

**SIMULACIÓN DE LA TORRE DEBUTANIZADORA DE LA UNIDAD DE
RUPTURA CATALITICA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA
EL ANÁLISIS DINÁMICO DEL SISTEMA UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN.**

GIOVANNI STEVEN RINCON AVELLANEDA



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUIMICA
BUCARAMANGA,
2016**

**SIMULACIÓN DE LA TORRE DEBUTANIZADORA DE LA UNIDAD DE
RUPTURA CATALITICA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA
EL ANÁLISIS DINÁMICO DEL SISTEMA UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN.**

GIOVANNI STEVEN RINCON AVELLANEDA

**Tesis de grado Como requisito para la obtención del grado de:
Maestría en Ingeniería Química**

Director:

**Carlos Muvdi Nova,
Master en Ingeniería de Procesos**

Co-Director:

**Luis Andrés Rodríguez Carrillo,
Ingeniero Químico, M. Sc.**



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FISICOQUIMICAS
ESCUELA DE QUÍMICA
MAESTRÍA EN INGENIERÍA QUIMICA
BUCARAMANGA,
2016**

DEDICATORIA

Dedico este trabajo a todas las personas que me apoyaron de alguna manera en el desarrollo de este proyecto de tesis, a mi familia por todo su apoyo, en especial a Dania el amor de mi vida, quien siempre me ayudo en los momentos más difíciles, a mis asesores que siempre estuvieron ahí para aconsejarme, en fin a todos ¡Muchas Gracias!

Giovanni Steven Rincón Avellaneda

AGRADECIMIENTOS

A mi familia, por brindarme todo el apoyo que necesite durante todo el tiempo que duró toda esta gran aventura que es el estudiar un posgrado.

A mis hijos Miguel Angel y Santiago, que me dieron todo su apoyo, levantándose en momentos difíciles y recordándome a cada momento que son la razón de todo este esfuerzo.

A mi esposa hermosa Dania, que al llegar a casa después de días muy difíciles me dibujaba una sonrisa en el rostro.

A mis asesores, al Dr. Carlos Muvdi Nova. y al M. Luis Andrés Rodríguez Carrillo, por toda su paciencia, apoyo y disposición durante el desarrollo de este proyecto de tesis.

A mis revisores, el Dra. Luz Marina Ballesteros Rueda y el Dr. Fabián Díaz Mateus, por sus valiosos comentarios y por la gran disponibilidad para la revisión de esta tesis.

A todos mis compañeros de generación, que permitieron con sus ocurrencias e incoherencias transformar a las difíciles y extenuantes noches de trabajo en experiencias que quisiera volver a repetir y que nunca podré olvidar.

A la Universidad industrial de Santander, a la biblioteca de la misma, a las directivas de Ecopetrol y a todo su personal, por darme la oportunidad de realizar mis estudios de maestría y de convertirme en un mejor ser humano.

A Ecopetrol por el apoyo económico que me brindo durante mis estudios de maestría.

¡A todos, muchas gracias por todo!

Giovanni Steven Rincón Avellaneda.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. JUSTIFICACIÓN.....	19
1.1. OBJETIVOS.....	19
1.1.1. Objetivo general.....	19
1.1.2. Objetivos Específicos.....	20
2. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE.....	21
2.1. DESTILACIÓN.....	21
2.2. COLUMNA DE DESTILACIÓN.....	22
2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	24
2.4. SIMULACIÓN DE PROCESOS.....	33
2.4.1. Simulación estacionaria y dinámica de procesos.....	33
2.5. SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS®.....	35
2.6. ASPEN PLUS DYNAMICS.....	37
2.6.1. Exportación por flujo.....	37
2.6.2. Exportación por presión.....	37
2.7. IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE LAS CONDICIONES DE ESTADO ESTACIONARIO.....	38
2.7.1. Prueba de interpolación polinómica (PIT: Polynomial Interpolation Test).....	39
3. METODOLOGIA	41
3.1. DISEÑO DE LA SIMULACIÓN T305 EN ESTADO ESTACIONARIO UTILIZANDO ASPEN PLUS®.....	41
3.1.1. Identificación y selección de las condiciones de estado estacionario.....	41
3.1.2. Construcción de la simulación	42

3.1.3. Verificación de los resultados de la simulación en estado estacionario.	42
3.2. ADAPTAR EL SIMULADOR A CONDICIONES DE ESTADO DINÁMICO.	42
3.2.1. Estudio de la respuesta dinámica del sistema en lazo cerrado.....	45
3.2.1.1. Verificación de los resultados de la simulación en estado Dinámico	45
4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	48
4.1. DISEÑO DEL SIMULADOR DE LA T305 EN ESTADO ESTACIONARIO UTILIZANDO ASPEN PLUS.	48
4.2. ADAPTACIÓN DEL SIMULADOR A CONDICIONES DE ESTADO TRANSITORIO.	60
4.3. ESTUDIO DE LA RESPUESTA DINÁMICA DEL SISTEMA EN LAZO CERRADO.	66
4.3.1. Incremento en la temperatura del fondo de la columna TIC03006.	66
4.3.1. Disminución en el reflujo de la columna FIC03013.	72
4.3.2. Incremento de la presión de la columna PIC03004.	78
4.4. EVALUACIÓN DE MODIFICACIONES AL SISTEMA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA OPERACIÓN Y CONTROL DE LA COLUMNA DEBUTANIZADORA.....	85
4.4.1. Reemplazo de la válvula PV03004B globo por válvula Mariposa.	85
4.4.2. Cambio en la estrategia de control de temperatura del fondo de la T-305. .	88
5. CONCLUSIONES	96
6. IMPACTOS DEL TRABAJO APLICACIÓN	98
REFERENCIAS	99
BIBLIOGRAFÍA.....	101
ANEXOS.....	104

LISTA DE TABLAS

Peg.

Tabla 1. Composición típica de corriente de cima (GLP).....	30
Tabla 2. Composición típica de corriente de fondo (Nafta Craqueada).	31
Tabla 3. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el primer período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 16 de marzo del 2014 para la U-300 aplicando el método PIT.....	49
Tabla 4. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el segundo período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 02 de octubre del 2014 para la U-300 aplicando el método PIT.	50
Tabla 5. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el tercer período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 05 de enero del 2015 para la U-300 aplicando el método PIT.....	51
Tabla 6. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el cuarto período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 03 de marzo del 2015 para la U-300 aplicando el método PIT.....	52
Tabla 7Resumen de especificaciones actuales de la torre debutanizadora.	53
Tabla 8. Resumen de especificaciones actuales de la torre debutanizadora T305.....	61
Tabla 9. Resumen de especificaciones actuales del tambor de reflujo D309.	61
Tabla 10Parámetros de válvulas que manejan líquido A), Parámetros de válvulas que manejan vapor de agua B) y Parámetros de válvulas que manejan gas C) pertenecientes al sistema de la torre debutanizadora T305.	62
Tabla 11. Sensores de presión, temperatura y flujos que conforman la T305.	63
Tabla 12. Objetivos de control A) y Parámetros de los controladores B) asociados al sistema de la torre debutanizadora T305.....	64

Tabla 13. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.....	69
Tabla 14. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.....	71
Tabla 15. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.	72
Tabla 16. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.....	77
Tabla 17. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.....	78
Tabla 18. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.....	81
Tabla 19. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.	83
Tabla 20. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.....	84

LISTA DE FIGURAS

	Pag.
Figura 1. Transferencia de masa en una columna de destilación.	22
Figura 2 Sección de Recuperación de Vapores.....	26
Figura 3. Esquema de una estrategia de control para una torre de destilación... ..	27
Figura 4. Control de rango dividido.. ..	29
Figura 5. Variación del parámetro de calidad RVP,	32
Figura 6: Diagrama base para la construcción del simulador.	44
Figura 7. Gráfica construida con software PI ProcessBook.....	46
Figura 8. Gráfica obtenida del software aspen.	47
Figura 9: Simulador construido para de la torre debutanizadora T305 de la Refinería Barrancabermeja utilizando Aspen Plus.....	55
Figura 10. FI03044 Flujo de gasolina producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	56
Figura 11. FI03045 Flujo de Olefinas producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	56
Figura 12. TI03006 Temperatura de plato 25 con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	57
Figura 13. TI03012 Temperatura de salida de gases con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	57
Figura 14. TI03065 Temperatura de reflujo con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.	58
Figura 15. TI03066 Temperatura de gasolina producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	58
Figura 16. TI03067 Temperatura de Olefinas producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.....	59
Figura 17. Overlay configurado en el simulador Aspen Plus.	64

Figura 18: Simulador en estado dinámico construido para de la torre debutanizadora T305 de la Refinería Barrancabermeja utilizando Aspen Plus dynamics.....	65
Figura 19: Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.	67
Figura 20. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.....	70
Figura 21. Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.	73
Figura 22. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.	75
Figura 23. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.....	76
Figura 24. Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.	79

Figura 25. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.....	82
Figura 26A) Válvula globo B) Válvula Mariposa. Respuesta dinámica del control de presión de la columna PIC03004 ante una variación en su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.	87
Figura 27. A) Válvula globo B) Válvula Mariposa. Respuesta dinámica del flujo a través de la válvula de globo PV03004B ante una variación en el % apertura donde OP: apertura de válvula %.	88
Figura 28. Estrategia actual del control de temperatura de fondo (TIC03006) de la columna T305.	89
Figura 29. Comportamiento del control de temperatura del fondo de la columna (TIC03006) confrontado con indicación de temperatura de salida del rehervidor (TI03041).	90
Figura 30. Comportamiento del control de temperatura de fondo de la columna (TIC03006) con su set point confrontado con su señal de apertura de válvula donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.	90
Figura 31. Comportamiento del control de presión de la columna (PIC03004) con su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.	91
Figura 32. Comportamiento del control de temperatura de salida del rehervidor (TI03041) confrontado con indicación de temperatura del plato 25 (TI03006).....	92
Figura 33. Nueva estrategia de control de temperatura de fondo (TIC03041) de la columna T305.	92
Figura 34. Comportamiento del control de temperatura de salida del rehervidor (TIC03041) con su set point confrontado con su señal de apertura de válvula	

donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.....	93
Figura 35: Comportamiento del control de presión de la columna (PIC03004) con su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.....	94
Figura 36. Respuesta dinámica del parámetro RVP. Confrontación de la nueva estrategia de control propuesta (TIC03041) con respecto a la actual estrategia instalada (TIC03006).	95
Figura 37.Herramienta para la identificación de un estado estacionario.....	106
Figura 38. Comportamiento de la variable analizada con su respectiva derivada. Fuente: Autor	107
Figura 39. Herramienta para la identificación de un estado estacionario.....	108
Figura 40. Validación visual de un estado estacionario herrami	108

LISTA DE ANEXOS

Peg.

Anexo A. Procedimiento para la identificación de un estado estacionario.104

RESUMEN

TÍTULO: SIMULACIÓN DE LA TORRE DEBUTANIZADORA DE LA UNIDAD DE RUPTURA CATALITICA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA PARA EL ANÁLISIS DINÁMICO DEL SISTEMA UTILIZANDO EL SOFTWARE ASPEN.

AUTOR: GIOVANNI STEVEN RINCON AVELLANEDA

PALABRAS CLAVES: SIMULACIÓN, DEBUTANIZADORA, DINÁMICA, ANÁLISIS, ASPEN, BARRANCABERMEJA, REFINERÍA**

En este trabajo se evaluó una columna debutanizadora de una unidad recuperadora de vapores de la refinería de Barrancabermeja, para su desarrollo se aplicó un procedimiento metodológico que contemplo el análisis de datos extraídos de un proceso real apoyado en el Método de Interpolación Polinomial seguido del diseño de la simulación en estado estacionario para una posterior adaptación del simulador a condiciones de estado transitorio o dinámico. Se estudió la respuesta del sistema en lazo cerrado y se analizaron las recomendaciones más apropiadas para mejorar la operatividad de la columna.

Se recrearon escenarios típicos de operación del entorno real de la columna de destilación permitiendo analizar la respuesta dinámica del sistema ante diferentes perturbaciones tanto en la simulación como en el entorno real.

Se realizaron pruebas de las estrategias de control actuales de la columna de destilación y se planteó un cambio en la configuración del control de temperatura de fondo lográndose una minimización de los tiempos de respuesta de la torre acompañado de una mejora notable en la estabilidad del sistema junto con el parámetro de calidad RVP pasando de un comportamiento sobreamortiguado a un amortiguamiento crítico. Estos resultados permitieron evidenciar la importancia de este tipo de información, que de manera rápida, permite complementar procesos de toma de decisiones para posibles modificaciones en el sistema, a menores costos, ya que no requiere de la realización de cambios en el entorno real.

* Trabajo de grado

** Facultad de Ciencias Físicoquímicas. Escuela de Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: Carlos Muvdi Nova. Co-Director: Luis Andrés Rodríguez Carrillo.

SUMMARY

TITULO: SIMULATION OF THE DEBUTANIZING TOWER OF THE CATALAN BREAKING UNIT OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY FOR THE DYNAMIC ANALYSIS OF THE SYSTEM USING THE ASPEN SOFTWARE.*

AUTHOR: GIOVANNI STEVEN RINCON AVELLANEDA

PALABRAS CLAVES: SIMULATION, DEBUTANIZING, DYNAMIC, ANALYSIS, ASPEN, BARRANCABERMEJA, REFINERY**

In this work, a debranching column of a vapor recovery unit at the Barrancabermeja refinery was evaluated. A methodological procedure was applied to analyze the data extracted from a real process supported by the Polynomial Interpolation Method followed by the design of The simulation in steady state for a later adaptation of the simulator to conditions of transient or dynamic state. The response of the closed loop system was studied and the most appropriate recommendations were analyzed to improve column operability.

Typical scenarios of operation of the real environment of the distillation column were recreated allowing to analyze the dynamic response of the system to different perturbations in both the simulation and the real environment.

Tests were carried out on the current control strategies of the distillation column and a change was made in the configuration of the background temperature control, achieving a minimization of the response times of the tower accompanied by a remarkable improvement in the stability of the system together With the quality parameter RVP passing from an overdamped behavior to a critical damping. These results made it possible to highlight the importance of this type of information, which, in a quick way, allows to complement decision-making processes for possible modifications in the system, at lower costs, since it does not require changes in the real environment.

* Degree work.

** Faculty of Physical and Chemical Sciences. School of Chemistry. Master's Degree in Chemical Engineering. Directed by: Carlos Muvdi Nova. Co-Director: Luis Andrés Rodríguez Carrillo.

INTRODUCCIÓN

La torre Debutanizadora hace parte de la unidad de ruptura catalítica, cuyo objetivo principal es separar mediante vaporización y condensación los diferentes componentes gaseosos que no pueden ir en una gasolina automotor (Propano, Propileno, Butano, Butileno), el método que se utiliza para determinar esta parámetro se llama RVP (Reid vapor pressure), que es una medida común de la volatilidad de la gasolina y se define como la presión absoluta de vapor ejercida por un líquido a 100 ° F (37,8 ° C), determinado por el método de prueba ASTM-D-323. El método de ensayo mide la presión de vapor de la gasolina, el petróleo crudo volátil, y otros productos de petróleo volátil, a excepción de gases licuados del petróleo. RVP se indica en unidades de psi, pero sería más correctamente como absoluta Psig porque ASTM-D-323 mide la presión relativa de la muestra en una cámara no evacuado.

En esta torre se presentan frecuentemente perturbaciones en los parámetros de operación. Estas perturbaciones son generadas por distintos aspectos como: cambios continuos en la composición de carga y fluctuaciones constantes en la presión de la torre. Adicionalmente, esta torre posee un sistema básico de control (feedback de nivel, presión, temperatura, flujo de cima), lo que requiere mayor atención de personal asociado a la operación, quienes realizan constantes ajustes en las condiciones de operación al tratar de cumplir con los parámetros de operación de la torre debutanizadora. Todo esto genera problemas en las unidades posteriores, sin contar con las posibles afectaciones a equipos por no operar dentro de las guías y ventanas de integridad (violaciones asociadas con el diseño de equipos).

1. JUSTIFICACIÓN.

En el escenario actual, los crudos extraídos serán cada día más pesados, hecho que agrega más complejidad al manejo de las operaciones de refinerías que no fueron construidas para tratar crudos pesados, por esto es de gran importancia poder predecir el comportamiento y el tiempo de normalización de las condiciones en cada proceso, garantizando una operación rentable y segura.

La simulación de procesos químicos permite evaluar diferentes escenarios que ocurrieron o pueden ocurrir con un grado de aproximación en el funcionamiento de los equipos inmersos en los sistemas que conforman cada proceso, con velocidades de respuesta que permiten la toma de decisiones con mayor grado de fundamentos (teóricos) de forma rápida permitiendo un recobro económico significativo.

El desarrollo de un simulador en estado transitorio de la torre de destilación T305 haciendo uso del software Aspen Plus permitiría el análisis de la respuesta de las distintas variables de proceso del sistema de destilación antes mencionado.

1.1. OBJETIVOS.

1.1.1. Objetivo general. Realizar la simulación de la torre debutanizadora T305 de la U300 de la refinería de Barrancabermeja para el análisis dinámico del sistema, utilizando el software Aspen.

1.1.2. Objetivos Específicos.

- Desarrollar un modelo de la T305 en estado estacionario utilizando Aspen.
- Adaptar el simulador a condiciones de estado transitorio.
- Estudiar la respuesta dinámica del sistema en lazo cerrado.

2. MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE.

2.1. DESTILACIÓN.

El objetivo general de la destilación consiste en separar los compuestos que tienen diferentes presiones de vapor a una determinada temperatura [6]. La destilación busca separar una mezcla de componentes químicos contenidos en una corriente líquida en dos o más corrientes (fracciones) que tienen diferentes puntos de ebullición.

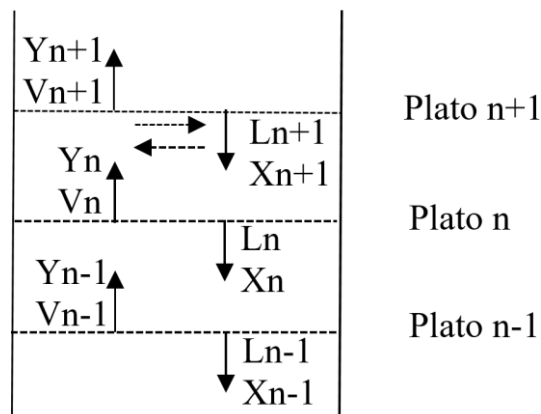
Si se calienta una combinación líquida de dos materiales volátiles, el vapor de gas que se separa tendrá una mayor fracción molar del material de menor punto de ebullición. Y así mismo el líquido tendrá una fracción molar mayor del material de mayor punto de ebullición. Considerando lo contrario, si se enfría un vapor caliente, el material de mayor punto de ebullición tiende a condensarse en mayor proporción que el material de menor punto de ebullición.

La destilación se puede realizar en la práctica siguiendo dos métodos fundamentales. El primero se basa en la producción de vapor mediante la ebullición de la mezcla líquida que se desea separar, procediendo posteriormente a la condensación del vapor sin que nada del líquido retorne al rehervidor y se ponga en contacto con el vapor. El segundo método se basa en el retorno de parte del condensado al destilador, en condiciones tales que el líquido que desciende se pone en contacto con el vapor que va hacia el condensador. Estos dos métodos pueden ser llevados en forma continua o discontinua [17].

2.2. COLUMNA DE DESTILACIÓN.

Una columna de destilación consiste en un recipiente vertical con suficiente altura para que en su espacio interior hagan contacto las corrientes de vapor y el líquido con el propósito de que se efectúe una transferencia de masa entre las dos fases. El contacto de las dos fases, por lo general, se lleva a cabo mediante serie de platos o etapas, aunque también suelen emplearse empaques [17]. En condiciones normales de operación, una cierta cantidad de líquido se aloja en cada plato y existen dispositivos internos (empaques y válvulas) para que los vapores ascendentes pasen a través del líquido y hagan contacto con él. El líquido descendente fluye del plato superior a través de un ducto de bajada, pasando al siguiente plato inferior, y el vapor se eleva desde una etapa inferior hasta la siguiente etapa superior, realizando en cada una de las etapas una transferencia de masa provocada por una transferencia de calor entre las corrientes vapor y líquida en contacto (Figura 1). El requisito fundamental de una columna de destilación es que proporcione una superficie de contacto para la transferencia de masa entre el líquido y el vapor a la velocidad deseada.

Figura 1. Transferencia de masa en una columna de destilación.



Fuente: Luyben, W. L. (1990). Process modeling, simulation, and control for chemical engineers. McGraw-Hill.

A medida que el vapor asciende por la columna, los componentes con punto de ebullición más alto comienzan a condensarse, mientras que los componentes con punto de ebullición inferior ascienden a las etapas más altas. Así se establece un gradiente de temperatura, y se alcanza la temperatura más alta en la parte inferior de la columna y la temperatura más baja en la parte superior, de donde se puede retirar la solución con punto de ebullición más bajo. Cuando dos componentes siguen la ley de Raoult, la proximidad de sus puntos de ebullición determina la cantidad de platos teóricos necesarios para la separación. Si los puntos de ebullición están bastantes separados bastan pocos platos, mientras que cuando los puntos de ebullición están muy cercanos se requieren muchos platos teóricos [3].

En los simuladores de proceso existe un gran número ecuaciones de estado. Todas estas ecuaciones requieren el uso de coeficientes de interacción binarias para considerar adecuadamente las mezclas multicomponente. La amplitud y calidad de la base de datos disponible en un simulador en particular determinará el ajuste de los resultados obtenidos, siempre dentro del rango de validez de aplicación del método elegido.

De esta manera, la resolución de cualquier problema de destilación involucra el cálculo de las propiedades termodinámicas de las corrientes de proceso. En la mayoría de las aplicaciones petroquímicas, la composición de las corrientes está definida y sus propiedades pueden ser estimadas, aplicando el método termodinámico más adecuado, que depende de la naturaleza de las especies químicas involucradas y de las condiciones de operación del proceso; también se pueden predecir las propiedades de transporte necesarias para modelar los fluidos o corrientes de proceso [1].

