



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

**Simulación y análisis
dinámico de la sección de
refrigeración de la planta de
alquilación de la refinería
de Barrancabermeja**

David Triviño Rodríguez

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química
Bogotá, Colombia
Año 2012

Simulación y análisis dinámico de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja

David Triviño Rodríguez

Trabajo final de maestría presentado como requisito parcial para
optar al título de:
Magister en Ingeniería Química

Director:
Dr. I.Q. Carlos Arturo Martínez Riascos

Línea de Investigación:
Ingeniería de sistemas de procesos

Universidad Nacional de Colombia
Facultad de Ingeniería, Departamento de Ingeniería Química
Bogotá, Colombia
Año 2012

Dedicatoria

A Nuestro señor Jesucristo,
Mi futura esposa Carolina,
Mis padres,
Mis hermanos,
Y Mis abuelos

Agradecimientos

Al ingeniero Carlos Arturo Martínez Riascos, por toda su disposición, acompañamiento y paciencia como director de este trabajo final.

A los ingenieros René Alejandro Triviño (mi padre), José Luis Nova y Juan Carlos Duarte, por poner a mi disposición la información necesaria para desarrollar el trabajo final.

A todas las personas que hicieron posible la realización de este trabajo final.

Resumen

En este trabajo se presenta el estudio de la operación en estado estacionario y dinámico de una sección del proceso de alquilación en la refinería de Barrancabermeja, para tal fin fue necesario realizar la simulación de dicho proceso y validarla; para la simulación se emplean los datos de diseño y de operación, mientras que para la validación se consideran mediciones de campo, las cuales se someten a tratamiento para identificación de estado estacionario y eliminación de errores. Las mediciones de las variables en las condiciones del estado estacionario, corregidas, permiten desarrollar el ajuste de los parámetros que consideran las no idealidades en el proceso. El análisis dinámico, en este trabajo, se centra en la respuesta dinámica del proceso ante diversas perturbaciones tales como fallas en el compresor del proceso, en el flujo del agua de enfriamiento y en bombas del proceso, entre otros. La obtención de la simulación en estado dinámico se hace, lógicamente, a partir de la de estado estacionario. Finalmente, con las respuestas del sistema a las diferentes perturbaciones se generan propuestas para los procedimientos que deben realizarse en el evento de dichas fallas.

Palabras clave: Planta de alquilación, simulación, identificación de estado estacionario, tratamiento de errores, ajuste de parámetros, respuesta dinámica, perturbaciones en la operación.

Abstract

This work presents the study of steady and dynamic state operation of a section of the alkylation process in the Barrancabermeja refinery, for this purpose it is necessary to simulate the process and validate the simulation, the design and operation data are used for the simulation, whereas field measurements are considered for the validation, these measurements are under treatment for steady state identification and elimination of errors. Measurement of steady state conditions, corrected, allow to develop the adjustment of parameters to consider non-idealities in the process. On this work, the dynamic analysis focuses on the dynamic response of the process to various disturbances such as failures in the compressor of the process, in the flow of cooling water and in process pumps, etc. The dynamic state simulation is obtained from the steady state one. Finally, proposals for procedures to be performed in the event of such failures are generated with the system responses to different perturbations.

Keywords: Alkylation plant, simulation, steady-state identification, error handling, setting parameters, dynamic response, disturbances in the operation.

Contenido

	Pág.
Resumen	ix
Abstract	xi
Lista de figuras	xv
Lista de tablas	xix
Lista de Símbolos y abreviaturas	xxi
Introducción	1
1. Simulación en estado estacionario	5
1.1 Descripción del proceso.....	6
1.1.1 Tecnología Stratco.....	6
1.1.2 Proceso de refrigeración de la planta de alquilación en la refinería de Barrancabermeja	10
1.2 Identificación del estado estacionario.....	16
1.2.1 Análisis de metodologías para la identificación del estado estacionario	16
1.2.2 Metodología implementada para la identificación del estado estacionario	18
1.3 Análisis de reconciliación de datos.....	26
1.3.1 Efecto de los errores groseros en el análisis de los datos	27
1.3.2 Análisis de metodologías para la reconciliación de datos	29
1.3.3 Metodología empleada para reconciliación de datos y detección de errores groseros	30
1.4 Implementación de la simulación en estado estacionario..	34
1.4.1 Metodología implementada para realizar la simulación en estado estacionario	34
1.4.2 Ajuste de parámetros.....	41
1.4.3 Resultados del ajuste de las eficiencias en los platos de la torre depropanizadora	44
2. Simulación en estado dinámico y análisis de respuesta ante perturbaciones	47
2.1 Transformación del modelo estacionario a modelo dinámico	47

2.1.1	Identificación de las corrientes en Hysys®	47
2.1.2	Modificación de líneas en la simulación de estado estacionario e instauración de arquitecturas de control ..	49
2.1.3	Activación y desactivación de especificaciones	51
2.2	Respuestas de la planta ante perturbaciones	54
2.2.1	Arranque de la sección de refrigeración	54
2.2.2	Falla del compresor de refrigerante (C-4561)	57
2.2.3	Falla en el flujo de agua de enfriamiento	60
2.2.4	Falla en las bombas (P-4564 A/B) de alimentación a la columna	63
2.2.5	Fallas en sistemas de control	66
2.3	Procedimientos ante diversos escenarios	66
2.3.1	Procedimiento de arrancada de la sección de refrigeración	67
2.3.2	Procedimiento en caso de falla del compresor de refrigerante (C-4561)	68
2.3.3	Procedimiento en caso de falla en el flujo de agua de enfriamiento	69
2.3.4	Procedimiento en caso de falla de las bombas de alimentación a la columna (P-4564 A/B)	70
2.3.5	Procedimiento de parada de la sección de refrigeración	70
3.	Conclusiones y recomendaciones.....	73
3.1	Conclusiones	73
3.2	Recomendaciones	75
Anexo A: Ejemplos de gráficas de las variables de planta.....		77
Anexo B: Ejemplo de cálculo para la verificación del estado estacionario.....		79
Bibliografía		81

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1: Proceso de alquilación con tecnología Stratco.....	6
Figura 1-2: Tecnología Stratco con refrigeración simple.....	8
Figura 1-3: Tecnología Stratco con refrigeración con economizador.	8
Figura 1-4: Tecnología Stratco con economizador y condensador parcial.....	9
Figura 1-5: PFD sección de refrigeración.....	12
Figura 1-6: PFD del acondicionamiento de la carga para la torre depropanizadora.....	15
Figura 1-7: Perfiles de Temperatura en la torre depropanizadora para enero de 2010 (°F).....	19
Figura 1-8: Perfiles de Temperatura en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F).....	20
Figura 1-9: Perfil de Reflujo en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (bpd).....	20
Figura 1-10: Perfil del flujo de vapor al rehervidor en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (lb/h).....	21
Figura 1-11: Perfil de carga de refrigerante en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (bpd).....	21
Figura 1-12: Análisis de PIT para verificación del estado estacionario en la temperatura de fondo (°F).....	23
Figura 1-13: Derivada de la temperatura de fondo en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).....	24
Figura 1-14: Derivada de la temperatura del rehervidor en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).....	24
Figura 1-15: Derivada de la temperatura del plato 32 en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).....	25
Figura 1-16: Derivada de la temperatura del plato 5 en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).....	25
Figura 1-17: Derivada de la temperatura de cima en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).....	26
Figura 1-18: Ejemplo de datos sin errores groseros.....	27
Figura 1-19: Efecto de los errores groseros, casos 1 y 2.....	28

Figura 1-20: Efecto de los errores groseros, casos 3 y 4.....	28
Figura 1-21: Temperatura en el Plato 5 de la torre.....	32
Figura 1-22: Datos originales del reflujo en la cima de la torre.	32
Figura 1-23: Reflujo en la cima de la torre después de eliminar errores groseros.	33
Figura 1-24: Equipos implementados en Hysys® para simular la sección de refrigeración.....	34
Figura 1-25: Equipos implementados en Hysys® para simular el tratamiento de carga para la torre depropanizadora.....	35
Figura 1-26: Simulación en estado estacionario de la sección de refrigeración (compresor, condensadores y economizador).....	38
Figura 1-27: Simulación en estado estacionario de la sección de refrigeración (acumulador, enfriador de refrigerante, bombas de alimentación a la depropanizadora).....	38
Figura 1-28: Simulación en estado estacionario del tratamiento de carga a la torre depropanizadora.....	39
Figura 1-29: Ajuste de los perfiles de temperatura de la torre depropanizadora con las presiones de campo.....	40
Figura 1-30: Definición de las eficiencias como variables de optimización en el <i>Optimizer</i> de Hysys®.....	42
Figura 1-31: Conexión de las variables simuladas en la <i>SpreadSheet</i> del <i>optimizer</i> de Hysys®.....	43
Figura 1-32: Construcción de la función objetivo en la <i>SpreadSheet</i> del <i>optimizer</i> de Hysys®.....	43
Figura 1-33: Perfiles de temperatura de la torre depropanizadora con dos eficiencias diferentes.....	46
Figura 2-34: Arquitecturas de control para la sección de refrigeración (compresor, condensadores y economizador).....	49
Figura 2-35: Arquitecturas de control para la sección de refrigeración (acumulador, enfriador de refrigerante, bombas de alimentación a la depropanizadora).....	50
Figura 2-36: Arquitecturas de control para el tratamiento de carga y para la torre depropanizadora.....	50
Figura 2-37: Arquitecturas de control para la columna depropanizadora.....	51
Figura 2-38: Flujo del compresor (C-4561) durante el arranque de la sección (lbmol/h).....	55
Figura 2-39: Flujos en la sección de refrigeración durante el arranque (lbmol/h).....	55
Figura 2-40: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante el arranque.....	56

Figura 2-41: Presiones durante el arranque de la sección (psia)..	56
Figura 2-42: Temperaturas durante el arranque de la sección (°F).	57
Figura 2-43: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante su falla (lbmol/h).	58
Figura 2-44: Flujos en la sección de refrigeración durante falla del compresor de refrigerante (C-4561) (lbmol/h).....	58
Figura 2-45: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante falla del compresor de refrigerante (C-4561).	59
Figura 2-46: Presiones durante una falla del compresor de refrigerante(C-4561) (psia).	59
Figura 2-47: Temperaturas durante una falla del compresor de refrigerante (C-4561) (°F).	60
Figura 2-48: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (lbmol/h).	61
Figura 2-49: Flujos en la sección de refrigeración durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (lbmol/h).	61
Figura 2-50: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante una falla en el flujo de agua de enfriamiento.	62
Figura 2-51: Presiones durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (psia).	62
Figura 2-52: Temperaturas durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (°F).	63
Figura 2-53: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante falla en las bombas de alimentación a la columna (lbmol/h).	64
Figura 2-54: Flujos en la sección de refrigeración durante una falla en las bombas de alimentación a la columna (lbmol/h).	64
Figura 2-55: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante una falla en las bombas de alimentación a la columna.	65
Figura 2-56: Presiones durante falla en las bombas de alimentación a la columna (psia).	65
Figura 2-57: Temperaturas durante falla en las bombas de alimentación a la columna (°F).	66
Figura A-58: Presión de cima - Torre depropanizadora (psig).	77
Figura A-59: Reflujo en la torre depropanizadora (bpd).	77
Figura A-60: Flujo de vapor al rehervidor de la torre depropanizadora (lb/h).	78
Figura A-61: Carga y productos de la torre depropanizadora (bpd).	78

Lista de tablas

	Pág.
Tabla 1-1 Análisis de número de etapas necesario para la separación propano-isobutano.....	14
Tabla 1-2: Listado de equipos en P&ID.....	37
Tabla 1-3: Definición del análisis <i>multi-start</i> para verificación de optimalidad global en el ajuste de eficiencias.....	45
Tabla 1-4: Resultados del análisis <i>multi-start</i> para verificación de optimalidad global en el ajuste de eficiencias.....	45
Tabla 2-5: Listado de corrientes asociadas a los equipos en Hysys®.	48
Tabla B-6: Temperatura de plato 5 (depropanizadora) alrededor del punto estacionario y pendiente calculada.....	79
Tabla B-7: Datos de Temperatura del plato 5 (depropanizadora) en puntos que no son estados estacionarios.....	79

Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
A	Variable estadística de RAT	-	Sección 1.2.1
k	Parámetro de intercambiador de calor	$\text{Kg/s}/(\text{Pa-g/m}^3)^{1/2}$	Sección 2.1.3
M	Estimador de Hampel	-	Sección 1.3.2
R	Relación de varianzas en la prueba F	-	Sección 1.2.1
t	Tiempo	s	DF
v	Variable en la prueba Rank Von Neumann	-	Sección 1.2.1
x	Hace referencia a cualquier variable	-	DF

Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
α	Punto de corte (probabilidad)	-	Sección 1.3.2
λ	Factor de la prueba F	-	Sección 1.2.1
ρ	Función de ponderación	-	Ec.(1.6)
σ	Desviación estándar	-	$\sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n - 1}}$
ξ	Eficiencia de plato	-	Sección 1.4.2

Subíndices

Subíndice	Término
a	Zona de agotamiento
r	Zona de rectificación

Abreviaturas

Abreviatura	Término
<i>P&ID</i>	<i>Pipe and instrument diagram</i>
<i>PFD</i>	<i>Process flow diagram</i>
<i>RAT</i>	<i>Reverse arrangements test</i>
<i>PIT</i>	<i>Polynomial Interpolation Test</i>
<i>WLS</i>	<i>weighted least squares</i>
<i>FO</i>	<i>Función objetivo</i>
<i>FOa</i>	<i>Aporte de la zona de agotamiento a la función objetivo</i>
<i>FOr</i>	<i>Aporte de la zona de agotamiento a la función objetivo</i>

Introducción

Con el desarrollo y evolución de las herramientas computacionales, las estrategias de análisis de los procesos industriales también han evolucionado drásticamente en las últimas décadas, mientras que los principios que rigen estos procesos continúan, de forma general, siendo los mismos; esto puede ser aprovechado entendiendo que los modelos matemáticos rigurosos son actualmente el soporte principal para conocer y analizar dichos procesos. Dentro de este tipo de modelos se deben destacar los dinámicos, que permiten predecir y estudiar la respuesta del sistema en situaciones o escenarios que se puedan presentar durante la operación, tales como arranque de planta, operación en estado estacionario y respuesta de la planta ante perturbaciones, entre otros.

La industria siempre ha buscado mejorar la productividad de los procesos y por consiguiente lograr un aumento en la competitividad; para esto se busca también mejorar la eficiencia de dichos procesos. Por supuesto una forma para mejorar la eficiencia es conocer el comportamiento dinámico de dichos procesos, base fundamental de los sistemas de control y manuales de operación, entre otros.

Un problema de relevancia industrial es la predicción del comportamiento del proceso cuando es sometido a perturbaciones frecuentes, para generar estrategias tendientes a reducir los efectos, naturalmente, el comportamiento en estas situaciones es dinámico, con periodos de estado estacionario; por esta razón se hace necesario desarrollar el análisis dinámico de dichos procesos, justamente para observar su comportamiento. En el presente trabajo se busca analizar el comportamiento de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja.

El modelamiento de procesos químicos, al día de hoy, es una tarea frecuente para lo cual existen diversas plataformas o programas como Aspen Plus®, Hysys®, Chemcad®, Pro II®, Metsim®, Prosim®, Petrosim®, Unisim®, Dynsim®, Promax®, Stonner®, entre otros; sin embargo la simulación de procesos en estado dinámico está relegada a un segmento más selecto debido a que exige mayor complejidad en la formulación y solución de las ecuaciones, y también se requiere mayor experticia en el manejo del software y conocimiento del sistema a simular. En este orden de ideas se reconoció a los simuladores de procesos Hysys®, Aspen Dynamics® (complemento de

Aspen Plus), Petrosim®, Unisim®, Stonner® y Dynsim® como las herramientas usadas para simulación dinámica. En el presente trabajo se escogió Hysys® como la herramienta a emplear debido a que es un software bastante usado tanto en la industria como a nivel académico, es especialmente diseñado para procesos petroquímicos (como el caso de estudio de este trabajo), además es ampliamente comercial y de fácil acceso.

En este punto debe mencionarse que los modelos que usa Hysys® corresponden a modelos de caja gris, que son modelos intermedios entre modelos de caja blanca y modelos de caja negra. Los modelos de caja blanca son un reflejo de todas las propiedades del sistema real. Se requiere un conocimiento de los principios físicos involucrados para hacer dicho modelo. Todas las constantes y naturalmente todas las variables deben ser conocidas a priori, y por obvias razones a este modelo de caja blanca se le conoce también como el modelo físico. Los modelos de caja negra emergen completamente a partir de datos, sin importar que significado tengan sus parámetros, en otras palabras, los parámetros de estos modelos no tienen algún significado físico y simplemente se ajustan para reproducir los datos. Lógicamente, los modelos con características combinadas (donde algunos parámetros tienen significado físico y otros no) son los modelos mencionados de caja gris.

En el procesamiento de hidrocarburos, la dificultad de caracterizar completamente las mezclas, hace que el uso del simulador Hysys® y sus modelos de caja gris sean válidos y de gran utilidad para desarrollar satisfactoriamente el presente trabajo.

Retomando el tema referente a la simulación, la simulación en el análisis de procesos trae consigo ventajas como: generar más elementos de juicio para tomar decisiones alrededor del proceso (González, Ibarra, Félix, & Ríos, 2008); adicionalmente, la simulación en ningún momento interfiere con algún sistema real y por medio de la simulación se puede estudiar las interacciones que existen entre las variables del proceso y, de este modo, determinar cuáles de ellas son las más importantes para, por ejemplo, el control de la operación.

Una dificultad en el uso de las simulaciones radica en las consideraciones de las restricciones y condiciones para analizar las soluciones, como las que se originan a partir de incertezas en el mercado del producto y de limitaciones en las condiciones operacionales. De esta forma, es claro que la simulación no produce respuestas por sí misma, además resulta ser única para cada sistema y por lo tanto las soluciones y análisis a partir de ella no son fácilmente extrapolables para otros casos de estudio.

La intención u objetivo del presente trabajo es estudiar la operación en estado estacionario y dinámico de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de

Barrancabermeja, naturalmente, partiendo de la simulación del sistema. Para disminuir la incertidumbre en los resultados se debieron validar los modelos de la sección en estado dinámico y estacionario, y se estudio la respuesta ante diferentes escenarios para establecer procedimientos ante dichos escenarios.

Indiscutiblemente la forma correcta de analizar la sección de refrigeración de la planta de alquilación es simulando toda la planta y observando el papel de dicha sección en la planta. Por obvias razones el alcance de un trabajo de esa naturaleza es distante al alcance del presente trabajo, así que todos los análisis presentados parten de la idea de tener condiciones constantes a la entrada de la sección de refrigeración y de este modo estudiar esta sección como un todo siendo un ente aislado.

1. Simulación en estado estacionario

En este capítulo se presenta la simulación y validación de la simulación para la sección de refrigeración en la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja. En primera instancia se tuvo la siguiente información de partida: Nueve diagramas (9) "P&ID" de la sección de refrigeración, junto con las tendencias PI diarias entre 2009 y 2010, que corresponden al comportamiento de doce (12) variables punto a punto para cada hora; dichas variables corresponden principalmente a temperaturas, presiones y flujos en ciertos equipos en la planta. También se tuvo el comportamiento punto a punto de las veintidós (22) variables involucradas en los doce (12) lazos de la sección; los puntos fueron tomados cada treinta segundos, entre el 21 de enero de 2010 a las 16:13:45 y el 2 de febrero de 2010 a las 17:29:15, completando 34711 mediciones, dichas variables corresponden también principalmente a temperaturas, presiones y flujos en ciertos equipos en la planta. La primera actividad desarrollada consistió en construir el diagrama de flujo del proceso (PFD) a partir de los diagramas P&ID que se tienen de la planta. Dicho diagrama se implementó en Hysys® para su posterior simulación y validación.

La siguiente etapa fue realizar la simulación en estado estacionario; por lo que, antes de ingresar los valores de flujos, temperaturas, presiones y demás variables que completan los grados de libertad del sistema, lo que permiten su simulación, es importante destacar que, debido a que las mediciones disponibles son reales, fue necesario realizar el tratamiento de los datos. Este tratamiento implicó la identificación de por lo menos una condición de estado estacionario, la identificación y eliminación de errores groseros, y la reconciliación de los datos medidos.

Los datos de mediciones en un proceso (así como los datos de experimentos en laboratorio o planta piloto) contienen errores de diferentes fuentes que se pueden clasificar en dos grupos: errores aleatorios, que tienen distribución normal, con media cero y desviación estándar conocida, y errores groseros, que se deben a problemas en la lectura o registro de los datos y que afectan drásticamente las posteriores etapas de análisis. Para el tratamiento de los datos fue necesario definir e implementar metodologías específicas, lo que se presenta en las siguientes secciones.

1.1 Descripción del proceso

Inicialmente se presenta una descripción del proceso que se lleva a cabo en la planta con el fin de entender el objeto de análisis del presente trabajo. Es de conocimiento universal que la alquilación consiste en adicionar un grupo alquilo a una molécula orgánica, los grupos alquilo más conocidos son los grupos metilo, etilo, propilo, butilo y pentilo (Branzaru, J. Stratco, 2001). Cuando se habla de refinación del petróleo, la alquilación normalmente se da entre una olefina y una parafina para obtener una isoparafina. En la planta de alquilación, la olefina utilizada es el buteno y la parafina, el isobutano, de este modo se obtendrá el iso-octano. La reacción se lleva a cabo gracias a un ácido fuerte que funciona como catalizador. En la refinería de Barrancabermeja se utiliza la tecnología Stratco para realizar el proceso de alquilación.

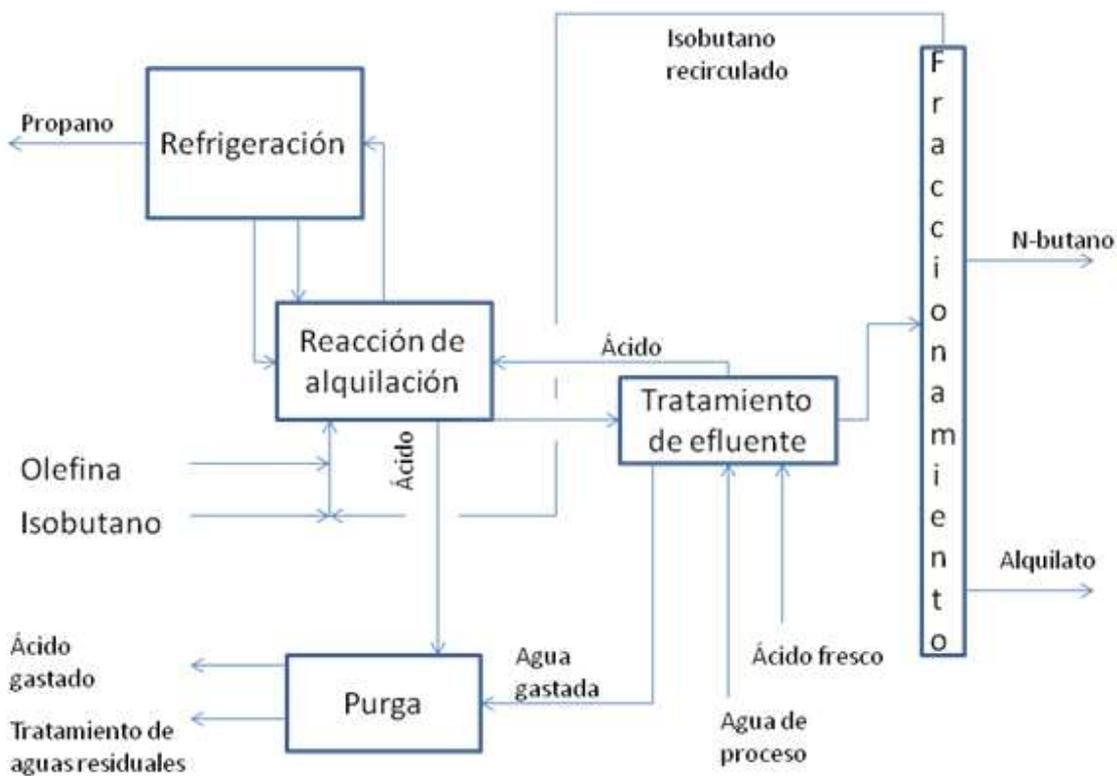


Figura 1-1: Proceso de alquilación con tecnología Stratco.

1.1.1 Tecnología Stratco

La tecnología Stratco propone usar ácido sulfúrico como catalizador de la reacción de alquilación; adicionalmente, deben

existir diversas secciones que complementan la de reacción, como lo son la sección de refrigeración, la de tratamiento de efluente, la de purga y la de fraccionamiento. La interacción entre las secciones mencionadas se ve en la Figura 1-1.

La sección de reacción es el corazón del proceso de alquilación y es ahí justamente donde los hidrocarburos reactivos se ponen en contacto con el ácido sulfúrico bajo condiciones controladas.

En la sección de refrigeración se retira el calor de reacción y también se retiran los hidrocarburos livianos de la planta.

En la sección de tratamiento de efluente se remueve el ácido remanente, los alquilsulfatos y los dialquilsulfatos. Esto se hace con el objetivo de evitar la corrosión aguas abajo.

La sección de fraccionamiento es donde se recupera el isobutano para ser recirculado a la sección de reacción, adicionalmente los hidrocarburos remanentes se separan como productos deseados de la planta.

Por último, la sección de purga es la sección donde se ajusta el pH del agua residual y las corrientes ácidas se neutralizan antes de ser retiradas de la planta.

Paralelamente a la reacción de alquilación ocurre la reacción de polimerización, las moléculas de las olefinas reaccionan unas con otras para producir un producto de bajo octanaje y alto punto de ebullición. Una forma de suprimir la reacción de polimerización es llevar a cabo la reacción a bajas temperaturas, por lo tanto la sección de refrigeración a parte de retirar el calor de reacción, estaría evitando la reacción de polimerización indirectamente.

Como ha sido mencionado, la sección de interés del presente trabajo es la de refrigeración, que permite mantener una temperatura controlada en la sección de reacción. El diseño Stratco sugiere utilizar el mismo fluido de proceso como refrigerante, es por eso que esta tecnología se conoce como de autorefrigeración. A grandes rasgos, se tiene que los vapores producidos en el reactor se comprimen, luego se condensan, se flashean, se les retira los livianos y se envían de nuevo a la sección de reacción.

Stratco propone 3 configuraciones para la sección de refrigeración: la refrigeración simple, con economizador, y con economizador y condensador parcial; las cuales se aprecian en las siguientes figuras:

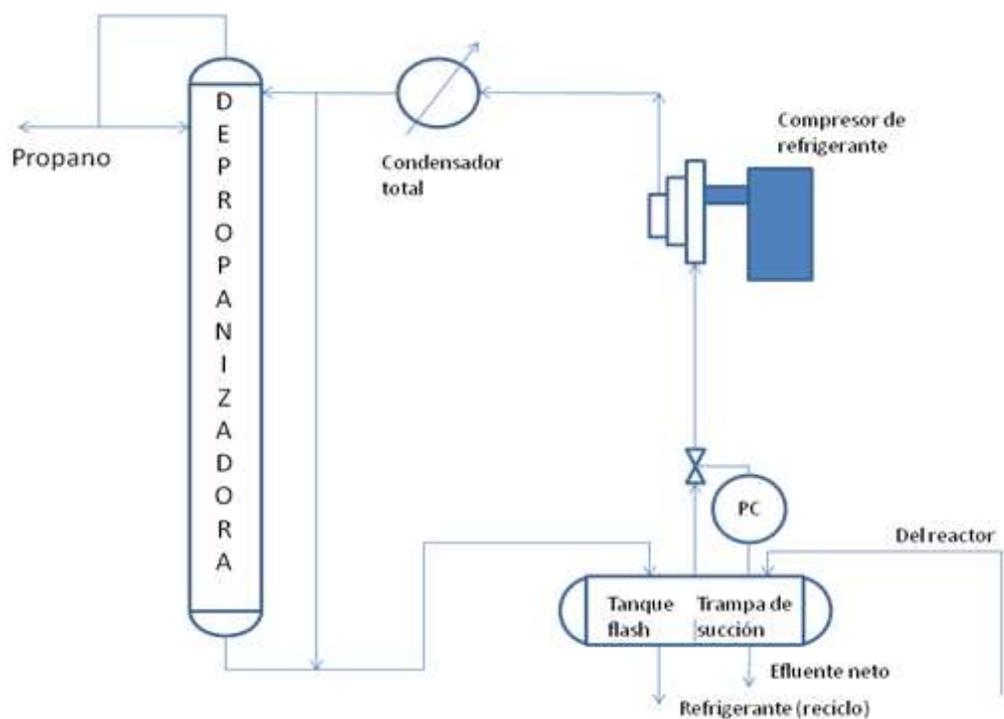


Figura 1-2: Tecnología Stratco con refrigeración simple.

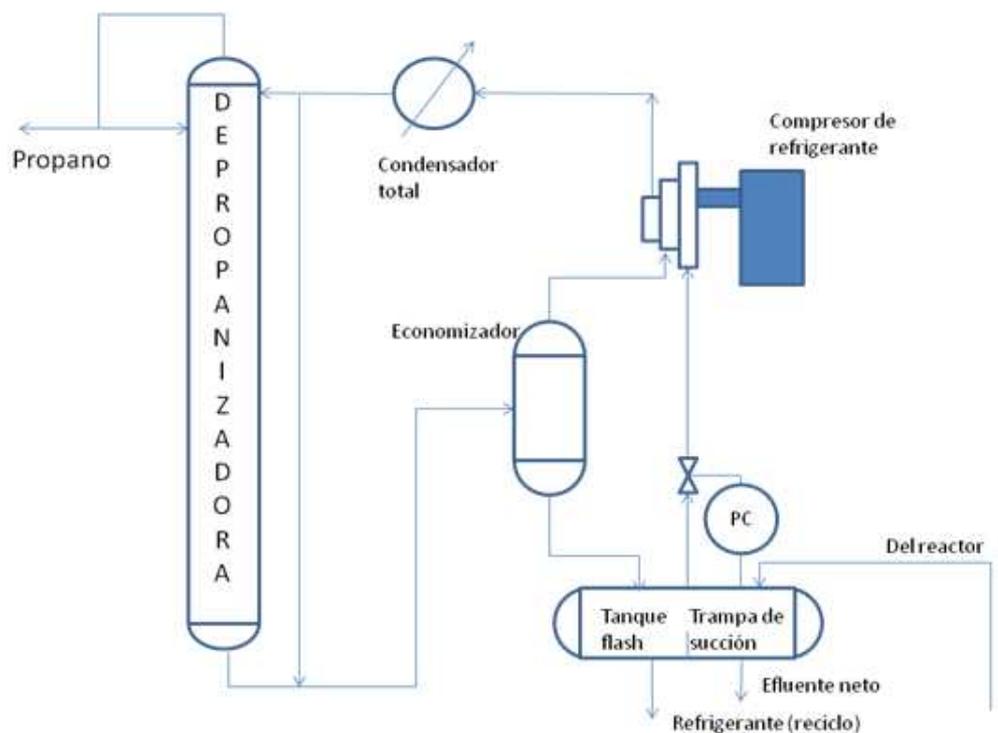


Figura 1-3: Tecnología Stratco con refrigeración con economizador.

La configuración implementada en la refinería de Barrancabermeja es la de refrigeración con economizador. La selección de la configuración depende de la cantidad de livianos que ingresan a la sección por la corriente de alimentación, siendo la refrigeración simple la configuración óptima cuando ingresan menos livianos, mientras que la refrigeración con economizador y condensador parcial es la configuración óptima cuando ingresa mayor cantidad de livianos.

Naturalmente, el alimento a la depropanizadora debe ser despojado de residuos de la reacción por medio de soda cáustica. El tratamiento normalmente se lleva a cabo con un tanque de lavado con soda y su correspondiente coalescedor posterior, que evita arrastres de soda a la torre.

