ACTUALIZACIÓN DE LA MATRIZ DE CONTROL AVANZADO DE LA TORRE T-201 A DIFERENTES MEZCLAS DE CRUDO EN LA UNIDAD U-200 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA MEDIANTE SIMULACIÓN DINÁMICA

ROBERTO SANCHEZ RAMIREZ



UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA
2018

ACTUALIZACIÓN DE LA MATRIZ DE CONTROL AVANZADO DE LA TORRE T-201 A DIFERENTES MEZCLAS DE CRUDO EN LA UNIDAD U-200 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA MEDIANTE SIMULACIÓN DINÁMICA

ROBERTO SANCHEZ RAMIREZ

Trabajo de grado para optar al título de Magister en ingeniería Química

Director:

CARLOS JESÚS MUVDI NOVA PhD en Ingeniería de Procesos

Co-Director

LUIS ANDRÉS RODRÍGUEZ CARRILLO

Msc en Automatización Industrial

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA

2018

DEDICATORIA

A Dios primero que todo quien es mi soporte en todo momento

Este trabajo va dedicado a mis hijos María Angelica Sánchez, Juan Pablo Sánchez y Ángel Santiago Sánchez por el apoyo y compresión durante los últimos 3 años en los que se ejecutó el proyecto y la maestría en los cuales sacrifique momentos especiales con ellos.

Este trabajo también se lo dedico a mis padres Roberto Sánchez y Eva Ramírez quienes me enseñaron a tener objetivos y luchar hasta lograrlos.

A mi hermano y hermanas quienes siempre me han ayudado a salir adelante y se enorgullecen de mis logros.

AGRADECIMIENTOS

Al profesor Carlos Jesús Muvdi por su dedicación y entrega en este proyecto, por sus valiosos aportes y consejos.

A mi mejor amiga y compañera quien siempre me apoya en todo momento

A Carlos Maldonado por el constante apoyo en la consecución de la información del proceso.

A Marisela Chávez quien siempre me apoyó para obtener este logro.

A la Gerencia Refinería de Barrancabermeja por haberme permitido realizar el proyecto de maestría en sus instalaciones

A la Universidad Industrial de Santander.

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	Pág.
INTRODUCCIÓN	
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	
2. OBJETIVOS	
2.1. OBJETIVO GENERAL:	
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS:	
3. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE	
3.1 REFINACIÓN DEL PETRÓLEO	
3.2 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA UNIDAD U-200	24
3.3 CONTROL MULTIVARIABLE (DMC)	26
3.4 ANTECEDENTES	28
3.5 MARCO DE REFERENCIA	
4. METODOLOGÍA	39
4.1 Simulación en estado estacionario	40
4.1.1 Datos de diseño y simulación	40
4.1.2 Determinación de casos de operación	40
4.1.3 Validación de resultados en estado estacionario	40
4.2 Simulación en estado dinámico	41
4.2.1 Recolección de información	41
4.2.2 Construcción de lazos de control en el modelo transitorio	41
4.2.3 Verificación de los resultados en estado transitorio en lazo cerrado.	41
4.2.4 Construcción de la matriz dinámica a diferentes °API	42
5. RESULTADOS Y ANÁLISIS	43
5.1 ANÁLISIS DE DATOS HISTORICOS DE PLANTA	43
5.2 SIMULACIÓN de la t-201 EN ESTADO ESTACIONARIO	48
5.2.1 Especificaciones de la dieta cargada para la simulación en estado es de la T-201 en Hysys 9.0®	
5.2.2 Escenarios para el análisis de la convergencia en la simulación esta diferentes dietas	
5.3 SIMULACIÓN DE LA T-201 EN ESTADO DINÁMICO	58

5.3.1 Transición al estado dinámico en Hysys 9.0 ${\mathbb R}$ 58
5.3.2 Análisis de las respuestas en lazo abierto y cerrado en Aspen Hysys 9.0 ®
5.4 CONSTRUCCIÓN DE LOS MODELOS PARA LA MATRIZ DE CONTROI AVANZADO73
5.4.1 Descripción de la sintonía actual y definición de las variables utilizadas en e control avanzado73
5.4.2 modelos de la matriz dinámica para la dieta crudo actual con °API 2474
5.4.3 MODELOS DE LA MATRIZ DINAMICA PARA mezclas de crudo con °API 2 [,] / 2894
6. CONCLUSIONES98
7. RECOMENDACIONES99
CITAS BIBLIOGRPAFICAS100
BIBLIOGRAFÍA102
ANEXOS104

LISTA DE FIGURAS

Pág.
Figura 1. Esquema de la unidad U-200 de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja
Figura 2. Diagrama de flujo de la sección de destilación atmosférica de la unidad U- 200
Figura 3. Estructura de optimización global de control avanzado28
Figura 4. Esquema metodológico
Figura 5. Probabilidad normal a un 95% de confianza de la carga a la unidad U-200.
Figura 6. Flujos volumétricos del intervalo 15 de enero- 15 de abril de 2018 para el
Jet, ACPM, Gasóleo, Nafta y Carga
Figura 7. Comportamiento del flujo volumétrico de los reflujos de cima, medio e inferior47
Figura 8. Porcentaje de destilación en volumen a) Real, b) Assay simulado49
Figura 9. Entorno de simulación de la torre T-201 en el subsistema50
Figura 10. Especificaciones para la convergencia de la torre T-201 en Aspen Hysys52
Figura 11. Respuesta de las pruebas del estado casi-estacionario de los platos de
Jet, ACPM y Gasóleo real y simulado contrastado con la producción del ACPM55
Figura 12. Respuesta de las pruebas del estado casi-estacionario de los platos de
Jet, ACPM y Gasóleo real y simulado contrastado con la producción del ACPM
escenario 256
Figura 13. Respuesta de las pruebas del estado casi-estacionario de los platos de
Jet, ACPM y Gasóleo real y simulado contrastado con la producción del ACPM
escenario 357
Figura 14. Esquema predeterminado en Hysys de una torre de destilación en el sub-
flowsheet. Fuente: Aspen Hysys®58
Figura 15. Curvas de destilación experimental y simulada de los productos de la
torre T-201 con la norma ASTM-D8660
Figura 16. Estado transitorio de la torre T-201 en el entorno de simulación de Aspen
Hysys 9.0
Figura 17. Respuesta en lazo abierto de flujo productos y presión en la cima, sin
perturbaciones
Figura 18. Respuesta en lazo abierto de la temperatura de salida del plato de
Gasóleo, Jet, Cima y ACPM
Figura 19. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico de la carga a la torre
T-201 a un incremento del 10%
Figura 20. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico del ACPM y la presión
de cima ante un aumento del 10% de la carga66

Figura 21. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico de los gases en el tope y
ante un aumento del 10% de la carga67
Figura 22. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico de los gases en el tope y
ante un aumento del 10% de la carga68
Figura 23. Respuesta en lazo abierto de las temperaturas de los platos de productos
de Gasóleo y ACPM68
Figura 24. Respuesta en lazo abierto de las temperaturas de los platos de productos
de Gasóleo, Jet, ACPM y Gases de cima69
Figura 25. Lazos de control instalados en circuitos laterales en la torre T-201 y torres
de despojo en el entorno de simulación de Aspen Hysys 9.0®71
Figura 26. Lazos de control instalados en los productos de torre T-201 en el entorno
de simulación de Aspen Hysys 9.0®¡Error! Marcador no definido.
Figura 27. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el punto final de ebullición de la Nafta ante una perturbación de 1 y 5°F78
Figura 28. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el punto 10% de destilación del Jet ante una perturbación de 1 y 5°F79
Figura 29. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el punto final de destilación del Jet ante una perturbación de 1 y 5°F80
Figura 30. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 95% de destilación del ACPM ante una perturbación de 1 y 5°F81
Figura 31. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el FIC-205 ante una perturbación de 1 y 5°F82
Figura 32. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 10% de destilación de Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd83
Figura 33. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 95% de destilación de ACPM ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd84
Figura 34. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
la apertura la válvula LIC-202 una perturbación de 100 bpd y 500 bpd85
Figura 35. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 95% de destilación del ACPM ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd86
Figura 36. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
la apertura de la válvula del LIC-203 ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.
87
Figura 37. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 10% de destilación del Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd88
Figura 38. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el punto final de ebullición del Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd89
Figura 39. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación del
FIC-205 a una perturbación de 100 bpd y 500 bpd90
Figura 40. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el punto final de ebullición del Jet a una perturbación de 100 bpd y 500 bpd91

Figura 41. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para
el 95% de destilación del ACPM a una perturbación de 100 bpd y 500 bpd92
Figura 42. Curvas de destilación para el ACPM de acuerdo a la norma ASTM D86
94

LISTA DE TABLAS

Pag.
Tabla 1. Lista de variables manipuladas y controladas de la torre T-201
Tabla 6. Resultados de la convergencia de la temperatura de los platos del escenario 2
Tabla 7. Resultados de la convergencia de la temperatura de los platos del escenario 3
Tabla 8. Datos de proceso y geometría de la torre T-201 y despojadoras
Tabla 14. Variables de calidad controladas en lazo cerrado vs parámetros de calidad de productos de Ecopetrol S.A
Tabla 16. Matriz de control avanzando para una dieta de crudo con una °API de 28.

LISTA DE ANEXOS

ANEXO 1. RENDIMIENTOS MEDIOS Y PERFIL	DE TEMPERATURA DE
PRODUCTOS	104
ANEXO 2. ESPECIFICACIONES DE CALIDAD	DE LOS CRUDOS QUE
INGRESAN A LA GRB (2017)	104
ANEXO 3. VARIABLES INDEPENDIENTES UTILIZAD	DAS EN ASW COMO CASC
BASE	105
ANEXO 4. VÁLVULAS DE CONTROL DE CRUDOS	105
ANEXO 5. VÁLVULAS DE CONTROL INSTALADAS D	DE LA TORRE T-201106

GLOSARIO

CAP: Control Avanzado de Procesos (Controll Process

Advanced).

CV: Variable controlada.

DMC: Control Matricial Dinámico (Dynamic Matrixial Controller)

Gravedad API: El término gravedad API (American Petroleum Institute)

se utiliza para clasificar al crudo de acuerdo a su densidad, entre menor sea el valor de °API el crudo será

más denso y, por tanto, más pesado.

MV: Variable manipulada.

PID: Proporcional-Integral-Derivativo

P&ID's: Diagrama de Tubería e Instrumentación (Piping and

Instrumentation Diagram)

TBP (True Boiling Point): Método de destilación ideal que incorpora más de 100

placas teóricas y una alta relación de reflujo, debido a estas dos condiciones la temperatura permanece constante durante la evaporación. ASTM D2892; ASTM

RESUMEN

TÍTULO: ACTUALIZACIÓN DE LA MATRIZ DE CONTROL AVANZADO DE LA T-201 A DIFERENTES MEZCLAS DE CRUDO EN LA UNIDAD U-200 DE LA GERENCIA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA MEDIANTE SIMULACIÓN DINÁMICA*

AUTORES: Roberto Sánchez Ramírez**

PALABRAS CLAVES: Simulación, estado estacionario, DMC, control avanzado

RESUMEN:

La actualización de un sistema de control avanzado a través de test en operación representa una tarea compleja y dispendiosa para el negocio de la refinación. En el siguiente trabajo se proponen tres matrices con sus respectivos modelos a través de simulación dinámica.

El desarrollo del documento parte de una adaptación y modelado de la torre T-201 en estado estacionario utilizando Aspen Hysys 9.0® en donde se evalúan diferentes escenarios y se realiza un estudio predictivo de puntos de operación dentro de un periodo de estudio. Posteriormente, se realizó la transición del estado estable al estado dinámico utilizando la sintonía actual en planta y se evaluaron tres dinámicas, que componen la dinámica con la carga actual de gravedad API 24, una carga de gravedad API °21 y finalmente una carga con API °28.

Con las tres dietas se propuso tres matrices para el Control Dinámico Matricial y sus modelos a partir de los controladores clásicos PID.

^{*} Trabajo de grado

^{**} Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director Carlos Jesús Muvdi Nova Ingeniero Químico, M. Sc., PhD.

ABSTRACT

TITLE: UPDATE OF THE ADVANCED CONTROL MATRIX OF THE T-201 TO DIFFERENT CRUDE MIXTURES IN THE U-200 UNIT OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY MANAGEMENT THROUGH DYNAMIC SIMULATION*

AUTHORS: Roberto Sánchez Ramírez**

KEYWORDS: Simulation, steady state, DMC, advanced control

DESCRPTION:

Updating an advanced control system through in-process tests represents a complex and time-consuming task for the refining business. In the following work, three matrices with their respective models are proposed through dynamic simulation. The development of the document is based on an adaptation and modeling of the T-201 tower in a stationary state using Aspen Hysys 9.0®, where different scenarios are evaluated and a predictive study of points of operation is made within a study period.

Subsequently, the transition from stable state to the dynamic state was made using the current tuning in the plant and three dynamics were evaluated, which make up the dynamics with the current load of °API severity 24, a gravity load °API 21 and finally a load with API ° 28. With the three diets, three matrices were proposed for the Dynamic Matrix Control and their models based on the classic PID controllers.

Work degree.

^{**} Physicochemical Engineering Department. Chemical Engineering School. Master's Degree in Chemical Engineering. Advisor: Director Carlos Jesús Muvdi Nova, M. Sc., PhD.

INTRODUCCIÓN

La disminución de reservas de crudos livianos y la actualización tecnológica de sistemas y plantas ha sido el principal cuello de botella en la operación de las industrias de refinación de conversión media. Actualmente, la Gerencia Refinería de Barrancabermeja carga mezclas de crudos con gravedad API comprendidos entre los °23 y °42 a las unidades de destilación atmosférica. Estas unidades cuentan con un sistema de Control Avanzado (CAP) que tiene como filosofía maximizar el punto de operación de la unidad dentro de las restricciones del proceso, respetando las ventanas operacionales establecidas y la calidad de los productos.

Para el año 2009 se realizó la instalación del CAP en la unidad U-200 diseñada para procesar crudos medianos API de °29. Sin embargo, actualmente la mezcla que se carga a esta unidad corresponde a un hidrocarburo de gravedad API °24, lo que sugiere una actualización de la matriz de control dinámico del CAP. Este proyecto pretende demostrar que se requiere una actualización inmediata de los modelos de este sistema de control y así mismo, disponer de otros modelos para dietas de crudos medianos.

A nivel profesional el siguiente trabajo realizado mediante simulación por computadora permite predecir los rendimientos de la unidad U-200 y aporta al entrenamiento operacional de los ingenieros de la planta asociado a la influencia de la dieta en el control de las variables de calidad y volumétricos de los productos.

Este trabajo aborda el modelamiento por simulación en *Aspen Hysys 9.0*® en tres etapas: <u>Simulación en estado estacionario</u>: describe la predicción la torre T-201 en un periodo de estudio; <u>Simulación en estado transitorio</u>: Proporciona una simulación dinámica del proceso y la descripción de los modelos de la matriz de control dinámico para una °API de 24 la cual representa la dieta actual. <u>Planteamiento de dos matrices alternativas</u>: La matriz de control avanzado contiene un modelo para cada variable de control con su respectiva variable manipulada, la cual contribuye en la predicción de las variables controladas.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En el año 2007, Ecopetrol S.A implementó en la Refinería de Barrancabermeja la estrategia de control avanzado de procesos (APC, *Advance Process Control*) a las unidades de destilación primaria de crudo, la cual consiste en un control dinámico matricial (DMC, *Dynamic Matrix Control*). Esta estrategia de control se describe como un sistema de control multivariable, predictivo, restringido y optimizador que tiene como objeto garantizar la estabilidad y control de las variables claves del proceso, buscando el mayor rendimiento de productos medios, dentro de los parámetros de calidad e integridad de los equipos.

La U-200 es una de las cinco unidades de destilación primaria del departamento de refinación de crudos de la Refinería de Barrancabermeja, en la cual se construyó el APC teniendo en cuenta modelos determinados experimentalmente a partir de las curvas de respuesta de las variables de salida ante cambios en algunas variables de entrada. Cabe resaltar que dichos modelos del control se desarrollaron con crudos con gravedad API entre 25 y 30 [1]. Con el tiempo se ha disminuido la producción de los crudos livianos y limpios en el país, por tanto, ha sido necesario cargar en mayor proporción crudos pesados, con una gravedad que fluctúan entre 19 y 24 API, por ende, la mezcla de crudos final que recibe la unidad de refinación se ha mantenido dentro del rango de 20 a 24 °API. Así mismo, los crudos cargados se caracterizan por contener mayores contenidos de azufre, mayor acidez (TAN), mayor contenido de asfáltenos, entre otros factores que modifican la dinámica de respuesta del proceso y del sistema de control. Esta dinámica diferente hace que los modelos determinados para el control APC se desactualicen y de esta manera los controladores (DMC) no operen satisfactoriamente dificultando que la torre T-201 extraiga de forma óptima y sostenida la mayor cantidad de productos valiosos como Jet-A1 y Diésel con la calidad deseada.

Con el procesamiento de dichos crudos en las unidades de destilación primaria, se ha evidenciado una disminución de rendimientos de medios (Jet y diésel) que el sistema de control avanzado de procesos no ha sorteado satisfactoriamente por haber sido configurado con otros tipos de crudos y para cumplir con las especificaciones de calidad de los productos. Al realizar una evaluación preliminar se ha detectado una diferencia entre los rendimientos de los productos de la unidad en comparación con los datos de cálculo del control avanzado. Esto es debido a que estos parámetros iniciales no han sido actualizados desde su creación (2009) y en estos momentos la variación en las dietas de crudo es diferente a la inicialmente calculada; por tanto, se requiere la revisión y actualización de los modelos del controlador con respecto a las dietas actuales de crudo que carga la unidad.

Actualmente, para mantener los mismos rendimientos de medios (Jet y Diésel) en valores de 30% a 32% se ha optado por producir el Diésel con una especificación de calidad (95% de destilación) mayor a la estipulada en el plan de calidad (370°C) y se corrige finalmente con diésel de otras unidades o importado, que se mezclan en el *blending* de productos lográndose así la calidad requerida para su comercialización.

Por lo expuesto anteriormente, surge la necesidad de actualizar el control avanzado y obtener un mayor recobro de Jet y diésel frente a las mezclas de crudos pesados. De igual forma determinar el cómo afectan las dietas actuales de carga a las ganancias de las curvas del modelo de control avanzado actual a una respuesta escalón unitario del controlador.

Por consiguiente, el alcance de este trabajo de aplicación será actualizar los modelos del control avanzado para que estén acorde a las actuales dietas de crudo que se procesan en la refinería, sin causar disturbios operacionales y/o pérdidas de productos valiosos. Esto se logrará con la construcción de un modelo de simulación que se ajuste mejor a la realidad actual de dietas de crudos que carga la unidad. Mediante este modelo simulado se obtendrán las nuevas matrices, que son los cimientos del control avanzado. De igual forma, se desarrollarán análisis estadístico sobre los datos históricos de la simulación para definir los rangos y sintonías de variabilidad del control avanzado.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL:

Realizar la simulación de la torre de destilación atmosférica T-201de la U-200 de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja para el desarrollo de los modelos de control avanzado mediante modelamiento dinámico utilizando software *Aspen Hysys 9.0* ®.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- Simular en estado estacionario la T-201 de la U-200 de la Gerencia Refinería
 Barrancabermeja usando el software Aspen Hysys 9.0 ®.
- Implementar el simulador en estado transitorio, con los lazos de control clásicos de la T-201.
- Desarrollar los diferentes modelos para el sistema de control avanzado, basado en pruebas de simulación en estado transitorio a diferentes mezclas de crudo que carga la unidad.

3. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE

3.1 REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

La refinación del petróleo tiene la función de transformar los Crudos de Petróleo en productos comercializables tales como gasolinas, Jet fuel, ACPM, gasóleos entre otros. Es, por lo tanto, un eslabón más en la cadena de un negocio integrado que se inicia con la exploración y sigue con la producción, venta-compra de crudo, transporte, refinación, distribución y venta de productos terminados.

La destilación es una operación que permite la separación de compuestos químicos a través de diferencias en las volatilidades y puntos de ebullición. La destilación atmosférica y al vacío son los procesos iniciales en la refinación de crudo, y consiste en aprovechar dichas propiedades fisicoquímicas para obtener fracciones del crudo con diferentes características, sin introducir cambios en la estructura química original de los componentes [2].

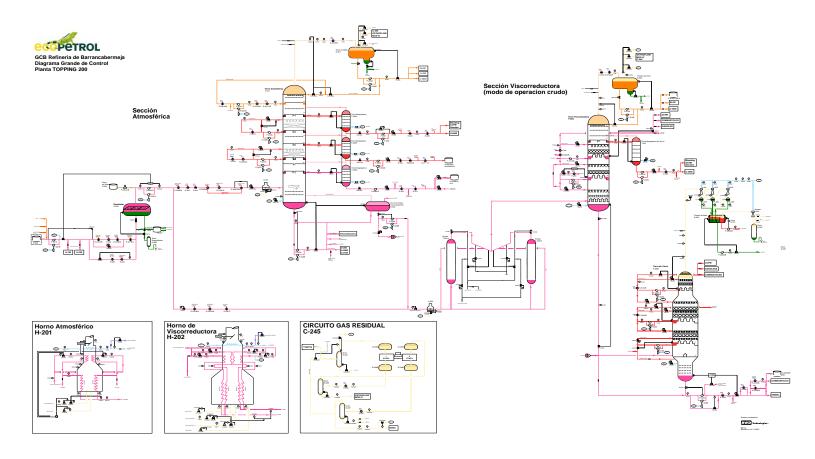
La destilación de petróleo se realiza en una serie de torres fraccionadora (Figura 1). El flujo de crudo que se alimenta a una torre de destilación necesita ser calentado antes de entrar en la columna de fraccionamiento y esto se hace en una serie de intercambiadores de calor, donde se toma el calor de otras corrientes de proceso que requieren enfriamiento, hasta llegar a un horno donde se adiciona más energía para alcanzar una temperatura predeterminada suficiente para que una porción del crudo se convierta en vapor. El horno y la torre de destilación constituyen las partes esenciales de una unidad de destilación [2].

En la Figura 1 se presentan los equipos principales que componen la U-200 de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.

• D-222 Desalador de la unidad, este equipo realiza una limpieza o lavado a los contaminantes que trae el crudo.

- T-201: Torre de destilación primaria de crudo en la cual se realiza el proceso físico de separación de los componentes del petróleo.
- T-204: Esta torre de destilación atmosférica se puede operar de dos formas; una como torre de destilación atmosférica cargando crudo y otra como viscorreductora cargando asfalto como alimentación.
- T-205: Es una torre de destilación al vacío, en la cual se alimenta con los fondos de la T-204 y/o fondos T-201.
- H-201 y H-202: Son los hornos de precalentamiento con los que cuenta la unidad

Figura 1. Esquema de la unidad U-200 de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.



Fuente: Manual de operaciones unidad U-200 [1]

3.2 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA UNIDAD U-200

En la Figura 2 se presenta la torre T-201 la cual hace parte de la planta U-200 y es en esta unidad donde se enfoca la propuesta de mejora. A continuación, la descripción de la unidad.

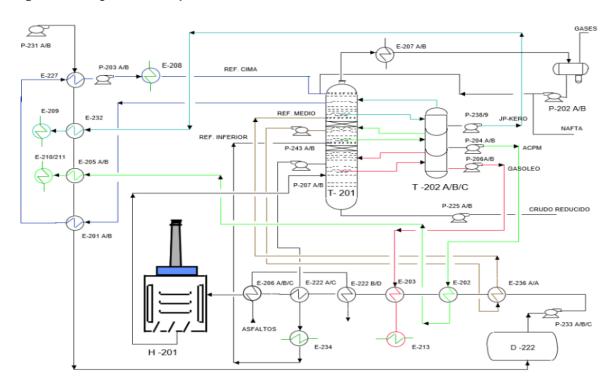


Figura 2. Diagrama de flujo de la sección de destilación atmosférica de la unidad U-200.

La unidad de crudo tiene una operación bastante estable y sus modos de operación no implican cambios significativos. Los principales ajustes en el modo de operación se relacionan con la calidad de la dieta, tipos de crudo, gravedad API, azufre, contenido de BSW (lodos, sedimentos y agua).

El crudo parcialmente vaporizado sale del horno H-201 y por la línea de transferencia entra a la torre atmosférica T-201 a la altura de la zona de vaporización

instantánea (zona flash). La fracción **líquida** de la carga de crudo fluye hacia el fondo de la torre, donde existen 4 platos de despojo y la fracción vaporizada asciende hacia la zona de fraccionamiento, donde se dispone de 29 platos perforados y tres zonas empacadas.

La condensación de los vapores de hidrocarburo ocurre a medida que la temperatura en la torre se reduce, mediante los reflujos externos e internos, produciendo corrientes laterales liquidas que se recuperan en las torres de despojo o en el condensador de cima.

La torre T-201 comprende los siguientes circuitos y productos:

- Circuito de Cima: los gases de cima se condensan parcialmente en el lado casco de los condensadores de cima y llegan al tambor acumulador de cima.
 La parte no condensada se envía hacia el compresor de gases C-245 o hacia las unidades recuperadoras de vapores VRU de las unidades cracking.
- Nafta Virgen: es la fracción líquida más liviana, con un intervalo de la destilación ASTM D-86 entre 118-420°F (máximo). Puede tener múltiples usos dependiendo del esquema de refinación, por ejemplo, puede usarse para preparación de gasolina o ser cargada a otras unidades para procesos de extracción de aromáticos.
- Jet: es una de las fracciones de los destilados medios, siendo su destilación ASTM D-86 entre 284 -540°F (máximo). Después de salir de la torre atmosférica pasa por un proceso tratamiento con soda caustica para eliminar agua, H₂S y otros compuestos no deseados y luego es utilizado como combustible en turbinas de avión.
- Circuito de ACPM: aceite combustible para motores, también llamado diésel.
 Es un destilado medio cuyo intervalo de destilación según ASTM D-86 está entre 478 y 715°F (máximo). Está destinado a ser usado como combustible en vehículos de motores diésel, para generar energía mecánica y eléctrica; y en quemadores de hornos, secadores y calderas.
- Circuito de Gasóleo atmosférico: el gasóleo se extrae del plato colector de la torre y entra al despojador. El despojo se hace con vapor que ha sido

sobrecalentado en la zona de convección del horno atmosférico. Los vapores del despojador regresan a la torre por encima del plato de extracción. El gasóleo sale por el fondo del despojador a enfriarse y se envía a tanques de almacenamiento y a sistema de aceite de sello de bombas.

- Circuitos de Reflujos (cima, medio e inferior)
- Circuito de Fondos

Las especificaciones de calidad para la mayoría de los productos derivados del petróleo son tan altas que hacen que sea difícil su comercialización directa luego del proceso de destilación atmosférica. De hecho, el propósito de operación unitaria es la disposición de las fracciones que sirven como materias primas para las operaciones de refinación intermedias y algunos también se mezclan como componentes para la preparación final de combustibles.

3.3 CONTROL MULTIVARIABLE (DMC)

El control predictivo basado en modelos se presenta actualmente como una atractiva herramienta que permite incorporar criterios operacionales a través de la utilización de una función objetivo y restricciones para el cálculo de las acciones de control. Además, estas estrategias de control han alcanzado un nivel muy significativo de aceptación industrial en aplicaciones prácticas de control de procesos.

El control predictivo basado en modelos se basa principalmente en los siguientes elementos:

- El uso de un modelo matemático del proceso que se utiliza para predecir la evolución futura de las variables controladas sobre un horizonte de predicción.
- El establecimiento de una trayectoria deseada futura, o referencia, para las variables controladas.

- El cálculo de las variables manipuladas optimizando una cierta función objetivo o función de costos.
- La aplicación del control siguiendo una política de horizonte móvil.

En la actualidad existen muchos algoritmos comerciales para este tipo de aplicaciones, entre los cuales se encuentran los siguientes: *DMC* y *IDCOM* (*DMC Corporation* ahora *Aspen Tech*), *SMCA* (Set Point), *RMPCT* (*Honeywell*), *PCT* (*Profimatics*), *HEICON*, entre otros.

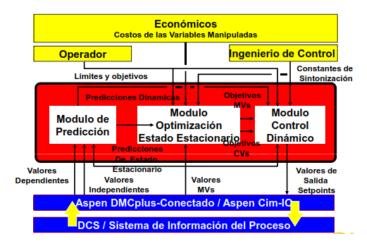
La característica principal de este tipo de algoritmo es que trabajan a nivel supervisor (Ver Figura 3); estos tienen las siguientes ventajas sobre los algoritmos de control tradicionales:

- Son capaces de controlar procesos con dinámica compleja.
- Se pueden desacoplar variables para evitar interacciones definiéndolas como variables de perturbación.
- Incorporan el manejo de restricciones de los procesos al mismo tiempo que controla el proceso.
- Pueden manejar muchos grados de libertad simultáneamente.

La Figura 3, describe la funcionalidad de un sistema de control avanzado, el cual está orientado a optimizar variables objetivo en función de variables manipuladas. Dentro de las variables manipuladas encontramos: flujo de materia prima, energía, velocidad de producción, suministros químicos, entre otros, las cuales se llevan a una ecuación de predicción económica buscando mínimos costos de producción, y de forma simultánea, maximiza la producción de componentes de mayor valor económico en el mercado (Jet y Diésel). Para ello, cuenta con modelos de predicción en estado estacionario y en estado dinámico de las variables objetivos. La operación, el desarrollo y la sintonía de estos sistemas se realiza desde una base de control matricial (DMC), el cual está conectado a las variables de procesos que normalmente un operador de cuarto de control manipula a través de un sistema de

control distribuido (DCS).

Figura 3. Estructura de optimización global de control avanzado.



Fuente: Manual de control avanzado de Ecopetrol S.A

3.4 ANTECEDENTES

La planta de refinación de crudo, U-200, se construye en el año 1952. En el año de 1957 la unidad, U-200, entró en funcionamiento con una carga de crudo 30 kbpd diseñada por *Foster Wheeler* y además de la conversión de una unidad viscorreductora como destiladora de crudo con 16,5 kbpd, para operar con un crudo entre 23 a 28 °API.

En los años 70, se instala el desalador D-222, con el objetivo de mejorar al tratamiento de crudo antes de entrar a la unidad viscorreductora que fue convertida a destiladora de crudo. Después, en el año de 1978, *Technipetrol* realizó un *revamping* para incrementar la carga, donde se llevó la U-200 a 40 kbpd, de tal forma que la carga neta de crudo llegó a los 56,5 kbpd.

En el año 1994, se hizo el rediseño de las secciones de la viscorreductora VR-I y U-200, eliminando cuellos de botella y logrando optimizar los equipos mayores, mediante modificaciones o reemplazo, todo con objeto de incrementar la capacidad de procesamiento de fondos de vacío y crudo reducido de 18 a 25 kbpd y de crudo

de 38 a 55 kbpd, respectivamente, considerando mezclas de crudo en el rango de calidades de 22 a 32 °API. El nuevo diseño se basó en los siguientes criterios:

- Flexibilidad operacional, permitiendo la operación de diferentes tipos de crudos mezclados, para producción de ACPM con puntos finales de 640 a 720 °F y para producción de Jet-A1 con puntos finales de 450 a 510°F.
- Garantizar la operación independiente del lado topping, disminuyendo los efectos negativos sobre la capacidad cuando la viscorreductora I esté fuera de servicio, debido a la disminución en la recuperación de calor.
- Utilización máxima de los equipos de viscorreductora cuando esté fuera de servicio, al utilizarlos como una unidad *topping* adicional.
- Máxima recuperación de calor de las corrientes de proceso, garantizando niveles de precalentamiento a cargas máximas entre 490 y 560 °F dependiendo del esquema operacional. Máximo aprovechamiento del equipo disponible para disminución de la inversión.

3.5 MARCO DE REFERENCIA

Durante el año 2009 se construyó el modelo de control avanzado de la U-200 aplicando perturbaciones a las variables de proceso y registrando el efecto de dicha perturbación en cada una de las variables de proceso. Por medio de este test se identificaron las variables claves para el proceso, las cuales se registran en la Tabla 1. El modelo definitivo entra en funcionamiento a mediados del año 2009 [3].

Tabla 1. Lista de variables manipuladas y controladas de la torre T-201.

Variables Mani	puladas(Independi	ientes) T201	Variables o	controladas (restringidas o independier	ntes) T201
		Unidades			Unidades
	Descripcion	de		Descripcion	de
		Variacion			Variacion
PIC202_S	Presion cima		T201NAPPFE	Punto final ebullicion Nafta	٥F
TIC203_S	Temperatura cima		T201JET10	10 % Destilacion del Jet	٥F
FIC206_S	Produccion de Jet		T201JETFBP	Punto final ebullicion Jet	%
FIC208_S	Produccion de Diesel		T201ACPM95	95% destilacion del Diesel	٥F
FIC253_S	Reflujo Medio		TIC203PCT	Temperatura compensada con presion	%
TIC255_O	Reflujo Medio		PIC202_0	% apertura valvula de control de presion cima	%
FIC211_S	Reflujo inferior		TI21PCT	Presion compensada con temperatura	٥F
TIC254_O	Reflujo inferior		TI22PCT	Presion compensada con temperatura	٥F
			FIC205_M	Flujo de reflujo de cima	BPD
			LIC202_O	% valvula de control de nivel del Jet	%
			LIC203_O	% valvula de control de nivel del Diesel	%
			FIC206_O	% valvula de control de produccion del gasoleo	%

Fuente: Manual de control de avanzado Ecopetrol S.A.

Los parámetros bajo los cuales se construyó esta aplicación de APC en la unidad U-200 fueron los siguientes:

- 1. Respetar todas las restricciones de seguridad, ambientales y físicas.
- 2. Estabilizar la unidad.
- 3. Maximizar la alimentación de crudo.
- 4. Mantener los productos en la especificación de calidad requeridas.
- 5. Maximizar la producción de los productos más valiosos Jet y ACPM.
- 6. Maximizar el vacío mediante la maximización de reflujos en la torre de vacío sin afectar la integridad de los equipos.
- 7. Optimizar los hornos H-201 y H-202 de precalentamiento.
- 8. Equilibrar las temperaturas de salida de cada paso en el calentador H-201 y H202.

Un objetivo principal de este controlador es maximizar la alimentación o carga de crudo. Las principales restricciones que afectan el suministro de crudo son variables que incluyen [3]:

- La posición de la válvula de control de presión del sistema de precalentamiento.
- Apertura de las válvulas en cada paso en los hornos H-201 y H-202.
- Variaciones en el flujo de oxígeno y posición de la apertura de la válvula de gas combustible.
- Alta temperatura de piel de los tubos en el precalentador.
- Alta presión diferencia en la torre atmosférica.

El controlador *DMC Plus*, intenta maximizar el fraccionamiento minimizando la presión superior de la torre. Su objetivo consiste en permitir que más componentes livianos tengan menos restricciones para ascender a través de los platos de la torre, buscando su punto de rocío. Esto es beneficioso para la rentabilidad de la unidad [3].

Otro objetivo de este controlador es optimizar el funcionamiento de los hornos H-201 y H-202, reduciendo al mínimo el exceso de O₂ cuando sea posible, respetando los límites de integridad y el equilibrio de las temperaturas de salida de los tubos del horno a través de variables controladas de temperatura. Al mismo tiempo, el controlador para equilibrar esta temperatura varía los flujos en cada paso respetando las limitaciones estipuladas para evitar daños en los tubos. Como medida de seguridad adicional, *DMC Plus* también condicionará la diferencia de flujos de carga por cada serpentín del horno para evitar que un paso del horno (o serpentín) se quede sin flujo y origine coquización [3].

Generalmente, aplicaciones de controladores *DMC Plus* incluirán como todas las limitaciones físicas de las variables controladas (CV) y los límites de seguridad de la unidad. Estas limitaciones serán clasificadas en orden de importancia, lo que indica que el controlador puede sobrepasar un poco las restricciones menos

importantes, tales como las calidades del producto, en lugar de violar los límites físicos y seguridad de la planta [3].

Finalmente, la naturaleza multivariable, rigurosa y predictiva del controlador ayudará a optimizar el funcionamiento de la unidad.

La destilación de crudo es un proceso que impacta considerablemente la economía de cualquier refinería, y, por tanto, es necesario mejorarla aprovechando la infraestructura instalada, generando productos dentro de especificaciones, sin violar las diferentes ventanas operativas o restricciones de planta que existen en las unidades industriales [4].

Durante años, las petroleras evitaron la explotación de yacimientos de crudo pesado porque la extracción, transporte y refinamiento resulta más costosa que la de crudos livianos. Sin embargo, en la última década las empresas han cambiado su accionar ante la volatilidad del mercado ocasionado por los elevados precios del petróleo y la escasez de hidrocarburos [5]. Este es uno de los grandes retos que enfrenta en la actualidad el negocio de la refinación, ya que este ha representado una disminución en el margen de los beneficios, debido al cambio en las condiciones de operación de las unidades de proceso, especialmente en aquellas que fueron diseñadas para operar con crudos livianos. La refinación directa de crudos pesados presenta dificultades operativas, que en conjunto hacen imposible enviarlos directamente a las refinerías de conversión media. Algunas de esas dificultades están relacionadas con la desproporción entre destilados y fracciones residuales [6]. En ese contexto para poder satisfacer la demanda del mercado, se requiere programar las refinerías con diferentes mezclas de crudos pesados como corriente de carga de alimentación a las unidades de destilación primaria [7].

La complejidad de una refinería se mide por su capacidad de conversión, que es la capacidad de producir mayor proporción de productos ligeros, como gasolinas y destilados medios a partir del mismo crudo. Muchas refinerías en el mundo están catalogadas de conversión media, lo que significa que éstas se vean aún más

afectadas por la variación en el tipo de crudo que cargan como alimento a las unidades de destilación.

La condición antes mencionada ha traído consigo un aumento de la competencia en las industrias de refinación, las cuales buscan mantenerse en el negocio reduciendo los costos de las plantas, minimizando los errores de control, los problemas ambientales y los eventos de seguridad de proceso. Situación que ha generado un creciente interés en el modelado, simulación y optimización de procesos [8].

La importancia de realizar la simulación a un proceso, como el de una unidad de destilación de crudo reside en el hecho de que, sin mayores costos económicos es posible realizar un estudio del sistema global con el objetivo de identificar las variables sensibles de operación, y determinar los valores a asignar a las mismas para mejorar el funcionamiento de un proceso ya existente o diseñar uno nuevo [9].

La simulación de procesos es el estudio de un sistema o sus partes mediante la manipulación de su representación matemática o de su modelo físico. De esta manera se busca establecer el comportamiento de un proceso de estructura conocida, y en el que algunos de los datos preliminares de los equipos que los componen también se conocen [10].

Se podría definir un simulador de procesos como un *software* que puede realizar cálculos de balances de materia y energía de un proceso, sea éste un equipo u operación básica aislada, una unidad de planta o la planta completa. Las técnicas de simulación de procesos se fundamentan en el desarrollo y obtención de uno o varios modelos matemáticos del sistema que reproduce su comportamiento ya sea en condiciones estacionarias (simulación estacionaria) o en condiciones no estacionarias (simulación dinámica). Estos modelos matemáticos están constituidos por una serie de ecuaciones que representan los balances de materia, energía y la ecuación de estado que mejor caracteriza al sistema en estudio [11].