Finalmente, Los métodos de mayor aplicación para sistemas de hidrocarburos livianos son los de Peng–Robinson (PR) y Soave–Redlich–Kwong (SRK). Ambos

métodos termodinámicos dan excelentes resultados a presiones de 0 a 345 bar (0 a 5003,8 PSI) y en un extenso rango de temperatura, desde -273°C hasta 650°C (-459°F hasta 1202°F). Sin embargo, en la región crítica, el método SRK predice con poca aproximación el equilibrio líquido–vapor mientras que el método PR da mejores resultados. Las densidades estimadas pueden alcanzar desviaciones del 10 al 20 % y no se recomiendan para sistemas muy alejados de la idealidad. Las aplicaciones típicas en las cuales estos métodos dan mejores resultados son desmetanizadores, desbutanizadores, separadores etano–etileno y propano–propileno, y absorbedores[14]

2.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

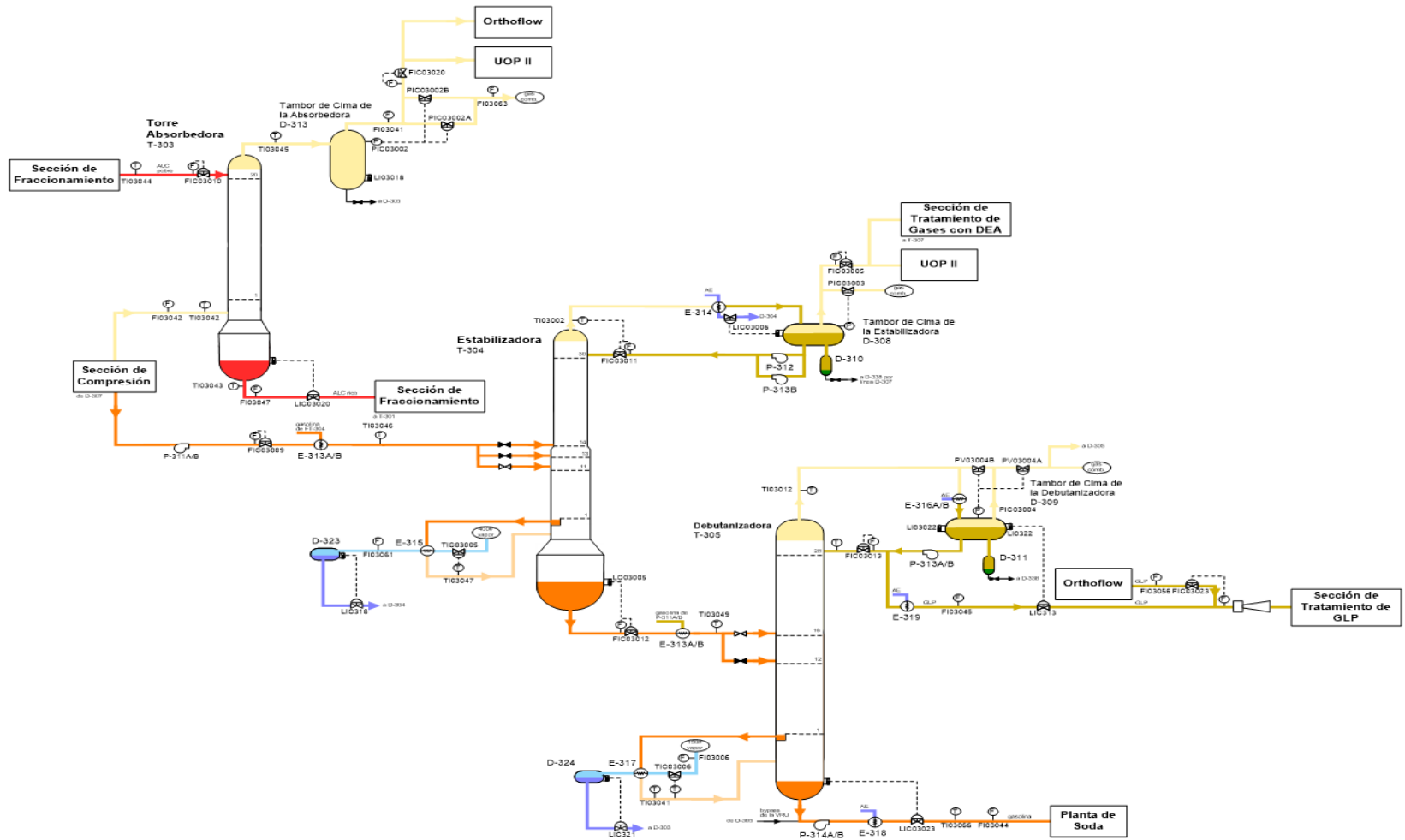
La Unidad de Craqueo Catalítico fue diseñada por Exxon Research & Engineering Company y construida por Foster Wheeler Corporation. La construcción empezó en junio de 1953 y fue concluida en septiembre de 1954, iniciando su producción ese mismo año. Esta unidad convierte el gasóleo de bajo valor en productos de mayor valor como Gas Seco, Butano-Propano GLP, Nafta (gasolina), ALC (Aceite Liviano de Ciclo), Slurry o alquitrán aromático.

Esta unidad se divide en dos secciones: la sección de ruptura catalítica (URC) y la sección recuperadora de vapores (VRU); esta última recibe los vapores comprimidos y destilados de la unidad de ruptura catalítica. La VRU está conformada por una torre absorbedora, una torre estabilizadora y una torre debutanizadora, las cuales trabajan secuencialmente como se muestra en la Figura 2.

El presente estudio se centra en la torre debutanizadora, la cual recibe la corriente precalentada del fondo de la torre estabilizadora por encima del plato No. 12, libre de metano y más livianos. El sistema de destilación de la torre consta de 28

platos, los equipos asociados a esta torre son: rehervidor (intercambia calor con vapor de 150 psig), bomba de fondos, condensador de cima, tambor de cima y bomba de reflujo de cima.

Figura 2 Sección de Recuperación de Vapores.

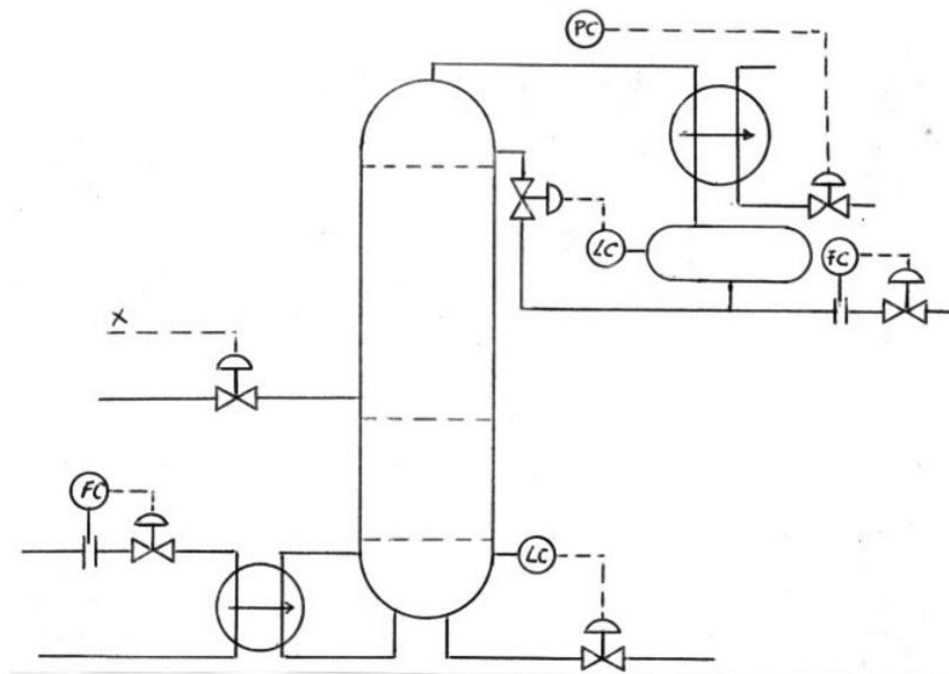


Fuente: Manual de descripción de procesos de la unidad.

Una torre de destilación constituye un problema de control multivariable donde cada variable de entrada tiene efecto sobre más de una variable de salida, lo que dificulta la selección adecuada de los lazos de control. En sistemas multivariables el problema de seleccionar los mejores pares de control es aún más importante que el diseño del controlador o la sintonización de los parámetros. En la operación y control de una columna de destilación, la estrategia de control convencional mediría la composición de los dos productos y manipularía la razón de reflujo y el calor del rehervidor para mantener las cantidades deseadas de componente clave en los dos flujos de producto.

Los lazos de control comúnmente utilizados para controlar una torre de destilación de acuerdo a Luyben son 6 y se presentan a continuación en la Figura 3 (1990).

Figura 3. Esquema de una estrategia de control para una torre de destilación.



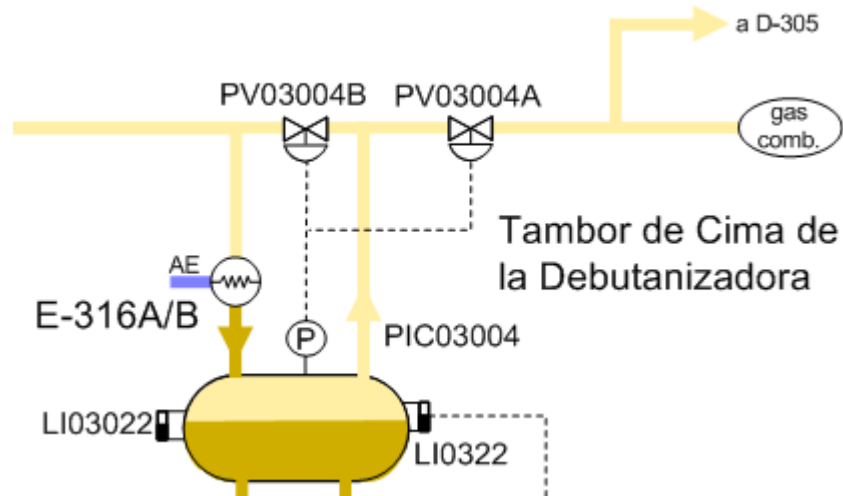
Fuente: (Luyben, 1990).

De los 6 lazos, 2 están destinados a controlar el domo de la columna, 2 el fondo y los 2 últimos el tanque de condensados. En el domo de la columna es importante tener tanto control de la presión como de la temperatura, por lo que las respectivas válvulas que controlan estas variables son las del flujo de vapor del domo y reflujo de la columna. Es importante mantener el nivel en el fondo de la columna para garantizar que esta no se seque ni se inunde y así conservar el área de transferencia de masa.

Por último, el acumulador (tambor de cima) se controla con las válvulas de flujo de agua para el condensador y el flujo de destilado, para mantener la presión y el nivel del tanque, respectivamente. La aplicación de esta configuración conocida como R-V está restringida en todos los casos a concentraciones de alimento intermedias y para sistemas con valores muy altos de volatilidad relativa $\alpha > 4,5$. Por ende, esta configuración de control, a pesar de ser considerada en la literatura como la estrategia de control estándar, tiene solamente un rango muy limitado de aplicabilidad para problemas de destilación prácticos [18]

La torre debutanizadora T305 varía con la literatura anterior al tener otra configuración en el control de presión, el cual es realizado por dos válvulas configuradas en un control de rango dividido como se puede apreciar en la Figura 4. La presión en el sistema la controla el Control de Presión de Cima de la Debutanizadora PIC-04, controlador de rango dividido que actúa sobre dos válvulas de control PV-04A/B, teniendo en cuenta que cuando el controlador da una salida de 50% ambas válvulas están cerradas. Estos gases son evacuados hacia el sistema de gas combustible o al Acumulador de Cima de la fraccionadora principal.

Figura 4. Control de rango dividido. Fuente: Manual de descripción del proceso de la unidad.



El control de rango dividido es una estrategia donde existe una sola variable controlada (presión) y dos o más variables manipuladas (posición de una válvula), que deben tener el mismo efecto sobre la variable controlada. Para realizar este sistema se requiere compartir la señal de salida del controlador con los varios elementos finales de control (válvulas de control).

En la Tabla 1 se puede apreciar la composición típica de la corriente de cima GLP, la cual está conformada por una extensa gama de hidrocarburos los cuales hacen bastante compleja la columna de destilación, el parámetro más importante a controlar en esta corriente son los pentanos y más pesados (isopentanos, normal pentanos) los cuales están en 0,26 % v/v.

Tabla 1. Composición típica de corriente de cima (GLP).

IDENTIFICACION	DE	LA	UNID	CIMA DEBUTANIZADORA (T305)
MUESTRA :				DATO
METANO			% vol.	0,00
ETANO			% vol.	0,02
ETILENO			% vol.	0,00
PROPANO			% vol.	3,79
PROPILENO			% vol.	2,65
ISO-BUTANO			% vol.	29,88
N-BUTANO			% vol.	33,14
1-BUTENO			% vol.	6,43
ISO-BUTENO			% vol.	8,25
T-2-BUTENO			% vol.	9,08
CIS-2-BUTENO			% vol.	6,42
1,3-BUTADIENO			% vol.	0,05
TOTAL OLEFINAS			% vol.	30,24
ISO-PENTANO			% vol.	0,20
NORMAL PENTANO			% vol.	0,00
C5= y más pesados			% vol.	0,26
Relación IC4/C4=				0,91
C3 + C3=			% vol.	6,44

Fuente: basada en revisión documental.

En la Tabla 2 se puede apreciar la composición típica de la corriente de fondo en la cual el dato de RVP *-Reid Vapor Pressure-* (parámetro de calidad) es fuertemente afectado por la variación en la presión y temperatura de fondo de la columna, variables asociadas a la operación y control de la columna de destilación

entregando al cliente más calidad si se tiene un RVP más alto y disminución de la producción de gasolina lo cual resulta poco rentable para la operación.

Tabla 2. Composición típica de corriente de fondo (Nafta Craqueada).

IDENTIFICACION DE LA MUESTRA:	UNID	GASOLINA DATO
R.V.P.		7,83
P. I. E.	°F	92,80
5%	°F	108,00
10%	°F	117,50
50%	°F	216,20
90%	°F	336,40
95%	°F	361,10
P. F. E.	°F	379,40
OCTANO R.O.N.		91,10
GRAVEDAD A.P.I.	Grados API	63,40
AZUFRE (PPM)	mg/kg	564,00
AZUFRE (g/100g)	g/100g	0,1000

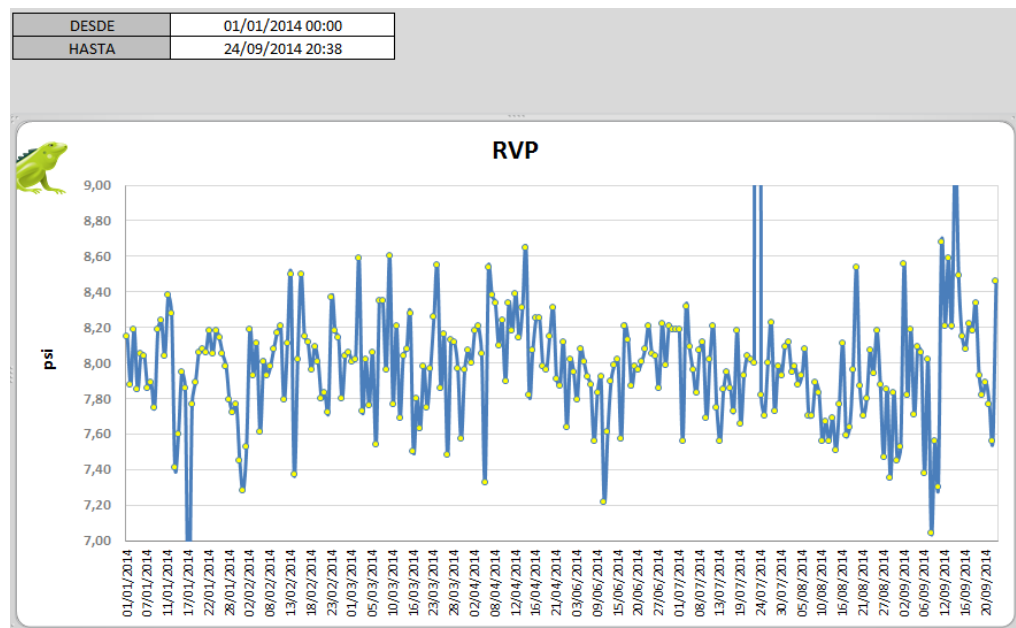
Fuente: basada en revisión documental.

En la Figura 5 se puede observar la variación significativa en el RVP, parámetro de calidad del producto; por lo cual se hace necesario mejorar el control de esta torre, y de esta manera mejorar su operatividad y desempeño, garantizando una mayor rentabilidad económica.

El rendimiento de las plantas industriales como las refinerías de petróleo, instalaciones de procesamiento de gas, etc. depende en gran medida del funcionamiento de columnas de destilación, que se consideran como uno de los

componentes más críticos, ya que tienen una influencia directa en la calidad del producto. Estudios realizados con el paquete simulación Aspen HYSYS® y Aspen Plus® utilizando datos reales obtenidos de una columna de destilación han podido cuantificar y localizar problemas con el fin de adaptar soluciones [12].

Figura 5. Variación del parámetro de calidad RVP.



Mediante la simulación con Aspen se ha podido simplificar el estudio de columnas de destilación complejas, ya sea con múltiples alimentaciones o corrientes secundarias, obteniendo resultados importantes al lograr minimizar los costos [13]. En la literatura abierta se ha encontrado en algunos estudios que con un mejor ajuste de las variables operacionales producto de las simulaciones de procesos han permitido una reducción de hasta el 9,6% en los costos totales de operación [4].

2.4. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

La simulación digital de procesos es la actividad por la cual un conjunto de subprogramas (unidades de cálculo) escritos en lenguaje simbólico permiten, una vez ejecutados en un *hardware*, la obtención de valores aproximados a la realidad. Tanto el diseño como la operación de una planta se pueden facilitar mediante la simulación del proceso o de alguna(s) de su(s) parte(s), ya que es extremadamente costoso para una organización permitir a sus ingenieros introducir arbitrariamente cambios en una instalación por el simple hecho de ver que es lo que ocurre. Además del modelado matemático de un proceso, se puede manipular más fácilmente que la planta real, con tiempos de respuesta considerablemente menores [16].

2.4.1. Simulación estacionaria y dinámica de procesos. La simulación en estado estacionario implica resolver los balances de materia y energía de un proceso en equilibrio. Un ejemplo puede ser la variación radial de la composición en un plato en una columna de destilación, la variación de las propiedades con la longitud y el radio en un reactor tubular, etc.

Por otra parte, y como su nombre lo indica, la simulación dinámica plantea los balances considerando que existe una acumulación de masa y energía que varía con el tiempo, ya sea para representar el comportamiento de equipos batch, o bien para analizar la evolución que se manifiesta entre dos estados estacionarios para un equipo o una planta completa. [16].

En el siguiente listado se presentan algunas de las aplicaciones de la simulación de procesos.

- Predicción de los efectos producidos en el proceso por cambios en las condiciones operacionales, distribución y/o capacidad de los equipos.
- Resolución rápida de balances de masa y energía en procesos de gran envergadura.
- Optimización de operaciones de una manera rápida y segura.
- Diseño de nuevas plantas y equipos.
- Evaluación de cambios en las condiciones de alimentación, en ciertas condiciones de operación y/o en la distribución de redes corrientes-equipos.
- Identificación de las unidades controlantes o “cuellos de botella” en un proceso.
- Utilización como herramienta de entretenimiento para ingenieros y operadores.
- Estimación de costos, control de presupuesto y planificación de la producción.

La simulación de procesos es una herramienta que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas que se pueden encontrar en los procesos [1].

En el siguiente listado se presentan algunas de las ventajas de la simulación de procesos [5]:

- Estudiar procesos existentes de una manera más rápida, económica y completa en la planta real. La simulación no interfiere en los sistemas de procesos reales.
- Con un modelo matemático adecuado se pueden realizar ensayos en los valores extremos de ciertas condiciones de operación, lo cual no sería posible hacer en la planta.
- Permite comparar con rapidez y minuciosidad distintos procesos, modificaciones o diseños que se deseen colocar en operación. También

permite ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.

- Se puede analizar la sensibilidad de los parámetros básicos y los parámetros de costos de un sistema, determinándose así cuales variables tienen o no un efecto importante sobre el funcionamiento y la rentabilidad de este.
- Diseño de equipos y plantas completas en un menor tiempo y con menor presencia de errores e imprecisión. Representa un proceso relativamente eficiente y sencillo.

2.5. SIMULADOR DE PROCESOS ASPEN PLUS®.

Aspen Plus® constituye un *software* de simulación el cual es capaz de predecir el comportamiento de un proceso utilizando relaciones básicas de ingeniería, tales como: balances de masa y energía, equilibrio químico de fases, así como la cinética de las reacciones. Este *software* proporciona datos termodinámicos confiables, condiciones de operación y modelos de equipos descritos de forma rigurosa, con los cuales es posible simular de forma representativa un proceso o sistema[1].

Para la modelación rigurosa de columnas de destilación en el paquete Aspen Plus® se disponen del método RADFRAC. Este método es utilizado para simular todo tipo de operaciones de fraccionamiento vapor-líquido multietapas. Estas operaciones incluyen destilación ordinaria, absorción, despojamiento, destilación azeotrópica absorptiva, entre otras. Las etapas son de equilibrio, aunque se pueden especificar las eficiencias de vaporización o de Murphree. Las corrientes de alimentación se pueden introducir por encima de la etapa, en la etapa o en el decantador (para cálculo de tres fases solamente). Este método permite que la

columna sea operada en modo diseño o *rating*, y se puede alcanzar el comportamiento de la columna manipulando estas eficiencias.

El método RADFRAC permite establecer número de etapas, Columnas sin condensadores o rehervidores, Manipulación de rehervidores, Especificaciones de calentadores y enfriadores, Decantadores y *Pumparounds*.

Las etapas se enumeran desde el tope hasta el fondo, enumerando el condensador en el caso que se contemple condensador, este método permite manipular los flujos y calores de las corrientes de entrada junto con otras variables, excepto: número de etapas, perfil de presión, eficiencia de vaporización, temperatura de reflujo sub-enfriado, grados de sub-enfriamiento, temperatura y presión del decantador, localización de la alimentación, productos, calentadores, *pumparounds* y decantadores, presiones de los rehervidores termosifón y *pumparounds*, especificaciones UA para calentadores.

El módulo RADFRAC emplea dos puntos de vista para el modelado de una columna de destilación: "Rate-based" (modelo de no equilibrio) y "Equilibrium" (modelo de equilibrio). En el primero prevalece una descripción cinética del proceso (la reacción, el transporte de materia y el transporte de energía), de forma que encuentran su sustento natural en la termodinámica de los procesos irreversibles y en la teoría de los fenómenos de transporte. El segundo, en cambio, está ligado a la termodinámica clásica [10].

2.6. ASPEN PLUS DYNAMICS.

Este *software* es un simulador en estado dinámico de la suite de Aspentech. El programa permite extender los modelos en estado estacionario de Aspen Plus a modelos de simulación en estado dinámico. Este simulador hace posible el diseño y verificación de esquemas de control de procesos, estudios de seguridad, dimensionamiento de válvulas de alivio, análisis de fallas y desarrollo de procedimientos de arranque, paro y variaciones de flujo. El programa permite exportar las simulaciones en estado estacionario bajo dos esquemas teniendo en cuenta los datos esperados de la simulación.

2.6.1. Exportación por flujo.

- Las corrientes de flujo de alimentación y presiones son especificadas.
- El flujo no es controlado por diferencias de presiones.
- Se utiliza para realizar una primera aproximación del comportamiento dinámico del proceso.
- Recomendado para procesos con corrientes líquidas[10]

2.6.2. Exportación por presión.

- Presiones de alimentación y productos especificadas.
- Flujos obtenidos a partir de diferencias de presiones.
- Necesidad de realizar un balance de presiones[10]

El dimensionamiento de los equipos de procesos es fundamental si se desea exportar una simulación en estado estacionario al simulador en estado dinámico. Para realizar la implementación de los lazos de control en el simulador dinámico

se debe de elegir el tipo de controlador (por lo general, PID) y posteriormente realizar las conexiones correspondientes entre las variables medibles y el elemento de control elegido, mediante señales de control [10].

2.7. IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE LAS CONDICIONES DE ESTADO ESTACIONARIO.

El análisis de datos reales no es un tema para tomar a la ligera, ya que estos datos pueden traer ruido ocasionado por el mismo proceso, requieren de un análisis estadístico detallado para identificar el mejor estado en el tiempo, esto justifica la necesidad de procedimientos de detección de estado estable, debido a que la adaptación de los modelos de procesos con los datos obtenidos exclusivamente del proceso en funcionamiento conduce a mejores soluciones.

Se revisó la literatura abierta a fin de disponer de información para encontrar el mejor procedimiento para el tratamiento de datos extraídos de un ambiente real de procesos, encontrando como referente un estudio realizado por [8], quienes tomaron como caso estudio los datos correspondientes a una unidad de destilación atmosférica de una refinería. Sometiéndolos a los métodos de identificación de estado estacionario más utilizados como:

- Prueba F modificada.
- Prueba de los arreglos reversos (RAT: *Reverse Arrangements Test*).
- Prueba Rank von Neumann.
- Prueba de interpolación polinómica (PIT: *Polynomial Interpolation Test*).

En este estudio se demostró que la Prueba de interpolación polinómica se comporta mejor que otros ensayos estudiados que involucren datos reales, teniendo más ventaja ante su parámetro más importante, el tamaño de la ventana (número de puntos muestreados), el cual se puede ajustar con el fin de hacer frente a situaciones en las que el proceso podría ser más sensible a pequeños cambios.

La prueba de interpolación polinómica (PIT) es sencilla e intuitiva. Para su aplicación basta con definir un tamaño de ventana impar, construir un polinomio de segundo orden y calcular su derivada en dicho espacio de tiempo; un gráfico de la derivada se puede utilizar con el fin de ayudar en la selección de los estados estacionarios de manera opcional.