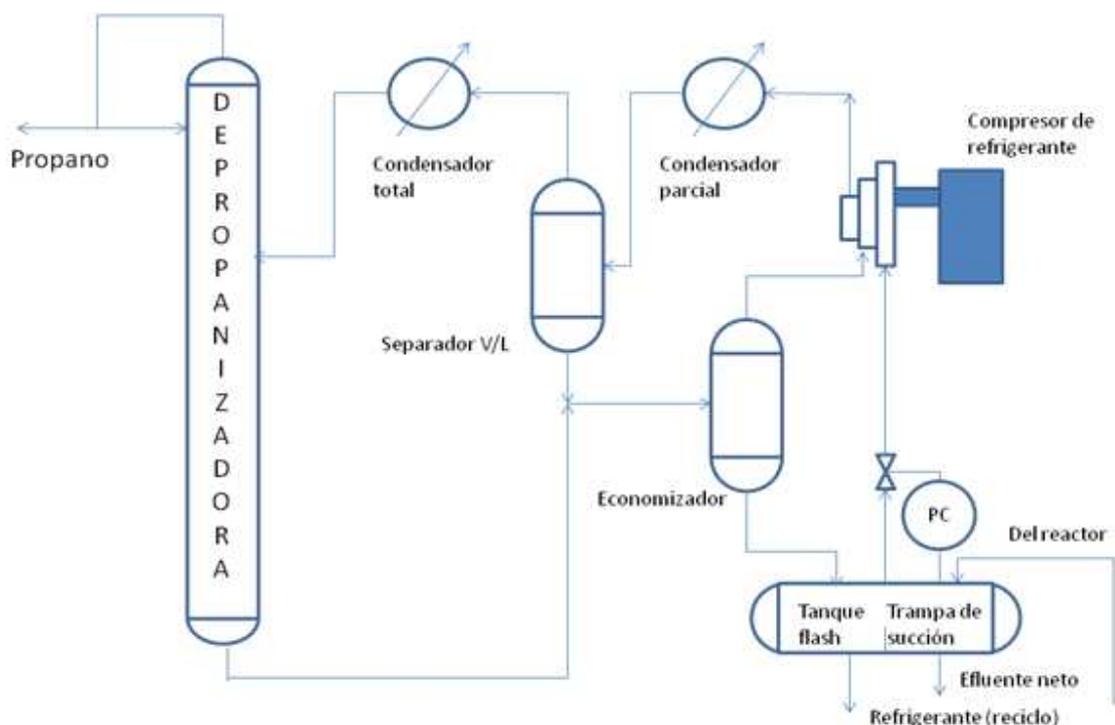


Figura 1-4: Tecnología Stratco con economizador y condensador parcial.

Las variables de proceso como lo son temperaturas, presiones y flujos están ligadas con las características del alimento a la planta de alquilación como tal, que son únicas y específicas, y por consiguiente el proceso en cada planta es único e irrepetible.

1.1.2 Proceso de refrigeración de la planta de alquilación en la refinería de Barrancabermeja

Como se aprecia en la Figura 1-3, la corriente de entrada a la sección de refrigeración proviene de un tambor/trampa flash ubicado en la sección de reacción que para nuestro caso en particular es el D-4562, ese vapor es denominado refrigerante e ingresa al compresor (C-4561). La presión de descarga, de diseño, del compresor es 95 psig, mientras que la composición de diseño del vapor es aproximadamente 12-14% en volumen de propano. Después de comprimido, el vapor se divide en dos corrientes, una de estas corrientes pasa por una serie de condensadores (E-4562 A/B/C/D) que lo condensan a una temperatura de diseño de 112 °F utilizando agua de enfriamiento y la otra corriente es el *antisurge*.

El *surge* es una inestabilidad que afecta el sistema de compresión y se caracteriza por grandes fluctuaciones en la presión y velocidad de flujo de salida del sistema de compresión, esta inestabilidad es una condición crítica que puede llevar al rápido deterioro del compresor (Duarte, 2012). Adicionalmente, este fenómeno acarrea una pérdida de rendimiento y eficiencia en el compresor lo cual genera inestabilidad en las condiciones de proceso, lo que afecta drásticamente la operación de la planta. Para evitar el *surge* en el compresor (C-4561) basta con garantizar el flujo mínimo de entrada, lo que se logra con la corriente de reciclo, el *antisurge*.

Retomando el proceso, a partir del refrigerante, de la fracción de la descarga del compresor que se hace circular por los condensadores (E-4562 A/B/C/D), se obtiene el refrigerante condensado, el cual se recibe en un acumulador (D-4563) cuya corriente de salida se divide a dos destinos; una parte se envía a la torre depropanizadora (T-4561) y otra va a un enfriador de refrigerante (E-4563). Adicionalmente este acumulador cuenta con una salida (línea) superior que se acciona sólo en caso de sobrepresión o para alivio.

La torre depropanizadora es la encargada, como su nombre lo indica, de retirar el propano de la corriente, por su parte superior; este propano es un producto de la planta y por consiguiente no retorna al proceso; mientras que los fondos de la torre están compuestos principalmente por isobutano y deben ser enfriados para retornar nuevamente al proceso de alquilación.

El enfriador de refrigerante (E-4563) está diseñado para llevar esta corriente a una temperatura de 100 °F por medio de agua de enfriamiento, posteriormente el refrigerante es flasheado a una presión de diseño de 31 psig para ser alimentado al economizador (D-4567). Debido a que la corriente entra parcialmente vaporizada al economizador, este alcanza una temperatura de diseño de aproximadamente 62 °F.

El vapor del economizador entra a la segunda etapa del compresor, mientras que el líquido del economizador es flasheado y llevado a una temperatura de diseño de 18 °F para ser nuevamente enviado al tambor/trampa flash. Vale la pena aclarar que el economizador ahorra aproximadamente el 7% del requerimiento de energía del compresor. El PFD de la sección de refrigeración se puede apreciar en la Figura 1-5.

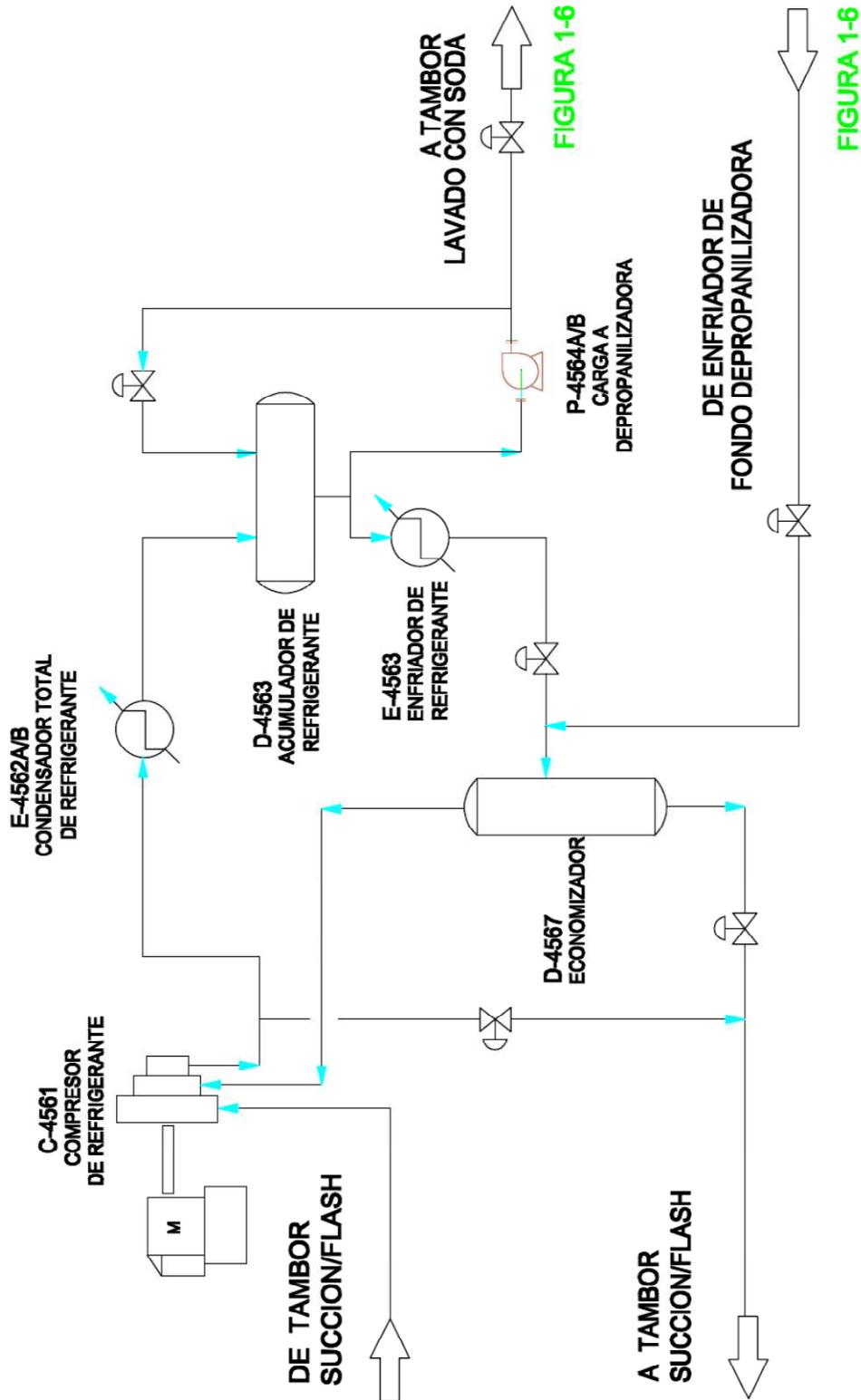


Figura 1-5: PFD sección de refrigeración.

Como se mencionó anteriormente, parte del refrigerante que sale del acumulador (D-4563) va a la torre depropanizadora (T-4561), esto permite eliminar de la unidad de alquilación el propano que entra en las corrientes de carga y que se genera en el reactor. La mayor parte del isobutano y n-butano que están en la corriente de refrigerante condensado será recuperada como fondo de la depropanizadora para luego ser retornada a la zona de reacción.

La carga de la torre depropanizadora viene del acumulador (D-4563) y debe ser tratada en un tambor de lavado cáustico (D-4564) con el fin de neutralizar cualquier traza de componentes ácidos (SO_2) antes de ingresar a la depropanizadora. Para esta neutralización, una solución de soda fresca (12% en peso) debe adicionarse por lotes al tambor de lavado cáustico, cuando la solución de soda en el tambor llega a una concentración de 3% en peso, paralelamente la solución de soda gastada se retira también intermitentemente y se envía a un tambor desgasificador.

El hidrocarburo fluye del tambor de lavado cáustico a un coalescedor (D-4565) que evita el arrastre de soda a la torre depropanizadora. El efluente del coalescedor intercambia calor con los fondos de la depropanizadora en el intercambiador (E-4574) donde se calienta a una temperatura de diseño de 165 °F; este intercambiador funciona como un recuperador de energía, aprovechando energía de la corriente de fondo.

La torre depropanizadora tiene las siguientes especificaciones de diseño:

- 36 Platos reales.
- Presión de cima de 215 psig.
- El rehervidor (E-4564) utiliza vapor de baja presión.
- La carga se introduce en el plato 21 (numerando desde el condensador)
- Los vapores de cima se condensan a una temperatura de 112 °F en el condensador (E-4565).
- El condensador (E-4565) trabaja con agua de enfriamiento y su producto (principalmente propano) se acumula en el acumulador (D-4571).
- Una parte del liquido acumulado en el D-4571 se recircula a la torre y la otra se enfría en el intercambiador (E-4573) a una temperatura de 100 °F para ser almacenado como LPG.
- La temperatura de los fondos es de 192 °F.

La temperatura del producto de fondos se reduce a 141 °F en el intercambiador (E-4574) y posteriormente a 100 °F en el intercambiador (E-4575), valores de diseño, estos fondos posteriormente se flashean para ser mezclados con la corriente de salida del enfriador (E-4563). Dicha mezcla ingresa finalmente al economizador. El PFD de la sección de refrigeración que involucra la torre depropanizadora se puede apreciar en la Figura 1-6.

Para asegurar la pureza de los productos, el diseño de la columna está sobredimensionado aumentando el número de etapas de separación respecto a las mínimas necesarias. Los resultados de una simulación corta en Hysys® para la mezcla de isobutano y propano que son los componentes claves del alimento, muestra que el número mínimo de etapas es 22.7 (ver Tabla 1-1) y que el diseño con 36 platos genera una operación con un gasto energético moderado de 96.30 Btu/kg isobutano que equivale al 135.5% del mínimo que se obtendría con infinitas etapas.

Tabla 1-1 Análisis de número de etapas necesario para la separación propano-isobutano.

Relación de reflujo	Número de etapas	Calor al rehedvidor (Btu/kg isobutano)
∞	22.70	∞
2.000 Reflujo mínimo	31.32	116.7
1.553 Reflujo mínimo	36.00	96.30
1.500 Reflujo mínimo	36.94	93.88
1.100 Reflujo mínimo	54.47	75.63
Reflujo mínimo	∞	71.08

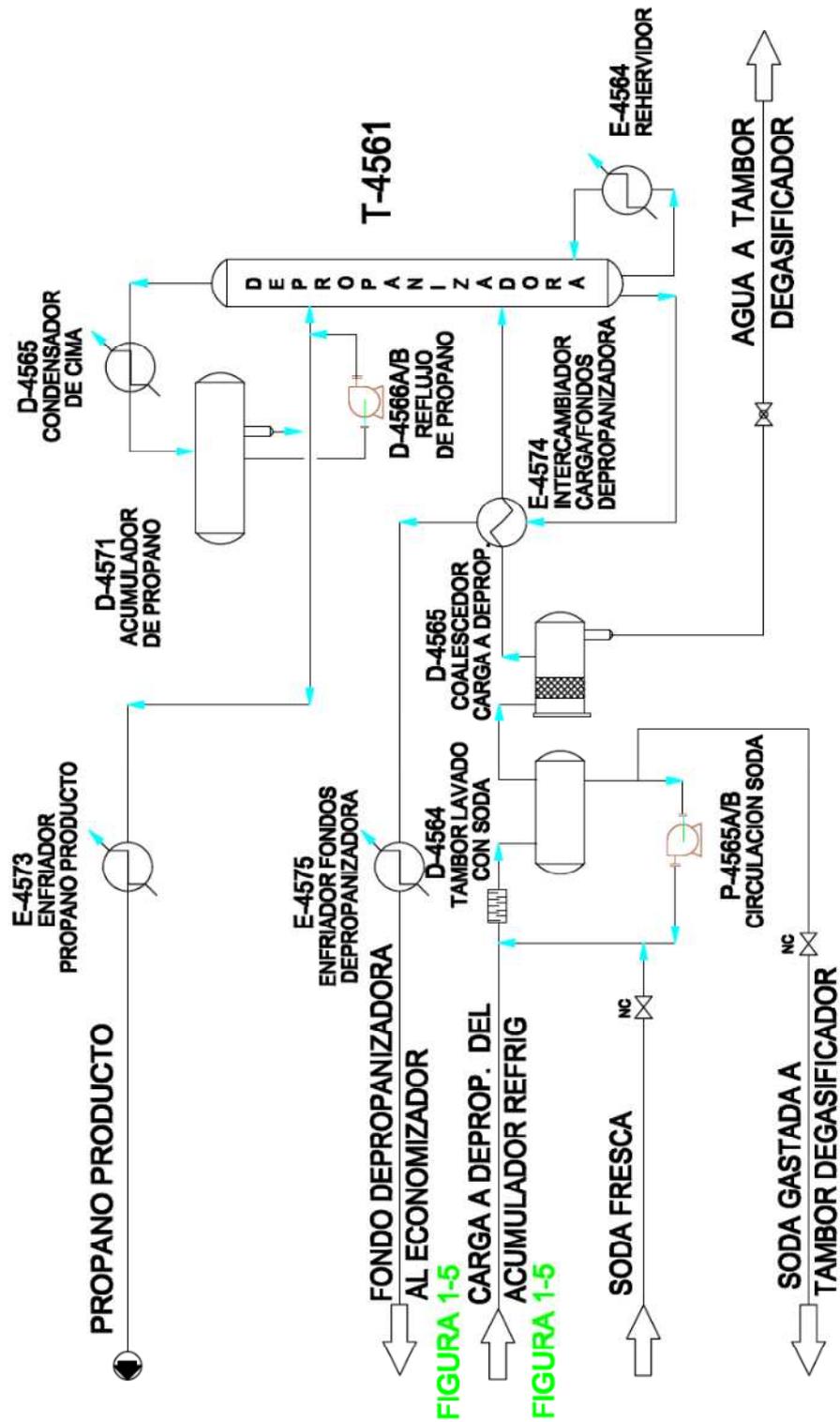


Figura 1-6: PFD del acondicionamiento de la carga para la torre depropanizadora.

1.2 Identificación del estado estacionario

La identificación de un estado estacionario es crítica para el análisis de procesos, especialmente para aquellos en ingeniería química donde el estado del sistema puede estar variando. Existen diversas metodologías para el reconocimiento del estado estacionario, pasando por algunas complejas como *wavelet based* (Jiang, Chen, He, & Stuart, 2003), hasta llegar a las más sencillas como la identificación visual.

Para análisis de optimización y control *on-line* de procesos la identificación debe ser desarrollada automáticamente mediante un software que permita identificar el inicio o final de un periodo de estado estacionario, con un retraso aceptable en el tiempo, de forma que se pueda proceder a tomar las acciones correctivas (de control) oportunamente. Mientras que, para la implementación y validación de una simulación, la identificación del estado estacionario debe ser rigurosa, pero no es necesario que sea realizada de forma automática y en corto periodo de tiempo.

1.2.1 Análisis de metodologías para la identificación del estado estacionario

A continuación se presenta una recopilación de algunos de los métodos más utilizados para la identificación de estado estacionario, los cuales han sido estudiados con mayor detalle por otros autores (Le Roux, Santoro, Sotelo, & Joulia, 2008):

- **Prueba F modificada:** Se propone utilizar la prueba F (*F-test*) de la relación (R) entre dos estimados de la varianza del "ruido" del sistema, una de estas varianzas se calculan a partir de los datos originales, mientras la otra utiliza los datos filtrados. Para los parámetros del filtro (λ_1 , λ_2 y λ_3) se deben definir valores entre 0 y 1, estos valores definen la importancia de los valores actuales en comparación con los valores pasados, en el proceso de filtrado de los datos.
Si la relación R , que es evaluada en cada paso, es cercana a 1, se puede decir que el sistema está en estado estacionario. Hay un valor crítico para R que define la máxima variabilidad permitida. Algunos autores presentan métodos para sintonizar empíricamente los parámetros, lo que permite obtener mejores resultados con este método (Cao, & Rhinehart, 1995).
- **Prueba de los arreglos reversos (RAT: Reverse Arrangements Test):** En esta prueba se calcula una variable estadística (A) con el fin de evaluar la tendencia de una serie en el tiempo. Diversos trabajos presentan los valores estándar para la variable A y presentan el procedimiento detallado

para calcularla (Bendat & Piersol, 1985). Lo importante es saber que si el valor de A es muy grande o muy pequeño, comparado con los valores estándar calculados, hay una tendencia significativa en los datos y no se podría decir que el sistema está en estado estacionario. Naturalmente, esta prueba se aplica sobre una ventana de datos con un tamaño predeterminado.

- **Prueba Rank von Neumann:** Aunque la identificación del estado estacionario no es el objetivo de esta técnica, esta indica si la serie de tiempo tiene o no correlación, y puede ser usada para inferir si hay ruido en un comportamiento de estado estacionario. En esta prueba, se debe calcular la variable v a partir de la serie de datos, cuya distribución se espera normal con una media y una desviación estándar conocidas, para determinar el estado estacionario de un grupo de puntos (Madansky, 1988; Bartels, 1982).

- **Prueba de interpolación polinomial (PIT: *Polynomial Interpolation Test*):** 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 lógicamente intentarán reproducir mejor el ruido (Savitzky & Golay, 1964).

El análisis realizado por Le Roux y colaboradores muestra que:

- 1) La prueba de interpolación polinomial suele funcionar mejor que las otras pruebas descritas.
- 2) El tamaño de la ventana es el parámetro más importante para la ejecución de las pruebas.
- 3) La selección de este tamaño puede ajustarse para manejar situaciones donde el proceso sea más sensible a pequeños cambios.

La ventaja que tiene la prueba de interpolación polinomial en comparación con los demás métodos, es su facilidad de implementación e interpretación, pues el parámetro estimado (pendiente del polinomio ajustado) es de fácil comprensión. Adicionalmente, graficando las derivadas se pueden verificar los resultados obtenidos.

Así mismo, las principales desventajas que tienen las pruebas F modificada, de arreglos reversos y de Rank Von Neumann están ligadas con la complejidad o falta de practicidad en el cálculo de las variables que usa cada prueba como lo son, por ejemplo, R, A y v.

1.2.2 Metodología implementada para la identificación del estado estacionario

Considerando que, en el presente trabajo, el estado estacionario se debió identificar para generar la información necesaria en la validación de la simulación, y no para el control u optimización *on-line* del proceso; se debió garantizar la identificación de un "verdadero" estado estacionario, sin importar el tiempo de ejecución de esta etapa de análisis; de esta forma, no fue necesario desarrollar una herramienta automática que permita realizar esta tarea simultáneamente con la adquisición de los datos. La identificación del estado estacionario fue realizada mediante la siguiente metodología:

- 1) Selección de las variables fundamentales para definir el estado del proceso.
- 2) Identificación visual del estado estacionario, empleando gráficas del comportamiento de las variables en el tiempo.
- 3) Verificación del estado estacionario, empleando la prueba de interpolación polinomial (PIT) con una ventana de cinco elementos y polinomio de segundo grado para la interpolación.

- **Selección de las variables**

Inicialmente se graficaron las variables de planta en el tiempo (ver Anexo A) y se tomaron nueve variables asociadas a la torre depropanizadora (T-4561). Estas variables son las temperaturas de fondo, de la salida del rehervidor, de los platos 32 y 5, de cima, del condensador; los flujos de reflujo, de vapor al rehervidor y de carga de refrigerante. Naturalmente, dentro de la sección de refrigeración, la torre depropanizadora es el equipo más complejo y también el que requiere mayor tiempo de estabilización, por lo que en este análisis sus variables son las fundamentales para la identificación del estado estacionario.

Para identificar estados estacionarios, no es común analizar flujos en la planta ya que podría haber cambios bruscos en dichas variables sin que el sistema haya salido del estado estacionario; por ejemplo cuando hay acumulación en algún tanque o equipo. En este sentido, tiene más lógica basar la identificación del estado estacionario, por ejemplo, en el análisis de temperaturas en el proceso, ya que cuando la temperatura permanece constante es porque el sistema está operando, con seguridad, en estado

estacionario; también se puede hacer la afirmación contraria: si la temperatura de un proceso no es constante, no se presenta estado estacionario.

- **Determinación visual del estado estacionario**

Como fue mencionado anteriormente, la definición de la ventana de análisis es fundamental para la correcta identificación del estado estacionario. Se presenta como ejemplo un grupo de las variables escogidas: la Figura 1-7 muestra el comportamiento de las temperaturas de la torre durante todo el mes de enero de 2010, se puede observar que el intervalo de tiempo escogido es muy amplio, por lo cual, no se puede reconocer un instante de estado estacionario. Así mismo, ventanas de tiempo de un día o menores podrían no contener periodos de estado estacionario; por lo tanto, en un procedimiento de ensayo y error, se llegó a que un buen tamaño para la ventana de análisis es de 5 días.

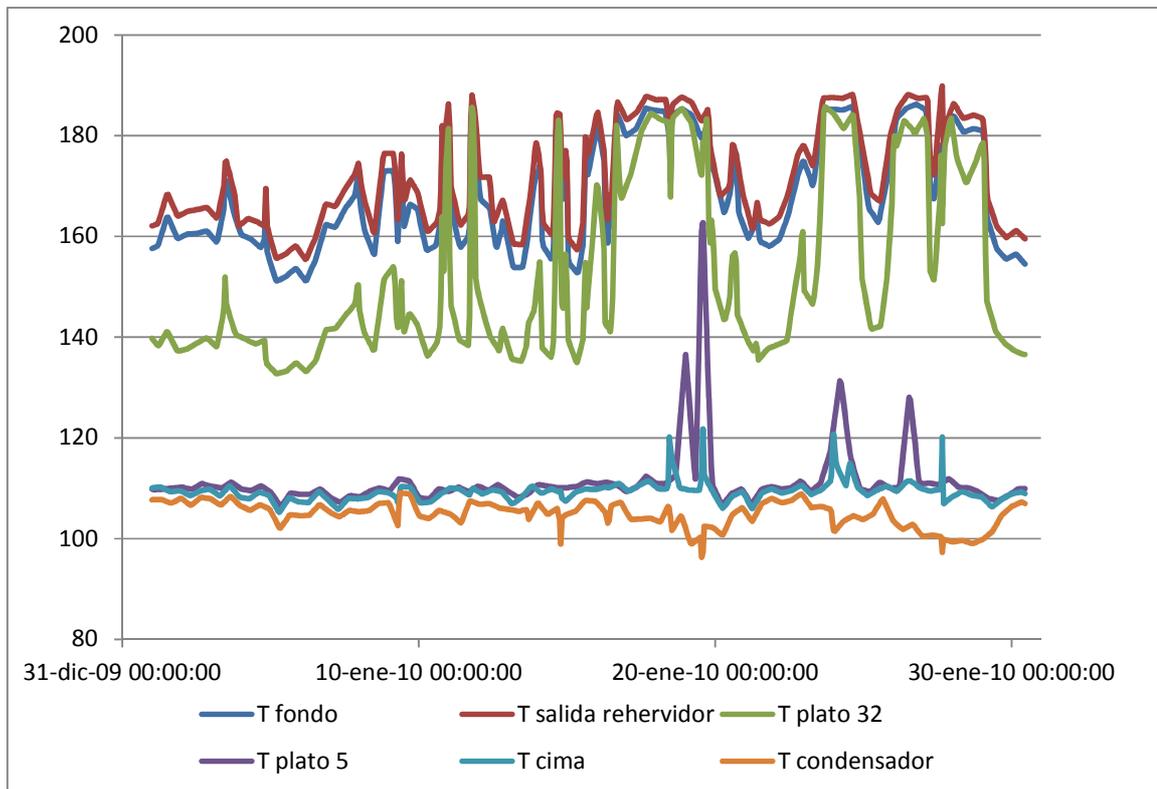


Figura 1-7: Perfiles de Temperatura en la torre depropanizadora para enero de 2010 (°F).

Los datos que se utilizaron para identificación visual, fueron alrededor del 21 de enero de 2010 (día del cual se tiene información punto a punto en intervalos de 30 segundos), empezando el 19 de enero y terminando el 24. A este lapso de tiempo se va a llamar ventana para identificación visual. Las siguientes figuras presentan el comportamiento de las variables seleccionadas en la

ventana para identificación visual mencionada, en estas gráficas se aprecia un posible estado estacionario a las 20:00 del 21 de enero, luego se procede a la verificación de esta observación.

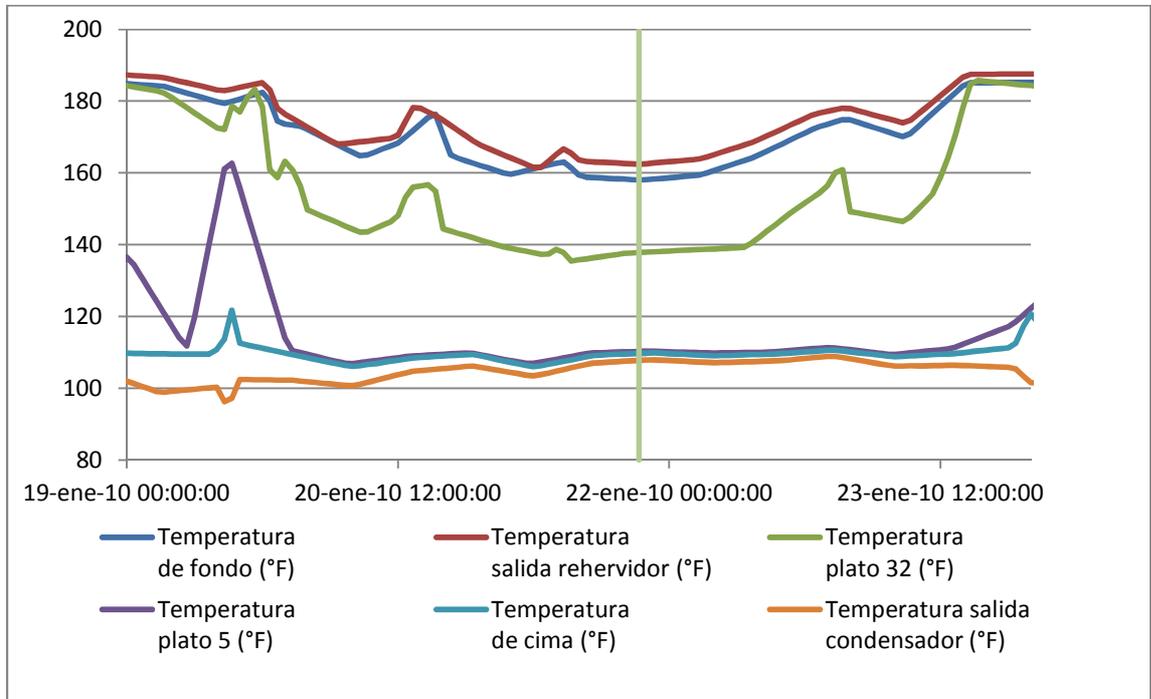


Figura 1-8: Perfiles de Temperatura en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F).

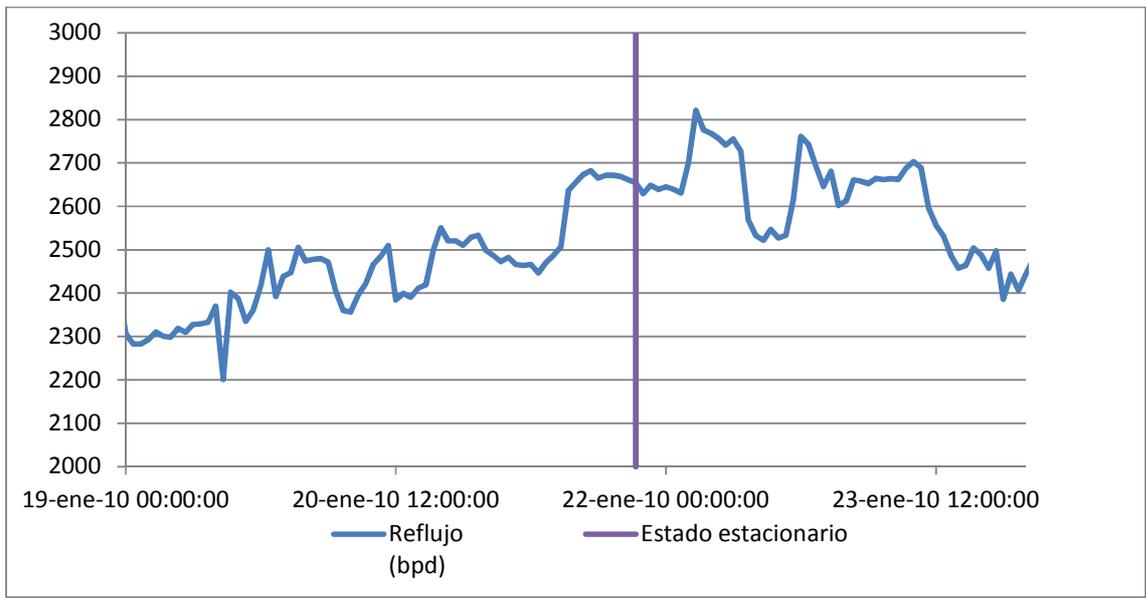


Figura 1-9: Perfil de Reflujo en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (bpd).

