



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

FACULTAD DE QUÍMICA

**“MEJORA DE DESEMPEÑO ENERGÉTICO DE LA UNIDAD
HIDRODESULFURADORA DE GASOLINAS No. 1 DE LA REF.
ING. ANTONIO DOVALI JAIME DE SALINA CRUZ OAXACA”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

CAMPO DE CONOCIMIENTO-CAMPO DISCIPLINARIO:

Ingeniería Química-Procesos de Refinación

PRESENTA:

ING. NEMESIO CHAGOYA CÁRCAMO

TUTOR:

DR. ENRIQUE R. BAZÚA RUEDA

Junio 2010





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Rodolfo Mora Vallejo

Secretario: Dr. Fernando Barragán Aroche

Vocal: Dr. Fidel Vizcaíno García

1^{er}. Suplente: Dr. Rafael Herrera Nájera

2^{do}. Suplente: Dr. Enrique Rodolfo Bazúa Rueda

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, Salina Cruz Oaxaca

TUTOR DE TESIS:

Enrique R. Bazúa Rueda



FIRMA

Agradecimientos:

A Dios

Por permitirme llegar a estas alturas del camino y darme fortaleza y salud.

A Julia y Omar

Por su amor, por que son el motor que impulsa mis pasos y me motivan a superarme día a día.

A mis padres

Por su amor, comprensión y por darme la vida.

A mis hermanos

Por su cariño y por darme ánimos para salir adelante.

Al Dr. Enrique Bazúa

Por aceptar dirigirme en este proyecto, transmitiéndome un granito de sus conocimientos y por su valiosa amistad.

A mi compañero y amigo J. Alfaro

Por las facilidades prestadas y su apoyo en el desarrollo del proyecto.

A mis maestros

Quienes con sus enseñanzas lograron sembrar en mi la inquietud del conocimiento y por ser un ejemplo a seguir.

A Pemex Refinación

Por darme la oportunidad de pertenecer a esta maravillosa empresa y otorgarme el privilegio de cumplir con este programa.

A ti

Que siempre me apoyaste de manera incondicional y oportuna contribuyendo a la culminación de este proyecto.

PREFACIO

El ahorro de energía, mejorar la eficiencia de los procesos y la reducción de emisiones contaminantes al medio ambiente, son las principales preocupaciones de la industria en la actualidad por lo cual se efectúan año con año inversiones importantes para estos conceptos.

La refinería Ing. “Antonio Dovalí Jaime” construida hace más de 30 años en la ciudad de Salina Cruz Oaxaca, representa la refinería con menor antigüedad de las 6 existentes en el sistema nacional de Pemex Refinación en México.

Debido a la antigüedad de los equipos existentes, así como al cambio continuo en la calidad del aceite crudo que se alimenta a las refinerías, así como al desarrollo de tecnologías que conducen a un mayor aprovechamiento de la energía existente, es necesario realizar análisis energético de los procesos con los que cuenta cada instalación de Pemex Refinación en el país, con la finalidad de detectar puntos que puedan mejorarse en el aspecto energético y de protección al medio ambiente.

La metodología Pinch es ampliamente utilizada en el mundo por su sencillez y buenos resultados, de tal forma que existen programas que facilitan aun más el uso de ésta técnica para detectar rápidamente ineficiencias energéticas en redes de intercambio de calor y permiten al mismo tiempo realizar propuestas que mejoren el desempeño energético del proceso que se evalúe.

El proyecto en cuestión evalúa el desempeño energético de la planta Hidrodesulfuradora de gasolinas No.1 de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, utilizando las herramientas existentes para este fin en “Aspen Technologies”. Al mismo tiempo se efectúan propuestas que mejoren el desempeño energético de la planta en estudio al reducir el consumo de combustibles, sin perder de vista que esto provocará también una reducción en la emisión de contaminantes al medio ambiente.

RESUMEN

El proyecto tiene como objetivo mejorar el desempeño energético de la planta hidrodesulfuradora de naftas No.1 de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime". Los antecedentes de la planta indican un pobre desempeño del tren de precalentamiento EA-401 debido a problemas mecánicos y también por depósitos sólidos tanto en la alimentación como en el efluente.

Se realizó una descripción breve de las secciones del proceso y se considera la química de las reacciones, variables del proceso a controlar, así como datos estadísticos de las mismas. Con la información anterior se lleva a cabo la simulación del proceso en ASPEN HYSYS, seleccionando el modelo termodinámico adecuado, a condiciones de diseño, condiciones reales de operación y a condiciones actuales con alimentación máxima de nafta. De esta forma se realizó un diagnóstico de operación de la planta.

La identificación de la formación de sales de amonio en el efluente fue necesaria debido a que se deposita en los tubos de los intercambiadores de calor por lo que se calculó el equilibrio químico de estas sales para realizar su eliminación de manera efectiva.

Utilizando los resultados de las simulaciones realizadas en ASPEN HYSYS, se efectuó el análisis PINCH de la red de intercambio de calor reduciendo las ineficiencias localizadas. Se identificó a los intercambiadores de calor EA-401 como el mayor punto de mejora energética y al calentador BA-403 como posible integración térmica. El cálculo del índice de consumo energético muestra algunos beneficios del proyecto.

En la última sección se calculó el retorno de inversión considerando el cambio de los intercambiadores de calor EA-401, resultando atractivo. Sin embargo la integración con el calentador BA-403 no es rentable, por lo que se recomienda únicamente el cambio de los EA-401 por equipos de intercambio de calor tradicionales de tubos y coraza, incrementando el área de transferencia de calor efectiva.

ABSTRACT

The project aims to improve the energy performance of the gasoline Hidrodesulfuration Plant No.1 Refinery "Ing Jaime Antonio Dovali. " The history of the plant indicate a poor performance preheat train EA-401 due to mechanical problems and solid deposits both in food and in the effluent. We conducted a brief description of the sections of the process and is considered the chemical reactions, process control variables and statistical data from them.

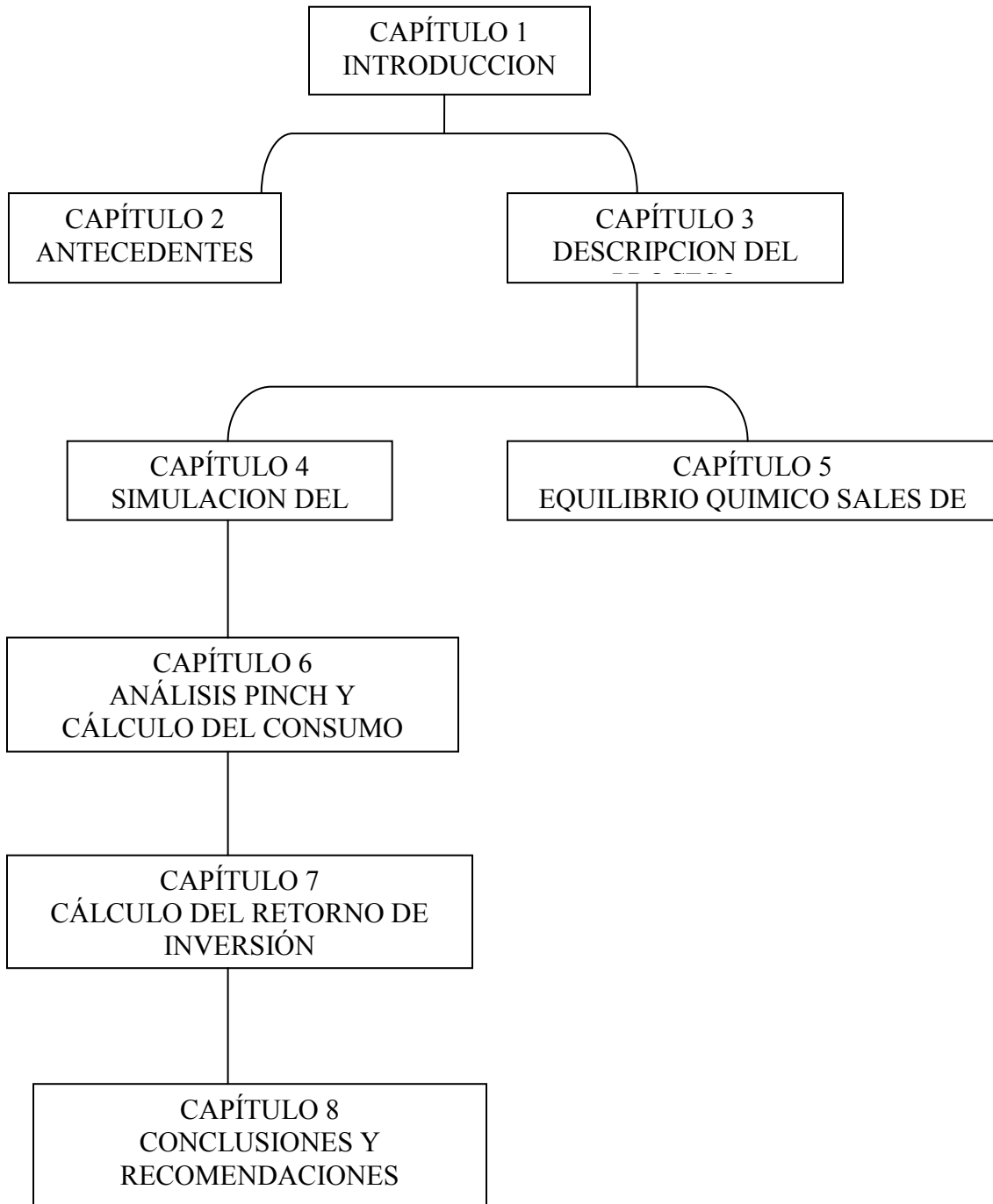
With the above information is carried out the simulation in ASPEN HYSYS process, selecting the appropriate thermodynamic model to design conditions, actual conditions of operation and maximum power current conditions with naphtha. In this way we made a diagnosis of plant operation.

The identification of the formation of ammonium salts in the effluent was necessary because it is deposited in the tube heat exchangers as calculated chemical equilibrium of these salts for disposal effectively.

Using the results of simulations for ASPEN HYSYS, PINCH analysis was performed of the heat exchange network inefficiencies reducing localized. Were identified heat exchangers EA-401 as the highest point of the heater energy improvement and BA-403 as a possible heat integration. The calculation of energy consumption index shows some benefits of the project.

In the last section was calculated return on investment considering the change of the heat exchangers EA-401, attractive. However, the integration with the BA-403 heater is not profitable, so it is recommended only change the EA-401 for heat exchange equipment traditional shell and tubes, increasing the heat transfer area effectively.

ESTRUCTURA DEL PROYECTO



ÍNDICE	Página
Capítulo 1. Introducción.	1
1.1 Objetivos del proyecto.	1
1.2 Descripción del desarrollo del proyecto	1
Capítulo 2. Antecedentes.	3
2.1 Proceso de hidrosulfuración y su problemática.	3
2.2 Formación de sólidos en el tren de precalentamiento lado carga.	5
2.3 Formación de sales en el efluente del reactor DC-401.	5
Capítulo 3. Descripción del proceso	
3.1 Descripción general del proceso de Hidrosulfuración.	6
3.2 Química del proceso.	8
3.3 Variables de proceso a controlar.	12
3.4 Descripción general de la planta.	13
3.5 Calidad de cargas y productos.	21
3.6 Historial estadístico de las variables de proceso a controlar.	24
3.7 Formación de sólidos en el tren de precalentamiento lado carga.	29
3.8 Formación de sales en el efluente del reactor DC-401.	29
Capítulo 4. Simulación del proceso y diagnóstico de operación de la Planta Hidrosulfuradora de gasolinas No. 1.	31
4.1 Consideraciones para modelar la simulación de la planta.	31
4.2 Selección de componentes, modelo termodinámico y módulos de operaciones unitarias.	32
4.3 Simulación del proceso de la Planta Hidrosulfuradora de gasolinas No.1 a condiciones de diseño.	37
4.4 Simulación del proceso de la Planta Hidrosulfuradora de gasolinas No. 1 a condiciones reales de operación.	39
4.5 Simulación del proceso de la Planta Hidrosulfuradora de gasolinas No. 1 a condiciones reales de operación y carga de diseño.	46

4.6	Diagnóstico del comportamiento energético de la planta.	47
Capítulo 5. Formación de sales de Amonio en el efluente del reactor.		50
5.1	Cálculo del equilibrio químico para la formación de sales de amonio.	50
5.1.1	Cálculo de temperatura de formación de bisulfuro de amonio.	52
5.1.2	Cálculo de temperatura de formación de cloruro de amonio.	59
5.1.3	Eliminación de sales de Amonio en los equipos de intercambio de calor.	63
Capítulo 6. Análisis pinch de la red de intercambio de calor y posible integración térmica con la unidad reformadora de gasolinas No. 1.		64
6.1	Consideraciones para el análisis pinch.	64
6.2	Análisis pinch de la red de intercambio de la U-400 y U-500 1.	65
6.3	Propuesta de mejora de la red de intercambio existente y su impacto energético en el desempeño de la planta.	72
6.4	Diseño preliminar de equipos de intercambio de calor.	75
6.5	Impacto en el desempeño energético de la planta Hidrodesulfuradora de gasolinas	82
Capítulo 7. Cálculo del retorno de la inversión.		87
7.1	Gastos de inversión y beneficios del proyecto.	87
7.2	Retorno de inversión y beneficios del proyecto	91
Capítulo 8. Conclusiones y Recomendaciones.		94
8.1	Conclusiones.	94
8.2	Recomendaciones.	95
BIBLIOGRAFIA		97

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN.

1.1 Objetivos del proyecto.

Mejorar el desempeño energético de la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas No. 1 de la Refinería Ingeniero Antonio Dovalí Jaime, reduciendo la carga térmica del calentador BA-401, utilizando el calor disponible en el efluente del reactor DC-401. Localizar ineficiencias en la red de intercambio de calor, además de analizar la posibilidad de llevar a cabo alguna integración térmica con la planta reformadora de gasolinas que reduzca el consumo de combustibles y sistemas de enfriamiento.

El proyecto tiene también como objetivo ser útil para el sistema nacional de refinerías en procesos similares, de tal forma que sirva como guía en el diagnóstico y mejora del desempeño energético de las mismas.

1.2 Descripción del desarrollo del proyecto.

La energía es fundamental en la economía industrial y el desarrollo reciente en el mercado energético incluye incrementos en el precio de los combustibles, así como el efecto de los gases de combustión en los cambios climáticos (el CO₂ es un gas de efecto invernadero), esto ha creado un nuevo enfoque en el manejo de la energía. Actualmente las empresas que operan procesos industriales químicos a nivel mundial, han dedicado una gran atención y recursos para reducir el impacto ambiental que ocasionan sus operaciones, así como incrementar sus beneficios a través de la reducción en el consumo de energía, agua y materias primas. El presente trabajo se enfoca en la planta Hidrodesulfuradora de gasolinas No.1 de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” de Salina Cruz Oaxaca, teniendo como objetivo lograr una mejora de desempeño energético que permita incrementar la rentabilidad y seguridad de las instalaciones objeto de estudio.

Para cumplir con el objetivo propuesto se consideraron condiciones de operación de los años 2008 y 2009, los cuales son representativos para evaluar el comportamiento de la

planta Hidrodesulfuradora de gasolinas. Se utilizó el simulador de procesos HYSYS de Aspen plus para reproducir las condiciones de operación y obtener el perfil de propiedades termodinámicas que permitieron realizar el análisis PINCH de la red de intercambio existente. Se utiliza la metodología PINCH debido a la simplicidad de sus conceptos y, especialmente, a los excelentes resultados que se han obtenido en numerosos proyectos alrededor del mundo [23]. Así mismo se estudió la probabilidad de llevar a cabo una integración térmica con la unidad reformadora de gasolinas No. 1, ya que son plantas adyacentes con productos similares.