El correcto estado estacionario estará definido en el rango en que la derivada del polinomio este más cercana a cero.

A continuación, una breve descripción del comportamiento de la prueba antes mencionada.

2.7.1. Prueba de interpolación polinómica (PIT: Polynomial Interpolation Test). [15] desarrollaron el algoritmo para el tratamiento de los datos medidos en los procesos ruidosos, como la espectroscopía. Para una serie de valores en el tiempo, se define una ventana de datos con n elementos (donde n es impar). Para cada ventana se ajusta un polinomio de grado p (con p menor que n), por lo tanto se obtiene un polinomio con menos ruido que los datos originales. En seguida, se calcula la primera derivada en el punto intermedio de cada ventana y su valor se considera como una variable estadística para determinar si el sistema está en estado estacionario en dicho instante. Lo más común es utilizar polinomios de

grado bajo, justamente para evitar que se reproduzca o se propague el ruido de los datos, ya que polinomios de grado alto intentarán reproducir mejor el ruido [8].

Es de resaltar que la prueba de interpolación polinómica (PIT) aparte de ser intuitiva y efectiva, en este estudio se pudo automatizar con el *software* Excel, el cual contiene herramientas para tratar matrices de datos y funciones para la generación de polinomios a partir de los mismos, facilitando aún más la selección de un correcto estado estacionario. En el Anexo 1 se realiza un ejercicio con una variable, aunque para el presente estudio se realizó simultáneamente para todas las variables de la torre para lograr obtener un correcto estado estacionario de todo el sistema y no de una sola variable; lo que garantizó un mejor desempeño del simulador en estado estacionario y posteriormente una correcta adaptación del simulador a un estado dinámico

3. METODOLOGIA

En esta sección se explica el procedimiento mediante el cual se desarrolló el presente trabajo de aplicación, con la finalidad de dar cumplimiento a los objetivos planteados.

3.1. DISEÑO DE LA SIMULACIÓN T305 EN ESTADO ESTACIONARIO UTILIZANDO ASPEN PLUS®.

Se requirió inicialmente realizar una capacitación específica y entrenamiento en el *software* Aspen Plus® enfocándose en el estudio de los paquetes termodinámicos con que cuenta este *software*, para así poder plantear la simulación.

3.1.1. Identificación y selección de las condiciones de estado estacionario.

Se comenzó por la identificación y selección de las condiciones de operación en estado estacionario en un sistema real que presenta dinámicas en el tiempo. Para la identificación de esta condición se utilizó el método PIT (Prueba de interpolación polinomial) [7]. Para la realización de esta actividad fue importante la utilización de registros de datos, tales como: temperaturas, presiones y flujos históricos, extraídos de las bases de datos del DCS (sistema de control distribuido) de la T305, al igual que datos de los análisis de laboratorio de las corrientes del proceso, los cuales se extrajeron de la base de datos del laboratorio.

3.1.2. Construcción de la simulación. El diseño de los equipos en la simulación obedeció a las facilidades y restricciones del software, basadas en todo momento en los datos y especificaciones de los equipos reales con que se cuenta en la T305. El diagrama de flujo se construyó de acuerdo con el diagrama esquemático de la operación de la torre que se muestra en la Figura 6. Para ello, se definieron las ecuaciones de equilibrio y de propiedades termodinámicas y físico-químicas del conjunto de componentes químicos que intervienen en la operación. El modelo termodinámico inicial para este tipo de ecuaciones mencionadas anteriormente fue Peng Robinson (1976).

3.1.3. Verificación de los resultados de la simulación en estado estacionario.

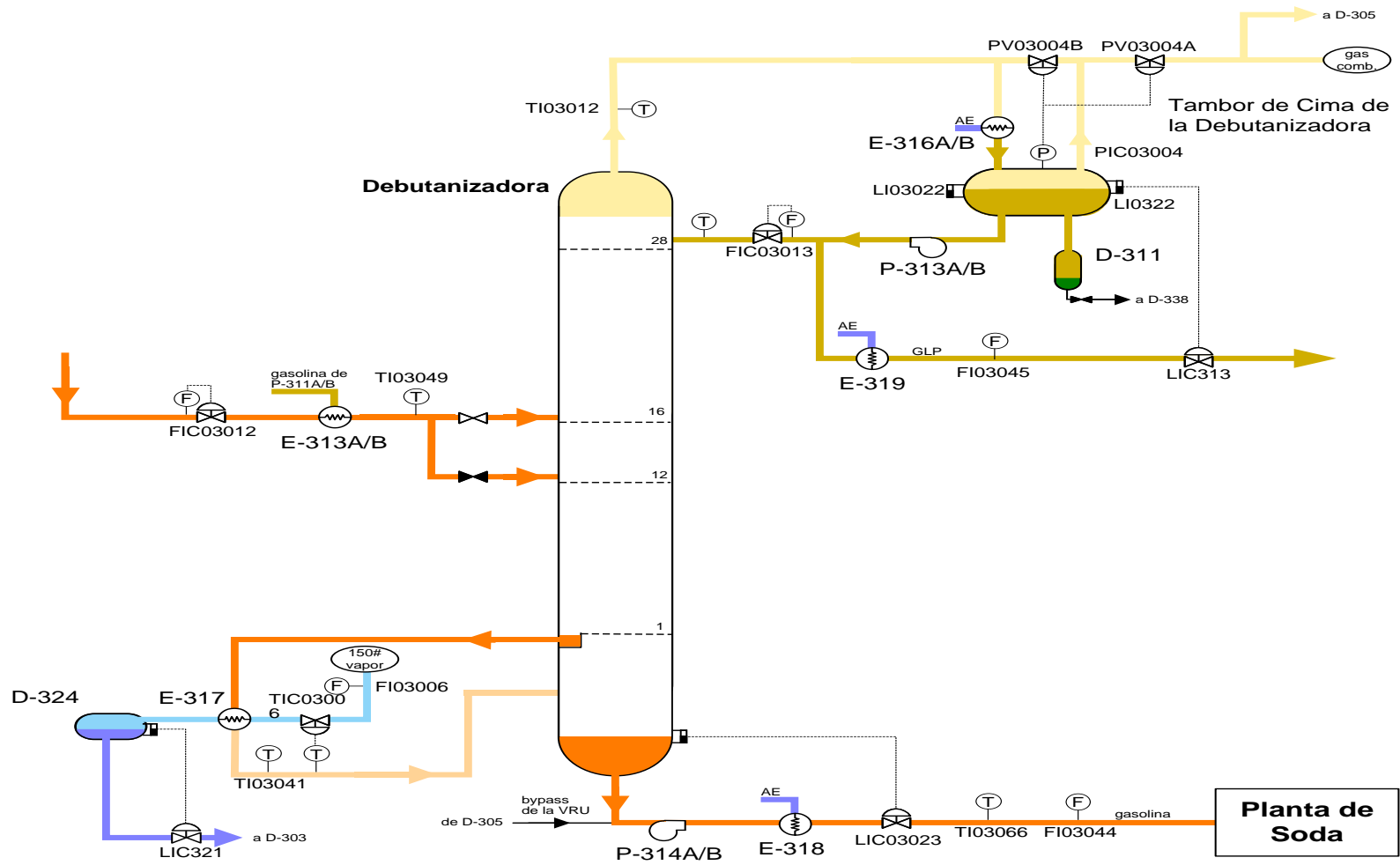
La verificación de los resultados obtenidos de la simulación del estado estacionario se realizó a partir de la comparación con los datos recolectados en la actividad 3.1.1. La desviación estándar permitió establecer la concordancia entre datos de proceso medidos y los datos obtenidos, es de resaltar que no se requirió ajustar la simulación logrando el cumplimiento de los balances de masa, energía.

3.2. ADAPTAR EL SIMULADOR A CONDICIONES DE ESTADO DINÁMICO.

La simulación dinámica es una actividad avanzada que integra en el mismo entorno de diseño, operación y control. En comparación con la simulación en estado estacionario, tanto el modelado y la tecnología de *software* son más exigentes [2] El *software* Aspen Plus® facilitó esta tarea a través de distintas herramientas de sistema. Para conseguir una adaptación exitosa de la simulación en estado estacionario a un estado transitorio se requirió la recolección de dimensiones de líneas de proceso, equipos y posición de válvulas, los cuales se

extrajeron de los P&ID's (*Piping and Instrumentation Diagram*) de la unidad, al igual que se requirió una revisión minuciosa en campo de los mismos [11]

Figura 6: Diagrama base para la construcción del simulador.



Fuente: Manual de descripción de procesos de la unidad.

De igual forma, se tuvo que implementar en el simulador los lazos de control que conforman la torre debutanizadora. Dicha información fue extraída de P&ID's de la unidad. Esta torre actualmente es conformada por sistemas de control básicos como lo son: Control de presión de cima, control de reflujo de cima, control de nivel del tambor de cima, control de nivel de la torre, control de temperatura de fondo de la torre.

3.2.1. Estudio de la respuesta dinámica del sistema en lazo cerrado. Con este simulador se planteó una serie de corridas que permitieron analizar la dinámica de respuesta del sistema en lazo cerrado. Su desarrollo contribuyó en la evaluación de estrategias operativas que mejoraron el desempeño de la T305, en aspectos como la operatividad y tiempo de respuesta.

Para ello se seleccionaron variables perturbadoras mayores (las que más perturban al sistema). Dichas variables se seleccionaron realizando un análisis en las tendencias construidas con históricos del sistema de meses atrás.

Se realizaron las perturbaciones en el simulador en lazo cerrado, después de realizar un análisis de los resultados obtenidos de la simulación se identificaron oportunidades de mejora en los lazos de control de la torre, por ejemplo, en el control de temperatura del fondo.

3.2.1.1. Verificación de los resultados de la simulación en estado Dinámico.

Toda simulación tiene que verificarse para asegurar que la inferencia a partir del modelo es una predicción acertada del proceso que se quiere simular.

Para la presente propuesta se construyeron tendencias a partir de las bases de datos *PI System* (sistemas de información de proceso), donde se realizaron

perturbaciones típicas de operación actuales (agosto de 2016) sin afectar la integridad del proceso para posteriormente observar la respuesta dinámica del sistema.

Para la construcción de gráficas basadas en las bases de datos de PI Se contó con un *software* (*PI ProcessBook* y *Excel*) el cual facilitó la tarea de identificación del mejor escenario.

El *software* de simulación utilizado cuenta con herramientas para exportar datos y gráficas, las cuales fueron confrontadas con las gráficas obtenidas del proceso real construidas con *PI ProcessBook* y *Excel*. Al cruzar las gráficas construidas (Figura 7) con las obtenidas por el simulador (Figura 8) se analizaron las diferencias entre sus comportamientos dinámicos.

Figura 7. Gráfica construida con software PI ProcessBook.

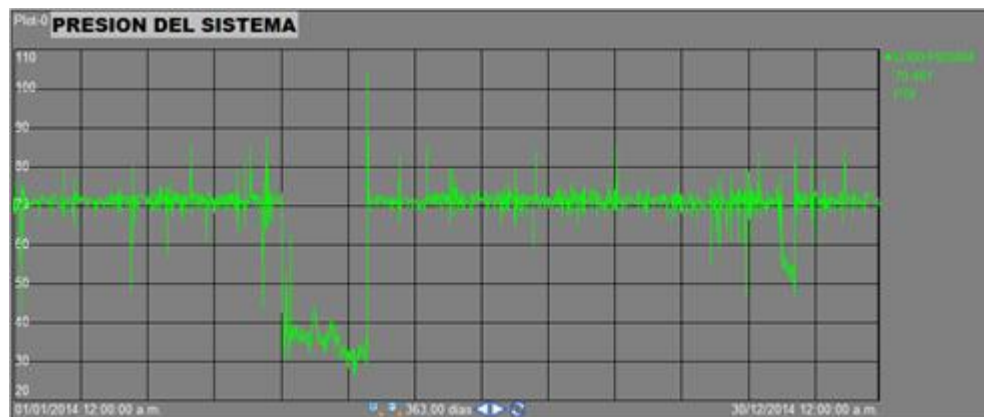
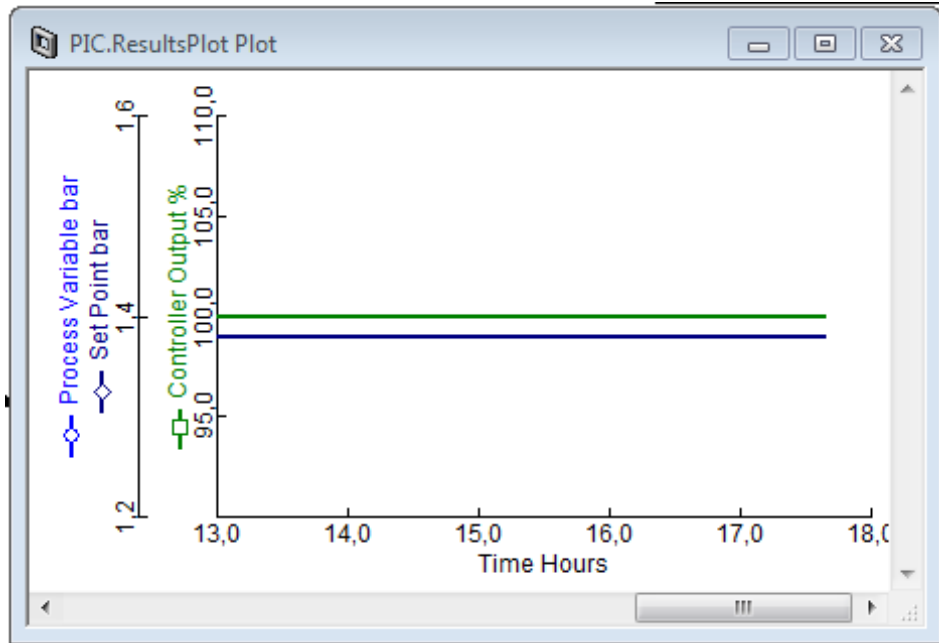


Figura 8. Gráfica obtenida del software aspen.



4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

4.1. DISEÑO DEL SIMULADOR DE LA T305 EN ESTADO ESTACIONARIO UTILIZANDO ASPEN PLUS.

En esta sección se presentan y se discuten los resultados que se obtuvieron en el diseño de la simulación en estado estacionario, partiendo por la recolección de registros de comportamientos de temperaturas, presiones, flujos, composiciones, niveles asociados a la columna. Dichos registros se obtuvieron de la base de datos de la compañía alojados en el servidor PI-System, los cuales fueron importados por Excel en hojas de cálculo.

Se realizó el análisis de interpolación polinomial PIT para determinar los períodos con comportamiento en estado estacionario, según procedimiento descrito en el Anexo 1. Estos datos se utilizaron para evaluar el desempeño de la simulación. Una vez realizado el análisis conjunto de todas las variables de presión, temperatura y flujos asociadas a la columna (FI03012, FI03013, TI03049, TI03041, PI03004, LI03022, LI03023, FI03044, FI03045, TI03006, TI03012, TI03065, TI03066, TI03067), se obtuvieron 4 estados estacionarios válidos para un rango de datos históricos desde enero 1 del 2010 hasta enero 1 del 2016.

De la Tabla 3 hasta la Tabla 6 se pueden apreciar los resultados encontrados al realizar la prueba de interpolación polinomial en los 4 periodos encontrados. El comportamiento de estado estacionario se evidencia a través de las derivadas de las expresiones polinomiales cercanas a cero; adicionalmente, se presentan las

desviaciones estándar promedio con respecto a las variables analizadas y las derivadas obtenidas con el método PIT.

Tabla 3. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el primer período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 16 de marzo del 2014 para la U-300 aplicando el método PIT.

A)

Instrumento en Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03012	FI12	CARGA FONDO T-304 A T-305	BPD	11500	200	78	50
FI03013	FI13	REFLUJO CIMA T-305	BPD	5760	100	50	20
TI03049	TI49	CARGA T-305	°F	172	0,2	1,11	1,19
TI03041	TI41	SAL REHERVDR E-317 SOBRECAL T-305	°F	283	0,18	1,9	1,1
PI03004	PI04	D-309	Psig	72,5	0,5	1,8	0,8
LI03022	LI22	Nivel D-309	%	50	0,1	0,2	0,15
LI03023	LI23	Nivel fondo T-305	%	39	0,2	0,5	0,5

B)

Instrumento en Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03044	FI44	GASOLINA DEBUTANIZADA	BPD	9900	600	50	40
FI03045	FI45	OLEFINAS DE T-305	BPD	2100	150	60	50
TI03006	TI06	Plato 25 T-305	°F	237,5	1,9	1,25	1
TI03012	TI12	SALIDA GASES DE CIMA T-305	°F	130,8	0,6	1,9	0,9
TI03065	TI65	REFLUJO T-305	°F	118	0,2	1,8	0,7
TI03066	TI66	GASOLINA PRODUCTO (T-305)	°F	279	18	1,1	0,1
TI03067	TI67	Temperatura olefinas producto	°F	95	0,1	1,2	0,5

Tabla 4. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el segundo período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 02 de octubre del 2014 para la U-300 aplicando el método PIT.

A)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03012	FI12	CARGA FONDO A T-305	T-304	BPD	7800	150	85	60
FI03013	FI13	REFLUJO CIMA T-305	T-305	BPD	4800	80	30	10
TI03049	TI49	CARGA T-305		°F	165	0,1	0,8	0,75
TI03041	TI41	SAL REHERVDR SOBRECAL T-305	E-317	°F	276	0,2	1,5	1
PI03004	PI04	D-309		Psig	73	0,8	1	0,5
LI03022	LI22	Nivel D-309		%	50	0,05	0,02	0,01
LI03023	LI23	Nivel fondo T-305		%	39	0,2	0,3	0,25

B)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03044	FI44	GASOLINA DEBUTANIZADA		BPD	6900	500	70	50
FI03045	FI45	OLEFINAS DE T-305		BPD	1600	200	55	45
TI03006	TI06	Plato 25 T-305		°F	232	1,7	1,3	0,8
TI03012	TI12	SALIDA GASES DE CIMA T-305		°F	128,5	1,6	1	0,7
TI03065	TI65	REFLUJO T-305		°F	111	0,3	1	0,3
TI03066	TI66	GASOLINA PRODUCTO (T-305)		°F	280	20	1,9	0,8
TI03067	TI67	Temperatura olefinas producto		°F	95	0,3	1,8	0,8

Tabla 5. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el tercer período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 05 de enero del 2015 para la U-300 aplicando el método PIT.

A)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03012	FI12	CARGA FONDO A T-305	T-304 BPD	8500	300	100	80
FI03013	FI13	REFLUJO CIMA T-305	BPD	5400	100	60	40
TI03049	TI49	CARGA T-305	°F	172	0,5	2	1,5
TI03041	TI41	SAL REHERVDR SOBRECAL T-305	E-317 °F	278	0,3	1,8	1,5
PI03004	PI04	D-309	Psig	71	0,8	2	1,6
LI03022	LI22	Nivel D-309	%	50	0,4	1,8	0,9
LI03023	LI23	Nivel fondo T-305	%	42	0,7	0,8	0,4

B)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03044	FI44	GASOLINA DEBUTANIZADA	BPD	6687	800	100	80
FI03045	FI45	OLEFINAS DE T-305	BPD	1777	300	80	45
TI03006	TI06	Plato 25 T-305	°F	234,5	1,5	2,1	1,8
TI03012	TI12	SALIDA GASES DE CIMA T-305	°F	128	0,8	1,8	0,8
TI03065	TI65	REFLUJO T-305	°F	111	0,25	1,5	0,6
TI03066	TI66	GASOLINA PRODUCTO (T-305)	°F	280	25	1,4	0,4
TI03067	TI67	Temperatura olefinas producto	°F	95	0,3	1,5	0,4

Tabla 6. Variables de entrada A) y variables de salida B) para el cuarto período de estado estacionario, correspondiente al 00:00h-24:00h del 03 de marzo del 2015 para la U-300 aplicando el método PIT.

A)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03012	FI12	CARGA FONDO A T-305	T-304	BPD	10040	105	70	50
FI03013	FI13	REFLUJO CIMA	T-305	BPD	5016	90	20	18
TI03049	TI49	CARGA T-305		°F	165	0,1	0,8	0,6
TI03041	TI41	SAL REHERVDR SOBRECAL T-305	E-317	°F	278	0,1	1,7	1,2
PI03004	PI04	D-309		Psig	73,7	0,9	3	1,7
LI03022	LI22	Nivel D-309		%	50	0,2	1,2	0,8
LI03023	LI23	Nivel fondo T-305		%	49	0,5	2	1,4

B)

Instrumento en el Proceso	ID el Aspen Plus	Descripción de la Variable	de la	Unidades	Valor Promedio	Desviación estándar del valor promedio	Derivada del PIT promedio	Desviación estándar de la derivada
FI03044	FI44	GASOLINA DEBUTANIZADA		BPD	8400	700	70	55
FI03045	FI45	OLEFINAS DE T-305		BPD	2238	100	42	30
TI03006	TI06	Plato 25 T-305		°F	234,5	3	1,7	1,5
TI03012	TI12	SALIDA GASES DE CIMA T-305		°F	129	1,2	1,9	1,5
TI03065	TI65	REFLUJO T-305 GASOLINA		°F	115	0,8	1,2	0,7
TI03066	TI66	PRODUCTO (T-305)		°F	280	30	1,5	0,45
TI03067	TI67	Temperatura olefinas producto		°F	95	1	1,5	0,6

De las tablas presentadas anteriormente (cada una corresponde a una ventana de tiempo de 24h) se puede observar que para los cuatro estados estacionarios seleccionados los niveles de líquido de la columna y el tambor de cima no presentaron una variación considerable presentando en todo momento desviaciones estándar de máximo 0,7%, el promedio de la derivada de la

Temperatura con respecto al tiempo es máximo de +/- 2 °F/h en las variables, cercana a cero si se considera que los valores de operación para las distintas temperaturas se encuentran entre 90 y 300 °F; representada en variaciones de temperatura en la columna de máximo 2 °F en las variables de entrada y de máximo 30 °F en las variables de salida. Los flujos de entrada y salida de la columna son equivalentes en su estabilidad encontrando variaciones de flujo de hasta 100 BPD/h en sus derivadas promedio; valores que son bajos considerando que los de operación para los distintos flujos se encuentran entre 1200 y 13000 BPD presentando variaciones de flujo máximo de 600 BPD en las variables de entrada y de máximo 800 BPD en las variables de salida. Lo anterior permite confirmar la prueba de interpolación polinomial como una estrategia adecuada para la identificación de ventanas de tiempo con comportamiento estacionario en sistemas reales (con respuesta dinámica) y que son requeridas para la simulación en estado estacionario.

La Tabla 7 resume los datos de diseño de la columna debutanizadora utilizados para la simulación en estado estacionario. En la Figura 9 se muestra una imagen de interface de simulación en Aspen Plus de la torre debutanizadora de la U-300.

Tabla 7. Resumen de especificaciones actuales de la torre debutanizadora.

ITEM	T305
SERVICIO	DEBUTANIZADORA
TAMAÑO	6 in diámetro interno y 71 in de altura
ESPESOR	9/16"
No. DE PLATOS	28
ESP. ENTRE PLATOS	2'0"
CAPS POR PLATO (BUBLE CAPS)	37
PR. DISEÑO (PSIG)	125
T° DISEÑO (°F)	380
PRES. OPERACIÓN (PSIG)	74

Fuente: elaboración basada en revisión documental (Detalle Mecánico de Equipos cracking Modelo IV).

Las Figuras 10 a la 16 presentan los resultados obtenidos para la simulación en estado estacionario para los cuatro casos presentados anteriormente. En ellas se observan que las variables de salida simulados por el programa (FI03044, FI03045, TI03006, TI03012, TI03065, TI03066, TI03067) se encuentran dentro de las desviaciones estándar de las variables experimentales obtenidas del análisis de las variables con el método PIT.

Figura 9: Simulador construido para de la torre debutanizadora T305 de la Refinería Barrancabermeja utilizando Aspen Plus.