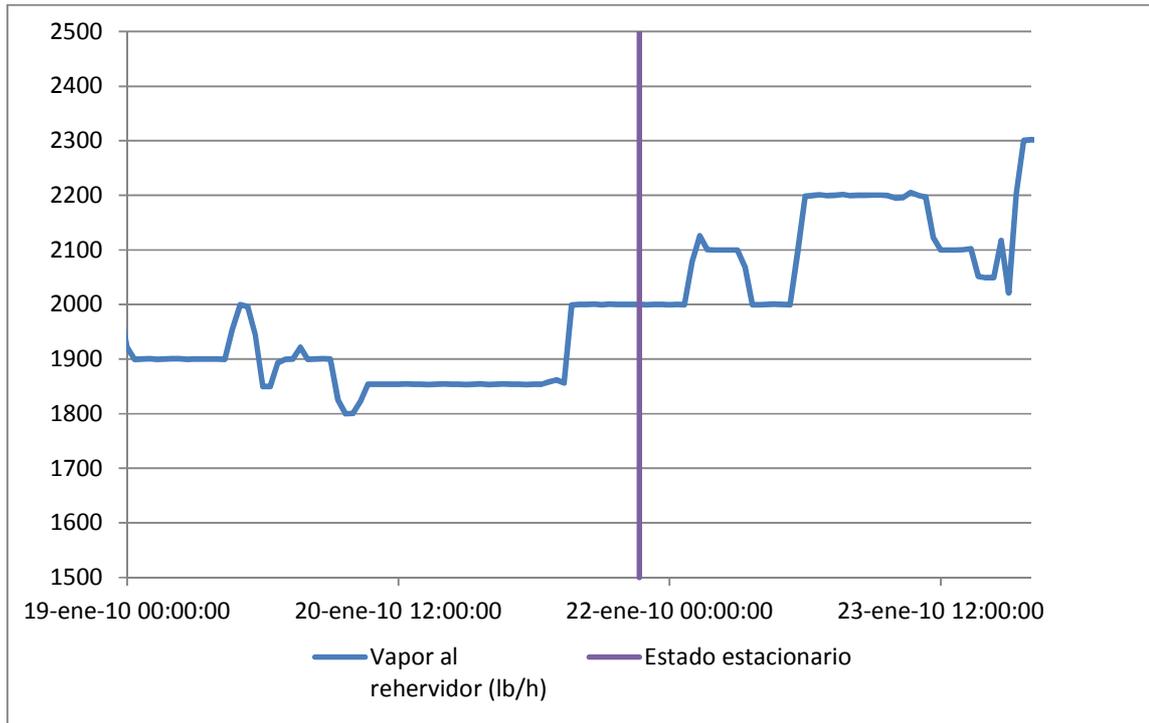


Figura 1-10: Perfil del flujo de vapor al rehervidor en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (lb/h).

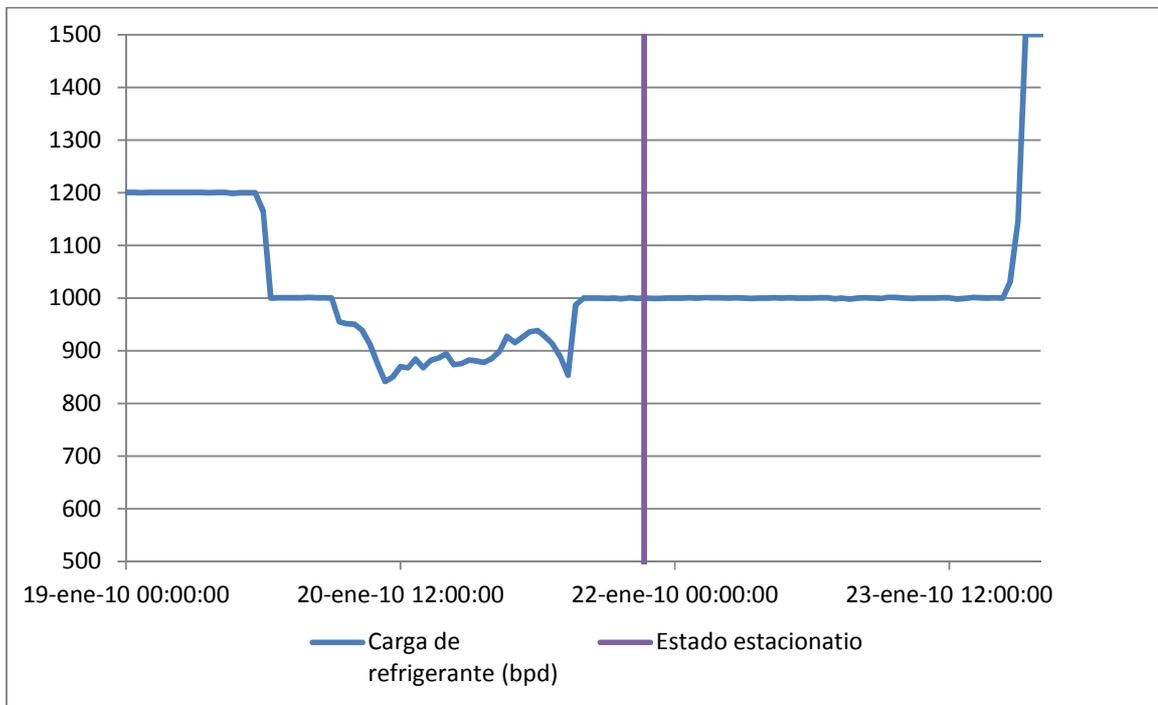


Figura 1-11: Perfil de carga de refrigerante en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (bpd).

- **Verificación del estado estacionario con el método PIT**

Una vez fue identificado un supuesto periodo de estado estacionario, mediante las ventanas de identificación visual, se realizó la verificación con la prueba de interpolación polinomial (PIT), empleando una ventana móvil de cinco puntos, esta pequeña ventana se llamó ventana para la prueba de interpolación polinomial. Naturalmente, la derivada en el punto encontrado debe tener un valor próximo a cero, lo cual sustentaría la existencia de estado estacionario.

Los polinomios que se usaron para la PIT son de segundo orden, Ecuación (1.1).

$$x = at^2 + bt + c \quad (1.1)$$

donde x es la variable (temperatura, reflujo, etc.) y t es el tiempo.

De este modo se tiene que la derivada de la variable con respecto al tiempo es de primer orden, Ecuación (1.2).

$$\frac{dx}{dt} = 2at + b \quad (1.2)$$

En la siguiente figura se presenta una ventana para prueba de interpolación polinomial sobre una variable escogida al azar. Se aprecia la recta tangente en el punto identificado como estado estacionario y en dos puntos diferentes. Para cada punto la recta tangente se obtiene a partir de un polinomio de interpolación distinto:

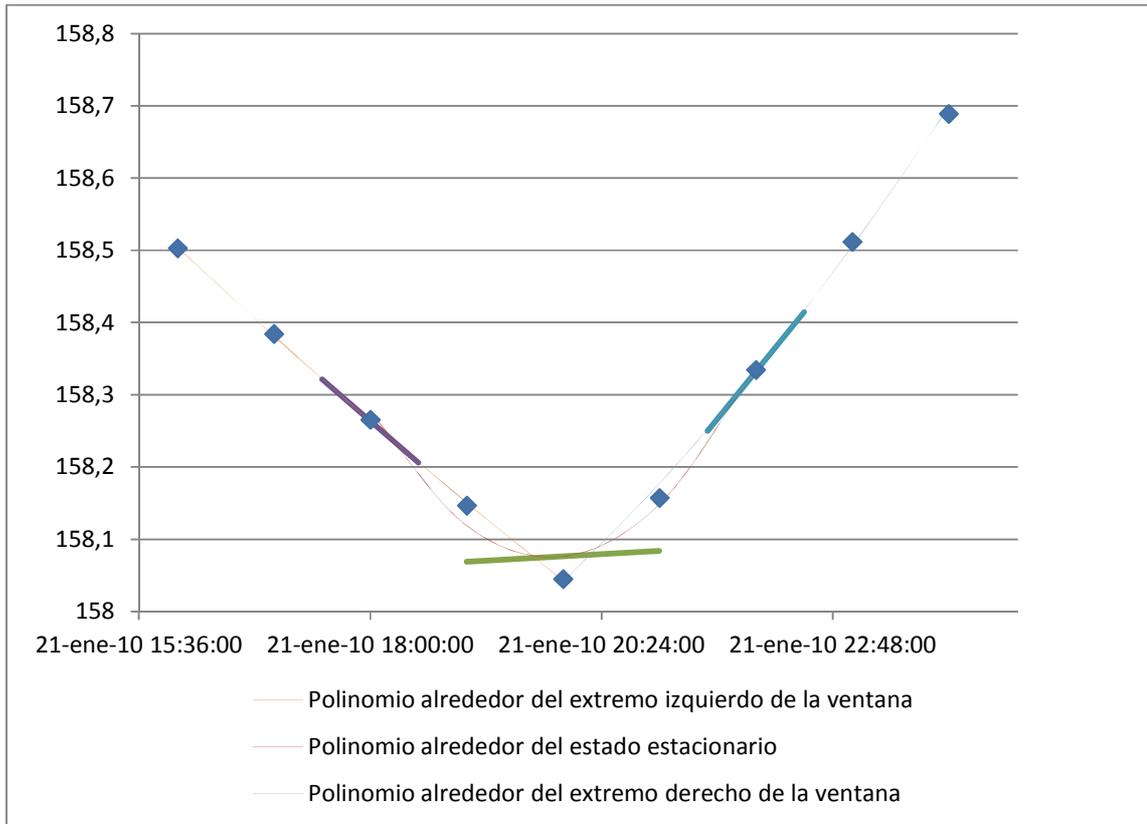


Figura 1-12: Análisis de PIT para verificación del estado estacionario en la temperatura de fondo (°F).

A modo de ejemplo, en el Anexo B, se presenta una muestra de cálculo de la prueba de interpolación polinomial.

A continuación se grafican las derivadas en el tiempo, para un grupo de variables donde se puede observar que para el instante seleccionado las variaciones de las variables (derivadas) son prácticamente nulas.

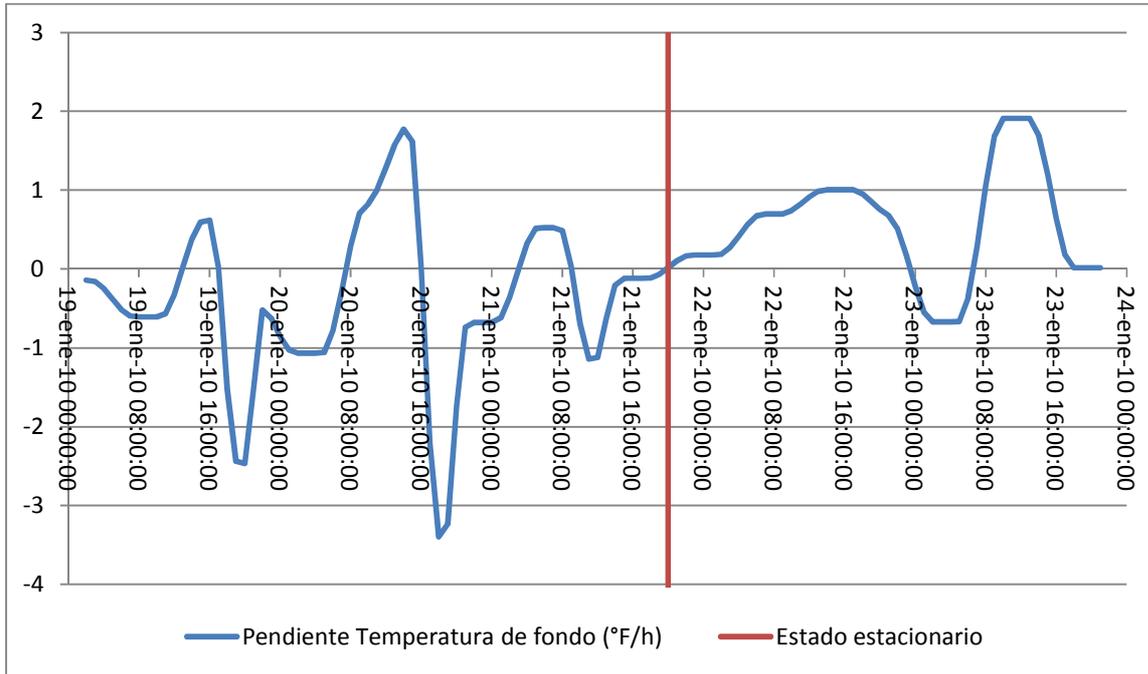


Figura 1-13: Derivada de la temperatura de fondo en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).

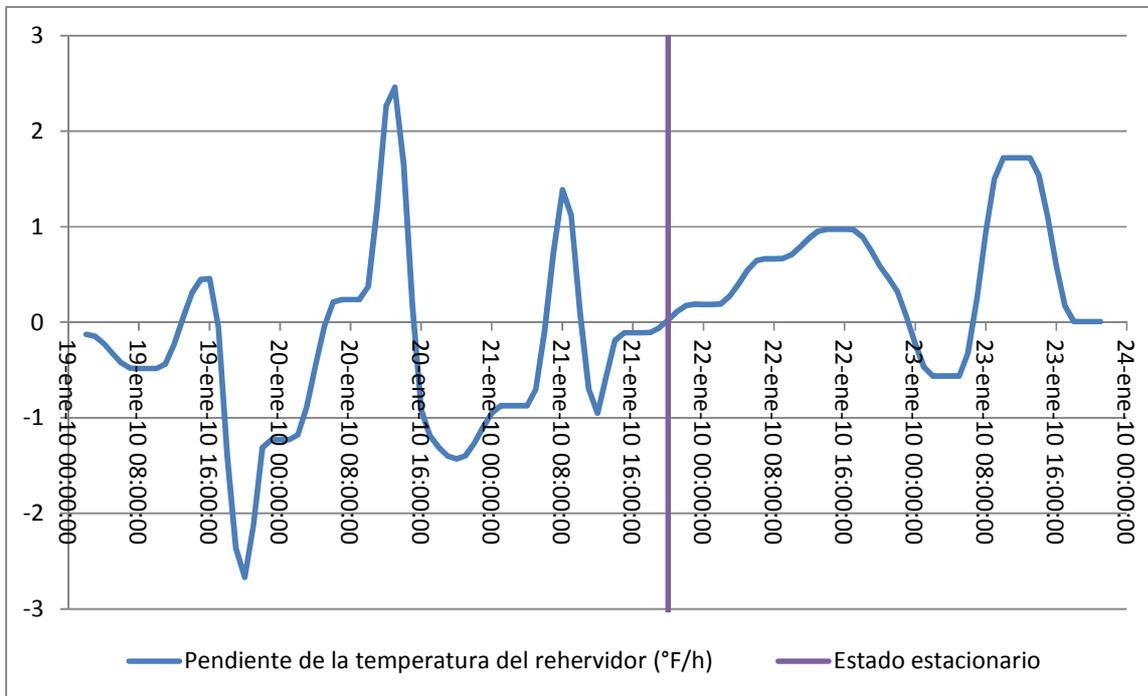


Figura 1-14: Derivada de la temperatura del rehervidor en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).

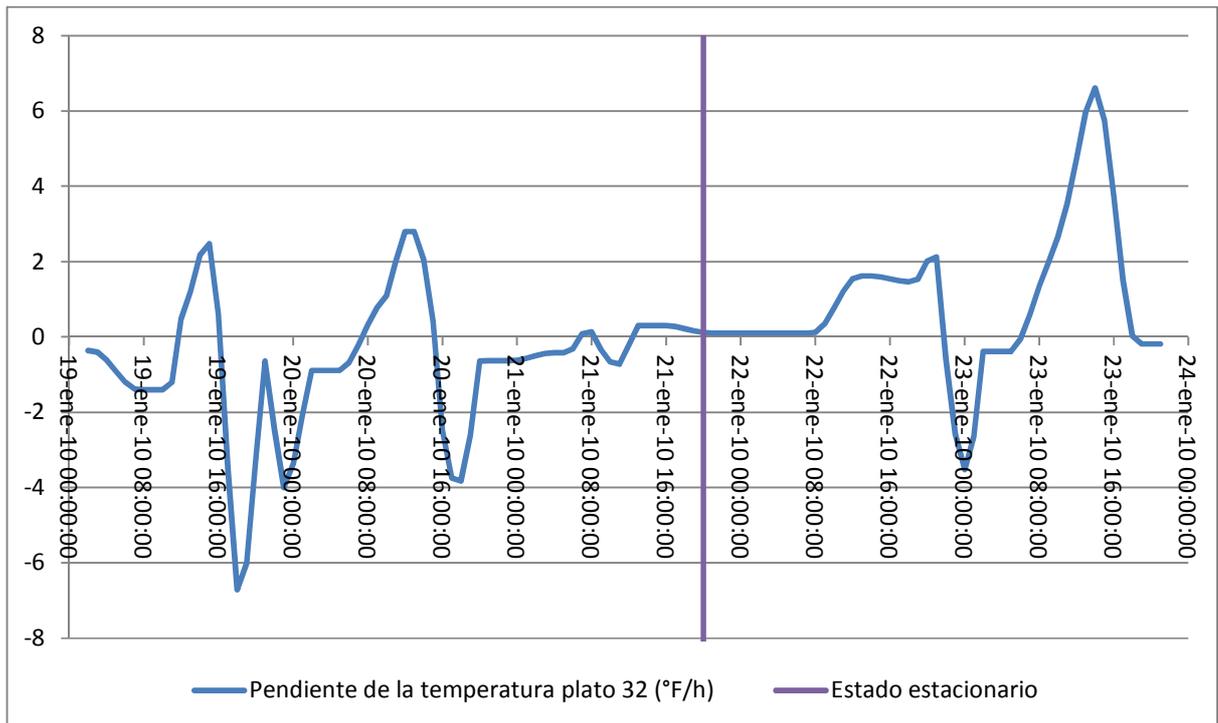


Figura 1-15: Derivada de la temperatura del plato 32 en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).

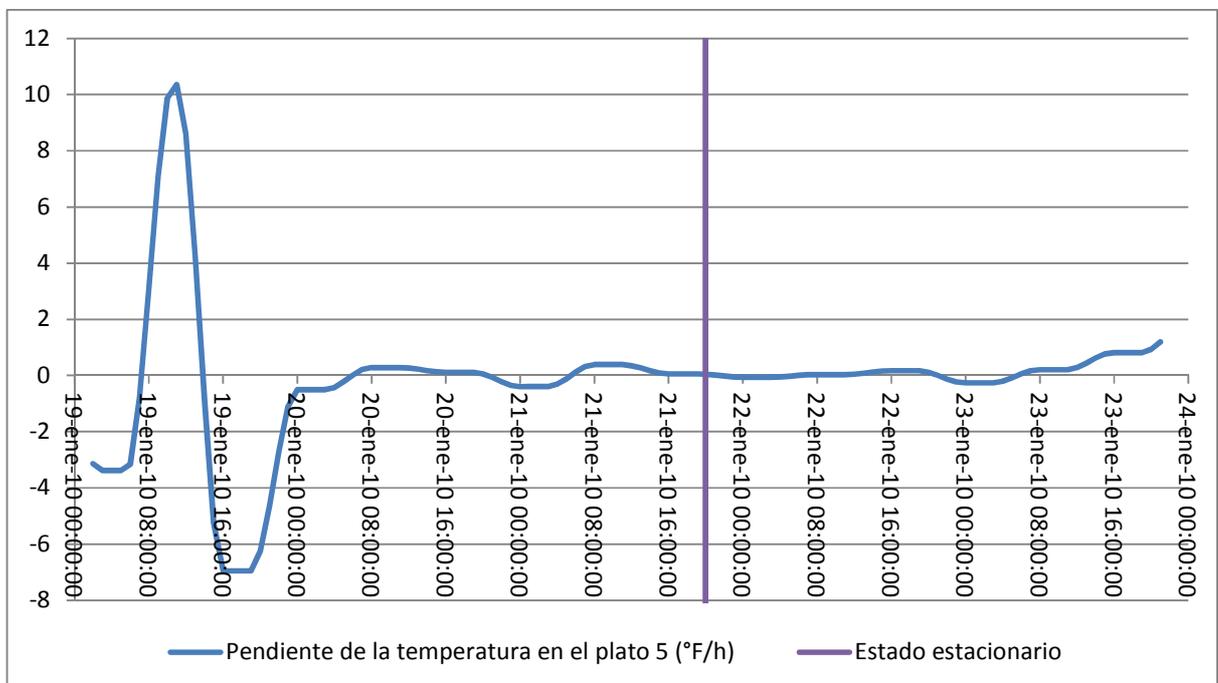


Figura 1-16: Derivada de la temperatura del plato 5 en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).

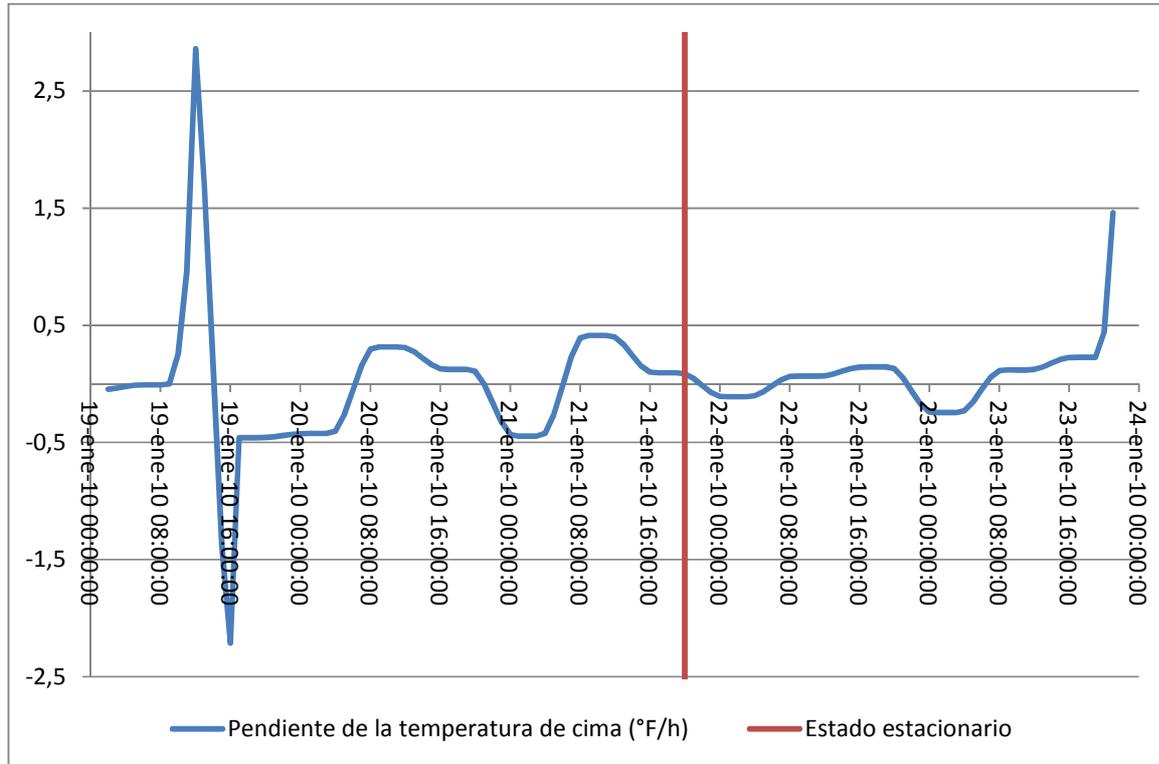


Figura 1-17: Derivada de la temperatura de cima en la torre depropanizadora para la ventana de inspección (°F/h).

Considerando que las pendientes en el instante en que se identifica el estado estacionario tienen valores muy próximos a cero, se puede afirmar que la identificación visual del mismo fue válida.

1.3 Análisis de reconciliación de datos

La simulación de procesos en ingeniería química requiere además de un modelamiento adecuado, reconciliación de los datos de proceso. Esta reconciliación permite establecer concordancia entre datos medidos y los balances de masa y energía, en otras palabras, o de forma específica, se puede establecer que la reconciliación de datos se usa para especificar el estatus del modelo de la planta y para la estimación de parámetros que permitan emparejar la realidad con la simulación.

La reconciliación de datos ajusta las mediciones con errores aleatorios mediante el cumplimiento de los balances de masa y energía, y es una forma para mejorar la calidad de las medidas tomadas del proceso, normalmente mediante el DCS (*Device Control System*) o algún otro sistema.

Adicionalmente a la reconciliación de datos es necesaria la eliminación de los errores menos frecuentes denominados errores groseros, que se hace justamente por medio de técnicas específicas. Naturalmente, es importante eliminar estos errores ya que su existencia modifica sustancialmente el valor promedio de los datos o la regresión de los mismos. Dicha eliminación puede hacerse al tiempo con la reconciliación de datos o con anterioridad.

1.3.1 Efecto de los errores groseros en el análisis de los datos

El principal problema generado por la presencia de errores groseros en los datos obtenidos de las mediciones del proceso es la distorsión que estos errores generan en los resultados. Para ilustrar algunas distorsiones posibles consideraremos el análisis de los datos medidos para una variable cuyo valor real y constante es de 100 (unidades arbitrarias), si la variable es medida 20 veces en el tiempo y la medición tiene un error con distribución normal y desviación estándar igual a 1 (unidades arbitrarias). Los datos medidos tendrían un comportamiento como el presentado en la Figura 1-18.

Del análisis de los datos se calcula una media con valor muy cercano al verdadero (100.08 vs 100) y no se observa una tendencia de los datos en el tiempo.

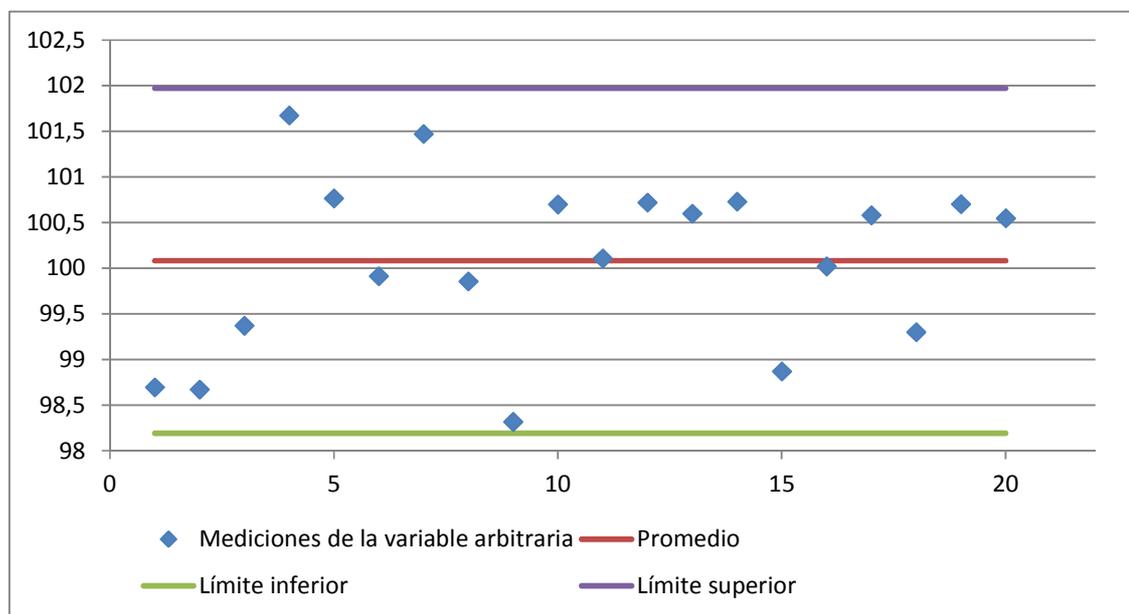


Figura 1-18: Ejemplo de datos sin errores groseros.

Si los datos de planta estuvieran contaminados con errores groseros los resultados serian diferentes, como ejemplo introducimos dos datos con error grosero, los cuales tienen valor de 90 o 110 (unidades arbitrarias), dependiendo del valor que tomen las mediciones con error grosero, podemos tener los siguientes comportamientos en la estimación de la variable:

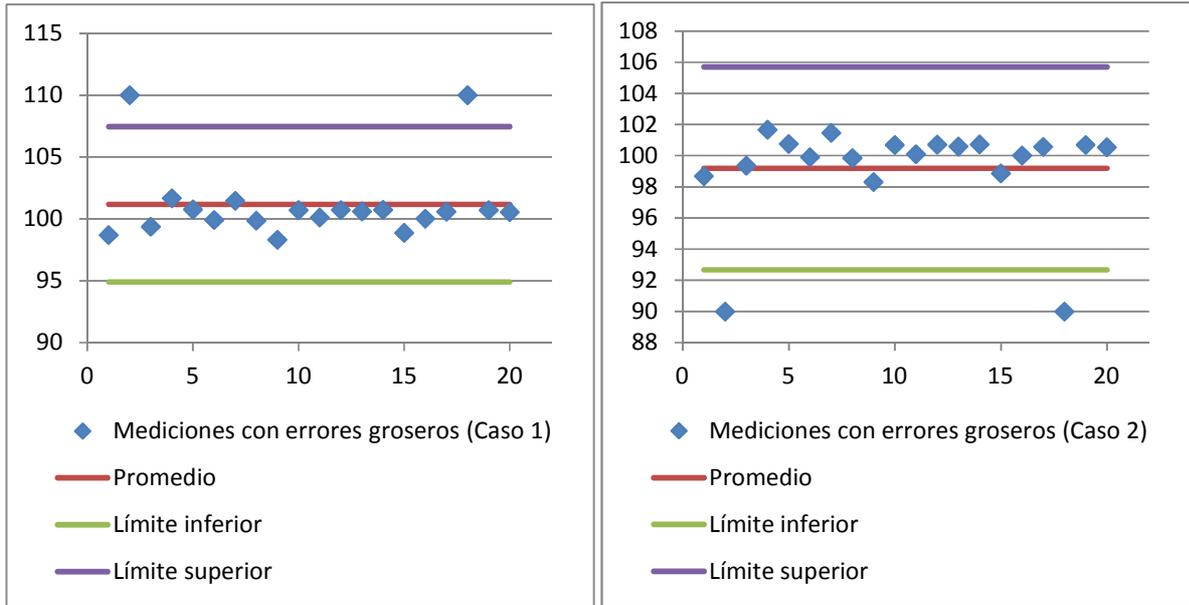


Figura 1-19: Efecto de los errores groseros, casos 1 y 2.

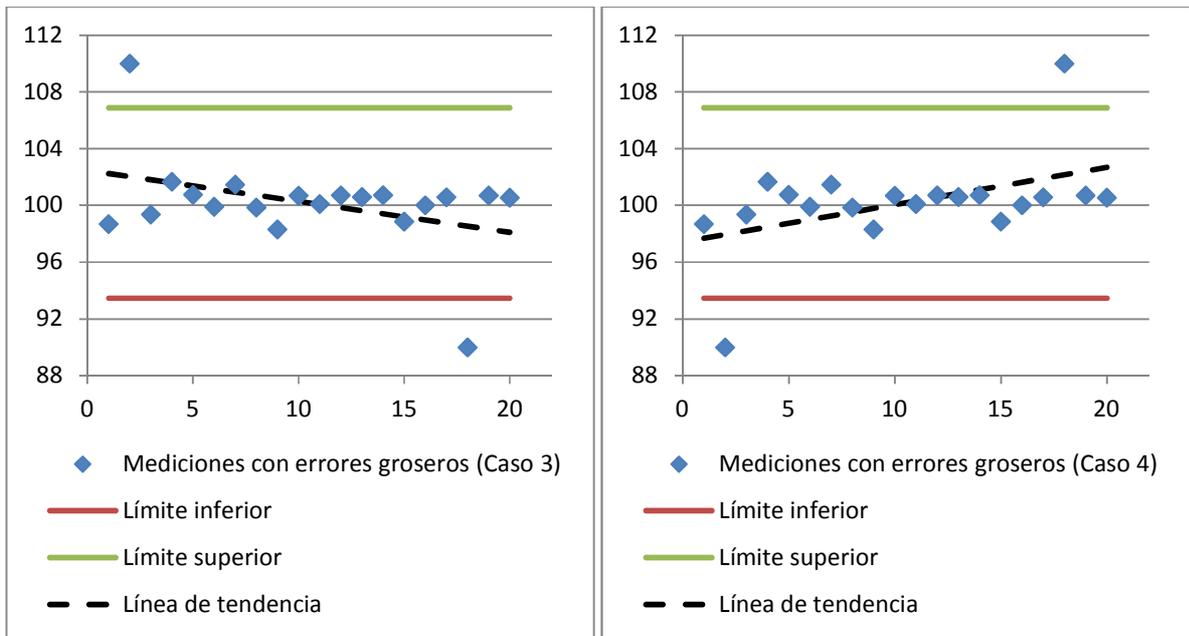


Figura 1-20: Efecto de los errores groseros, casos 3 y 4.

