

**ESTUDIO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA UNIDAD UNIBON EN
CORRIDA DE GAO DE LA REFINERÍA DE ECOPETROL-GERENCIA
COMPLEJO BARRANCABERMEJA**

**JUAN MATEO HERREÑO GARCÍA
LUISA FERNANDA SÁNCHEZ CALDERÓN**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

**ESTUDIO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA UNIDAD UNIBON EN
CORRIDA DE GAO DE LA REFINERÍA DE ECOPETROL-GERENCIA
COMPLEJO BARRANCABERMEJA**

**JUAN MATEO HERREÑO GARCÍA
LUISA FERNANDA SÁNCHEZ CALDERÓN**

Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico

**Director
CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA
M.Sc en Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2016

AGRADECIMIENTOS

Agradecimientos a Dios por todas las cosas, a mi madre Gloria por el apoyo incondicional y a toda mi familia en especial a mis tíos Nora y Nilson quienes me brindaron todo el proceso de formación como ingeniero y como persona.

Gracias.

Juan Mateo Herreño García.

Principalmente a Dios, por ser la guía y gestor de este proyecto. A todos mis familiares, primordialmente a mis padres, Sandra Calderón y Luis Francisco Sánchez quienes confiaron en mí y en mis cualidades, apoyándome incondicionalmente en todo momento.

A todos los profesores, quienes nos ayudaron en una formación integral.

A mis amigos o conocidos que me brindaron su apoyo incondicional en las vivencias en Barrancabermeja y Bucaramanga.

A mi prima Lizeth Rivera quien confió en mí y me brindó mucho más que su cariño y su apoyo.

Muchas gracias

Luisa Fernanda Sánchez Calderón

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. ESTADO DEL ARTE	17
2. MARCO TEÓRICO	19
2.1 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS EQUIPOS:	23
3. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA	25
4. RESULTADOS Y ANALISIS	30
4.1 SEPARADOR D-2652	30
4.1.1 Flujo de descarga de la bomba P-2715	30
4.1.2 Nivel del líquido del tanque	31
4.1.3 Presión en el tanque	31
4.2 HORNO H-2651	32
4.2.1 Flujo de entrada de GAO al H-2651	33
4.3 SEPARADOR D-2651	33
4.3.1 Porcentaje de líquido en el D-2651	34
4.3.2 Temperatura a la entrada del D-2651	34
4.4 TORRE DESPOJADORA T-2652	35
4.4.1 Flujo de vapor de baja (50psi).	36
4.4.2 Presión de salida de la T-2652	37
4.5 ENFRIADORES DE AIRE E-2656	37

4.5.1 Temperatura de salida de E-2656	38
4.6 SEPARADOR D-2653	39
4.6.1 Nivel de líquido de separador D-2653 y D-2655	39
4.7 TAMBOR FLASH D-2654	40
4.7.1 Nivel de líquido dentro de tambor flash caliente D-2654	41
4.7.2 Temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654	41
5. CONCLUSIONES	43
6. RECOMENDACIONES	45
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	46
BIBLIOGRAFIA	49
ANEXOS	52

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de simulación del proceso simulado Unibón con GAO (ver en detalle anexo A)	21
Figura 2. Curvas de destilación del GAO (a) y ACPM (b).	27
Figura 3. a) Cantidad de vapor y líquido vs cantidad de GAO de descarga P-2715, b) flujo másico de H ₂ S en tope y fondo.	31
Figura 4. Influencia de la presión del fondo del D-2652 sobre los flujos de vapor y líquido.	32
Figura 5. Variación de la temperatura del vs flujo a la entrada del horno H-2651.	33
Figura 6. Cantidad de vapor vs cantidad de líquido en el D-2651.	34
Figura 7. Variación de las corrientes de vapor y líquido vs la temperatura en el D-2651	35
Figura 8. Variación de los flujos másicos de los componentes livianos del GAOH con respecto al flujo de vapor.	36
Figura 9. Variación el flujo del fondo de la T-2652 con la presión del fondo de la torre.	37
Figura 10. Temperatura de salida de E-2656 vs Fracción de vapor	38
Figura 11. Temperatura de salida de E-2656 vs flujos másicos en fase vapor de los componentes livianos del GAOH.	39
Figura 12. Nivel de líquido del separador D-2653 y D-2655 vs flujos másicos de los componentes livianos del GAOH en la corriente de salida de vapores del D-2653 y D-2655	40
Figura 13. Temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654 vs flujos másicos de los componentes livianos del GAOH en la corriente de salida de vapores del D-2654	42

Figura 14. Diagrama de flujo parte I	52
Figura 15. Diagrama de flujo parte II	53

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Cargas a la unidad de Unibón.	19
Tabla 2. Productos de la unidad de Unibón	20
Tabla 3. Subproductos de la unidad de Unibón.	22
Tabla 4. Caracterización de GAO carga de la unidad de Unibón.	22
Tabla 5. Caracterización de ACPM producto de la unidad de Unibón.	22
Tabla 6. Caracterización de GAOH producto de la unidad de Unibón.	22
Tabla 7. Rangos usados para realizar las perturbaciones de la unidad Unibón.	28

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Diagrama de la unidad Unibón en el simulador Aspen Hysys v8.0	52
Anexo B. Equipos de la simulación, con el rango de operación y consecuencias de desviación.	54

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD DE LA UNIDAD UNIBON EN CORRIDA DE GAO DE LA REFINERÍA DE ECOPETROL—GERENCIA COMPLEJO BARRANCABERMEJA*.

AUTORES: HERREÑO GARCIA, Juan Mateo
SANCHEZ CALDERON, Luisa Fernanda.**

PALABRAS CLAVES: Gasóleo atmosférico, simulación, hidrosulfurización, sensibilidad, Aspen Hysys v8.0.

DESCRIPCIÓN:

En este trabajo se lleva a cabo el estudio y el análisis de sensibilidad de los equipos en la unidad UNIBON del Complejo Barrancabermeja. Para esto se llevó a cabo una simulación en el software del programa Aspen Hysys v8.0 para identificar las variables que perturban en gran medida el proceso, obteniendo datos de los manuales, "Data Sheets" de los equipos y datos de levantamiento de campo. Todo lo anterior se simuló en estado estacionario con datos actuales de la corrida con gasóleo atmosférico (GAO), haciendo énfasis que algunos equipos ya que no se pueden modelar por falta de datos.

Se implementó la sensibilidad paramétrica, la cual se refiere a la variación de la variable dependiente de un modelo como función de pequeños cambios de las entradas del modelo o de los valores de los coeficientes del modelo con respecto a sus valores medios de referencia. Se tomaron como rangos para las perturbaciones de la sensibilidad los datos mostrados en los manuales de ECOPETROL, para así tener una mejor aproximación con el comportamiento máximo y mínimo de los equipos, comparado con los valores actuales de la unidad UNIBON. Luego del análisis a cada uno de los equipos simulados se obtiene que las variables más afectadas son: D-2652 cuando se varía la presión a la salida (figura 4), el horno H-2651 (figura 5), D-2651 cuando se varía la temperatura de entrada al equipo (figura 8 y 9), torre despojadora T-2652 (figura 5 y figura 6), el intercambiador E-2656 variando la temperatura de salida (figura 10).

* proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisóstomo Barajas Ferreira, Ingeniero Químico M.Sc.

ABSTRACT

TITLE: SENSITIVITY ANALYSIS UNIT UNIBON IN GAO OPERATION REFINERY ECOPETROL - COMPLEX MANAGEMENT BARRANCABERMEJA^{*}.

AUTHORS: HERREÑO GARCIA, Juan Mateo
SANCHEZ CALDERON, Luisa Fernanda.^{**}

KEYWORD: GAO, hydrodesulfurization, sensitivity, Aspen Hysys v8.0.

DESCRIPTION:

This work is carried out the study and sensitivity analysis equipment in Barrancabermeja Complex UNIBON unit. For this he carried out a simulation software Aspen Hysys v8.0 program to identify the variables that greatly disturb the process, obtaining data from the manual, "Data Sheets" of equipment and field survey data. All this was simulated steady-state current run data with atmospheric gas oil (GAO), emphasizing that some teams and that can't be modeled by lack of data.

The parametric sensitivity was implemented, which refers to variation in the dependent variable of a model as a function of small changes in the model inputs or values of the model coefficients with respect to reference their mean values. They were taken as ranges for disturbances of sensitivity data shown in the manuals of ECOPETROL in order to have a better approximation with the maximum and minimum performance of equipment, compared with the current values of the UNIBON unit. After analyzing each of the simulated equipment is obtained that the variables most affected are: D-2652 when the pressure at the outlet (4) is varied, the oven H-2651 (Figure 5), D-2651 when the inlet temperature varies equipment (8 and 9), T-2652 devastator tower (figure 5 and figure 6), E-2656 exchanger by varying the outlet temperature (figure 10).

^{*} Undergraduate Thesis

^{**} Physico - Chemical Engineering Collage. Chemical Engineering Department. Director: Crisóstomo Barajas Ferreira, Chemical Engineer M.Sc.

INTRODUCCIÓN

En la búsqueda para incrementar el aprovechamiento que se tiene de los fondos de la refinación, para generar productos útiles a partir del consumo de combustibles fósiles pesados, se han propuesto diferentes alternativas para mejorar los equipos actuales de diversas unidades [4,11]. Estas alternativas pueden ser: a). reemplazar de forma total el antiguo equipo por uno que presente un rendimiento mayor, b). aplicar reingeniería favoreciendo así el proceso.

Desde el punto de vista local, Colombia se encuentra caracterizado por sus extracciones de crudo con gran contenido de agentes contaminantes; esto exige que las unidades de refinación logren retirar gran porcentaje de estas impurezas, con el objetivo de satisfacer las necesidades de mercado [4,11].

Las nuevas tecnologías ofrecen extraer algunos crudos que antes no se lograban traer a la superficie para ser aprovechados, lo cual representa unas concentraciones más altas de los agentes contaminantes.

Esta situación requiere un estudio y análisis de los presentes equipos que se encuentran en la unidad que se enfoca en la hidrogenación, unidad Unibón de la refinería de Barrancabermeja.

En el presente trabajo se estudia las operaciones efectuadas en la unidad Unibón, realizando una simulación en el software Aspen HYSYS v8.0, el cual permite identificar las mejoras en el proceso, analizando respuestas emitidas al colocar el estado estacionario frente a cambios en las condiciones de operación (temperatura, presión, flujos y porcentaje de nivel del líquido) [9], los cuales se toman de los manuales de Unibón junto con los que el software Hysys permite

modificar¹. Con el fin de visualizar cuales equipos seguirán cumpliendo con el objetivo que tienen propuesto y a cuáles condiciones de operación es recomendable que estén para que logren el propósito.