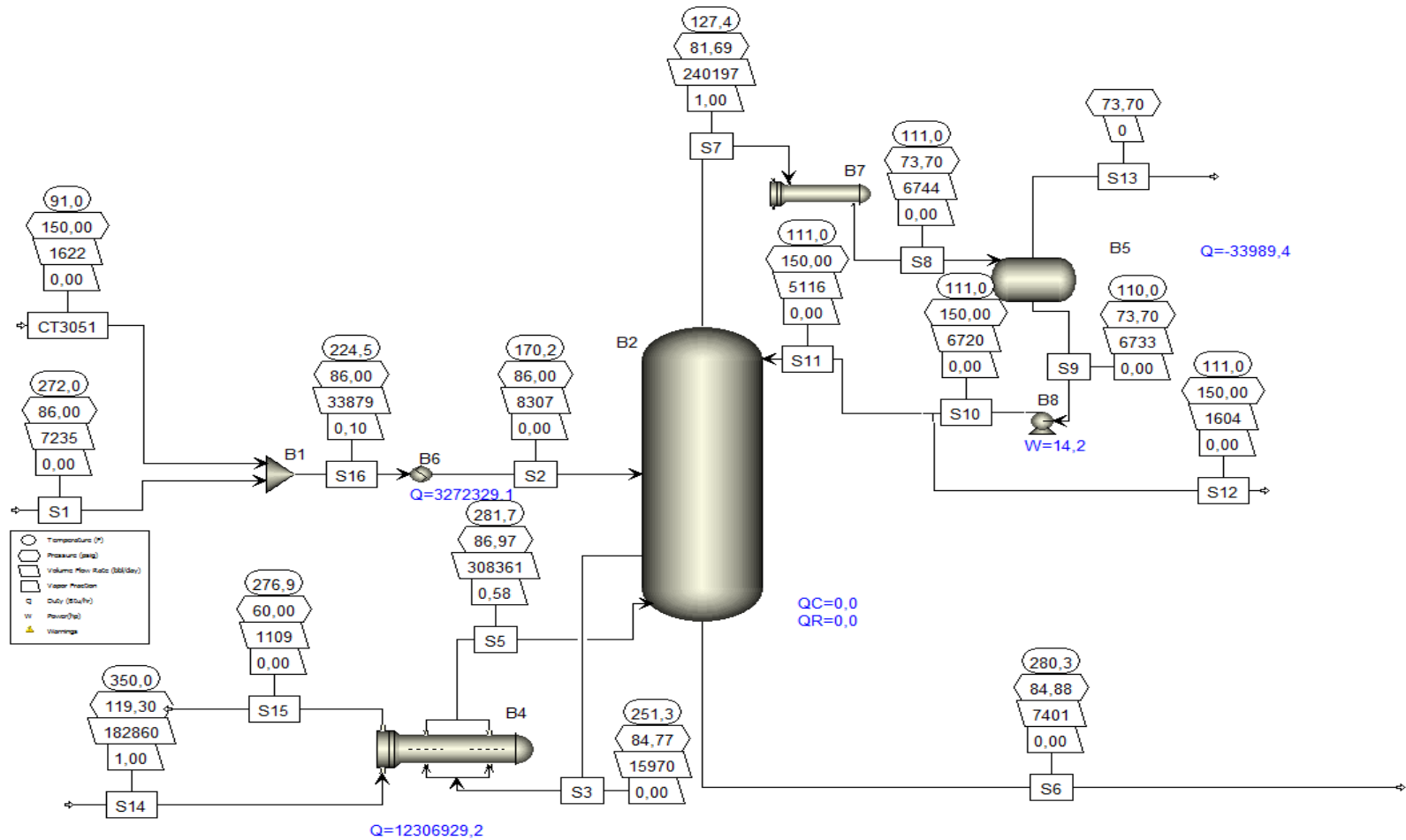


Figura 10. FI03044 Flujo de gasolina producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

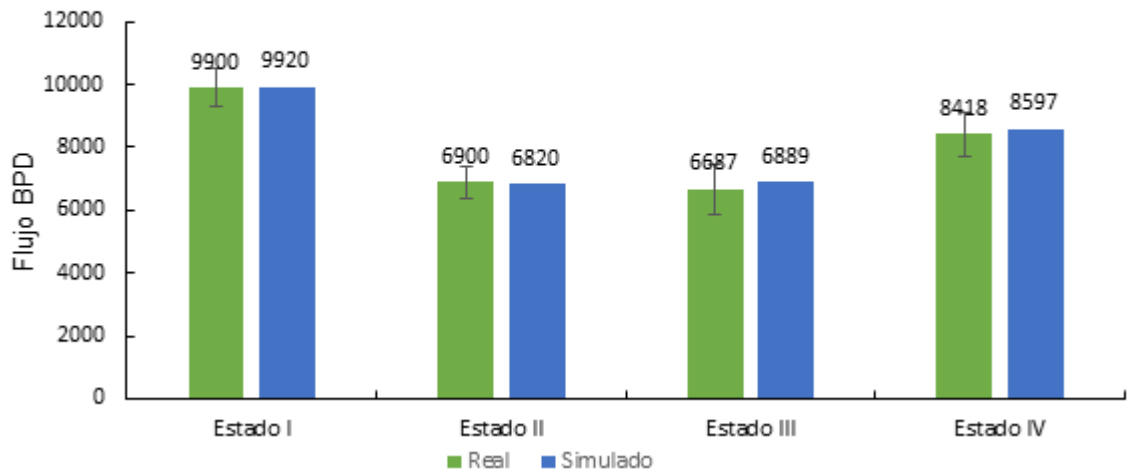


Figura 11. FI03045 Flujo de Olefinas producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

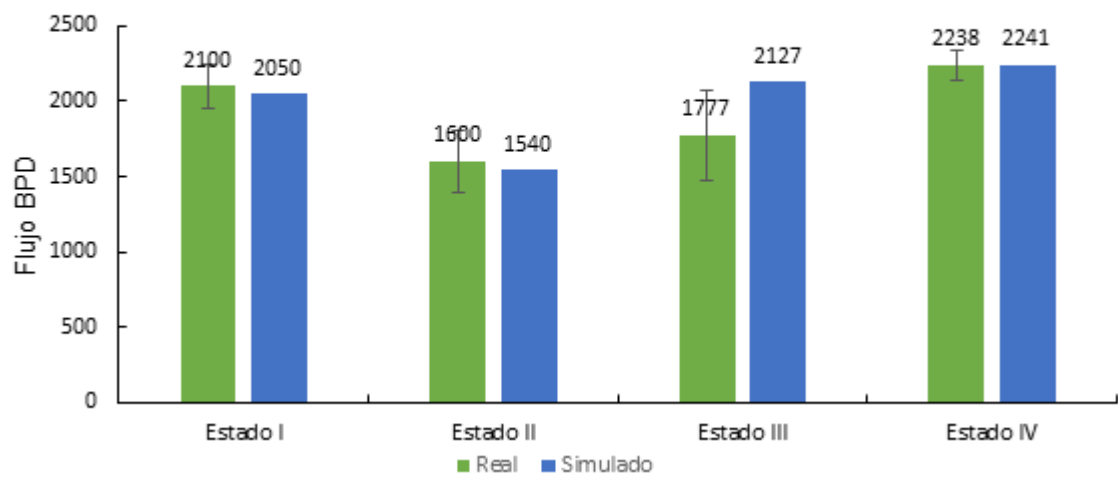


Figura 12. TI03006 Temperatura de plato 25 con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

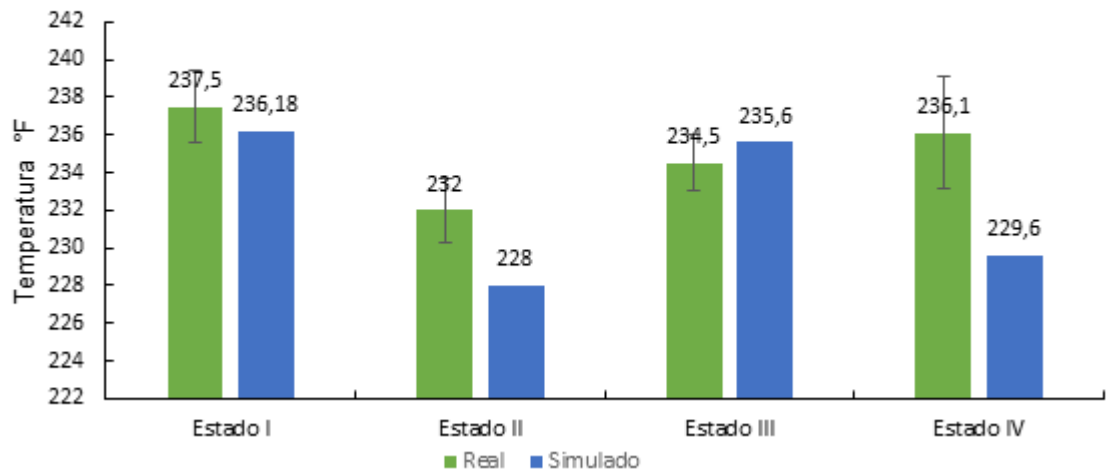


Figura 13. TI03012 Temperatura de salida de gases con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

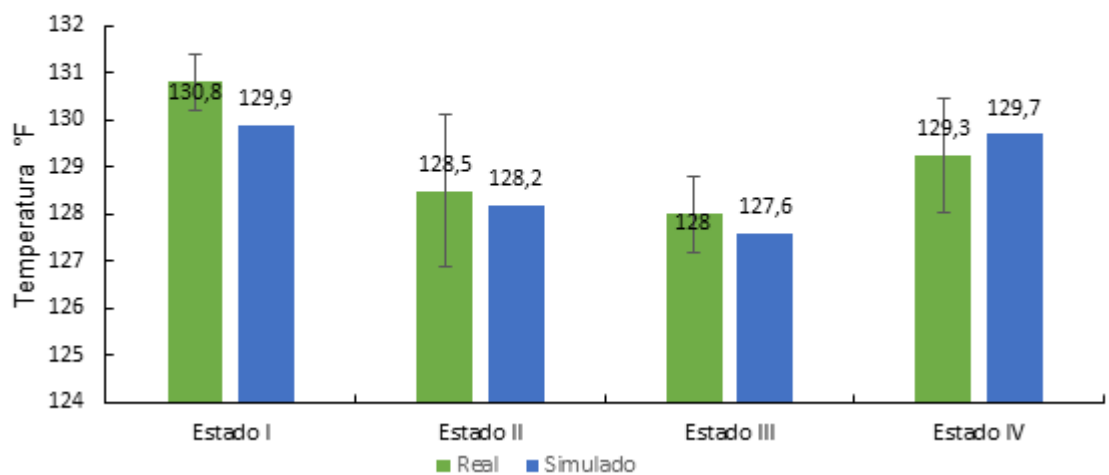


Figura 14. TI03065 Temperatura de reflujo con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

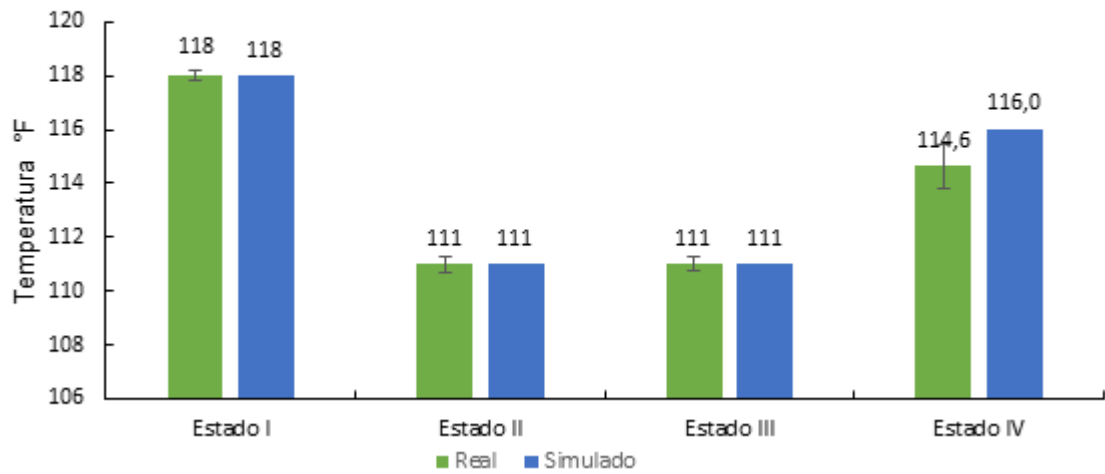


Figura 15. TI03066 Temperatura de gasolina producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.

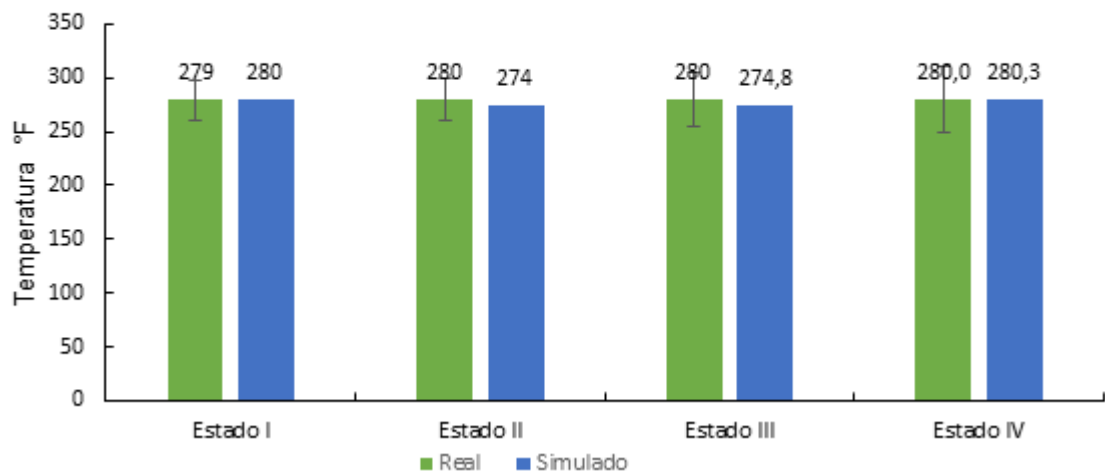
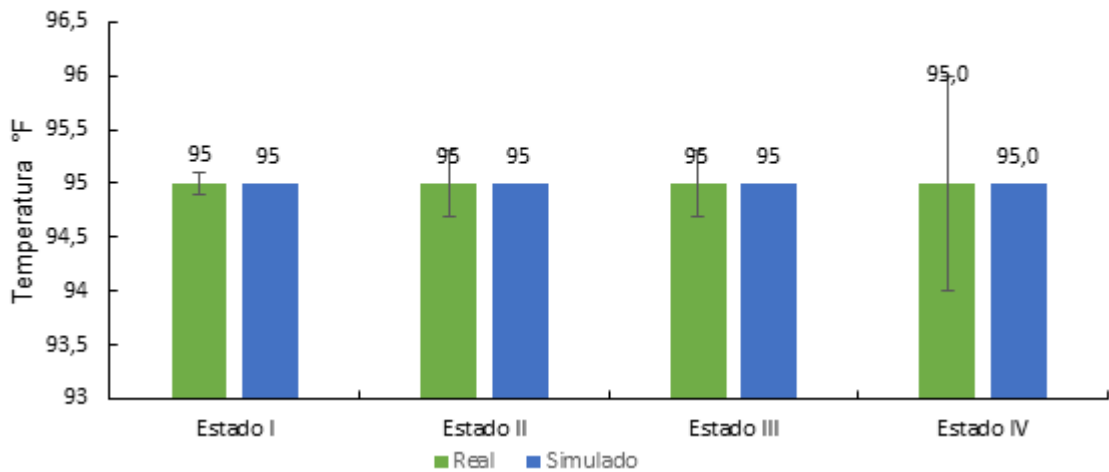


Figura 16. TI03067 Temperatura de Olefinas producto con su desviación estándar confrontado con los resultados de la simulación.



De la confrontación realizada entre los valores simulados y los reales para las variables de salida consideradas, se puede observar que los resultados del simulador están dentro de las desviaciones estándar obtenidas para los valores reales. Las diferencias encontradas para las variables son relativamente bajas considerando los valores de operación. Por ejemplo, la temperatura de salida de gasolina producto (TI03066) presenta una diferencia máxima de 6°F, comparando la Temperatura del plato 25 de la columna (TI03006) una diferencia máxima equivalente a 6,5 °F (para valores de operación entre 90 y 300 °F), en el flujo de gasolina producto (FI03044) se presenta un valor máximo de diferencia de 202 BPD (con respecto a un valor de operación de 8000 BPD) y en el flujo de Olefinas producto de la cima un valor máximo de 60 BPD. Una de las variables más controladas de la columna de destilación en condiciones reales es la Temperatura de cima (TI03012), la cual registra diferencias máximas equivalentes a 0,9°F; lo cual arroja un comportamiento del simulador cercano al proceso real. El éxito de

los resultados de la simulación están asociados al análisis de datos que se realizó previamente utilizando la prueba de interpolación Polinomial PIT con la cual se pudo escoger un correcto estado estacionario; adicional a la correcta elección del método termodinámico (Peng–Robinson, PR) el cual es ideal para sistemas con Hidrocarburos altamente no ideales.

Terminado el anterior análisis se confirma la capacidad de la simulación para predecir condiciones de operación en estado estacionario para la torre T-305, señalando que los 4 casos analizados correspondieron a diferentes escenarios de volúmenes de carga, composiciones, temperaturas, fortaleciendo esta verificación en estado estacionario.

4.2. ADAPTACIÓN DEL SIMULADOR A CONDICIONES DE ESTADO TRANSITORIO.

En esta sección se presenta y se discuten los resultados obtenidos en la transición de la simulación de un estado estacionario a un estado transitorio o dinámico, partiendo por la especificación de los de los principales equipos de retención de líquido, seguido de las principales válvulas de control asociadas a este sistema. En las Tablas 8 y 9 se presentan las especificaciones de dimensionamiento para la columna debutanizadora T305 y el tambor de cima D309, requerida por el simulador.

Tabla 8. Resumen de especificaciones actuales de la torre debutanizadora T305.

ITEM	T305
SERVICIO	DEBUTANIZADORA
TAMAÑO	6 in diámetro interno y 71 in de altura
ESPESOR	9/16"
No. DE PLATOS	28
ESP. ENTRE PLATOS	2'0"
CAPS POR PLATO (BUBLE CAPS)	37
PR. DISEÑO (PSIG)	125
T° DISEÑO (°F)	380
PRES. OPERACIÓN (PSIG)	74

Fuente: construcción basada en planos mecánicos de torre debutanizadora T305 (Detalle Mecánico de Equipos cracking Modelo IV).

Tabla 9. Resumen de especificaciones actuales del tambor de reflujo D309.

ITEM	D309
SERVICIO	TAMBOR DE REFLUJO
TAMAÑO	6 in diámetro interno y 18 in de largo
ESPESOR	9/16"
PR. DISEÑO (PSIG)	125
T° DISEÑO (°F)	150
PRES. OPERACIÓN (PSIG)	74
T° OPERACION (°F)	117

Fuente: basada en revisión documental (Detalle Mecánico de Equipos cracking Modelo IV).

Antes de la migración del modelo desarrollado en estado estacionario a estado dinámico se especificaron cada uno de los elementos finales de control (válvulas) con sus respectivos parámetros. En la Tabla 10 se presentan los parámetros básicos que fueron utilizados para especificar las válvulas en el *software*.

Tabla 10 Parámetros de válvulas que manejan líquido A), Parámetros de válvulas que manejan vapor de agua B) y Parámetros de válvulas que manejan gas C) pertenecientes al sistema de la torre debutanizadora T305.

A)

Identificación de la válvula	Flujo (bls/día)	Coefficiente de flujo CV	Diferencial de presión (Psi)	Presión de entrada (Psig)	Densidad relativa
FV03012	11109	20,2	185	289	0,719
FV03013	5960	16,2	63	160	0,547
LV03022	2640	10,6	29	160	0,547
LV03023	7780	38,9	27	145	0,794

B)

Identificación de la válvula	Flujo (LB/H)	Coefficiente de flujo CV	Diferencial de presión (Psi)	Presión de entrada (Psig)	Tsh (°F)
TV03006	11109	20,2	185	289	0,719

Tsh: Recalentamiento del vapor respecto de las condiciones de saturación (°F).

C)

Identificación de la válvula	Flujo (LB/H)	Coefficiente de flujo CV	Diferencial de presión (Psi)	Presión de entrada (Psig)	Temperatura de entrada (°F)	Densidad relativa	Cf
PV03004A	991000	10,9	10	82	129	1,5	0,85
PV03004B	28258	30	8	82	129	2,08	0,85

Cf: Factor crítico de flujo.

Una vez estuvo completamente especificado el estado estacionario se realizó una exportación controlada por presión “*P Driven Dyn Simulation*” bajo las premisas de tener presiones de carga y productos especificadas, flujos obtenidos a través de cambios de presiones, uso de equipos con caída de presión como válvulas. Una vez exportada la simulación, se configuraron los diferentes sensores de presión, de temperatura y de flujo. En la Tabla 11 se presentan los diferentes sensores que conforman el sistema de la T305.

Tabla 11. Sensores de presión, temperatura y flujos que conforman la T305.

Sensor o indicador	Objetivo
TI12	Temperatura de salida de gases de cima
PI04	Presión del D309 Drum de reflujo o cima
TI65	Temperatura de reflujo a la torre
TI49	Temperatura de entrada de carga
FI45	Flujo de salida de destilado cima
FI44	Flujo producto de gasolina fondo
TI67	Temperatura de salida de destilado cima
TI66	Temperatura salida de gasolina fondo

A fin de simular las condiciones presentes de la torre debutanizadora se incorporaron las estrategias de control actuales del sistema así como sus parámetros de control respectivos. En la Tabla 12 se muestra un resumen de los objetivos de control y parámetros integrados en la simulación.

Una vez realizadas las modificaciones anteriormente mencionadas en el simulador y posteriormente exportado al paquete Aspen Dynamics se obtiene como resultado un nuevo simulador en estado dinámico. En la Figura 18 se muestra una imagen de interface de simulación en Aspen Plus Dynamics de la torre debutanizadora de la U-300.

Tabla 12. Objetivos de control A) y Parámetros de los controladores B) asociados al sistema de la torre debutanizadora T305.