Tal como se puede apreciar en el caso base, todos los datos están dentro del intervalo de confianza delimitado por dos desviaciones estándar por debajo y por encima del promedio (criterio descrito en la sección 1.3.3).

En los casos 1 y 2 se tiene la aparición de dos errores groseros en la medición de la siguiente manera: en el caso 1, los errores groseros hacen que los valores de la variable sean muy superiores al promedio (por encima del intervalo de confianza) y en el caso 2, los errores groseros hacen que los valores de la variable sean muy inferiores al promedio (por debajo del intervalo de confianza) en estos casos se puede decir que los errores groseros promueven la alteración del promedio de la variable, por lo tanto el valor estimado de la variable pierde precisión contra el valor real de la misma.

En los casos 3 y 4 se tiene también la aparición de dos errores groseros en la medición, pero esta vez de la siguiente manera: en el caso 3, hay un error grosero al inicio de las mediciones que hace que el valor de la variable sea muy superior al promedio (por encima del intervalo de confianza) y hay un error grosero al final de las mediciones que hace que el valor de la variable sea muy inferior al promedio (por debajo del intervalo de confianza). En el caso 4, hay un error grosero al inicio de las mediciones que hace que el valor de la variable sea muy inferior al promedio (por debajo del intervalo de confianza) y hay un error grosero al final de las mediciones que hace que el valor sea muy superior al promedio (por encima del intervalo de confianza). En ambos casos se puede apreciar que la línea de tendencia de los datos indica que no existe el estado estacionario, pero esta tendencia justamente se da por la existencia de los errores groseros y no porque se haya perdido la condición de estado estacionario.

1.3.2 Análisis de metodologías para la reconciliación de datos

Derya *et al* (Özyurt & Pike, 2004) mencionan que el problema de adquisición de datos comienza en los procesos de medición. Por lo tanto una formulación general del problema de la reconciliación de datos consiste en minimizar la suma del cuadrado de las diferencias entre el valor de la variable real y la variable medida (método de los mínimos cuadrados). A partir de esta primera concepción se pueden establecer diversas funciones objetivo para solucionar el problema.

- Mínimos cuadrados ponderados (WLS: *weighted least squares*): Básicamente se busca resolver un problema de minimización, ver Ecuaciones (1.3) y (1.4) (Deutsch, 1965):

$$\max P = \prod_i P_i \quad (1.3)$$

$$\max P = \prod_i \frac{1}{\sqrt{2\pi}\sigma_i} \exp\left(-\frac{(y_i - x_i)^2}{2\sigma_i^2}\right) \quad (1.4)$$

Para mediciones con distribución normal del error tendremos la siguiente formulación:

$$\min \sum_i \frac{(y_i - x_i)^2}{2\sigma_i^2} \quad (1.5)$$

Para este set de ecuaciones y es el valor medido para la variable, x es el valor real y σ^2 es la varianza.

- Máxima probabilidad de la función objetivo generalizada: Huber (Huber, 1981) propone resolver el problema de reconciliación de datos incluyendo una función monótona de $\frac{(y_i - x_i)}{\sigma_i}$ a la que llamó ρ (ver Ecuación (1.6)).

$$\min \sum_i \rho \quad (1.6)$$

La función ρ adopta una forma distinta según las distribuciones de las funciones a minimizar tal como lo plantea Derya *et al* (Özyurt & Pike, 2004), estas distribuciones pueden ser: Normal contaminada, Cauchy, Logística, Lorentziana y Limpia. ρ también puede adoptar una forma característica si el problema se resuelve mediante mínimos cuadrados ponderados (WLS) o estimador M de Hampel (Hampel, 1985).

Normalmente las metodologías presentadas permiten que la reconciliación de datos no se vea afectada por la presencia de errores groseros, esto se logra mediante el uso de una distribución subyacente para la medida de los errores. Se supone que la probabilidad de ocurrencia de un error grosero es de $(\alpha \times 100)$ %, por lo tanto, las medidas que estén por fuera del intervalo $1 - \alpha$ pueden ser considerados como errores groseros (El valor α se denomina punto de corte). Con una adecuada selección de α , en general cualquier método puede trabajar adecuadamente.

1.3.3 Metodología empleada para reconciliación de datos y detección de errores groseros

Considerando que la reconciliación de datos permitirá la validación de la simulación, y no se usa para el control u optimización *on-line* del proceso, se puede usar el método de

mínimos cuadrados después de eliminar los errores groseros; igualmente, no fue necesario desarrollar una herramienta automática que permita realizar esta tarea simultáneamente con la detección de errores groseros. Considerando que en una distribución normal, la probabilidad de que un valor esté dentro del intervalo definido por el promedio más o menos dos veces la desviación estándar de los datos es del 95,4, se tomó este intervalo para diferenciar los datos con error grosero y normal. De este modo, en el presente trabajo, la reconciliación de datos y detección de errores groseros fue realizada mediante el siguiente procedimiento iterativo:

1. Se graficaron los datos, el promedio y las regiones con 95,4 % de confianza (promedio - 2σ , promedio + 2σ).
2. Se identificaron las mediciones que están fuera de la región de confianza.
3. Se eliminaron estas mediciones y se repitió el proceso.
4. Este procedimiento se repitió hasta que no se observen datos con error grosero.
5. Finalmente se minimizaron los errores relativos cuadráticos entre los valores obtenidos por la simulación y los valores medidos.

- **Elaboración de gráficas**

En este punto se tomaron los datos experimentales de las variables a cada 30 segundos, el intervalo tomado está el rededor del punto encontrado como estado estacionario (20 horas del 21 de enero de 2010). Se calculó el promedio de los datos y se asumió que los datos que estuvieron por fuera del intervalo comprendido por dos desviaciones estándar por encima y por debajo del promedio son errores groseros. Este criterio es equivalente a adoptar un valor de α igual a 0,046.

Las figuras 1-21 y 1-22 presentan dos posibles comportamientos de las variables medidas.

- **Identificación y eliminación de mediciones fuera de la región de confianza.**

Se puede apreciar en la Figura 1-21 que, para la temperatura del plato 5, todos los datos experimentales comprendidos en el periodo de análisis, están dentro del intervalo de confianza, comprendido por dos desviaciones estándar por encima y por debajo del promedio, por lo tanto no hay evidencia de errores groseros en esta medición.

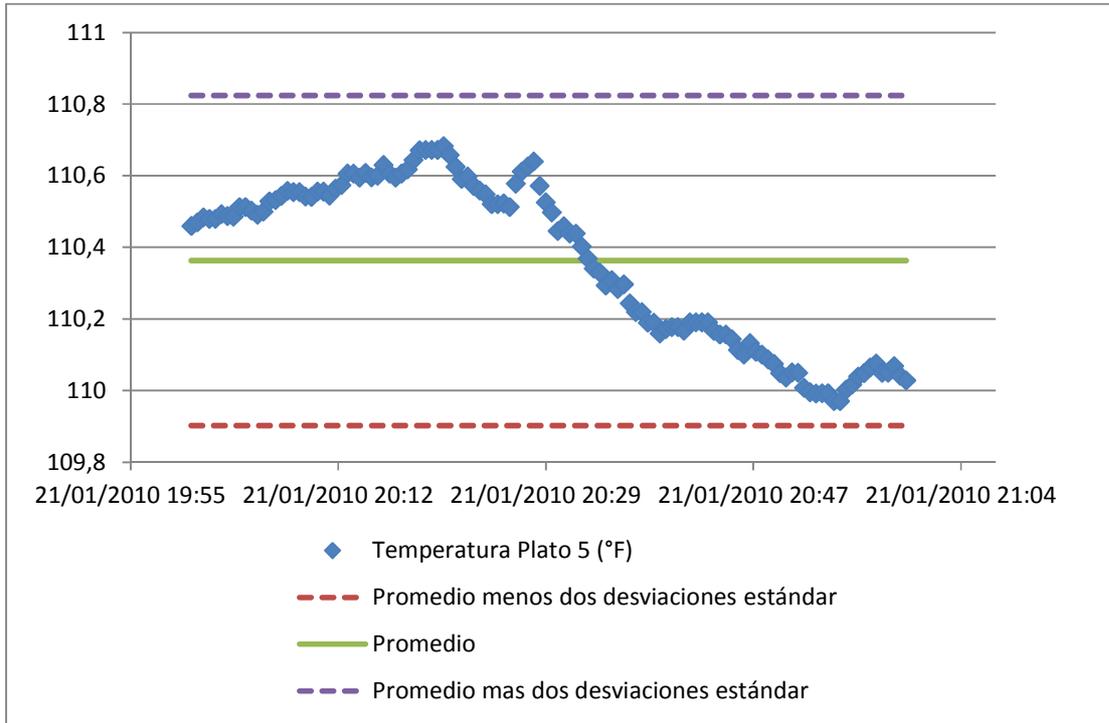


Figura 1-21: Temperatura en el Plato 5 de la torre.

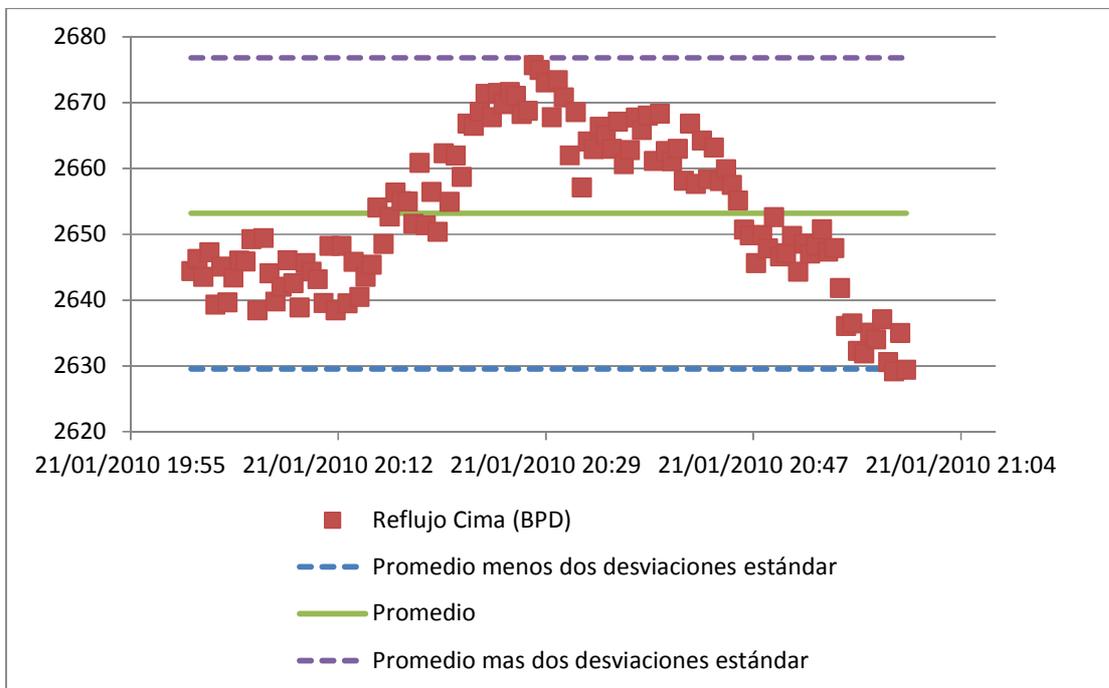


Figura 1-22: Datos originales del reflujo en la cima de la torre.

Por otro lado se puede apreciar en la Figura 1-22, que para el reflujo hay dos datos fuera del intervalo de confianza, de los cuales se sospecha que tienen error grosero y por lo tanto fueron eliminados. Al repetir el procedimiento se encontró un nuevo promedio, con un nuevo intervalo de confianza y se llegó a que el nuevo grupo de datos está completamente dentro del intervalo de confianza y por lo tanto se considera que no hay más errores groseros para las mediciones de reflujo en la cima. En este caso solo fue necesario una iteración de eliminación de datos con error grosero, pero de forma general este es un proceso iterativo.

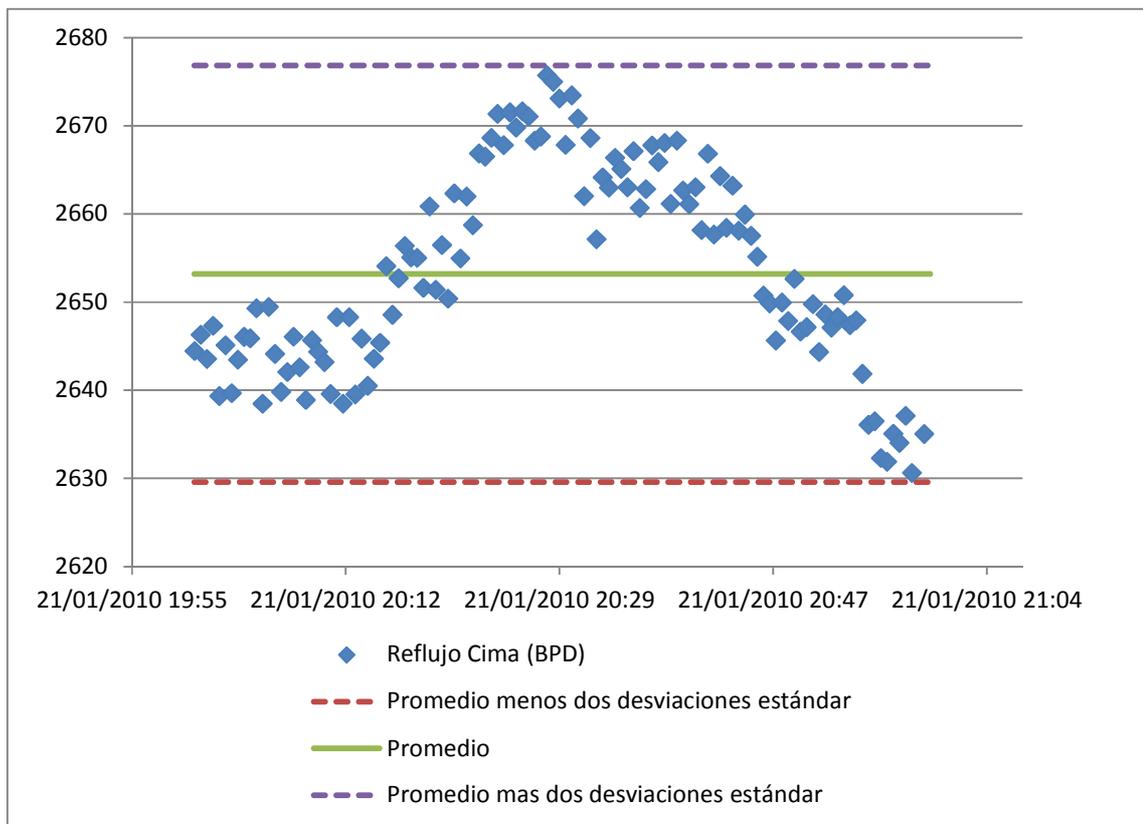


Figura 1-23: Reflujo en la cima de la torre después de eliminar errores groseros.

La minimización de la suma de los cuadrados de los errores relativos de los valores obtenidos por simulación de las variables con respecto a los valores medidos de las variables se presenta en la sección 1.4.

1.4 Implementación de la simulación en estado estacionario

Teniendo todos los elementos necesarios para trabajar directamente en Hysys®, fue necesario establecer la metodología empleada para hacer la simulación en estado estacionario.

Debido a que hay partes en la sección de refrigeración, objeto del presente estudio, que funcionan de manera intermitente, la simulación de estado estacionario en Hysys® tendrá unidades o bloques de proceso diferentes a los presentados en las figuras 1-5 y 1-6.

1.4.1 Metodología implementada para realizar la simulación en estado estacionario

En primera instancia, se ubicaron los equipos de la sección de refrigeración en el área de trabajo de Hysys® sin corrientes de flujo tal como se aprecia en las siguientes figuras:

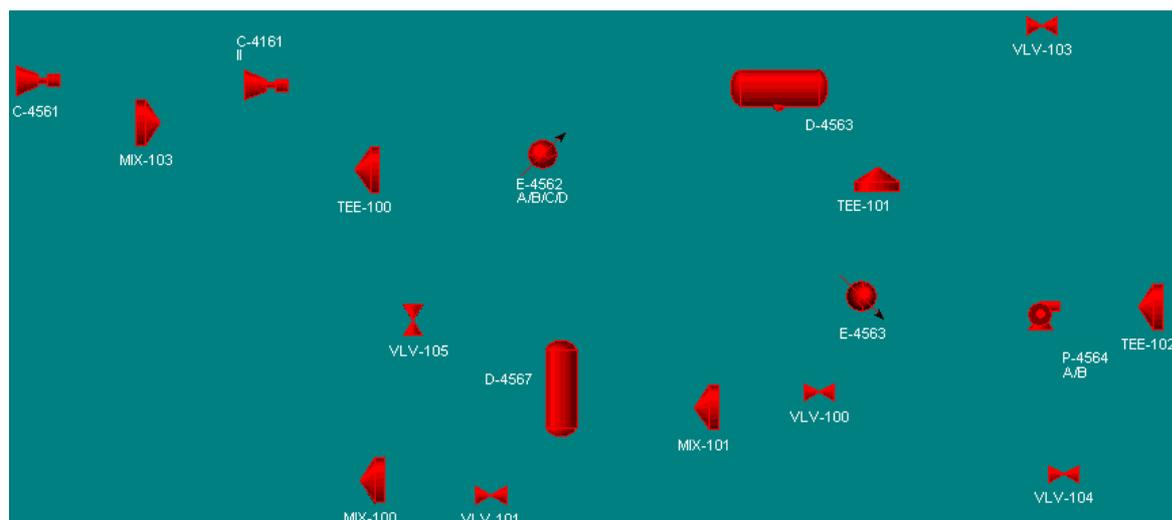


Figura 1-24: Equipos implementados en Hysys® para simular la sección de refrigeración.

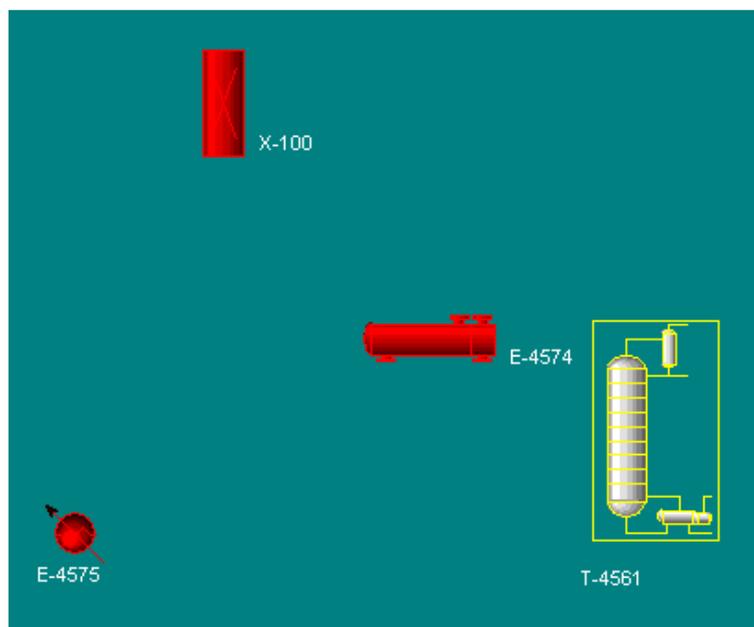


Figura 1-25: Equipos implementados en Hysys® para simular el tratamiento de carga para la torre depropanizadora.

La Figura 1-24 corresponde al PFD presentado en la Figura 1-5, mientras que la Figura 1-25 al PFD de la Figura 1-6. Existen entre cada pareja de figuras diversos cambios que se enumeran y describen a continuación:

- Debido a que el compresor C-4561 es un compresor de dos etapas, en la simulación de Hysys® fue necesario incluir dos compresores, los cuales representan las etapas del compresor original. Naturalmente, la entrada a la segunda etapa del compresor es la mezcla de los vapores del economizador (D-4567) con la salida de la primera etapa del compresor, por esa razón se ubicó un mezclador (MIX-103) en el PFD implementado en Hysys®.
- Como descrito en la sección 1.1.2, la salida del compresor C-4561 se divide en dos: una parte que va a los condensadores E-4562 A/B/C/D y la otra se recircula como *antisurge*. Por esta razón se utilizó la TEE-100 para dividir esta salida.
- Los condensadores (E-4562 A/B/C/D), el enfriador de refrigerante (E-4563) y el enfriador de fondos de la depropanizadora (E-4575) funcionan con agua de enfriamiento, sin embargo no es de interés calcular el flujo de agua, pues no se tiene medición de esa corriente, así que se emplean bloques de proceso "cooler" de Hysys® para simular dichos condensadores.
- El acumulador (D-4563) simplemente recibe la descarga de los condensadores (E-4562 A/B/C/D) y la correspondiente recirculación que es la salida de las bombas (P-4564 A/B),

este acumulador se simuló como un separador de dos fases con dos entradas y dos salidas. La salida correspondiente a la fase gaseosa es cero (0), por lo tanto solo quedó una corriente de salida real.

- La corriente de salida del acumulador (D-4563) se divide en dos: una parte que va a las bombas (P-4564 A/B) y otra que va al enfriador de refrigerante (E-4563). Nuevamente se hizo necesario el uso de una T en la simulación: TEE-101.
- La salida de las bombas (P-4564 A/B) también se divide en dos: una recirculación al acumulador (D-4563) y una corriente que se dirige al tambor de lavado (D-4564). En este punto también fue necesario implementar una T: TEE-102.
- Como ya se mencionó anteriormente, el tambor de lavado (D-4564) requiere adición de soda fresca de manera intermitente para retirar las trazas de componentes ácidos (SO_2); por ser una operación semicontinua, de difícil simulación, especialmente en un proceso donde se debe identificar el estado estacionario, se asumió que un separador de componentes (X-100) en la simulación sustituirá correctamente al tambor de lavado (D-4564) y su correspondiente coalescedor (D-4565).
La idea es que el separador de componentes (X-100) recibe la corriente compuesta de hidrocarburo y trazas de componentes ácidos (SO_2), y la separa en una corriente de hidrocarburo sin trazas y otra corriente compuesta exclusivamente por las trazas. En otras palabras, la corriente de SO_2 que sale del separador corresponde a lo que reaccionaría con la soda y por supuesto no entra a la torre depropanizadora (T-4561).
- La entrada al economizador (D-4567) es una mezcla entre los fondos de la torre depropanizadora (T-4561) y la salida del enfriador de refrigerante (E-4563), por lo tanto se implementa un mezclador (MIX-101).
- La salida de la sección de refrigeración (corriente que se dirige al tambor de succión flash) es una mezcla de la corriente *antisurge* del compresor (C-4561) mencionada anteriormente y los fondos del economizador (D-4567), es aquí donde se implementó el último mezclador en la simulación (MIX-100).

El listado de los equipos en cada P&ID y sus líneas de entrada y salida se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 1-2: Listado de equipos en P&ID.

P&ID	Equipos	Líneas de entrada	Líneas de salida
EF-942	C-4561	24"-IBT-0512-012-A3-1F-C	14"-IBT-0513-001-A3-1F-P
EF-943		10"-IBT-0513-006-A2-1F-C	
EF-944			
EF-946			
EF-947			
EF-942	D-4567	12"-IBT-0514-009-A3-1F-C	10"-IBT-0513-006-A2-1F-C
EF-943			6"-IBT-0513-007-A3-1F-C
EF-948	E-4562 A/B/C/D	14"-IBT-0523-001-A3-1F-P	8"-IBT-0514-005-A3-1F
		12"-CWS-0541-028-A2-1F	12"-CWR-0514-028-A2-1F
EF-948	D-4563	8"-IBT-0514-005-A3-1F	8"-IBT-0514-006-A3-1F
		2"-IBT-0514-019-A2-1F	6"-ARH-0514-018-A2-1F
EF-948	P-4564 A/B	3"-IBT-0514-010-A3-1F-C	3"-IBT-0514-013-A3-3F
EF-948	E-4563	8"-IBT-0514-007-A3-1F	6"-IBT-0514-008-A3-1F
		6"-CWS-0541-005-A2-F1	6"-CWR-0514-001-A2-F1
EF-949	P-4565 A/B	2"-CAU-0515-010-A2-3F	1 1/2"-CAU-015-013-A2-3F
EF-949	D-4564	3"-IBT-0515-003-R0-3F	3"-IBT-0515-004-A2-3F
			2"-CAU-0515-010-A2-3F
EF-949	D-4565	3"-IBT-0515-004-A2-3F	3"-IBT-0515-006-A2-3F
			1 1/2"-PRW-0515-018-A2-1F
EF-950	E-4574	3"-IBT-0516-002-A2-3F-H	3"-IBT-0516-003-A2-3F-P
		3"-IBT-0515-006-A2-3F	3"-IBT-0516-001-A2-3F-H
EF-950	E-4575	3"-IBT-0516-003-A2-3F-P	2"-IBT-0516-004-A2-3F
		2"-CSW-0541-006-A2-1F	2"-CRW-0516-001-A2-1F
EF-950	T-4561	3"-IBT-0516-001-A2-3F-H	1 1/2"-PRY-0517-010-A2-3F
EF-951			1 1/2"-SVH-0517-014-A2-3F
			3"-IBT-0516-002-A2-3F-H

El siguiente paso en la simulación es incluir y definir las corrientes en el área de trabajo, para lo cual se tuvo como variables de partida los valores de diseño para los flujos máxicos y las temperaturas de las corrientes. La definición de las corrientes fue de derecha a izquierda en el área de trabajo de Hysys®, el resultado fue la simulación en estado estacionario con los datos de diseño, ver las figuras 1-26, 1-27 y 1-28.

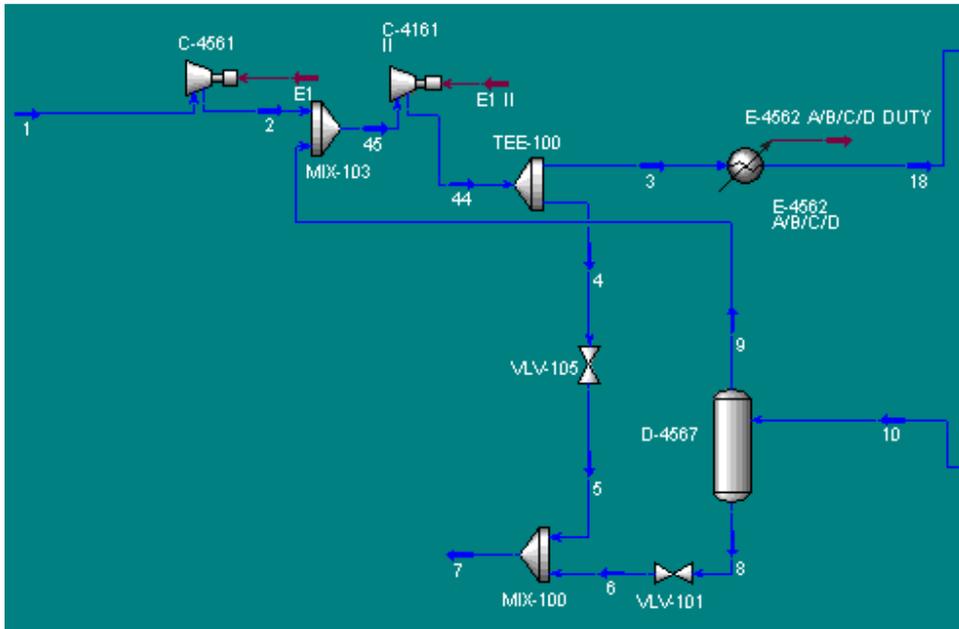


Figura 1-26: Simulación en estado estacionario de la sección de refrigeración (compresor, condensadores y economizador).

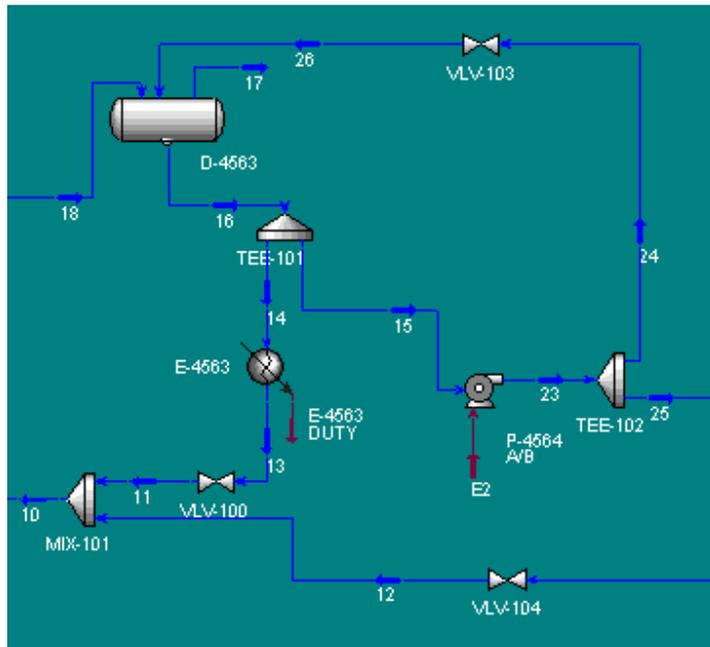


Figura 1-27: Simulación en estado estacionario de la sección de refrigeración (acumulador, enfriador de refrigerante, bombas de alimentación a la depropanizadora).

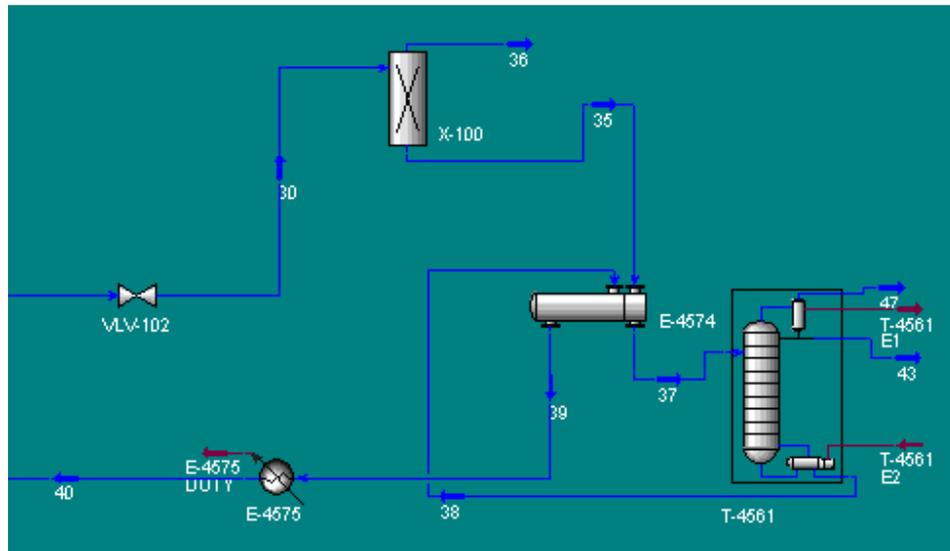


Figura 1-28: Simulación en estado estacionario del tratamiento de carga a la torre depropanizadora.

Notas: la entrada a la VLV-104 es la corriente 40 de la Figura 1-28, y la entrada de la VLV-102 es la corriente 25 de la Figura 1-27. La Figura 1-26 y la Figura 1-27 corresponden al PFD de la Figura 1-5, mientras que la Figura 1-28 corresponde al de la Figura 1-6.