Los simuladores se clasifican de acuerdo a la estrategia de simulación que utilizan para plantear el modelo matemático que representa el proceso. Entre los tipos de

simuladores se encuentran: los modulares secuenciales, simultáneos u orientados por ecuaciones e híbridos. Los simuladores de procesos comerciales y académicos más divulgados en la actualidad son, entre otros: *Speed Up®*, *Aspen Plus®*, *Design II®*, *Hysym®*, *Aspen Hysys®*, *Chemcad®* y *Pro II®* [10].

Algunas simulaciones se han realizado a unidades de destilación de crudo con diversos objetivos, entre los que se destacan la optimización en busca de incremento de margen de refinación. A continuación, se muestran resúmenes de trabajos que permitirán dar un punto de partida en determinar ecuaciones de regresión lineal con base en análisis de sensibilidad y estudios de casos de optimización por escenarios. Saraf (2012) desarrollaron una optimización en línea de una unidad de destilación combinada, haciendo uso de un código desarrollado en *Microsoft Fortran*, mostrando aumento en los beneficios anuales para la unidad. En el desarrollo del modelo de simulación le dieron gran importancia a la caracterización del crudo de alimentación a través de su curva TBP, ya que ésta determina no sólo las cantidades relativas de los productos que se pueden obtener, sino también sus composiciones y, por lo tanto, sus propiedades. Manifiestan que la capacidad de un modelo para predecir con precisión el rendimiento de la planta depende en gran medida de la exactitud de la curva TBP utilizada, y que es necesario asegurarse de que el modelo que se utiliza esté totalmente en sintonía con el funcionamiento de la planta porque sólo entonces se puede esperar que lo que se realice con este modelo corresponda a la realidad [12]. Para el caso de determinar efectos de carga y optimización de mezclas de crudos de mayor y menor valor económico (crudos pesados, crudos livianos, crudos de alto azufre, bajo azufre), conseguir maximizar beneficios por menos costo en materia prima y buscar las mezclas de mayores beneficios en rendimiento de productos de mayor margen económico, Uppaluri et al. (2010) realizaron un modelo de simulación rigurosa a una unidad de destilación combinada, considerando tres tipos de crudo como alimento junto con varias combinaciones binarias de estos mismos utilizando Aspen Plus como software. Para el análisis de los crudos se basaron en las curvas TBP de

cada uno respectivamente y de sus mezclas, siendo uno de sus objetivos evaluar el impacto de la selección de crudo sobre los beneficios de las refinerías [13].

Con objeto de plantear situaciones de revisión de equipos existentes, evaluaciones hidráulicas, evaluaciones de transferencia de calor, y estudio del comportamiento de la refinación de crudo, Gadalla et al (2013) realizaron la aplicación de una nueva metodología basada en la simulación rigurosa y un marco de optimización que se dirigió tanto a la columna de destilación y de la red de intercambio de calor de forma simultánea para maximizar el uso de los equipos existentes, en una unidad de destilación atmosférica de una refinería en Egipto [14]. La metodología consideró cambios en el proceso y modificaciones estructurales junto con las interacciones entre el proceso de destilación existente y el sistema de recuperación de calor. La simulación fue desarrollada con Aspen Hysys y los datos de la planta (tasas de flujo de productos, temperaturas, tasas, etc.) se compararon y validaron con los resultados de Hysys para asegurar su correspondencia. El modelo de simulación obtenido en esta etapa es un modelo robusto y se puede utilizar para cualquier estudio de renovación, análisis de sensibilidad, y proyectos de desarrollo. Por lo cual, Hysys, es una potente herramienta para realizar estudios y pruebas sin afectar la producción, seguridad y estabilidad de la planta.

Cualquier modelo por computadora es una simplificación de un fenómeno físicoquímico real. Por lo tanto, existe cierta incertidumbre en la determinación de los valores de todos los parámetros involucrados. Debido a ello, es importante estudiar la variabilidad de la solución del problema planteado de acuerdo a eventuales modificaciones de los valores de los parámetros, o bien, debido a la incorporación de nuevos elementos a la situación [15].

Vega & Macarena (2012) desarrollaron una simulación estacionaria para la destilación primaria de petróleo. Para tal fin hicieron uso del simulador comercial *Aspen Hysys 9.0®* [16]. El procedimiento consistió en primer lugar en analizar y caracterizar el crudo de petróleo, y luego realizar la simulación estacionaria para una planta convencional. Dicha simulación se realizó para una t*opping* tipo II, la cual

se caracteriza por ser energéticamente más eficiente. Finalmente, se estudió la mejora del proceso realizando un análisis de sensibilidad con respecto a la ubicación de los reflujos circulantes de la torre de destilación y el flujo de los mismos. De igual forma Erdmann *et al.* (2012) desarrollaron un simulador en estado estacionario para los sectores de deshidratación y estabilización de una planta de tratamiento de gas natural. El simulador fue implementado empleando el simulador comercial *Aspen Hysys*. Con el simulador desarrollado, se llevó a cabo un estudio de sensibilidad paramétrica de las principales variables operativas del proceso. Dicho análisis les permitió determinar las variables críticas del proceso por el grado en que estas generaron cambios representativos en el proceso [17].

Tanto el diseño como la operación se pueden facilitar mediante la simulación del proceso o de sus partes. En primer lugar, es muy difícil que la dirección de la empresa permita a los ingenieros introducir arbitrariamente cambios en una instalación que opera satisfactoriamente por el simple hecho de ver qué es lo que ocurre. Además, los modelos matemáticos de los procesos se pueden manipular mucho más fácilmente que las plantas reales. Por ejemplo, se puede simular la operación fuera de las condiciones o intervalos normales de la planta con el fin de encontrar las condiciones de operación prohibidas. Una de las ventajas que ofrece un modelo de simulación rigurosa de una unidad de destilación de crudo es poder realizar entre otros, análisis de la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10 por ciento en la velocidad de alimentación podrá tener según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación [18].

También se toma referencia a diferentes artículos que han contribuido a pensar en este proyecto como la alternativa para la actualización del control multivariable (DMC y APC), con el objetivo de aumentar las producciones y, manteniendo la unidad operando en condiciones seguras e incrementando beneficios económicos para las empresas. Para aplicar este tipo de estudio a este trabajo, fue necesario apoyarse en trabajos como el de [19], donde aporta que la implementación del DMC

busca zonas de control de mayor estabilidad y que los ajustes suaves sobre la válvula de control son condición favorable para aumentar la vida útil de los sistemas de control (válvulas medidoras, controladores, etc.). Además, que el control dinámico matricial es un esquema de control basado en el modelo de proceso real, por lo tanto, su implementación se facilita aun en procesos difíciles de describir analíticamente. Se debe recurrir a ella en proceso donde el PID es insuficiente y donde el control MIMO (Múltiple entrada-Múltiple salida) es una base concreta [19].

Respecto a las sintonías, se estudió el trabajo anterior y el realizado por Yamashita et al. (2015) donde realizaron un estudio de sintonía de un sistema de control predictivo de una unidad de destilación de crudo. Estos autores encontraron diferentes sintonías y modelo para cada escenario de operación de la unidad de crudo de acuerdo con las características de los crudos cargados, además de determinar matrices y correlaciones para optimización en tiempo real para la construcción de una estructura robusta de control (MPC). También encontró que los escenarios para incrementar producción de Jet y Diésel deben ser desarrollados por dos matrices en la cuales la primera matriz se desarrolle con una sintonía de control de menor reacción que la segunda y de igual forma se debe manejar el rango de operación de la mismas.

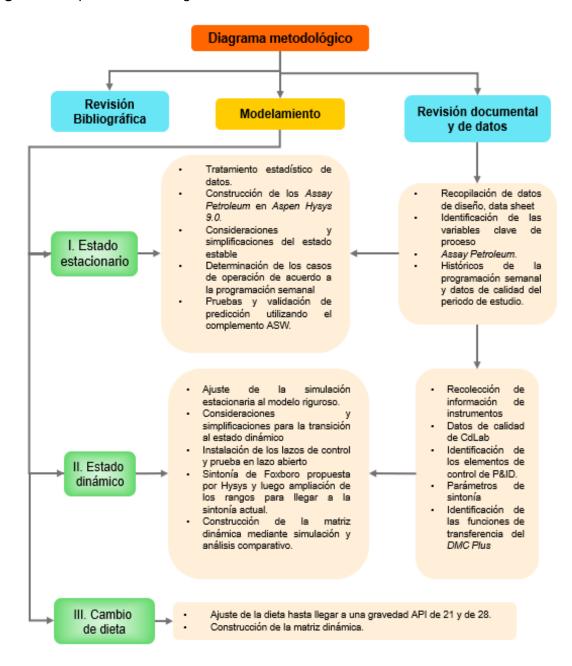
Con el objeto de definir la forma de abordar el control avanzado para focalizar parámetros de calidad, mezclas de productos, variables críticas para asegurar la calidad, se estudiaron trabajos como el de García *et al.* (2010), en donde se describen los beneficios económicos de optimización de producción de diésel a partir de implementación de control avanzado en simulación dinámica del proceso de producción de diésel a partir de nafta pesada. Esto contribuyó a mejorar la destilación del diésel y la estabilidad logrando ahorros e incremento de ganancias en 5,2 millones de dólares por año. El sistema de control DMC fue enfocado sobre el vapor de despojo, la calidad de la carga, los reflujos medio e inferior entre otras variables, para inferir mayor producción de diésel asegurando las calidades a obtener de nafta y diésel. Incluyendo restricciones hidráulicas y mezclas de carga

de crudo para inferir calidades. Hoffman *et al.* (2010) desarrollaron una matriz de control avanzado extendida para que el sistema de control optimice teniendo en cuenta la calidad y mezclas de crudos, las restricciones de condensadores, restricciones de intercambiadores de calor intermedio e inferior, además de incluir un modelo matemático complejo obtenido de correlaciones de variables enfocadas a la optimización en la producción y calidad. Esto requiere de una extensa toma de datos y simulaciones detalladas para llegar al modelo riguroso capaz de predecir alteraciones por hidráulica, por control regulatorio, entre otras perturbaciones.

4. METODOLOGÍA

El esquema de la Figura 4 se observa la metodología empleada en este trabajo de aplicación.

Figura 4. Esquema metodológico.



De acuerdo al diagrama de la Figura 4, las 3 fases del modelamiento para la ejecución del proyecto se describen a continuación:

4.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

4.1.1 Datos de diseño y simulación. Se realizó una recopilación de datos de diseño y *data sheet* de la torre t-201.inicialmente se identificaron las variables clave de proceso basadas en las variables controladas y manipuladas, luego mediante tratamiento estadístico se filtraron los datos atípicos de la carga a la unidad u-200 y los valores reportados de las demás variables. Una vez depurada la información se realizó una segunda fase de análisis estadístico involucrando las variables clave de la torre t-201.

Como datos de entrada al simulador, se alimentaron los *Assay Petroleum* de acuerdo a la dieta de Ecopetrol S.A. utilizando el paquete termodinámico Peng-Robinson para la estimación de las propiedades físicas y el diseño de la zona de mezcla la cual representa el flujo global que se alimentará a la torre T-201. Posteriormente se especificó la torre en un subsistema compuesto de tres reflujos, tres torres despojadoras y un condensador, información que se puede verificar en el Manual de Proceso de la unidad U-200 [1].

- **4.1.2 Determinación de casos de operación.** De acuerdo al departamento de la planeación y programación de la producción de la grb se cargan a la unidad u-200 tres pre mezclas para refinación. Durante un periodo definido se proponen 3 escenarios típicos, seguido de un tratamiento estadístico y la elección de una matriz de datos que permiten estudiar las temperaturas de los productos medios como variables de salida.
- **4.1.3 Validación de resultados en estado estacionario.** Se utilizó el complemento aspen workbook simulation de aspen hysys para analizar la convergencia de la simulación y la capacidad predictiva del simulador.

Esta herramienta permite mediante una comunicación con excel realizar corridas y obtener resultados sin tener que ingresar directamente al simulador, por ejemplo, evaluar una serie de experimentos importando desde excel una matriz de datos y luego exportando a excel desde el simulador los resultados obtenidos en *hysys*®.

4.2 SIMULACIÓN EN ESTADO DINÁMICO

4.2.1 Recolección de información. Esta etapa demandó la búsqueda de información específica, como, por ejemplo: la identificación de dimensiones de líneas de proceso, especificaciones de equipos y posición de válvulas; los cuales se obtuvieron de los *p&id's*, *data sheet* (hojas de datos) de la unidad u-200 y complementado por una revisión en campo de los mismos.

4.2.2 Construcción de lazos de control en el modelo transitorio. De igual forma, se implementó en el simulador los lazos de control de la torre t-201. Dicha información se extrajo de los *p&id's* de la unidad u-200 y la información relacionada con los elementos de los lazos de control como lo son los parámetros de sintonización de controladores, especificaciones de sensores y válvulas de control de los manuales de la planta. Esta torre actualmente está conformada por sistemas de control básicos (*feedback* o cascada) como lo son: control de presión de cima, control de reflujo de cima, control de nivel del tambor de cima, control de nivel de las torres despojadoras, control de temperatura reflujo medio e inferior.

4.2.3 Verificación de los resultados en estado transitorio en lazo cerrado.

Toda simulación tiene que verificarse para asegurar que la inferencia a partir del modelo es una predicción acertada del proceso que se quiere simular. Esta simulación se verificó al compararse con los datos reales del Control Avanzado de Proceso (CAP) y de esta forma se obtuvieron las funciones de transferencia que posteriormente se graficaron y compararon con las obtenidas por el simulador

construido en el software *Aspen Hysys 9.0*®. Se tomaron las respuestas de los modelos que se encuentran en el servidor del control avanzado: TIC-203, FIC-205, FIC-225, FIC-253, FIC-211, FIC-206, FIC-208 y FIC-207 y se obtuvieron modelos del comportamiento dinámico mediante la herramienta *System Identification* de *Matlab 2017*® y se realizó una comparación de sus ganancias con las del servidor.

4.2.4 Construcción de la matriz dinámica a diferentes "API. Se realizaron las corridas en lazo cerrado y se evaluaron los resultados obtenidos para dietas de "api 24, 21 y 27. Para el caso de la dieta con "api 24 se obtuvieron las funciones de transferencia mediante la aplicación system identification de matlab 2017®. El procedimiento a seguir para la determinación de las funciones fue el siguiente: primero se crearon dos vectores columna uno para el escalón y otro para la respuesta en desviación obtenida hysys. Seguido a ello, se importaron los datos a la aplicación y se evaluaron diferentes funciones de transferencia verificando que la respuesta tenga el mayor grado de ajuste y que en un diagrama de polos y ceros exista estabilidad.

5. RESULTADOS Y ANÁLISIS

5.1 ANÁLISIS DE DATOS HISTORICOS DE PLANTA

Años atrás Ecopetrol cargaba a las unidades de *topping* tres tipos de mezclas: una liviana, una pesada y una ácida con adiciones volumétricas de LCT y Caño Limón que al ser procesadas producían rendimientos medios poco estables. En aras de mejorar estos rendimientos, a través del *blending de crudos* se redefinieron tres mezclas: Única, Ácida y Norte, logrando así mayor estabilidad en el indicador de producción. En este orden de ideas se eligió un periodo de tiempo estudio comprendido entre el 15 de enero y 15 de abril de 2018 el cual se caracteriza por incluir las premezclas definidas, mayor estabilidad en el flujo de carga y otras mezclas del blending y datos actualizados de cara al desarrollo de una simulación que requiere información completa de la unidad. Esta información se importó a través del complemento *Pl* a una frecuencia de 10 min para un total de 19 variables principales que corresponden a una matriz de 246240 datos.

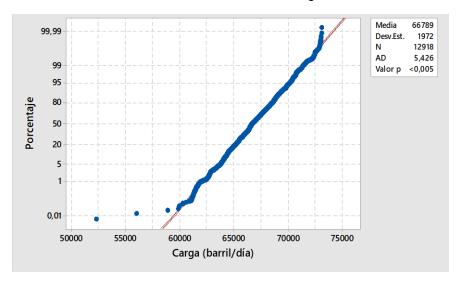
El sistema de estudio se compone de la salida del horno H-201, la torre T-201 y sus corrientes. Sin embargo, el crudo que ingresa a la unidad U-200 se divide en dos corrientes una hacia la torre atmosférica y la otra hacia la sección viscorreductora. Por lo tanto, previo al análisis de la información de proceso de la torre T-201 se depuraron los datos atípicos de la carga a la unidad U-200, decisión que se justifica principalmente por los cambios en el flujo y composición que afectan considerablemente la dinámica del proceso para todas las unidades de destilación atmosférica. En la Tabla 1 se muestran los resultados de este análisis preliminar utilizando el software *Mini-Tab18®*.

Tabla 2. Comparación de datos estadísticos de la carga a la unidad U-200.

	Número de datos	Desviación estándar	Media μ	Varianza	Error estándar de la media
Inicial	12960	3234	66664	10457920	586
Depurada	12924	1972	66789	4155611	586

A partir de la Tabla 2 se infiere que un 0,28% de los datos iniciales de carga fue depurado y como resultado se da un porcentaje de disminución de la desviación estándar en un 39,0% y la varianza en un 60,26%. Esto indica que los datos depurados de la carga a la unidad U-200 se estiman en 66789 ± 1972 bpd, y un valor de p<0,005 para un nivel de confianza del 95% como se observa en la Figura 5.

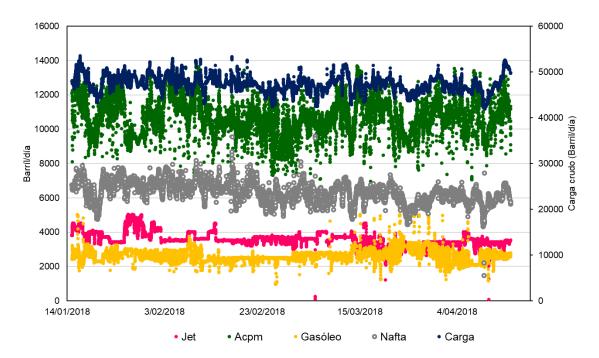
Figura 5. Probabilidad normal a un 95% de confianza de la carga a la unidad U-200.



El análisis anterior permitió depurar datos de proceso de la torre T-201 a partir de la carga a la unidad U-200 (Figura 6, curva azul) y de esta manera obtener históricos confiables. Los datos finales describen el comportamiento de la unidad de destilación atmosférica y presentan las siguientes características:

- Alta dispersión en el flujo de ACPM (ver Figura 6, curva verde) asociado a límites abiertos en el control avanzado para lograr recuperar la mayor cantidad de este producto que es clave en la economía de la GRB.
- Producción de Jet (ver Figura 6, curva rosa) estable por restricción en el control.
- En general las variables de producción presentan una respuesta típica frente a la disminución de la carga, lo cual se manifiesta con la disminución de los rendimientos medios.

Figura 6. Flujos volumétricos del intervalo 15 de enero- 15 de abril de 2018 para el Jet, ACPM, Gasóleo, Nafta y Carga.



Los resultados obtenidos de la estadística descriptiva con *MiniTab18*® reportan las siguientes características (ver Tabla 3): **46600**± 1792 bpd de carga a la torre T-201, rendimientos medios del **30%**, productos valiosos conformados por Jet 3541±410 bpd, Gasóleo 2609±933 bpd y flujo de **ACPM** 10636± 1049 bpd. El flujo de ACPM al considerarse variable manipulada presenta la mayor variación (la cual no sobrepasa el 10%) y esto se da, porque de acuerdo a la filosofía su función es la

de evitar el secado del plato de extracción y se pueda recuperar la mayor cantidad de combustible, así mismo existe alta variabilidad en estos datos que puede asociarse a factores operacionales (calibración de instrumentos, variación de la composición de la carga, limpieza y mantenimiento de equipos de transferencia de calor).