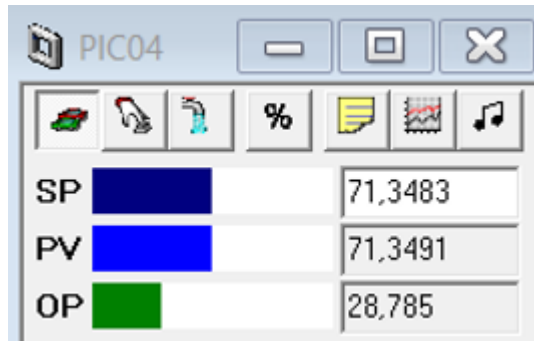
A)

Lazo de control	Objetivo de control
PIC04	Control de presión del tambor de reflujo
LIC22	Control de nivel del tambor de reflujo
FIC13	Control de reflujo de la columna
TIC06	Control de temperatura de la columna
LIC23	Control de nivel de la columna

B)

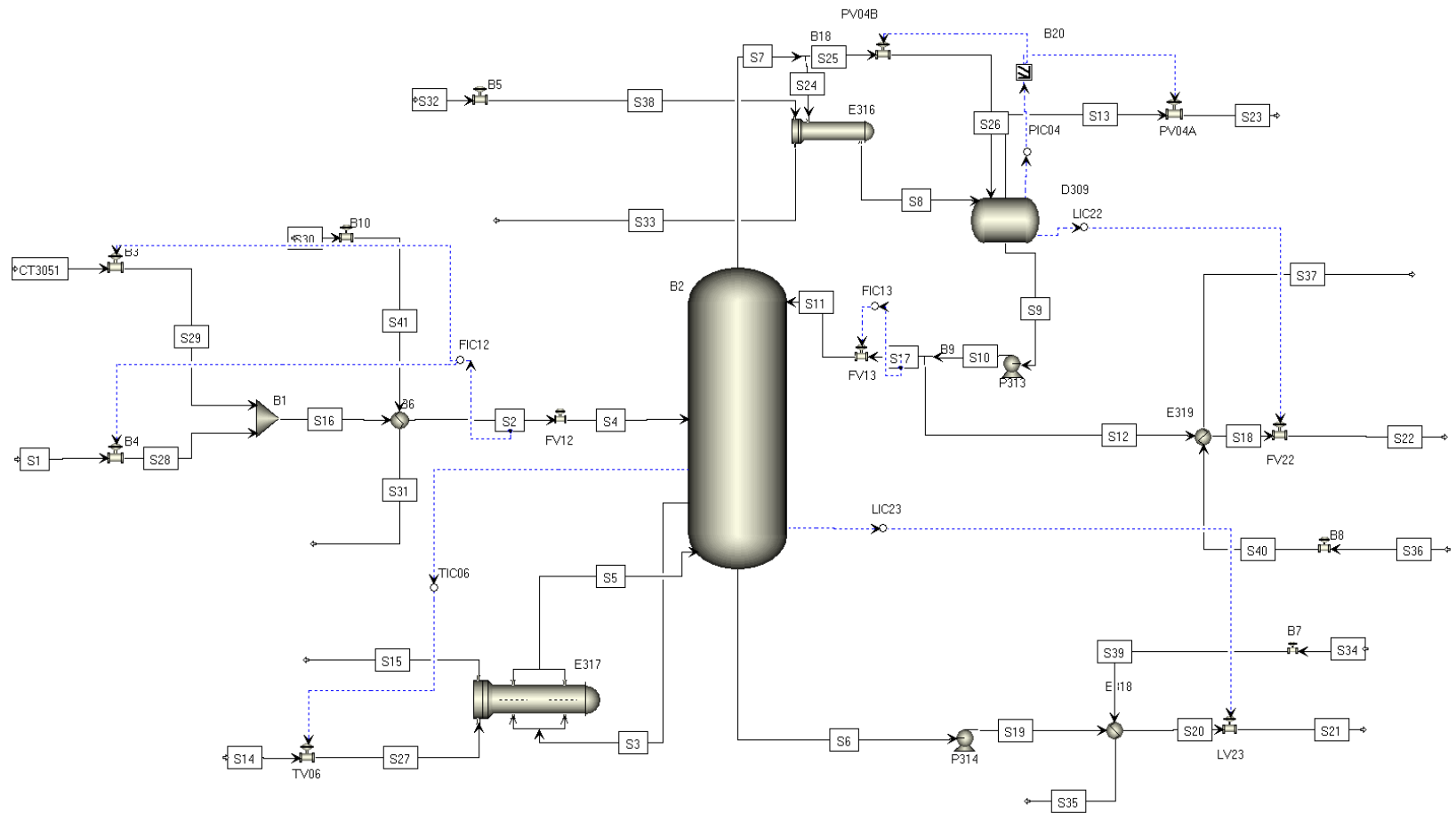
Lazo de control	de Tipo control	de Ganancia proporcional (%)	Tiempo integral (min)	Tiempo derivativo (min)	Tipo de acción
PIC04	PI	20	12	0	Directa
LIC22	PI	2	9999	0	Directa
FIC13	PI	0,5	0,3	0	Inversa
TIC06	PID	11,19	54,4	0	Inversa
LIC23	PI	2	9999	0	Directa

Figura 17. Overlay configurado en el simulador Aspen Plus.



La Figura 17 muestra la interfaz amigable e intuitiva que utiliza el simulador una vez es configurado un lazo de control tipo PI.

Figura 18: Simulador en estado dinámico construido para de la torre debutanizadora T305 de la Refinería Barrancabermeja utilizando Aspen Plus dynamics.



4.3. ESTUDIO DE LA RESPUESTA DINÁMICA DEL SISTEMA EN LAZO CERRADO.

En esta sección se presenta y se discuten los resultados obtenidos durante las pruebas realizadas al simulador en estado dinámico, partiendo por la construcción de gráficas producto de la respuesta a perturbaciones realizadas en el sistema real (septiembre 2016) el cual a la fecha ha superado un ciclo de operación mayor a 4 años, confrontadas con las gráficas obtenidas al realizar las mismas perturbaciones en la simulación previamente verificada en estado estacionario con datos del 2014.

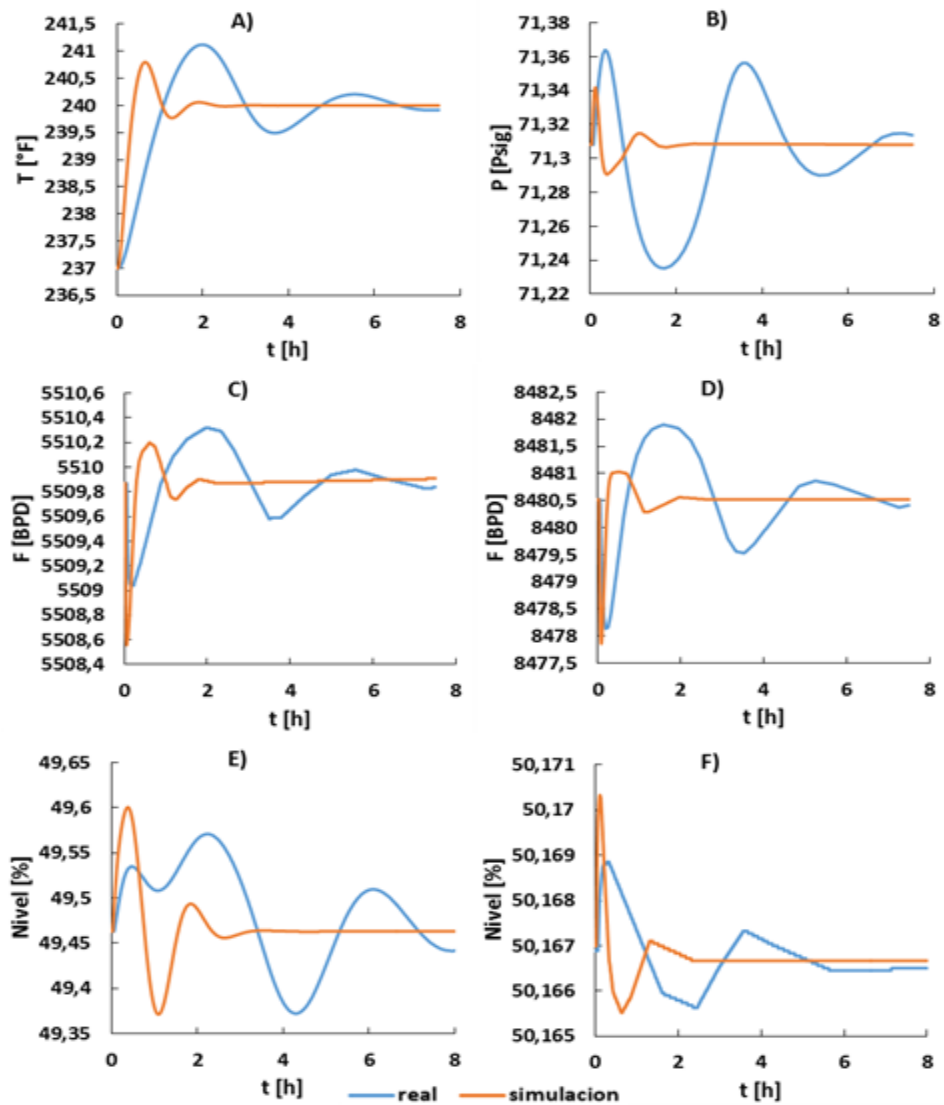
Para evaluar el comportamiento de los distintos lazos de control incorporados, se realizaron tres perturbaciones (presión, temperatura, reflujo) sobre el sistema que en la actualidad son decisivas en el comportamiento del mismo. Para un mejor entendimiento de las perturbaciones, el análisis se dividió en variables de respuesta controladas y luego las que no lo son. Adicionalmente, es de aclarar que las perturbaciones realizadas en el entorno real son del mes de agosto de 2016 fecha a la cual la unidad está a final de corrida preparándose para una parada programada donde se contempla la limpieza de esta torre. Las perturbaciones realizadas son las que un operador de pantalla realiza cotidianamente sin causar afectación al proceso, la seguridad y la infraestructura.

En las figuras presentadas se ajustaron las escalas del eje vertical para facilitar la visualización de la respuesta dinámica del proceso.

4.3.1. Incremento en la temperatura del fondo de la columna TIC03006. En las Figura 19 y 20 se puede observar el comportamiento de las variables controladas y no controladas del sistema ante un incremento del *setpoint* de 237°F a 240 °F en

el control de temperatura del fondo de la columna (TIC03006) equivalente a un 1,25 %.

Figura 19: Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.



Una vez realizado el cambio en el set point en el control de temperatura del fondo de la columna T103006, se observa como el sistema de control hace que la temperatura se incremente siguiendo un comportamiento subamortiguado (oscilatorio) (Figura 19A). Este comportamiento es ocasionado por las variaciones de vapor de alimentación al rehervidor, las cuales duran mientras se alcanza el nuevo valor de estado estacionario ubicado sobre el nuevo *setpoint* asignado; error de estado estacionario de cero gracias a que el controlador *Feedback* tiene implementado el modo integral. Esta variación de la temperatura genera cambios en la presión de la columna PIC03004 (Figura 19B), por ejemplo, un aumento de ella produce un aumento en la vaporización de gases de fondos y con esto un aumento en esta presión, la cual llega también a estabilizarse en su *setpoint* ya que cuenta con un controlador *Feedback* con modo integral. Estas variaciones generan cambios en otras variables de proceso como en los flujos de reflujo, carga a la torre, nivel del tambor de reflujo y nivel del fondo de la torre (Figuras 19 C a la F), que puesto que cada una están bajo control *Feedback* con modo integral se estabilizan en su respectivo *setpoint*.

La resume las variaciones máximas presentadas por las variables con respecto al valor final de estabilización tanto en el escenario real como simulado, encontrando una reproducción del comportamiento del entorno real en el simulador.

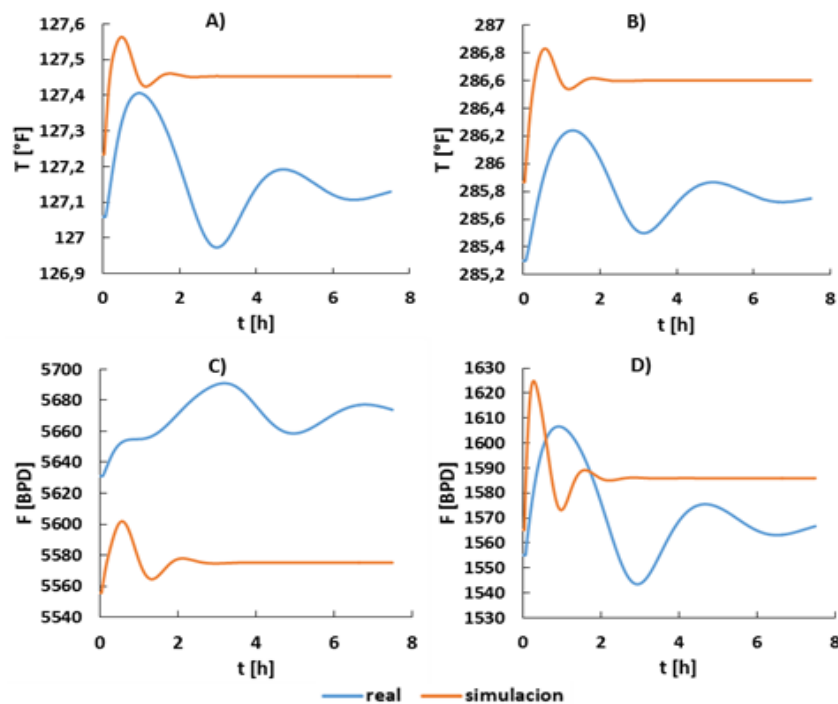
Tabla 13. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Variación registrada	Variación Máxima	Unid	Variación Máxima (%)	Tiempo de estabilización (h)
19A	TIC03006	Real	240	241,121	1,121	°F	0,465	6
		Simulado	240	240,8	0,8	°F	0,332	2
19B	PIC03004	Real	71,3	71,36	0,06	psig	0,084	6
		Simulado	71,3	71,34	0,04	psig	0,056	2
19C	FIC03013	Real	5509,87	5509,04	0,83	BPD	0,015	8
		Simulado	5509,87	5508,56	1,31	BPD	0,024	2
19D	FIC03012	Real	8480,5	8478,14	2,36	BPD	0,028	8
		Simulado	8480,5	8477,86	2,64	BPD	0,031	2
19E	LIC03022	Real	49,463	49,572	0,109	%	0,220	8
		Simulado	49,463	49,572	0,137	%	0,276	2
19F	LIC03023	Real	50,166	50,168	0,002	%	0,004	6
		Simulado	50,166	50,17	0,004	%	0,008	3

Para todas estas variables, la simulación prevé tiempos de estabilización menores. Este menor tiempo logrado por el simulador podría relacionarse con aspectos que no fueron considerados para la simulación como lo son: el nivel de ensuciamiento en internos de la torre y equipos anexos, el ensuciamiento causado por el alto contenido de azufre proveniente de la carga a la unidad de ruptura catalítica junto con las cargas externas provenientes de unidades topping, generando pérdidas de energía en cualquiera de los equipos pertenecientes a este sistema al reducir la eficiencia del condensador y rehervidor, al igual que en los instrumentos como sensores de temperatura y presión, los cuales son sistemas que modifican su dinámica de respuesta con el tiempo de uso, debido al envejecimiento y ensuciamiento. Sin embargo, es de resaltar que las respuestas dinámicas obtenidas con la simulación presentan dinámicas similares en sus variables con respecto a los datos reales a pesar de haber realizado las perturbaciones en un periodo excedido a un ciclo de operación mayor a 4 años.

En la Figura 20 se puede observar como el incremento en la temperatura del fondo de la columna (presentada anteriormente) genera cambios en otras variables de respuesta (no controladas). Por ejemplo, en la Figura 20A se evidencian cambios en la temperatura de salida de cima, ocasionado por las variaciones en la temperatura de salida del fondo de la torre. Para este caso, el valor final de estabilización es diferente al del anterior estado estacionario (aumenta) debido a que esta variable no es controlada y está directamente relacionada con la temperatura de salida del rehervidor. Este comportamiento es seguido por otras variables de respuesta como las que se muestran en las Figuras 20B a la D.

Figura 20. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.



La resume las variaciones máximas presentadas durante su respuesta dinámica antes de estabilizarse, encontrando rangos pequeños de variación entre el entorno real y el simulado. Igualmente, se observa que las simulación predice tiempos de estabilización menores a los encontrados en la realidad, como ocurrió para las variables controladas.

Tabla 14. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Variación registrada	Variación Máxima	Unid	Variación Máxima (%)	Tiempo de estabilización (h)
20A	TI03041	Real	285,3	286,24	0,94	°F	0,328	6
		Simulado	285,3	286,83	1,53	°F	0,533	2
20B	TI03012	Real	127	127,406	0,406	°F	0,319	7
		Simulado	127	127,563	0,563	°F	0,441	2
20C	FI03044	Real	5631	5691,02	60,02	BPD	1,055	6
		Simulado	5555	5601,88	46,88	BPD	0,837	3
20D	FI03045	Real	1555	1606,67	51,67	BPD	3,216	6
		Simulado	1565	1624,9	59,9	BPD	3,686	3

En la Tabla 15 se muestran los valores finales junto con la diferencia entre el nuevo y el antiguo estado estacionario. Para estas diferencias, se observan valores del mismo orden de magnitud entre la simulación y los datos reales, lo que genera valores finales de estabilización simulados bastante cercanos a los obtenidos en la realidad. Por ejemplo, diferencias de máximo 1°F en la temperatura de salida de cima de la torre y diferencias menores de 100 BPD en el flujo producto de fondos de la torre.

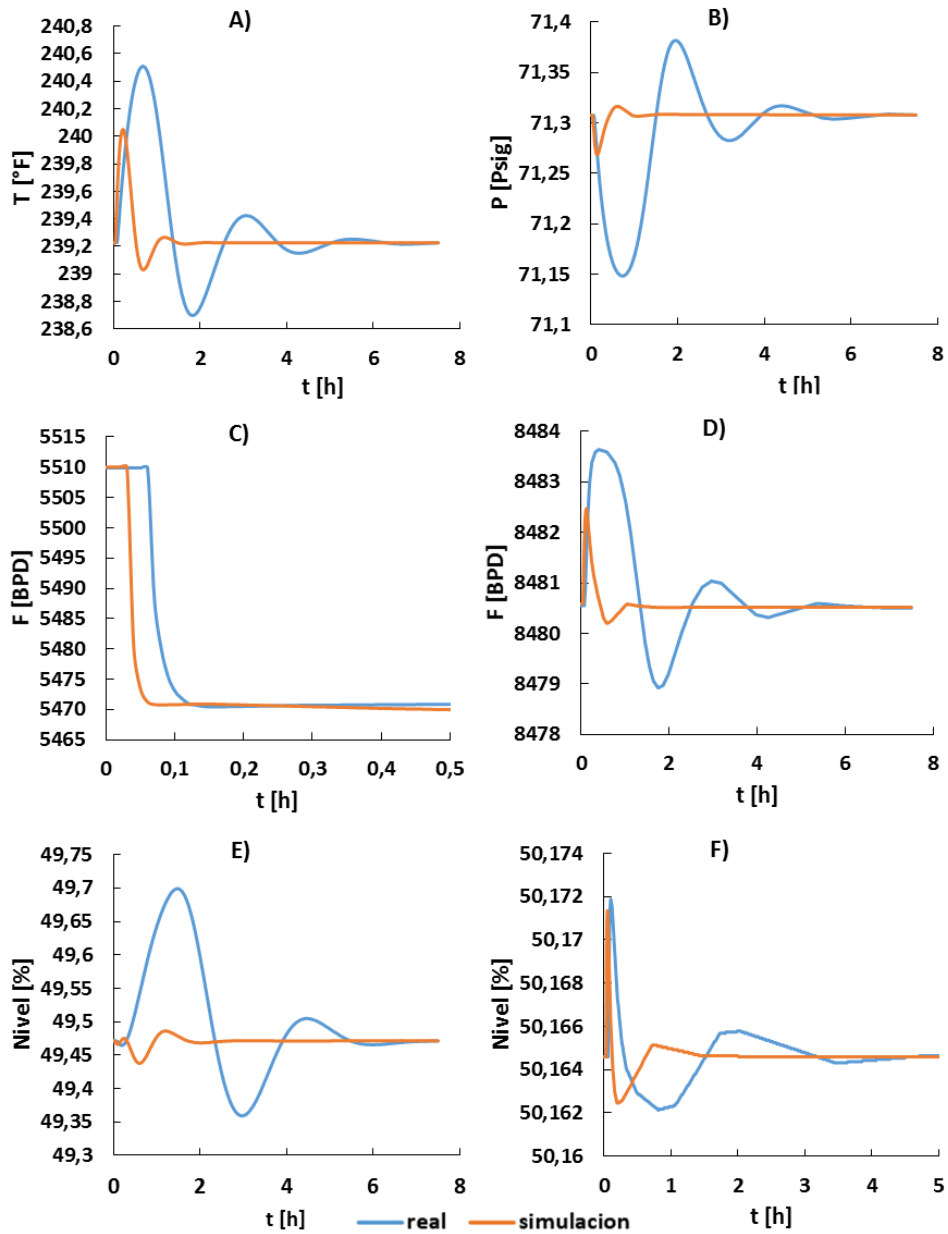
Tabla 15. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante un incremento de la temperatura de fondo de la columna TIC03006.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Valor final	Diferencia	Unid	Respuesta Final
20A	TI03041	Real	285,3	285,749	0,449	°F	Aumentó
		Simulado	285,3	286,601	1,301	°F	Aumentó
20B	TI03012	Real	127	127,13	0,13	°F	Aumentó
		Simulado	127	127,453	0,453	°F	Aumentó
20C	FI03044	Real	5631	5673,9	42,9	BPD	Aumentó
		Simulado	5555	5575,19	20,19	BPD	Aumentó
20D	FI03045	Real	1555	1566,71	11,71	BPD	Aumentó
		Simulado	1565	1585,93	20,93	BPD	Aumentó

4.3.1. Disminución en el reflujo de la columna FIC03013. En las Figura 21 y 22 se puede observar el comportamiento de las variables controladas y no controladas del sistema ante una disminución del *setpoint* de 5510 BPD a 5470 BPD en el control de reflujo de la columna (FIC03013), equivalente a un 0,73 %.

Una vez realizado el cambio en el *setpoint* en el control de reflujo de cima FIC03013, se observa como el sistema de control hace que flujo disminuya siguiendo un comportamiento no oscilatorio (sobreamortiguado) (Figura 21C). Este comportamiento es ocasionado por la restricción al fluido realizado por la válvula de control, y se mantiene hasta alcanzar el nuevo valor de estado estacionario ubicado sobre el nuevo *setpoint* asignado; error de estado estacionario de cero gracias a que el controlador *Feedback* tiene implementado el modo integral.

Figura 21. Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.



Esta variación en el flujo de reflujo genera cambios en la temperatura de fondo de la columna TIC03006 (Figura 21A), por ejemplo, una disminución en el reflujo hace que la cantidad de líquido que desciende en la columna disminuya, y con ello se aumente la temperatura en la columna (incluida la de los fondos). Este incremento de la temperatura de fondos se explica ya que hay menos líquido que pueda absorber el calor aportado por el rehervidor. Esta temperatura en los fondos llega también a estabilizarse en su *setpoint* ya que cuenta con un controlador *Feedback* con modo integral. Como en el caso anterior, estas variaciones generan cambios en otras variables de proceso como en los flujos de carga a la torre, nivel del tambor de reflujo y nivel del fondo de la torre (Figuras 21 B a la F), que puesto que cada una están bajo control *Feedback* con modo integral se estabilizan en su respectivo *setpoint*.

La Figura 22 resume las variaciones máximas presentadas por las variables con respecto al valor final de estabilización tanto en el escenario real como simulado, encontrando porcentajes de variación pequeños, lo que indica una buena predicción del simulador para esta perturbación.

Al igual que en el ejercicio anterior para todas estas variables, la simulación prevé tiempos de estabilización menores. Como se mencionó en la sección 4.3.1, esta mayor velocidad de respuesta obtenida por el simulador estaría relacionada con aspectos no incluidos en la simulación, ya mencionados anteriormente, en especial el ensuciamiento de internos de la torre y de la instrumentación. Sin embargo, es de resaltar nuevamente que las respuestas obtenidas con la simulación presentan dinámicas similares en sus variables con respecto a los datos reales.

Figura 22. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Variación registrada	Variación Máxima	Unid	Variación Máxima (%)	Tiempo de estabilización (h)
21A	TIC03006	Real	239,22	240,51	1,29	°F	0,536	6
		Simulado	239,22	240,05	0,83	°F	0,346	2
21B	PIC03004	Real	71,3	71,1483	0,1517	psig	0,213	6
		Simulado	71,3	71,2684	0,0316	psig	0,044	2
21C	FIC03013	Real	5470	5469,53	0,47	BPD	0,009	0,1
		Simulado	5470	5469,83	0,17	BPD	0,003	0,2
21D	FIC03012	Real	8480,5	8483,64	3,14	BPD	0,037	6
		Simulado	8480,5	8482,47	1,97	BPD	0,023	2
21E	LIC03022	Real	49,463	49,69896	0,23596077	%	0,475	6
		Simulado	49,463	49,69896	0,02314954	%	0,047	2
21F	LIC03023	Real	50,166	50,17186	0,00586171	%	0,012	4
		Simulado	50,166	50,17131	0,0053149	%	0,011	2

En la Figura 22 se puede observar como la disminución en el flujo de reflujo (presentada anteriormente) genera cambios en otras variables de respuesta (no controladas). Por ejemplo, en la Figura 22A se evidencian cambios en la temperatura de salida de cima, ocasionado por las variaciones en la temperatura de salida del rehervidor del fondo de la torre. Para este caso el valor final de estabilización es diferente al del anterior estado estacionario (disminuye) debido a que esta variable no es controlada y está directamente relacionada con los cambio de vaporización en la torre. Este comportamiento es seguido por otras variables de respuesta como las que se muestran en las Figuras 22B a la D.