Como era de esperar, los valores simulados para las variables como temperatura, presión, entre otras, presentan diferencias respecto a los valores de campo (medidos) por tal motivo se debió ajustar la simulación para tener un primer acercamiento de la simulación al comportamiento real. Este ajuste implicó, la sustitución de las condiciones de diseño por operacionales y el ajuste de parámetros.

Las especificaciones de la torre para hacer la simulación fueron la tasa de destilado, la tasa de reflujo y la producción de fondos. Para hacer la simulación inicial se tomaron las presiones de diseño de la torre (215 psig en cima y 222 psig en fondos) por lo tanto el perfil de temperaturas obtenido por esta simulación inicial distó del perfil real (datos de campo), por lo que se reemplazaron las presiones de diseño en la simulación por las de campo (ver Figura 1-29).

En la Figura 1-29, el perfil de puntos azules se obtuvo con las presiones de diseño de la torre; mientras que el perfil de puntos verdes, con las presiones medidas en campo (201 psig en cima y 208 psig en fondos). Los puntos rojos son las mediciones de temperatura en campo (nótese que en campo solo se tiene medición de 6 etapas de la torre: plato 1, plato 5, plato 32, plato 36, condensador y rehervidor). La observación de estos perfiles nos permite confirmar la diferencia entre las condiciones de diseño y

de operación, adicionalmente, aumenta la confianza en las mediciones.

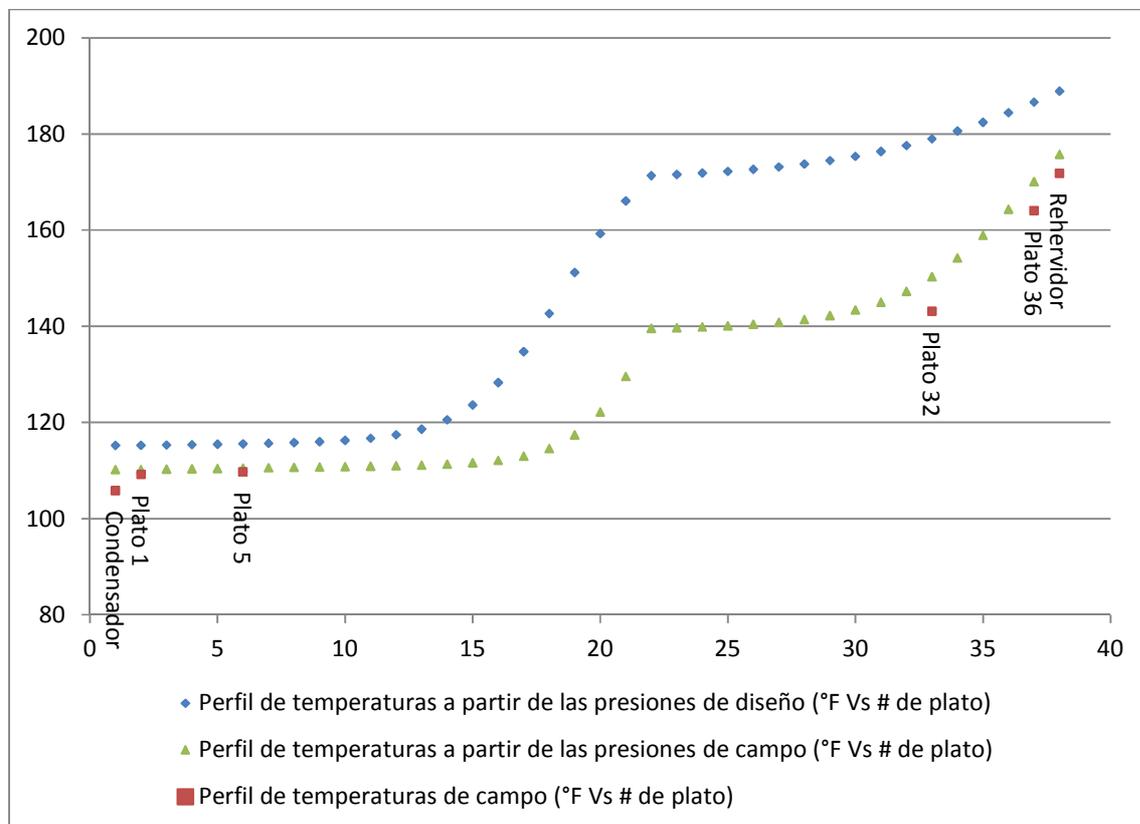


Figura 1-29: Ajuste de los perfiles de temperatura de la torre depropanizadora con las presiones de campo.

Considerando que una de las principales diferencias entre una simulación y la operación real de un sistema se debe a las idealidades asumidas en la primera; para mejorar la representación del sistema mediante la simulación se debió realizar la estimación de parámetros de eficiencia que "eliminen" las idealidades de la simulación. En el sistema considerado, las principales idealidades de la simulación se presentan en las transferencias de calor y en los equilibrios líquido-vapor.

La estimación de los parámetros de eficiencia en las transferencias de calor requiere la medición de los flujos, composición, temperatura y presión de las corrientes que transfieren calor en un equipo, para mediante el balance de energía estimar la eficiencia; como se mencionó en la descripción de la simulación las corrientes de servicio en los intercambiadores no se encuentran caracterizadas, por lo que estas eficiencias no pueden ser estimadas. Por su parte, para el equilibrio líquido-vapor en la columna de destilación, la existencia de mediciones de temperatura y presión; la

caracterización de la corriente de alimentación a la columna (aunque con valores de diseño), y la medición de la corriente de reflujo permite realizar la estimación de estas eficiencias, la cual se presenta en la siguiente sección.

1.4.2 Ajuste de parámetros

Como se mencionó anteriormente, el ajuste de parámetros correspondió a la estimación de eficiencias en la torre depropanizadora, de las cuales dependen las temperaturas simuladas en los platos 1, 5, 32, 36, así como en el rehervidor y condensador. El ajuste de parámetros a partir únicamente de estos datos es incompleto ya que necesariamente se necesitaría conocer las temperaturas de la torre en platos intermedios y no solamente de platos ubicados en extremos de la torre como se tuvo para este trabajo. Sin embargo con fines académicos se muestra el procedimiento con los datos que se tienen para entender cómo debe aplicarse.

El objetivo fue determinar los valores para las eficiencias de la zona de rectificación y de agotamiento que minimizan la diferencia entre las predicciones y mediciones, definiendo esta diferencia como la suma de los errores relativos cuadráticos, entre los valores obtenidos por simulación y medidos para las temperaturas; tal como se comentó en la sección 1.3.3.

En la literatura existen métodos complejos para la optimización de modelos de columnas de destilación tales como el que presenta Fletcher et al (Fletcher & Morton, 2000), sin embargo el objetivo del presente trabajo permite que el ajuste de la columna se pueda realizar con la metodología propuesta.

En primera instancia se inició el optimizador de Hysys® y se instauraron las eficiencias de los 36 platos de la torre como variables de optimización, naturalmente los límites entre los que se deben mover estas variables deben ser cercanos a 1 (100% de eficiencia) por la naturaleza de la mezcla y para agilizar el proceso iterativo de Hysys® (aprovechamiento correcto de hardware).

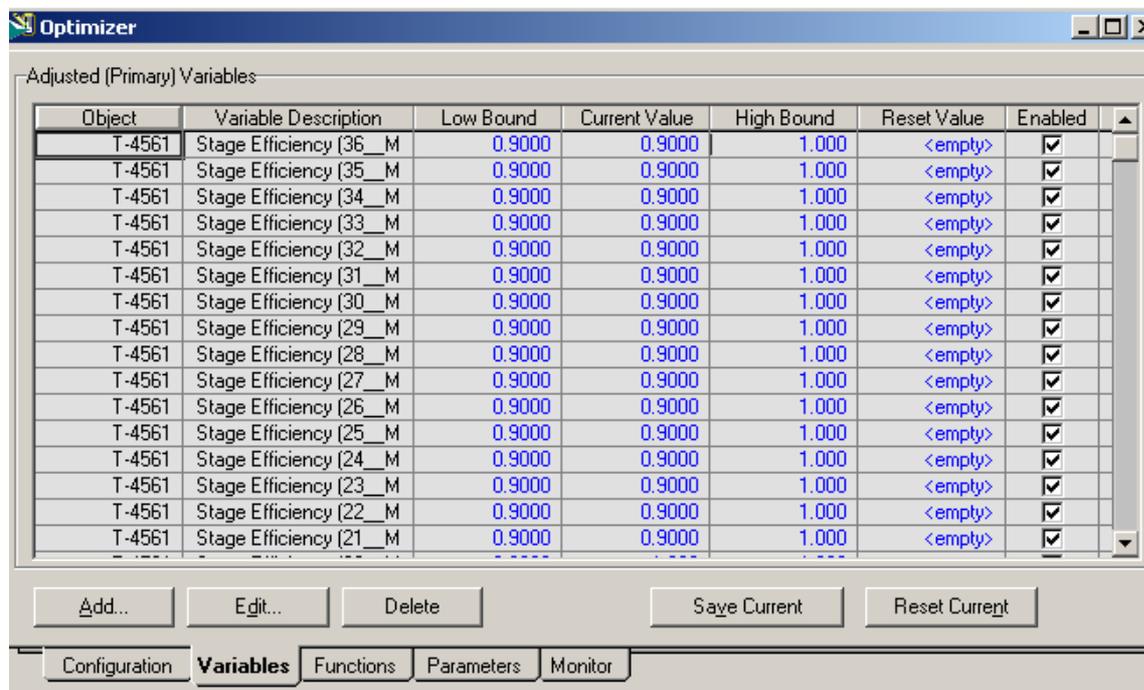


Figura 1-30: Definición de las eficiencias como variables de optimización en el *Optimizer* de Hysys®.

Posteriormente se conectaron a la *SpreadSheet* del optimizador las temperaturas de los platos 1, 5, 32, 36, del rehervidor y del condensador las cuales se utilizaron para construir la función objetivo (Figura 1-31). Y finalmente, se incluyeron los valores medidos para las temperaturas y se construyó la función objetivo, Figura 1-32. A continuación se presenta la relación entre las celdas de la hoja de cálculo y las variables del sistema:

- Celdas A1, A2, A3, A4, A5, A6: temperaturas del rehervidor, platos 36, 32, 5 y 1, y del condensador obtenidas de la simulación.
- Celdas B1, B2, B3, B4, B5, B6: valores medidos, en campo, para las temperaturas del rehervidor, platos 36, 32, 5 y 1, y del condensador.
- Celdas C1, C2, C3, C4, C5, C6: errores relativos cuadráticos calculados para cada temperatura.
- Celda D1: suma de los errores cuadráticos en todas las temperaturas (celdas C1, C2, C3, C4, C5 y C6).
- Celda D3: suma de los errores cuadráticos en la zona de rectificación (celdas C4, C5 y C6).
- Celda D4: suma de los errores cuadráticos en la zona de agotamiento (celdas C1, C2 y C3).

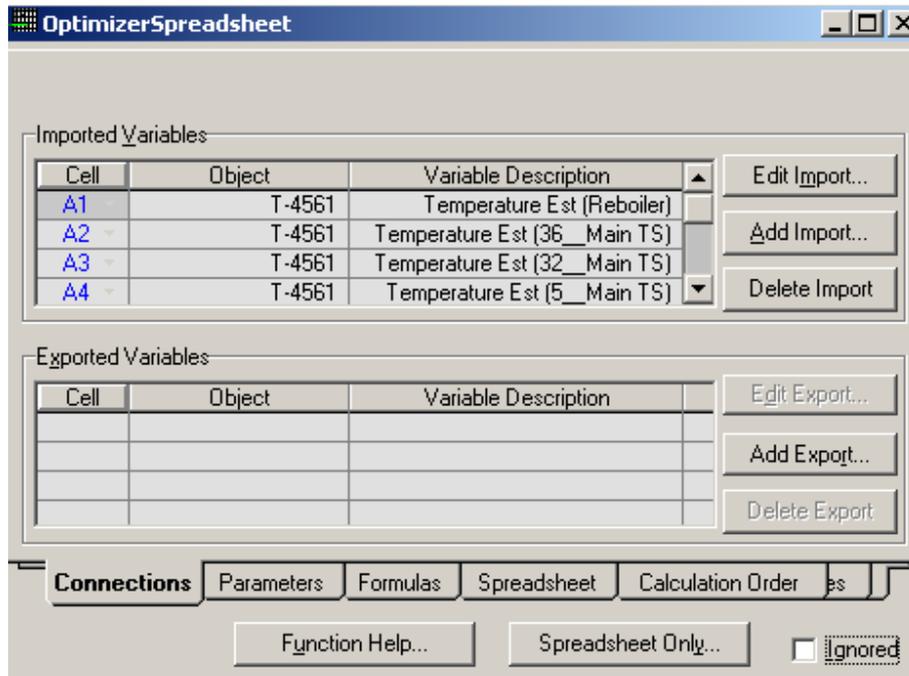


Figura 1-31: Conexión de las variables simuladas en la *SpreadSheet* del *optimizer* de Hysys®.

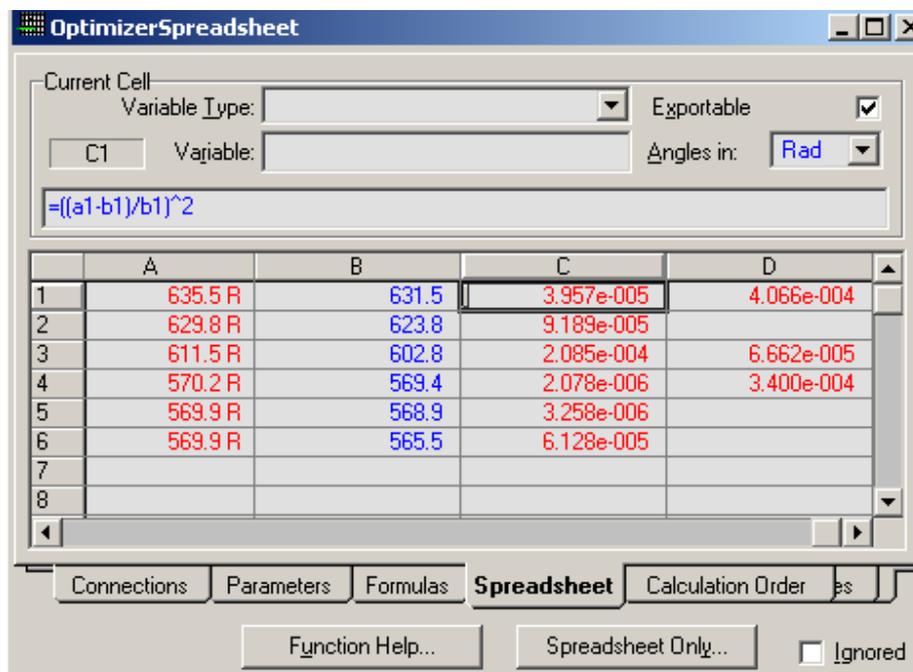


Figura 1-32: Construcción de la función objetivo en la *SpreadSheet* del *optimizer* de Hysys®.

La celda D1 contiene entonces la función objetivo (F.O.) que se debió minimizar mediante el ajuste de las eficiencias (ξ). Para iniciar el proceso de optimización es necesario establecer valores iniciales para las eficiencias en los platos de la zona de rectificación (ξ_r) y en la de agotamiento (ξ_a). Algunos detalles de este procedimiento se presentan en la siguiente sección.

1.4.3 Resultados del ajuste de las eficiencias en los platos de la torre depropanizadora

El resultado del ajuste de la eficiencia indica que la eficiencia de 100% en ambas zonas de la columna (rectificación y agotamiento) permite el mejor ajuste de la simulación con los datos de campo.

Esto rigurosamente no significa que la eficiencia sea de 100% pues pueden existir otras fuentes de incertidumbre (por ejemplo en las mediciones de las temperaturas o en la composición del alimento de la torre) que hacen que este valor sea el que genera el mejor ajuste. Adicionalmente estas altas eficiencias coinciden con la afirmación reportada por Richard (Richard, 1989) y los valores determinados por Mendoza (Mendoza, Palacio, Graciano, Vianna Jr, & Carrillo, 2013) para sistemas de refinación de petróleo con baja volatilidad relativa.

Es necesario recordar que la minimización de los errores es un procedimiento de optimización, y la no linealidad del modelo del sistema genera la posibilidad de que existan soluciones locales (Martínez, 2012) (Martínez, 2012). Así que ante la posibilidad de que la solución obtenida sea un óptimo local, se desarrolló un análisis de *multi-start*, para lo que se resolvió el problema de optimización iniciando con diferentes valores para las variables de optimización, en este caso las eficiencias de plato (ξ). Considerando que, según lo reportado por otros autores (Richard, 1989), la eficiencia debe ser cercana al 100%, se limita el espacio de búsqueda a $0,9 \leq \xi \leq 1,0$, y se toma los puntos extremos y el punto central (0,95) como puntos iniciales de la optimización; de esta forma, considerando que se tienen dos variables de optimización: la eficiencia en la zona de rectificación (ξ_r) y en la de agotamiento (ξ_a), con tres valores iniciales para cada variable, se generaron 9 puntos iniciales para la optimización, como se describe en la Tabla 1-3.

A demás del análisis *multi-start* se analizó la posibilidad de que por la tolerancia del optimizador y la función objetivo, la optimización no esté generando buenos resultados y simplemente el cálculo termina porque la disminución en el valor objetivo es despreciable. Por esto se modificó la tolerancia del optimizador y se escaló la función objetivo en 10^5 obteniéndose exactamente los mismos resultados.

Tabla 1-3: Definición del análisis *multi-start* para verificación de optimalidad global en el ajuste de eficiencias.

Valores iniciales					
Nº	ξ_r	ξ_a	F.O.r.	F.O.a.	F.O.
1	0.90	1.00	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
2	0.95	1.00	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
3	1.00	1.00	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
4	0.90	0.95	0.666×10^{-4}	3.055×10^{-4}	3.721×10^{-4}
5	0.95	0.95	0.666×10^{-4}	3.056×10^{-4}	3.722×10^{-4}
6	1.00	0.95	0.666×10^{-4}	3.056×10^{-4}	3.722×10^{-4}
7	0.90	0.90	0.666×10^{-4}	3.403×10^{-4}	4.069×10^{-4}
8	0.95	0.90	0.666×10^{-4}	3.402×10^{-4}	4.067×10^{-4}
9	1.00	0.90	0.666×10^{-4}	3.400×10^{-4}	4.066×10^{-4}

Los resultados de este análisis se presentan en la siguiente tabla, confirman la existencia de óptimos locales y soportan la hipótesis de que posiblemente el mejor ajuste de la simulación con los datos de campo (óptimo global) se obtiene con eficiencias del 100%. En las Tabla 1-3 y Tabla 1-4, F.O.r. y F.O.a. son la suma de los errores cuadráticos para las temperaturas en las zonas de rectificación y agotamiento, respectivamente.

Tabla 1-4: Resultados del análisis *multi-start* para verificación de optimalidad global en el ajuste de eficiencias.

Resultados					
Nº	ξ_r	ξ_a	F.O.r.	F.O.a.	F.O.
1	0.900	1.000	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
2	0.950	1.000	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
3	1.000	1.000	0.666×10^{-4}	2.762×10^{-4}	3.428×10^{-4}
4	0.900	0.950 - 0.955	0.666×10^{-4}	3.048×10^{-4}	3.714×10^{-4}
5	0.950	0.950 - 0.955	0.666×10^{-4}	3.047×10^{-4}	3.713×10^{-4}
6	1.000	0.950 - 0.955	0.666×10^{-4}	3.047×10^{-4}	3.713×10^{-4}
7	0.900	0.900 - 0.930	0.666×10^{-4}	3.350×10^{-4}	4.016×10^{-4}
8	0.950	0.900 - 0.930	0.666×10^{-4}	3.350×10^{-4}	4.016×10^{-4}
9	1.000	0.900 - 0.930	0.666×10^{-4}	3.350×10^{-4}	4.016×10^{-4}

En la Tabla 1-4 se observa que, aparentemente, los resultados de las corridas 1, 2 y 3 tienen el mismo valor para la función objetivo F.O. con diferente valor para la eficiencia, pero en realidad son matemáticamente diferentes en su quinta cifra significativa, dando como posible óptimo global los resultados de la corrida 3: $\xi_a = 1.0$ y $\xi_a = 1.0$. Entre estas corridas, la diferencia en el aporte que brinda la zona de rectificación a la función objetivo (F.O.r.) es bastante pequeño ($< 20\%$) ya que la diferencia entre la simulación y los valores de campo para estos platos (1 y 5) y para el condensador fue del orden de 1°F (ver Figuras 1-29 y 1-32).

Es de esperarse que la función objetivo disminuya conforme aumenta la eficiencia en los platos debido a que los valores de temperatura obtenidos de la simulación son mayores que los medidos. Naturalmente, a medida que aumenta la eficiencia en un plato para la zona de rectificación, la separación de los componentes es mejor y por lo tanto la temperatura del plato se acerca más a la temperatura de ebullición del componente más liviano, o sea que a mayor eficiencia menor temperatura de plato simulada y por consiguiente menor error (mejor función objetivo). Para la zona de agotamiento a medida que aumenta la eficiencia la fase pesada está menos presente así que la temperatura dista más de la temperatura de ebullición del componente más pesado, o sea que nuevamente a mayor eficiencia menor temperatura de plato simulada y por consiguiente menor error (mejor función objetivo).

Para confirmar el efecto de la eficiencia en el ajuste de la simulación, la misma se corrió con eficiencias de 70%. El cambio en la eficiencia genera diferencias considerables en las temperaturas de los platos 12 a 20 y 25 a 35. Debido a que la medición en la zona de rectificación está en los platos 1 y 5, la eficiencia de esta zona no afecta la simulación (lo que implica que su valor tiene alta incertidumbre), pero la simulación para la zona de agotamiento (plato 32) si es afectada considerablemente por el valor de la eficiencia. Lo que permite tener mayor certeza del valor estimado para la eficiencia.

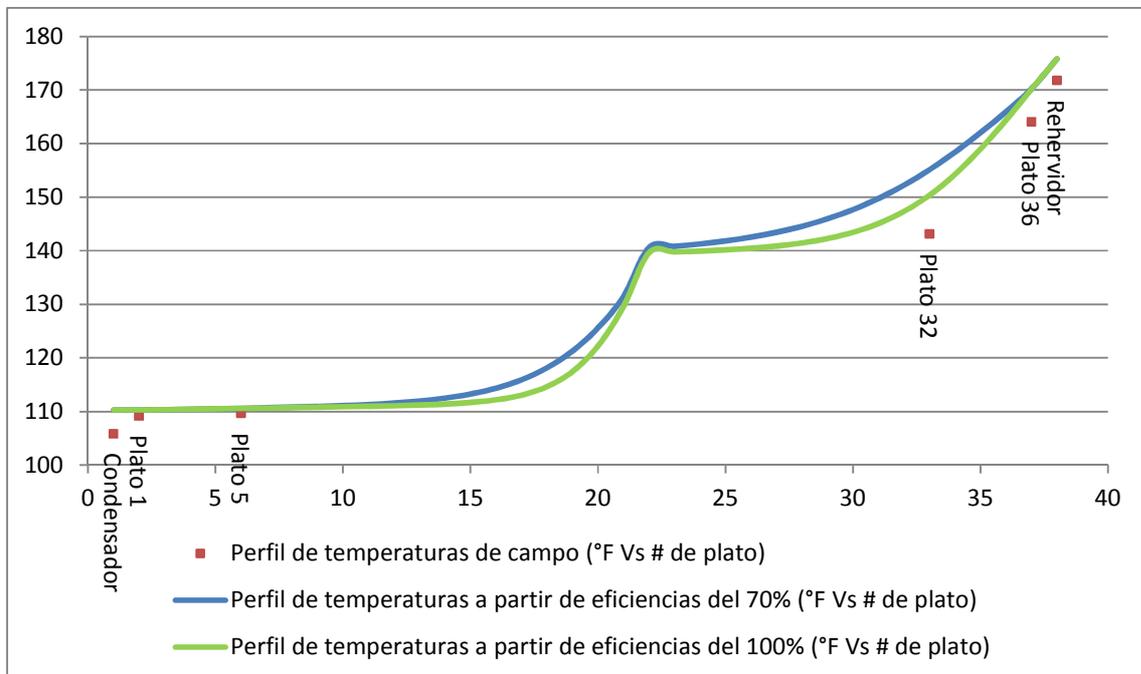


Figura 1-33: Perfiles de temperatura de la torre depropanizadora con dos eficiencias diferentes.

2. Simulación en estado dinámico y análisis de respuesta ante perturbaciones

En este capítulo se presenta el análisis de la respuesta de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja ante diversas perturbaciones y los procedimientos propuestos ante diversos escenarios. Para este fin fue necesario hacer la simulación de dicha sección en estado dinámico, lógicamente partiendo de la simulación en estado estacionario. La información de partida básicamente corresponde a los archivos de Hysys® generados en el capítulo 1 del presente trabajo. La primera actividad desarrollada consistió en hacer las adecuaciones correspondientes al PFD implementado en Hysys® en estado estacionario, para ser transformado en una simulación dinámica.

Cuando se desarrolla una simulación dinámica, la obtención del comportamiento en estado estacionario es producto de una correcta especificación de los lazos de control. Este estado cambia cuando se introducen perturbaciones y es ahí donde se observa el comportamiento de la sección frente a las perturbaciones, a partir de la observación y análisis de esta respuesta se definieron los procedimientos a tomar frente a diversos escenarios.

2.1 Transformación del modelo estacionario a modelo dinámico

En la presente sección se describe paso a paso la metodología usada para convertir el modelo estacionario obtenido en el capítulo 1, de manera que la simulación dinámica pueda desarrollarse sin inconvenientes. Las principales fuentes de información que se emplearon para llevar a cabo la metodología descrita fueron los documentos guía del simulador Hysys®, las entrevistas con el ingeniero Juan Carlos Duarte, Ingeniero de IST International (Representantes de Aspen en Colombia) y libros de control de procesos (Aspen Technology, 2009a, 2009b, 2009c, 2009d, 2009e; Duarte, 2012; Luyben, 1992 y 1996).

2.1.1 Identificación de las corrientes en Hysys®

El primer paso para realizar satisfactoriamente la conversión del modelo estacionario a dinámico fue correlacionar las corrientes de

Hysys® con las líneas de los P&ID, ya que el modelo dinámico debe contar con las mismas características geométricas (ubicación de válvulas, ubicación de accesorios, entre otros). Para este fin, el listado de equipos (Tabla 1-2) se relaciona con la numeración de las corrientes en la simulación.

Tabla 2-5: Listado de corrientes asociadas a los equipos en Hysys®.

Equipos	Líneas de entrada	Líneas de salida
C-4561	1	44
	9	
D-4567	10	9
		8
E-4562 A/B/C/D	3	18
	(Nota 1)	E-4561 A/B/C/D DUTY
D-4563	18	16
	26	17
P-4564 A/B	15	23
E-4563	14	13
	(Nota 1)	E-4563 DUTY
P-4565 A/B	(Nota 2)	(Nota 2)
D-4564 y D-4565	(Nota 2)	(Nota 2)
X-100	30 (Nota 2)	36 (Nota 2)
		35 (Nota 2)
E-4574	38	39
	35	37
E-4575	39	40
	(Nota 1)	E-4575 DUTY
T-4561	37	43
		47
		38

Nota para toda la tabla: El orden de las líneas en la presente tabla corresponde exactamente al de las líneas en la Tabla 1-2. Ejemplo La corriente 1 es la línea: 24"-IBT-0512-012-A3-1F-C.

Nota 1: Debido a que en la simulación se reemplazó el intercambiador por un "cooler" el Duty es la línea de salida (como energía que se retira), no hay agua de enfriamiento de entrada.

Nota 2: En la simulación se utilizó el separador de componente X-100 que representa el fenómeno ocurrido en el lavador D-4564 y el coalescedor D-4565 (ver sección 1.4.1). La salida hacia la torre depropanizadora es la corriente 35 en Hysys®.

2.1.2 Modificación de líneas en la simulación de estado estacionario e instauración de arquitecturas de control

El segundo paso para realizar la conversión del modelo estacionario a dinámico fue modificar ciertas líneas de la simulación en estado estacionario:

- A la salida superior del acumulador (D-4563) se le debió adicionar una válvula que posteriormente será accionada por un controlador de presión. La salida de la válvula adicionada es la corriente 19.
- La corriente de entrada a la torre depropanizadora (corriente 37) debe tener la misma presión de entrada a la del plato de alimentación (plato 21), por lo tanto se adicionó una válvula para generar la caída de presión. La salida de la válvula adicionada es la corriente 37-1.
- A la corriente de salida de vapores en la cima de la torre depropanizadora (corriente 47) se le debió adicionar una válvula que posteriormente será accionada por un controlador de presión. La salida de esta válvula es la corriente 53.
- Según los P&IDs, la salida de líquido en la cima de la torre depropanizadora (corriente 43) debe pasar por un intercambiador, por lo tanto se adicionó un "cooler" (E-4573) a la simulación. La salida de este enfriador es la corriente 48.

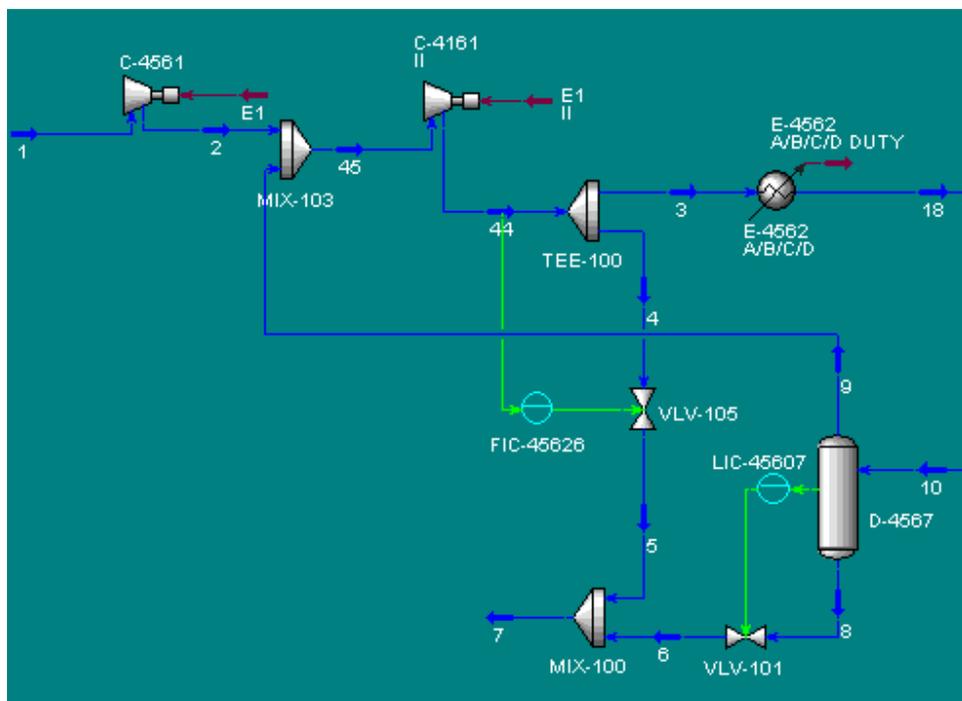


Figura 2-34: Arquitecturas de control para la sección de refrigeración (compresor, condensadores y economizador).

- A la corriente 48 se le debe adicionar una válvula que posteriormente será accionada por un controlador de flujo. La salida de la válvula es la corriente 49.