¹ Hace referencia a las variables de entrada en el simulador.

1. ESTADO DEL ARTE

En el año 2007 por necesidades de la empresa, se fabrican facilidades y realiza corrida de carga total de ACPM de 18000 bpd, y da buenos resultados bajo azufre, mejora la chispa y el color y se mejora el despojo de la corriente de ACPM hacia la T-2652, aumentando el vapor de despojo, y obteniendo la corrosión del ACPM.

En el año 2008, debido a las políticas ambientales del país se realizan pruebas en la planta de Unibón durante la corrida especial de ACPM, cargando 1000 bpd de biodiesel para observar el efecto en esta mezcla de diésel, con el fin de mejorar los parámetros del diésel y poder cumplir con las normas ambientales.

En el año 2012, se hizo un estudio para mejoramiento de la calidad de ACPM de la unidad U-2650 “Unibón” en corrida DMO que permitió concluir como alternativa el reciclaje de 30% de la corriente de ACPM producto, hacia la T-2652 e incremento del flujo de vapor, ya que permite una reducción de 38% de la concentración de H_2S ; sin afectar considerablemente la producción de ACPM.

En la actualidad, la refinería de Barrancabermeja, maneja una carga promedio sobre los 227 kbpd, de los cuales se producen 24 kbpd de GAO en la sección demex, siendo la carga para la unidad de interés.

Las especificaciones de los combustibles cada vez más exigentes han despertado fuertemente el interés de la industria petrolera por la tecnología de hidrotratamiento [13]. Esta tecnología consiste en hacer reaccionar una fracción de petróleo sin importar si es ligero o pesado, o si es residuo de procesos anteriores con hidrógeno con ayuda de un catalizador de tipo sulfuro a condiciones de operación severas de presión y temperatura. Durante el proceso se presentan las

reacciones de hidrosulfurización, hidrogenación e hidrosaromatización [1], que permiten la remoción de compuestos de azufre y nitrógeno y la hidrogenación de aromáticos [8], estos compuestos están relacionados con las emisiones de óxidos de azufre (SO_x), óxidos de nitrógeno (NO_x) y material particulado en los motores de combustión.

2. MARCO TEÓRICO

En la ciudad de Barrancabermeja, Santander se instaló la refinería de petróleo más grande del país la cual cuenta con unidades dotadas de tecnología moderna para el tratamiento de los crudos pesados productos de los suelos del Magdalena Medio y país en general; con el fin de producir gasolina y otros productos blancos, disminuyendo de esta forma la importación de gasolina, diésel, gas propano y asfalto.

La unidad de Unibón es un proceso de hidrotratamiento de residuos que tiene como objetivo remover contaminantes de una corriente, en este proyecto la corriente objetivo es el gasóleo (GAO), proveniente de la unidad de destilación atmosférica [8].

Para realizar la simulación (figura 1), se recogió los máximos datos posibles ya sea de los manuales de la unidad, visitas guiadas y datos de campo.

Las características de las cargas y los productos de la unidad de Unibón se presentan en las siguientes tablas:

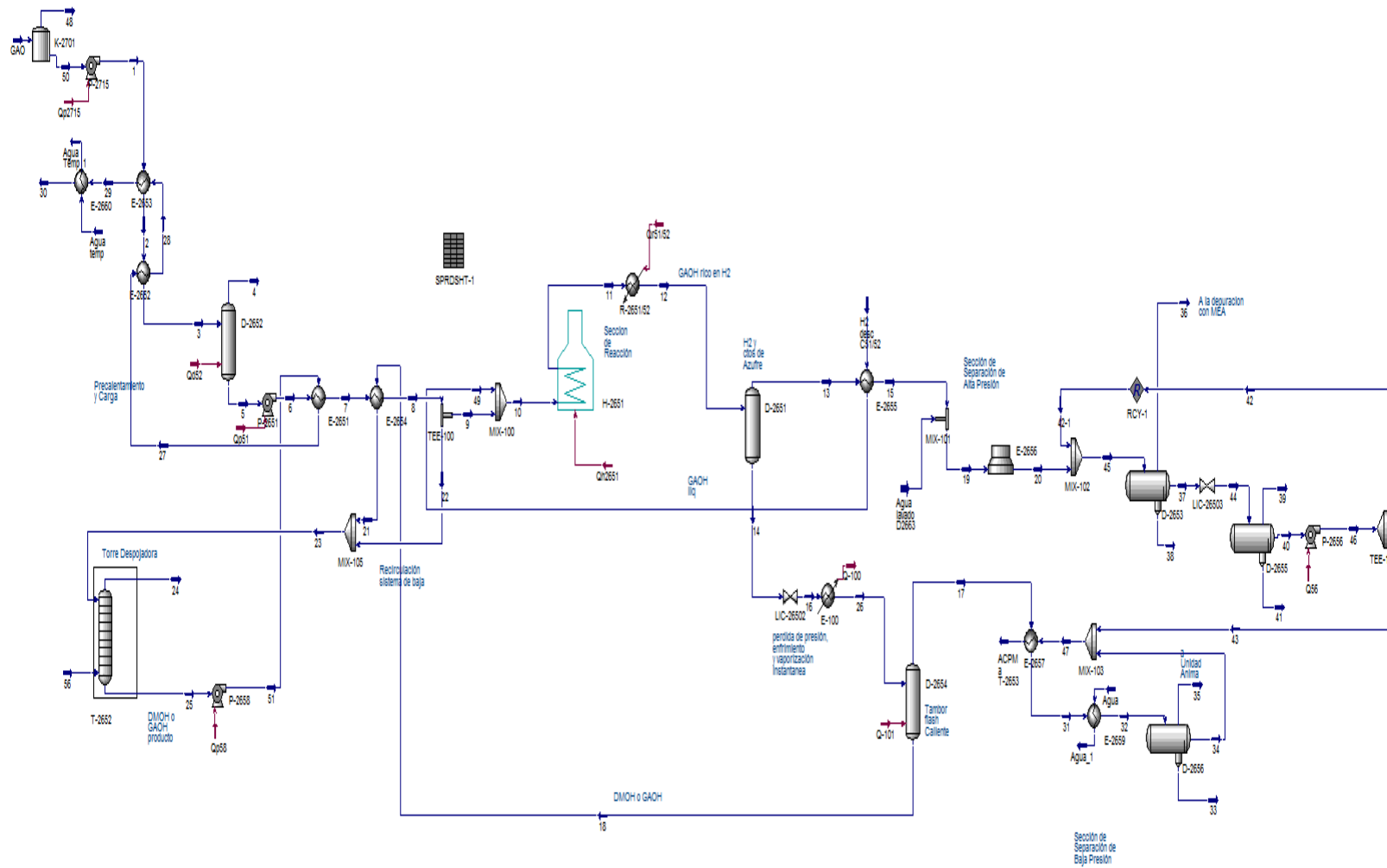
Tabla 1. Cargas a la unidad de Unibón.

Cargas	Origen
Gasóleo atmosférico GAO	Unidad de destilación atmosférica. tanque de almacenamiento K-2803
Vapor de agua	Servicios industriales
Hidrógeno	Unidad de generación de hidrógeno
Agua de lavado	E-2666 Sección de compresión y reciclaje de hidrógeno

Tabla 2. Productos de la unidad de Unibón

Productos	Destino
ACPM	Tanque de almacenamiento K-2654
GAOH	Tanque de almacenamiento K-2701/02.

Figura 1. Diagrama de simulación del proceso simulado Unibón con GAO (ver en detalle anexo A)



Fuente: Simulador de procesos Aspen Hysys v8.0

Tabla 3. Subproductos de la unidad de Unibón.

Subproductos	Destino
Gases	Tratamiento de gases
Aguas agrias	Tratamiento de aguas agrias

A continuación, en las tablas se muestra; la caracterización de la carga objetivo, en el caso es GAO y seguidamente la caracterización del ACPM producto de la unidad de Unibón [7].

Tabla 4. Caracterización de GAO carga de la unidad de Unibón.

Características	Valor para carga GAO
Velocidad de carga [bpd]	24.000
Gravedad específica [°API]	18,9
Azufre [%p/p]	1,1
Nitrógeno [ppm]	2.074
Ni+V [ppm]	1,4

Tabla 5. Caracterización de ACPM producto de la unidad de Unibón.

Características	Valor para producto ACPM
Velocidad de carga [bpd]	2.700
Gravedad específica [°API]	27,8

Tabla 6. Caracterización de GAOH producto de la unidad de Unibón.

Características	Valor para producto GAOH
Velocidad de carga [bpd]	22.740
Gravedad específica [°API]	22,1

2.1 CARACTERÍSTICAS GENERALES DE LOS EQUIPOS:

D-2652: La carga ingresa al Tambor de Carga D-2652, donde se almacena para ser succionada. Este equipo permite la salida de los gases hacia la tea, en el caso de presionamiento por vapores de agua o livianos.

H-2651: Explica el proceso de calentamiento para alcanzar la temperatura de reacción de los Reactores de Hidrotratamiento R-2651/52 describe el proceso en los reactores de hidrotratamiento

La cantidad de hidrógeno neto a utilizar en la reacción no debe estar nunca por debajo de los 3000 PCED por barril de carga. La mezcla de carga de hidrógeno-Hidrocarburo ingresa en dos corrientes en paralelo (serpentes A y B), al Horno de Carga a los Reactores, H-2651. La carga se distribuye de manera equitativa en los serpentes. El calor del horno H-2651 se suministra por la quema de gas combustible.

D-2651: Este ciclón utiliza las diferencias de densidades entre la fracción de GAOH líquida y el gas rico en hidrógeno. Se genera dentro del ciclón un movimiento circular (fuerza centrífuga) sobre la carga, y la gravedad actúa sobre el componente más pesado, el cual cae hacia el fondo, separándose así del más liviano, que sube. Por el fondo sale la fracción de GAOH líquida y por la cima el gas de hidrógeno y compuestos de azufre.

T-2652: A la corriente hacia la Torre Despojadora T-2652 se le inyecta una facilidad de hidrocarburo. La carga a la torre despojador ingresa por el plato No. 5. La torre despojadora utiliza un flujo de vapor de 50 psi para despojar el material liviano de la fracción de GAOH. El vapor de 50 psi por debajo del plato No. 1 de la torre. El vapor asciende a través de los platos, mientras la corriente líquida va

descendiendo y siendo despojada. Al final, una corriente de GAOH producto fluye desde el fondo de la torre y la de vapor con livianos sale por la cima.