El punto principal de mejora localizado, se ubica en el tren de precalentamiento de carga de gasolina hacia el calentador BA-401, en el cual se observa intercambio de calor deficiente que provoca mayor severidad en la operación del calentador y un consumo de combustibles sustancialmente superior al requerido para este proceso: la causa principal es la operación ineficiente de los equipos EA-401 a/b/c/d que presentan baja transferencia de calor debido a problemas mecánicos en sus internos. Por lo anterior se realiza el diseño preliminar de los intercambiadores de calor de carga al BA-401, utilizando el programa “Diseño y Evaluación de intercambiadores de calor” de Aspen Tech, seleccionando intercambiadores de calor de tubos y coraza por la mayor facilidad de limpieza y adaptación a este proceso. En este punto fue necesario efectuar un cálculo de equilibrio químico para conocer la temperatura de formación de las sales de amonio en el efluente del reactor DC-401 que intercambia calor con la gasolina de carga, con la finalidad de evitar que estas se depositen en los tubos de los intercambiadores y conduzcan a un incremento del ensuciamiento en detrimento de la transferencia de calor.

Utilizando la simulación de la planta, se calcula el ahorro energético al incrementar la temperatura de salida del tren de intercambio de calor y la inherente reducción de consumo de combustibles. Al final del proyecto se lleva a cabo un cálculo del retorno de inversión que permite observar la factibilidad del mismo, considerando los gastos que se generan por adquisición e instalación de equipos y los beneficios de la inversión.

CAPÍTULO 2.

ANTECEDENTES.

2.1 Proceso de Hidrodesulfuración y su problemática.

La unidad hidrodesulfuradora de gasolinas No.1 (U-400 1) de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo en el año 1978. Esta unidad con una capacidad de procesamiento de 25,000 bpd de gasolina primaria estabilizada fue rediseñada en 1997 con ingeniería básica del Instituto Mexicano del Petróleo y desarrollada por la compañía Mecánica de la Peña, para preparar la carga a la planta isomerizadora de pentanos; el diseño original contemplaba la producción de 20,000 bpd de gasolina desulfurada para alimentar a la unidad reformadora de gasolinas No.1 (U-500 1), teniendo como producto secundario isohexanos [16].

Dentro de las modificaciones a la unidad se contempló la instalación de un intercambiador de calor de placas de alta eficiencia marca Packinox que permitiera incrementar la carga a la unidad a 28,500 bpd para mantener los 20,000 bpd de gasolina desulfurada para la planta reformadora y obtener el volumen de pentanos y hexanos requeridos para la planta isomerizadora. En la sección de fraccionamiento se convirtió la única torre de destilación existente DA-401 dehexanizadora a torre depentanizadora y se adicionó una columna debutanizadora completa DA-402 con sus equipos auxiliares (condensadores, acumuladores, bombas de fondo y domo, etc.), con la finalidad de eliminar el ácido sulfhídrico que se forma en la reacción de hidrodesulfuración y extraer los butanos del producto [16].

Los intercambiadores de placas tienen una eficiencia de transferencia de calor muy alta, sin embargo presentan la desventaja de tener baja flexibilidad de mantenimiento para limpieza y baja resistencia mecánica, por lo que no pueden estar expuestos a altas caídas de presión. Desde la puesta en operación del Packinox se presentaron diversos problemas como:

- Obstrucción por el lado de la carga con cascarillas del sistema.
- Obstrucción por precipitación de sales de amonio por el lado efluente.
- Incrustación con gomas por arrastre de inhibidor de corrosión en la carga.

Debido a la problemática anterior, la eficiencia de los equipos de intercambio y la operación continua de la unidad se vieron severamente afectados por los paros continuos para limpieza de estos equipos (cada 3 meses), al mismo tiempo la severidad requerida para el calentador BA-401 aumentó, por la baja transferencia de calor del tren de precalentamiento, provocando daños a los serpentines del calentador.

En el año 2004 se cambia el Packinox por un tren de intercambio de calor de tubos trenzados de 2 pasos en tubos y 2 pasos por coraza (2 equipos en serie y 2 en paralelo) por daños mecánicos del EA-401, sin embargo estos equipos que iniciaron su operación de forma adecuada, fueron perdiendo eficiencia en la transferencia de calor debido al rápido ensuciamiento por el lado de la carga principalmente. Actualmente el tren de precalentamiento presenta graves problemas de intercambio de calor que conducen a una reducción de carga a la unidad y alta severidad en el calentador BA-401. Al mismo tiempo esto impacta al desempeño energético de la unidad, así como a la baja utilización de las plantas reformadora de gasolinas No.1 e isomerizadora de pentanos, repercutiendo en el estado de resultados de la Refinería.

Los análisis de laboratorio de los depósitos encontrados en el tren de precalentamiento indican que por el lado de la carga el mayor contenido es sulfuro de fierro y por el lado efluente se tienen sales de amonio, por lo que es importante considerar estos contaminantes que reducen la eficiencia de transferencia de calor en los equipos.

Por lo anteriormente expuesto se encuentra un punto de mejora en el tren de precalentamiento de la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas por su baja transferencia de calor y una tasa interna de retorno bastante aceptable.

2.2 Formación de sólidos en el tren de precalentamiento lado carga.

La formación de sólidos es inherente, en su mayor proporción, a la reacción de los compuestos de azufre presentes en la gasolina primaria estabilizada con el fierro presente en la metalografía de tuberías y accesorios con los que tiene contacto el producto. El lugar en donde se tiene mayor posibilidad de formación de compuestos de sulfuro de fierro, es en los tanques de almacenamiento debido al tiempo de residencia de la gasolina primaria en los mismos, aunado a la falta de limpieza y al deterioro del recubrimiento interno de los tanques. Lo anterior provoca que el FeS en forma de cascarilla y de partículas coloidales, se transfieran a la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas, en donde los filtros de carga retienen las partículas con tamaños mayores a 100 micrones, sin embargo las partículas coloidales más pequeñas llegan a los equipos de intercambio en donde se depositan ocasionando incrustación y pérdida de área de transferencia de calor.

2.3 Formación de sales en el efluente del reactor DC-401.

Las reacciones de desnitrificación y de decloración que se llevan a cabo en el reactor producen NH_3 y HCl en forma de gas, los cuales en presencia de H_2S reaccionan formando NH_4HS y NH_4Cl en estado gaseoso. Estos compuestos presentes en el efluente, al irse enfriando hasta la salida hacia los separadores, tienden a cristalizar en algún punto de su recorrido, por lo que es necesario considerar el equilibrio químico para la formación de estas sales, ya que su presencia provoca depósitos y corrosión en los equipos que reducen la transferencia de calor y degradan la resistencia de los equipos.

CAPÍTULO 3.

DESCRIPCION DEL PROCESO.

3.1 Descripción general del proceso de Hidrodesulfuración.

La hidrodesulfuración es el proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así como saturar las olefinas presentes en las gasolinas. Adicionalmente, los metales se eliminan por fijación de los mismos sobre la superficie del catalizador. También se elimina agua obteniéndose un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras en la gasolina se logran con baja pérdida del producto [15].

La eliminación de los componentes contaminantes de la gasolina obedece a un doble propósito. En primer lugar, reducir su presencia en la gasolina producto de la refinería y, adicionalmente, evitar que estos compuestos lleguen a la planta reformadora donde envenenarían a los catalizadores de la misma.

En la Figura 1 se muestra el diagrama de proceso simplificado de la planta. La carga se mezcla con una corriente rica en hidrógeno proveniente de la planta reformadora de gasolinas, vaporizándose en el tren de precalentamiento EA-401 y posteriormente se lleva a la temperatura de reacción en el calentador BA-401. La hidrogenación se lleva a cabo a través de un lecho fijo de catalizador cuyos principios activos son Co-Mo [15].

La carga caliente llega al reactor DC-401 en donde se llevan a cabo las reacciones de:

- Saturación de olefinas con producción de parafinas y naftenos.
- Hidrogenación de los compuestos de azufre con producción de parafinas y H₂S.
- Hidrogenación de compuestos de nitrógeno con producción de parafinas y amoníaco.
- Eliminación de oxígeno con producción de hidrocarburos y agua.

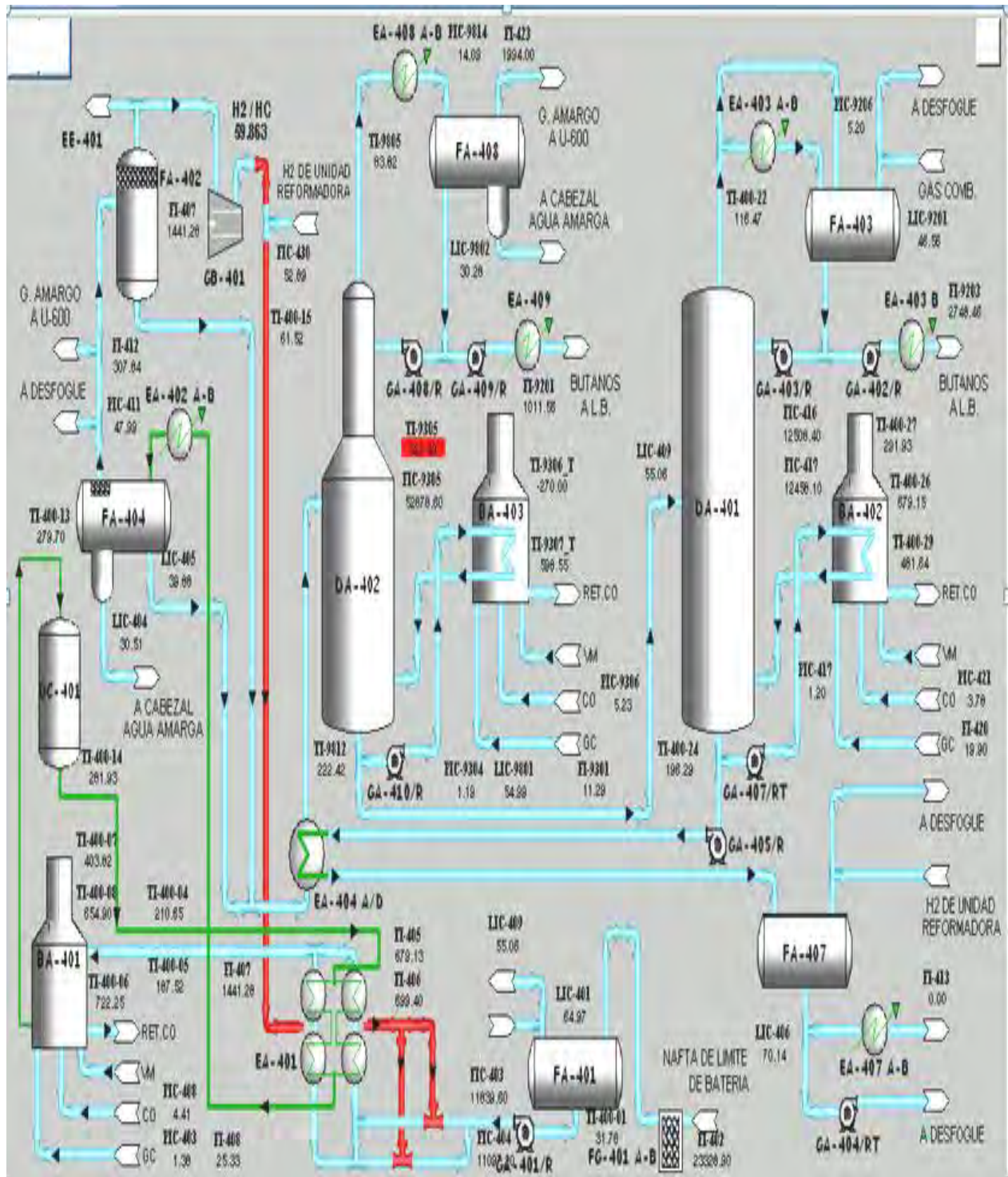


Figura 1. Diagrama de flujo simplificado. Planta Hidrodesulfuradora de Naftas.

Las tres primeras reacciones son altamente exotérmicas. La hidrogenación se lleva a cabo en el reactor a condiciones aproximadas de presión y temperatura de 50 kg/cm² y 295 °C. El efluente del reactor se enfría y una parte del mismo se condensa formando 2 fases (una líquida y otra gaseosa). La separación de fases se realiza en el separador de productos del reactor, de donde el gas rico en hidrógeno se recircula hacia la carga líquida y el excedente se envía como gas amargo a la planta de tratamiento de DEA. El líquido se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento. De esta sección se obtendrán como productos las corrientes siguientes [16]:

- Gas amargo.
- Nafta hidrotratada (gasolina dulce).
- Pentanos y hexanos.
- L. P. G.

La nafta hidrotratada constituye la carga a la planta reformadora de gasolinas y es el producto principal de esta planta. La corriente de pentanos y hexanos se envían a la planta isomerizadora de gasolinas en donde se obtiene un producto de mayor valor al incrementar en este proceso el índice de octano en la gasolina isomerizada.

3.2 Química del proceso.

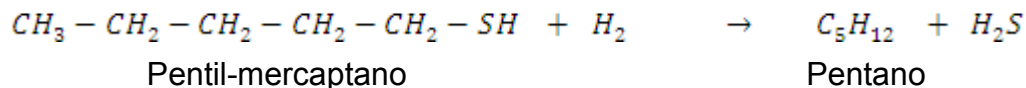
La gasolina primaria de carga a la unidad contiene cantidades variables de compuestos contaminantes, que de no ser eliminados disminuirán la capacidad del catalizador de reformación.

En esta unidad los compuestos contaminantes de la carga se descomponen para formar hidrocarburos puros y compuestos que pueden ser fácilmente eliminados del producto.

A continuación se presentan algunas de las reacciones por medio de las cuales se efectúa la descomposición de los compuestos contaminantes y la saturación de olefinas.

3.2.1 Reacciones de hidrodesulfuración.

El azufre se encuentra en la alimentación principalmente como mercaptanos, sulfuros, disulfuros, polisulfuros y tiofenos. Los primeros componentes son predominantes de la gasolina primaria y son fácilmente convertidos a sulfuro de hidrógeno por reacciones tales como:

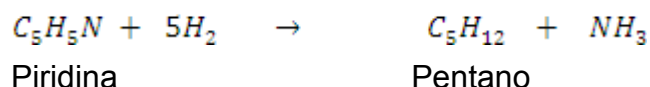


De los compuestos de azufre los tiofenos son los mas difíciles de eliminar. Generalmente se ha estimado que un contenido residual de azufre cercano a 1.0 ppm es adecuado para que se conserve una buena actividad del catalizador de reformación [16].

3.2.2 Reacciones de hidrogenitrificación.

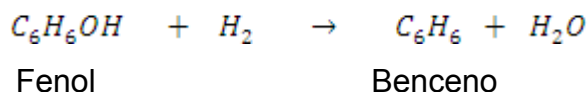
En productos de petróleo el nitrógeno se encuentra principalmente en compuestos heterocíclicos, siendo por esto más difícil la hidrogenitrificación que la hidrodesulfuración. Los compuestos de nitrógeno inhiben la muy importante función ácida del catalizador de reformación por lo que es necesaria su eliminación [16].