Paso seguido se instauraron las arquitecturas de control fundamentales para la estabilización de la sección simulada; las siguientes figuras detallan las arquitecturas de control

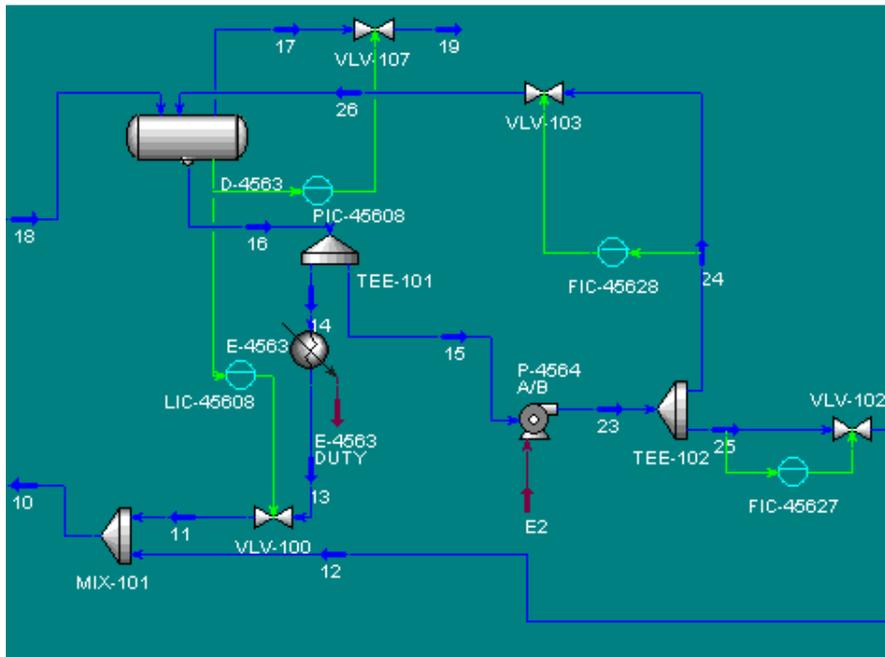


Figura 2-35: Arquitecturas de control para la sección de refrigeración (acumulador, enfriador de refrigerante, bombas de alimentación a la depropanizadora).

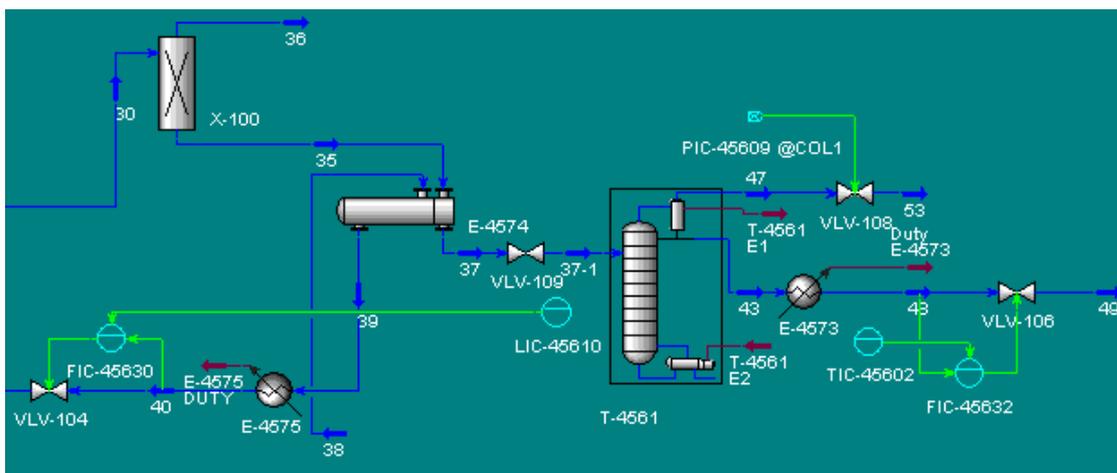


Figura 2-36: Arquitecturas de control para el tratamiento de carga y para la torre de despropanizadora.

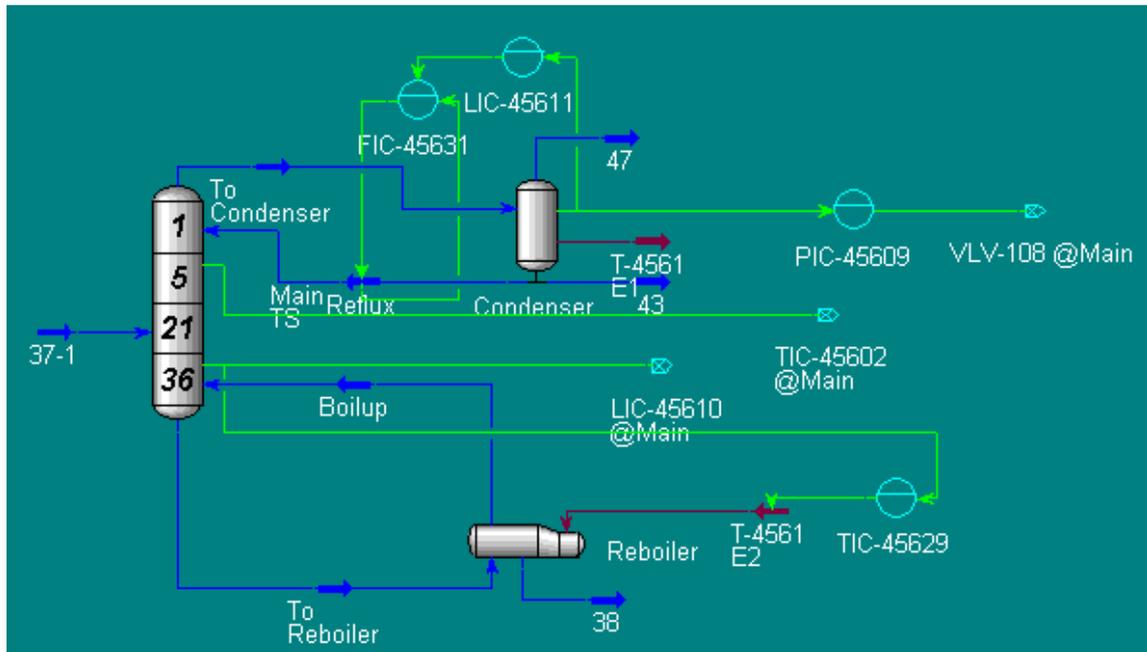


Figura 2-37: Arquitecturas de control para la columna depropanizadora.

Nota: La salida de la VLV-102 es la corriente 30 ver Figura 2-36; la salida de la VLV-104 es la corriente 12, ver Figura 2-35.

Tal como se puede apreciar en las anteriores figuras, en la sección de refrigeración de la planta de alquilación hay tres controles en cascada (LIC-45610 patrón, FIC-45630 esclavo; LIC-45611 patrón, FIC-45631 esclavo, y TIC-45602 Patrón, FIC-45632 esclavo), un control de temperatura (TIC-45629), dos controles de presión (PIC-45608 y PIC-45608), dos controles de nivel (LIC-45607 y LIC-45608) y tres controles de flujo (FIC-45626, FIC-45627 y FIC-45628).

2.1.3 Activación y desactivación de especificaciones

La simulación dinámica de un proceso está íntimamente ligada a la integración en el tiempo de las ecuaciones diferenciales que modelan dicho proceso. Lógicamente el número de ecuaciones y el número de variables debe coincidir para que los grados de libertad sean cero (0).

En la sección de refrigeración hay en promedio 10 ecuaciones ligadas a cada unidad, en total se tendrían 467 ecuaciones para integrar. Fue necesario cambiar las especificaciones de entradas, salidas y corrientes internas para que los grados de libertad sean cero (0), así como se mencionó anteriormente.

Para esta parte del análisis, se toma como ejemplo el compresor (C-4561) en Hysys®; las ecuaciones que están ligadas al compresor son las siguientes:

- Balances de presión:
 - o Balance de presión en la boquilla de salida.
 - o Balance de presión en la boquilla de entrada.
 - o Ecuación de cambio de presión: Presión de entrada - Presión de salida - delta de presión = 0.
 - o Especificación del *duty*: $Duty = \text{constante}$.
 - o Especificación de la eficiencia politrópica.
- Balances de flujo:
 - o Balance de masa: Flujo de entrada = Flujo de salida.
- Ecuaciones generales:
 - o Flujo, capacidad, *surge* y ecuación de efecto *stonewall*.
 - o Ecuación de relación de presiones.
 - o Flujo x cabeza - eficiencia x *duty* = 0.
 - o Relación entre cabeza y "relación de presiones".

Como se puede apreciar, el compresor tiene ligadas diez (10) ecuaciones, ahora se procede a verificar el número de variables asociadas:

- Presión en el compresor.
- Fricción en las boquillas.
- Caída de presión en el compresor.
- Eficiencia politrópica.
- Capacidad del compresor (flujo).
- Relación de presiones.
- Cabeza.
- *Duty*.
- Presión de entrada.
- Presión de salida.
- Flujo de entrada.
- Flujo de salida.

El número de variables asociadas al compresor es de doce (12), por lo tanto es necesario definir dos especificaciones adicionales, en este caso se considera especificar la presión de entrada y la presión de salida. Nótese que cuando el compresor está asociado a más equipos, la presión de salida se transforma en variable (como presión de entrada del equipo siguiente) y no debe ser especificada.

En el proceso para realizar la conversión del modelo estacionario a dinámico se tiene como siguiente etapa la desactivación y la especificación de presión de las siguientes corrientes, usando el procedimiento del ejemplo anterior:

- 11: Primera entrada al mezclador MIX-101.

- 15: Entrada a las bombas P-4564 A/B.
- 23: Salida de las bombas P-4564 A/B.
- 3: Entrada a los enfriadores E-4562 A/B/C/D.
- 30: Entrada al separador X-100.
- 35: Salida del separador X-100 a la torre depropanizadora.
- 36: Salida del separador X-100 que representa el SO₂.
- 37-1: Entrada a la torre depropanizadora T-4561.
- 45: Entrada a la segunda etapa del compresor C-4161.

De manera análoga hay que activar la especificación de presión de las siguientes corrientes:

- 1: Entrada del compresor (C-4561).
- 19: Salida de la válvula asociada al controlador de presión del acumulador (D-4563).
- 49: Salida de la válvula asociada al controlador FIC-45632 esclavo del TIC-45602.
- 53: Salida de la válvula asociada al controlador de presión de la cima de la torre depropanizadora (T-4561).
- 7: Salida del mezclador MIX-100.

Es necesario aclarar algo que habrá podido notar el lector: se deben desactivar las especificaciones de presión de las corrientes internas (que van de un equipo a otro) de la simulación, mientras que es necesario activar las especificaciones de presión de las corrientes cuyo destino no está definido en la simulación. Sin embargo la corriente 36 (que es una salida del sistema simulado) por estar asociada al separador X-100 queda desactivada porque para el estado dinámico todas las corrientes asociadas a este tipo de separadores deben quedar con la especificación de presión desactivada (Duarte, 2012).

Los siguientes pasos en la conversión del modelo estacionario a modelo dinámico son: desactivar la especificación de flujo de las siguientes corrientes:

- 14: Salida de la TEE-101.
- 17: Salida superior del acumulador (D-4563).
- 23: Salida de las bombas P-4564 A/B.
- 30: Entrada al separador X-100.
- 47: Salida de cima de la torre (T-4561).

Activar la especificación del parámetro k en vez de la especificación del delta de presión para los intercambiadores, el parámetro k relaciona la pérdida de presión por fricción y el flujo a través de los intercambiadores o enfriadores:

- E-4562 A/B/C/D

- E-4563
- E-4573
- E-4574
- E-4575

Igualar las presiones de las corrientes asociadas a cada uno de los mezcladores:

- MIX-100
- MIX-101
- MIX-102
- MIX-103

Definir las dimensiones de la torre depropanizadora (T-4561) mediante "selección rápida de tamaño" opción disponible para Hysys® V7.1.

Por último se remueve la especificación de delta de presión, para ser cambiada por la especificación de potencia en las bombas:

- P-4564 A/B

El trabajo posterior es activar el integrador y sintonizar los lazos hasta llegar a estabilidad lo cual es un proceso iterativo y dispendioso, debido a la cantidad de lazos involucrados en la sección.

2.2 Respuestas de la planta ante perturbaciones

En esta sección se presenta el comportamiento de la planta frente a diversas perturbaciones, todas las figuras se grafican en segundos para la variable de tiempo. La validación del modelo dinámico obtenido está dada por la obtención de estado estacionario simulando de manera dinámica.

2.2.1 Arranque de la sección de refrigeración

En primer lugar se presenta el proceso de estabilización de la sección de refrigeración (arranque hipotético) considerando los lazos sintonizados con los parámetros obtenidos en la sección 2.1.3.

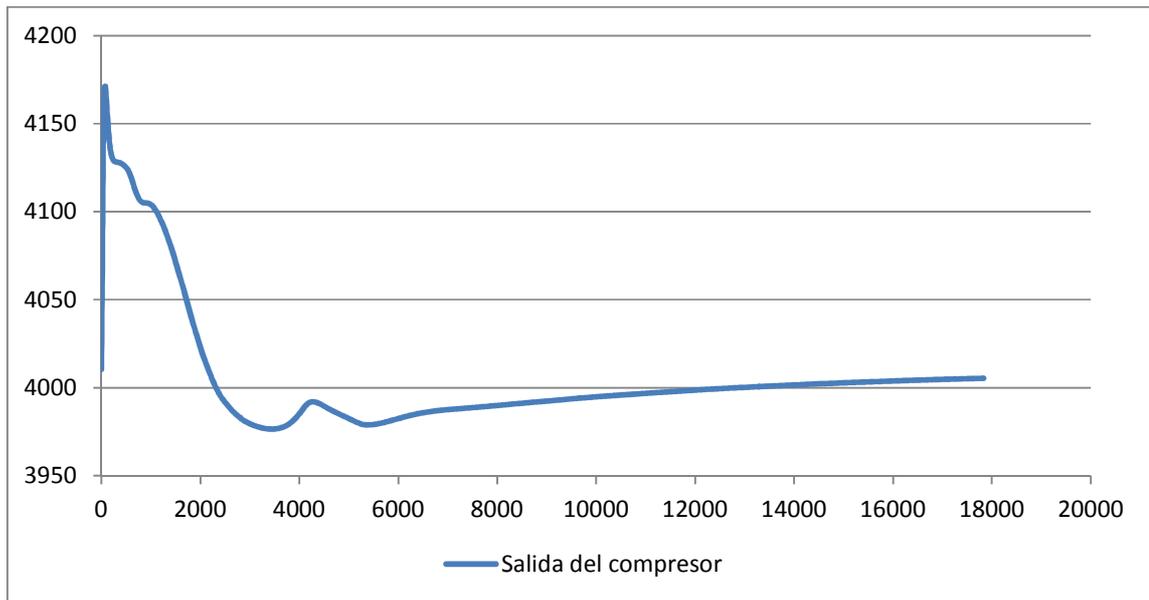


Figura 2-38: Flujo del compresor (C-4561) durante el arranque de la sección (lbmol/h).

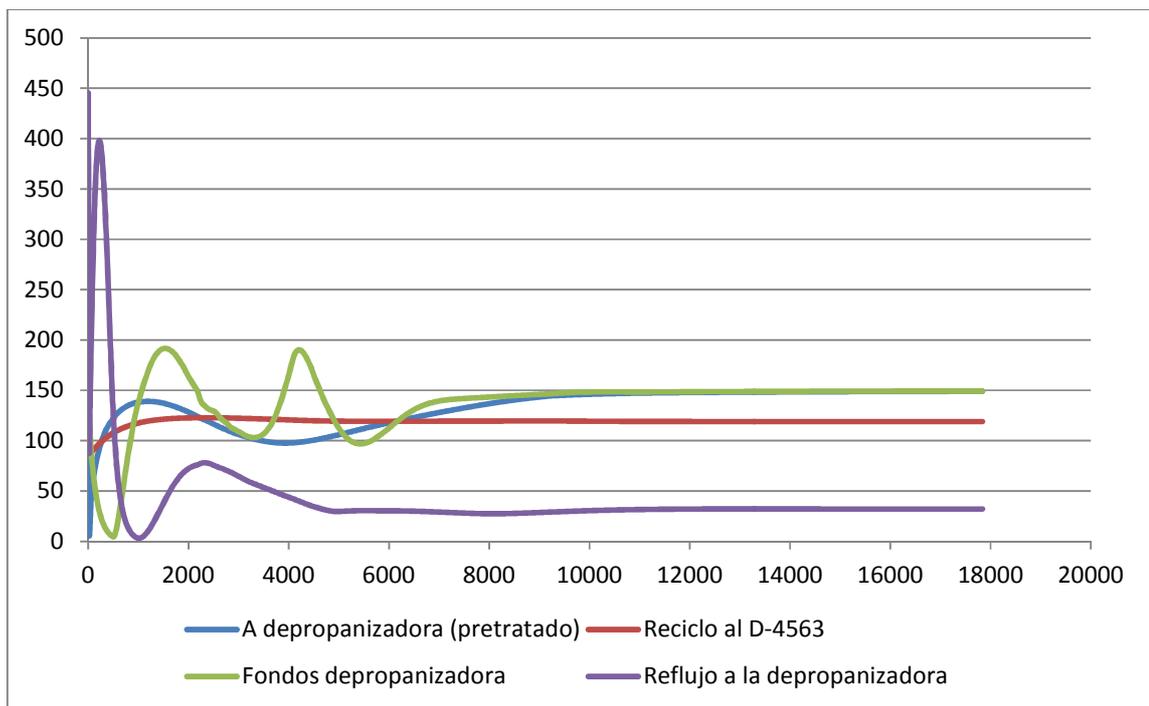


Figura 2-39: Flujos en la sección de refrigeración durante el arranque (lbmol/h).

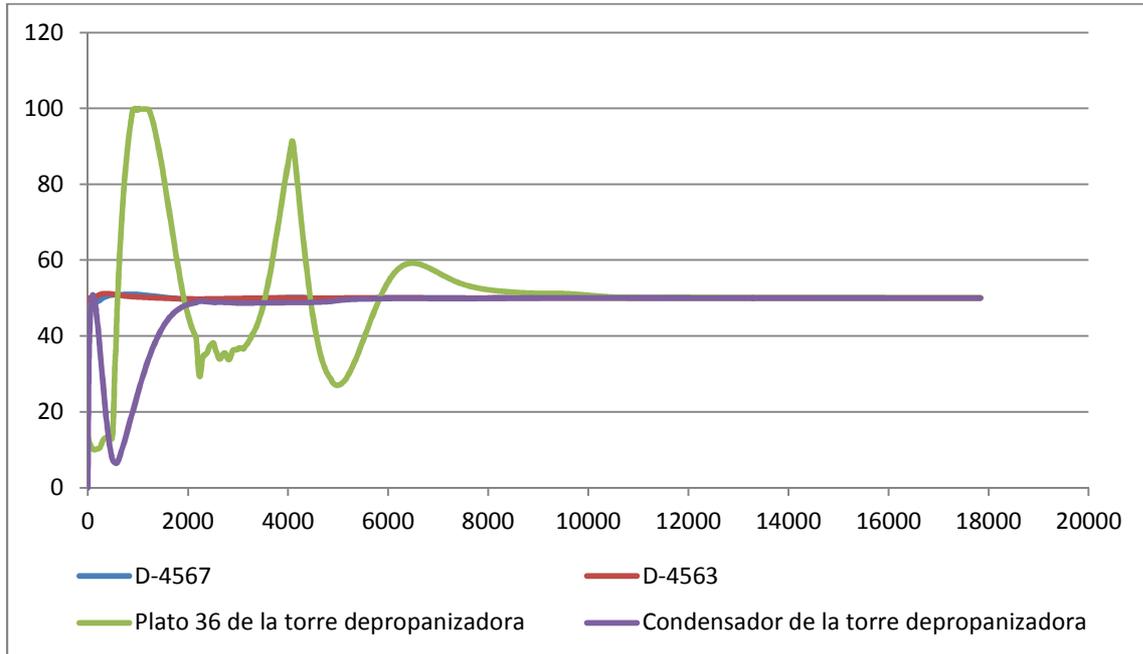


Figura 2-40: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante el arranque.

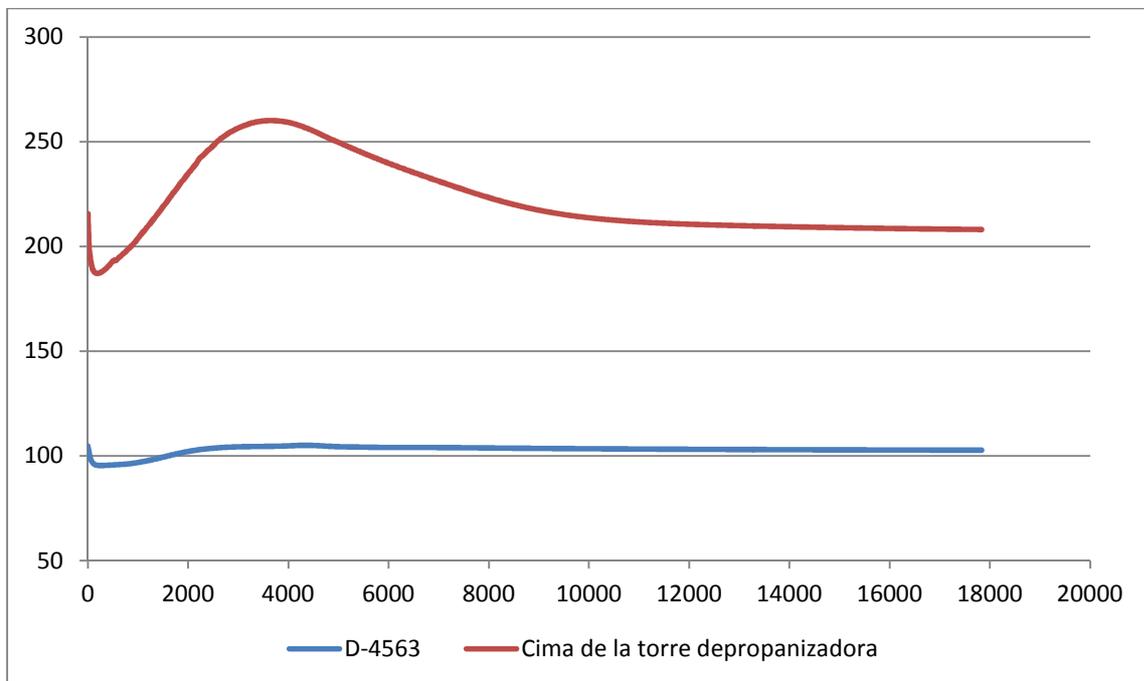


Figura 2-41: Presiones durante el arranque de la sección (psia).

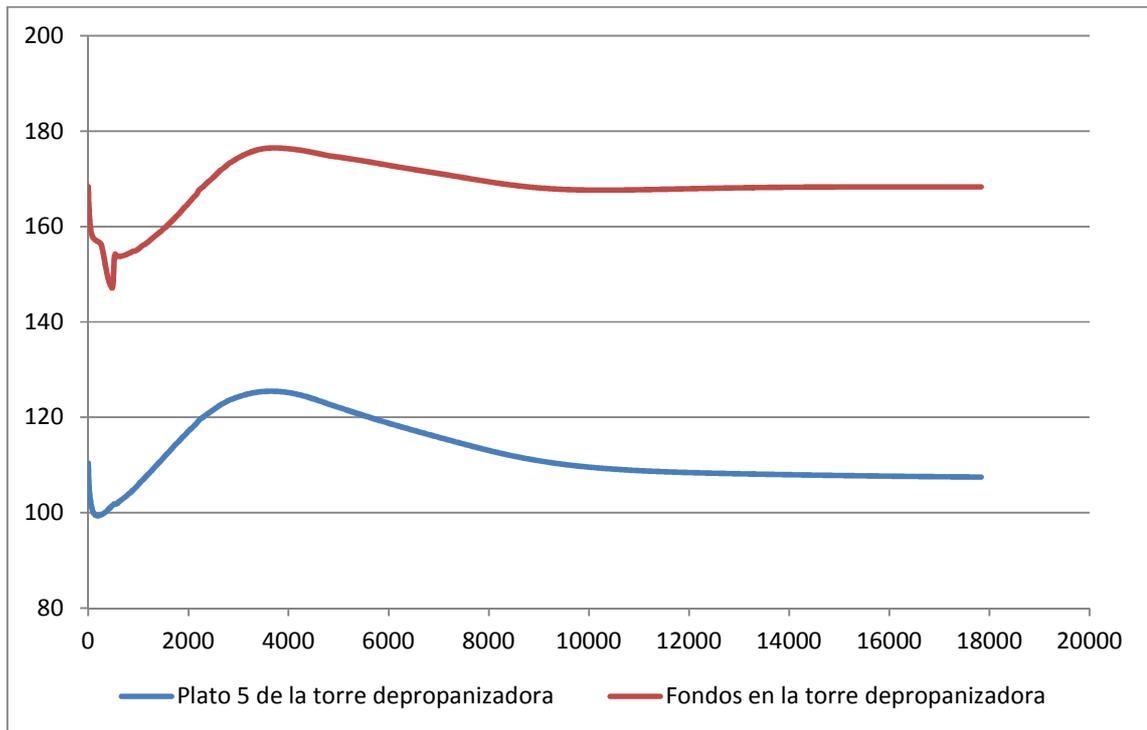


Figura 2-42: Temperaturas durante el arranque de la sección (°F).

Tal como se puede apreciar el tiempo de estabilización de la planta operando únicamente bajo el efecto de los controladores sintonizados está entre 4 y 5 horas. A partir de las gráficas presentadas junto con un análisis de los P&ID de la planta, se pudieron establecer los procedimientos de arrancada y de parada de la sección (ver sección 2.3).

2.2.2 Falla del compresor de refrigerante (C-4561)

Para simular la falla del compresor (C-4561) básicamente se partió de la sección de refrigeración en estado estable y al *duty* de las dos etapas del compresor se cambió el valor a cero (0) Btu/h, se tomó ese momento como punto inicial y se obtuvieron las siguientes figuras (Nota: el integrador de Hysys encuentra problemas en la simulación a los 20 minutos de integración debido a condiciones de *flashing* en el X-100 y por lo tanto se detuvo la simulación en ese instante).

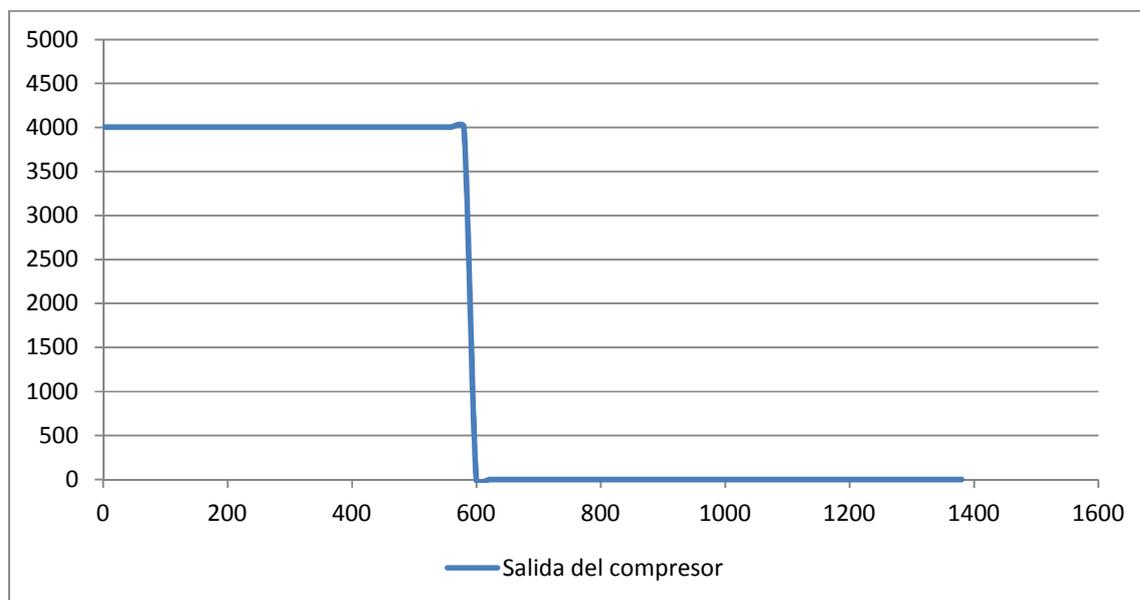


Figura 2-43: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante su falla (lbmol/h).

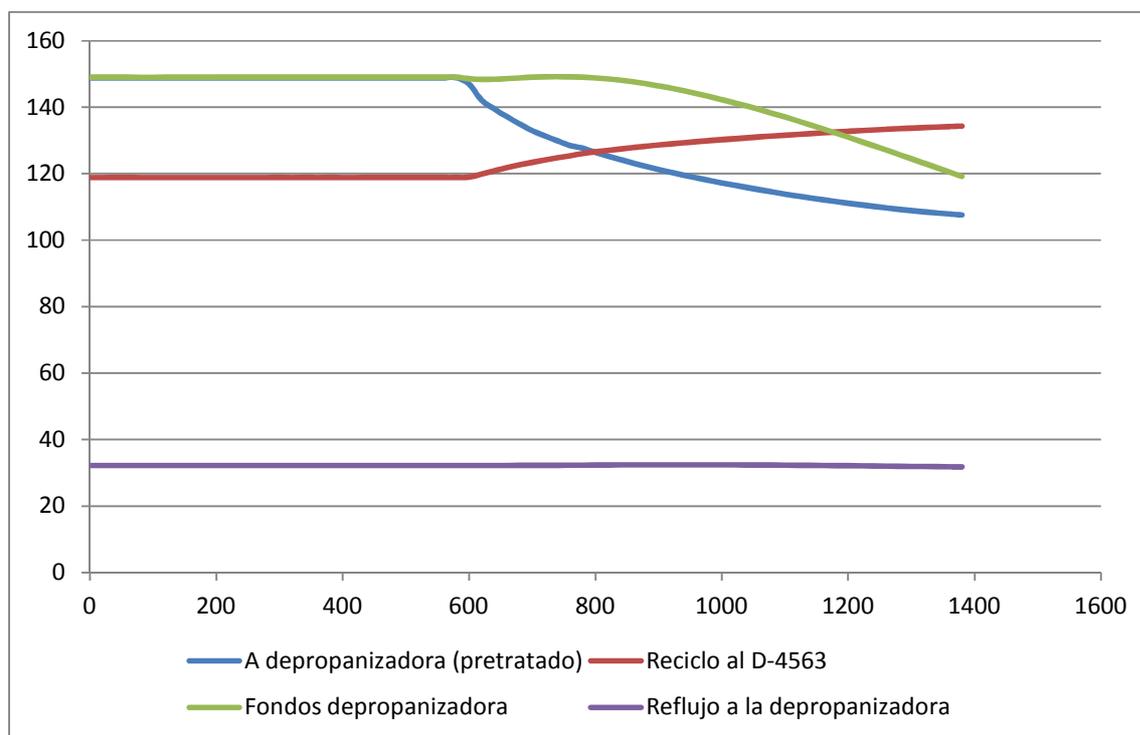


Figura 2-44: Flujos en la sección de refrigeración durante falla del compresor de refrigerante (C-4561) (lbmol/h).