E-2656: Enfriadores de Aire E-2656A/B, que se encuentran dispuestos en paralelo y que utilizan aire para enfriar y condensar los vapores condensables de cima del D-2651.

D-2653: se originan tres corrientes: por la bota del fondo salen aguas agrias; por el otro extremo del fondo se origina una corriente de ACPM; por la cima, el gas de hidrógeno se dirige hacia la Torre Absorbadora de Gases T-2651.

D-2654: La corriente líquida de fondo del tambor flash de separación D-2651, pasa por el LIC-26502 donde ocurre una caída de presión de 1500 a 225 psi (Sección de Separación de Alta Presión), e ingresa al Tambor Flash Caliente D-2654, el cual ayuda a la separación de livianos, ocasionada por la vaporización en la caída de presión. La corriente que se origina del fondo del D-2654 es la fracción líquida de GAOH, y esta corriente sale por presión para calentar la corriente de entrada de carga al horno H-2651, y luego ingresar a la Torre Despojadora T-2652.

3. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

Análisis de sensibilidad:

Existe un concepto completamente diferente de <<estabilidad>> que tiene gran importancia práctica en el análisis de modelos complejos: la idea de sensibilidad paramétrica. La sensibilidad paramétrica se refiere a la variación de la variable dependiente de un modelo como función de pequeño cambios de las entradas del modelo o de los valores de los coeficientes del modelo con respecto a sus valores medios de referencia.

Un estudio de la <<estabilidad>> de una pieza del equipo, cuando se utiliza en el sentido de un estudio de la sensibilidad paramétrica del equipo, permite al ingeniero determinar si los límites de temperatura, de presión, o de otras restricciones, se sobrepasan o no cuando se producen perturbaciones de las condiciones límites o de las entradas².

Uno de los criterios a la hora de seleccionar las perturbaciones en flujo, temperatura, presión y porcentaje de nivel para el análisis de sensibilidad de cada uno de los equipos simulados, fueron los rangos presentados por el manual de control de la unidad Unibón [8], manual que presenta los rangos de operación mínimos y máximos de los equipos, y las recomendaciones sugeridas por el personal de planta. Dichos valores de los rangos de las variables se presentan en el anexo A, donde se muestra cada equipo presentado en la simulación, frente a las diversas variables que pueden ejercer cambios en la operación, la cual se

² MAUTNER Himmelblau KENNETH David, BISCHOFF B.. Análisis y simulación de procesos, Reverte, 1992 - 776 páginas. p 353

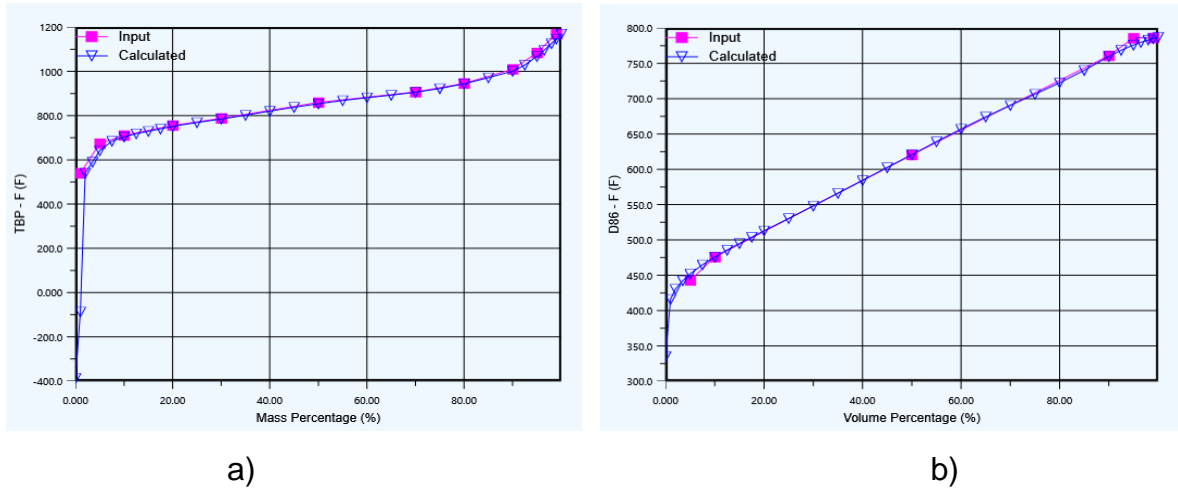
justifica en detalle para cada equipo dependiendo si se presenta un valor bajo o un valor alto.

Para este estudio se basó en información del laboratorio, planos mecánicos, “datasheet”, los manuales de la planta y levantamiento de información de campo.
Simulación del proceso:

Cuando se simula un proceso que involucre petróleo o fracciones de este se debe conocer o aproximar las propiedades del mismo [8]. La determinación de la composición exacta de la corriente de hidrocarburos como por ejemplo el GAO, no es posible conocer debido a la cantidad de componentes que la integra. Como segunda opción en esta práctica se caracterizó el hidrocarburo por medio de una curva de destilación TBP (temperatura frente a porcentaje de líquido destilado), curvas de distribución de propiedades y propiedades globales (ver figura 2). Estimadas mediante procedimientos estandarizados por las normas ASTM.

La selección del modelo termodinámico es importante a la hora de simular el proceso ya que permite la validez de la simulación termodinámica, para este trabajo se usó el paquete Grayson streed [10], el cual se adapta a la termodinámica de los procesos.

Figura 2. Curvas de destilación del GAO (a) y ACPM (b).



Fuente: Resultados de la destilación en Aspen Hysys v8.0.

La simulación se inició con la construcción del modelo conceptual en el simulador Aspen HYSYS v8.0 del Grupo Hydrotech. El modelo incluye algunas secciones y equipos de proceso, excepto del sistema de reacción R-2651 y R-2652 del cual no se tiene conocimiento de las cinéticas de las reacciones que allí ocurren, por esta razón se realizó la reconstitución de la corriente que sale de los reactores a partir de las corrientes producto de la planta. Las secciones del proceso que no están en la simulación son depuración de hidrógeno con MEA, compresión y reciclo de hidrógeno y fraccionamiento de ACPM y recobro de gases; algunas porque no son necesarias en la simulación (compresión y reciclo de hidrógeno) y otras por falta de datos de campo (depuración de hidrógeno con MEA y fraccionamiento de ACPM y recobro de gases).

Luego de tener la simulación con los equipos con sus condiciones normales de operación y la validación en la simulación, se llevó a cabo la selección de las variables que el software Hysys permitió modificar el valor de entrada:

Tabla 7. Rangos usados para realizar las perturbaciones de la unidad Unibón.

Separador D-2652			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Flujo de GAO [bpd - m ³ /s]	24.000 - 0,044	18.000 - 0,033	35.000* - 0,046
Nivel del líquido [%]	50	25	75
Presión [Psig - kPa]	24 - 220,75	8 - 73,58	30 - 275,95
Horno H-2651			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Temperatura de entrada a los serpentines del H-2651 [°F - K]	564,7 – 569,1	550 – 560,9	570 - 572
Separador D-2651			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Porcentaje de líquido en el D-2651	50%	25%	75%
Temperatura a la entrada del D-2651 [°F - K]	750 – 672	600 - 588	800 - 699
Torre T-2652			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Flujo de entrada de vapor [lb/h - kg/s]	1.500 - 0,189	800 - 0,1008	1.500 - 0,189
Presión de salida de la T-2652 [Psi - kPa]	50 - 344,74	20 - 137,89	90 - 620,53
Enfriadores E-2656A/B			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Temperatura salida [°F - K]	93 - 307	100 – 310,9	150 – 338,7
Separador D-2653			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Nivel de líquido [%]	50	20	60
Separador D-2654			
Variables	Valor estándar	Valor mínimo	Valor máximo
Nivel de líquido [%]	50	35	45
Temperatura entrada [°F - K]	120 - 322	100 – 310,9	150 – 338,7

*Se toma 35 kbpd por sugerencia de los ingenieros de la unidad.

Observando la tabla anterior, se observa que los valores estándar de los flujos de entrada de GAO al H-2651 superan los valores de mínimo y máximo y los valores de temperatura para los enfriadores E-2656 se encuentra operando por debajo del mínimo, esto se debe a que para este equipo esos valores son cuando se usa aceite desmetalizado (DMO). Este valor presenta consecuencias en el incremento de consumo de combustible.

Con el modelo conceptual ajustado, se procede a la realización del análisis en sus principales variables de operación con el fin de identificar y analizar alternativas de mejora en sus variables de salida [2].

4. RESULTADOS Y ANALISIS

Definición y sensibilidad de las variables:

Para conocer el grado de relevancia de las variables a estudiar se desarrollaron simulaciones específicas para cada equipo de tratamiento. A continuación, se muestran las variables de mayor influencia en cada equipo.

Para la variación en las condiciones de presión, temperatura, flujo y porcentaje de nivel en cada uno de los equipos simulados, se usó la herramienta CaseStudy³ del simulador Aspen Hysys v8.0.

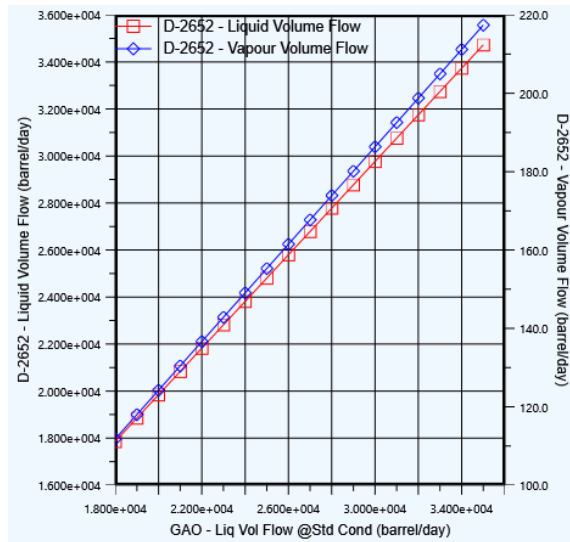
4.1 SEPARADOR D-2652

4.1.1 Flujo de descarga de la bomba P-2715 Cambiando el flujo de descarga de la bomba desde 18.000 bpd con un incremento aleatorio de 1000 bpd de GAO hasta 35.000 bpd, se observó la cantidad de vapor y líquido producido en el D-2652. Se observa el comportamiento en la figura 3.