Las reacciones típicas para la eliminación de nitrógeno son:



3.2.3 Reacciones de descomposición de compuestos oxigenados.

El oxígeno se encuentra disuelto o contenido en compuestos heterocíclicos de azufre o nitrógeno o en forma de peróxidos o compuestos fenólicos. Estos compuestos se transforman en agua e hidrocarburos.



3.2.4 Eliminación de arsénico y compuestos metálicos.

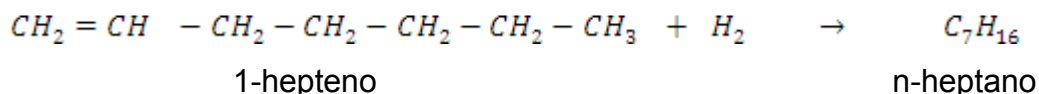
El platino de los catalizadores de reformación tiene una fuerte afinidad por estos metales y los catalizadores resultan completamente desactivados por ellos, por lo tanto es imprescindible eliminarlos en el proceso de hidrodesulfuración previo al de reformación.

Durante la desulfuración de los compuestos metálicos (arsénico, plomo, cobre o níquel) se descomponen de manera similar a los mencionados anteriormente, también con formación de hidrocarburos puros. La diferencia en estas reacciones consiste en que el metal contaminante se deposita sobre el catalizador uniéndose con los compuestos metálicos empleados en la fabricación del mismo.

El contenido de arsénico, plomo y otros compuestos metálicos no debe ser mayor de 1 ppb (parte por billón) para fines de reformación [16].

3.2.5 Saturación de olefinas.

Los compuestos olefínicos son compuestos no saturados, los cuales bajo las condiciones de operación del proceso de reformación pueden producir depósitos importantes de carbón sobre el catalizador y en los tubos del calentador. Las olefinas son convertidas a parafinas en el reactor de hidrodesulfuración.



Las reacciones que se llevan a cabo en el proceso de hidrodesulfuración son generalmente exotérmicas. Sin embargo la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos nitrogenados son las que liberan mayor cantidad de calor [10].

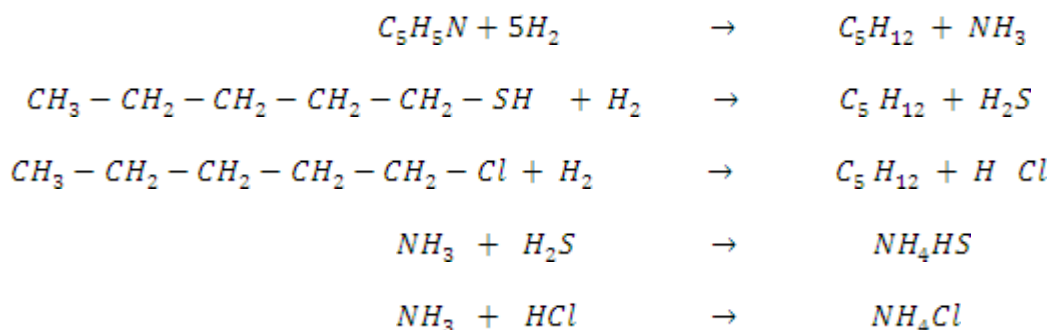
Ecuaciones	$\Delta H@700K$ Kcal/mol	Log10K	
		@500K	@700K
$C_2H_5SH \rightarrow C_2H_6 + H_2S$	-16.77	7.06	5.01
$C_2H_5SC_2H_5 \rightarrow 2C_2H_6 + H_2S$	-27.99	18.52	9.11
$C_5H_5N + 5H_2 \rightarrow C_5H_{12} + NH_3$	-93.90	16.97	6.30
$C_4H_6 + 2H_2 \rightarrow C_4H_{10}$	-65.25	14.54	6.9

3.2.6 Otras reacciones.

Todas las reacciones que ocurren en el proceso de hidrodesulfuración consumen hidrógeno. En corrientes procedentes de procesos de desintegración, las olefinas son los mayores consumidores de hidrógeno debido a sus altas concentraciones, de igual forma los compuestos de azufre de estos cortes consumen cantidades apreciables de hidrógeno.

Los compuestos de silicio (componentes de aditivos antiespumantes) también se retienen en el catalizador cuando están presentes.

Los cloruros son muy dañinos para los catalizadores constituidos por platino sobre base alúmina. Cuando su contenido es considerable estos se desdoblan con formación de ácido clorhídrico que llega a otras etapas del proceso causando problemas de corrosión y, si se combina con la presencia de amoníaco, da lugar a la formación de cloruro de amonio que puede precipitar en los equipos subsecuentes al reactor [16].



3.3 Variables de proceso a controlar.

3.3.1 Temperatura.

Incrementando la temperatura se aumenta la rapidez de las reacciones con hidrógeno, sin embargo, también se incrementa el depósito de carbón sobre el catalizador. Por lo tanto, es necesario encontrar un balance entre la vida de servicio del catalizador y una hidrogenación adecuada. De hecho se debe fijar la temperatura mínima que permita los niveles requeridos de hidrotratamiento de la carga, esta temperatura se encuentra en un rango de 260 a 310 °C.

3.3.2 Presión.

La presión se mantiene normalmente al máximo nivel permisible, de acuerdo con la presión de diseño del equipo. Esta presión elevada tiene un efecto favorable al limitar el depósito de carbón (debido al incremento en la presión parcial del hidrógeno) y favorece la hidrogenación de los compuestos de azufre y nitrógeno.

3.3.3 Termodinámica de las reacciones.

Debido a la naturaleza exotérmica de las reacciones de hidrosulfuración, hidrodensificación y saturación de olefinas, la termodinámica de las reacciones favorece el proceso ya que se presenta un aumento de temperatura en el reactor y por lo tanto la rapidez de las reacciones también se ven favorecidas. El aumento de temperatura es directamente proporcional a la concentración de olefinas, azufre y nitrógeno en la carga.

3.3.3 Relación espacio-velocidad.

La relación espacio-velocidad indica el volumen por hora de carga por volumen de catalizador en el reactor y representa un indicador de la severidad de operación. Mientras más pequeña sea esta relación, mayor será la severidad. Una relación espacio-velocidad baja incrementa el grado de reacción. Como el volumen de catalizador es fijo, el espacio-

velocidad puede variar únicamente mediante cambios en el flujo de alimentación de la carga. Una disminución del flujo de alimentación permite una reducción de la temperatura en el reactor, mientras un aumento en el flujo de alimentación requiere mayor temperatura de reacción para obtener la misma calidad en el producto.

3.3.4 Relación molecular hidrógeno-hidrocarburos.

Esta relación se define por el número de moles de hidrógeno entre el número de moles de hidrocarburos en la carga al reactor. Mientras mayor sea esta relación- menor será el depósito de carbón; de aquí que una alta relación de hidrógeno conduce a una mejor hidrogenación de la carga.

Del volumen total de hidrógeno que se introduce a la sección de reacción, sólo se consume una pequeña parte que es la requerida para las reacciones de hidrogenación; la mayor cantidad pasa a través del reactor sin cambio y permite una presión parcial de hidrógeno elevada.

3.4 Descripción general de la planta.

Para la descripción de la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas se consideran las siguientes secciones: precalentamiento de carga y reacción, compresión, estabilización y fraccionamiento.

3.4.1 Sección de precalentamiento de carga y reacción.

La alimentación de gasolina debutanizada proveniente de la planta combinada, se recibe en el tanque acumulador FA-401, pasando por los filtros Helland para retener las partículas sólidas que contiene la carga. El recipiente opera a una temperatura de 38°C, que es la temperatura a la cual se recibe la carga y a una presión de 2.1 kg/cm² man, la cual es controlada mediante el PIC-401 que en rango dividido acciona la válvula para admitir gas combustible cuando la presión tiende a bajar o direcciona el exceso de presión al desfogue [16].

Del tanque FA-401 la carga es enviada por medio de las bombas de alimentación GA-401R a una presión de $66 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ a precalentarse en un banco de intercambiadores de calor de tubos trenzados EA-401 a/b/c/d, previa inyección de hidrógeno proveniente del compresor de recirculación de hidrógeno GB-401. El flujo a este precalentador es controlado mediante FRC-403 y FR-404. A cada uno de estos flujos y después de sus respectivas válvulas de control, se le une las corrientes de hidrógeno reguladas manualmente con válvulas de globo de acuerdo a la indicación de flujo. Los flujos ya mezclados con hidrógeno pasan a través de los EA-401, los cuales utilizan el efluente del reactor para precalentar la carga de 50°C a 255°C .

3.4.2 Calentador BA-401.

La carga que a estas condiciones se encuentra totalmente vaporizada, pasa al calentador a fuego directo BA-401 con objeto de suministrarle el calor requerido para el proceso hasta alcanzar la temperatura de reacción necesaria que es aproximadamente 295°C . A la entrada en cada cabezal de serpentines se tienen manómetros e indicadores de temperatura con puntos de consola. Esta instrumentación permite detectar anomalías de temperatura o flujos en cada serpentín. El control de temperatura del calentador se lleva a cabo mediante el TRC-406 instalado en la salida del mismo, la señal de este instrumento se dirige hacia el controlador de presión del combustible que se elija [16].

3.4.3 Reactor DC-401.

La mezcla de gasolina e hidrógeno que sale del calentador de carga BA-401 a una temperatura aproximada de 295°C y a una presión de $55 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$, entra al reactor DC-401 en donde se llevan a cabo las reacciones descritas en la sección de química del proceso. El reactor contiene 43 ton de catalizador soportado sobre un lecho de esferas de alúmina, sobre el catalizador se encuentra colocada una placa de canastas de distribución para lograr que la carga se distribuya de manera uniforme a través del catalizador en el reactor [16].

La relación espacio-velocidad para este reactor es de 4.19, es decir:

$$LHSV = \frac{\text{metros cúbicos de carga /hr}}{\text{metros cúbicos de catalizador}} = 4.19 \text{ hr}^{-1}$$

La base para calcular el valor del LHSV es la siguiente:

136 ton/hr de carga con una densidad de 0.647 g/cm³.

43 ton de catalizador con una densidad de 0.858 g/cm³.

Mientras menor sea el espacio velocidad, el grado de reacción se incrementará.

El reactor cuenta con un indicador de presión en la línea de descarga en relación con el indicador de presión en la línea de entrada se puede conocer la caída de presión a través del reactor. En la medida que se incremente la caída de presión, será una indicación del grado de carbonización que puede tener el catalizador. La diferencial de temperatura del reactor es función del tipo de carga y de la concentración de contaminantes que contenga, por lo tanto, es recomendable alimentar la carga al reactor a la temperatura mínima a la cual el catalizador este activado para llevar a cabo las reacciones de hidrotratamiento. Sólo será necesario aumentar la temperatura de carga al reactor si los productos no alcanzan la especificación deseada o si el catalizador presenta menos actividad por envejecimiento o por carbonización. Operando el reactor a la temperatura mínima permisible, se logrará una vida mayor del catalizador.

La temperatura de operación del reactor influye sobre las reacciones que se llevan acabo, siendo diferente el efecto sobre cada tipo de reacción. Algunos compuestos de azufre se descomponen a temperaturas tan bajas como 260 °C; el grado y la rapidez de la desulfuración se incrementa marcadamente cuando aumenta la temperatura a 340°C. La saturación de olefinas sigue un comportamiento similar al de desulfuración, con la diferencia de que el incremento en la velocidad de reacción se logra a temperaturas un poco mayores.

Todas las reacciones de hidrotreamiento dependen del hidrógeno presente, siendo más efectivas cuando la presión parcial del hidrógeno es mayor. El hidrógeno requerido para la hidrodesulfuración es proporcionado por la planta reformadora de naftas, regulando el flujo del mismo de acuerdo a los requerimientos de la unidad.

El efluente del reactor pasa por el lado tubos del precalentador de carga EA-401 y por el lado coraza del banco de enfriadores EA-402 a/b hasta llegar al tanque separador de alta presión FA-404. De esta manera el efluente del reactor se ha enfriado de 302°C a 52°C. La fase gaseosa del separador pasa a un separador de baja presión que evita el paso de líquidos a la succión del compresor GB-401, el cual recircula hidrógeno e hidrocarburos ligeros hacia la carga de gasolina. La fase líquida se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento a control de nivel del separador de alta presión FA-404 [16].

3.4.4 Sección de compresión.

El compresor de recirculación de hidrógeno GB-401, está diseñado para manejar el 120% de flujo normal con objeto de cubrir las variaciones durante la operación de la planta. Las condiciones de operación el compresor son:

Parámetro	Succión		Descarga	
	normal	máxima	normal	máxima
Flujo m ³ std/día	1593940	1912784	1593940	1912784
Presión kg/cm ² abs	51.3	51.3	62.3	65.8
Temperatura °C	51.6	51.6		
Peso molecular	4.98	9.38		

El compresor está protegido contra alta temperatura en chumaceras, vibración axial y/o radial, sobre velocidad, baja presión diferencial en aceite a chumaceras, falla de aire de instrumentos y alta temperatura en la descarga. Por otro lado, para asegurar la

estabilidad de la máquina en situaciones de bajo flujo, cuenta con un sistema de protección “anti surge” que recircula gas de la descarga a la succión a través de una válvula automática accionada por el indicador controlador de flujo FIC-411 instalado en el tablero local del compresor. El compresor se encuentra protegido, contra la entrada de líquidos, por el separador de baja presión FA-402, en el cual está instalado un detector de alto nivel que envía señal de paro al compresor por nivel excesivo de líquidos [16].

3.4.5 Sección de estabilización y fraccionamiento.

La finalidad de esta sección es la preparación de la carga a la planta isomerizadora de pentanos-hexanos y en gran medida preparar la carga a la planta reformadora de naftas, ambas corrientes son obtenidas en la torre dehexanizadora DA-401. Para lograr esto es necesario debutanizar la carga en la torre DA-402 en la que se obtiene LPG como destilado líquido, estabilizando así la carga a la torre DA-401 que se obtiene del fondo de la torre DA-402.

El objetivo de la torre DA-401 es efectuar la separación de pentanos y hexanos por el domo, enviándolos posteriormente como carga a la isomerizadora de gasolinas. Por el fondo de la torre se obtiene gasolina desulfurada que sirve de carga a la planta reformadora de naftas en donde se incrementará el octano de la misma por medio de la reformación catalítica.

En cuanto a la corriente de pentanos y hexanos que se envían a la planta de isomerización, es importante para un adecuado desempeño del proceso de isomerización, que se evite el envío de olefinas, compuestos cíclicos y n-heptano (+), cumpliendo con las siguientes especificaciones:

Benceno	2% peso máx.
Ciclohexano	2% peso máx.
n-heptano +	2% peso máx.

La importancia del cumplimiento de las especificaciones en la alimentación a la planta de isomerización reside en que los componentes mencionados causan disminución en la eficiencia de este proceso. Aun cuando la posibilidad de que se presenten olefinas en los pentanos es casi nula, es importante limitar su contenido debido a su efecto desactivante sobre el catalizador de isomerización.