Tabla 3. Estadísticos de las principales variables de la T-201.

Variable	Unidad	Media	Desviación Estándar	Varianza	Mínimo	Mediana	Máximo
Carga a la torre T-201	bpd	46600	1787	3193780	41957	47271	53513
Rendimientos medios	%	30,03	1,74	3,02	18,02	30,03	36,84
Flujo de Jet	Bpd	3541	410	168490	60	3510	5013
Temp. Plato Jet	°F	391	8	60	358	391	410
Flujo de ACPM	bpd	10636	1049	1099440	4922	10650	13997
Salida de ACPM	°F	544	7	48	477	544	566
Flujo de Gasóleo	bpd	2607	363	132067	970	2595	5027
Temp. Plato Gasóleo	°F	664	8	66	638	664	689
Flujo de Nafta	bpd	6348	593	351153	1482	6350	9596
Reflujo Inferior	bpd	10646	542	293530	9310	10612	12926
Temp. Salida ref. inferior	°F	628	8	66	597	628	655
Temp. Entrada ref. inferior	°F	434	7	52	416	434	470
Flujo Reflujo Medio	Bpd	22012	187	35021	21264	22008	22508
Temp. Salida ref. medio	°F	458	7	45	435	458	473
Temp. Entrada ref. medio	°F	331	10	107	300	332	354
Flujo Reflujo Cima	bpd	13373	2350	5520225	6656	13331	27147
Temp. Salida ref. cima	°F	319	4	14	229	320	348
Temperatura cima	°F	263	3	7	255	263	345
Presión plato 33 T-201	psig	9	1	1	6	9	30
Flujo de vapor 50# a T202A	bpd	64	146	21218	0	61	2514
Temp. salida crudo a T-201	°F	700	8	58	694	715	730

Los perfiles de temperatura de los productos del Jet 391±8 °F, ACPM 544±7 °F y Gasóleo 664±8 °F están dentro de las guías y ventanas operativas de acuerdo definidas por Ecopetrol S.A. Estos valores tienen gran relevancia en el análisis de la simulación tanto estacionario como en el estado dinámico de la torre porque representan los parámetros de calidad y operación normal en planta. En el Anexo 1

se observa el estado estable de esta temperatura con pocas fluctuaciones y baja variabilidad.

Los reflujos laterales tienen comportamientos estables, la variación del reflujo medio 22012±187 bpd tiene mayor estabilidad debido a que el DMC tiende a maximizar el reflujo al ubicarse justo debajo del plato colector del Jet se tiende a maximizar la producción de ACPM. El reflujo de inferior 16646±542 bpd representa un comportamiento típico que permite conservar cierta tendencia al estado estacionario (curva azul, en Figura 3). Finalmente, el reflujo superior presenta un 18% de variabilidad con 13373±2350 bpd, principalmente por su ubicación en el tope de la torre, lo que quiere decir, que cualquier perturbación impactará la cima de la columna y por tanto ocasiona que esta variable este en constante cambio.

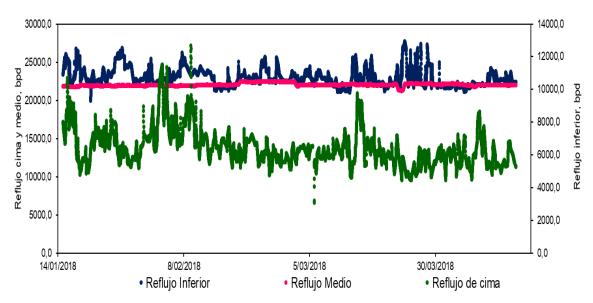


Figura 7. Comportamiento del flujo volumétrico de los reflujos de cima, medio e inferior.

Los valores numéricos que se discutieron en el numeral 5.1 representan los datos iniciales para realizar una corrida en estado estable preliminar, a continuación, se realiza un análisis segregado por dietas durante el periodo de estudio.

5.2 SIMULACIÓN DE LA T-201 EN ESTADO ESTACIONARIO

5.2.1 Especificaciones de la dieta cargada para la simulación en estado estacionario de la T-201 en Hysys 9.0®. De acuerdo a los planes de calidad de productos medios de la destilación atmosférica, a la grb ingresan 11 crudos (ver anexo 2). La especificación de calidad indica una gravedad api ≥ °17, concentración en sales ≤ 20 lb/kb, contenidos de agua ≤ 0,5% en volumen. Para la unidad u-200 se especifican concentraciones de nitrógeno ≤ 1,15% w, sales ≤ 15 lb/kb, bsw ≤ 0,5% y tres pre - mezclas: única (°api 22,39), ácida (°api 19,61) y norte (°api 26,35) y una adición de lct (°api 25,50), de las cuales la pre - mezcla única representa entre un 60 a 90% de la carga a la unidad.

Utilizando curvas de destilación TBP y propiedades de los crudos se especificaron los assay petroleum en el entorno de simulación, tal es el caso del crudo Vasconia que representa entre un 0,48 a 0,72 % de la carga como se muestra en la Figura 8. La Figura 8b representa la respuesta del simulador del Assay Petroleum del crudo Vasconia del periodo comprendido, que fue obtenida a partir de los datos promedio del laboratorio (Figura 8a). El simulador define 7 regiones de acuerdo a cortes de destilación que son comparables con las tres regiones de la destilación real. Entre fondos y gasóleo la tendencia es proporcional cercana al 50% del destilado, similar a los rendimientos medios que en el caso del simulador (destilado pesado y liviano) son cercanos al 30%. El último porcentaje (regiones en azul) indican 20% de naftas y gases en el caso del simulado ligeramente mayor al real que en promedio es del 16%. Estas diferencias obedecen a los rangos de destilación predeterminados por Hysys9,0® y la incertidumbre de los datos suministrados en los Assay Petroleum.

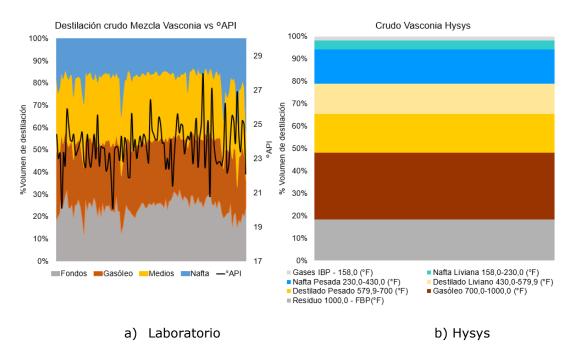
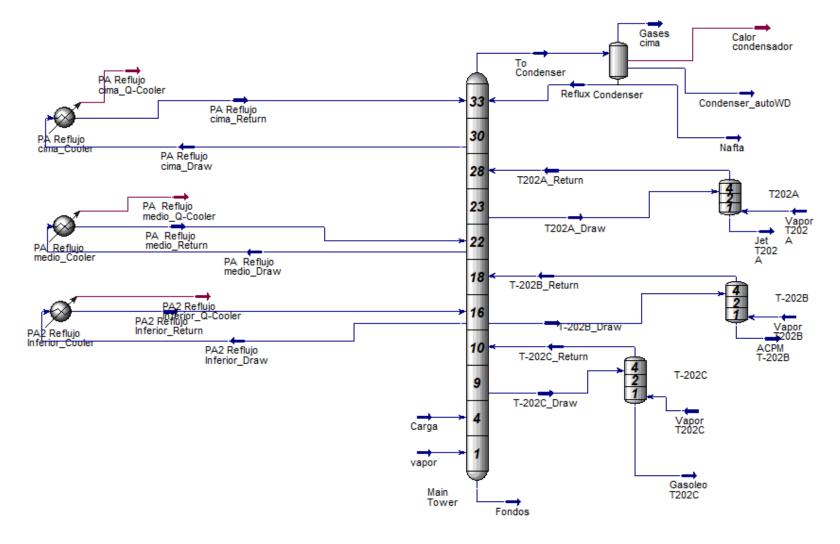


Figura 8. Porcentaje de destilación en volumen a) Real, b) Assay simulado.

Caracterización de la columna.

Las premezclas se realizaron de acuerdo a las especificaciones suministradas por Ecopetrol S.A. Se configuró el horno H-201 con la temperatura y presión de salida deseada para garantizar las condiciones de entrada a la columna de destilación. En la Figura 9 se presenta el entorno de simulación de la T-201 en el sub - sistema de *Aspen Hysys 9.0*® de acuerdo a los datos de procesos de la Tabla 3 ajustando el balance másico con flujo de fondos aproximadamente de 25000 bpd.

Figura 9. Entorno de simulación de la torre T-201 en el subsistema.



Para la convergencia de esta torre se especificaron 11 variables (ver Figura 10) que garantizan grados de libertad cero de acuerdo a la recomendación de *Hysys 9.0* ®, estas variables son: flujo de ACPM, flujo de Gasóleo, flujo de Nafta, flujo de Jet, flujo de reflujo condensador, reflujo cima, medio e inferior y las temperaturas de retorno de los *pump-around*. La convergencia se ajustó a 0,001 y se adicionaron 3 *pump-around*, 3 torres de despojo de 4 platos, un condensador de tres fases y la torre T-201 de 33 etapas reales, con 5 secciones de platos *Ballast V1* y tres secciones empacadas *Gempack*. Finalmente, se verificaron que los perfiles de temperatura concuerden con los datos de operación.

Simplificaciones de la simulación:

- Se ubica un intercambiador ideal para unificar 6 intercambiadores del reflujo de cima al igual que el fondo en el que uno ideal representa 2 reales.
- Operación adiabática.
- Para todos los escenarios los valores de TBP (*True Boiling Point*) se mantienen y se varía únicamente la composición de la carga a la unidad 200, similar a la operación actual en planta.
- Se evaluaron 3 escenarios dentro del intervalo estacionario elegido y como variable de respuesta la temperatura de los platos de Jet, ACPM y Gasóleo.

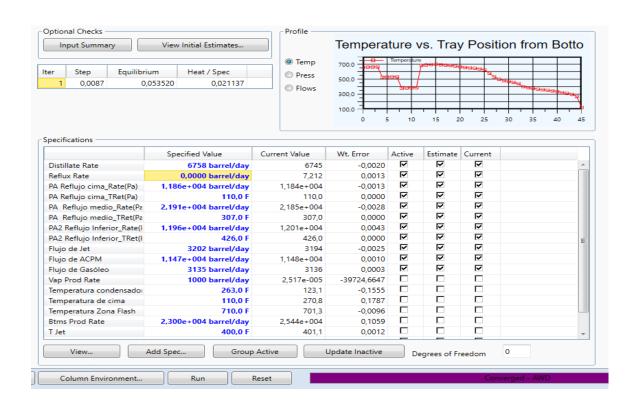


Figura 10. Especificaciones para la convergencia de la torre T-201 en Aspen Hysys.

5.2.2 Escenarios para el análisis de la convergencia en la simulación estacionaria a diferentes dietas. Los resultados presentados en la sección 5.1 representan el estado seudo-estacionario de la planta en el periodo definido y que a su vez se utilizaron únicamente para dar convergencia a la torre t-201.

Para verificar la capacidad predictiva del simulador se plantearon 3 escenarios base (Tabla 3) para hacer la primera corrida en el simulador. Estos escenarios fueron definidos a partir de 4 premezclas con el fin de estudiar la afectación de la composición de la carga a la unidad U-200. Para ello se utilizó el complemento .dll en Excel denominado Aspen Workbook Simulation (ASW) con una base de datos de 13 variables para cada escenario al igual que las especificaciones del entorno de simulación (ver Figura 5), 140 sub-escenarios y el volumétrico del crudo (%v/v)

de alimentación similares a la Tabla 3, pero que ahora representan el promedio de cada dieta de acuerdo a la Programación y Planeación de la Producción.

Los casos base de cada escenario se muestran en la Tabla 4. De acuerdo a esta información, el porcentaje de rendimientos medios es estable y existen diferencias del orden de miles de bpd en el reflujo de cima. La importancia de crear estos escenarios se da para analizar la capacidad de predicción del simulador con datos reales de proceso, para ello se tomó como referencia el flujo de ACPM producido debido a que el *DMC Plus* (Control Avanzado) tiende a maximizar esta variable al tener mayor potencial económico como producto valioso.

Tabla 4. Tabla resumen del caso base para cada escenario utilizado en ASW.

	Caso base E1	Caso base E2	Caso base E3
%v/v UNICA	65	85	90
%v/v LCT	10	-	-
%v/v ÁCIDA	-	-	10
%v/v NORTE	25	15	-
CARGA A LA TORRE T-201 (bpd)	47595	47643	46405
Flujo de Jet de la T202A (bpd)	3899	3414	3409
Flujo de ACPM de la T202B (bpd)	10103	10677	10808
Flujo de Gasóleo de la T202C (bpd)	2853	2468	2270
Flujo de Nafta (bpd)	6142	6717	6001
Reflujo Inferior (bpd)	11093	10643	10265
Temperatura de entrada del reflujo inferior (°F)	431	433	436
Reflujo medio (bpd)	21962	22423	22004
Temperatura de entrada del reflujo medio (°F)	320	338	327
Reflujo de cima (bpd)	11539	14612	13006

A nivel de proceso el escenario 3 tiene menor desviación estándar comparado con 1 y 2 y a su vez representa el 80% de casos en el periodo de estudio compuesto de un 90% de premezcla Única y un 10% de premezcla ácida. A continuación, se describe la predicción de respuestas en cada escenario.

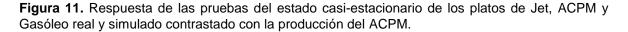
• Escenario 1: Dieta 65%v/v Única; 10%v/v LCT y 25%v/v Norte

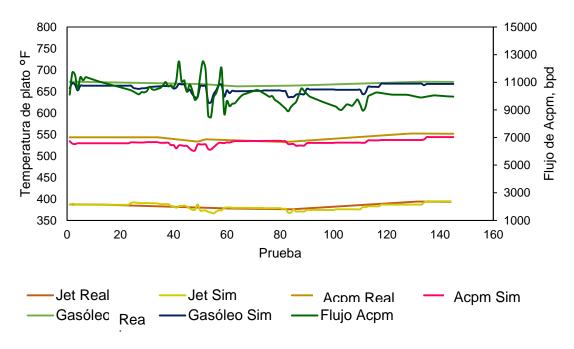
La convergencia de los datos simulados no presentó inconsistencias durante la corrida al utilizar el método de solución *HySim Inside-Out* y de esta manera se garantizó que los flujos de productos alimentados mantuvieran una tolerancia del 0,001 para todos los escenarios. Las variables de salida analizadas reportan valores medios por debajo de los datos reales en una magnitud 1°F para el plato Jet, 12°F para el plato ACPM y 10°F para el caso del Gasóleo, como se indica en la Tabla 5, esta tendencia se mantiene en las pruebas realizadas. El reporte simulado indica desviaciones mayores que los datos reales, gráficamente esto se puede justificar debido las oscilaciones en el flujo de salida de ACPM en la Figura 11, por lo tanto, es de esperar que la desviación de los resultados aumente. Es importante aclarar que la prueba en estado estacionario tiene desviación estándar debido a que el simulador toma punto a punto los valores reales de planta y produce una respuesta directamente de estos datos, por lo tanto, la variable de salida no es la misma siempre.

Dependiendo del lugar la curva de destilación donde se presente esta desviación el efecto de esta diferencia de temperaturas puede ser representativa o no para la calidad de los productos. En el caso de las condiciones simuladas, este valor no compromete el parámetro de calidad para deltas de 10 o 12°F.

Tabla 5. Resultados de la convergencia de la temperatura de los platos del escenario 1

	Temp. plato Jet, °F		Temp. Plato	ACPM, °F	Temp. Plato Gasóleo, °F	
	Real Simulado		Real	Simulado	Real	Simulado
Media	383,23	382,80	542,99	530,96	668,69	659,33
Desviación estándar	5,52	6,99	5,89	5,97	3,45	9,11





• Escenario 2: Dieta 85%v/v Única y 15%v/v Norte

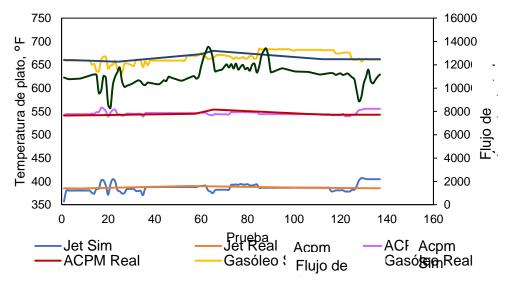
Los resultados de la convergencia de los datos de salida presentan menor desviación estándar de la media comparado con los datos reales con unas diferencias de temperatura 1°F, para el Jet, 2°F para el ACPM y 1°F para el Gasóleo. Estos resultados son coherentes debido a que la desviación estándar respecto a la carga en el escenario dos corresponde a 871 bpd mientras que la desviación estándar de la carga para el escenario 1 es de 1198 bpd y esto da como resultado menores variaciones en las respuestas de salida para el cálculo de las temperaturas de los platos de productos.

Tabla 6. Resultados de la convergencia de la temperatura de los platos del escenario 2.

	Temp. plato Jet, °F		Temp. Pla	nto ACPM, °F	Temp. Plato Gasóleo, °F	
	Real Simulado		Real	Simulado	Real	Simulado
Media	397,40	396,85	540,90	542,25	664,67	663,16
Desviación estándar	4,63	2,31	2,67	1,69	3,10	1,79

De acuerdo a los perfiles de temperatura de plato (Figura 12), la convergencia de la simulación se afecta mayoritariamente donde existe oscilación del flujo de ACPM, situación que en todos los casos se asocia la composición de la carga como se mencionó en el escenario 2.

Figura 12. Respuesta de las pruebas del estado casi-estacionario de los platos de Jet, ACPM y Gasóleo real y simulado contrastado con la producción del ACPM escenario 2.

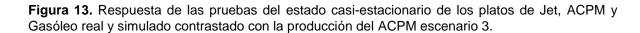


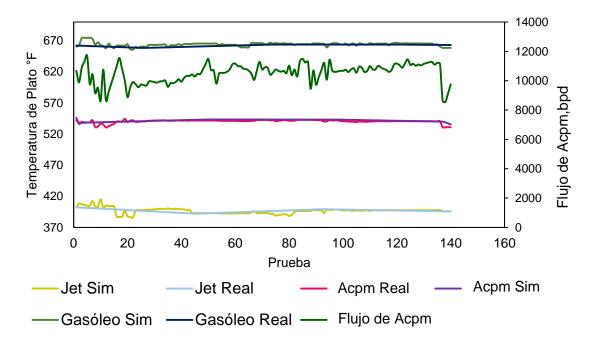
• Escenario 3: Dieta 90%v/v Única y 10%v/v Ácida

Este escenario típicamente es el de mayor frecuencia de operación. De acuerdo a la Tabla 7, la convergencia de la simulación de los datos de salida presenta menor desviación estándar de la media comparado con los datos reales y que puede ser comparable con al escenario 2 con unas diferencias de temperatura 1°F, para el Jet, ACPM y Gasóleo. Por otro lado, los perfiles de temperatura concuerdan con los datos de operación (Figura 13).

Tabla 7. Resultados de la convergencia de la temperatura de los platos del escenario 3.