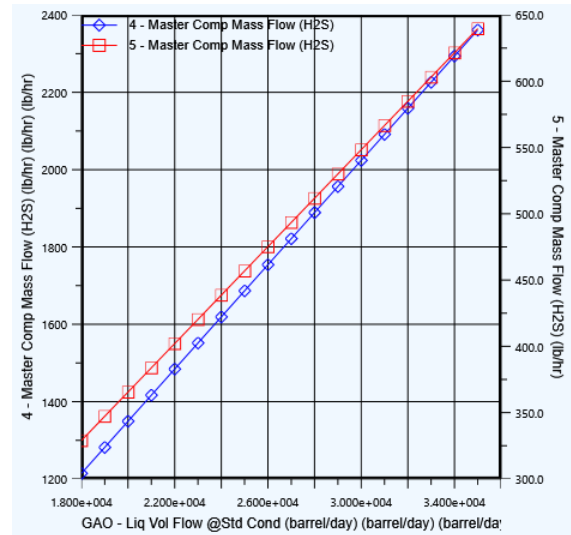
En la figura 3a se observa que la cantidad de vapor (corriente 4) que sale por el tope junto con el líquido (corriente 5) incrementa, lo que se diferencia es la pequeña separación entre los dos flujos, indicando que la separación de livianos se da a mayores flujos de entrada pero como se observa en la figura 3b, a mayores flujos de GAO la remoción de azufre es menor.

³ Esta herramienta permite la variación sistemática de las perturbaciones (datos de entrada en el simulador).

Figura 3. a) Cantidad de vapor y líquido vs cantidad de GAO de descarga P-2715, b) flujo másico de H₂S en tope y fondo.



a)



b)⁴

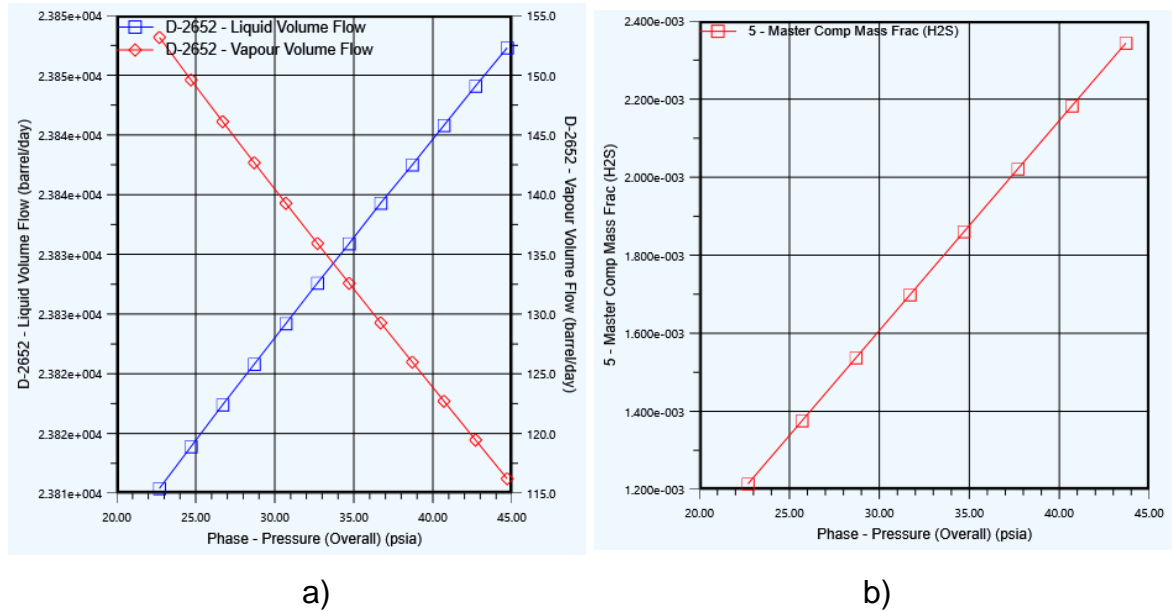
Fuente: Aspen Hysys v8.0

4.1.2 Nivel del líquido del tanque Realizando un análisis de sensibilidad a esta variable, las condiciones de separación no se vieron afectadas, por lo tanto no se tuvo en cuenta.

4.1.3 Presión en el tanque Cambiando las presiones a la salida del fondo del D-2652 entre los valores de 22,7 y 44,7 psia (8 y 30 psig respectivamente) con un paso aleatorio de 3 psia se puede observar el comportamiento del separador en la gráfica siguiente:

⁴El número 4 y 5 en la figura indican la corriente de vapor y de líquido respectivamente

Figura 4. Influencia de la presión del fondo del D-2652 sobre los flujos de vapor y líquido.



Fuente: Aspen Hysys v8.0

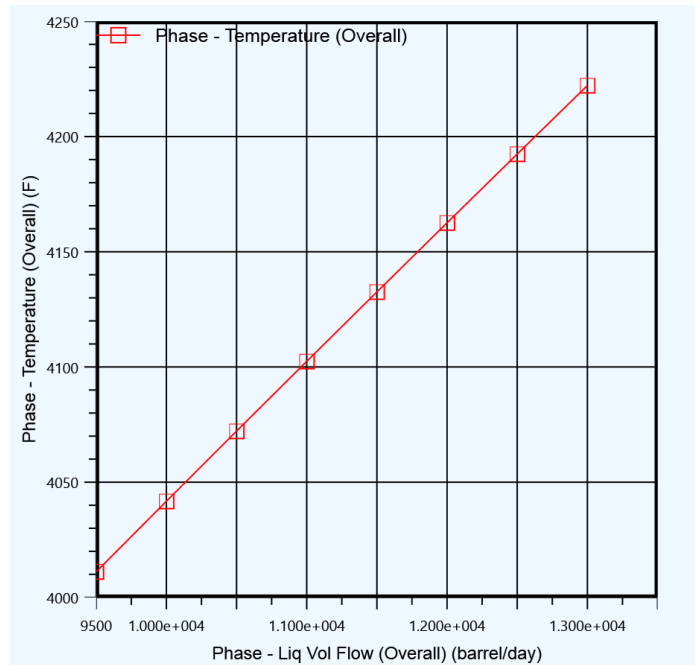
A medida que se aumenta la presión el vapor se reduce desde 153 bpd hasta 115 bpd, mientras que el líquido va desde 24.848 bpd hasta 24.810 bpd esto conlleva a que se condensen mayores cantidades de gases (H2S), contaminando los fondos (figura 4b). Los cambios no son tan grandes si se examinan por aparte, pero muestra el comportamiento del equipo ante variaciones en la presión concluyendo que es mejor trabajar a menores presiones para obtener un líquido con menores gases solubilizados.

4.2 HORNO H-2651

En este horno se tendrá en cuenta la cantidad de energía transferida al GAO, por lo tanto se simulará como un “heater” según la nomenclatura de programa Aspen Hysys v8.0. Se usó como variable:

4.2.1 Flujo de entrada de GAO al H-2651 La corriente de hidrógeno que recibe el GAO será a la que se le aplique la variación de flujo entre 9.500 y 13.250 bpd con un paso aleatorio de 500 bpd.

Figura 5. Variación de la temperatura del vs flujo a la entrada del horno H-2651.



Fuente: Aspen Hysys v8.0

Un aumento de flujo de hidrógeno hace que aumente la temperatura del fluido antes de ingresar al horno, lo que lleva a una disminución en la energía que se requiere para calentar el fluido, lo que se traduce en menos gasto de combustible (figura 5).

4.3 SEPARADOR D-2651

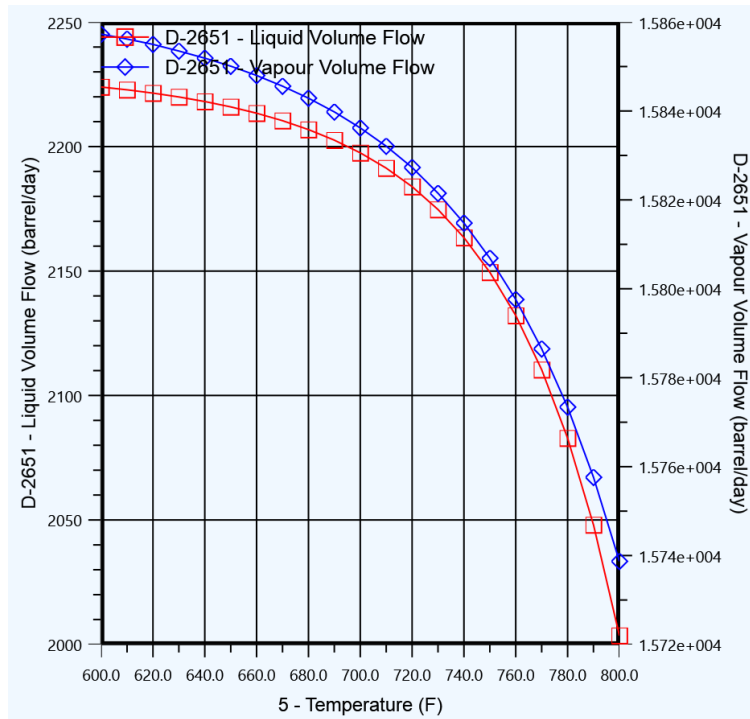
Para la simulación se modeló como un separador de dos fases, debido a la ausencia de este tipo de hidrociclón en el programa Hysys.

Se planteó que las variables que afectaron la separación de este equipo son las que se presentan a continuación:

4.3.1 Porcentaje de líquido en el D-2651 Esta variable no influye significativamente en el proceso de separación, pues requiere un complejo sistema de control el cual tenga en cuenta el volumen como variable de salida. En este trabajo se le hace el análisis en estado estable.