La Figura 23 se muestran las variaciones máximas presentadas durante su respuesta dinámica antes de estabilizarse, encontrando rangos pequeños de variación entre el entorno real y el simulado. Igualmente, se observa que la

simulación predice tiempos de estabilización menores a los encontrados en la realidad, como ocurrió anteriormente para las variables controladas.

Figura 23. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.

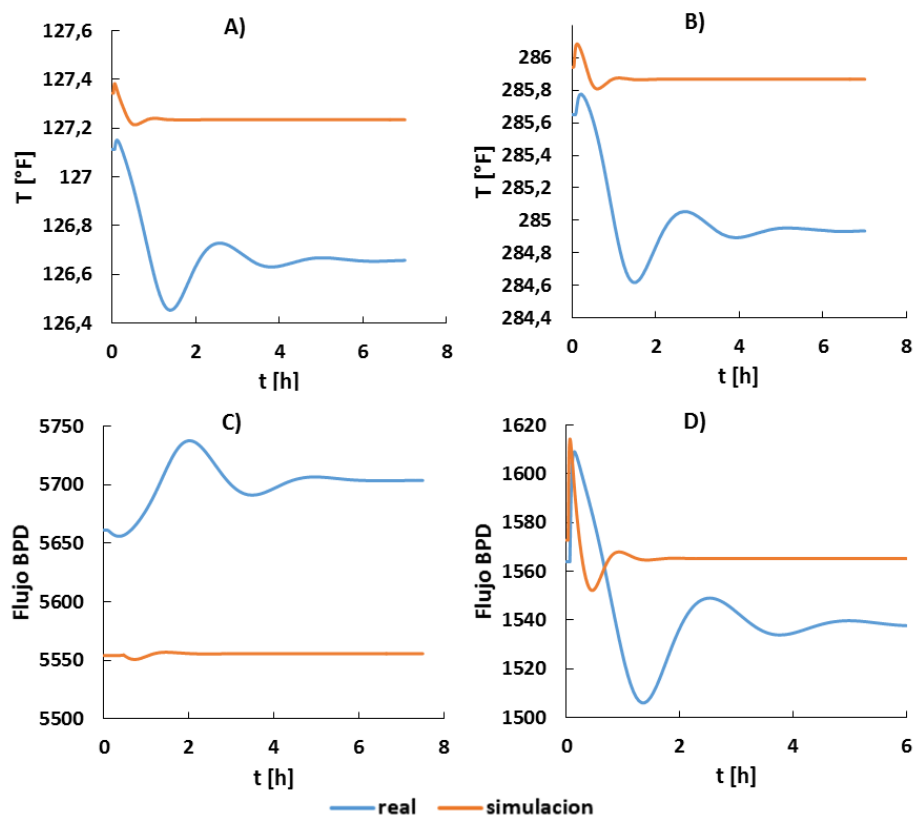


Tabla 16. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Variación registrada	Variación Máxima	Unid	Variación Máxima (%)	Tiempo de estabilización (h)
22A	TI03041	Real	285,3	284,618	0,682	°F	0,240	4
		Simulado	285,9	285,809	0,091	°F	0,032	1,5
22B	TI03012	Real	127	126,453	0,547	°F	0,433	4
		Simulado	127	127,214	0,214	°F	0,168	1,5
22C	FI03044	Real	5631	5737,69	106,69	BPD	1,859	4
		Simulado	5555	5564,19	9,19	BPD	0,165	1
22D	FI03045	Real	1555	1609,05	54,05	BPD	3,359	6
		Simulado	1572	1614,19	42,19	BPD	2,614	2

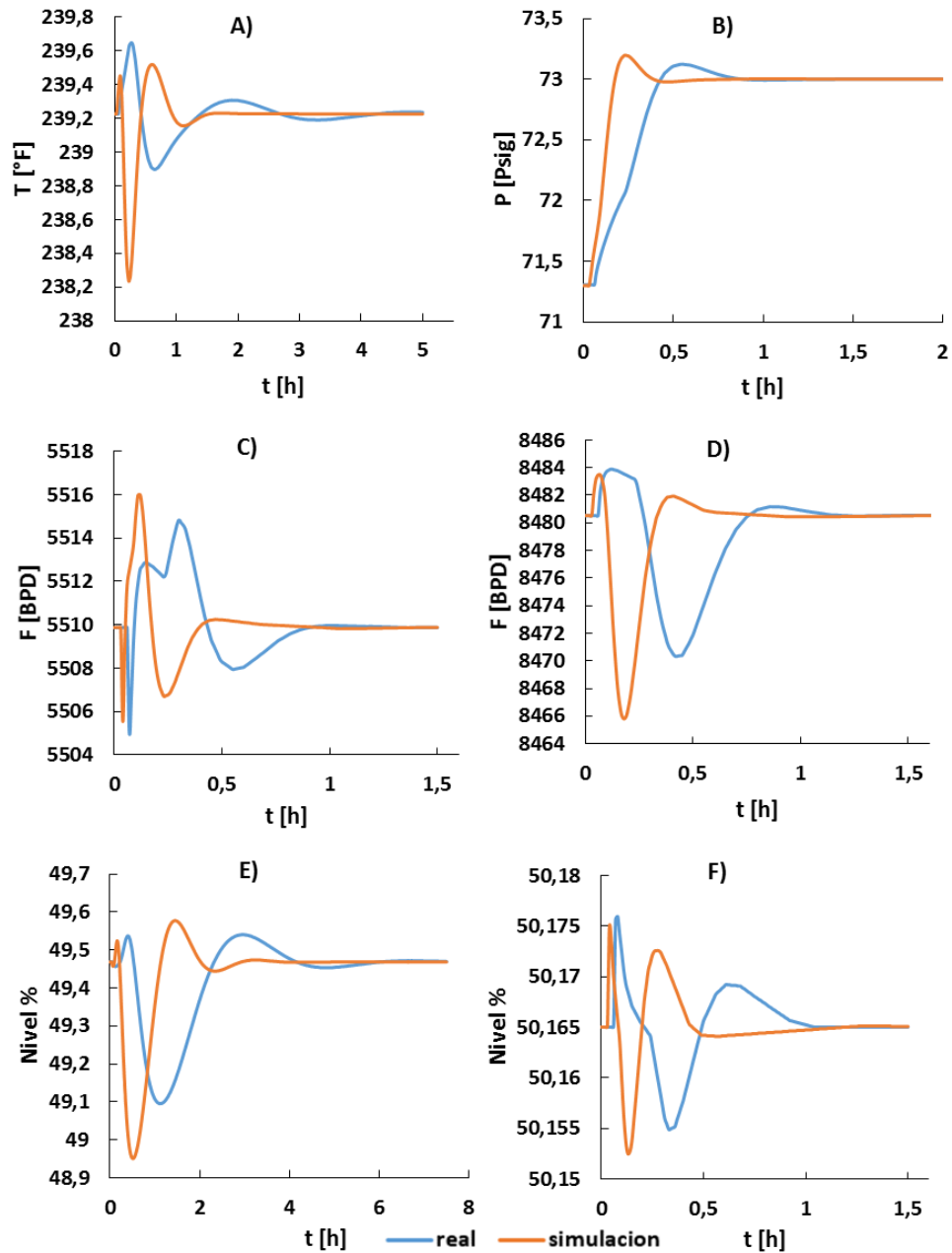
En la Tabla 17 se muestran los valores finales junto con la diferencia entre el nuevo y el antiguo estado estacionario. Para estas diferencias, se observan valores del mismo orden de magnitud entre la simulación y los datos reales, lo que genera valores finales de estabilización simulados bastante cercanos a los obtenidos en la realidad; a excepción del flujo producto de fondos el cual reporta una diferencia en el retorno real mayor que en el simulado de 72 BPD y 0,75 BPD, respectivamente, lo cual estaría representando tan solo un 1,2% de la variación considerando flujos de 5700 BPD. Por ejemplo, diferencias de máximo 0,5 °F en la temperatura de salida de cima de la torre y diferencias menores de 80 BPD en el flujo producto de fondos de la torre.

Tabla 17. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante una disminución en el reflujo de la columna FIC03013.

Fig.	Variable	Escenario	Valor inicial	Valor final	Diferencia	Unid	Respuesta Final
22A	TI03041	Real	285,3	284,939	0,361	°F	Disminuyó
		Simulado	285,9	285,868	0,032	°F	Disminuyó
22B	TI03012	Real	127	126,659	0,341	°F	Disminuyó
		Simulado	127,34	127,234	0,106	°F	Disminuyó
22C	FI03044	Real	5631	5703,69	72,69	BPD	Aumentó
		Simulado	5555	5555,75	0,75	BPD	Aumentó
22D	FI03045	Real	1555	1538,36	16,64	BPD	Disminuyó
		Simulado	1572	1565,22	6,78	BPD	Disminuyó

4.3.2. Incremento de la presión de la columna PIC03004. En las Figura 23 y 24 se puede observar el comportamiento de las variables controladas y no controladas en la T305 ante un incremento de la presión de la columna (PIC03004) en su *setpoint* de 71.3 Psig a 73 Psig, equivalente a un 2,32 %. Una vez realizado el cambio en el *setpoint* en el control de presión de la columna PIC03004, se observa como el sistema de control hace que la presión se incremente siguiendo un comportamiento monótono con *Overshoot* (indica que la variable antes de estabilizarse aumenta su valor por encima de su valor final de estabilización) (Figura 23B). Este comportamiento es ocasionado por la presencia de ceros en la función de transferencia teórica que relaciona a las variables involucradas, debido a una dinámica de respuesta compleja.

Figura 24. Variables de proceso Controladas A) TI03006 Control de temperatura del plato 25, B) PIC03004 Control de presión del D309, C) FIC03013 Control de reflujo, D) FIC03012 Control de flujo de carga a la torre, E) LI03022 Nivel del D309, F) LI03023 Nivel del fondo de la torre. Confrontación de perturbación real contra los resultados de la simulación.



Con respecto al valor final de estabilización se confirma la capacidad del sistema de control para llevar dicha variable al nuevo *setpoint*. Este incremento se consigue abriendo la válvula (PV03004B) que desvía el flujo de gases que pasan por el condensador de cima, la cual actúa reduciendo la condensación en él. El nuevo valor de presión se ubica sobre el nuevo *setpoint* asignado; error de estado estacionario de cero asociado a que el controlador *Feedback* también tiene implementado el modo integral.

Esta variación de la presión genera cambios en la temperatura de fondo de la columna TIC03006 (Figura 23A), por ejemplo, un aumento en la presión de la columna produce un aumento en el perfil de temperatura de la columna (incluyendo la de los fondos) que rápidamente es contrarrestado por el sistema de control de Temperatura de fondos quien en el proceso manipula el flujo de vapor en el rehervidor, haciendo que la temperatura caiga rápidamente. Se observa igualmente que a dicho sistema de control se le facilita el control de la temperatura una vez la presión alcanzó el valor final de estabilización. Igual que en las secciones anteriormente mencionadas el control llegará nuevamente a estabilizarse en su *setpoint* ya que cuenta con un controlador *Feedback* con modo integral. Estas variaciones generan cambios en otras variables de proceso como en los flujos de reflujo, carga a la torre, nivel del tambor de reflujo y nivel del fondo de la torre (Figuras 23 C a la F), que puesto que cada una están bajo control *Feedback* con modo integral se estabilizan en su respectivo *setpoint*.

La Tabla 18 resume las variaciones máximas presentadas por las variables con respecto al valor final de estabilización, tanto en el escenario real como simulado, encontrando nuevamente porcentajes de variación pequeños, lo que indica una buena predicción del simulador para esta perturbación.

Tabla 18. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.

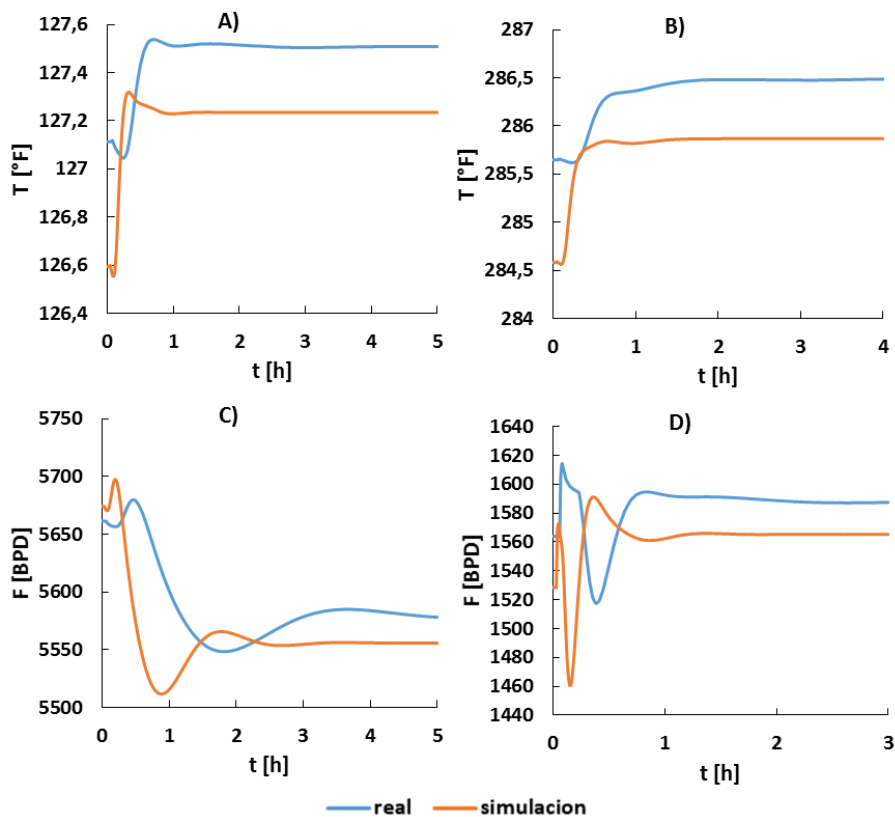
Fig	Variable	Escenario	Valor inicial	Variacion registrada	Variacion Maxima	Unid	Variacion Maxima (%)	Tiempo de estabilizacion (h)
23 ^a	TIC03006	Real	239,22	239,649	0,429	°F	0,179	3
		Simulado	239,22	238,234	0,986	°F	0,414	1,5
23B	PIC03004	Real	73	73,1234	0,1234	Psig	0,169	1
		Simulado	73	73,1976	0,1976	Psig	0,270	0,5
23C	FIC03013	Real	5509,87	5514,83	4,96	BPD	0,090	1
		Simulado	5509,87	5515,99	6,12	BPD	0,111	1
23D	FIC03012	Real	8480,5	8470,32	10,18	BPD	0,120	1,2
		Simulado	8480,5	8465,8	14,7	BPD	0,174	0,7
23E	LIC03022	Real	49,463	49,09511	0,368	%	0,749	5
		Simulado	49,463	49,09511	0,512	%	1,047	3
23F	LIC03023	Real	50,166	50,15491	0,011	%	0,022	1
		Simulado	50,166	50,1525	0,013	%	0,027	0,5

Al igual que en los ejercicios presentados anteriormente para todas estas variables, la simulación prevé tiempos de estabilización menores. Como se mencionó en la sección 4.3.1 esta mayor velocidad de respuesta obtenida por el simulador sigue estando relacionada con aspectos no incluidos en la simulación, ya mencionados anteriormente, en especial el ensuciamiento de internos de la torre y de la instrumentación. Sin embargo, nuevamente las respuestas obtenidas con la simulación presentan dinámicas similares en sus variables con respecto a los datos reales lo cual refuerza la confiabilidad del simulador en dinámico.

En la Figura 24 se puede observar como el aumento en la presión de la columna (presentada anteriormente) genera cambios en otras variables de respuesta (no controladas). Por ejemplo, en la Figura 24A se evidencian cambios en la

temperatura de salida de cima, ocasionado por las variaciones en la condensación de cima.

Figura 25. Variables de proceso no Controladas A) TI03012 Indicación de temperatura de salida de cima, B) TI03041 Indicación de temperatura de salida del rehervidor, C) FIC03044 Indicación de flujo gasolina producto de fondo, D) FIC03045 Indicación de flujo de olefinas producto de cima.



Para este caso el valor final de estabilización es diferente al del anterior estado estacionario (aumenta) debido a que esta variable no es controlada y está directamente relacionada con los cambios en el perfil de temperaturas de la torre, generado por el cambio de presión de la torre. Las fluctuaciones durante la respuesta de esta variable se pueden explicar por el hecho que esta variable está

relacionada con la Temperatura de fondo pero por ser de respuesta más lenta (no posee sistema control) presenta una sensibilidad menor que la Temperatura en el fondo. Este comportamiento es seguido por otras variables de respuesta como las que se muestran en las Figuras 24B a la D.

La Tabla 19 muestra las variaciones máximas presentadas durante la respuesta dinámica antes de estabilizarse, encontrando nuevamente rangos pequeños de variación entre el entorno real y el simulado. Igualmente, se observa que la simulación predice tiempos de estabilización menores a los encontrados en la realidad, como ocurrió anteriormente para las variables controladas.

Tabla 19. Variaciones y tiempos de estabilización presentados en el comportamiento de las variables de proceso no controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.

Fig	Variable	Escenario	Valor inicial	Variación registrada	Variación Máxima	Unid	Variación Máxima (%)	Tiempo de estabilización (h)
24A	TI03041	Real	285,648	286,492	0,844	°F	0,295	1
		Simulado	284,581	285,868	1,287	°F	0,450	0,5
24B	TI03012	Real	127,113	127,538	0,425	°F	0,333	1,5
		Simulado	126,594	127,319	0,725	°F	0,569	1
24C	FI03044	Real	5661,38	5548,33	113,05	BPD	2,038	4
		Simulado	5674,15	5511,59	162,56	BPD	2,949	3
24D	FI03045	Real	1563,92	1517,5	46,42	BPD	3,059	1,5
		Simulado	1528,48	1460,62	67,86	BPD	4,646	1

En la Tabla 20 se muestran los valores finales junto con la diferencia entre el nuevo y el antiguo estado estacionario. Para estas diferencias, nuevamente se observan valores del mismo orden de magnitud entre la simulación y los datos reales, lo que genera valores finales de estabilización simulados bastante cercanos a los obtenidos en la realidad. Por ejemplo, diferencias de máximo 1,2 °F

en la temperatura de salida del rehervidor y diferencias menores de 120 BPD en el flujo producto de fondos de la torre.

Tabla 20. Valores finales de las variables de proceso no controladas ante un incremento en la presión de la columna PIC03004.

Fig	Variable	Escenario	Valor inicial	Valor final	Diferencia	Unid	Respuesta Final
24A	TI03041	Real	285,648	286,49	0,842	°F	Aumentó
		Simulado	284,581	285,868	1,287	°F	Aumentó
24B	TI03012	Real	127,113	127,507	0,394	°F	Aumentó
		Simulado	126,594	127,234	0,64	°F	Aumentó
24C	FI03044	Real	5661,38	5578,89	82,49	BPD	Disminuyó
		Simulado	5674,15	5555,73	118,42	BPD	Disminuyó
24D	FI03045	Real	1563,92	1588,32	24,4	BPD	Aumentó
		Simulado	1528,48	1565,22	36,74	BPD	Aumentó

Las tres situaciones presentadas anteriormente nos permiten concluir como cada una de las perturbaciones realizadas están asociadas directamente con el perfil de temperaturas de la torre, en especial con la temperatura de salida del rehervidor, la cual modifica toda la dinámica de cada controlador.

Al igual que la realidad, el simulador pudo reproducir cada comportamiento en los flujos de cima y fondo de la torre. Por ejemplo, un incremento en la temperatura de fondo aumentará el flujo de cima; una disminución en el flujo de reflujo disminuirá el flujo de cima e incrementará el flujo de fondos; un aumento en la presión de la torre aumentará el flujo de cima y disminuirá el flujo de fondos, estos tipos de ejercicios son prioritarios en un curso de formación de operadores que podrá facilitarse con la presente simulación dinámica.

4.4. EVALUACIÓN DE MODIFICACIONES AL SISTEMA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA OPERACIÓN Y CONTROL DE LA COLUMNA DEBUTANIZADORA.

En esta sección se presenta y discuten los resultados obtenidos durante las pruebas realizadas con el simulador en estado dinámico evaluando diferentes recomendaciones que se han formulado actualmente para mejorar el desempeño de la torre T305, al igual que se discuten las recomendaciones propuestas producto de la evaluación del sistema apoyado en la simulación dinámica.

4.4.1. Reemplazo de la válvula PV03004B globo por válvula Mariposa. Una de las modificaciones planteadas para este sistema es el reemplazo de la válvula (PV03004B) tipo globo por una válvula tipo mariposa, la cual ofrecería una menor caída de presión que desviaría más fácilmente gas para controlar la presión del sistema. Esta recomendación se emitió sin datos que respaldaran este cambio, por lo cual en este estudio se procede a evaluar si esta sugerencia permite mejorar el control de presión de la torre.

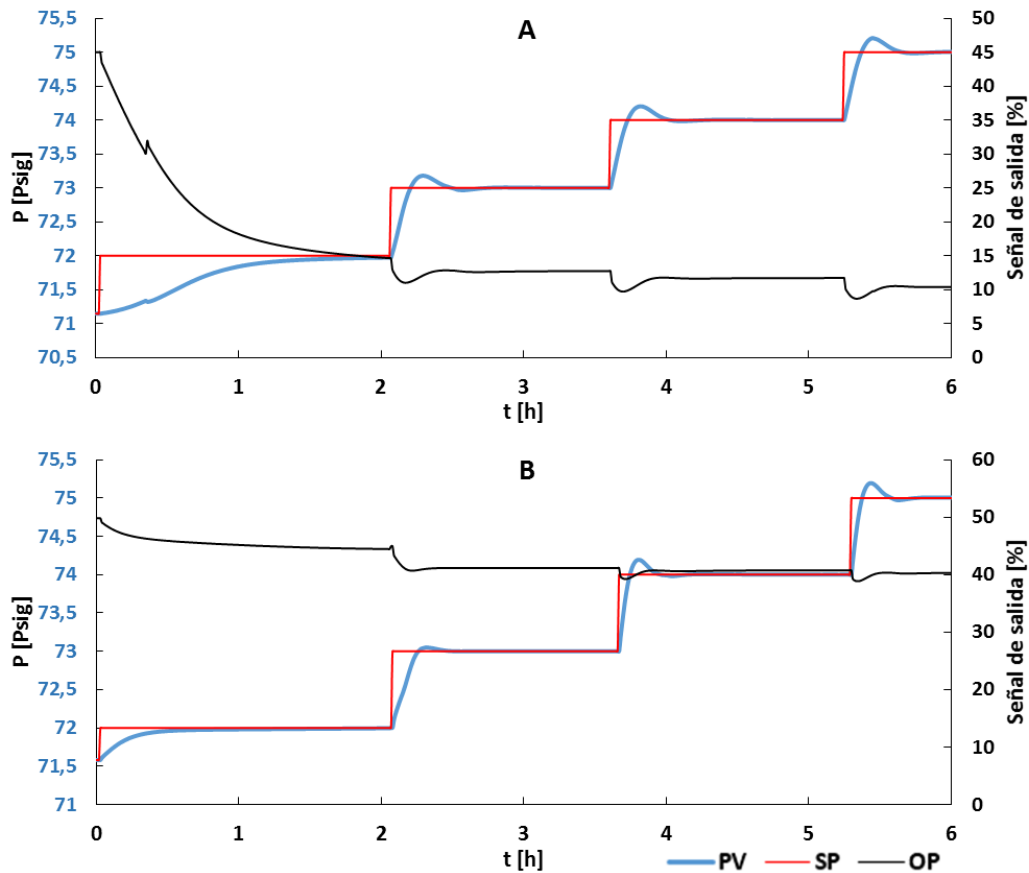
Se utilizaron dos simulaciones dinámicas, una configurada con la válvula tipo globo la cual está actualmente instalada y otra configurada con una válvula tipo mariposa proporcionada por el simulador. En este caso como la tubería es de 3 pulgadas se seleccionó una válvula del mismo diámetro con un coeficiente de flujo (Cv) de 208 LBH / PSI.