Por otro lado, los compuestos cíclicos se adsorben sobre el catalizador y en consecuencia reducen los sitios activos disponibles para la isomerización de parafinas, por lo que son indeseables en los pentanos y hexanos. De igual forma, los hidrocarburos cíclicos insaturados consumen cantidades considerables de hidrógeno que afectan la eficiencia de isomerización. Por ejemplo, el benceno se hidrogena rápidamente a ciclohexano, con el consecuente efecto de los hidrocarburos cíclicos insaturados descritos anteriormente. Así mismo, es recomendable limitar el contenido de heptanos y más pesados en la carga a isomerización ya que se hidrodeseintegran fácilmente a propano y butanos e incluso los compuestos de este peso molecular que no se desintegran, se isomerizarán a productos con índice de octano menor al de los isómeros de pentano y hexano, reduciendo el índice de octano del producto final.

La carga a la planta isomerizadora debe estar libre de azufre, agua y compuestos oxigenados. El azufre disminuye el rendimiento de isomerización además que desactiva temporalmente el catalizador. Por lo que respecta al agua y compuestos oxigenados, estos causan desactivación permanente del catalizador de isomerización.

Por otro lado, la gasolina dehexanizada que se envía a la planta reformadora debe cumplir con las siguientes especificaciones:

Componente	Concentración máxima
Agua	5.0 ppm (en peso)
Azufre	0.5 ppm (en peso)
Nitrógeno	0.5 ppm (en peso)

Las especificaciones de la carga a la reformadora de naftas tiene como objetivo evitar el envenenamiento del catalizador, por lo que debe establecerse un estricto cumplimiento de las mismas.

De acuerdo a lo anterior, el fraccionamiento en la torre DA-401 debe realizarse de tal forma que se pueda mantener el benceno y los precursores de aromáticos en la carga a reformación hasta donde el contenido de aromáticos en la mezcla de gasolinas terminadas lo permita.

La fase líquida, que procede del separador de alta presión FA-404 y del separador de baja presión FA-402, se envía a la sección de estabilización y fraccionamiento, calentándose previamente en los intercambiadores de calor EA-404 a/b/c/d el cual utiliza la corriente de fondos de la torre DA-401, en estos intercambiadores la corriente se calienta y entra a la torre debutanizadora DA-402 en el plato 15 a 123°C y 14 kg/cm² [16].

3.4.5.1 Torre debutanizadora DA-402.

La función de la torre consiste en estabilizar las naftas separando los hidrocarburos ligeros y butanos, para lo cual cuenta con 28 platos tipo válvula (del 1 al 14 de dos pasos y del 15 al 28 de cuatro pasos). La torre opera en el domo a una presión de 14.2 kg/cm² y 110°C de temperatura y 14.5 kg/cm² y 219°C en el fondo.

El calor necesario para llevar a cabo la separación, es suministrado al fondo de la torre por medio del rehervidor a fuego directo BA-403. Este calentador proporciona 11.8 millones de kcal/hr elevando la temperatura de 219°C a 238°C, produciendo una vaporización aproximada de 60% en la corriente de fondo que se recircula a la torre.

Los vapores del domo de la torre DA-402 se condensan en los EA-408 a/b recibándose en el acumulador de reflujo FA-408 que opera a 14.2 kg/cm². La presión de este recipiente se controla mediante el PIC-434 que envía hidrocarburos ligeros y H₂S a la planta de tratamiento de gases amargos.

La fase líquida del acumulador se divide en dos corrientes; una parte se utiliza como reflujo al plato No. 1 de la torre para control de temperatura en el domo, utilizando para

esto las bombas GA-408/R. la otra parte se envía por medio de las bombas GA-409/R, previo enfriamiento hacia la planta de tratamiento de DEA.

El producto de fondo de la debutanizadora se envía por diferencia de presión, a control de nivel del fondo de la torre, hacia la torre dehexanizadora DA-401 [16].

3.4.5.2 Torre dehexanizadora.

El producto de la torre debutanizadora, vaporizada parcialmente por la reducción de presión a través del LIC-419, se alimenta al plato No. 11 de la torre dehexanizadora. La torre cuenta con 29 platos tipo válvula y tiene como función separar los pentanos y hexanos de la gasolina desulfurada que se alimenta como carga a la planta reformadora, la cual debe estar constituida por heptanos y más pesados. Las condiciones de operación de la torre son 93°C y 5.1 kg/cm² en el domo y 198°C y 5.3 kg/cm² en el fondo. El calor necesario para llevar a cabo la separación se suministra al fondo de la torre por medio del rehervidor a fuego directo BA-402. Este calentador mantiene la temperatura del fondo en 210°C aproximadamente con una vaporización parcial en la corriente que recircula al fondo de la torre.

Los vapores del domo de la dehexanizadora DA-401 se condensan en los EA-403 a/b, recibándose a 55°C en el acumulador de reflujo FA-403. La fase líquida del acumulador se divide en dos corrientes; una parte se utiliza como reflujo al plato No. 1 de la torre con las bombas GA-403/R, el control del reflujo se realiza en cascada con el control indicador de temperatura del plato No. 6. La otra parte se envía por medio de las bombas GA-402/R a control de nivel del FA-403 hacia la planta isomerizadora, previo enfriamiento a 40°C.

Los fondos de la torre dehexanizadora se envían por medio de las bombas GA-405/R al acumulador de fondos FA-407, previo intercambio de calor en los EA-404 a/b/c/d con la carga a la torre DA-402. Del acumulador se envía la gasolina desulfurada como carga a la planta reformadora de gasolinas y el excedente a tanques de almacenamiento [16].

3.5 Calidad de cargas y productos.

3.5.1 Calidad de cargas y productos de diseño.

La tabla 1 indica la calidad de la carga y productos de la planta de acuerdo al diseño. Los porcentajes de los componentes están en %mol [16].

TABLA 1.- Calidad de carga y productos de diseño.

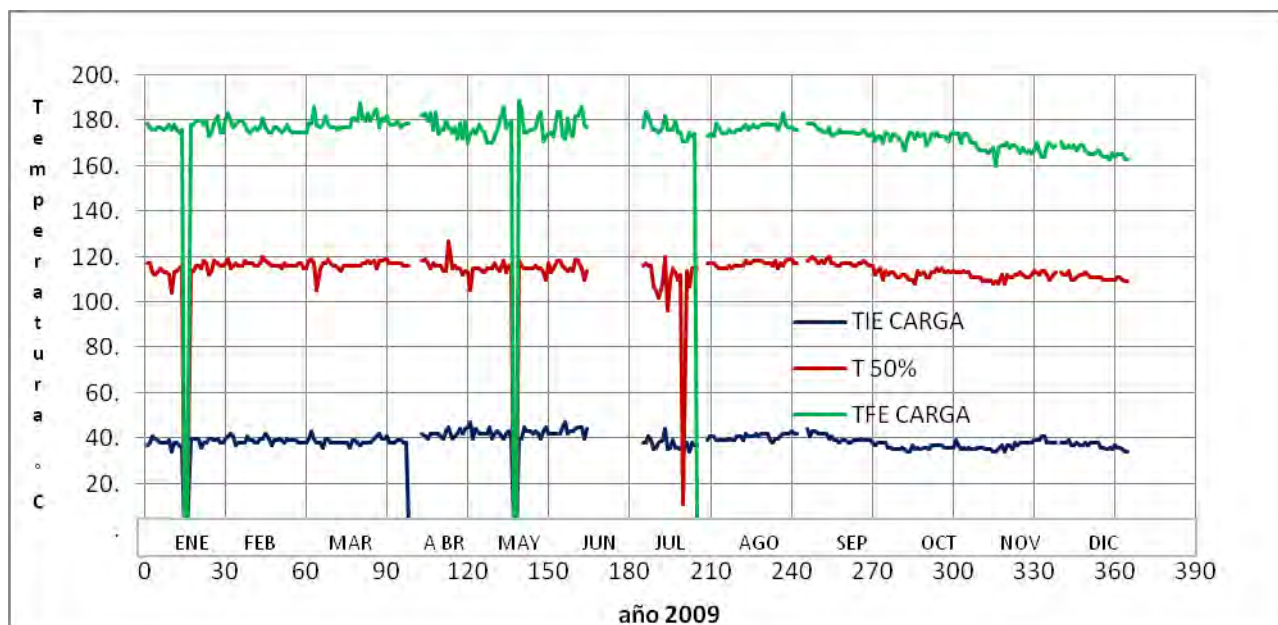
Componente	Carga a la planta		Productos			
	Nafta amarga	Hidrógeno de Reformadora	Gas amargo	LPG a L.B	Pentanos hexanos	Nafta dulce
Hidrógeno		79.43	14.056	0.307		
H ₂ S			2.485	1.176		
Metano		6.76	16.899	1.718		
Etano		6.31	19.906	6.988		
Propano		3.95	11.423	10.247	0.005	
i-Butano		0.92	9.925	18.267	0.35	
n-Butano		1.1	24.997	59.718	3.806	
i-Pentano	6.233	0.5	0.213	1.009	21.204	0.012
n-Pentano	13.8	0.27	0.096	0.566	46.77	0.14
i-Hexano	9.606	0.41		0.002	16.99	6.679
C ₆ +pesados	70.359	0.65		0.001	10.874	93.169
	100	100.3	100	99.999	99.999	100
Azufre ppm	650				0.5	0.5
Kmol/hr	1341.2	190.8	55.56	36.592	373.912	925.933
Kg/hr	136005	1658	1966	1967	28219	103142
P. M.	101.616	8.709	35.383	53.767	75.472	111.393
BPD @15°C	28534			531	6693.1	20917.5
MMSCF			1.116			
Temp °C	38.1	115.6	55	37.7	70.9	149.3
Presión kg/cm ²	2.4	62.9	15.34	20.966	4.8	2.18

Densidad g/cc	0.647	0.016	0.024	0.54	0.599	0.665
°API 15.5	64.941	528.483	171.221	121.256	90.62	58.426

3.5.2 Calidad de cargas y productos actuales.

Las gráficas 1 al 4 muestran la calidad de la carga y productos de la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas en el 2009.

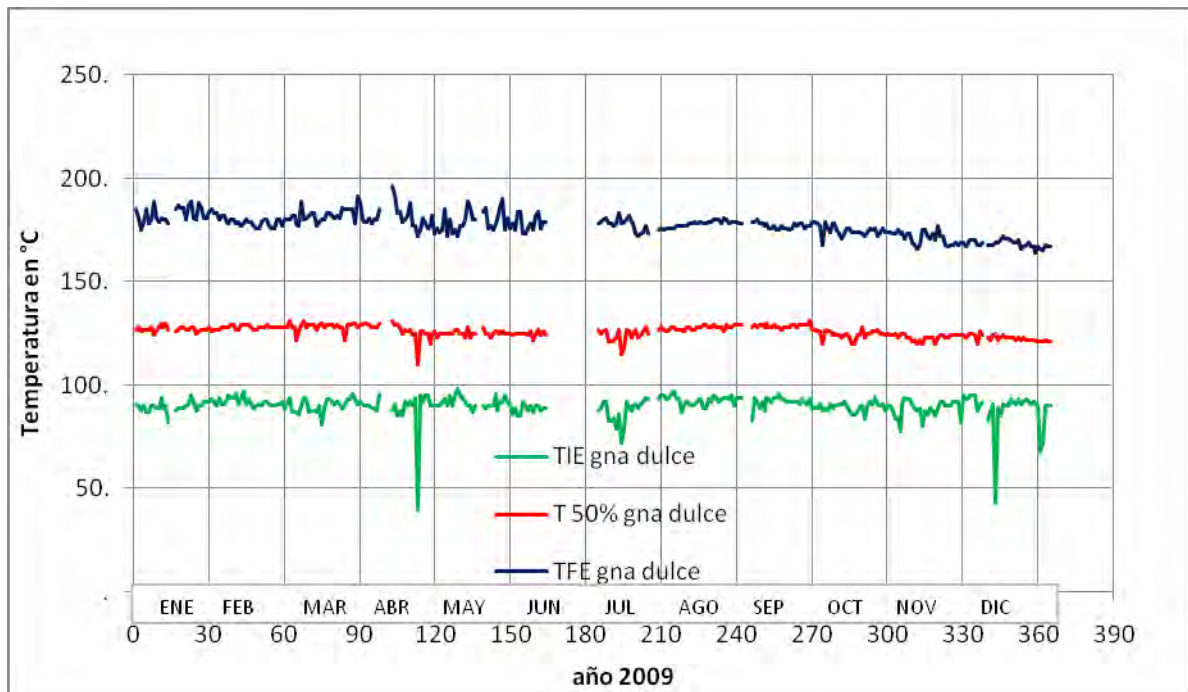
GRÁFICA 1. Temperatura de Destilación D-86 en la gasolina de carga.



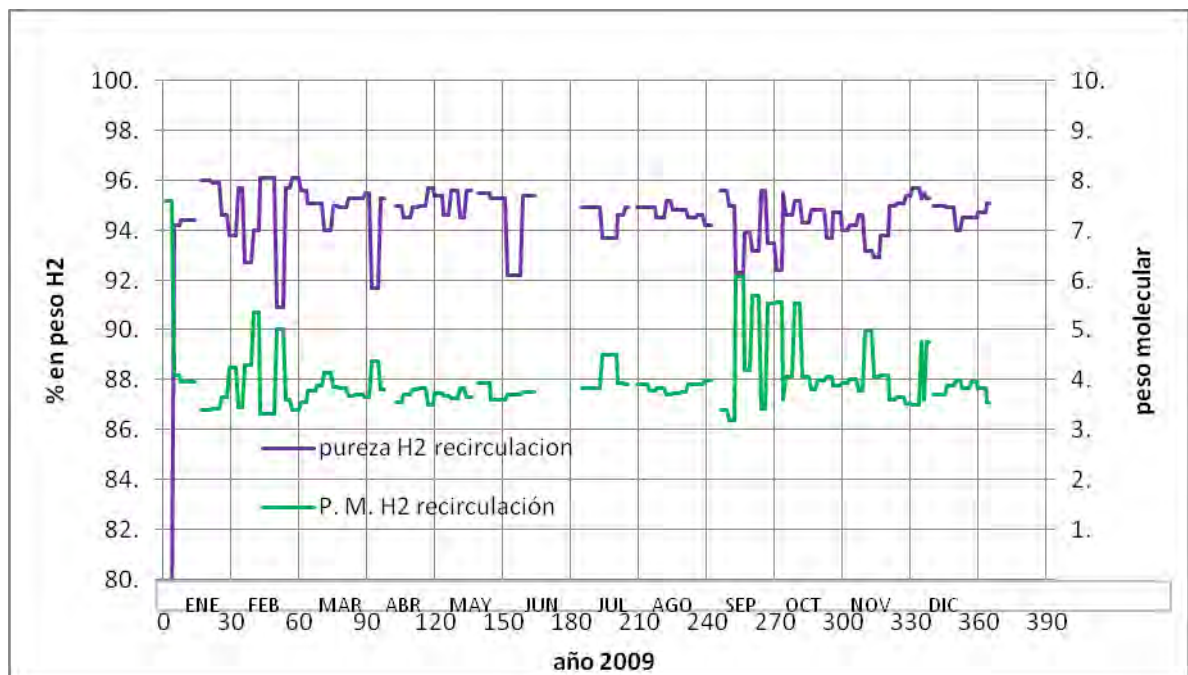
Los gráficos 1 y 2 representan valores estadísticos de la destilación D-86 en la gasolina de carga y gasolina dulce producto, la temperatura inicial de ebullición y la destilación al 50% en ambas gasolinas al final del período indican una ligera tendencia a componentes menos pesados, lo que influirá en las condiciones de operación de las torres de separación.

La temperatura inicial de ebullición se mantiene prácticamente en un intervalo de 38-40°C en la gasolina de carga y de 88-92°C en la gasolina dulce.