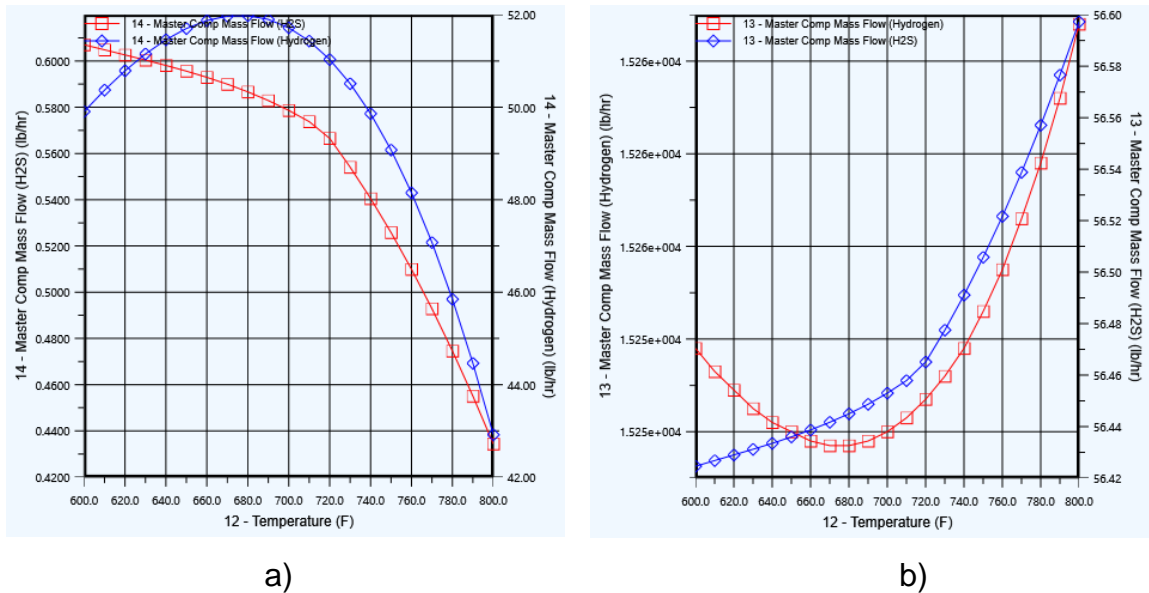
4.3.2 Temperatura a la entrada del D-2651 Los valores de la temperatura fueron los que influyeron en gran medida en la operación de equipo. Se tomaron los valores de desde el 600 °F hasta 800 °F a un paso aleatorio de 10 °F, obteniendo los siguientes datos:

Figura 6. Cantidad de vapor vs cantidad de líquido en el D-2651.



Fuente: Aspen Hysys v8.0.

Figura 7. Variación de las corrientes de vapor y liquido vs la temperatura en el D-2651



Fuente: Aspen Hysys v8.0

En la figura 6 y 7 se presentan las corrientes del tope (13) y fondo (14). A temperaturas altas se presenta un decremento de la producción de GAOH debido a que los compuestos ligeros presentes (hidrógeno y H₂S) se retiran por el tope siendo el hidrógeno el de mayor proporción (figura 7b). Por el líquido (corriente 14), a mayores temperaturas no se presentan gran cantidad de compuestos ligeros, lo que mejora la pureza de la corriente (figura 7a).

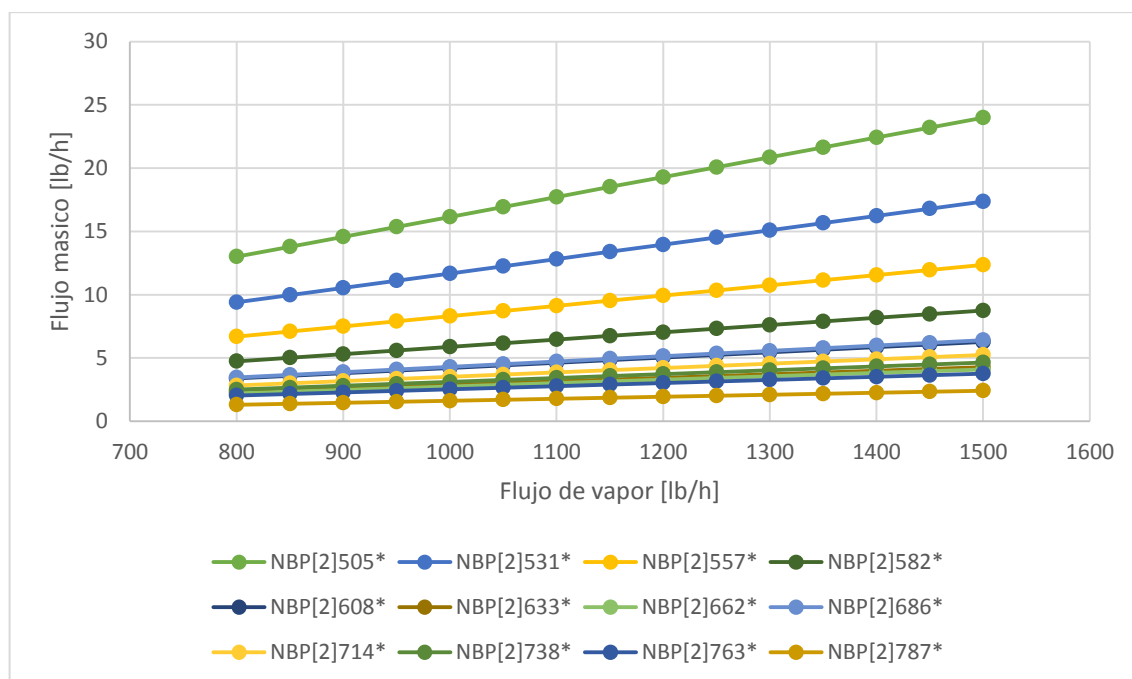
4.4 TORRE DESPOJADORA T-2652

Para el análisis de sensibilidad de esta torre se tuvo en cuenta las variables que afecten la eficiencia de la torre y generen cambios significativos en el proceso de absorción. Estas variables son las siguientes:

4.4.1 Flujo de vapor de baja (50psi). En la figura 8 se muestra la variación de los componentes de la cima de la torre T-2652, los cuales varían dependiendo del flujo de vapor por el fondo. La variación que se tomó fue desde 800 lb/h hasta 1.500 lb/h con un paso aleatorio de 50 lb/h.

Se aclara que cuando se habla de NBP (Normal Boiling Point, en inglés), son los compuestos que simulan el hidrocarburo GAOH, usando las curvas de destilación TBP explicado en la metodología. Cada uno de los NPB presenta un número, los cuales son los valores de ebullición del compuesto simulado.

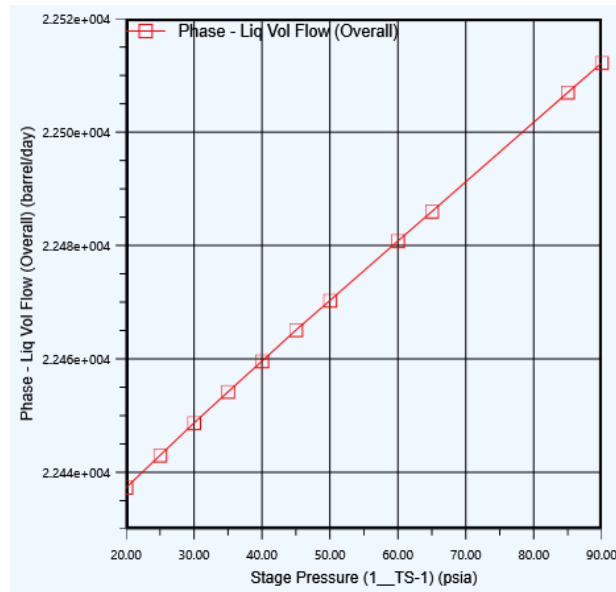
Figura 8. Variación de los flujos máxicos de los componentes livianos del GAOH con respecto al flujo de vapor.



Se observa en la figura anterior que entre más flujo de vapor se le ingrese a la torre T-2652, mayor será el despojo de los componentes livianos pero presenta arrastre con algunos compuestos pesados.

4.4.2 Presión de salida de la T-2652 Para la presión de salida del fondo de la torre T-2652 se tomó el rango de 20 a 90 psia con un paso de 5 psia para el análisis de sensibilidad de esta variable. Los datos se muestran a continuación.

Figura 9. Variación el flujo del fondo de la T-2652 con la presión del fondo de la torre.



Fuentes: Aspen Hysys v8.0

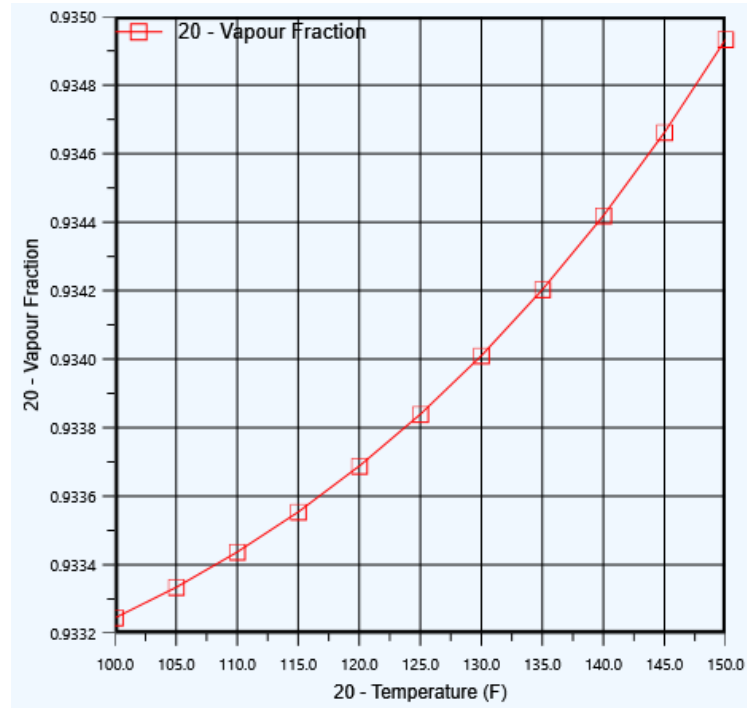
La figura 9 muestra la variación del flujo volumétrico del fondo de la torre, la cual es mínima y creciente siendo afectada por el aumento presión parcial de hidrocarburos haciendo que se vaporicen menos compuestos livianos.

4.5 ENFRIADORES DE AIRE E-2656

Con el objetivo de condensar los vapores condensables de cima del D-2651 se toma el enfriador de aire E-2656, para lograr este fin; a continuación se realizó la prueba de sensibilidad tomando la siguiente variable:

4.5.1 Temperatura de salida de E-2656 Se realiza una variación en la temperatura de salida del equipo E-2656 desde 100 °F con una variación aleatoria de 5 °F para un crecimiento hasta 150 °F. Se observa el comportamiento a continuación.

