipótesis alterna	Por lo menos una media es diferente
Nivel de significancia	$\alpha = 0,05$
Se presupuso igualdad de varianzas para el análisis.	

La anterior tabla presenta las suposiciones a tener en cuenta al realizar el análisis ANOVA de un solo factor. De acuerdo con el nivel de significancia definido en este tipo de pruebas, al obtenerse un valor- $p > 0.05$, se establece que no hay evidencia suficiente para rechazar la hipótesis nula.