GRÁFICA 2. Destilación D-86 en la gasolina hidrotratada.

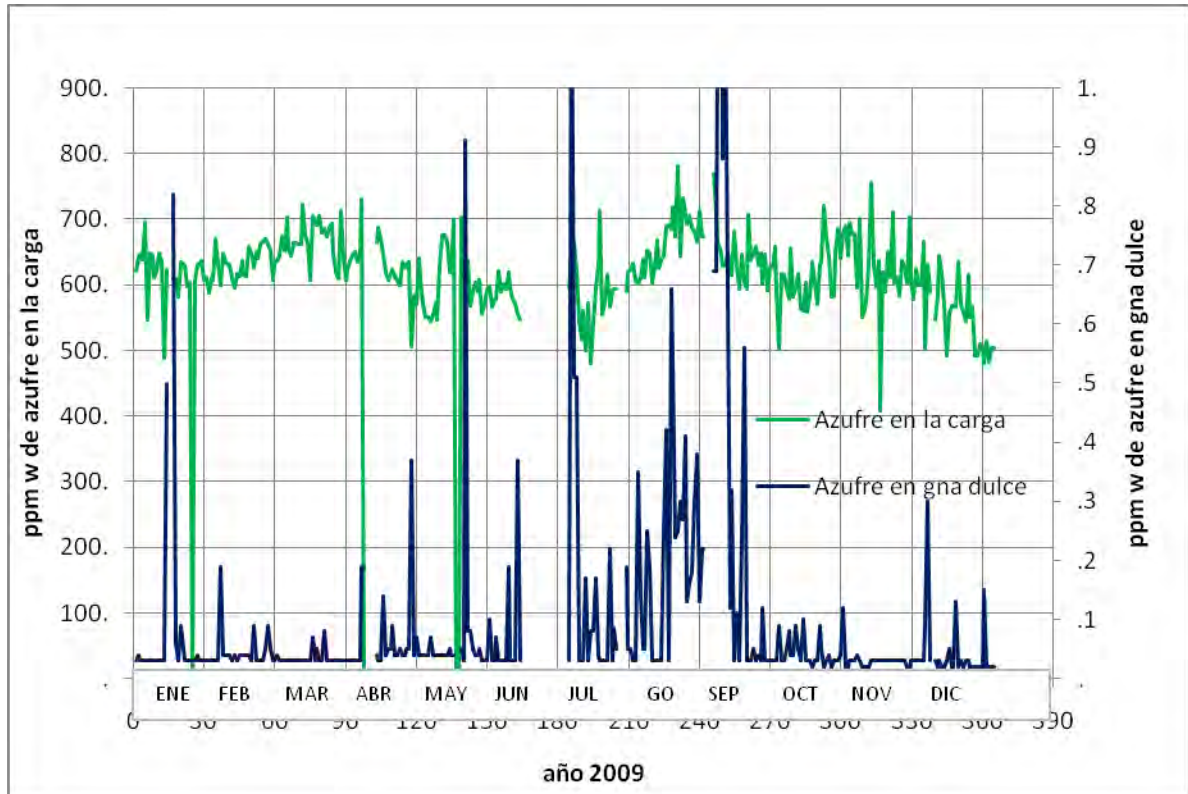


GRÁFICA 3. Pureza del Hidrógeno de recirculación.



La pureza y peso molecular del hidrógeno de recirculación, representada en la gráfica 3, muestra variaciones de reducción en la pureza del mismo y aumento del peso molecular. Lo anterior se debe principalmente a una separación deficiente de los hidrocarburos mezclados con el hidrógeno a la salida de los enfriadores EA-402 a/b.

GRÁFICA 4. Contenido de Azufre en la gasolina de carga y producto.

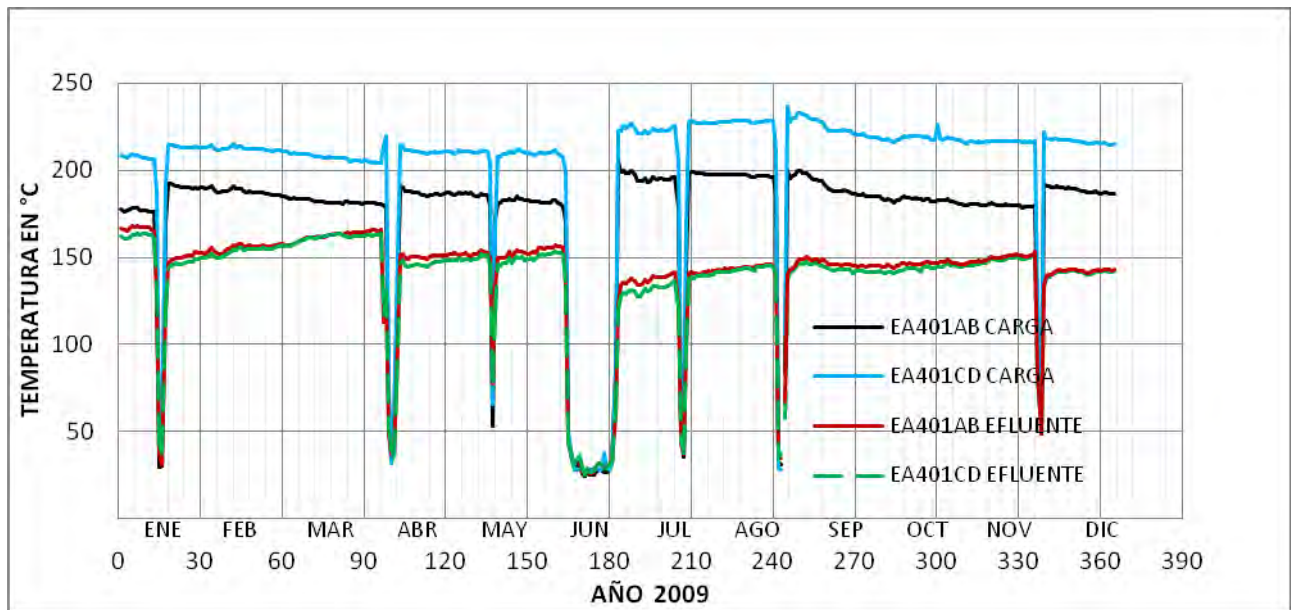


El contenido de azufre en la carga permanece en un intervalo de 600 a 700 ppm como lo muestra la gráfica 4, por otro lado el producto presenta valores inferiores a 0.5 ppm y los puntos que sobrepasan la especificación se deben a períodos de paro y arranque, mostrando una operación de hidrodesulfuración confiable de la planta.

3.6 Historial estadístico de las variables de proceso a controlar.

Las gráficas 5 al 10 muestran la tendencia de las variables de proceso mas relevantes en el 2009 para la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas.

GRÁFICA 5. Temperatura de salida de los intercambiadores de calor EA-401.



La gráfica 5 muestra la temperatura de salida por el lado carga y lado efluente del tren de precalentamiento EA-401 a/b/c/d. Como puede observarse, existe mayor transferencia de calor por el lado de carga en los EA-401 c/d que en los EA-401 a/b, sin embargo por el lado efluente la Temperatura de salida es prácticamente igual. Esto último se debe a que existe flujo preferencial en el efluente debido a la caída de presión existente en los intercambiadores de calor.

Se detectan de igual forma algunos paros en la operación de los equipos, por ejemplo, en el mes de Enero se realizó limpieza superficial de los intercambiadores, al reanudar la operación de los mismos se nota un aumento en la temperatura de salida de la carga y reducción de temperatura en la salida del efluente, cuestión que mejora el desempeño energético de la planta; sin embargo siguiendo la gráfica desde el mes de Enero hasta mediados de Abril, es evidente como se va reduciendo en forma gradual la eficiencia en la transferencia de calor y al término de este período se hace necesario un nuevo paro para efectos de limpieza con resultados similares. En el mes de junio se tiene un paro prolongado para reparación de la planta y limpieza detallada del tren de intercambio con mejores resultados que en la limpieza superficial de los paros cortos, sin embargo el

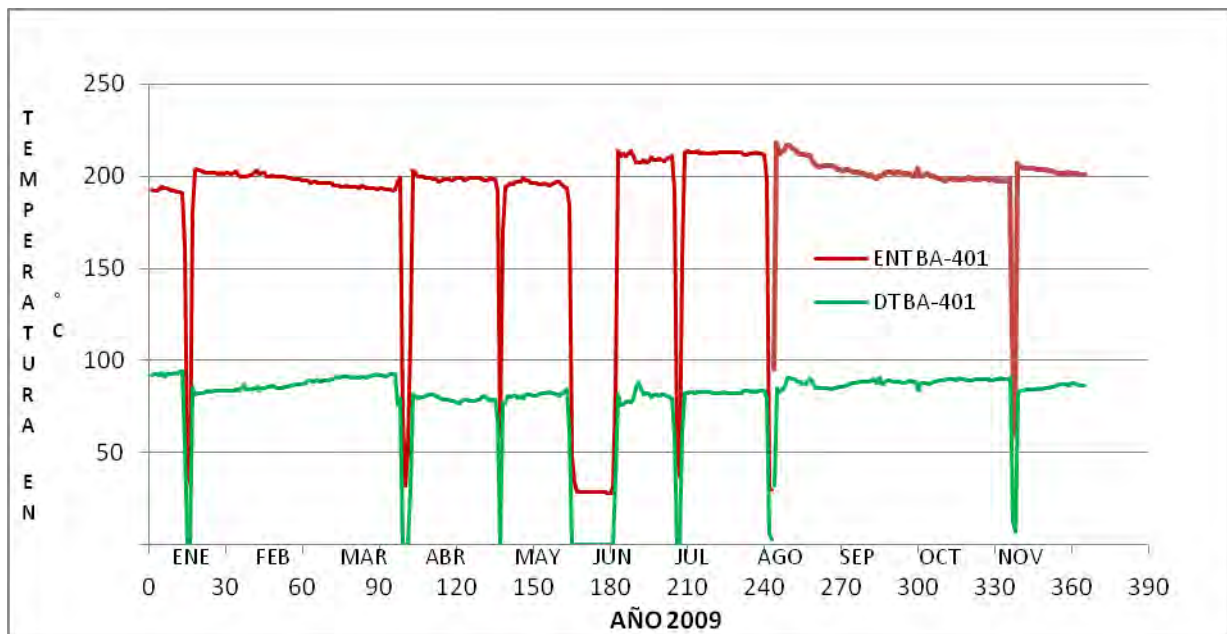
comportamiento posterior es similar, resultando necesaria la limpieza periódica de los equipos (aproximadamente cada 3 meses).

Es importante destacar que aún en las mejores condiciones de transferencia de calor de los EA-401 a/b/c/d, la salida de estos no logra alcanzar la diferencial de temperatura de diseño de 205°C, lo cual equivale a tener temperaturas de salida en la carga de 253 a 255 °C y de 101 a 103°C en el efluente; por otro lado, los valores reales en estas corriente fluctúan entre 180-220°C en la carga y 140-160°C en el efluente.

La diferencial de temperatura en la salida lado coraza (carga) entre los equipos EA-401 a/b y EA-401 c/d se debe principalmente a problemas mecánicos de los equipos que provocan canalización de la corriente de carga en el interior de los mismos.

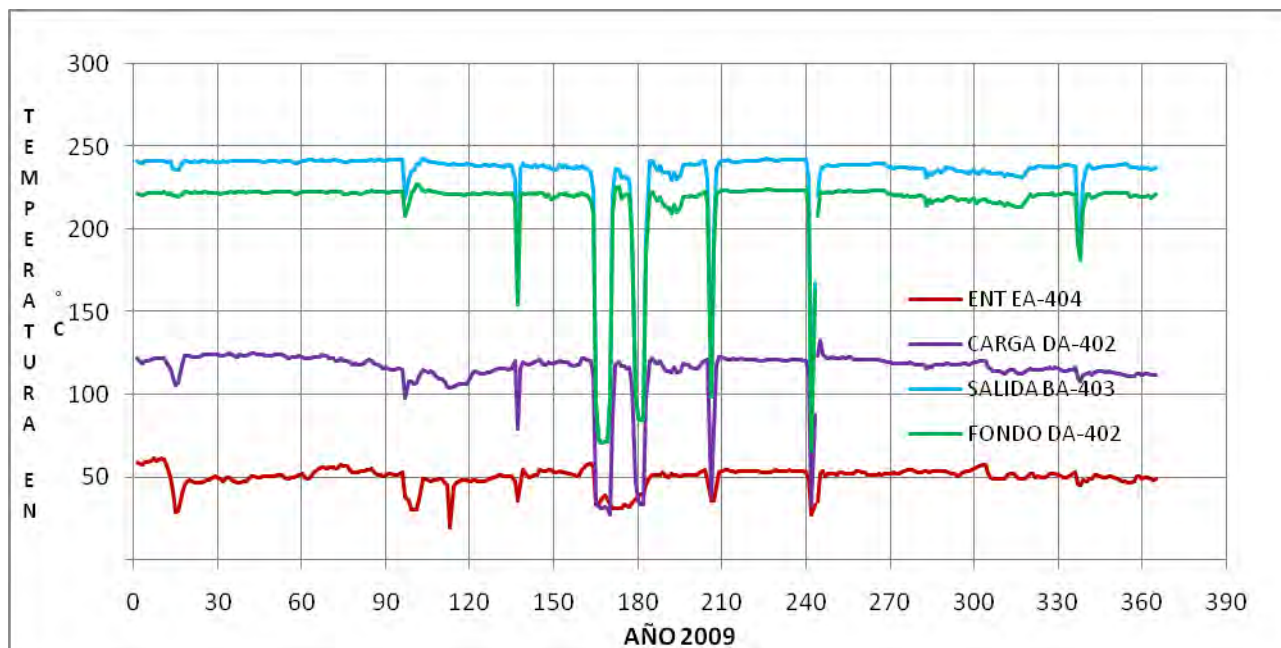
La gráfica 6 representa la temperatura de entrada al calentador BA-401 y la diferencial de temperatura en el mismo, el promedio de temperatura de entrada se encuentra entre 190 a 210°C en todo el año y la diferencial de 80 a 90°C. Esta última está dentro del intervalo de diseño que es 98°C, sin embargo existe oportunidad para disminuir el consumo de combustibles en el calentador al aumentar la temperatura de entrada al mismo y en consecuencia disminuyendo su diferencial de temperatura entre la entrada y salida.

GRÁFICA 6. Temperatura de alimentación al BA-401 y ΔT del calentador.