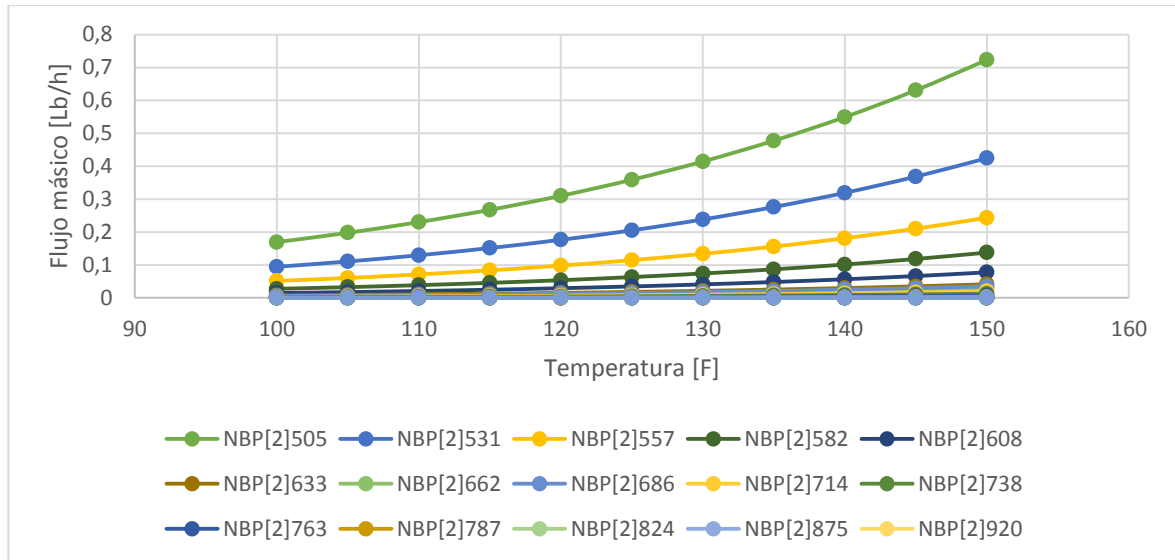
Figura 10. Temperatura de salida de E-2656 vs Fracción de vapor



Fuente: Aspen Hysys v8.0

En la figura 10 se aprecia la afectación de la variación de la temperatura de salida del equipo E-2656 a la fracción de vapor de la misma corriente, ya que esta corriente contiene varios compuestos en estado mezcla y cada uno tiene su temperatura de ebullición, para unos un poco más alta (compuestos pesados) y otros un poco más baja (compuestos ligeros), y estos últimos son los que empiezan a ser parte de la fracción de vapor que incrementa con la temperatura; como se puede observar a continuación:

Figura 11. Temperatura de salida de E-2656 vs flujos máscicos en fase vapor de los componentes livianos del GAOH.



Se observa en la figura 11, entre mayor sea la temperatura de esta corriente se tendrá un mayor flujo de los compuestos ligeros del GAOH en fase vapor, lo anterior es importante porque el interés de este intercambiador es tener en fase gaseosa compuestos de azufre o aquellos compuestos de los cuales se puede retirar el azufre; pero teniendo al límite los compuestos livianos de GAOH, para que estos compuestos en los siguientes equipos no se escapen como vapores a la tea.

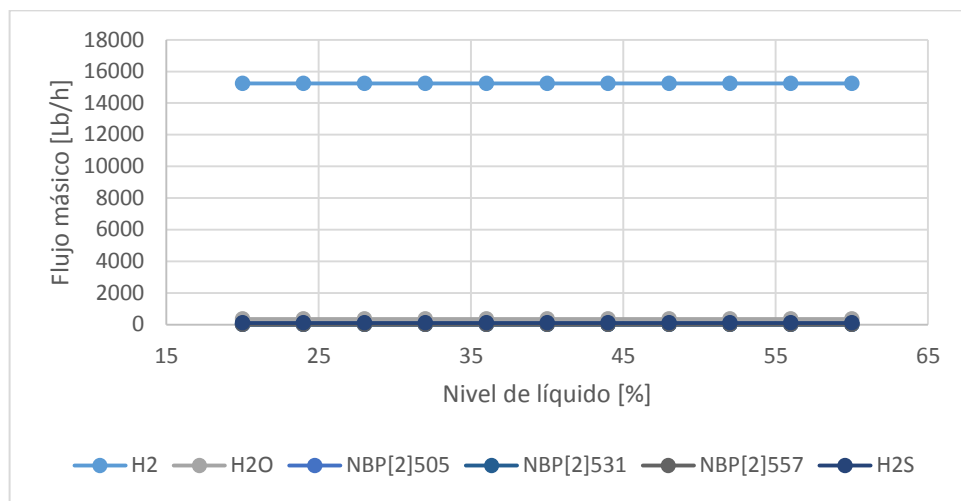
4.6 SEPARADOR D-2653

Se realizó la prueba de sensibilidad tomando la siguiente variable:

4.6.1 Nivel de líquido de separador D-2653 y D-2655 Se realizó una variación en el nivel de líquido dentro del separador en frío D-2653 desde el valor mínimo con una variación aleatoria de 4% para un crecimiento detallado hasta el valor

máximo, se observa que es nula la influencia del nivel de líquido dentro del separador D-2653 en diferentes variables. Lo mismo se realizó para el tambor de flash frío ya que este tiene el mismo rango de sensibilidad, lo cual se observará en el comportamiento a continuación.

Figura 12. Nivel de líquido del separador D-2653 y D-2655 vs flujos máxicos de los componentes livianos del GAOH en la corriente de salida de vapores del D-2653 y D-2655



Al haber realizado el análisis de sensibilidad a esta variable, las condiciones de separación no tuvieron cambios significativos, como se puede ver en la figura 12, no se ven afectados los flujos máxicos de los componentes de la corriente de salida del separador D-2653, para gases y vapores, por lo tanto no es de interés para este análisis de sensibilidad. De igual manera se presenta que en el separador D-2655 no se generaron cambios.

4.7 TAMBOR FLASH D-2654

Se llevó a cabo la prueba de sensibilidad tomando las siguientes variables como base:

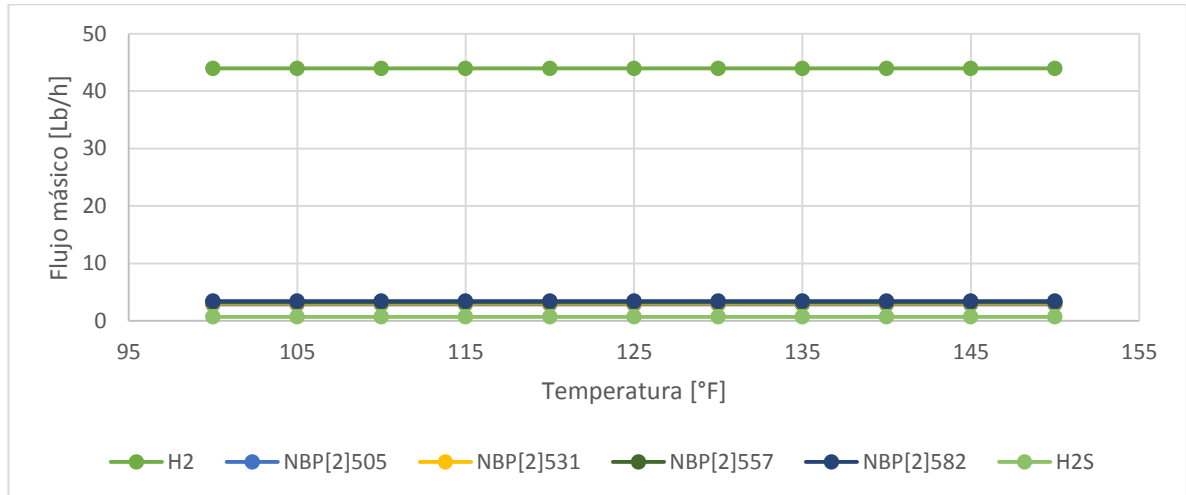
4.7.1 Nivel de líquido dentro de tambor flash caliente D-2654 Se realiza una variación en el nivel de líquido dentro de tambor flash caliente D-2654 desde el 35% con una variación aleatoria de 1% para un crecimiento hasta 45%, se observa que es nula la influencia del nivel de líquido dentro del tambor D-2654 en diferentes variables.

El análisis de sensibilidad a esta variable, las condiciones de separación no tuvo cambios significativos en los flujos másicos de los componentes de la corriente de salida del tambor D-2654, para gases y vapores, por lo tanto no es de interés para este análisis de sensibilidad.

4.7.2 Temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654 Así como se presentaron las unidades anteriores, para la simulación se utilizó en la corrida estándar un valor fijo, y luego para la prueba de sensibilidad la herramienta CaseStudy del programa Aspen Hysys.

Se realizó una variación en temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654 desde el 100 °F con una variación aleatoria de 5 °F incrementando hasta 150 °F, se observa que es nula la influencia de la temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654 en diferentes variables. Como se observa en el comportamiento a continuación.

Figura 13. Temperatura de entrada de tambor flash caliente D-2654 vs flujos másicos de los componentes livianos del GAOH en la corriente de salida de vapores del D-2654



Se puede observar de la gráfica anterior que las condiciones de separación no tuvieron cambios significativos de esta manera no son afectados los flujos másicos de los componentes de la corriente de salida del tambor D-2654, para gases y vapores, por lo tanto no es de interés esta variable para el análisis de sensibilidad.

Se realizó un resumen generalizado del manual de control de operación para aquellos equipos que se simularon para el presente trabajo de grado (ver anexo C), debido a los inconvenientes para conseguir datos de estado estacionario de todos los equipos de la unidad Unibón.

5. CONCLUSIONES

Luego de aplicar las metodologías de análisis de sensibilidad en cada uno de los equipos de la unidad de Unibón se observa que existen algunos equipos más sensibles a estas las variaciones como: D-2652 cuando se varía la presión a la salida (figura 4), el horno H-2651 (figura 5), D-2651 cuando se varia la temperatura de entrada al equipo (figura 8 y 9), torre despojadora T-2652 (figura 5 y figura 6), el intercambiador E-2656 variando la temperatura de salida (figura 10).

Una perturbación que se logró evidenciar que no afectaba el proceso de operación es el nivel del líquido dentro de los separadores D-2652, D-2651, D-2653 y D-2654.

El tambor de separación D-2652 se afecta por el flujo de carga produciendo más líquido purificado (entre 0.12%wt y 0.22%wt de H₂S) con unas concentraciones mayores de gases solubilizados no deseados en el producto. A mayores presiones del equipo D-2652 se logra producir menor cantidad de vapor evitando el arrastre. Por lo tanto es mejor trabajar a menores flujos y mayores presiones de operación.