	Temp. plato Jet, °F		Temp. Plato	ACPM, °F	Temp. Plato (Gasóleo, °F
	Real Simulado		Real	Simulado	Real	Simulado
Media	386,4	387,1	544,6	543,8	663,5	663,6
Desviación estándar	7,9	1,6	3,7	3,5	11,9	6,4





Mediante la herramienta *ASW* es posible verificar la capacidad predictiva del simulador. Como se mencionó anteriormente, las variaciones en las temperaturas de salida de productos se encuentran dentro de la guía de control que establece Ecopetrol S.A. Por lo tanto, el escenario 3 (el cual representa la operación de la planta actual) puede utilizarse para modelar el sistema dinámico.

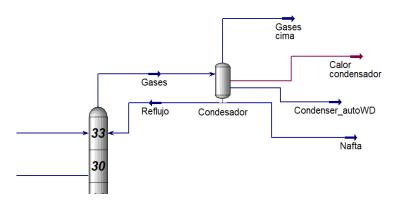
5.3. SIMULACIÓN DE LA T-201 EN ESTADO DINÁMICO

5.3.1 Transición al estado dinámico en Hysys 9.0 ® en la sección anterior se discutió la convergencia del estado estacionario para tres escenarios típicos en planta los cuales representan la operación del primer semestre de 2018 de la unidad u-200 mediante un modelo simplificado de la torre t-201. Sin embargo, con el fin de no afectar la dinámica del proceso (por el hecho de tener un modelo simplificado) al realizar la transición al estado dinámico, se adicionaron algunos datos de diseño y una reconfiguración en el *sub-flowsheet* de la torre simulada como se describen a continuación:

• Torre T-201 e internos

Generalmente las unidades de destilación atmosférica de crudo de la Refinería de Barrancabermeja están diseñadas con un condensador en la cima y un reflujo. Al hacer el modelado en Aspen Hysys® las torres están predeterminadas de acuerdo al esquema de la Figura 14 y corresponden al mencionado *sub-flowsheet*.

Figura 14. Esquema predeterminado en Hysys de una torre de destilación en el *sub-flowsheet*. Fuente: Aspen Hysys®.



En el caso de la torre T-201, el reflujo que proviene del *drum* D-201 desde su instalación se ha mantenido bloqueado, y por lo tanto no existe un reflujo directo, tal como se especificó en estado estacionario. Sin embargo, por cuestión de convergencia al estado transitorio, se eliminó este reflujo y el condensador del *sub*

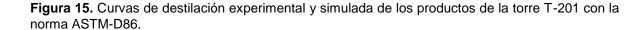
- flow sheet y se instaló en el flow sheet del simulador asegurando de esta manera la convergencia de la transición.

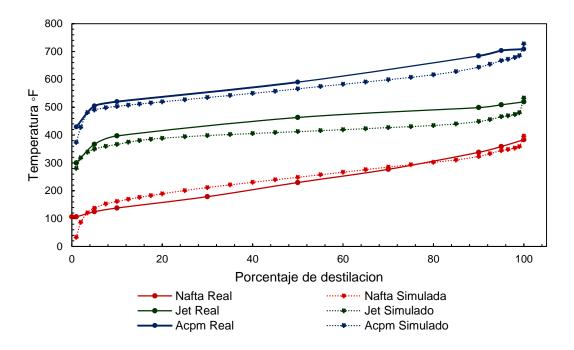
Otro tipo de información clave para el desarrollo de la transición consiste en datos de hidrodinámica de la torre. En la Tabla 8, se presentan los datos más relevantes del diseño instalado los cuales hacen parte de los *data sheet* de la planta.

Tabla 8. Datos de proceso y geometría de la torre T-201 y despojadoras.

	Unidad	Especificación
Presión en la cima, T-201	psig	11
Presión en el fondo, T201	psig	16
∆p máxima platos, T-201	psig	0,2
Δр Ε-207	psig	2
Diámetro torre, T-201	psig	12
Zonas empacadas	#	3
Platos de T-201	tipo	Válvula
Diámetro despojadoras	ft	4
Rango presión despojadoras		
T-20A A	psig	12,35-12
T-20A B	psig	13,4-13
T-20A C	psig	14,65-14,5

Con el fin de verificar que los resultados del estado estacionario no se afectaran al incorporar la información de la Tabla 8 y el cambio del *drum* D-201, se verificó la calidad de los productos. Esto se realizó comparando el promedio histórico de los datos de laboratorio del periodo de estudio (de acuerdo a la norma ASTM-D86) con los resultados obtenidos a partir de la simulación como se muestra en la Figura 15.





Los resultados de las curvas de destilación de la Figura 15 para los productos Nafta, Jet y ACPM, reportan gran similitud. Esto se verificó al realizar una prueba *t Student* con resultados de p=0,914 para la Nafta, p=0,54 para el Jet y p=0,71 para el ACPM. Es decir, que al comparar la curva real y la simulada existe una probabilidad que la diferencia de las medias sea cercana a cero, dado que, cuando p=1 las curvas serían idénticas. En conclusión, los parámetros adicionados al simulador no afectan los resultados del simulador en cuanto a la calidad de las curvas de destilación.

Equipos de transferencia de energía

Antes de realizar la transición al estado dinámico, se modificó el esquema de mezclado tal que, las líneas de crudo convergen en un mixer hipotético a una temperatura de 705 °F. Una vez se especificó la carga, se instalaron los componentes internos de transferencia de calor y para cada circuito *del pumparound* se especificaron las caídas de presión de bombas e intercambiadores y el *duty* de los intercambiadores como variable a calcular (Ver Tabla 9).

Tabla 9. Especificaciones diseño de los intercambiadores de calor que intervienen en la dinámica del proceso de la torre T-201.

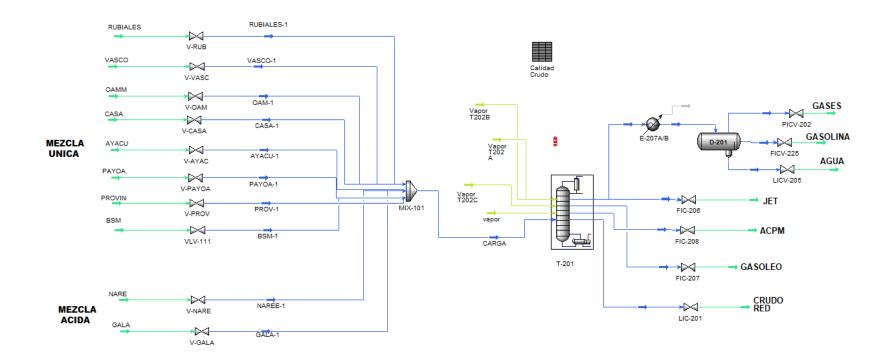
	Intercambiadores								
	Tag	ΔP (psig)	Cp. (Btu/lb°F)	Flujo másico (lb/h)	Densidad (lb/ft³)	Duty (MMBtu/h)			
	E-201	0,47	0,6	3'325.546	43	10,18			
CIMA	E-227	6	0,5	254.362	47,63	8,23			
	E-208	4	0,54	473.000	50,54	18			
MEDIO	E-236	19,5	0,59	216.973	57,4	24,07			
FONDO	E-222	4,5	0,66	204.502	54,57	19,6			
FONDO	E-234	4	0,65	230.440	56,16	8,18			
CIMA TORRE (L)	E-207	2	0,61	135.670	46	50,04			

Esquema del estado transitorio en Aspen Hysys 9.0®

Aspen Hysys 9.0 ® solucionó el estado dinámico de la torre T-201 mediante una matriz de flujo de presiones utilizando 666 ecuaciones independientes y 666 variables de proceso. Estas ecuaciones incluyen caídas de presión en válvulas, en platos, bombas, intercambiadores de calor y torres despojadoras; eficiencia y potencia de las bombas, duty en intercambiadores de calor y flujos volumétricos de crudos y productos. Para ello fue necesario especificar las variables de proceso y efectuar la transición sin aceptar sugerencias de Aspen Hysys 9-0 ® tales como modificación en caídas de presión, internos de la torre o diámetros de los equipos.

En la Figura 16, se observa el entorno de simulación transitorio en el modo *Dynamic P/F Specs*. Las convenciones se representan así: el color verde oscuro (crudos y productos) indica que se ha especificado la presión, el verde claro (corrientes de vapor) especificación de flujo y el azul no se encuentra especificado, es decir, estas corrientes las resuelve el simulador mediante balances de masa y energía. Esta transición parte de la instalación de válvulas *Fisher* tipo globo lineal en las corrientes de crudo en modo aire para abrir. Posteriormente, se conecta un controlador PI, en modo manual y acción inversa, permitiendo que el *autotuner* realice la sintonía del controlador mediante el método de Ziegler- Nichols. Las características de las válvulas y los controladores se pueden observar en el Anexo 3.

Figura 16. Estado transitorio de la torre T-201 en el entorno de simulación de Aspen Hysys 9.0.



Dinámica del lazo abierto sin perturbaciones

La dinámica en lazo abierto para este modelado se utilizó para evaluar la estabilidad de la simulación en el caso ideal en que todas las variables de entrada permanecen constantes en el tiempo. Durante la ejecución del integrador se esperó hasta que la carga en el simulador mantuviera constante un flujo de 46.600 bpd y una °API de 24. De acuerdo a la respuesta dinámica de la Figura 17 en lazo abierto y con la eficiencia térmica actual se llega a un estado estable a partir de los 20 min. Este nuevo estado se caracteriza por un aumento volumétrico del 9% en ACPM, una disminución del 1,52%, 25%,38 y 9,10 % para los gases de cima, el Jet y el gasóleo respectivamente y un aumento de 0,64 psig en la presión de cima, respecto a los valores que se muestran en el escenario 3 y que corresponde a la carga actual.

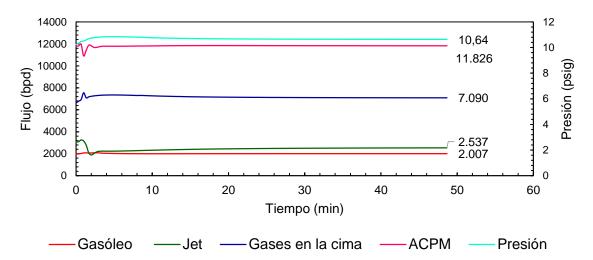
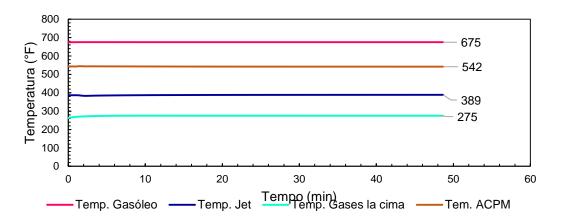


Figura 17. Respuesta en lazo abierto de flujo productos y presión en la cima, sin perturbaciones.

Por otro lado, las variables de control asociadas a la calidad tales como las temperaturas de los platos 9, 16 y 23, que corresponden a las temperaturas del Gasóleo, ACPM y Jet, respectivamente, mantienen el comportamiento del estado estable respecto a la operación en planta. Operativamente las tendencias promedio de la Figura 18 serían así: la curva azul claro 263°F (aumento de 12° F), la curva

azul oscura 388 °F (1 °F), la curva naranja 544°F (disminución de 2° F) y la curva rosa 665°F (aumento de 10°F). Las pocas variaciones en las respuestas del lazo abierto son un indicador del correcto modelado del sistema.

Figura 18. Respuesta en lazo abierto de la temperatura de salida del plato de Gasóleo, Jet, Cima y ACPM.



5.3.2 Análisis de las respuestas en lazo abierto y cerrado en Aspen Hysys 9.0 [®]

Para determinar la velocidad de respuesta del proceso de simulación por computadora, basta conocer el eigenvalor dominante, es decir, el recíproco de la constante de tiempo más larga del proceso, debido a que éste, controla el tiempo de respuesta sistema [20]. En el caso de la unidad de destilación atmosférica, este valor es difícil de determinar debido a la complejidad del proceso, en base a esto *Hysys 9.0* ® sugiere realizar las corridas dinámicas a pasos de integración cortos, por ejemplo, 0,025 s evitando así, disturbios en las corrientes que se especifican por flujo. En cuanto al tiempo de estabilización base, se estableció el mismo que utilizó *DMC Plus Controller* en la corrida de planta y que corresponde unos 60 min en la pestaña *Integrator*.

El módulo de la ejecución del integrador permite activar opciones para la estabilización del proceso modelado. En este caso se habilita *implicit check valve*

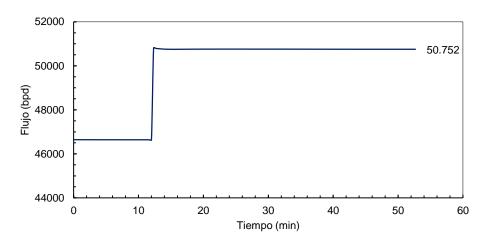
mode para que el flujo no retorne en las válvulas y se habilita la opción por volumen Truncate volumen integration errors, para que Hysys corrija errores por volumen al detectar incoherencias.

Con estas dos referencias, el procedimiento a seguir para realizar la transición en estado abierto fue el siguiente: en el *face plate* del controlador, se activó el modo manual y el *autotuner* para la auto-sintonización de los controladores de la carga y se dio inicio a la corrida. En este caso se garantizó un flujo de carga constante de 46.600 bpd y una temperatura de 703°F aproximadamente que corresponde al valor promedio de la dieta a la torre T-201.

Dinámica del lazo abierto ante una perturbación tipo escalón del 10% de la carga.

En lazo abierto los controladores se desconectan del sistema y se realiza un cambio tipo escalón a la entrada de la carga, es decir, no realizan ninguna acción para mantener las variables controladas. En la Figura 19 se observa la perturbación tipo escalón al 10% realizada en el flujo de carga de la torre de destilación.

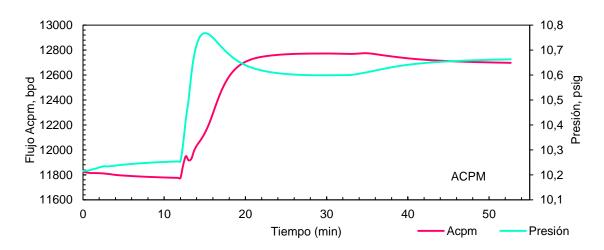
Figura 19. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico de la carga a la torre T-201 a un incremento del 10%.



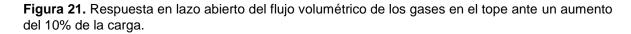
Este análisis comprende dos tipos de respuestas que corresponden al flujo de productos y las temperaturas de los platos de producción y se describen a continuación:

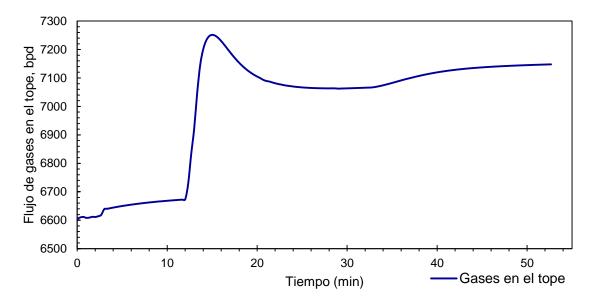
Las respuestas de la Figura 20 describen un comportamiento sobre amortiguado para el flujo de ACPM y un *overshoot* en la respuesta de la presión de cima con tiempo de estabilización de 32 min para ambas situaciones. El flujo de ACPM responde con un incremento del 7,35% y la presión de cima con un aumento del 3,50%.

Figura 20. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico del ACPM y la presión de cima ante un aumento del 10% de la carga.



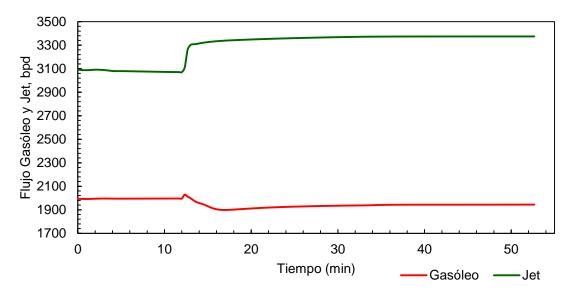
El flujo de gases en el tope describe una respuesta tipo *overshoo*t como se observa en la Figura 21 a un tiempo de estabilización 36 min después que se da el cambio en el flujo de carga. La respuesta se caracteriza por reportar incremento del 8,2% respecto a la condición inicial.





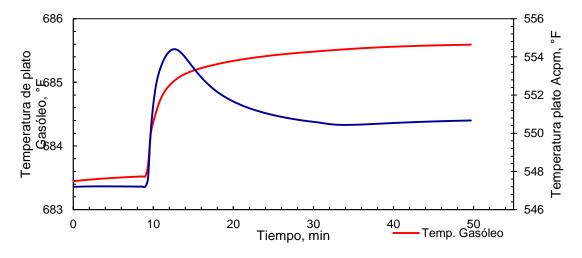
Las curvas de la Figura 22 indican una respuesta rápida sobre amortiguada para el flujo de Jet con un incremento del 8,88% e inversa para el flujo de Gasóleo con un decremento del 2,4%. Para estas respuestas se observa una estabilización transcurridos 12 min. Una situación en real en planta indica que antes aumentos del flujo de carga se espera aumento en todas las producciones sin excepción alguna, en el caso del gasóleo ocurre una situación inversa que corresponde a dos condiciones de especificación; por un lado, la temperatura de salida del reflujo inferior y por el otro la especificación del estado estacionario. Esto no influye en el análisis de la dinámica del proceso debido a la baja magnitud del cambio y que esta variable en el control avanzado no se toma en cuenta como variable controlada.

Figura 22. Respuesta en lazo abierto del flujo volumétrico de los gases en el tope y ante un aumento del 10% de la carga.



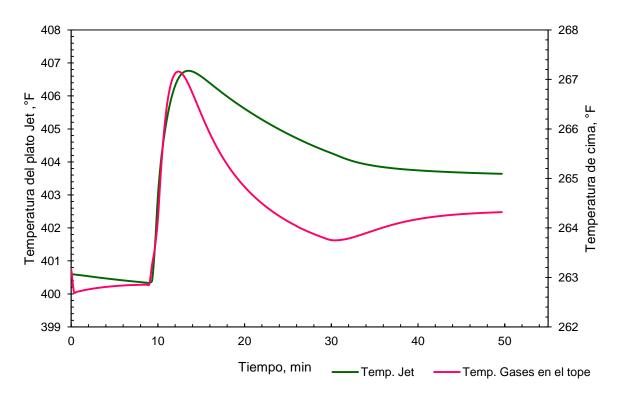
Otro grupo de respuestas corresponde a las temperaturas de los platos para el control de calidad de productos. En la Figura 23, se observa una respuesta *overshoot* para la temperatura del plato de ACPM y sobre amortiguada para la temperatura del plato de gasóleo. Estas dos respuestas son estables a partir del minuto 40 con un incremento de 3°F para cada una.

Figura 23. Respuesta en lazo abierto de las temperaturas de los platos de productos de Gasóleo y ACPM.



Finalmente, en la Figura 24 se observa la respuesta para el plato de Jet y los Gases en el tope. Estas son respuestas con *overshoot* estables a partir del minuto 40, con incrementos de 3°F y 2°F para estas variables respectivamente.

Figura 24. Respuesta en lazo abierto de las temperaturas de los platos de productos de Jet, y Gases de cima.



En general para las respuestas de temperatura, estos pequeños cambios se dan por la idealidad del proceso simulado, en planta se esperaría mayor variabilidad debido a que la composición en la carga nunca es constante, pero comparado con estos resultados el aumento sería típico.

Construcción del lazo cerrado Aspen Hysys 9.0 ®

Durante la transición al estado dinámico se instalaron las válvulas que se indican en el Anexo 5. La gran mayoría de estas válvulas de control son tipo globo *Masoneilan* isoporcentuales y procesan líquidos a excepción de PICV-202A que manipula gas.