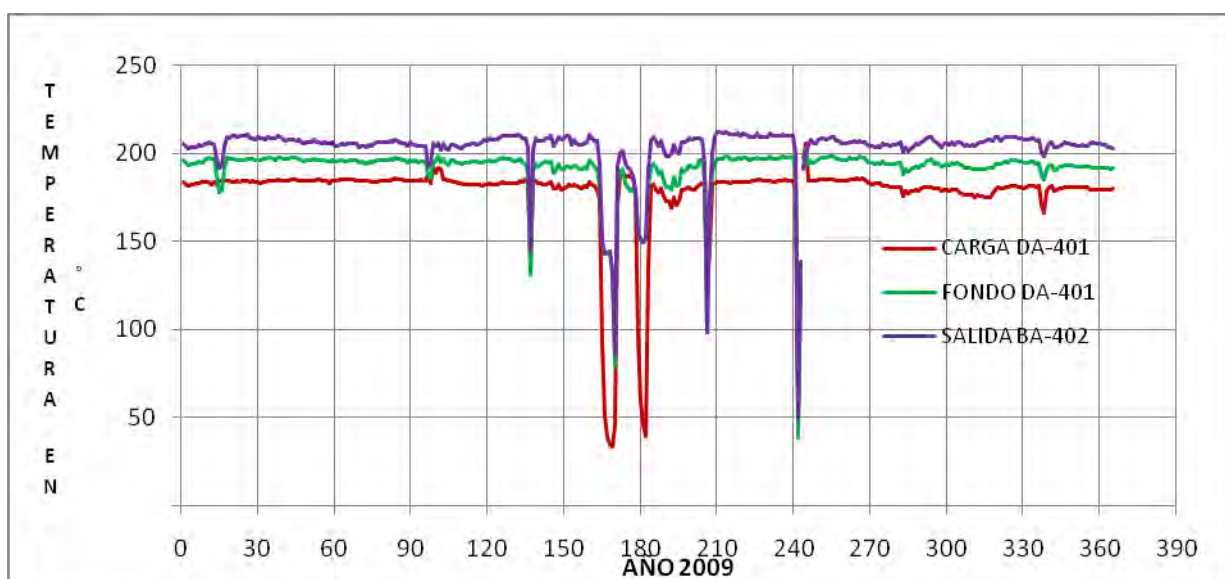


Las gráficas 7 y 8 muestran las temperaturas de carga, fondo y la salida de los calentadores de las torres debutanizadora DA-402 y dehexanizadora D-401. La tendencia del año 2009 indica condiciones de temperatura estables.

GRÁFICA 7. Temperaturas en la torre debutanizadora DA-402.

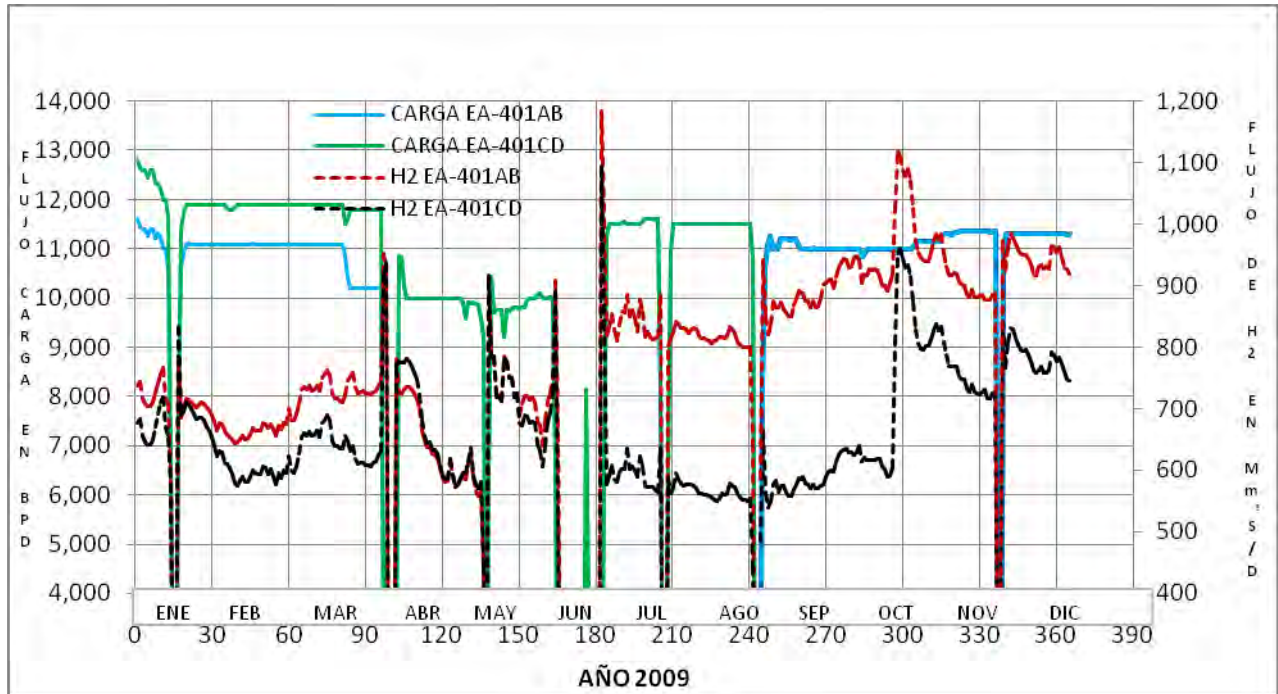


GRÁFICA 8. Temperaturas en la torre dehexanizadora DA-401.



En la gráfica 9 se observa, en la primera parte, flujo preferencial de carga líquida hacia los intercambiadores EA-401c/d, sin embargo el flujo de hidrógeno es mayor a los EA-401 a/b y en la segunda sección de la gráfica la carga líquida se distribuye equitativamente, sin embargo la carga de hidrógeno incrementa su preferencia hacia los EA-401 a/b.

GRÁFICA 9. Flujos de carga al tren de precalentamiento EA-401.

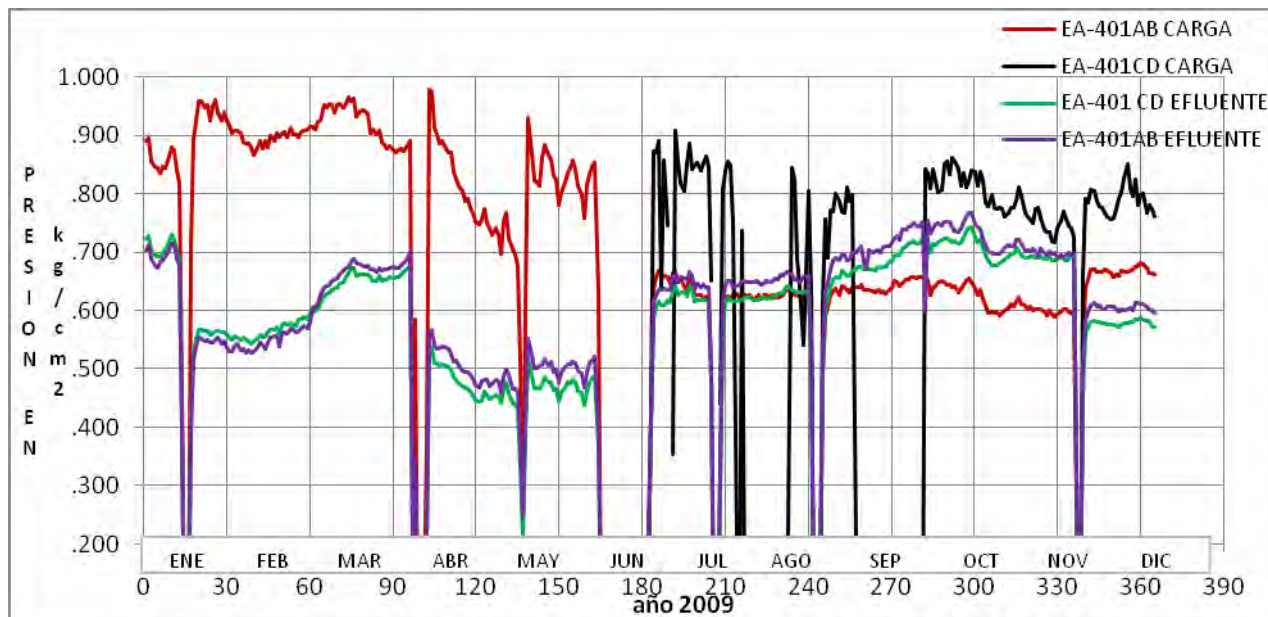


Lo anterior puede explicarse en virtud de una mejor transferencia de calor en los EA-401 c/d, por lo que operativamente se prefiere direccionar mayor flujo de carga líquida hacia estos equipos, por otro lado, el flujo de hidrógeno no es controlado por el operador sino que la hidráulica del sistema es quien determina la preferencia de flujo hacia una u otra dirección.

La gráfica 10 corrobora la hipótesis anterior, ya que la diferencial de presión lado carga de los EA-401 c/d es mayor que en los EA-401 a/b. Por otro lado la diferencial de presión lado efluente tiene la misma tendencia, por lo que la mezcla que sale del reactor DC-401 presenta una ligera preferencia de flujo hacia los intercambiadores EA-401 c/d lo cual

conduce a mantener temperaturas similares de salida en estos equipos.

GRÁFICA 10. Caída de presión en los intercambiadores de calor EA-401.



3.7 Formación de sólidos en el tren de precalentamiento lado carga.

La gasolina primaria estabilizada proveniente de las plantas primarias, en su recorrido desde la planta primaria hasta la Hidrodesulfuradora de naftas, entra en contacto con los materiales de las torres de destilación, tuberías, accesorios y tanques de almacenamiento, formando sulfuro de hierro que se deposita en los equipos de intercambio de calor, calentador y reactor de hidrodesulfuración. Una parte de estos sólidos son detenidos por la malla de los filtros de entrada a la unidad, sin embargo, una buena cantidad de estos pasan la malla y se depositan especialmente en las zonas más calientes del tren de intercambio reduciendo la eficiencia de transferencia de calor.

3.8 Formación de sales en el efluente del reactor DC-401.

Como se describe en la química del proceso, los compuestos de nitrógeno se eliminan con formación de amoníaco, este a su vez se combina con los compuestos H_2S y HCl

dando lugar a la formación de sales de amonio que cristalizan a bajas temperaturas en la corriente efluente del reactor. Esta cristalización se produce principalmente en las partes más frías del tren de precalentamiento provocando la formación de depósitos de sales en los tubos, lo cual reduce considerablemente la eficiencia de transferencia de calor. Para disminuir esta situación, se considera una inyección intermitente de condensado para lavado de las sales, ya que estas son altamente solubles en agua, en un punto localizado entre el EA-401 y los enfriadores EA-402. Las sales en solución acuosa se eliminan a control de nivel de interfase en la pierna del tanque separador de alta presión FA-404, enviándose al cabezal de agua amarga.

Experimentalmente se ha determinado que 2 horas de inyección de condensado semanalmente, es suficiente para mantener limpios los tubos de los cambiadores; sin embargo la cantidad de agua, el tiempo y la frecuencia de lavado dependen de las características de la carga y la experiencia en el proceso conducirá a fijar mejores ciclos para estos lavados, evitando lavados continuos que no mejoran la limpieza de los equipos pero si prolongan las condiciones corrosivas del sistema por la presencia de H_2S en ambiente húmedo. La cantidad recomendada de condensado para efectuar estos lavados es aproximadamente 3% en volumen con respecto a la carga líquida, debiendo ajustarse de acuerdo a las condiciones particulares del proceso.

CAPÍTULO 4.

SIMULACIÓN DEL PROCESO Y DIAGNÓSTICO DE OPERACIÓN DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLINAS NO. 1.

4.1 Consideraciones para modelar la simulación de la planta.

Para realizar la simulación de la planta a las condiciones de operación actuales, se consideraron datos estadísticos del año 2009, tomando los valores típicos de Temperatura, Presión y flujo volumétrico que se muestran en la tabla 3, así mismo se tomaron valores típicos de calidad de la carga a la unidad.

El reactor DC-401 se representó como un calentador para efectos de la simulación, tomando en cuenta que no es el objetivo del presente trabajo reproducir el mismo. Esta consideración está basada en que el efluente del reactor tiene propiedades termodinámicas muy similares a la carga ya que los componentes que se hidrogenan en el reactor, se encuentran en cantidades pequeñas y de acuerdo a los datos estadísticos de laboratorio, no existen olefinas en la nafta de carga. Sin embargo para efectos de lograr una mejor aproximación de las propiedades del efluente, se considera la mezcla de las corrientes de salida de la planta y el hidrógeno de recirculación.

El objetivo de la simulación es el de reproducir de manera confiable las condiciones de operación de la planta y sus productos, de tal forma que se obtengan las cargas térmicas actuales y las disponibles de los equipos de intercambio que se tienen en la unidad, al mismo tiempo que las propiedades termodinámicas de las corrientes en todo el rango de temperatura y presión requerido en la planta.

4.2 Selección de componentes, modelo termodinámico y módulos de operaciones unitarias.

4.2.1 Selección de componentes.

Para llevar a cabo la simulación se utilizó el módulo HYSYS V7.0 de ASPEN TECH. La primera información que es necesario proporcionar es la composición de la carga a la planta. Si se cuenta con el análisis cromatográfico desglosado de la mezcla, se tendrán los componentes exactos y el cálculo de propiedades será más representativo. Si no se cuenta con ésta información, el simulador realiza en forma automática el cálculo de pseudo componentes al introducir los datos de destilación ASTM-D86, TBP, ASTM-D1160 o incluso ASTM-D2887.

En productos del petróleo es difícil conocer todos los componentes ya que normalmente son mezclas complejas, sin embargo es fácil agrupar los constituyentes por alguna propiedad conocida tal como el punto de ebullición. En este caso la información disponible de la carga es la destilación ASTM-D86 y del Hidrógeno de recirculación el análisis cromatográfico desglosado.

De esta forma la mezcla con un número de componentes desconocido, se reduce a un número conocido de pseudo componentes y las propiedades de los componentes agrupados, son representadas por un promedio del punto de ebullición, densidad relativa y peso molecular.

4.2.2. Selección del modelo termodinámico apropiado.

Como segundo paso se requiere especificar el modelo termodinámico para calcular las propiedades de todas las corrientes presentes en la simulación de la planta. Para la selección del modelo termodinámico a utilizar se requiere considerar varios factores ya que ningún modelo puede representar todos los sistemas. En la tabla 2 se enlistan los modelos termodinámicos disponibles en el simulador ASPEN HYSYS [13].

TABLA 2.- Modelos termodinámicos en Aspen Hysys.

Amine Pkg	MBWR
Antoine	NBS Steam
ASME Steam	NRTL
Braun K10	OLI_Electrolyte
BWRS	Peng-Robinson
Chao Seader	PR-Twu
Chien Null	PRSV
Clean Fuels Pkg	Sour SRK
Esso Tabular	Sour PR
Extended NRTL	SRK
GCEOS	SRK-Twu
General NRTL	UNIQUAC
Glycol Package	van Laar
Grayson Streed	Wilson
Kabadi-Danner	Zudkevitch-Joffe
Lee-Kesler-Plöcker	
Margules	

Los factores que deben considerarse para seleccionar el modelo son:

- La naturaleza de las propiedades de interés.
- La composición de la mezcla.
- El intervalo de presión y temperatura utilizados.
- La disponibilidad de los parámetros.

Para facilitar la selección del modelo termodinámico, ASPEN PLUS recomienda utilizar el árbol de decisiones que se muestra en las figura 2, 3 y 4. Este árbol esta basado en los cuatro factores para selección del modelo y puede ser usado cuando se conocen las condiciones de presión y temperatura, así como la composición de la mezcla.