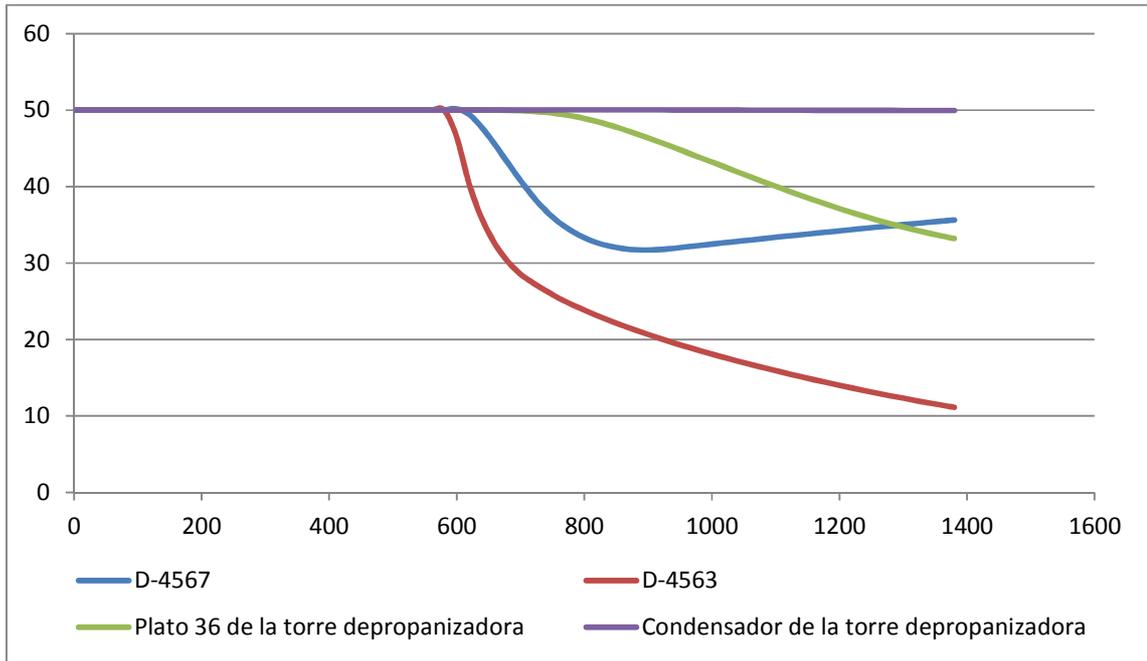


Figura 2-45: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante falla del compresor de refrigerante (C-4561).

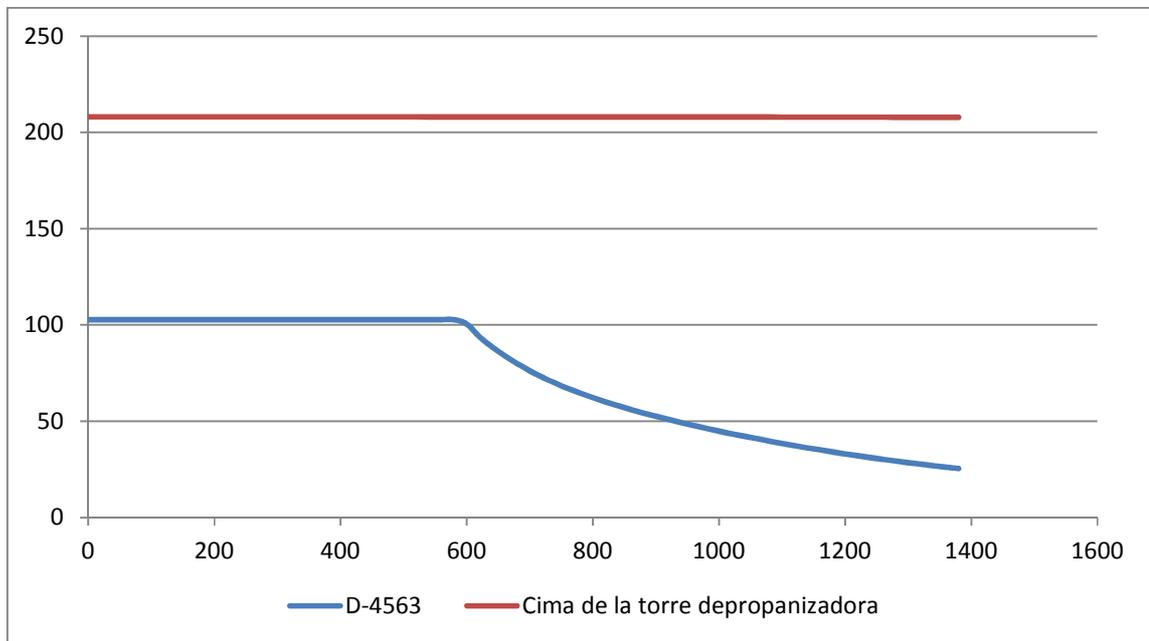


Figura 2-46: Presiones durante una falla del compresor de refrigerante (C-4561) (psia).

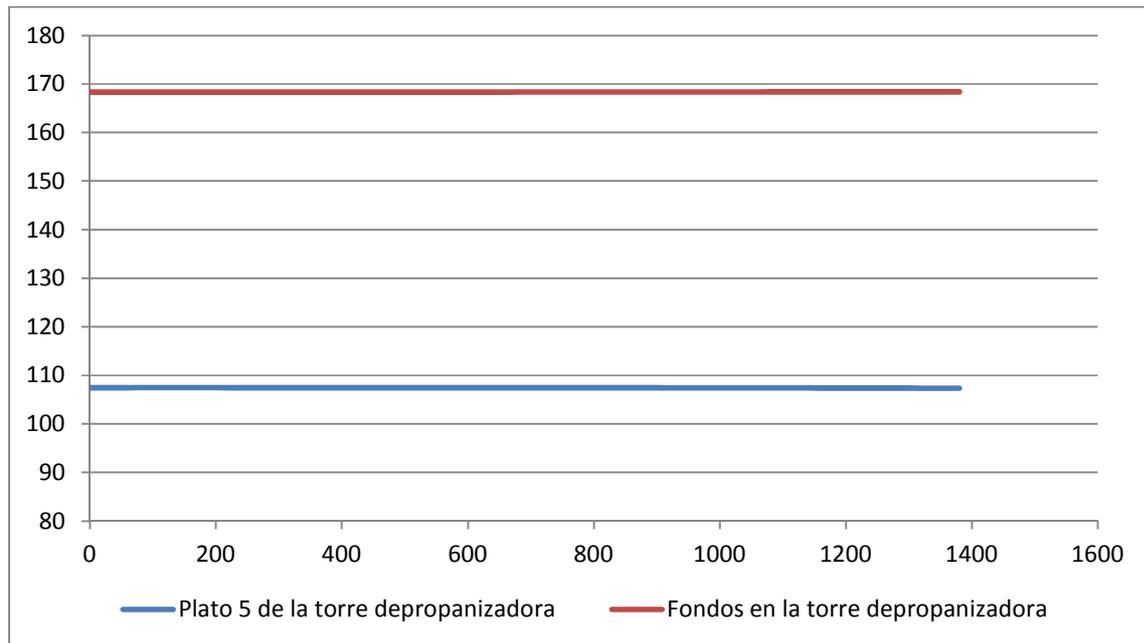


Figura 2-47: Temperaturas durante una falla del compresor de refrigerante (C-4561) (°F).

2.2.3 Falla en el flujo de agua de enfriamiento

Para simular la falla de suministro de agua de enfriamiento básicamente se parte nuevamente de la simulación del sistema en estado estable y el valor *duty* de los "coolers" se cambia a cero (0) Btu/h. La falla en el flujo de agua de enfriamiento es un escenario que se puede dar por múltiples razones y su probabilidad de ocurrencia es alta en comparación con los otros escenarios considerados. El momento en que se introdujeron los *duties* con el valor de cero (0) Btu/h se tomó como punto inicial y se obtuvieron las siguientes figuras:

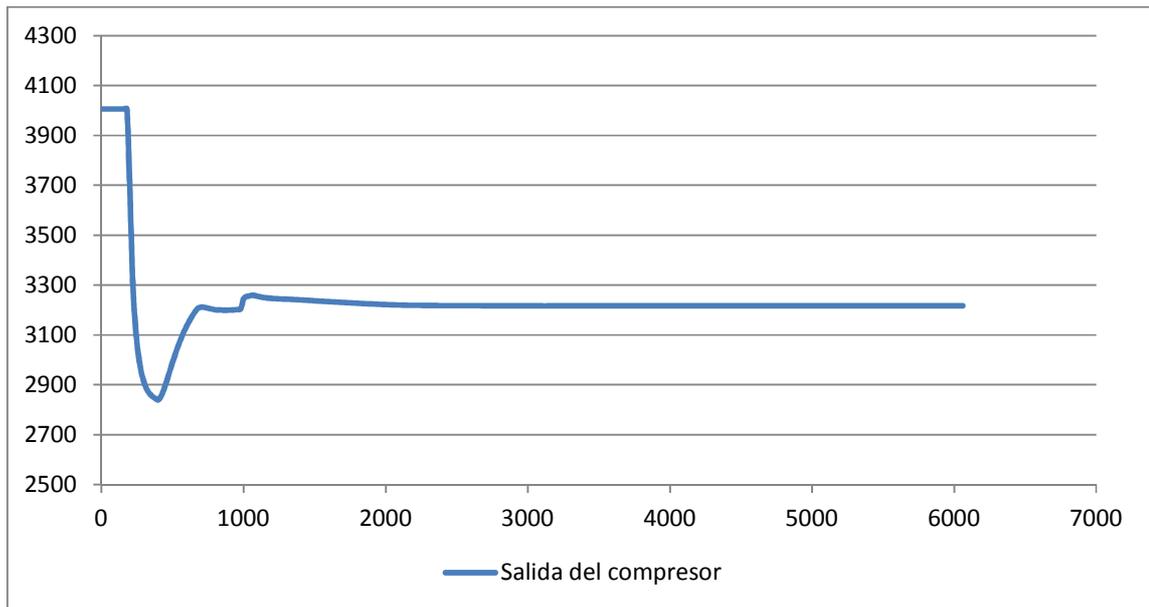


Figura 2-48: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (lbmol/h).

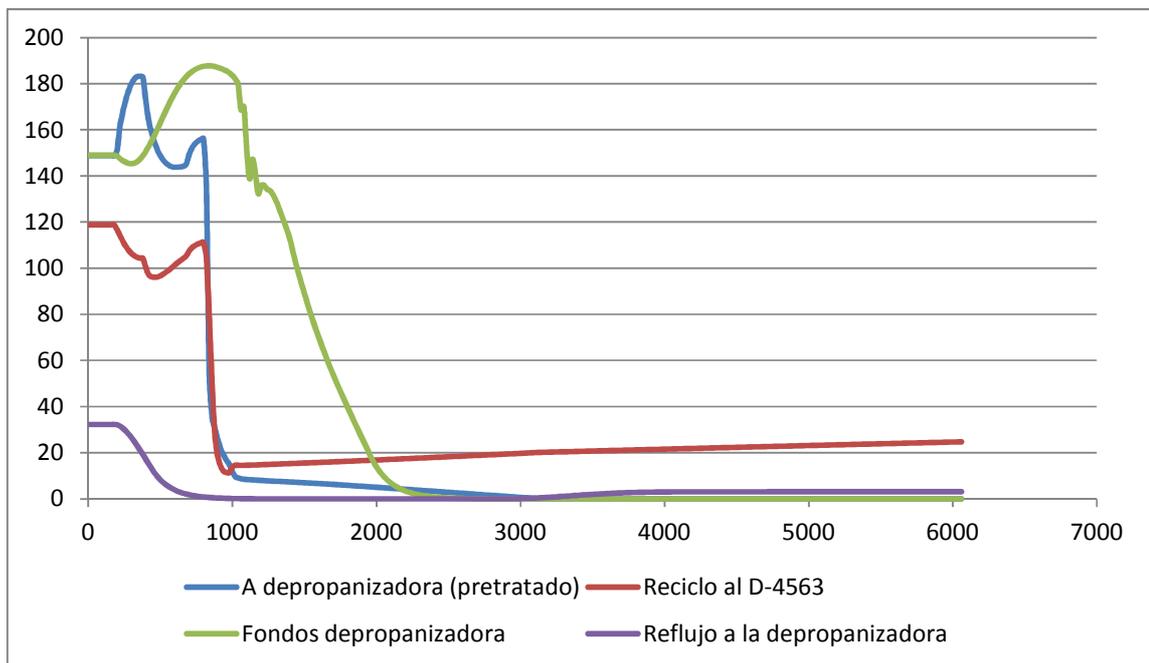


Figura 2-49: Flujos en la sección de refrigeración durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (lbmol/h).

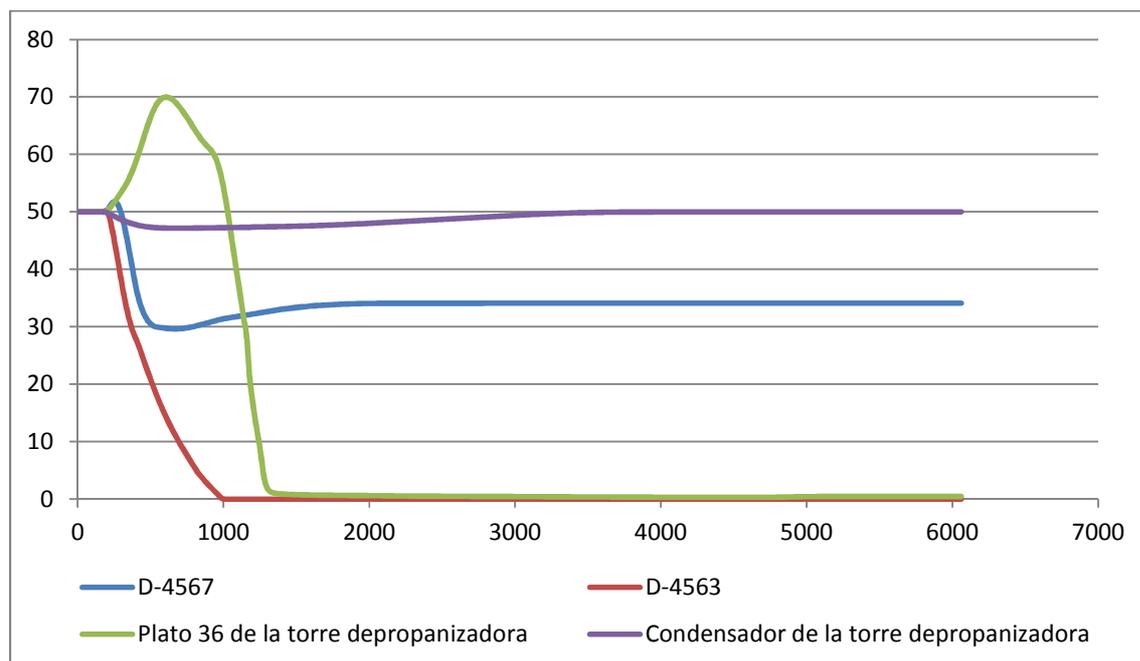


Figura 2-50: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante una falla en el flujo de agua de enfriamiento.

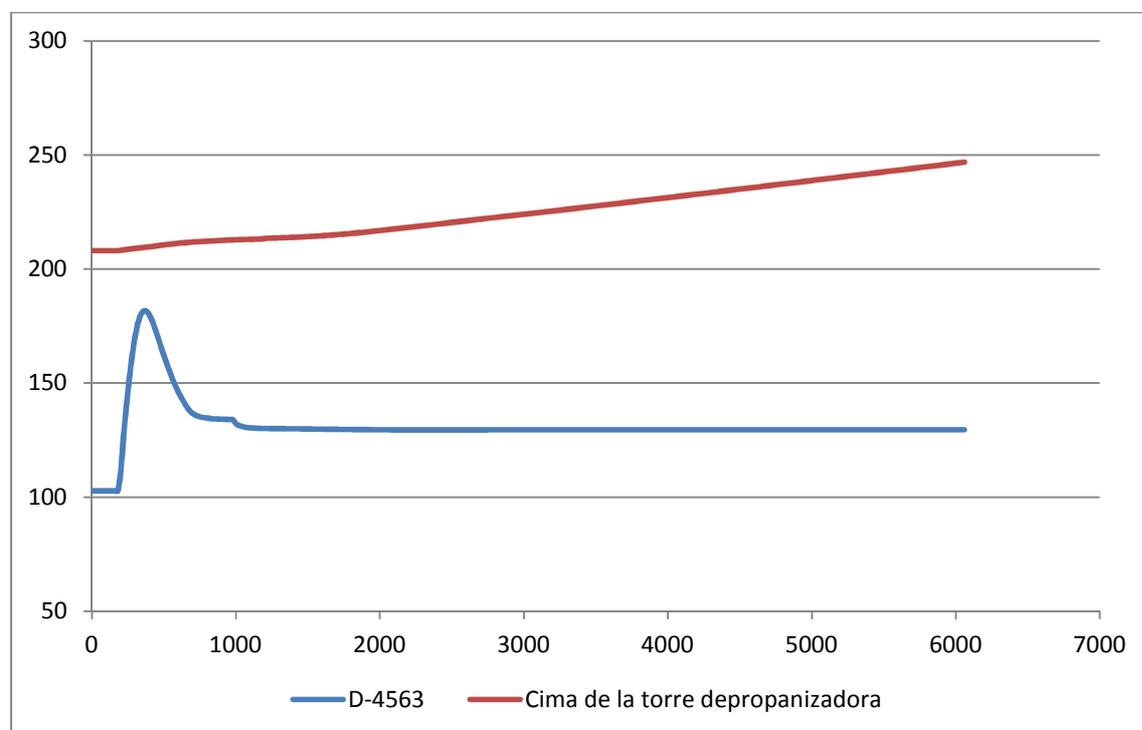


Figura 2-51: Presiones durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (psia).

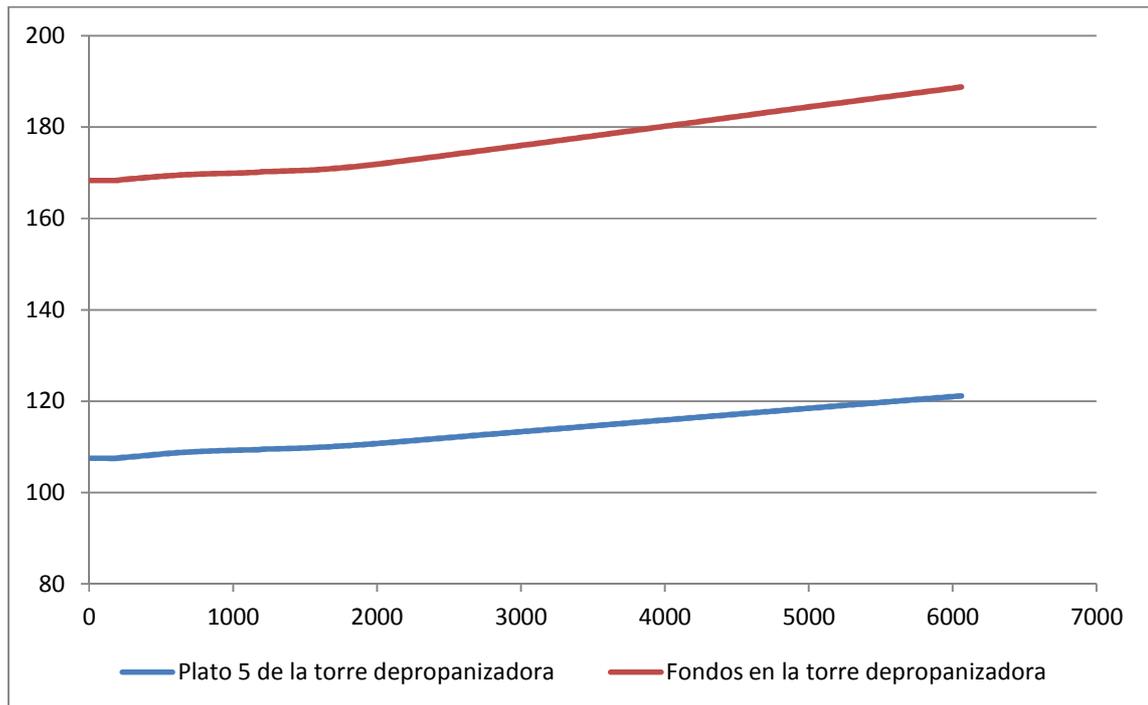


Figura 2-52: Temperaturas durante falla en el flujo de agua de enfriamiento (°F).

2.2.4 Falla en las bombas (P-4564 A/B) de alimentación a la columna

Para simular la falla en las bombas P-4563 A/B se parte de la simulación de la sección de refrigeración en estado estable y el valor *duty* de la bomba se cambia a doscientos (200) Btu/h (mínimo aceptado por Hysys® para bombas). Es claro que dichas bombas P-4564 A y P-4564 B no trabajan al tiempo, sino que una es relevo de la otra. El escenario propuesto supone que ninguna de las dos bombas puede ser arrancada rápidamente o que las dos presentan fallas al tiempo. El momento en el que se introdujo valor mínimo del *duty* se toma como punto inicial y se obtuvieron las siguientes figuras:

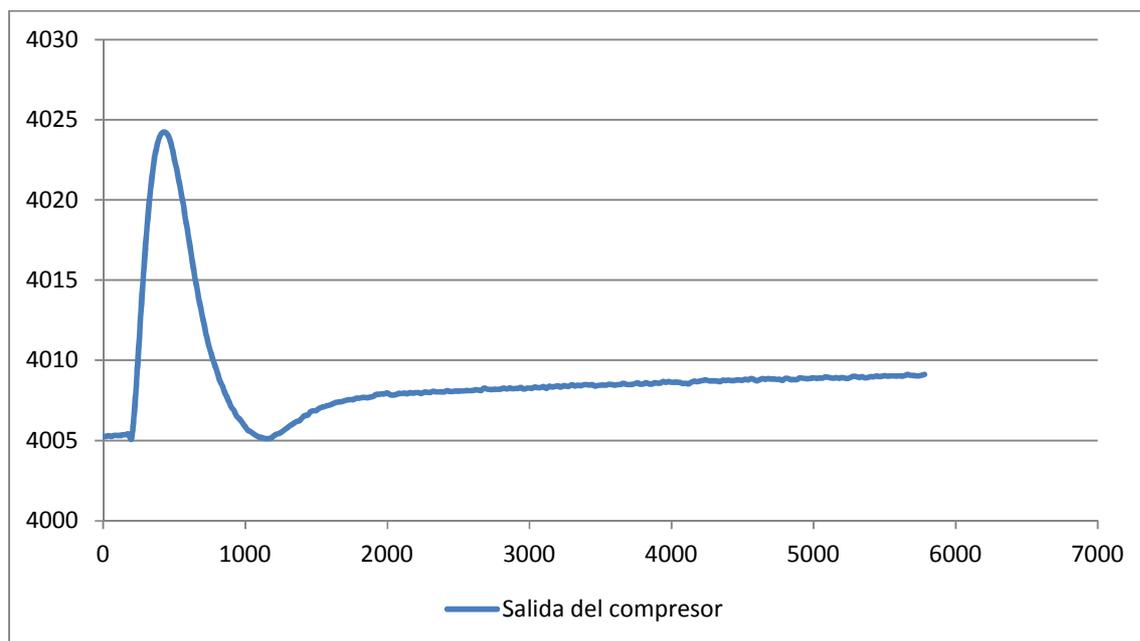


Figura 2-53: Flujo del compresor de refrigerante (C-4561) durante falla en las bombas de alimentación a la columna (lbmol/h).

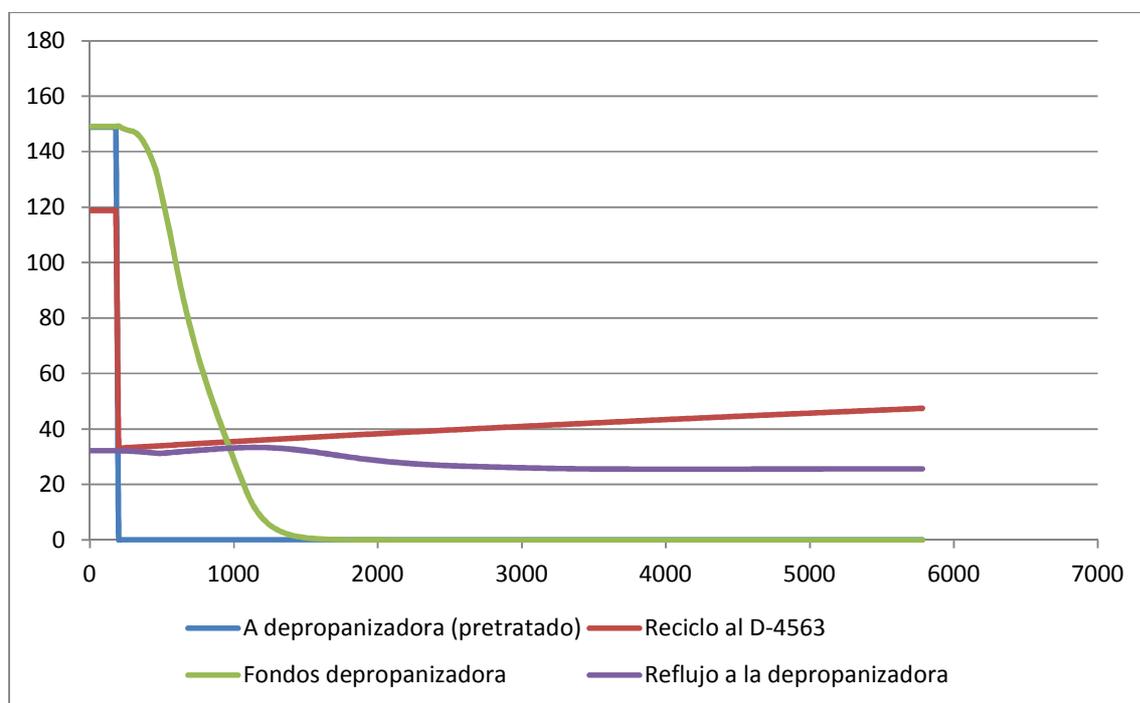


Figura 2-54: Flujos en la sección de refrigeración durante una falla en las bombas de alimentación a la columna (lbmol/h).

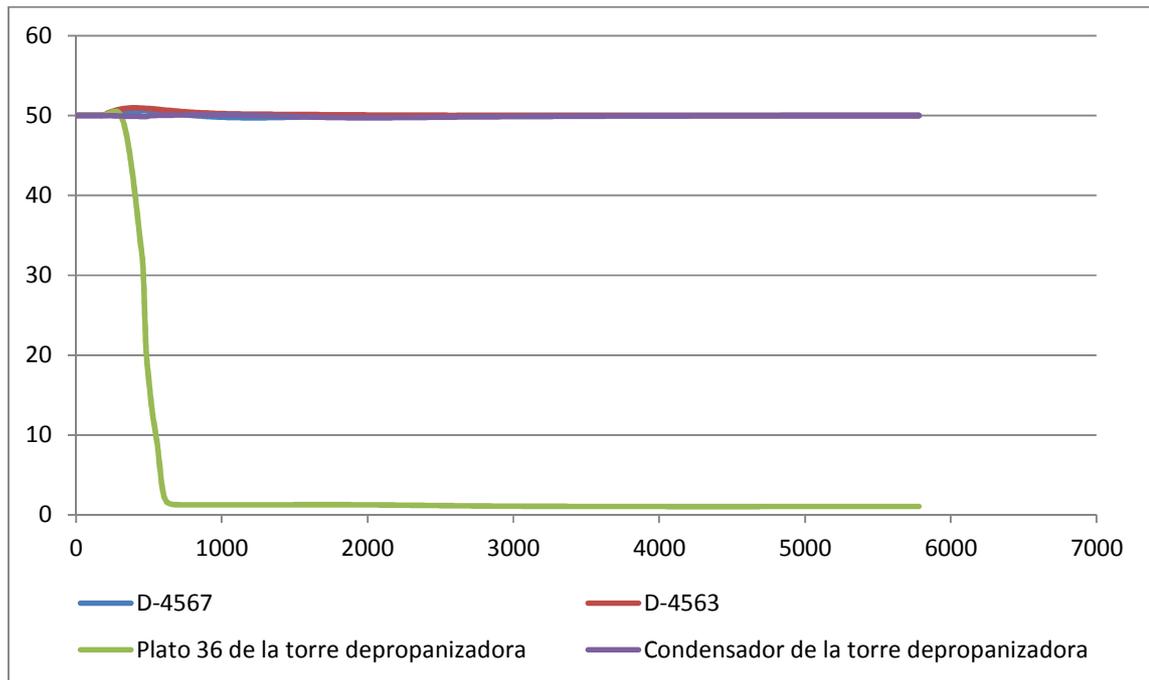


Figura 2-55: Nivel, en porcentaje, para algunos tanques, plato 36 y condensador de la depropanizadora durante una falla en las bombas de alimentación a la columna.

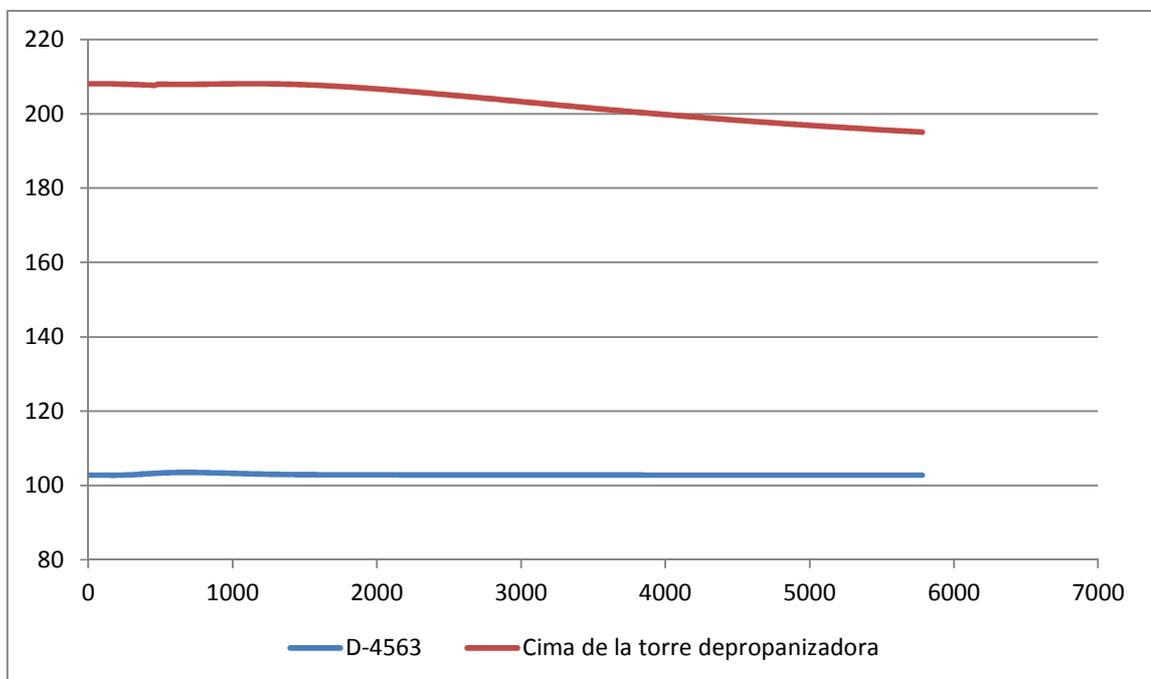


Figura 2-56: Presiones durante falla en las bombas de alimentación a la columna (psia).

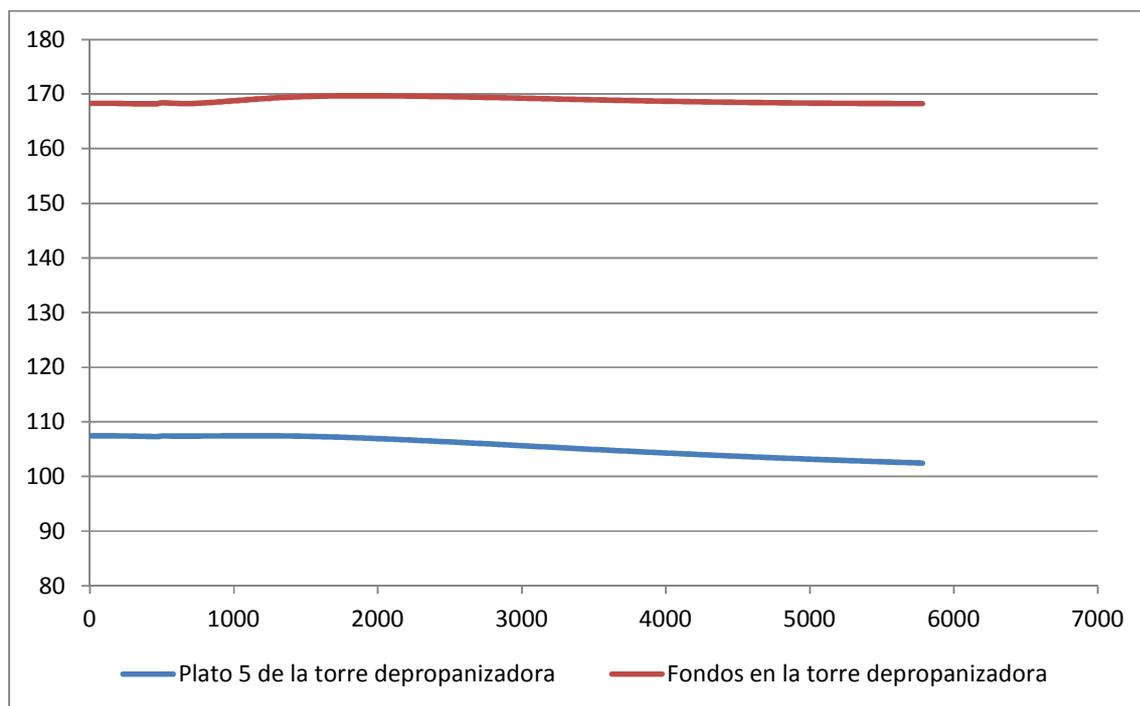


Figura 2-57: Temperaturas durante falla en las bombas de alimentación a la columna (°F).