En el horno H-2651 con el aumento del flujo del hidrogeno se logra un aumento de la temperatura a la entrada del equipo, logrando una reducción en el cambio de temperatura necesaria para calentar el fluido antes de ingresar a los reactores R-2651 y R-2652, esto lleva a una reducción de la energía transferida que se deduce en menos gasto de combustible. A mayores flujos de hidrogeno se beneficia el intercambio de energía en el equipo.

La torre T-2652 se beneficia ante un aumento de la corriente de vapor, incrementando la remoción de compuestos livianos del GAOH, aumentando la

calidad. Ante un aumento de la presión del fondo de la torre, la producción de GAOH aumenta. Si se aumenta la presión en el fondo y el flujo de vapor, se mejora la transferencia de masa.

La caracterización de los productos obtenidos en la simulación de la unidad Unibón tiene como guía los valores de planta detallados en la tabla 6 para el ACPM y tabla 7 para el GAOH [8]; en el caso del ACPM en la simulación se tiene que se producen 2.370 bpd con un porcentaje de error de 12%, este ACPM tiene una gravedad específica de 22°API con un porcentaje de error de 20,8% y con un contenido de azufre de 0.0025%wt; y para el producto GAOH en la simulación se tiene que se producen 22.580 bpd con un porcentaje de error de 0,7%, la gravedad específica del GAOH es de 19,5°API con un porcentaje de error de 11,7% ; con todos estos datos generados a partir de la simulación se puede ver una proximidad entre los respectivos valores, lo cual indica que es una buena simulación del proceso de hidrosulfurización generando productos con poco contenido de azufre como objetivo final.

6. RECOMENDACIONES

Se sugiere que se trabaje a flujos mayores de vapor en la torre T-2652 para beneficiar el proceso de remoción de compuestos de azufre y mercaptanos, obteniendo un proceso de calidad.

Trabajar el contenido de hidrogeno en los máximos rangos de flujo para que permita un incremento en la temperatura lo que lleva a un gasto menor de energía.

Este trabajo servirá como guía para realizar un estudio sobre las combinaciones posibles que beneficien el proceso en general de la unidad Unibón.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

[1] ÁLVAREZ M, HOYOS L y ZAMBRANO L. Diesel hydrotreating process modelling. Revista ION. 2012:25:7-14.

[2] AMADO, Alexander. Estudio para el mejoramiento de la calidad del ACPM de la unidad U-2650 “UNIBON” en corrido DMO. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Fisicoquímica. Escuela de Ingeniería Química, 2012.

[3] ARAQUE, Diego Camilo y BARRERA, Ricardo Alonso. Análisis de sensibilidad de los métodos convencionales para la deshidratación de emulsiones de crudos pesados. Trabajo de grado ingeniero químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de físico químicas. Escuela de Ingeniería Química, 2012. 80 p.

[4] BABICH, I., & MOULIJN, J. (2003). Science and technology of novel processes for deep desulfurization of oil refinery streams: a review. Fuel, 607-631.

[5] COFTA M, WOLF-MACIEL R, MACIEL F. A cape HDT industrial reactor for middles destillates. Comput. and Chem. Eng. 2000:24:1-5.

[6] Jump Start: Assay Management in Aspen HYSYS® Petroleum Refining. Aspen Technology, Inc. AspenTech®, aspenONE®. 2015. P. 1-12.

[7] MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Descripción General de Proceso”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

[8] MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Estrategias de Control y Consecuencias de Desviación”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

[9] MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Química y Procesos Unitarios”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

[10] MANUAL DE REFERENCIA ASPEN HYSYS® 8.0, Grupo Hyprotech Ltda, 2008.

[11] SIERRA TORRES, I., PINZON JAIMES, C. Estudio de la operación de la torre de lavado cáustico T-2757 perteneciente a la sección de etileno III o lado frío de la unidad de ruptura catalítica UOP I de la refinería de Ecopetrol-Gerencia complejo Barrancabermeja. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Fisicoquímica. Escuela de Ingeniería Química, 2015.

[12] SONG, C. (2003). An overview of new approaches to deep desulfurization for ultra-clean gasoline, diesel fuel and jet fuel . Catalysis Today, 211-263.

[13] STANISLAUS A, Marafi M. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diésel (ULSD) production. Catal. Today. 2010:153:1-68.

[14] TARIFA, E.E., ERDMANN, E., HUMANA, D., DOMÍNGUEZ, S.F., & MERCADO, L. 2008. Determinación de la curva de destilación flash para cortes de petróleo utilizando simuladores comerciales. Ingeniería e investigación (Colombia). Vol.28(01), P.50-56.

[15] VARGAS VILLAMIL F.D., MARROQUÍN J.O., DE LA PAZ C., RODRÍGUEZ E. 2004. A catalytic distillation process for light gas oil hydrodesulfurization. Chemical Engineering and Processing 43, P.1309-1316.

BIBLIOGRAFIA

ÁLVAREZ M, HOYOS L y ZAMBRANO L. Diesel hydrotreating process modelling. Revista ION. 2012:25:7-14.

AMADO, Alexander. Estudio para el mejoramiento de la calidad del ACPM de la unidad U-2650 “UNIBON” en corrido DMO. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Fisicoquímica. Escuela de Ingeniería Química, 2012.

ARAQUE, Diego Camilo y BARRERA, Ricardo Alonso. Análisis de sensibilidad de los métodos convencionales para la deshidratación de emulsiones de crudos pesados. Trabajo de grado ingeniero químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de físico químicas. Escuela de Ingeniería Química, 2012. 80 p.

BABICH, I., & MOULIJN, J. Science and technology of novel processes for deep desulfurization of oil refinery streams: a review. Fuel, 2003 607-631.

COFTA M, WOLF-MACIEL R, MACIEL F. A cape HDT industrial reactor for middles destillates. Comput. and Chem. Eng. 2000:24:1-5.

Jump Start: Assay Management in Aspen HYSYS® Petroleum Refining. Aspen Technology, Inc. AspenTech®, aspenONE®. 2015. P. 1-12.

MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Descripción General de Proceso”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Estrategias de Control y Consecuencias de Desviación”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

MANUAL DE DESCRIPCIÓN DE PROCESOS DE LA UNIDAD UNIBON “Química y Procesos Unitarios”. ECOPETROL, Vicepresidencia refinación y petroquímica gerencia complejo Barrancabermeja,

MANUAL DE REFERENCIA ASPEN HYSYS® 8.0, Grupo Hyprotech Ltda, 2008.

SIERRA TORRES, I., PINZON JAIMES, C. Estudio de la operación de la torre de lavado cáustico T-2757 perteneciente a la sección de etileno III o lado frío de la unidad de ruptura catalítica UOP I de la refinería de Ecopetrol-Gerencia complejo Barrancabermeja. Trabajo de grado Ingeniero Químico. Bucaramanga: Universidad Industrial de Santander. Facultad de Fisicoquímica. Escuela de Ingeniería Química, 2015.

SONG, C. An overview of new approaches to deep desulfurization for ultra-clean gasoline, diesel fuel and jet fuel . Catalysis Today, 2003 211-263.

STANISLAUS A, Marafi M. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diésel (ULSD) production. Catal. Today. 2010:153:1-68.

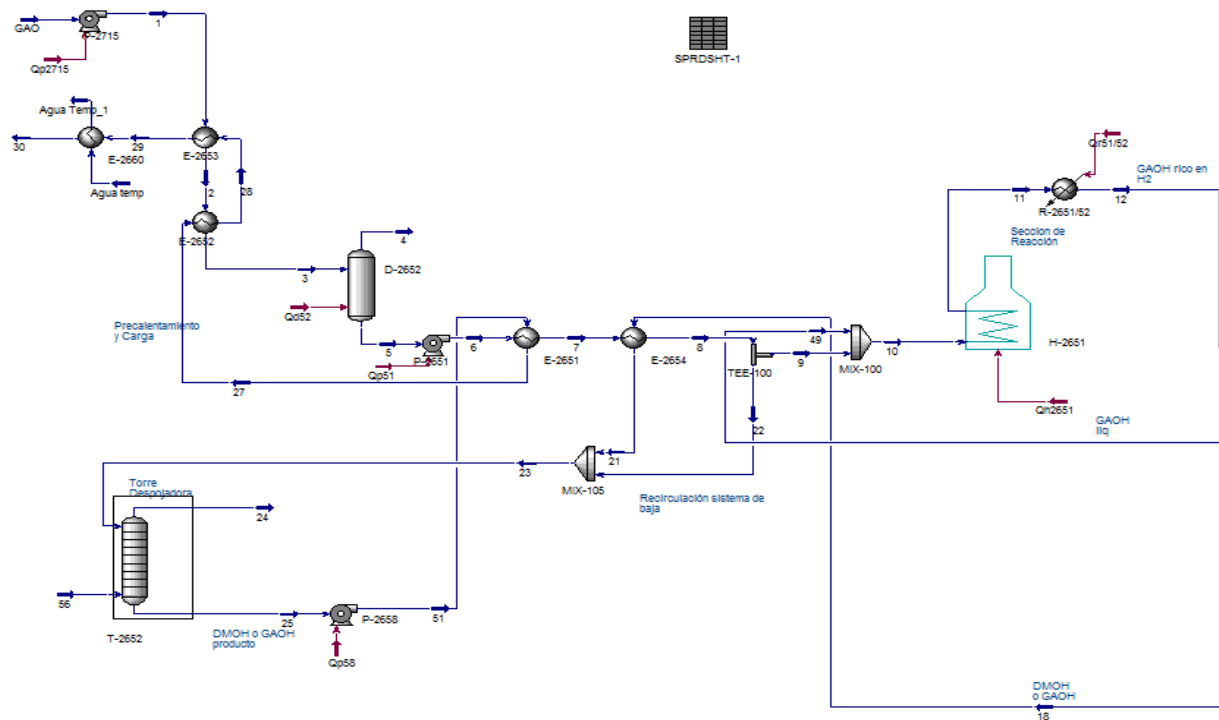
TARIFA, E.E., ERDMANN, E., HUMANA, D., DOMÍNGUEZ, S.F., & MERCADO, L. 2008. Determinación de la curva de destilación flash para cortes de petróleo utilizando simuladores comerciales. Ingeniería e investigación (Colombia). Vol. 28 (01), P. 50-56.

VARGAS VILLAMIL F.D., MARROQUÍN J.O., DE LA PAZ C., RODRÍGUEZ E. A catalytic distillation process for light gas oil hydrodesulfurization. Chemical Engineering and Processing 43, 2004. P.1309-1316.