Se realizaron incrementos progresivos de 1 psig en el *setpoint* (entre 71 psig y 75 psig) en el control de presión de la columna (PIC03004), esperando la estabilidad del sistema con cada incremento. Las dos respuestas de las válvulas se compararon evaluando la operatividad de cada válvula y la respuesta dinámica

del sistema de control de presión. En la Figura 26 se puede observar que una vez realizado cada cambio en el *setpoint* en el control de presión de la columna se puede observar como el sistema de control hace que la presión se incremente. Este comportamiento es ocasionado por la disminución en la señal de salida del controlador la cual actúa abriendo la válvula (PV03004B) que desvía el flujo de gases que pasan por el condensador de cima, la cual actúa reduciendo la condensación en el. Este comportamiento dura mientras se alcanza el nuevo valor de estado estacionario ubicado sobre el nuevo *setpoint* asignado.

De la Figura 26 **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.**A se puede observar como el control actualmente instalado que tiene configurada la válvula tipo globo, mantiene su comportamiento ante cada incremento en su *setpoint*, a diferencia del control que implementa la válvula tipo Mariposa Figura 26 B, la cual cada vez que se realiza un incremento en su *setpoint* presenta una respuesta cada vez más rápida con sobrepasos en su respuesta cada vez mayores; Presentando una variación mínima en su señal de salida en comparación con la válvula globo, para llegar a un incremento en su presión de 75 psi en su *setpoint*.

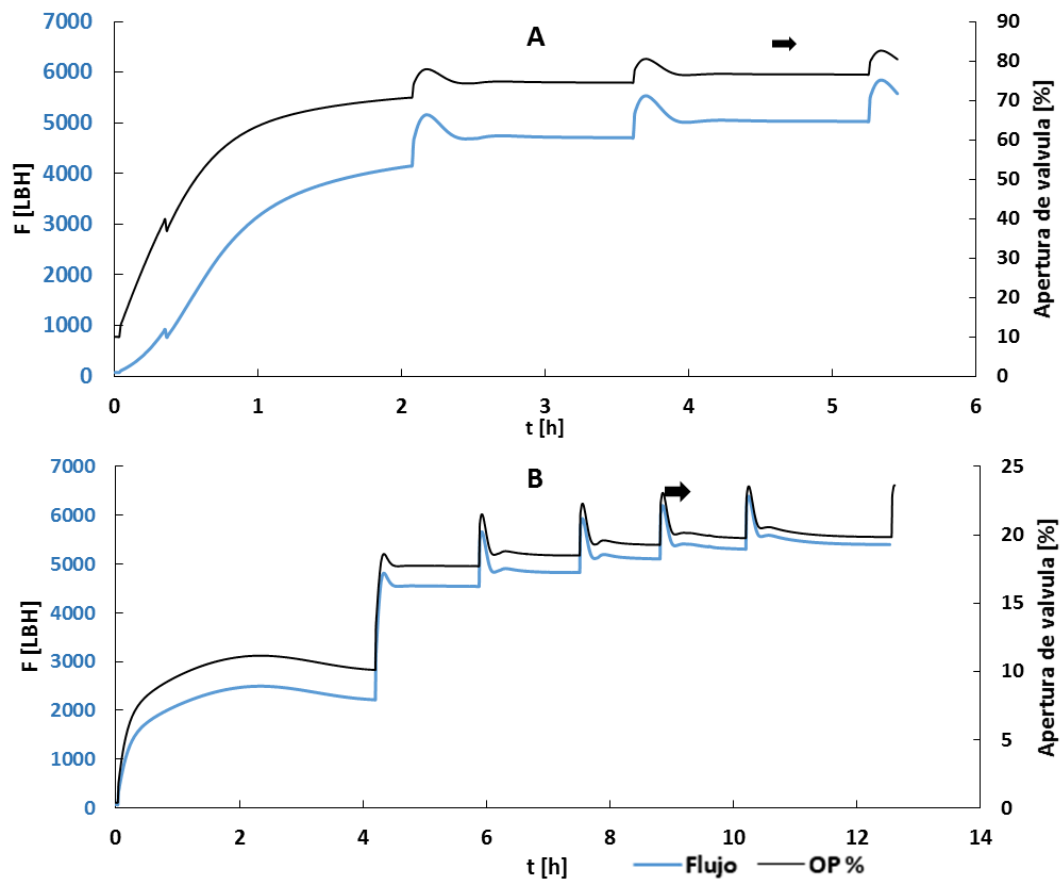
Figura 26A) Válvula globo B) Válvula Mariposa. Respuesta dinámica del control de presión de la columna PIC03004 ante una variación en su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.



En la Figura 26 se observa como la válvula mariposa con un mayor coeficiente de flujo y una menor caída de presión (Figura 26B), ocasiona que la válvula opere dentro de valores de apertura por debajo de 25%, lo cual no es adecuado para la operación de una válvula de control, ocasionando que cada vez que se realiza una perturbación al control de presión la válvula produzca oscilaciones de flujo bastante grandes al manejar flujos relativamente grandes con un mínimo

movimiento, que puede tener la potencial consecuencia en el sistema al sobre presionar la torre ante un cambio en su *setpoint*.

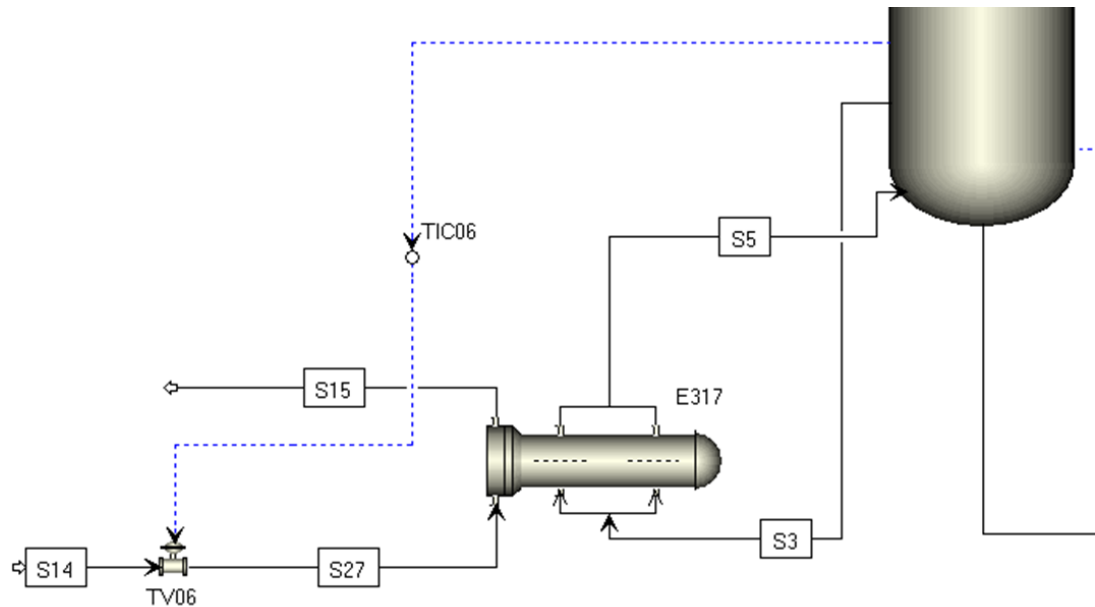
Figura 27. A) Válvula globo B) Válvula Mariposa. Respuesta dinámica del flujo a través de la válvula de globo PV03004B ante una variación en el % apertura donde OP: apertura de válvula %.



4.4.2. Cambio en la estrategia de control de temperatura del fondo de la T-305. La Figura 28 muestra la estrategia de control de temperatura del fondo de la T-305 actual. Este control de temperatura se hace a través del (TIC03006) tomando como medida la temperatura del plato No.25, el cual envía su señal a un

bloque de control PID. La señal de salida del bloque de control (TIC03006) es enviada al posicionador de la válvula de control de vapor del rehervidor E-317.

Figura 28. Estrategia actual del control de temperatura de fondo (TIC03006) de la columna T305.



En la Figura 29 se observa como el sistema de control (TIC03006) experimenta un retraso en su respuesta comparado con la temperatura de salida del rehervidor (TI03041). Esto es debido a la distancia entre la ubicación del sensor de temperatura y del elemento final de control (válvula flujo de vapor, entrada de vapor al E-317), lo que hace difícil tener un control rápido y estable. Este hecho repercute fuertemente en el control de presión de la torre (Figura 31). Para poder apreciar la dinámica de las variables confrontadas (TIC03006 y TI03041) se utilizó el simulador dinámico, realizando una perturbación en la temperatura del fondo de la columna (TIC03006); las dos variables se graficaron superponiéndolas en ejes diferentes.

Figura 29. Comportamiento del control de temperatura del fondo de la columna (TIC03006) confrontado con indicación de temperatura de salida del rehervidor (TI03041).

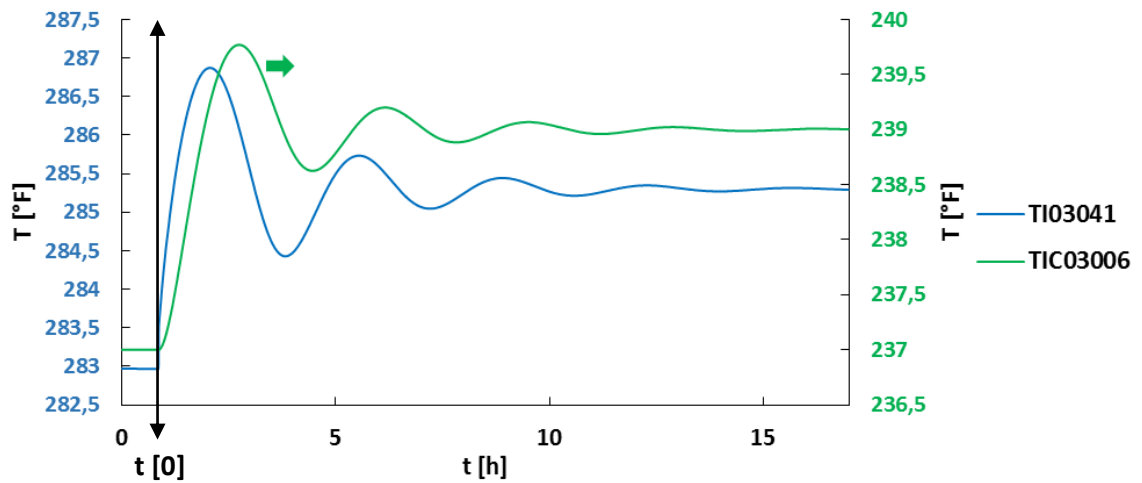


Figura 30. Comportamiento del control de temperatura de fondo de la columna (TIC03006) con su set point confrontado con su señal de apertura de válvula donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.

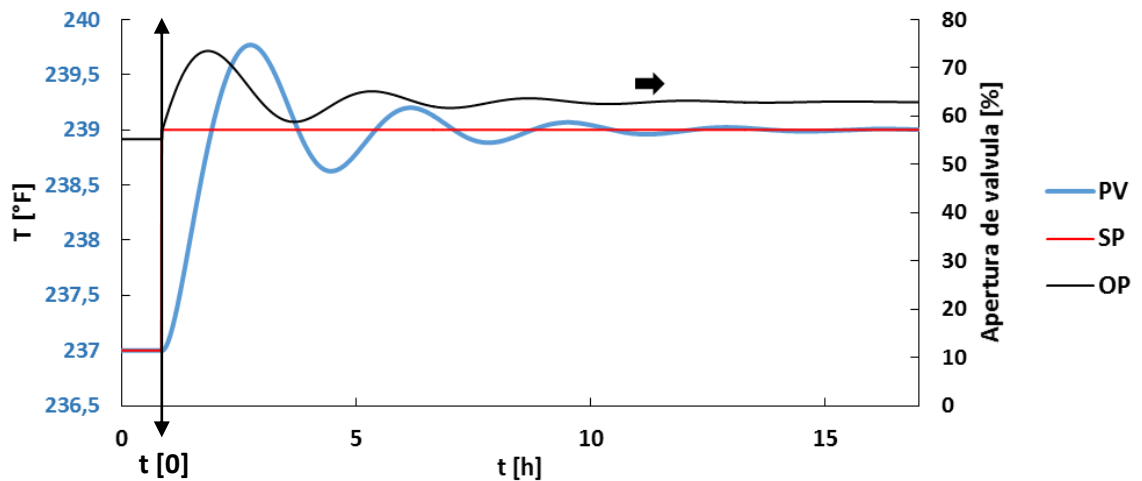
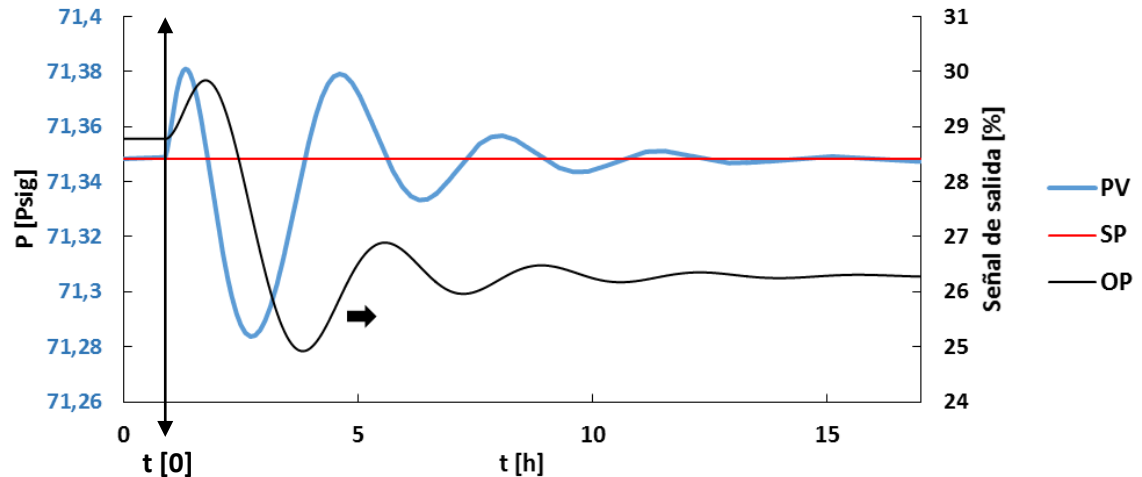
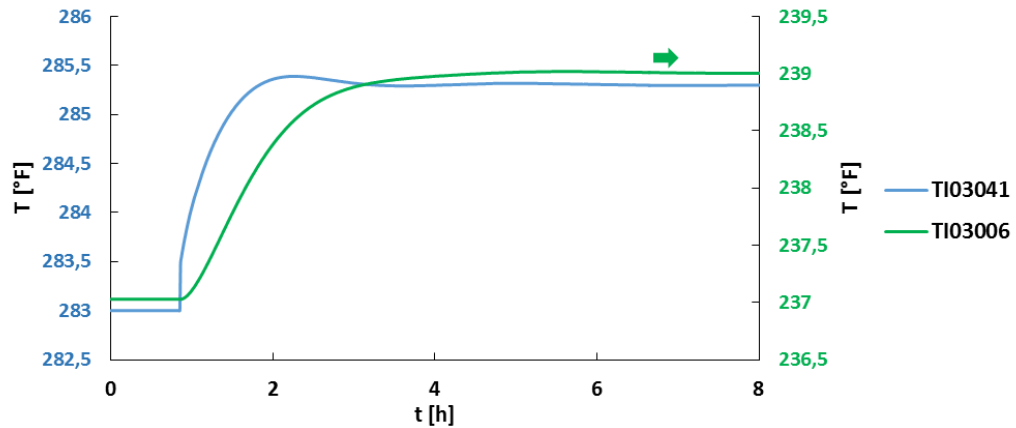


Figura 31. Comportamiento del control de presión de la columna (PIC03004) con su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.



La nueva estrategia de control consistió en reemplazar el actual control de temperatura (TIC03006) por un nuevo control que utiliza como medida la temperatura de salida del rehervidor, la cual envía su señal a un bloque de control PID. Esta señal de salida es enviada al posicionador de la válvula de control de vapor al rehervidor E-317. Para evaluar la respuesta de la señal se configuró este cambio en el simulador dinámico (ver Figura 32).

Figura 32. Comportamiento del control de temperatura de salida del rehervidor (TI03041) confrontado con indicación de temperatura del plato 25 (TI03006).



En la Figura 33 se observa como el cambio en la estrategia de control logra estabilizar la temperatura en menos tiempo, logrando tener un control rápido y estable en la temperatura de fondo (TIC03041).

Figura 33. Nueva estrategia de control de temperatura de fondo (TIC03041) de la columna T305.

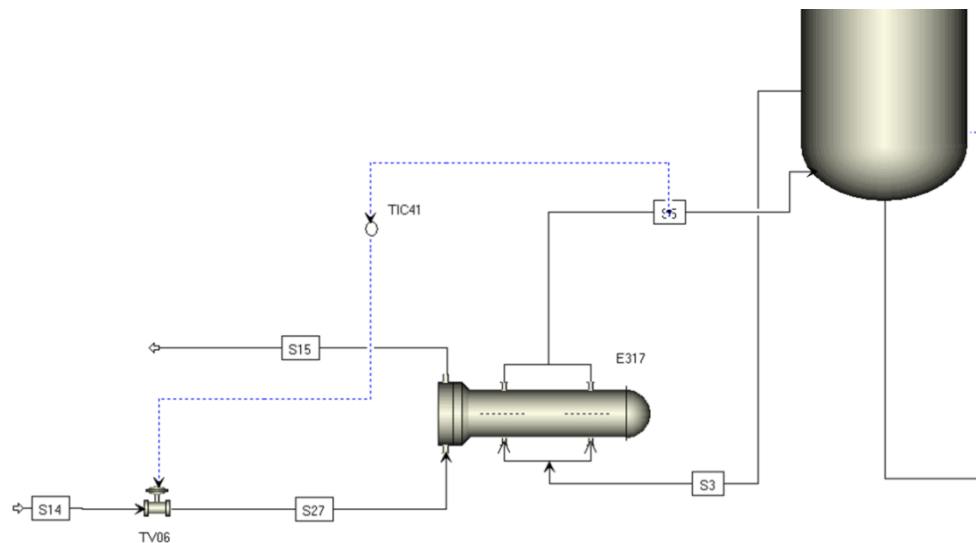
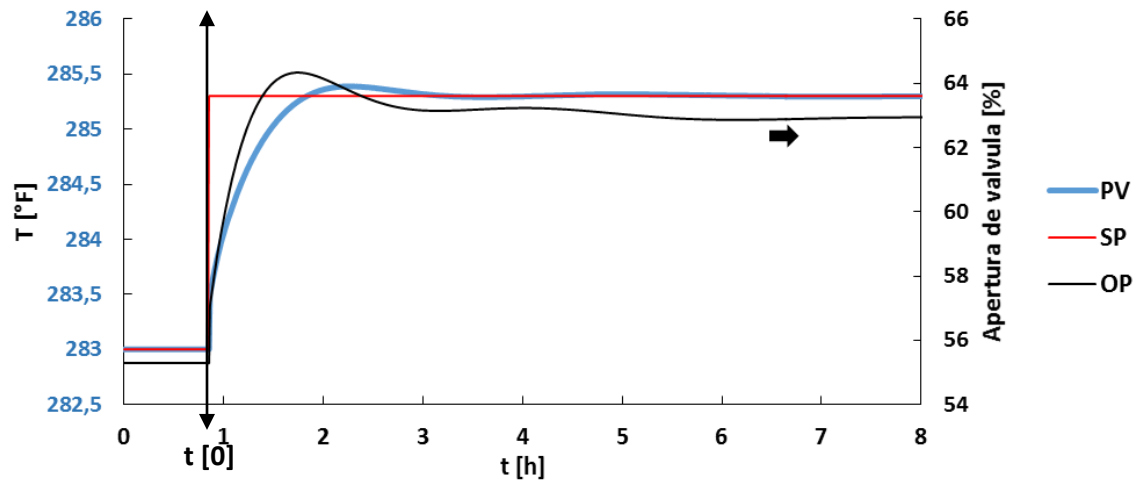
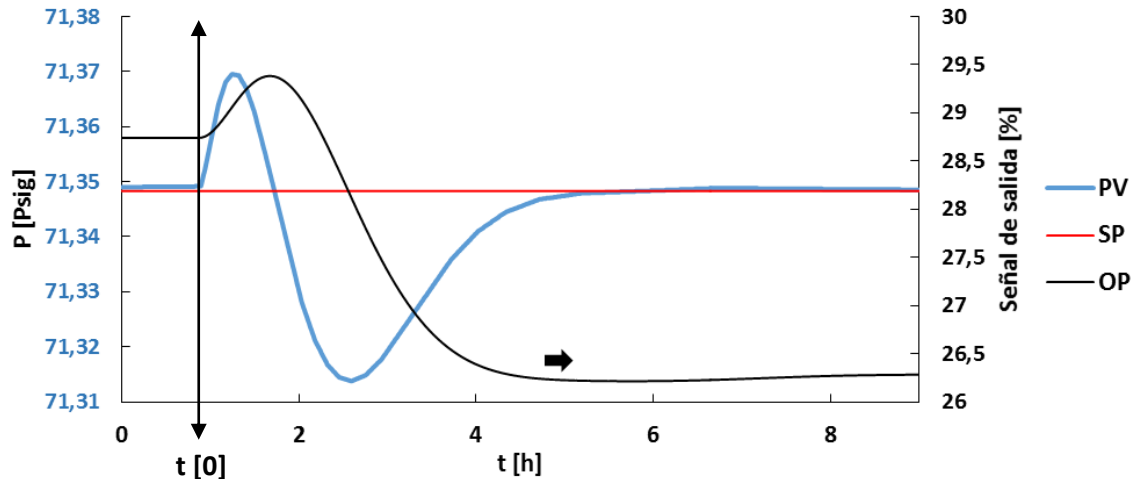


Figura 34. Comportamiento del control de temperatura de salida del rehervidor (TIC03041) con su set point confrontado con su señal de apertura de válvula donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.



En la Figura 35, ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia. se puede observar un comportamiento no oscilatorio en su señal de salida (apertura de válvula) reflejando mayor estabilidad en la temperatura controlada (TIC03041).

Figura 35: Comportamiento del control de presión de la columna (PIC03004) con su set point confrontado con la señal de salida del controlador donde PV: variable de proceso, SP: Valor deseado, OP: Señal de salida del controlador.

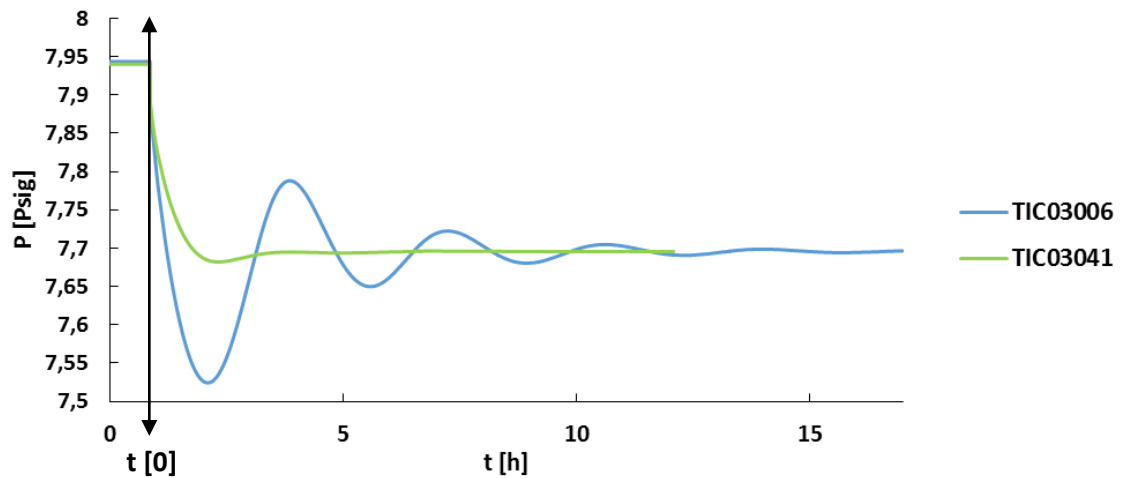


En la Figura 36 **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se observa como la respuesta dinámica mejorada del TIC03041 repercute positivamente en el control de presión de la torre (PIC03004), presentando un comportamiento menos oscilatorio en un menor tiempo lo cual mejoraría la calidad del producto de fondo de la columna. Para este estudio se configuro el bloque PID del TIC03041 con los parámetros de control del TIC03006.