Definidos los rangos de operación, el número de puntos para mostrar en las curvas de respuesta y la acción de los controladores se obtiene un modelo simulado de los controladores clásicos como se detalla en las Figuras 25 y 26.

En la Figura 25, el circuito de cima detalla una cascada compuesta por el controlador primario TIC-203 (el cual controla la temperatura de cima) y el FIC-205 como controlador secundario del reflujo de cima; los controladores de reflujo FIC-253 y FIC-211 para el control de los reflujos medio e inferior y los controladores de nivel de las torres de despojo LIC-202 (Torre T-202A), LIC-203 (Torre T-202B), LIC-204 (Torre T-202C). La Figura 26 muestra el controlador de nivel LIC-205 de la bota del *drum* D-201, el PIC-202 que controla la presión de cima de la torre T-201 y el controlador FIC-225 que controla el flujo de nafta del *drum* D-201.

Finalmente, las descargas de producto son controladas por los controladores FIC-206, FIC-208 y FIC-207 para los flujos de Jet, ACPM y Gasóleo.

Figura 25. Lazos de control instalados en circuitos laterales en la torre T-201 y torres de despojo en el entorno de simulación de Aspen Hysys 9.0®.

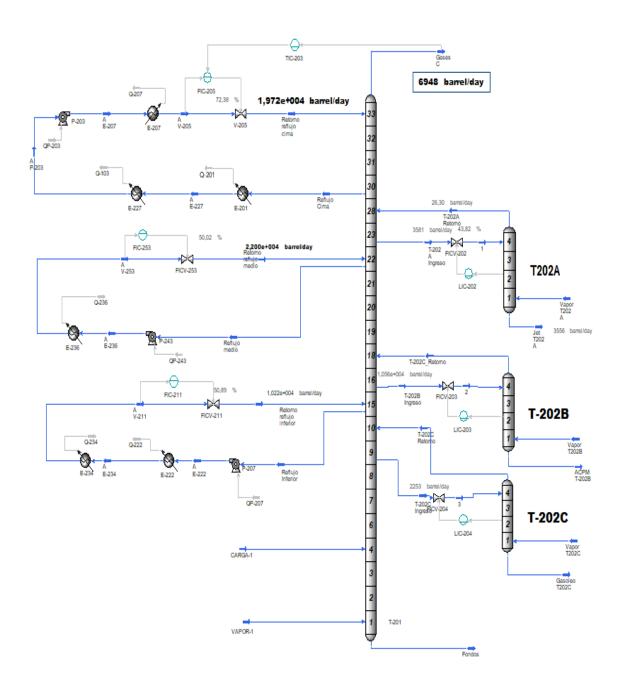
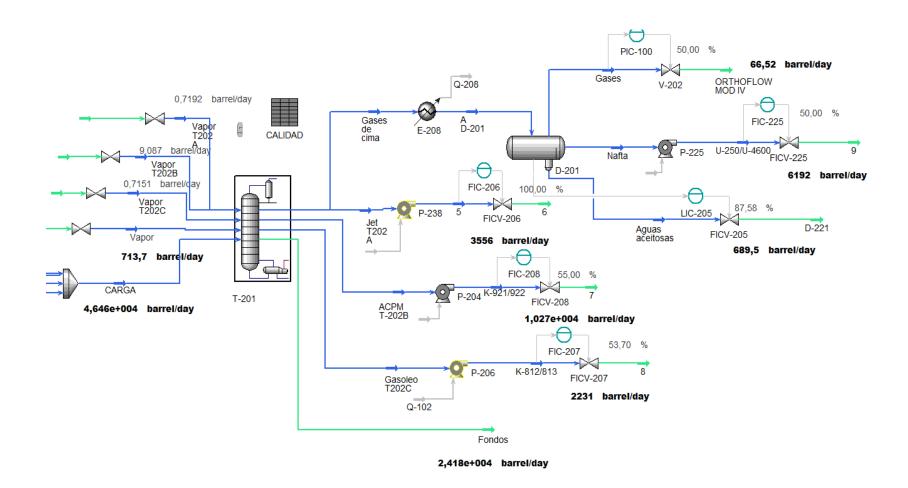


Figura 26. Lazos de control instalados en los productos de torre T-201 en el entorno de simulación de Aspen Hysys 9.0®.



5.4 CONSTRUCCIÓN DE LOS MODELOS PARA LA MATRIZ DE CONTROL AVANZADO

5.4.1 Descripción de la sintonía actual y definición de las variables utilizadas en el control avanzado. En la etapa de transición se utilizó el *autotuner* para calcular los parámetros de los controladores, que fueron cambiados paulatinamente por los parámetros de sintonía de *foxboro* mediante el ajuste de los rangos de la variable de salida. Se instalaron primero los lic de las torres de despojo, seguido de los fic en reflujos, fic de productos, controles en el *drum* d-201 y se terminó con la cascada para el control de la temperatura de cima. En esta unidad todos los controladores están configurados mediante controladores pid, con la constate derivativa en cero. La información de diseño de los controladores se indica en la tabla 10.

Tabla 10. Parámetros de sintonización de los controladores de la torre T-201.

	SINTONIZACIÓN FOX BORO						
TAG	ACCIÓN	РВ	TI	TAG	ACCIÓN	РВ	TI
FICV-205A	INVERSA	90	0,5	LICV-202	REVERSA	80	30
FICV-206	DIRECTA	75	0,5	LICV-203	REVERSA	150	30
FICV-207	DIRECTA	50	0,3	LICV-204	REVERSA	150	30
FICV-208	DIRECTA	70	0,3	LIC-212	DIRECTA	50	60
FICV-211	INVERSA	150	0,7	PICV-202A	REVERSA	185	1
FICV-225	DIRECTA	60	0,5	TIC-203	DIRECTA	50	5
FICV-253	DIRECTA	500	0,3	LICV-201	DIRECTA	5,39	0,556

Fuente: Manual DMCPlus, Ecopetrol 2009

Variables controladas y manipuladas.

El presente documento para la actualización de la matriz dinámica del Control Avanzado de Procesos (CAP), permitirá analizar las relaciones una a una entre variables de proceso a diferencia del CAP que considera múltiples relaciones simultáneamente. La matriz actual se presenta en la Tabla 11 y las variables se clasifican como se indican a continuación.

- √ Variables manipuladas: variables del proceso que son ajustadas dentro de un rango de operación definido a fin de satisfacer las condiciones de operación segura y con parámetros de calidad [2]. Se consideran como variables de entrada o variables independientes
- ✓ Variables controladas: Son variables de proceso que representan un indicativo de que la operación se está realizando dentro de los parámetros de seguridad y/o que los productos se encuentran dentro de las especificaciones [3]. Se consideran variables dependientes o restringidas

5.4.2 Modelos de la matriz dinámica para la dieta crudo actual con °API 24.

Es importante mencionar que el desarrollo de la matriz dinámica actual (proyecto de control avanzado en 2009) se dio bajo condiciones de carga muy diferentes a las actuales como se indica en la Tabla 11. La °API en promedio a 2018 está alrededor de los 24 °API y representa la variable de mayor importancia en la ejecución de este proyecto en contraste con la °API 29 con la que se desarrolló matriz años atrás.

Tabla 11. Tabla comparativa de los crudos que procesó la unidad U-200 en 2009 y 2018.

2009		2018		
Crudo U-200	°API	Crudo U-200	°API	
Jasmín (40-60%v/v)	21	Mezcla Única (80- 90%v/v)	23	
Vasconia, Payoa y Cusiana (30-66%v/v)	45	Mezcla Ácida (20- 10%)	19	
Caño Limón (0-20%)	32	Norte (10%)	26,35	
Promedio	29	Promedio	24	

Fuente: Aspen Techonogy Inc. (2009) [3].

La matriz en discusión se construyó a partir de las variables que se muestran en la Tabla 12. Estas variables se seleccionaron de acuerdo al *know how* de Aspen Techonogy y se usaran para el análisis de las respuestas.

Tabla 12. Variables restringidas y manipuladas del Sistema de Control Avanzado (CAP).

	Variables Manipuladas, MV (Independientes) T201										
Tag	Descripción										
TIC203_S	Temperatura cima										
FIC206_S	Producción de Jet										
FIC208_S	Producción de Diesel										
FIC253_S	Reflujo Medio										
FIC211_S	Reflujo inferior										

(I	Variables controladas, CV (restringidas o dependientes) T201										
Tag	Descripción										
T201NAPPFE	Punto final ebullición Nafta										
T201JET10	10 % Destilación del Jet										
T201JETFBP	Punto final ebullición Jet										
T201ACPM95	95% destilación del Diesel										
PIC202_O	% apertura válvula de control de presión cima										
FIC205_M	Flujo de reflujo de cima										
LIC202_O	% válvula de control de nivel del Jet										
LIC203_O	% válvula de control de nivel del Diesel										
FIC206_O	% válvula de control de producción del gasóleo										

Fuente: Manual DMCPlus, Ecopetrol 2009

Inicialmente se propuso realizar pruebas en planta para comparar los resultados reales con los simulados; mediante una prueba en campo se realizó el test para el TIC-203, sin embargo, el factor de utilización del control avanzado se vio comprometido al realizar el movimiento de esta variable y por recomendación de la especialidad de Control Avanzado de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja se realizará el análisis a partir de los modelos con los cuales se trabaja actualmente.

El presente trabajo se limitó a realizar el desarrollo de la matriz dinámica a través de simulación, principalmente porque en planta esto implica dejar fuera de servicio el control avanzado y como se mencionó anteriormente, comprometer el factor de utilización del CAP

En este orden de ideas, se hicieron dos tipos de prueba en el simulador, por un lado, una prueba acorde al procedimiento realizado en 2009 que consistió en mover el set point 1°F en el TIC-203 y 100 bpd para las demás MV. La segunda prueba consistió en aumentar 5°F el set point del TIC-203 y 500 bpd para las demás MV.

Tabla 13. Matriz de control avanzando para una dieta de crudo con una °API de 24.

				CON	NTROLADAS	S (RE	STRINGIDA	NS O	DEPENDIEN	CONTROLADAS (RESTRINGIDAS O DEPENDIENTES)													
					T2	01NAPPFE	Tź	201JET10	T2	01JETFBP	T20	1ACPM95	FI	C205_M	LI	C202_O	LI	C203_O	FI	IC206_O			
			Mov.	Unidad		°F		°F		°F		°F		BPD		%		%	<u> </u>	%			
	TIC203_S	Temperatura Cima T-201	1	٥F	1	0,9	1	0,666	1	1,17	1	0,39	1	-113,902									
		Simulada	1	۰F	1	0,79	1	0,67	1	0,97	1	1,16	1	-270									
		Simulada	5	۰F	1	4,3	1	5,58	1	8,65	1	13,04	1	-2621									
ŝ	FIC206_S	Produccion de Jet	100	BPD					1	1,8	1	0,6			1	2,03086			1	0,8592			
(INDEPENDIENTES)		Simulada	100	BPD					Î	2,47	1	4,3			1	0,56							
END		Simulada	500	BPD					Î	10,64	1	18,5			1	2,25							
H	FIC208_S	Produccion de Diesel	100	BPD							1	0,39					1	5,68445					
€		Simulada	100	BPD							1	3,72					1	0,56					
S		Simulada	500	BPD							1	35,76					1	5,86					
MANIPULADAS	FIC253_S	Reflujo Medio T-201	100	BPD			1	-0,54	1	-0,54			1	-100									
I M		Simulada	100	BPD			1	-0,022	Î	0,051			1	-47,7									
MA		Simulada	500	BPD			1	-0,23	Î	0,17			1	-215									
	FIC211_S	Reflujo Inferior T-201	100	BPD					1	-0,752	1	-0,47											
		Simulada	100	BPD					1	0,078	1	0,19											
		Simulada	500	BPD					1	0,68	1	0,45											

A manera de comparación, se contrastan en la Tabla 13 los resultados de las respuestas obtenidas mediante simulación (recuadros amarillos) y los valores instalados en la matriz de control avanzado del 2009 (recuadros claros). Las ganancias se obtuvieron de la perturbación escalón en la MV y corresponden a variables de desviación, cuya diferencia se basa en los resultados de la Tabla 14. Esto asegura que las respuestas estén dentro de los rangos de calidad establecidas por Ecopetrol S.A.

Tabla 14. Variables de calidad controladas en lazo cerrado vs parámetros de calidad de productos de Ecopetrol S.A

	Unidad	Valor simulado	Parámetros de calidad					
	Unidad	lazo cerrado	Límite superior	Límite inferior				
Final de Nafta (T201NAPPFE)	°F	390,29	393,38	367,04				
T10 del Jet (T201JET10)	°F	383,77	410,87	368,54				
Final del Jet (T201JETFBP)	°F	534,42	548,69	476,02				
T95 del ACPM (T201ACPM95)	°F	701,59	736,32	675,39				

• Análisis de la respuesta en estado dinámico por la variación del TIC-203.

La temperatura superior de la torre se mueve para aumentar la recuperación de los productos más valiosos. Esta MV tiene un efecto directo en todas las calidades del producto, así como en la VC del reflujo de cima. La temperatura de operación normal en la torre es de 263°F, la cual fue perturbada con dos movimientos que corresponden a 1°F y 5°F para aumentar la recuperación de los productos valiosos.

Las respuestas obtenidas en variables de desviación para este cambio se describen a continuación:

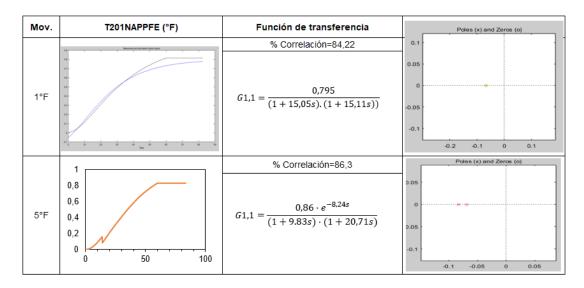
T201NAPPFE:

Las respuestas de la Figura 27, indican que la T201NAPPFE se puede modelar mediante una función de segundo orden sobreamortiguada para el aumento de 1°F y de segundo orden sobre - amortiguada más tiempo muerto para 5°F. En cuanto a

la ubicación de los polos estas funciones se ubican al lado izquierdo del plano indicando estabilidad.

La ganancia actual indica un valor de 0.79°F la cual se desvía en 0,11°F con la matriz original lo cual sugiere que este modelo no requiere de actualización en planta. Sin embargo, se observan cambios en los parámetros de la función de transferencia al utilizar una perturbación de 5°F, indicando comportamiento no lineal del proceso con respecto a esta variable.

Figura 27. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el punto final de ebullición de la Nafta ante una perturbación de 1 y 5°F.



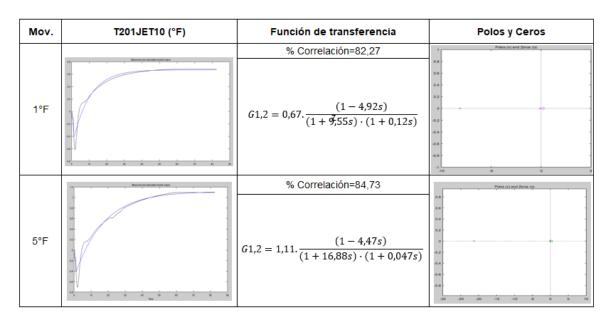
T201JET10:

Para la variable T201JET10, las respuestas se pueden modelar como funciones de transferencia de segundo orden de respuesta inversa como se observa en la Figura 28. A su vez, de acuerdo a ubicación de polos a la izquierda y ceros positivos se existe correspondencia y estabilidad de la función.

Para un aumento de 1°F se observó una variación de 0,01°F respecto a la matriz del 2009, lo cual no es un valor representativo. Sin embargo, para el incremento en 5°F se da un cambio mayor que afecta la ganancia del 10% del Jet, es decir, que

para esta dinámica se da un cambio de 0,18°F por cada grado de temperatura en el TIC-203, lo que significa que ese aumento de temperatura evapora livianos del Jet haciendo que la especificación del 10% de destilación presente sensibilidad a cambios bruscos en el control de temperatura en la cima de la T-201.

Figura 28. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el punto 10% de destilación del Jet ante una perturbación de 1 y 5°F.



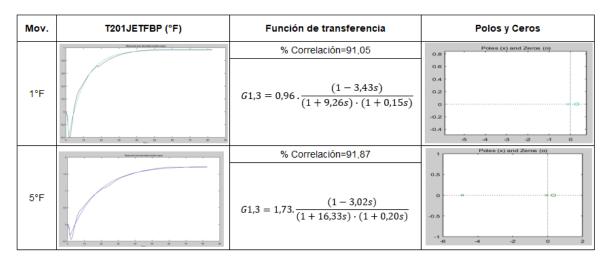
T201JETFBP:

De acuerdo a la Figura 29, las respuestas del punto final de ebullición pueden ser modeladas por una función de orden 2 con una respuesta inversa, que se caracteriza por ser estable, con ceros son positivos y sus polos a la izquierda del plano. Estas funciones reportan un índice de correlación del 91% con respecto a los datos del simulador.

Al igual que el 10% del Jet los resultados indican que para un cambio de 1°F existe una diferencia de 0,2°F que no es significativo. Sin embargo, para el cambio de 5°F existe un aumento 1,73°F del punto final de ebullición del Jet por cada grado incremental, lo que sugiere que hay que actualizar este modelo.

Como en los casos anteriores la variación en las ganancias y constantes de tiempo para un mismo sistema ante dos perturbaciones de distinta magnitud, indica la presencia de procesos no lineales (la respuesta varía con las condiciones de operación).

Figura 29. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el punto final de destilación del Jet ante una perturbación de 1 y 5°F.

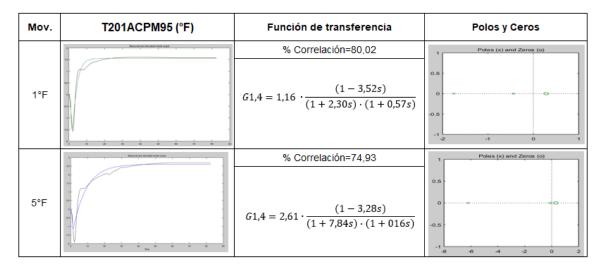


T201ACPM95:

En la Figura 30, para el movimiento en 1°F se observa un aumento de 1,16°F para esta respuesta comparado con el modelo del 2009. Esto es posible debido a que los componentes livianos que se extraen por la corriente de ACPM ahora son más pesados debido a la composición del crudo con baja °API.

Estas dos funciones se describen como modelos de orden 2, con ceros positivos y polos al lado izquierdo del plano lo cual es característico de una respuesta inversa. A su vez, estos modelos tienen correlación mayor al 75%.

Figura 30. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el 95% de destilación del ACPM ante una perturbación de 1 y 5°F.

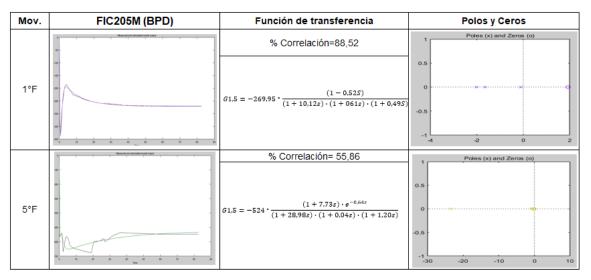


FIC205M:

Las respuestas para el reflujo de cima tienen un comportamiento inverso similar a lo que sucede en planta. Los modelos sugieren una función de tercer orden y de tercer orden más tiempo muerto para el incremento de 1°F y 5°F respectivamente. De acuerdo a estos resultados se observa que el reflujo de cima tiene una respuesta más sensible al cambio, es decir, para aumentar 1°F se requiere de 156 bpd menos que en año 2009. Este cambio se da por el cambio de la capacidad calorífica de la dieta actual para los intercambiadores de cima que indican una disminución de la capacidad de retiro de calor probablemente por ensuciamiento debido al tiempo de corrida que tiene la unidad.