ANEXOS

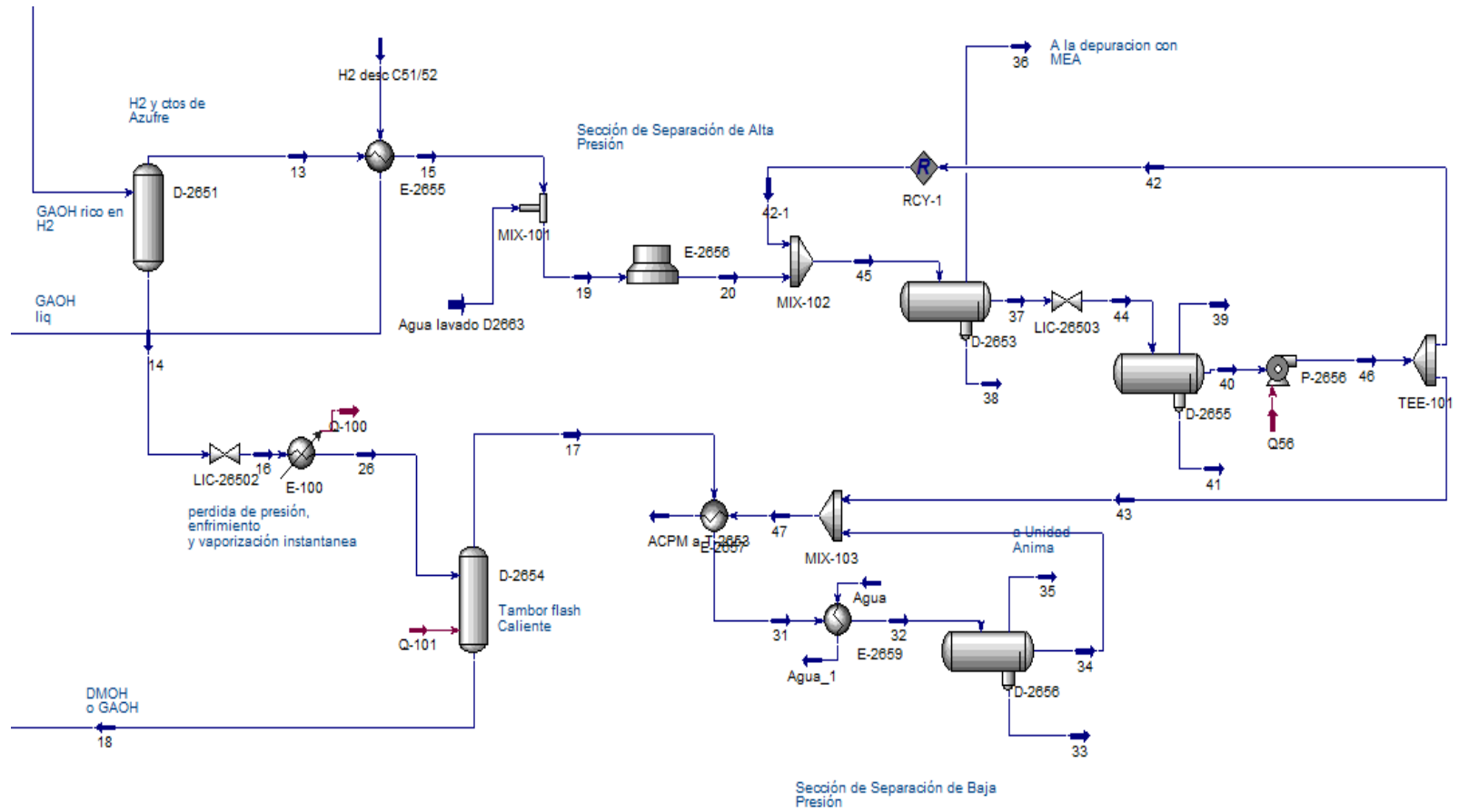
Anexo A. Diagrama de la unidad Unibón en el simulador Aspen Hysys v8.0

Figura 14. Diagrama de flujo parte I



Fuente: Simulador de procesos Aspen Hysys v8.0

Figura 15. Diagrama de flujo parte II



Fuente: Simulador de procesos Aspen Hysys v8.0

Anexo B. Equipos de la simulación, con el rango de operación y consecuencias de desviación.

No.	Equipos	Variables				Justificación	
		Flujo (F)	Nivel (N)	Presión (P)	Temperatura (T)	Valor bajo	Valor alto
1	P-2715	18.000 - 25.000 bpd (0,033 - 0,046 m ³ /s)				Cavitación en las bombas	Alto nivel al D-2652 provoca envío de líquido a la tea
2	D-2652		25-75%	8-30 psig (73,58 - 275, 93 kPa)		N y P: cavitación en la P-2651 y aumento en la Temperatura (coquización en el horno)	N:envía GAO y Gases a la tea *P: aumento de los flujos de carga
3	E-2654 Tubos				s: 550 -700 °F (560,9 – 644,3K)	Mayor consumo de energía, mayor presión sobre los quemadores	Ahorro de energía, menor combustible
4	H-2651	e: 9.500-13.250 bpd (0,0175 - 0,0244 m ³ /s)			e.serp: 550 - 770 °F (560,9- 644,3 K)	F y T: alta temperatura en los tubos del H51	F: alto consumo de gas combustible en el H-2651 *T: Ahorro energía al disminuir el consumo de combustible.

e: entrada, s: salida, v: vapor, h: hidrocarburo, ag: aguas aceitosas.

No.	Equipos	Variables				Justificación	
		Flujo (F)	Nivel (N)	Presión (P)	Temperatura (T)	Valor bajo	Valor alto
5	R-2651/52			ΔP : 20 - 85 psi (137,89 - 586,05 kPa)	600 - 800 °F (588,7 – 699,8 K)	Te: baja remoción de azufre, alto nivel en el D-2651 * ΔP : bajas remociones de carbono	Te: menor tiempo de corrida, mayores remoción de azufres, Mayor consumo de H2 * ΔP : Menor tiempo de corrida, problemas de distribución de flujo
6	D-2651		25-75%		e: 600 - 800 °F (588,7 – 699,8 K)	Te: alto nivel por alta viscosidad, escape por expansión térmica en E-2655 *N: se presenta perdida de hidrogeno	Te: menor separación del H2 del GAOH, mas producción de ACPM *N: aumenta la purga de hidrogeno, pero puede presentar arrastre de liquido
7	E-2656				e: 250-300 °F (394,3 - 422 K) s: 100-150 °F (310,9 – 338,7K)	Escapes por expansión térmica, mayor condensación de los vapores de ACPM	Aumento vapores hidrocarburo, mayor producción de ACPM
8	D-2653		AG 20-60% ACPM 20-50%	ΔP : 1.470-1.510 psi (10.134,92 - 10.410,70 kPa)	e: 100-150 °F (310,9 – 338,7K)	*Nag: Arrastre de hidrocarburo *N acpm: daños por alta presión * P:cambio Peso Molecular * TE: Evitan el arrastre de ACPM	Nag y Nacpm: Arrastre de ACPM * P: disparo válvula de seguridad a la tea contaminando por altas concentraciones de H2S * TE: riesgo de arrastre de ACPM

No.	Equipos	Variables				Justificación	
		Flujo (F)	Nivel (N)	Presión (P)	Temperatura (T)	Valor bajo	Valor alto
9	D-2654		35-45%		e:100-150 °F (310,9 – 338,7K) sFondo: 400-800 °F (477,6 - 699,8 K)	Te: Mayor condensación de vapores de ACPM *TsF: incendio N: Presionamiento del sistema de Despojadora52	Te: Aumento de vapores e hidrocarburo *Ts y F: Ahorro de energía y menor consumo de gas, mejor separación *N:Presionamiento del tambor acumulador 56 arrastre de líquido pesado con los gases
e: entrada, s: salida, v: vapor, h: hidrocarburo, ag: aguas aceitosas.							
10	D-2655		AG 20-60% ACPM 20-60%	ΔP : 65-80 psi (448,16 - 551,58 kPa)		Nag: arrastre de hidrocarburo impacto de azufre *Nacpm: Arrastre de agua cavitación P56 * P: Alto nivel D2655 arrastre de líquido con gases	Nag: Arrastre de agua, cavitación de la P-2656 *Nacpm: Arrastre de líquido de hidrocarburo con gases, presionando el tambor *P: Perdida de gases por disparo de válvula de seguridad daño de equipo.
e: entrada, s: salida, v: vapor, h: hidrocarburo, ag: aguas aceitosas.							

No.	Equipos	Variables				Justificación	
		Flujo (F)	Nivel (N)	Presión (P)	Temperatura (T)	Valor bajo	Valor alto
11	T-2652	v: 800-1.500 lb/h e: 12.000-13.000 bpd (0,1008 - 0,189 m ³ /s)		s: 20-90 psi (137,89 - 620,53 kPa)	sF: 200-780 °F (366,5 – 688,7 K) Cima: 550-750 °F (560,9 - 672 K)	Fv: menor despojo de liviano, corrosión por la cima *TsF: Riesgo de escape por expansión térmica en E51/52/53 Incendio *FF: Aumento nivel de la torre mínimo flujo en la P-58 *N: cavitación en las P-58 *Ps: Aumento flujo de salida GAOH *Tcima: Composición más liviana de cima, disminución en la eficiencia de despojo, mayor contenido de livianos en Fondo	Fv: mayor despojo, mayor flujo de corrientes valiosas e ACPM y nafta *Ts y F: mayor transferencia de calor ahorro de energía *FF: Bajo nivel de la torre cavitación P-53 altas temperatura hacia tanques *N: Alta temperatura en cima arrastre GAOH hacia el ACPM producto *Fs: Escape de tapas de los intercambiadores, alto nivel de la torre *Tcima: Composición pesada en vapores, pérdida de GAOH en la cima
e: entrada, s: salida, v: vapor, h: hidrocarburo, ag: aguas aceitosas.							

No.	Equipos	Variables				Justificación	
		Flujo (F)	Nivel (N)	Presión (P)	Temperatura (T)	Valor bajo	Valor alto
12	D-2656		Hidrocarburo: 30-60% AG: 20-60%	ΔP : 170-210 psi (1.172,11 - 1.447,89 kPa)		Nh: arrastre agua a hidrocarburo Flasheo *Nag: Contaminación en el sistema da agua agrias por arrastre de hidrocarburo *P: Alto nivel del D54/56	Nh: Arrastre de líquido ACPM *Nag: Arrastre de agua flasheo *P: perdida de gases

e: entrada, s: salida, v: vapor, h: hidrocarburo, ag: aguas aceitosas.