2.2.5 Fallas en sistemas de control

Para simular la falla de algún sistema de control, nuevamente se partió de la sección de refrigeración en estado estable, se detuvo el integrador y se desconectaron los controladores de la variable manipulada, naturalmente la arquitectura de la simulación cambia y es por esta razón que se debió detener el integrador antes de hacer los cambios. Se tomó ese momento como punto inicial y se observó que si no existe alteración de los *set points* de la sección de refrigeración, la planta sigue operando en estado estacionario. Solo si hay una perturbación externa las fallas en sistemas de control repercutirán en el buen funcionamiento de la sección, pero esos son casos de estudio que se salen del alcance del presente trabajo y que podrían abordarse en trabajos posteriores. En algunos procesos la falla en los sistemas de control, incluso cuando la planta está operando en estado estacionario, repercute significativamente en el buen funcionamiento del proceso, lo cual no ocurrió en el presente estudio.

2.3 Procedimientos ante diversos escenarios

Para establecer los procedimientos ante los diversos escenarios propuestos, fue necesario no solo verificar la evolución de las

variables en las figuras correspondientes, sino también visualizar los *P&IDs* y relacionar la información, para obtener el procedimiento más adecuado.

2.3.1 Procedimiento de arrancada de la sección de refrigeración

Asumiendo que todos los equipos y tuberías están libres de aire y los servicios de la planta de alquilación están operando, se procede a arrancar la planta completa. El proceso comienza por el llenado de los equipos y la puesta en circulación de la mezcla de alquilato e isobutano en las zonas de reacción y tratamiento de efluente. Posteriormente se debe arrancar la sección de refrigeración, para este paso hay que retomar las figuras de la sección 2.2.1 donde se puede ver que el equipo que presenta mayor inestabilidad en dicha sección es la torre depropanizadora, esto va ligado al flujo fluctuante de alimentación. Para acelerar el proceso de estabilización de la torre se propone llenar primero el acumulador de refrigerante (D-4563), esta propuesta es consistente con la existencia de una línea de arrancada, para llenar este *drum* desde la zona de reacción de la planta de alquilación.

Paso seguido, se debe arrancar el compresor de refrigerante (C-4561). Es obvio que lo más probable es que las condiciones de puesta en servicio del compresor sean diferentes a las condiciones de operación/diseño del mismo, por lo tanto debe existir especial cuidado para no sobrecargar el motor del compresor en el arranque inicial, ni permitir la ocurrencia de *surge*.

El nivel del líquido en el acumulador de refrigerante comenzará a elevarse, por lo tanto hay que iniciar el flujo de refrigerante al tambor flash que queda en la zona de reacción, para esto se utiliza la línea de salida de la sección de refrigeración - corriente 7 en Hysys®- y la línea de arrancada del acumulador que *bypass*ea al economizador (D-4567)).

El paso siguiente es preparar los equipos de acondicionamiento del alimento a la torre depropanizadora, estos equipos corresponden a la sección de lavado cáustico a cargo del lavador D-4564 y del coalescedor D-4565 (representados por el separador X-100 en Hysys®). A medida que la cantidad de propano en la sección de refrigeración se incrementa, se hace necesario que entre en funcionamiento la torre depropanizadora para eliminar este exceso de propano. El economizador (D-4567) puede ponerse en servicio después de que la torre depropanizadora (T-4561) esté operando.

Por último, para terminar de definir el arranque de la sección, se establecen sugerencias para el arranque del equipo más complejo de la sección de refrigeración: La torre depropanizadora (T-4561). En primera instancia, en el procedo de arrancada de la torre, es necesario manejar un nivel alto en los fondos para poder comenzar con la introducción de vapor en el rehervidor. Paso seguido se

alista la torre para que comience a recibir el alimento, obviamente es importante tener presente que el agua de enfriamiento al condensador debe estar circulando sin problemas. De acuerdo con la Figura 2-39 existe un periodo inicial en que el reflujo es alto antes de entrar a estabilizarse la columna, así que sugiere que la torre opere por unos instantes a reflujo total, para luego sí encontrar la tasa de reflujo de operación normal mediante la acción del controlador.

2.3.2 Procedimiento en caso de falla del compresor de refrigerante (C-4561)

El compresor puede mantener su flujo de descarga alrededor de diez minutos para llegar a una descarga de cero (0) lbmol/h de manera abrupta. A partir de ese momento se tienen como consecuencias inmediatas de esta falla disminuciones abruptas en los niveles del acumulador (D-4563) y del economizador (D-4567). Naturalmente, el flujo de alimento a la depropanizadora también se va reduciendo lo cual desencadena una pérdida en la presión de cima de la misma y disminución en los flujos de productos y en el nivel de fondos.

Al no operar la sección de refrigeración, la planta de alquilación no puede seguir operando ya que la reacción de alquilación no estaría refrigerada. El paso a seguir entonces es el cierre de todas las cargas a la unidad. La siguiente determinación es mantener los niveles de líquido en los tanques de la sección:

- Para mantener el nivel de líquido refrigerante en el acumulador (D-4563) es necesario cerrar la válvula que da paso de este acumulador al economizador, de esta manera se evita la pérdida de inventario de dicho acumulador (D-4563).
- Para mantener el nivel de líquido en el economizador (D-4567) es necesario cerrar la válvula que da paso de este economizador al tambor flash de la zona de reacción (fuera de la sección de refrigeración) ver corriente 7 en el PFD de Hysys®.

Se debe por supuesto bloquear el compresor (C-4561) cerrando la válvula que permite la entrada de refrigerante al mismo. (ver corriente 1 en Hysys®). Es importante recordar que esta corriente proviene del tambor flash de la zona de reacción (fuera de la sección de refrigeración). Se debe también bloquear la succión del compresor del economizador (D-4567), es importante recordar que la salida de vapores de dicho economizador es la entra a la segunda etapa del compresor. Por último, es necesario parar el sistema de lubricación del compresor.

En cuanto a la sección completa de refrigeración, es necesario empezar a operar la torre depropanizadora (T-4561) a reflujo total:

- Lo primero lógicamente es detener la alimentación mediante la parada de las bombas P-4564 A/B y luego cierre de la válvula de alimentación.
- Cerrar la válvula que envía propano producto a almacenamiento.
- Cerrar el flujo de fondo de la depropanizadora.
- El vapor al rehervidor debe reducirse ya que la demanda energética de la torre decrece al trabajar a reflujo total.
- Las bombas (P-4565 A/B) de dosificación de soda al área de acondicionamiento de alimentación a la torre (Lavador D-4564 y coalescedor D-4565 - representados por el X-100 en Hysys®) deben detenerse también.

2.3.3 Procedimiento en caso de falla en el flujo de agua de enfriamiento

La falla en el agua de enfriamiento en la sección genera básicamente una acumulación de energía en el interior de la misma. A partir del momento en que ocurre la falla, se observaron como consecuencias inmediatas las caídas en los flujos al interior de la sección. En la Figura 2-49 se aprecia claramente que el flujo a la depropanizadora, el reciclo al acumulador (D-4563), los fondos y el reflujo a la depropanizadora sufrieron caídas drásticas, la mayoría llegando casi a niveles de cero (0) lbmol/h. Lógicamente terminan por afectarse los niveles del acumulador (D-4563) y el del fondo de la torre (T-4561). La presión de cima al igual que las temperaturas en la torre también termina incrementándose.

El paso a seguir entonces es el cierre de todas las cargas a la unidad. Seguidamente hay que cerrar el suministro de vapor a la torre depropanizadora (T-4561) para evitar sobrepresionamiento y posterior disparo de las válvulas de alivio. La siguiente determinación es mantener en operación la bomba de cima de la torre depropanizadora (T-4561) y el reflujo para enfriar la torre hasta agotar el inventario de líquido en el condensador de la torre. Seguidamente es necesario detener el compresor de refrigerante (C-4561). De manera análoga hay que parar la torre depropanizadora:

- Lo primero es detener la alimentación mediante la parada de las bombas P-4564 A/B y luego cierre de la válvula de alimentación.
- Luego se debe cerrar la válvula que envía propano producto a almacenamiento.
- Posteriormente se cierra el flujo de fondo de la depropanizadora.
- Una vez que se haya agotado el líquido del condensador, es necesario parar la bomba que envía el reflujo a la torre.
- Y por último deben detenerse también las bombas (P-4565 A/B) de dosificación de soda al área de acondicionamiento de

alimentación a la torre (Lavador D-4564 y coalescedor D-4565, representados por el X-100 en Hysys®).

Adicionalmente hay que mantener el nivel de líquido en los tanques de la sección tal como se especificó en el procedimiento en caso de falla del compresor de refrigerante(C-4561).

2.3.4 Procedimiento en caso de falla de las bombas de alimentación a la columna (P-4564 A/B)

A partir del momento en que se presenta la falla en las bombas se pudieron apreciar como consecuencias inmediatas la caída abrupta en los flujos al interior de la sección, excepto el del compresor. Tal como se puede apreciar en la Figura 2-54, que el flujo de alimentación a la torre depropanizadora (T-4561) se detiene inmediatamente y paulatinamente el flujo de los fondos empieza a descender hasta llegar a cero (0) lbmol/h. Los niveles de los tanques en la sección y del condensador pueden mantenerse constantes como resultado de las acciones de control, pero el nivel del fondo de la torre sí termina por descender (cabe recordar que la mayor salida de la torre se da en los fondos ya que el flujo de destilado es bajo).

Básicamente, la torre depropanizadora deja de cumplir su cometido que es despojar a la planta de alquilación del propano lo cual terminaría perjudicando la reacción (sección de reacción). El procedimiento a seguir es análogo al procedimiento que se sigue cuando falla el compresor de refrigerante (C-4561). En este caso, la primera acción es operar la torre depropanizadora (T-4561) a reflujo total (procedimiento especificado en la sección 2.3.2), esta operación permitirá retomar la condición normal de operación de la columna lo más rápido posible, cuando se superen los problemas en su alimentación. Lo segundo es disponer los tanques para que no pierdan su nivel ya que es necesario parar el compresor (procedimiento especificado en caso de falla del mismo). Esta acción es más sencilla de llevar a cabo ya que de por sí, la falla simulada en las bombas P-4564 A/B no afecta el nivel de los tanques.

2.3.5 Procedimiento de parada de la sección de refrigeración

A partir de todos los procedimientos descritos en esta sección, se puede definir el procedimiento de parada de la sección.

En las respuestas a las perturbaciones se ha podido observar que el economizador (D-4567), junto con el acumulador (D-4563), son los equipos que reaccionan inmediatamente frente a cualquier cambio en la sección. Por esta razón antes de parar dicha sección es necesario *bypassear* el tanque (D-4567) tal como se hace durante el procedimiento de arrancada descrito anteriormente. También es

necesario, en este período de preapagado, parar la torre depropanizadora (T-4561) y la sección de tratamiento de alimento a la torre, estos dos procedimientos ya han sido descritos con anterioridad. Se podría decir que esta fase previa finaliza con dichas acciones, ahora se describe el procedimiento de parada de la sección de refrigeración como tal:

- La alimentación de olefinas a toda la planta de alquilación lógicamente debió haber sido suspendida previamente. Sin alimentación de olefinas se necesitará en la planta muy poca refrigeración, así que hay que evitar el enfriamiento excesivo de ácido en los reactores de la planta (sección de reacción). El enfriamiento excesivo de ácido se daría porque la temperatura del refrigerante bajaría considerablemente al no haber calor de reacción.
- El compresor de la sección de refrigeración debe sacarse de servicio para evitar el enfriamiento excesivo mencionado.
- Paso seguido se debe bloquear la corriente de reciclo de refrigerante al tambor flash de la sección de reacción (corriente 7 en Hysys®).
- Es así como la sección de refrigeración queda aislada de la planta y su proceso de parada se completa.

3. Conclusiones y recomendaciones

El trabajo desarrollado consideró la simulación y validación, con base en mediciones de campo, de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja. La caracterización de los equipos para la simulación se realizó con los datos de diseño de la planta, tratando de reproducir de la forma más fiel la configuración del sistema; mientras que para la caracterización de las corrientes de proceso se emplearon tanto datos de diseño como mediciones de campo. Las mediciones de campo fueron fundamentales para ajustar la simulación a la operación real.

Posteriormente, se transformó la simulación de estado estacionario a dinámico y se evaluó la respuesta de la planta a algunas perturbaciones. Del análisis de estas respuestas se generaron propuestas para procedimientos que se deben realizar en los escenarios considerados. A continuación se presentan las principales conclusiones del trabajo y las recomendaciones para trabajos posteriores y complementarios.

3.1 Conclusiones

Para el tratamiento de los datos de planta, durante la validación de la simulación, la identificación del estado estacionario debe ser rigurosa más no automática para usar los datos en simulaciones, sea en estado estacionario, sea en estado dinámico. El buen ajuste de la simulación con el estado estacionario identificado permite concluir que la identificación visual y la verificación mediante prueba de interpolación polinomial es una estrategia adecuada para el objetivo planteado. Adicionalmente, esta estrategia es aplicable en análisis análogos para otros sistemas.

El equipo más complejo, en cuanto a la simulación, de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja es la torre depropanizadora (T-4561), por lo tanto el estudio de las variables asociadas a esta unidad es fundamental en la identificación del estado estacionario en toda la sección.

En la eliminación de errores groseros, la estrategia iterativa basada en la definición de una región de confianza mediante el

valor promedio y la desviación estándar generó resultados satisfactorios, cabe recordar que las mediciones de campo sin tratamiento mostraban una posible baja ocurrencia de estos errores.

Después de la eliminación de errores groseros, la función de mínimos cuadrados permitió el ajuste satisfactorio de los parámetros del modelo (eficiencias en los platos de la columna). Para estas eficiencias se encontró que el mejor valor es de 100%, lo cual concuerda con los resultados presentados por otros autores para sistemas semejantes: mezclas de hidrocarburos con baja volatilidad relativa.

Existen innumerables metodologías para realizar la simulación de un proceso químico. Las metodologías implementadas para realizar la simulación de la sección de refrigeración en estado estacionario y transformarla a dinámico mostró ser válida y podrá ser aplicable en otros procesos en la industria química.

En la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja, el equipo que requiere más tiempo en estabilizarse es la torre depropanizadora (T-4561) y esto se debe en gran parte a la complejidad de la misma, especialmente el número de platos, cuya retención retrasa, pero no reduce, el efecto de las perturbaciones. Por consiguiente, el procedimiento para arranque de la sección debe estar enfocado a estabilizar rápidamente la torre. Así mismo, otros procedimientos deben considerar la operación de la torre a reflujo total, lo que permitirá su rápida estabilización cuando la falla haya sido superada.

Los tres ejes fundamentales del procedimiento en caso de falla del compresor de refrigerante (C-4561) son el mantenimiento del nivel de los tanques de la sección, el bloqueo del compresor y la operación a reflujo total de la torre depropanizadora (T-4561).

Los dos ejes fundamentales del procedimiento en caso de falla en el flujo de agua de enfriamiento son la parada de la torre depropanizadora (T-4561) y el mantenimiento del nivel de los tanques de la sección.

Los tres ejes fundamentales del procedimiento en caso de falla de las bombas P-4564 A/B son la operación a reflujo total de la torre depropanizadora (T-4561), la parada del compresor y el mantenimiento del nivel de los tanques de la sección.

La sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja puede seguir operando en estado estacionario ante fallas en diversos controladores si no se introduce perturbación alguna. Para considerar perturbaciones en dicha sección simultáneas a una falla de los controladores, se

deben desarrollar nuevos estudios para cada escenario, análogos a los realizados en el presente trabajo.

3.2 Recomendaciones

Se sugiere hacer la medición de temperatura en platos intermedios de la torre depropanizadora para hacer un correcto ajuste de parámetros de la misma.

Se sugiere como punto de partida de posteriores trabajos el estudio de casos de falla en los controladores de la sección de refrigeración de la planta de alquilación de la refinería de Barrancabermeja en presencia de diversas perturbaciones, tales como aumento en la presión de entrada a la sección, variaciones en los flujos de entrada a la misma, entre otros.

Se sugiere evaluar las metodologías desarrolladas en el presente trabajo para la implementación y análisis de simulaciones en estado estacionario y dinámico en diversos procesos en la industria, lo que permitirá generar criterios más concluyentes sobre sus ventajas y limitaciones.

Anexo A: Ejemplos de gráficas de las variables de planta

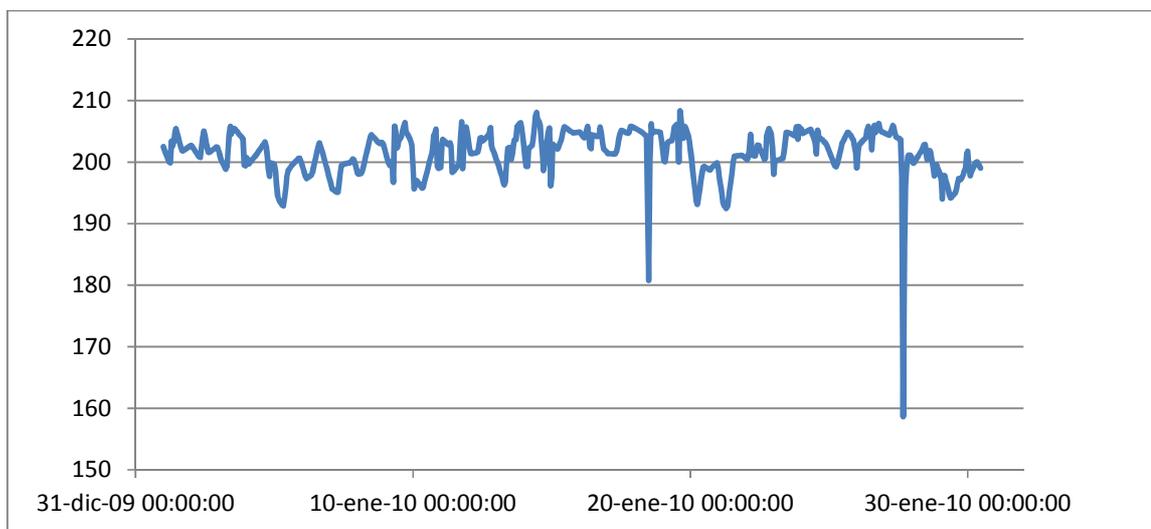


Figura A-58: Presión de cima - Torre depropanizadora (psig).

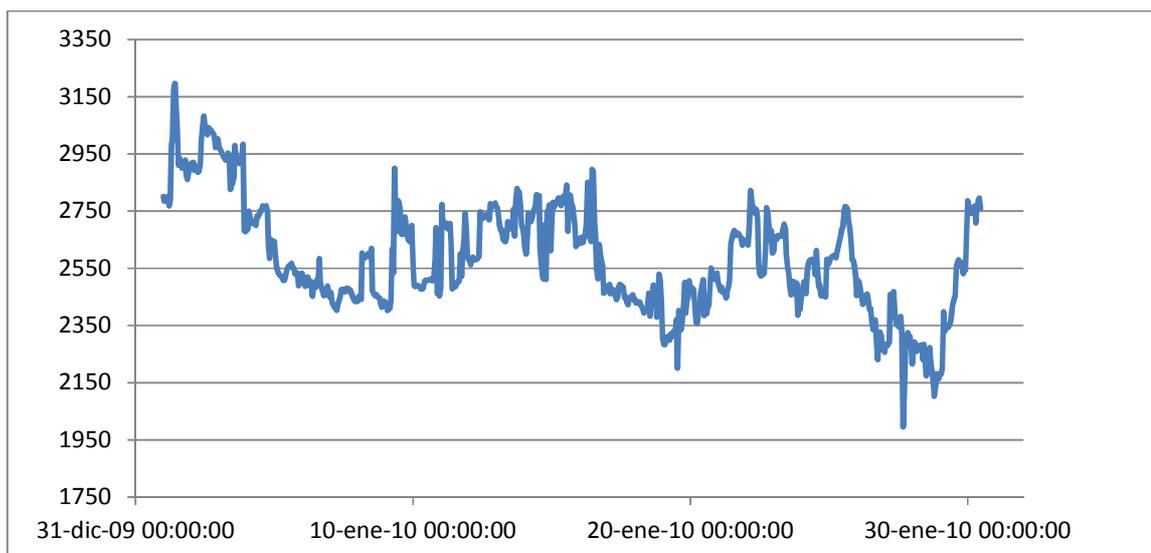


Figura A-59: Reflujo en la torre depropanizadora (bpd).

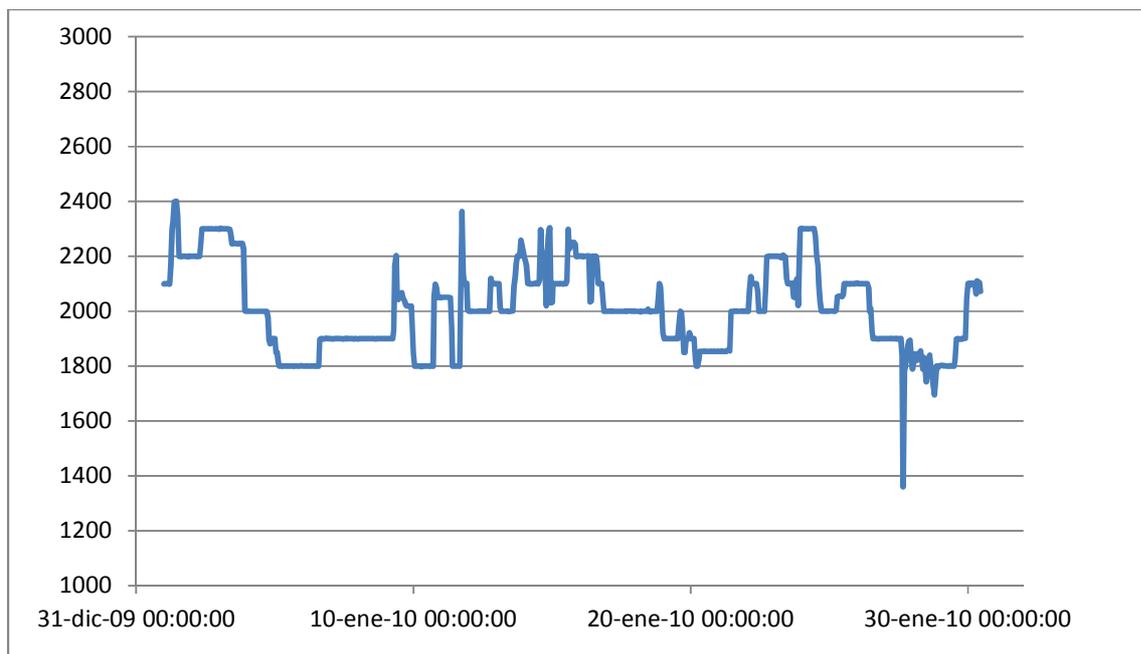


Figura A-60: Flujo de vapor al rehervidor de la torre depropanizadora (lb/h).

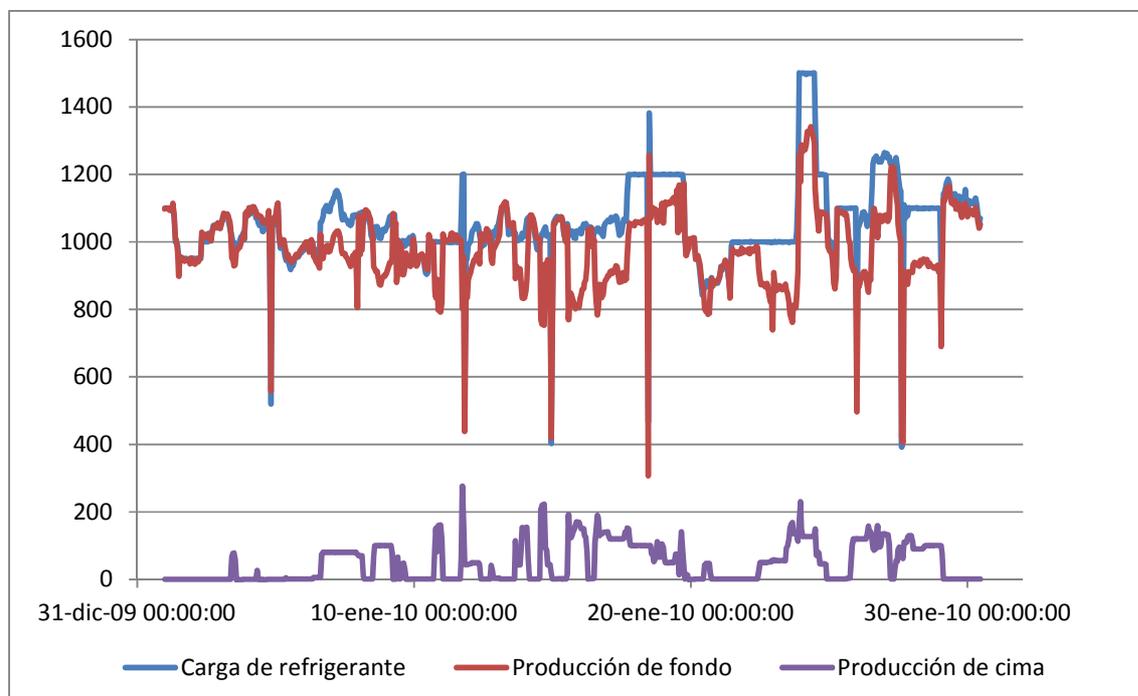


Figura A-61: Carga y productos de la torre depropanizadora (bpd).

Anexo B: Ejemplo de cálculo para la verificación del estado estacionario

Para ilustrar el método de interpolación polinomial (PIT), se presenta el procedimiento paso a paso para una variable: la temperatura del plato 5. En la Figura 1-8: por inspección visual se identifica el estado estacionario hacia el final del día 21 de enero, más exactamente a las 20:00. Para definir el polinomio de interpolación se toma ese punto más dos datos anteriores y dos datos posteriores, con estos cinco datos se ajusta un polinomio de segundo grado y se calcula la derivada en el punto central.

Tabla B-6: Temperatura de plato 5 (depropanizadora) alrededor del punto estacionario y pendiente calculada

Fecha / Hora	Temperatura (°F)	Pendiente (°F/h)
21-ene-10 / 18:00:00	110,11317	
21-ene-10 / 19:00:00	110,176425	
21-ene-10 / 20:00:00	110,23968	0,04769409
21-ene-10 / 21:00:00	110,302075	
21-ene-10 / 21:00:00	110,28885	

Este cálculo se hace con todas las ventanas de interpolación polinomial (de cinco puntos cada una) dentro de la ventana para identificación visual, y se grafica la pendiente contra tiempo en las figuras 1-13, 1-14, 1-15, 1-16 y 1-17, donde se verifica la correcta elección del estado estacionario. Como contra ejemplo se muestran los resultados para un instante donde no haya estado estacionario:

Tabla B-7: Datos de Temperatura del plato 5 (depropanizadora) en puntos que no son estados estacionarios

Fecha / Hora	Temperatura plato 5 (°F)	Pendiente (°F/h)
19-ene-10 / 09:00:00	119,693210	7,08986449
19-ene-10 / 10:00:00	130,054580	9,86590404
19-ene-10 / 11:00:00	140,415949	10,36126490
19-ene-10 / 12:00:00	150,777319	8,60267928
19-ene-10 / 13:00:00	161,138165	4,26001180

Los datos de la tabla anterior muestran una tendencia de aumento de la temperatura en este lapso de tiempo, en el que no hay estado estacionario, las pendientes son al menos superiores en dos órdenes de magnitud a la pendiente en el estado estacionario.

Bibliografía

- Aspen Technology. (2009a). Aspen HYSYS Customization Guide. Burlington: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology. (2009b). Aspen HYSYS Tutorials and Applications. Burlington: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology. (2009c). Aspen HYSYS Operations Guide. Burlington: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology. (2009d). Aspen HYSYS User's Guide. Burlington: Aspen Technology, Inc.
- Aspen Technology. (2009e). Aspen HYSYS Dynamics User Guide. Burlington: Aspen Technology, Inc.
- Bartels, R. (1982). The Rank Version of von Neumann's Ratio Test for Randomness. *Journal of the American Statistical Association*, 40-46.
- Bendat, J., & Piersol, A. (1985). Random data: analysis and measurements procedures. *Mechanical Systems and Signal Processing*, 1(1), 135.
- Branzaru, J. Stratco, I. (2001). *Introduction to sulfuric acid alkilation unit process design*. New York: Stratco, Inc. USA.
- Duarte, J. C. (2012). *Entrevista con el Ingeniero Juan Carlos Duarte*. Bogotá.
- Fletcher, R., & Morton, W. (2000). Initialising distillation column models. *Computers & Chemical Engineering*, 23(11-12), 1811-1824. doi:10.1016/S0098-1354(00)00295-7
- González, J., Ibarra, P., Félix, M., & Ríos, G. (2008). La simulación de procesos en ingeniería química. *Revista Investigación Científica*, 4(2), 1-9.
- Hampel, F. R. (1985). The breakdown points of the mean combined with some rejection rules. *Technometrics*, 27(2), 95-107.

- Huber, P. J. (1981). *Robust statistics*. New York: Wiley.
- 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. doi:10.1016/S0098-1354(02)00235-1
- Luyben, W. L. (1992). *Practical distillation control*. New York: Von Nostrand Reinhold.
- Luyben, W. L. (1996). *Process modeling, simulation and control for chemical engineers* (Internatio.). Singapore: McGraw-Hill, Inc.
- Madansky, A. (1988). *Prescriptions for working statisticians*. New York: Springer - Verlag.
- Martínez, C. (2012). *Entrevista con el ingeniero Carlos Martínez*. Bogotá.
- Mendoza, D. F., Palacio, L. F., Graciano, J. E. A., Vianna Jr, A. S., & Carrillo, L. R. (2013). Real-Time Optimization of an Industrial-Scale Vapor Recompression Distillation Process. *Artículo sometido a publicación en Industrial & Engineering Chemistry Research*.
- Richard, E. (1989). Control of Distillation Columns with Low Relative Volatilities, (1), 75-83.
- Roux, G. A. C. L., Santoro, F., Sotelo, F. F., & Joulia, X. (2008). Improving Steady-State Identification. *18th European Symposium on Computer Aided Process Engineering - ESCAPE 18.*, 459-464.
- Rth, T., Cao, S., & Rhinehart, R. R. (1995). An efficient method for on-line identification of steady state. *J. Proc. Cont.*, 5(6), 363-374.
- Savitzky, & Golay, M. (1964). Smoothing and Differentiation of Data by Simplified Least Squares Procedures. *Anal. Chem*, 1627-1630.
- Özyurt, D. B., & Pike, R. W. (2004). Theory and practice of simultaneous data reconciliation and gross error detection for chemical processes. *Computers & Chemical Engineering*, 28(3), 381-402. doi:10.1016/j.compchemeng.2003.07.001