De acuerdo a la Figura 31, es posible representar mediante una función de orden 3 con una respuesta inversa que se compone de un cero positivo y tres polos en el lado izquierdo. Las correlaciones obtenidas indican que para el cambio de un 1°F se observa una función de orden 3 y para el de 5°F una de orden 3 más tiempo muerto. En ambas funciones se obtienen en el diagrama de polos y ceros, un cero positivo y tres polos a la izquierda del plano. Estos cambios en el tipo de respuesta indican presencia de no linealidades típicas de procesos complejos.

Figura 31. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el FIC-205 ante una perturbación de 1 y 5°F.



• Análisis de la respuesta en estado dinámico por la variación del FIC-206.

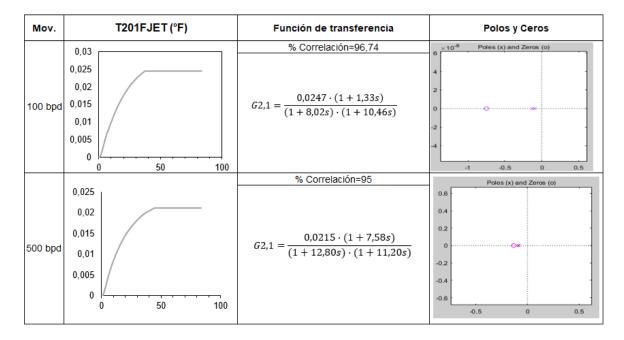
El flujo del producto Jet se mueve para aumentar la recuperación de Jet y ACPM. Esta MV tiene un efecto directo en las calidades Jet y el ACPM y la válvula de control de nivel del despojador T-202A se ajusta para mantener el control de nivel. Cuando el ACPM tiene un mayor valor económico en el mercado, el controlador intenta enviar Jet a la sección ACPM de la torre. El flujo Jet disminuye cuando el nivel del separador lateral (torre T-202A) comienza a disminuir por debajo de su punto de control. El flujo normal del FIC-206 que corresponde al Jet, normalmente es de 3400 bpd, y fue perturbado con dos movimientos 100 y 500 bpd.

Las respuestas obtenidas en variables de desviación para este cambio se describen a continuación:

T201FJET:

Las respuestas obtenidas en este movimiento indican funciones de segundo orden sobreamortiguadas, con polos y ceros estables de acuerdo a la información presentada en la Figura 32. Con el aumento de 100 bpd la respuesta aumenta 0,67 °F respecto a la condición de 2009, y como respuesta para 500 bpd se da un aumento de 10.64 °F, esto sugiere que se debe actualizar este modelo para la dieta actual de crudo.

Figura 32. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el 10% de destilación de Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

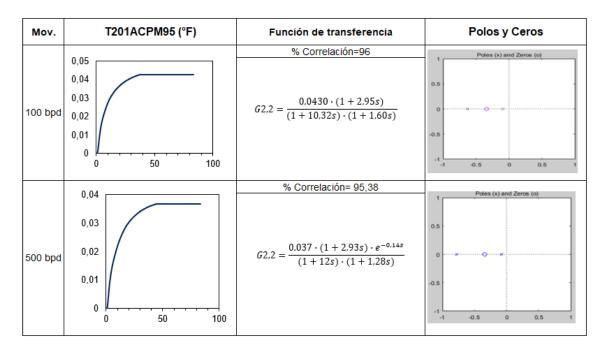


T201ACPM95:

Las respuestas obtenidas en los movimientos del simulador se describen como modelos de segundo orden sobreamortiguados con polos y ceros ubicados en la zona estable del plano. A su vez, estos modelos tienen correlación mayor al 95%.

Para el movimiento en 100 bpd se observa un aumento de 3,7°F respecto al modelo de 2009, lo cual sugiere que esta respuesta tiene mayor sensibilidad, tal que afecta en mayor proporción el T95 del ACPM. Típicamente este fenómeno se observa en planta, siendo ésta la MV que afecta en mayor grado el valor de la T95 del ACPM, tanto es así que actualmente en la T-204 de la unidad U-200 no se extrae Jet para evitar la afectación de la calidad del ACPM.

Figura 33. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el 95% de destilación de ACPM ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

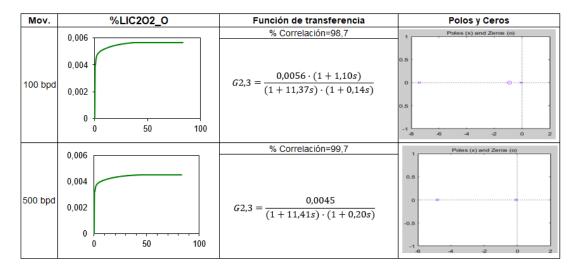


LIC-202

De acuerdo a las respuestas de la Figura 34, ante las perturbaciones se observan respuestas de segundo orden sobreamortiguadas con polos y ceros estables para el porcentaje de apertura la válvula del LIC-202.

De acuerdo a los resultados se observan respuestas para 100 bpd de 0,56% y para 500 bpd de 2,25% de apertura de la válvula. Estos valores no son representativos durante la operación, debido a que en planta movimientos de 500 bpd inducen entre un 7-10% de la apertura de la válvula del LIC-202.

Figura 34. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para la apertura la válvula LIC-202 una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.



Es importante mencionar para este grupo de respuestas (ante cambios en el FIC-206), en la mayor parte de los casos, los valores en las funciones de transferencia permanecen similares ante las perturbaciones de 100 y 500 bdp, indicando un comportamiento del proceso casi lineal con respecto a esta variable.

Análisis de la respuesta en estado dinámico por la variación del FIC-208.

El flujo de producto ACPM se mueve para aumentar la recuperación ACPM. Este MV tiene un efecto directo en la calidad ACPM y la válvula de bandeja de extracción ACPM (LICV-203) ajustada por el controlador de nivel del extractor lateral. El flujo del producto ACPM disminuye cuando el nivel del separador lateral (T202B) comienza a disminuir por debajo de su punto de referencia. El flujo normal del FIC-

208 corresponde al ACPM es decir unos 10800 bpd y fue perturbado con dos movimientos 100 y 500 bpd.

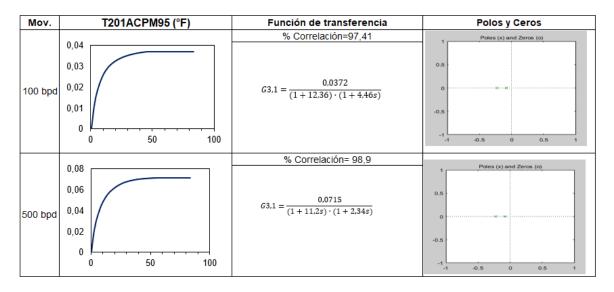
Las respuestas obtenidas en variables de desviación para este cambio se describen a continuación:

T201ACPM95:

En la Figura 35 se observan las respuestas ante el cambio de 100 y 500 bpd del flujo de ACPM. Los modelos indican funciones de segundo orden sobreamortiguadas con polos y ceros ubicados en la región izquierda del plano y porcentajes de correlación mayores a 97%.

Ante un incremento de 100 bpd se observa un incremento de 2,14°F en la respuesta del T95 del ACPM respecto a la matriz del control avanzado actual, debido a que parte de los componentes livianos del gasóleo ahora se retiran por esta corriente. Por otro lado, ante un cambio de 500 bpd se da un incremento de 35,76°F debido al mismo arrastre de gasóleo atmosférico hacia el ACPM en diferentes composiciones.

Figura 35.Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el 95% de destilación del ACPM ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

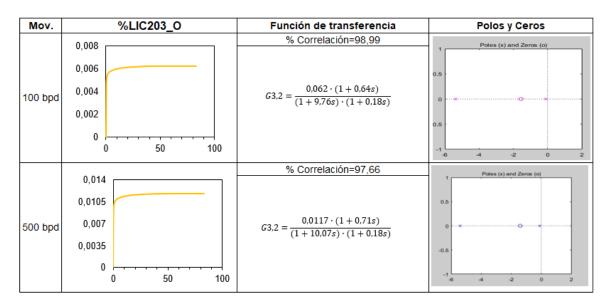


LIC203:

De acuerdo a las respuestas de la Figura 36, ante las perturbaciones se observan respuestas de segundo orden sobreamortiguadas con polos y ceros estables para el porcentaje de apertura la válvula del LIC-203.

De acuerdo a los resultados se observan respuestas para 100 bpd de 0,62% y para 500 de 5,86% de apertura de la válvula. Estos valores no son representativos durante la operación, debido a que en planta movimientos de 500 bpd inducen entre un 8-10% de la apertura de la válvula del LIC-203.

Figura 36. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para la apertura de la válvula del LIC-203 ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.



Análisis de la respuesta en estado dinámico por la variación del FIC-253.

El reflujo medio se mueve para aumentar la recuperación de los productos más valiosos. Esta MV tiene un efecto directo en todas las calidades del producto y el reflujo superior. El flujo normal del FIC-253 que corresponde al reflujo medio,

normalmente es de 22000 bpd, y fue perturbado con dos movimientos 100 y 500 bpd.

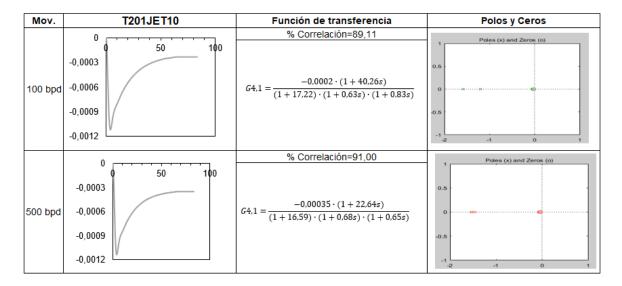
Las respuestas obtenidas en variables de desviación para este cambio se describen a continuación:

T201JET10:

De acuerdo a la Figura 37, las respuestas del 10% de destilación de Jet se modelan como respuestas de orden 3 estables de acuerdo a la ubicación de polos y ceros a la izquierda del plano. Estos modelos reportan un porcentaje de correlación mayor al 89%.

De acuerdo a las ganancias de la Figura 37 manipular el FIC-253 no tiene efecto sobre la variable calidad estudiada.

Figura 37.Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el 10% de destilación del Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

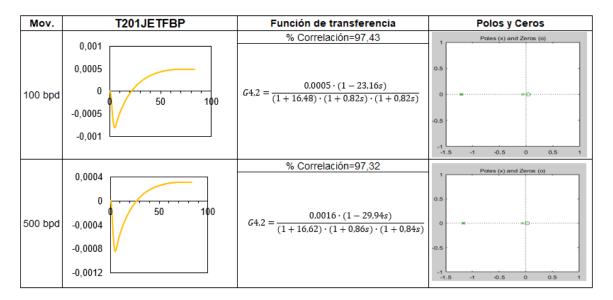


T201JETFBP:

De acuerdo a la Figura 38, las respuestas del punto final de destilación de Jet se modelan como respuestas de orden 3 estables de acuerdo a la ubicación de polos y ceros a la izquierda del plano. Estos modelos reportan un porcentaje de correlación mayor al 97%.

De acuerdo a las ganancias de la Figura 38 los movimientos en el flujo de 100 y 500 bpd en el FIC-253 no tienen efecto sobre la variable calidad estudiada.

Figura 38. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el punto final de ebullición del Jet ante una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

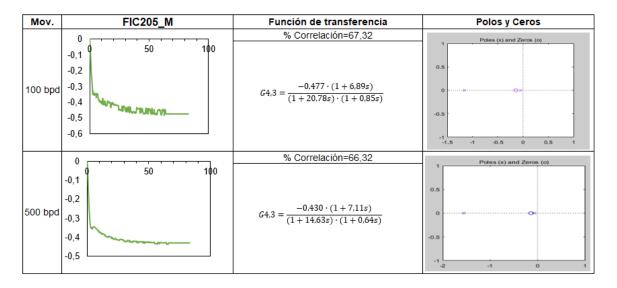


T201FIC205:

En la Figura 39 las respuestas para el reflujo de cima reportan modelos de respuesta inversa similar a los observados en planta, con respuestas de -47,7 y -215,0 bpd para un incremento de 100 y 500 bpd respectivamente. En planta al aumentar el reflujo medio se da un mayor retiro de calor ocasionando que el flujo del circuito de cima disminuya para controlar la temperatura en la cima en el mismo valor del *set point*. Respecto al modelo en planta actual con una respuesta de -100 bpd para 1°F, la respuesta propuesta por Hysys indica que el reflujo de cima disminuye su

sensibilidad en 53 bpd, esto se da por la disminución de la capacidad del crudo para retirar calor por el cambio de dieta.

Figura 39. Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación del FIC-205 a una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.



Análisis de la respuesta en estado dinámico por la variación del FIC-211.

El flujo del FIC-211 que corresponde al reflujo inferior, es de 10800 bpd y fue perturbado con dos movimientos 100 y 500 bpd.

Las respuestas obtenidas en variables de desviación para este cambio se describen a continuación:

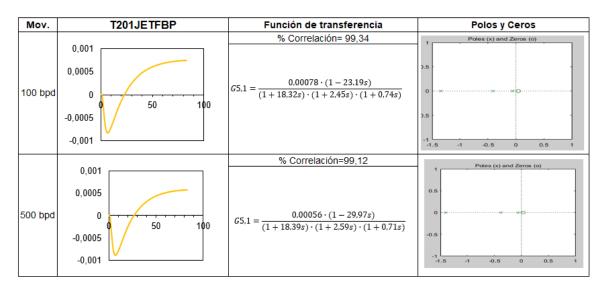
T201JETFBP:

Los modelos que se muestran en la Figura 40, corresponden a respuestas de orden 3 con respuestas de 0,078°F para 100 bpd y de 0,68°F para un movimiento de 500

bpd con polos y ceros ubicados en la región del plano estable. Las funciones presentan una correlación del 99% con las respuestas obtenidas por *Hysys*.

En planta aumentos en el reflujo inferior disminuyen el punto final de ebullición del Jet. Sin embargo, este movimiento es de menos de 0,5°F representado por ganancias de valor cercano a cero. Haciendo que este fenómeno no se observe en la realidad para esta variable.

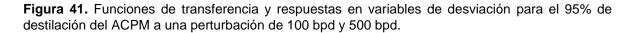
Figura 40.Funciones de transferencia y respuestas en variables de desviación para el punto final de ebullición del Jet a una perturbación de 100 bpd y 500 bpd.

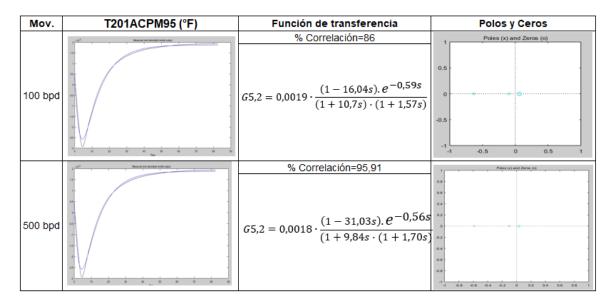


T201ACPM95:

En la Figura 41, se observa un comportamiento similar a la Figura 40, es decir una respuesta inversa con ceros positivos y polos negativos.

La respuesta para 100 bpd reporta un incremento de 0,19°F contraria a la respuesta del modelo del 2009 (actual) -0,47°F. Sin embargo, este movimiento es de menos de 0,5°F representado por ganancias de valor cercano a cero. Haciendo que este fenómeno no se observe en la realidad para esta variable.





De los resultados obtenidos mediante simulación se observan los siguientes comportamientos:

- El FIC-253 no afecta las variables de calidad, debido las ganancias poco significativas.
- Se deben actualizar para los modelos del TIC-203=10Jet y T95ACPM y FIC-206=10Jet y T95 ACPM.
- Realizar las pruebas del FIC-211, en planta debido a que los modelos no corresponden a los sugeridos por Hysys y que a su vez no comprometen significativamente la economía de planta.
- La disminución de los componentes livianos en productos los cuales se redistribuyen de acuerdo a la economía del proceso afecta significativamente la calidad del ACPM.
- Los porcentajes de correlación de las funciones calcular a partir de la aplicación System Identification de Matlab se encuentran entre el 85 y 99%.

 La incertidumbre que puedan generar estos resultados se asocia a la dinámica compleja y no lineal de la torre de destilación atmosférica, que se evidencia con los cambios en las constantes de tiempo, ganancias y tiempos muertos de las funciones de transferencia en función de los valores de perturbación de las variables manipuladas.

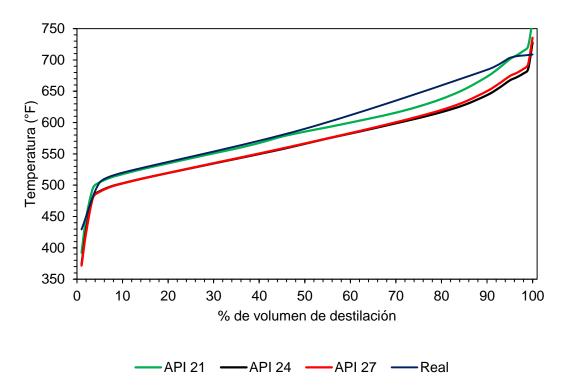
Por otro lado, se detectó que existen tres fenómenos que afectan la dinámica del proceso simulado:

- Elección del estado estacionario: Debido a que la filosofía del CAP se basa en el mejor operador; para modelos de la matriz dinámica, es necesario incorporar un análisis de sensibilidad entre el flujo volumétrico de productos y las variables controladas asociadas a la calidad. Lo que se traduce en encontrar valores máximos de las dietas de acuerdo a la economía del periodo de estudio y a la importancia comercial de los productos.
- Sintonía de los controladores: Los controles clásicos de la planta están sujetos comúnmente a sintonización debido a lentitud en la respuesta por ensuciamiento de los elementos finales de control.
- Dieta de crudo: La composición de la dieta a la unidad U-200 durante el año 2017 y 2018 presenta una alta dispersión alrededor del promedio de la densidad de la mezcla la cual corresponde a 23,8 °API, lo cual indica que los valores máximos de productos valiosos varían al alrededor de ese promedio. Esto indica que para diferentes dietas existirán otro tipo de respuestas dinámicas para la matriz de control avanzado.

5.4.3 MODELOS DE LA MATRIZ DINAMICA PARA MEZCLAS DE CRUDO CON

°API 21 Y 28. Como referencia se parte del análisis de la calidad del acpm (producto de mayor valor económico) para evaluar el efecto de la variación de la °api en la curva de destilación del acpm. En la figura 42, la curva azul representa la destilación actual, la curva verde la destilación simulada para una °api de 21, la roja destilación simulada para una °api de 27 y la curva negra la destilación simulada para una °api de 24, de igual forma simuladas. La t95 del acpm reporta los siguientes resultados °api 21=703°f; °api 24 =667°f y °api 28= 674°f. De acuerdo saraf *et al.* (2012), la capacidad de un modelo para predecir el rendimiento de la planta depende en gran medida de la exactitud de la curva tbp utilizada, por lo tanto, estas desviaciones afectan significativamente las funciones de transferencia como se verá más adelante.





Se construyeron dos matrices opcionales de para un crudo futuro de °API 21 y un crudo pasado de °API 28 donde se comparan las respuestas obtenidas y se

observan los efectos más significativos sin incluir modelos para la matriz de control avanzado. A su vez, no se realizó un análisis detallado de cada función obtenida para matrices de °21 y °28 debido a dos condiciones: 1) para la °API 29 la matriz es similar a la instalada en 2009 y 2) para la °API 21 no es posible predecir con exactitud si es posible operar la planta para un crudo con este valor a futuro.