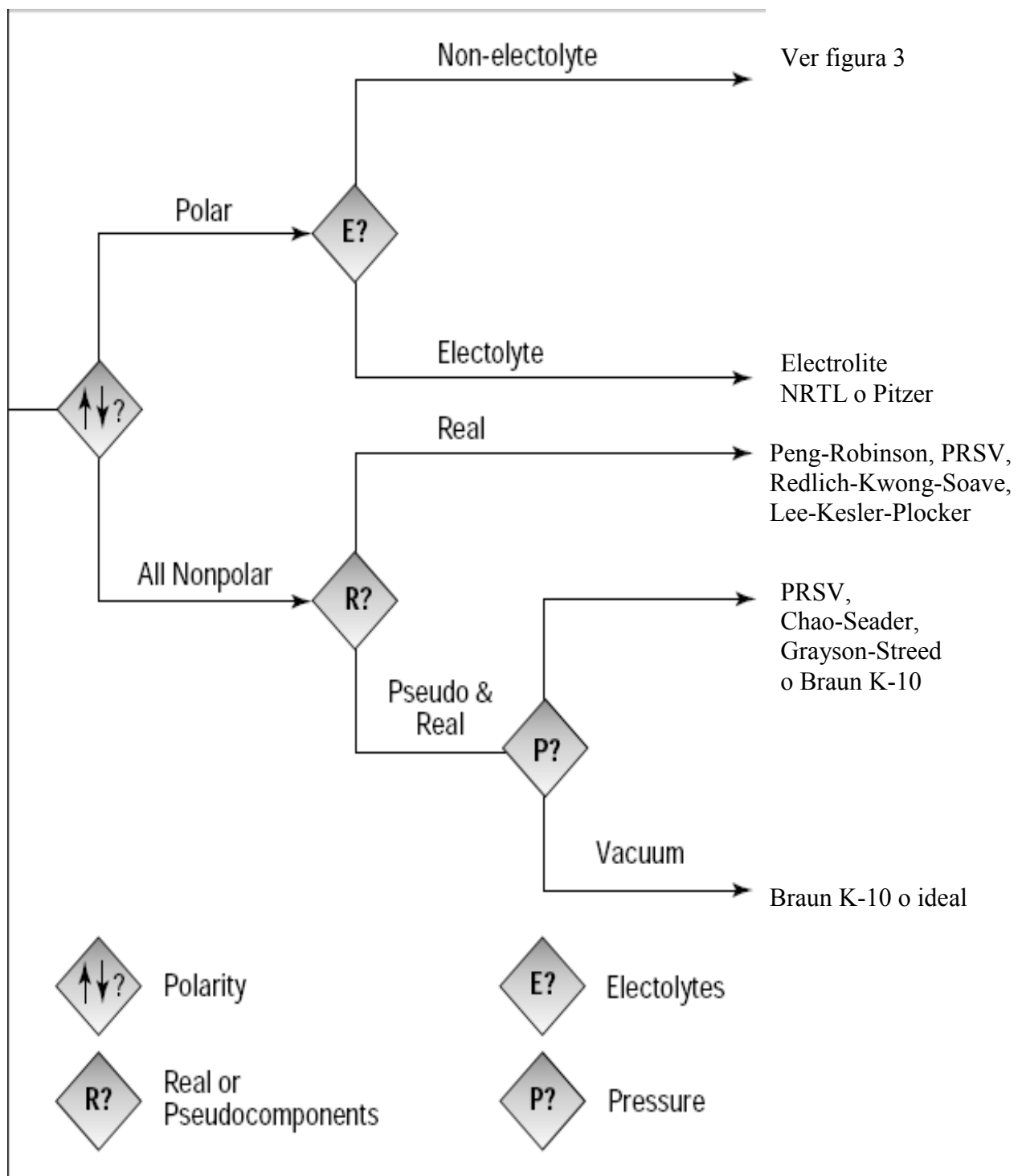


FIGURA 2.- Primer paso para selección del modelo termodinámico.

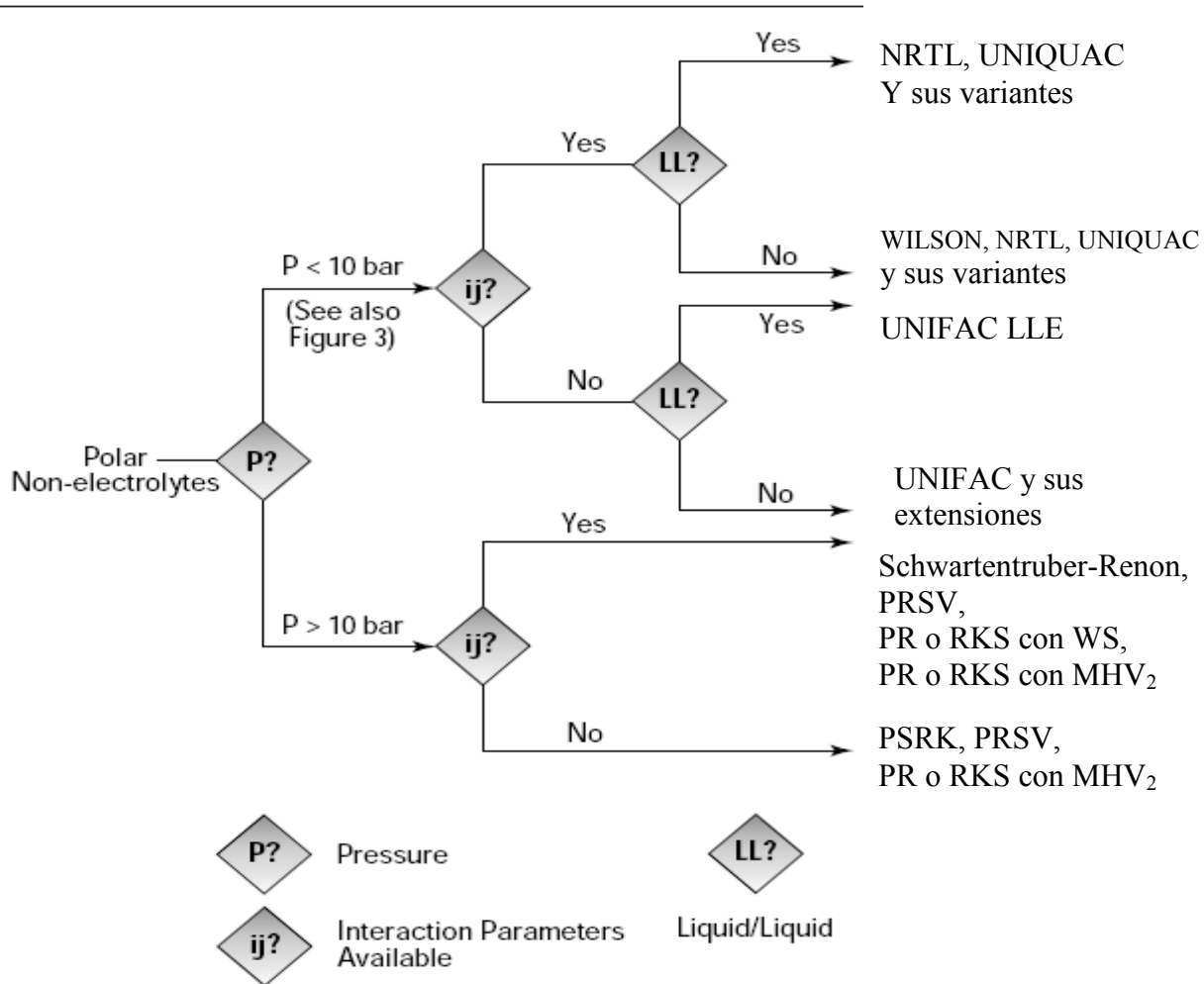


FIGURA 3.- Componentes polares y no electrolitos.

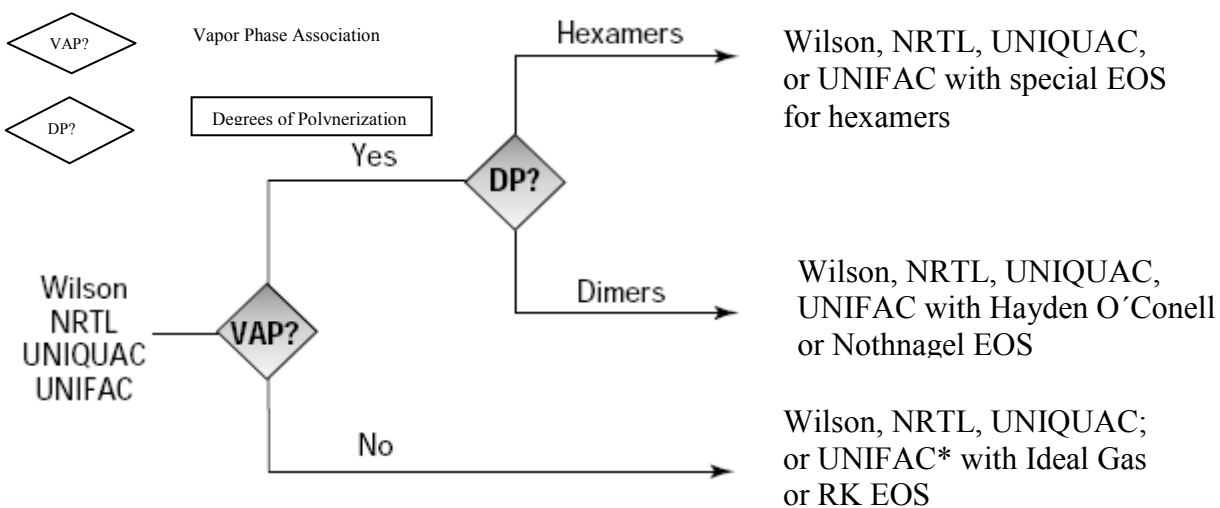


FIGURA 4.- Cálculo de fase vapor con modelos de coeficiente de actividad.

Siguiendo las recomendaciones del árbol de decisiones, se considera la mezcla de trabajo como no polar con componentes reales y pseudocomponentes, de tal forma que se optó por utilizar el modelo termodinámico PRSV para llevar a cabo la simulación [13].

4.2.3.- Módulos de operaciones unitarias.

La unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas en su proceso cuenta con las operaciones básicas de transporte de fluidos, transferencia de calor y separación, principalmente, representándose de la siguiente forma:

- Operaciones de transporte de fluidos, se utilizaron equipos de bombeo simples y la potencia se calcula automáticamente con el diferencial de presión entre la entrada y la salida y la eficiencia del equipo.
- Equipos de intercambio de calor como los EA-401 y EA-404, se utilizó el modelo de diseño de intercambiadores de tubo y coraza con 2 pasos en tubos y uno en coraza. En estos equipos se utiliza la presión y temperatura de entrada y salida del producto para el cálculo de la carga térmica.
- Enfriadores, se utiliza el módulo enfriador simple, proporcionando los parámetros de presión y temperatura en la entrada y salida para calcular la carga térmica.
- Los calentadores BA-401, BA-402 y BA-403, se simulan como calentadores simples, únicamente para determinar su carga térmica con el diferencial de presión y temperatura de entrada y salida de la mezcla.
- Los separadores FA-402 y FA-404, se consideran como un separador simple vertical de 2 fases.
- Torres debutanizadora DA-402 y dehexanizadora DA-401, se eligió el modelo tipo absorbedor ya que el condensador y el calentador de fondos fueron anexados como equipos independientes para el cálculo individual de la carga térmica. Se especificó el número de platos, plato de entrada de la carga y recirculaciones de fondo y domo de acuerdo a la hoja de diseño.

4.3 Simulación del proceso de la Planta Hidrodesulfuradora de gasolinas No.1, a condiciones de diseño.

La figura 5 muestra el diagrama de flujo de proceso que se utilizó para la simulación de la planta. Este diagrama lo genera HYSYS conforme se van especificando las operaciones unitarias y las corrientes de proceso.

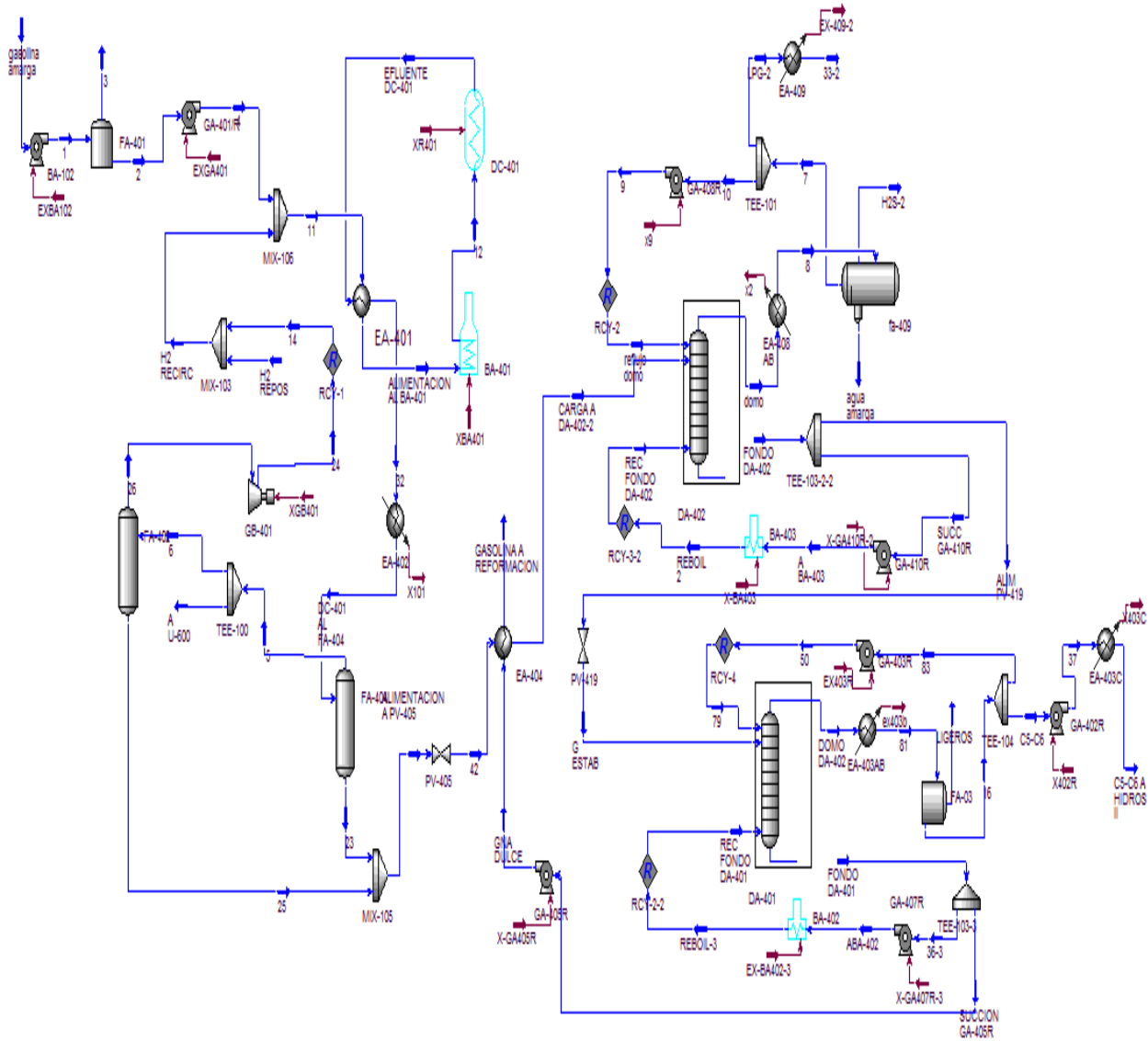


FIGURA 5.- Diagrama de flujo del proceso en Hysys.

Las condiciones de diseño de los equipos empleadas en la simulación fueron las siguientes:

TABLA 3.- Parámetros de diseño para la simulación en HYSYS.