El anterior comportamiento demuestra como el cambio en la estrategia de control puede mejorar el comportamiento de la columna T305, manteniendo los parámetros de calidad del producto de fondo al presentar un control más rápido y estable ante los requerimientos del proceso.

En la muestra los valores estimados por el simulador Aspen Plus del parámetro de calidad RVP -*Reid Vapor Pressure*- [psig], donde se puede apreciar como el cambio de estrategia logra estabilizar el parámetro de calidad RVP, el cual representa un recobro económico al mantener este parámetro estable sin tener que regalar más calidad cuando este parámetro fluctúa.

Figura 36. Respuesta dinámica del parámetro RVP. Confrontación de la nueva estrategia de control propuesta (TIC03041) con respecto a la actual estrategia instalada (TIC03006).



5. CONCLUSIONES

- Se simuló la T305 en estado estacionario utilizando el *software* Aspen Plus. La simulación fue verificada a partir de cuatro casos identificados y que correspondían a diferentes escenarios de volúmenes de carga, composiciones y temperaturas. La confrontación de los resultados obtenidos con el simulador y los reales permitieron confirmar la capacidad de predicción del simulador en estado estacionario. Se encontraron desviaciones máximas en las Temperaturas de cima de 0,9 °F y de 6,5 °F para las Temperaturas de fondos (temperaturas de operación de cima de 128 °F y de 340 °F para el fondo aprox). En cuanto a flujos las desviaciones máximas en los flujos de salida de cima de 60 BPD y 202 BPD para el fondo con respecto a valores de operación de 1500 BPD para la cima y 8000 BPD para el fondo, lo cual confirmó un comportamiento del simulador cercano al proceso real.
- A partir de las especificaciones de los equipos obtenidos de los documentos técnicos de la torre T305, se implementó el simulador en estado dinámico mediante la exportación controlada por presión. Durante el proceso se evidenció las ventajas de contar con una simulación en estado estacionario bien especificada y verificada, destacando que no se requirió cambiar ningún parámetro de diseño u operación de los equipos inmersos en la simulación.
- Se logró estudiar la respuesta dinámica del sistema en lazo cerrado a partir de la confrontación de las perturbaciones realizadas en el entorno real. Las respuestas obtenidas presentaron dinámicas similares en términos de comportamiento, subamortiguado, de overshoot, entre otros, en variaciones máximas de 1 % y mínimas de 0,03 % registrados, y valores finales máximos de estabilización de 3 h en la simulación y de 8 h en el proceso real, encontrándose

para variables no controladas variaciones máximas de hasta 4,6 % y mínimas de 0.03 % con diferencias máximas en sus valores finales de estabilización de 1,2 °F y 120 BPD. Sin embargo, las dinámicas obtenidas en simulación tuvieron tiempos de respuesta menores, estabilizándose hasta 4 h antes que la respuesta real, posiblemente debido a aspectos no considerados en la simulación, como lo son el ensuciamiento de la columna y de equipos de medición, y las pérdidas de energía con el ambiente, que harían la respuesta real más lenta.

- Se evaluaron algunas posibles modificaciones sobre la torre T305. Dentro de éstas se pudo estudiar un cambio en el control de temperatura del fondo como una nueva estrategia de control, logrando estabilizar el sistema junto con el parámetro de calidad RVP, pasando de un comportamiento sobreamortiguado a un amortiguamiento crítico, obteniendo tiempos de estabilización menores pasando de 11h a 4h. Estos resultados permitieron evidenciar la importancia de este tipo de información, que de manera rápida, permite complementar procesos de toma de decisiones para posibles modificaciones en la Unidad, a menores costos, ya que no requiere de la realización de cambios en el entorno real

6. IMPACTOS DEL TRABAJO APLICACIÓN

Aumentar el recobro económico mediante el mejoramiento en la operación y control de la T305, aumentando la generación de gasolina y asegurando la estabilidad en los parámetros de calidad de los productos.

A corto plazo

- Implementación de la estrategia propuesta en el presente trabajo para estabilizar la torre mejorando la operatividad de la misma y el recobro económico al tener mejor control de los parámetros de calidad y producción.
- Aprovechando la capacidad de predicción obtenida con el simulador se pueden incluir la totalidad de los equipos que conforman la unidad recuperadora de vapores (VRU), permitiendo la evaluación de nuevas estrategias que dieran viabilidad de operación de esta unidad incluso cuando se dispusiera de diferentes composiciones de carga en la refinería.

Mediano plazo

- Implementar la simulación dinámica de esta unidad como ejercicio de entrenamiento de operaciones, para estudiar el comportamiento dinámico de la misma ante los diferentes escenarios que serán configurados para tal fin.

A largo plazo

- Utilizar la simulación permitiendo complementar procesos de toma de decisiones para posibles modificaciones en la Unidad que permitan un recobro económico mayor o un ahorro energético.

REFERENCIAS

- [1] Aspen Technology. Aspen Plus®. (2001). *11.1. Documentation*. California, USA.
- [2] Dimian, A. C., Bildea, C. S., & Kiss, A. A. (2014). Chapter 4 - Dynamic Simulation. En C. S. B. and A. A. K. Alexandre C. Dimian (Ed.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. Volume 35, pp. 127-156). Elsevier. Recuperado a partir de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444627001000048>
- [3] Elías, G.-H., Xicoténcatl, L.-A., Humberto, B.-Á., & Rodolfo, S.-E. (2013). Refinación de petróleo y su impacto económico-tecnológico para la producción de gasolinas en México al 2030. *Ingeniería, Investigación y Tecnología*, *14*(4), 475-487. [https://doi.org/10.1016/S1405-7743\(13\)72259-5](https://doi.org/10.1016/S1405-7743(13)72259-5)
- [4] Florindo, S. S., João, I. M., & Silva, J. M. (2014). Study of Energy Efficient Distillation Columns Usage for Multicomponent Separations through Process Simulation and Statistical Methods. En P. S. V. and P. Y. L. Jiří Jaromír Klemeš (Ed.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. Volume 33, pp. 145-150). Elsevier. Recuperado a partir de <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444634566500259>
- [5] Garcia, G. J., Ibarra, C. P., & Rios, M. G. (2008). La simulación de procesos en Ingeniería Química. *Revista Investigación Científica*, *4*(2), 1-9.
- [6] Holman, J. P. (1988). *Thermodynamics*. McGraw-Hill.
- [7] Jiang, T., Chen, B., He, X., & Stuart, P. (2003). Application of steady-state detection method based on wavelet transform. *Computers & Chemical Engineering*, *27*(4), 569-578. [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(02\)00235-1](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(02)00235-1)
- [8] Le Roux, G. A. C., Santoro, B. F., Sotelo, F. F., Teissier, M., & Joulia, X. (2008). Improving steady-state identification. En B. B. and X. Joulia (Ed.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 25, pp. 459-464). Elsevier.

Recuperado a partir de
<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1570794608800818>

- [9] Luyben, W. L. (1990). *Process modeling, simulation, and control for chemical engineers*. McGraw-Hill.
- [10] Manual, A. P. U. (2001). *11.1 Aspen Technology. Inc. Cambridge, MA*.
- [11] Meier, F. A. (2002). A P&ID standard: What, why, how? *ISA Transactions*, 41(4), 389-394. [https://doi.org/10.1016/S0019-0578\(07\)60096-2](https://doi.org/10.1016/S0019-0578(07)60096-2)
- [12] N Outili, N. C. (2013). Effect of downcomers sizes on tray column performance. *Chemical Engineering Transactions*, 32, 1981-1986.
- [13] Rangaiah, G. P., Yue, C. T., Hidajat, J., & Hidajat, K. (2006). Optimization of Complex Distillation Columns. *Chemical Engineering*, 113(9), 60-64.
- [14] Romero, K. (2006). Mejoras del sistema de fraccionamiento propano-propileno de una planta de Olefinas. Trabajo de Grado, Magister en Ingeniería Química. Universidad del Zulia. Venezuela.
- [15] Savitzky, A., & Golay, M. J. E. (1964). Smoothing and Differentiation of Data by Simplified Least Squares Procedures. *Analytical Chemistry*, 36(8), 1627-1639.
- [16] Scenna, N. J. (2007). *Modelado, simulación y optimización de procesos químicos. Universidad Tecnológica Nacional*. (1.^a ed.). Buenos Aires Argentina, 1999.
- [17] Schmitz, K. (1999). Modelado y simulación de una torre de destilación Multicomponente. *Master's thesis, Universidad Politécnica de Valencia*.
- [18] Stichlmair, J. (1995). Conceptual design of the control configurations of distillation columns. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 34(2), 61-69. [https://doi.org/10.1016/0255-2701\(94\)03000-6](https://doi.org/10.1016/0255-2701(94)03000-6)

BIBLIOGRAFÍA

ASPEN TECHNOLOGY. Aspen Plus®. (2001). 11.1. Documentation. California, USA.

DIMIAN, A. C., BILDEA, C. S., & KISS, A. A.. Chapter 4- Dynamic Simulation. En C. S. B. and A. A. K. Alexandre C. Dimian (Ed.), Computer Aided Chemical Engineering (Vol. Volume 35, pp. 127-156). Elsevier. 2014. [en line] [citado 9 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444627001000048>

ELÍAS, G.-H., XICOTÉNCATL, L.-A., HUMBERTO, B.-Á., & RODOLFO, S.-E. Refinación de petróleo y su impacto económico-tecnológico para la producción de gasolinas en México al 2030. Ingeniería, Investigación y Tecnología, 14(4), 475-487. 2013.. [en line] [citado 10 de septiembre de 2016] Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S1405-7743\(13\)72259-5](https://doi.org/10.1016/S1405-7743(13)72259-5)

FLORINDO, S. S., JOÃO, I. M., & SILVA, J. M. (2014). Study of Energy Efficient Distillation Columns Usage for Multicomponent Separations through Process Simulation and Statistical Methods. En P. S. V. and P. Y. L. Jiří Jaromír Klemeš (Ed.), Computer Aided Chemical Engineering (Vol. Volume 33, pp. 145-150). Elsevier. . [en line] [citado 11 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444634566500259>

GARCIA, G. J., IBARRA, C. P., & RIOS, M. G. La simulación de procesos en Ingeniería Química. Revista Investigación Científica, 4(2), 1-9.2008.

HOLMAN, J. P. Thermodynamics. McGraw-Hill.1988.

JIANG, T., CHEN, B., HE, X., & STUART, P. (2003). Application of steady-state detection method based on wavelet transform. *Computers & Chemical Engineering*, 27(4), 569-578. . [en line] [citado 13 de septiembre de 2016] Disponible en: [https://doi.org/10.1016/S0098-1354\(02\)00235-1](https://doi.org/10.1016/S0098-1354(02)00235-1)

LE ROUX, G. A. C., SANTORO, B. F., SOTELO, F. F., TEISSIER, M., & JOULIA, X. Improving steady-state identification. En B. B. and X. Joulia (Ed.), *Computer Aided Chemical Engineering* (Vol. 25, pp. 459-464). Elsevier. 2008.. [en line] [citado 19 de septiembre de 2016] Disponible en: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1570794608800818>

LUYBEN, W. L. *Process modeling, simulation, and control for chemical engineers*. McGraw-Hill.1990.

MANUAL, A. P. U. 11.1 Aspen Technology. Inc. Cambridge, MA. 2001.

MEIER, F. A.. A P&ID standard: What, why, how? *ISA Transactions*, 41(4), 389-394.2002. [https://doi.org/10.1016/S0019-0578\(07\)60096-2](https://doi.org/10.1016/S0019-0578(07)60096-2)

N OUTILI, N. C. Effect of downcomers sizes on tray column performance. *Chemical Engineering Transactions*, 32, 1981-1986.

RANGAIAH, G. P., YUE, C. T., HIDAJAT, J., & HIDAJAT, K. Optimization of Complex Distillation Columns. *Chemical Engineering*, 113(9), 60-64.2006

ROMERO, K. Mejoras del sistema de fraccionamiento propano-propileno de una planta de Olefinas. Trabajo de Grado, Magister en Ingeniería Química. Universidad del Zulia. Venezuela.2006.

SAVITZKY, A., & GOLAY, M. J. E. . Smoothing and Differentiation of Data by Simplified Least Squares Procedures. *Analytical Chemistry*, 36(8), 1627-1639.1964.

SCENNA, N. J. Modelado, simulación y optimización de procesos químicos. Universidad Tecnológica Nacional. (1.a ed.). Buenos Aires Argentina, 1999.

SCHMITZ, K. Modelado y simulación de una torre de destilación Multicomponente. Master's thesis, Universidad Politécnica de Valencia.1999.

STICHLMAIR, J. Conceptual design of the control configurations of distillation columns. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 34(2), 61-69.1995. [en línea] [citado 27 de septiembre de 2016] Disponible en: [https://doi.org/10.1016/0255-2701\(94\)03000-6](https://doi.org/10.1016/0255-2701(94)03000-6)

ANEXOS

Anexo A. Procedimiento para la identificación de un estado estacionario.

Considerando que para tener una simulación que represente el comportamiento real del proceso, se debe identificar un correcto estado estacionario de las variables a cargar en la simulación, debido a que la ejecución de esta tarea fue consumiendo cada vez más y más tiempo y asumiendo que en el futuro se puede requerir realizar este mismo tratamiento de datos para sistemas más robustos con más variables a analizar, fue necesario desarrollar una herramienta que permitiera realizar el análisis de interpolación polinomial (PIT).

Las tareas a realizar para la identificación del estado estacionario son:

- Selección de la variable a analizar.
- Construcción de la matriz de datos y gráfica del comportamiento de la variable.
- Determinar el tamaño de la ventana de tiempo.
- Construcción de los polinomios.
- Derivación de los polinomios obtenidos y evaluación de los mismos en cada instante de tiempo.
- Confirmación visual del estado estacionario en la gráfica.

Actualmente, Ecopetrol cuenta con una base de datos alojadas en un servidor el cual ofrece las características de interconexión con Excel. Se revisó la literatura abierta encontrando que el *software* Excel contiene herramientas para tratar matrices de datos y funciones para la generación de polinomios a partir de los mismos. La herramienta está basada en VBA o Visual Basic para aplicaciones, lenguaje de programación utilizado para automatizar tareas en los diferentes paquetes que componen office.

La estructura de programación se dividió en dos módulos; uno encargado de la importación y organización de datos desde el servidor, el segundo módulo se encarga de manipular las funciones de Excel para construir los polinomios, derivarlos y evaluarlos con los coeficientes extraídos de cada polinomio para el instante solicitado.

La ejecución de cada subrutina se ejecuta con un botón diferente ubicado en la hoja de cálculo. A continuación un breve ejercicio realizado con una variable.

Selección de la variable a analizar: TIC03006 (temperatura del rehervidor de fondo de la columna).

Construcción de la matriz de datos y gráfica del comportamiento de la variable.

Desde este punto nuestra herramienta es fundamental para optimizar el tiempo que se le dedique a esta tarea, Como se puede observar en la (Figura 36) la herramienta está dividida en dos planos, el plano de la derecha está orientado a mostrar los datos extraídos del servidor, mientras que el plano izquierdo está orientado a generar el polinomio con sus respectivos coeficientes que luego serán utilizados para evaluar la derivada de este polinomio en un instante determinado, la última columna en el plano izquierdo fue configurada para mostrar de forma visual cuando hay un posible estado estacionario.

Figura 37. Herramienta para la identificación de un estado estacionario.

Get Data PI		Inicial	01/01/2015 00:00	Tamaño de ventana	5	<- Impar	Analisis PIT	
		Final	13/04/2015 00:00	Generacion del Polinomio para cada instante.				
		Intervalo	1m	Y= at ² +bt+c				dy/dt=2at+b
Tag PI ->		U300-TI03006						
Descripcion ->		E- 317	t^2	t	constante	Derivada		
	05/01/2015 00:13	236,4435883	1,28146E-05	0	-22378,269	1,076660153		
	05/01/2015 00:14	236,4443359	1,28146E-05	0	-22378,269	1,076660155		
	05/01/2015 00:15	236,4450836	1,28146E-05	0	-22378,269	1,076660159		
	05/01/2015 00:16	236,4458313	1,28669E-05	0	-22470,573	1,08105469		
	05/01/2015 00:17	236,446579	1,28931E-05	0	-22516,725	1,083251955		
	05/01/2015 00:18	236,4473419	1,28931E-05	0	-22516,725	1,083251952		
	05/01/2015 00:19	236,4480896	1,28669E-05	0	-22470,572	1,081054684		
	05/01/2015 00:20	236,4488373	1,28146E-05	0	-22378,267	1,076660155		
	05/01/2015 00:21	236,449585	1,28146E-05	0	-22378,267	1,076660157		
	05/01/2015 00:22	236,4503326	1,28146E-05	0	-22378,266	1,076660158		
	05/01/2015 00:23	236,4510803	1,28146E-05	0	-22378,266	1,076660158		
	05/01/2015 00:24	236,451828	5,54429E-06	0	-9547,8751	0,465820307		
	05/01/2015 00:25	236,4525757	-2,53939E-05	0	45050,513	-2,133544943		
	05/01/2015 00:26	236,4512024	-6,62961E-05	0	117233	-5,570068369		
	05/01/2015 00:27	236,443985	-0,000103589	0	183046,44	-8,703369144		
	05/01/2015 00:28	236,4367828	-0,00012357	0	218306,94	-10,3820801		
	05/01/2015 00:29	236,4295654	-0,00012357	0	218306,94	-10,38208011		
	05/01/2015 00:30	236,4223633	-0,00012357	0	218306,93	-10,3820801		
	05/01/2015 00:31	236,4151459	-0,00012357	0	218306,93	-10,38208007		
	05/01/2015 00:32	236,4079437	-0,00012357	0	218306,92	-10,38208005		
	05/01/2015 00:33	236,4007263	-0,00012357	0	218306,92	-10,38208007		
	05/01/2015 00:34	236,3935242	-0,00012357	0	218306,92	-10,38208007		
	05/01/2015 00:35	236,3863068	-0,00012357	0	218306,91	-10,3820801		
	05/01/2015 00:36	236,3791046	-0,00012357	0	218306,91	-10,3820801		
	05/01/2015 00:37	236,3718872	-0,00012357	0	218306,91	-10,38208008		

El polinomio característico usado para la prueba de interpolación polinomial es de segundo orden cuidando de no propagar el ruido para nuestro análisis.

$$Y = at^2 + bt + c \quad \text{Ec. 1}$$

Donde Y es la variable que en este caso sería la temperatura y t es el tiempo en el que varía la misma.

Si derivamos el polinomio anterior con respecto al tiempo obtendríamos el valor de la pendiente en dicho instante.

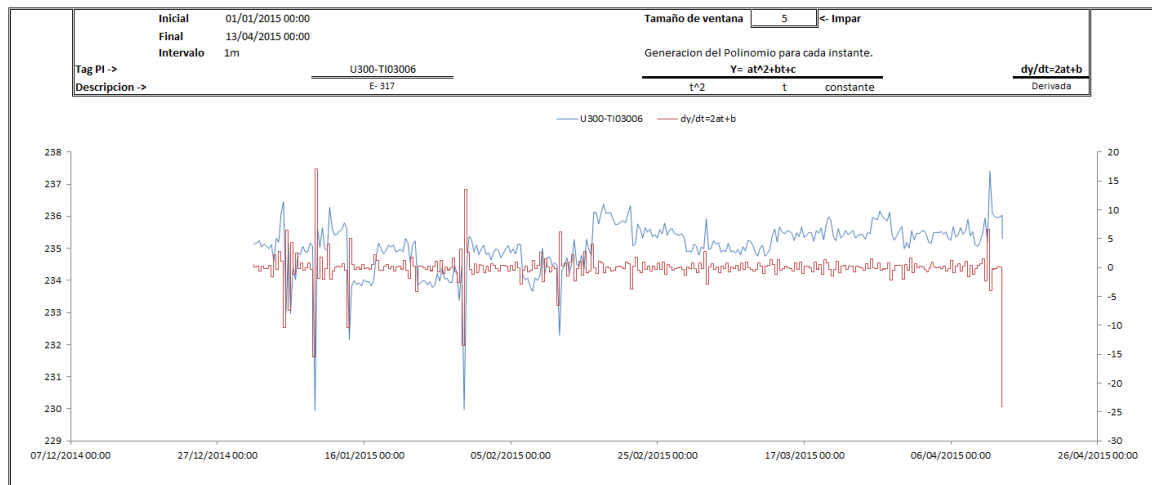
$$\frac{dy}{dt} = 2at + b \quad \text{Ec. 2}$$

En el caso de la interpolación polinomial entre más tengamos valores cercanos a cero nos estaría indicando que para este tiempo muestreado la variación es mínima, lo cual ilustraría que estamos ante un verdadero estado estacionario de la variable.

Como se mencionaba anteriormente la herramienta realiza estas tareas automáticamente mediante el lenguaje de programación VBA, ayudando a identificar más rápidamente un verdadero estado estacionario.

Determinar el tamaño de la ventana de tiempo: La herramienta cuenta con la facilidad de construcción grafica en la cual se puede observar el comportamiento de la variable versus su derivada. En la Figura 37 se puede observar que al principio se graficó un lapso de tiempo de 4 meses para poder identificar los diferentes puntos de estado estacionario, sin embargo de pruebas realizadas anteriormente se encontró que un tiempo prudente para realizar este análisis estaba alrededor de 7 días.

Figura 38. Comportamiento de la variable analizada con su respectiva derivada.



El tamaño de ventana para la obtención de los polinomios se fijó en 5 puntos obedeciendo a tener un valor impar para dicho análisis y por lo menos dos datos antes y después del mismo para tener un análisis representativo del comportamiento.

En la (Figura 38) se puede observar como el análisis realizado con la herramienta se pudo ajustar a intervalos más cortos de tiempo donde se evidencia más valores derivados cercanos a cero lo cual mejora la sensibilidad del análisis obteniendo un verdadero estado estacionario, validado gráficamente en la (Figura 39), siempre manteniendo un tamaño de ventana en 5 datos.

Figura 39. Herramienta para la identificación de un estado estacionario.

Inicial		16/02/2015 00:00	Tamaño de ventana			5	<- Impar	Analisis PIT	
Get Data PI	Final	21/02/2015 00:00	Generacion del Polinomio para cada instante.						
	Intervalo	1m	Y= at ² +bt+c			dy/dt=2at+b			
Tag PI ->	U300-TI03006		t ²	t	constante	Derivada			
Descripcion ->	E- 317								
	16/02/2015 07:57	236,1243591	-2,6126E-07	0	698,11408	-0,021972656			
	16/02/2015 07:58	236,1243439	-2,6126E-07	0	698,11408	-0,021972656			
	16/02/2015 07:59	236,1243286	-2,6126E-07	0	698,11407	-0,021972656			
	16/02/2015 08:00	236,1243134	-2,6126E-07	0	698,11406	-0,021972656			
	16/02/2015 08:01	236,1242981	-2,6126E-07	0	698,11405	-0,021972656			
	16/02/2015 08:02	236,1242828	-2,6126E-07	0	698,11404	-0,021972656			
	16/02/2015 08:03	236,1242676	-2,6126E-07	0	698,11404	-0,021972656			
	16/02/2015 08:04	236,1242523	-2,6126E-07	0	698,11403	-0,021972656			

Figura 40. Validación visual de un estado estacionario herrami