Matriz dinámica para dieta de crudo con °API 21

Los resultados de la matriz de control avanzando se muestran en la Tabla 15. En color en amarillo se ubican las respuestas de los modelos de las funciones de transferencia, lo cuales pueden ser según el cambio, de primer orden con o sin tiempo muerto y de segundo orden con o sin tiempo muerto. A manera de comparación estos resultados difieren significativamente para las variables más cercanas a la cima de la torre tal es el caso de la respuesta en calidad de productos para un movimiento de 1°F en el TIC-203 y de igual manera el aumento en 100 bpd del FIC-206 con porcentajes de correlación entre 85 a 96% entre *Hysys* 9.0 ® y *System Identification Matlab*

Este modelo difiere de la mezcla de carga con °API 24 pese a la similitud de la curva de destilación, así mismo, existen diferencias entre las respuestas del simulador con las del servidor de control avanzado, lo cual sugiere que la curva de destilación puede no ser la apropiada para modelar este tipo de °API.

Tabla 15. Matriz de control avanzando para una dieta de crudo con una °API de 21.

					CON	ITROLADA	S (F	RESTRINGI												
					T20	1NAPPFE	T2	201JET10	T20	01JETFBP	T20	1ACPM95	FI	C205_M	LI	C202_O	LI	C203_O	FI	C206_O
				Unidad		°F		°F		°F		°F		BPD		%		%		%
	TIC203_S	Temperatura Cima T-201	1	٥F	1	0,9	Î	0,666	1	1,17	1	0,39	1	-113,902						
IES		Simulada	1	٥F	I.	-1,32	1	-0,58	1	-0,59	1	0,041	1	-0,82						
(INDEPENDIENTES)	FIC206_S	Produccion de Jet- A1	100	BPD					1	1,8	1	0,6			1	2,03086			1	0,8592
FE		Simulada							1	-0,44	1	12,97			1	1,748			1	0,68
	FIC208_S	Produccion de Diesel	100	BPD							1	0,39					1	5,68445		
		Simulada									1	0,033					1	0,54		
NDAS	FIC253_S	Reflujo Medio 1- 201	100	BPD			1	-0,54	1	-0,54			1	-100						
1		Simulada					1	-0,71	1	-0,58	1	-0,041	1	20						
MANIPULADAS	FIC211_S	Reflujo Interior 1 - 201	100	BPD					1	-0,752	1	-0,47								
_		Simulada					1	-0,87	1	-0,78	1	-0,041								
					_					-										

• Matriz dinámica para dieta de crudo con °API 28

De acuerdo a los resultados de la Figura 33, las respuestas pueden ser modeladas de igual forma que en 5.6.1, es decir funciones de transferencia primer orden con o sin tiempo muerto y de segundo orden con o sin tiempo muerto. Estas funciones reportan coeficientes de determinación entre 85 y 96 % entre la respuesta de *Hysys* 9.0® y la de *System Identification* de *Matlab*. Estos resultados reportan mayor aproximación comparados con una dieta de °API de 24 y 21, tal es el caso de los cambios en el FIC-203 y FIC-206 en contraste con los que utiliza el servidor, lo cual concuerda con lo instalado 2009 donde la °API era de 29.

Tabla 16. Matriz de control avanzando para una dieta de crudo con una °API de 28.

					CO	NTROLAD	AS	(RESTRIN	GID	AS O DEP	ENE	DIENTES)								
						01NAPPFE		201JET10		201JETFBP			FI	C205_M	L	C202_O	L	C203_O	FI	C206_O
			Mov.	Unidad		°F		٥F		٥F		٥F		BPD		%		%		%
S)	TIC203_S	Temperatura Cima T- 201	1	٥F	1	0,9	1	0,666	1	1,17	1	0,39	1	-113,9						
Ë		Simulada	1	٥F	1	0,93	1	1,01	1	0,45	1	1,01	1	-299						
(INDEPENDIENTES)	FIC206_S	Produccion de Jet-A1	100	BPD					1	1,8	1	0,6			1	2,0309			1	0,8592
핆		Simulada							1	2,8	1	3,91			1	5,79			1	0,01
	FIC208_S	Produccion de Diesel	100	BPD							1	0,39					1	5,6845		
		Simulada									1	2,93					1	0,25		
DAS	FIC253_S	Reflujo Medio T-201	100	BPD			1	-0,54	1	-0,54			1	-100						
NLA!		Simulada					1	-0,79	1	-2,93	1	-3,14	1	-135						
MANIPULADAS	FIC211_S	Reflujo Inferior T-201	100	BPD					1	-0,752	1	-0,47								
Ž		Simulada					1	-0,68	1	-2,53	1	-2,59								

Las respuestas de las matrices de las Figuras 32 y 34, se caracterizan por mantener la siguiente tendencia: a lo largo de la torre las MV TIC-203, FIC-206 y FIC-208 tienen un comportamiento a desviarse de la matriz actual mientras que las que las MV de los reflujos inferior y medio la magnitud de la desviación es menor. De acuerdo a la dinámica en planta, estos cambios se dan por que una perturbación realizada en cualquier punto de la torre se ven reflejados en la cima de la torre y al aumento en la cantidad de livianos.

6. CONCLUSIONES

Se simuló la torre T-201 en estado estacionario utilizando el modelo termodinámico Peng-Robinson, para 3 tipos de dieta de crudo cargadas en la unidad, indicando buena capacidad de predicción del simulador para todos los cortes de destilación.

Se logró la implementación del simulador en estado transitorio, verificando que las respuestas en lazo abierto y lazo cerrado, son muy similares a las respuestas en la planta.

Se elaboraron 3 matrices para el control avanzado a diferentes °API, con las respuestas obtenidas es posible tener condiciones anticipadas cuando se presente un cambio de dieta con características similares.

Mediante el desarrollo del presente trabajo se evidencio que es viable realizar la actualización de los modelos del control avanzado mediante simulación y que el costo económico es mucho menor que la actualización por test directamente en la planta.

Con la actualización de los modelos del control avanzado a través de la simulación propuesta, se espera mejorar la eficiencia de destilación del crudo, obteniendo rendimientos acordes a la TBP del crudo cargado y de esta manera aumentar el margen de ganancia de la unidad.

7. RECOMENDACIONES

- Verificar si la ubicación de los sensores podrían estar generando retardos por transporte (tiempos muertos relacionados) debido a que en este trabajo no fueron tenidos en cuenta.
- Se recomienda realizar varios modelos a partir de diferentes especificaciones de flujo estacionario y evaluar las respuestas con los modelos del plan de actualización del control avanzado de la unidad 200. De acuerdo a las corridas, menor producción de ACPM disminuye la T95 (95% de la destilación del ACPM), la recomendación se plantea en evaluar corridas cercanas a las producciones óptimas con el fin de comparar los modelos simulados.
- La simulación propuesta aporta valiosa información a nivel de predicción, con que la es posible obtener las condiciones anticipadas a la unidad.

CITAS BIBLIOGRPAFICAS

- [1] Ecopetrol, Manual de procesos, Barrancabermeja, 2008.
- [2] RWD Techonogies, Manual de descripción del proceso de la unidad: GCB Unidad de crudo U-200, Barrancabermeja: RWD, 2007.
- [3] Aspen Technology Inc., «DMC Plus Controller Final documentation, Crude Distillation Unit 200,» Barrancabermeja, 2009.
- [4] López y col, «Optimization model of a system of crude oil distillation units with heat integration and metalmodeling,» *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro*, vol. 3, nº 5, pp. 159-173, Diciembre 2009.
- [5] Portafolio.co, «Portafolio.co,» 03 Agosto 2011. [En línea]. Available: http://www.portafolio.co/economia/produccion-mundial-crudo-pesado-crecera-el-44-10-anos. [Último acceso: Septiembre 2014].
- [6] Ecopetrol S.A, «www.ecopetrol.com.co,» Abril-Mayo 2006. [En línea]. Available: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/informe_carta_abr2006/rev_invitado 2.htm. [Último acceso: Septiembre 2014].
- [7] Ganguly & Saibal, , «Profit Maximization of a Crude Distillation Unit,» de *Profit Maximization of a Crude Distillation Unit*, Kuala Lumpur, 2013.
- [8] Inamdar y Saraf, «Multi-objetive optimization of an industrial crude distillation unit using the elitist non-dominated sorting genetic algorithm,» Chemical Engineering Research and Design, vol. 82, pp. 611-623, 2004.
- [9] Villaflor y J. Velasco, «Variables Significativas del Proceso de Combustión del Gas Natural,» *Información Tecnologica*, vol. 19, nº 4, pp. 57-62, 2008.
- [10] I. D. Gil y A. Leguizamon., Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.
- [11] Gavilanes, Optimización del proceso criogénico de planta de gas mediante simulación para incrementar la producción de gas licuado de petróleo (g.l.p.), Puebla Ecuador, 2012.
- [12] D. N. K., A. K. S. Saraf y S. Ganguly, «On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints,» *Chemical & Engineering*, vol. 41, no 6, pp. 1557-1568, Febrero 2002.

- [13] R. Uppaluri y Col, «Optimization of crude distillation system using aspen plus:Effect of binary feed selection on grass-root design,» *Chemical Engineering*, vol. 88, pp. 121-134, 2010.
- [14] M. Gadalla y Col, «A New Optimisation Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit,» Energy Procedia, vol. 36, pp. 455-464, 2013.
- [15] «Fundamentos de Investigacion de Operaciones 1 Analisis de Sensibilidad,» 1 Agosto 2013. [En línea]. Available: http://www.inf.utfsm.cl/~esaez/fio/s2_2003/apuntes/sensibilidad-2003-2.pdf. [Último acceso: Octubre 2014].
- [16] M. Vega y Col, «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.
- [17] E. R. L. A. B. L. Erdmann y E. Tarifa, «Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural,» *Avances en Ciencias e Ingeniería*, pp. 119-130, 2012.
- [18] . D. M. Himmelblau y K. B. Bischoff, Análisis y Simulación de procesos., F. Mato Vasquez, Ed., Barcelona: Reverté, S.A, 2004.
- [19] M. San juan, Clase Maestria de ingeneria quimica Ecopetrol UIS primera cohorte 2015, 2015.
- [20] C. A. Smith y A. Corripio, Control automático de procesos: Teoría y práctica, Ciudad de México: Limusa, S.A, 1991.
- [21] Grupo de Excelencia Operacional, Manual de descripción de proceso de la U 2000, Vicepresidencia de Refinación y Petroquimica, Barrancabermeja, 2007.
- [22] Moncada, «INGENIERIA QUIMICA UNT,» 2016. [En línea]. Available: http://simprocess.blogspot.com/2012/02/v_21.html. [Último acceso: 20/10/2014 Octubre 2014].
- [23] B. E. Almeida y F. J. Zuñiga, *UNIDAD 3 ANALISIS DE L SENSIBILIDAD*, Mexico, 2010.
- [24] E. &. R. Technologies, Manual del proceso de la unidad, Barrancabermeja: Rdw Techologies, 2007.

BIBLIOGRAFÍA

Almeida B. E. y Zuñiga F. J., *UNIDAD 3 ANALISIS DE L SENSIBILIDAD,* Mexico, 2010.

Aspen Technology Inc., «DMC Plus Controller Final documentation, Crude Distillation Unit 200,» Barrancabermeja, 2009.

E. &. R. Technologies, Manual del proceso de la unidad, Barrancabermeja: Rdw Techologies, 2007.

E. R. L. A. B. L. Erdmann y E. Tarifa, «Análisis de sensibilidad por simulación del proceso de deshidratación de una planta de acondicionamiento de gas natural,» *Avances en Ciencias e Ingeniería*, pp. 119-130, 2012.

Ecopetrol S.A, «www.ecopetrol.com.co,» Abril-Mayo 2006. [En línea]. Available: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/informe_carta_abr2006/rev_invitado2.ht m. [Último acceso: Septiembre 2014].

Ecopetrol, Manual de procesos, Barrancabermeja, 2008.

Ganguly & Saibal, , «Profit Maximization of a Crude Distillation Unit,» de *Profit Maximization of a Crude Distillation Unit*, Kuala Lumpur, 2013.

Gavilanes, Optimización del proceso criogénico de planta de gas mediante simulación para incrementar la producción de gas licuado de petróleo (g.l.p.), Puebla Ecuador, 2012.

Gil I. D. y Leguizamon A., Análisis y simulación de procesos en Ingeniería Química, Bogotá: Universidad Nacional de Colombia, 2011.

Grupo de Excelencia Operacional, Manual de descripción de proceso de la U 2000, Vicepresidencia de Refinación y Petroquimica, Barrancabermeja, 2007.

Himmelblau D. M.y Bischoff K. B., Análisis y Simulación de procesos., F. Mato Vasquez, Ed., Barcelona: Reverté, S.A, 2004.

Inamdar y Saraf, «Multi-objetive optimization of an industrial crude distillation unit using the elitist non-dominated sorting genetic algorithm,» *Chemical Engineering Research and Design*, vol. 82, pp. 611-623, 2004.

López y col, «Optimization model of a system of crude oil distillation units with heat integration and metalmodeling,» *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro,* vol. 3, nº 5, pp. 159-173, Diciembre 2009.

M. Gadalla y Col, «A New Optimisation Based Retrofit Approach for Revamping an Egyptian Crude Oil Distillation Unit,» *Energy Procedia*, vol. 36, pp. 455-464, 2013.

M. Vega y Col, «Análisis de la destilación primaria de petróleo. Torre Tipo II,» Montevideo, 2012.

Moncada, «INGENIERIA QUIMICA UNT,» 2016. [En línea]. Available: http://simprocess.blogspot.com/2012/02/v_21.html. [Último acceso: 20/10/2014 Octubre 2014].

R. Uppaluri y Col, «Optimization of crude distillation system using aspen plus:Effect of binary feed selection on grass-root design,» *Chemical Engineering*, vol. 88, pp. 121-134, 2010.

RWD Techonogies, Manual de descripción del proceso de la unidad: GCB Unidad de crudo U-200, Barrancabermeja: RWD, 2007.

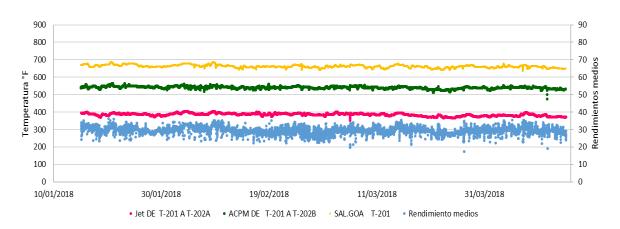
Saraf D. N. K., A. K. S. y Ganguly S., «On-Line Optimization of a Crude Distillation Unit with Constraints,» *Chemical & Engineering*, vol. 41, nº 6, pp. 1557-1568, Febrero 2002.

Smith C. A. y Corripio A., Control automático de procesos: Teoría y práctica, Ciudad de México: Limusa, S.A, 1991.

Villaflor y J. Velasco, «Variables Significativas del Proceso de Combustión del Gas Natural,» *Información Tecnologica,* vol. 19, nº 4, pp. 57-62, 2008.

ANEXOS

ANEXO 1. RENDIMIENTOS MEDIOS Y PERFIL DE TEMPERATURA DE PRODUCTOS



ANEXO 2. ESPECIFICACIONES DE CALIDAD DE LOS CRUDOS QUE INGRESAN A LA GRB (2017).

Crudo	Especificación (°API)
Provincia	≥ 23
Payoa	≥ 25
Mezcla Oscensa	≥ 35
Mezcla Vasconia	≥ 19
Velásquez	≥ 19
Castilla	≥ 18
Caño Limón	≥ 29
LCT	≥24
HCT	≥ 28
Casabe	≥ 20
Galán	≥ 19

ANEXO 3. VARIABLES INDEPENDIENTES UTILIZADAS EN ASW COMO CASO BASE.

	Escenario 1	Escenario 2	Escenario 3
%UNICA	65	85	90
%LCT	10	-	-
%ÁCIDA	-	-	10
%NORTE	25	15	-
CARGA A LA TORRE T-201	47595	47643	46405
Flujo de Jet de la T202A	3899	3414	3409
Flujo de ACPM de la T202B	10103	10677	10808
Flujo de Gasóleo de la T202C	2853	2468	2270
Flujo de Nafta	6142	6717	6001
Reflujo Inferior	11093	10643	10265
Temperatura de entrada del reflujo inferior	431	433	436
Reflujo medio	21962	22423	22004
Temperatura de entrada del reflujo medio	320	338	327
Reflujo de cima	11539	14612	13006

ANEXO 4. VÁLVULAS DE CONTROL DE CRUDOS.

Name	Ctrl Mode	Hysys Mode	Sp Mode	Sp	Pv	Ор
1: FIC-100	Manual	Internal	Sp Local	7600,00	7592,68	50,00
2: IC-101	Manual	Internal	Sp Local	1979,55	1978,30	50,00
3: FIC-102	Manual	Internal	Sp Local	5678,00	5670,12	50,00
4: FIC-103	Manual	Internal	Sp Local	1800,00	1798,15	50,00
5: FIC-101	Manual	Internal	Sp Local	6000,00	5991,47	50,00
6: IC-102	Manual	Internal	Sp Local	2294,15	2292,25	50,00
7: FIC-104	Manual	Internal	Sp Local	800,00	798,68	50,00
8: FIC-105	Manual	Internal	Sp Local	5487,30	4930,00	55,00
9: FIC-106	Manual	Internal	Sp Local	11069,10	11060,28	50,00
10: FIC-107	Manual	Internal	Sp Local	4653,60	4650,88	50,00

ANEXO 5. VÁLVULAS DE CONTROL INSTALADAS DE LA TORRE T—201.

TAG	SERVICIO	ESTADO	TEMP. ⁰F	CV, Seleccionado	CAR. DE FLUJO	MANUFACTURE
FICV- 205A	REFLUJO CIMA T201	LIQUIDO	110	230 @ 50 ºF	LINEAL	MASONEILAN
FICV-206	JET/KEROSENO A E232 DE T- 202A	LIQUIDO	380	50	IGUAL %	MASONEILAN
FICV-207	GASOLEO DE P206	LIQUIDO	608	30	IGUAL %	MASONEILAN
FICV-208	ACPM DE E211 (T202B)	LIQUIDO	500	81	IGUAL %	MASONEILAN
FIC-211	REFLUJO INFERIOR T201	LIQUIDO	0.717	135	IGUAL %	MASONEILAN
FV-225	NAFTA T201 A TRATAMIENTO	LIQUIDO	110	110		FISHER
FIC-253	REFLUJO MEDIO T201	LIQUIDO	320	135	IGUAL %	DRESSER MASONEILAN
LICV-202	JET A/KERO A T202A	LIQUIDO	400	135	IGUAL %	MASONEILAN
LV-203	ACPM A T202B	LIQUIDO	550	250	LINEAL	DRESSER- MASONEILAN
LICV-204	GASÓLEO A T202 C	LÍQUIDO		130		
LICV-205	CONDENSADO DE D201	LIQUIDO	120	110	IGUAL %	DRESSER- MASONEILAN
LICV-206	NAFTA A TRATAMIENTO DE D203	LIQUIDO	120	18	IGUAL %	DRESSER- MASONEILAN
LICV-207	GASOLEO PESADO DE T204	LIQUIDO	702	210	IGUAL %	MASONEILAN
PICV- 202A	GAS DE D201	GAS	110	210	IGUAL %	FISHER
FV-211A	VAPOR A FONDO DE T201	VAPOR	700	435	LINEAL	DRESSER- MASONEILAN