Destilación ASTM D-86

% volumen		Temperatura °C	
TIE		39	
10%		68	
50%		116	
90%		159	
95%		167.5	

Condiciones de operación		Carga térmica en GJ/h	Diferencial de Presión equipos de bombeo		
Temperatura carga líquida	38 °C				
Temperatura H ₂ reposición	110 °C			kg/cm ²	kPa
relación H ₂ /Hc's	60 m ³ std/bl		ΔP GA-401R	63.90	6266
carga líquida a la planta	28 500 bl/día		ΔP GA-402R	5.00	490
ΔT EA-401 lado carga	205°C		ΔP GA-403R	3.30	324
carga térmica a EA.401	29.37 MMkcal/h	122.90	ΔP GA-404R	11.60	1138
ΔT BA.401	48°C		ΔP GA-405R	6.80	667
carga térmica BA-401	5.4 *1.9 MMkcal/h	42.93	ΔP GA-407R	9.07	889
ΔT EA-402	63°C		ΔP GA-408R	3.02	296
carga térmica EA-402A/B	6.88*1.8 MMkcal/h	51.82	ΔP GA-409R	7.50	735
carga a DA-402	123.5°C		ΔP GA-410R	5.97	585
ΔT EA-404A-D	105.5°C		ΔP GB-401	11.00	1079
carga térmica EA-404	5.78*2.1 MMkcal/h	50.79			
ΔT BA-403	19°C				
flujo a BA-403	62 Mbl/d				
carga térmica a BA-403	10.1*1.17 MMkcal/h	49.44			
ΔT EA-408AB	65°C				
carga térmica EA-408AB	2.6*1.8 MMkcal/h	19.58			
carga a DA-401	185°C				
ΔT BA-402	13°C				
carga térmica BA-402	7.58*1.1 MMkcal/h	34.89			
flujo a BA-402	45 Mbl/d				
ΔT EA-403 AB	46°C				
carga térmica EA-403	12.1*1.3 MMkcal/h	65.82			

Con esta información se realiza la simulación de la planta obteniendo las cargas térmicas que se indican en la figura 6, esta información nos sirve como referencia para evaluar la planta a las condiciones de operación actuales, las cargas obtenidas son las indicadas en los manuales de operación de la planta Hidrodesulfuradora, incluyendo las modificaciones que ésta ha sufrido hasta la fecha [16].

TABLA 4.- carga térmica de equipos a condiciones de diseño.

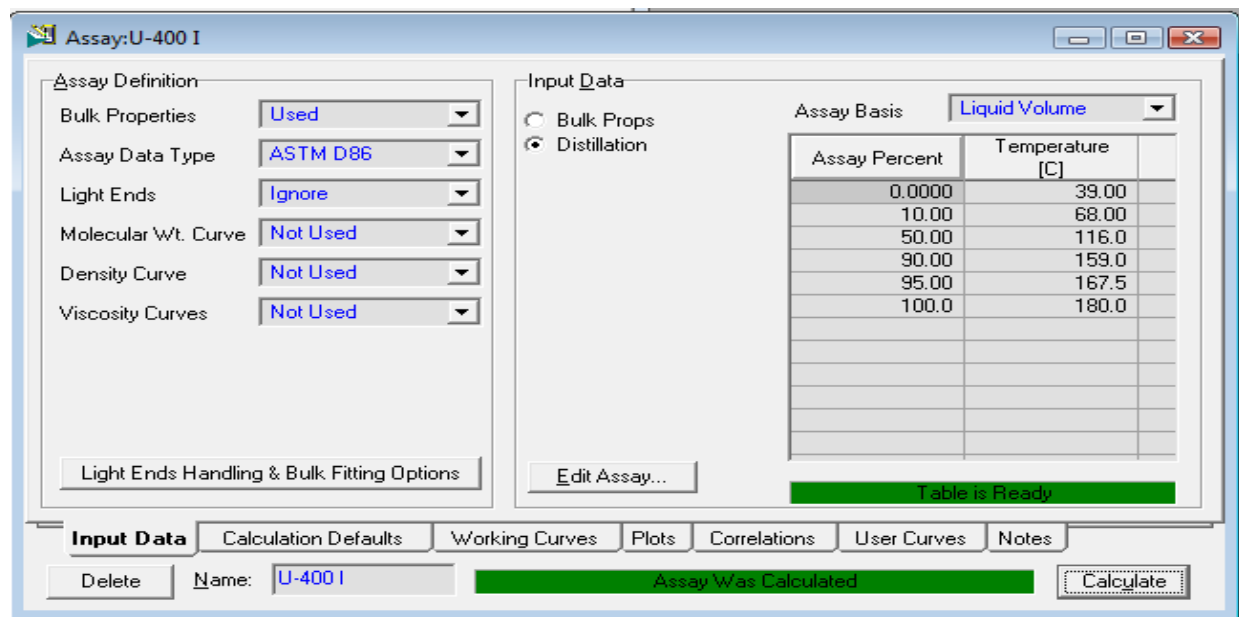
		EA-401	EA-404	
Duty	kJ/h	122.9 x10 ⁶	28.96 x10 ⁶	
Tube Side feed Mass Flow	kg/h	148.1 x10 ³	105.7 x10 ³	
Shell Side feed Mass Flow	kg/h	148.1 x10 ³	137.2 x10 ³	
Tube Inlet Temperature	°C	307	195.6	
Tube Outlet Temperature	°C	101.4	90.6	
Shell Inlet Temperature	°C	46.3	52	
Shell Outlet Temperature	°C	254.8	138	
		BA-401	BA-402	BA-403
Duty	kJ/h	22.59 x10 ⁶	28.78 x10 ⁶	43.22 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	254.8	195.5	220.7
Product temperature	°C	302.9	208.5	235
		EA-402	EA-408	EA-403
Duty	kJ/h	23.41 x10 ⁶	14.24 x10 ⁶	46.96 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	101.4	84.8	119.8
Product temperature	°C	50	40	80

4.4 Simulación del proceso de la Planta Hidrodesulfuradora de gasolinas No.1, a condiciones de operación reales.

De los datos estadísticos del año 2009, se consideraron casos típicos para realizar la simulación, en el caso del tren de precalentamiento EA-401 se tomaron datos en las mejores condiciones de operación de los equipos para lograr una evaluación que muestre el mínimo de beneficios que se pueden obtener al mejorar el desempeño de los mismos.

la información utilizada fue la siguiente:

DESTILACION ASTM D-86



con esta información, el simulador genera pseudocomponentes con las propiedades físicas que se indican en la tabla 5.

TABLA 5.- Propiedades físicas de pseudocomponentes.

Comp Name	NBP [C]	Mole Wt.	Density [kg/m3]	Viscosity1 [cP]	Viscosity2 [cP]	Critical Temp [C]	Critical Press [kPa]	Accentric Fac	Watson K
NBP_1	0.77	56.55	646.38	0.1765	0.0983	170.65	4055.85	0.1073	12.222
NBP_15	14.90	61.09	657.08	0.2105	0.1156	184.36	3804.42	0.1470	12.226
NBP_29	29.27	66.27	668.26	0.2416	0.1331	198.84	3596.11	0.1849	12.219
NBP_45	44.76	73.34	681.43	0.2728	0.1525	214.83	3458.65	0.2269	12.183
NBP_57	57.42	79.01	690.50	0.2829	0.1615	228.31	3328.90	0.2540	12.181
NBP_71	71.13	85.32	700.02	0.2915	0.1811	243.41	3208.98	0.2803	12.179
NBP_86	85.59	91.73	709.12	0.3240	0.1982	259.39	3076.81	0.3054	12.189
NBP_102	102.18	100.53	720.36	0.3744	0.2235	277.43	2909.70	0.3337	12.181
NBP_113	112.65	106.96	727.88	0.4166	0.2455	288.72	2813.59	0.3519	12.166
NBP_128	128.10	115.37	737.23	0.4776	0.2739	304.78	2665.28	0.3804	12.170
NBP_142	142.12	123.48	745.68	0.5440	0.3038	319.15	2540.55	0.4070	12.171
NBP_156	156.22	132.02	753.93	0.6208	0.3373	333.37	2421.94	0.4346	12.172
NBP_170	170.34	141.07	762.04	0.7097	0.3750	347.40	2310.22	0.4628	12.173
NBP_184	184.33	150.05	769.52	0.8122	0.4155	361.01	2202.59	0.4918	12.180

En seguida, se lleva a cabo la simulación bajo condiciones reales de operación. La tabla 6 muestra las condiciones que se introdujeron al sistema para el desarrollo del proyecto.

TABLA 6.- Condiciones de operación y calidad de carga actuales.

Destilacion D-86

% volumen		Temperatura °C	
TIE		39	
10%		68	
50%		116	
90%		159	
95%		167.5	
TFE		180	
Condiciones de operación			Diferencial de Presión equipos de bombeo
Temperatura carga líquida	38 °C		
Temperatura H ₂ reposición	110 °C		kPa
relación H ₂ /Hc's	60 m ³ std/bl	ΔP GA-401R	6024 kPa
carga líquida a la planta	23 850 bl/día	ΔP GA-402R	490 kPa
ΔT EA-401 lado carga	163°C	ΔP GA-403R	290 kPa
carga térmica a EA.401	79.8 GJ/h	ΔP GA-404R	1138 kPa
ΔT BA.401	83°C	ΔP GA-405R	578 kPa
carga térmica BA-401	38.32 GJ/h	ΔP GA-407R	470 kPa
ΔT EA-402	97.2°C	ΔP GA-408R	296 kPa
carga térmica EA-402A/B	41 GJ/h	ΔP GA-409R	700 kPa
carga a DA-402	123°C	ΔP GA-410R	306 kPa
ΔT EA-404A-D	70.2°C	ΔP GB-401	430 kPa
carga térmica EA-404	19.4 GJ/h		
ΔT BA-403	16.5°C		
flujo a BA-403	58.5 Mbl/d		
carga térmica a BA-403	44.7 GJ/h		
ΔT EA-408AB	26°C		
carga térmica EA-408AB	15.3 GJ/h		
carga a DA-401	184.6°C		
ΔT BA-402	13°C		
carga térmica BA-402	25.8 GJ/h		
flujo a BA-402	23 Mbl/d		
ΔT EA-403 AB	40.3°C		
carga térmica EA-403	41.5 MMkJ/h		

Carga a la DA-402 122°C de temperatura con una presión de entrada de 1595 kPa y se cargaron los siguientes datos de la columna al simulador:

UNIT OPERATION: DA-402 (Absorber)

StageNumber = 1 / StageIndex = 1__TS-1 / StagePressureValue = 1402 kPa /
 StageNumber = 28 / StageIndex = 28__TS-1 / StagePressureValue = 1430 kPa /
 Stage = 1 / OptionalTemperatureEstimate = 86 C /
 Stage = 28 / OptionalTemperatureEstimate = 219 C /
Specification Name = FLUJO FONDO
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 3800 kgmole/h
Specification Name = FLUJO DOMO
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 700 kgmole/h
Specification Name = Reflux Ratio
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 1
Specification Name = TEMO DOMO
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 86 C
Specification Name = TEMP PLATO REF
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 104 C
Specification Name = TEMP FONDO
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 220 C

En la torre dehexanizadora DA-401 la carga entra a 184.6°C de temperatura con 650 kpa de presión y se introdujo al simulador las siguientes condiciones:

UNIT OPERATION: DA-401 (Absorber)

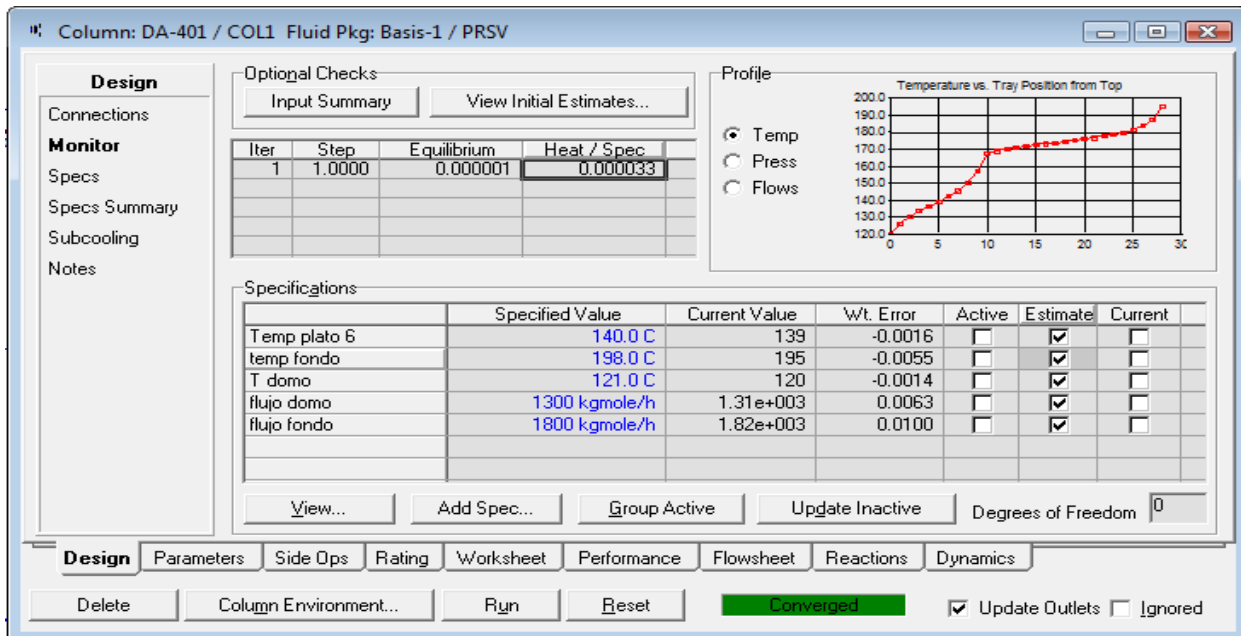
StageNumber = 1 / StageIndex = 1__TS-1 / StagePressureValue = 529.559211 kPa /
 StageNumber = 29 / StageIndex = 29__TS-1 / StagePressureValue = 647 kPa /
Specification Name = Temp plato 6
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 140 C
Specification Name = temp fondo
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 198 C
Specification Name = T domo
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 121 C
Specification Name = flujo domo
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 1200 kgmole/h
Specification Name = flujo fondo
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 1800 kgmole/h
Specification Name = Reflux Ratio
 SpecConvergedStatus = Inactive
 Specification Value = 1

Con la información anterior se obtuvieron los siguientes resultados:

- Perfil de temperaturas Columna debutanizadora



- Perfil de temperaturas columna dehexanizadora



La tabla 7 representa las cargas térmicas obtenidas en los equipos a las condiciones de operación actuales y la tabla 8 compara los datos de diseño y los de operación actuales:

TABLA 7.- Carga térmica de equipos a condiciones reales.

		EA-401	EA-404	
Duty	kJ/h	79.78 x10 ⁶	19.37 x10 ⁶	
Tube Side feed Mass Flow	kg/h	123.9 x10 ³	88.68 x10 ³	
Shell Side feed Mass Flow	kg/h	123.9x10 ³	115.0 x10 ³	
Tube Inlet Temperature	°C	302.1	195.8	
Tube Outlet Temperature	°C	147.2	114.3	
Shell Inlet Temperature	°C	47.9	51.8	
Shell Outlet Temperature	°C	212	122	
		BA-401	BA-402	BA-403
Duty	kJ/h	38.32 x10 ⁶	25.86 x10 ⁶	44.71 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	212	195.7	220.5
Product temperature	°C	295	208.5	236
		EA-402	EA-408	EA-403
Duty	kJ/h	41.04 x10 ⁶	11.67 x10 ⁶	41.56 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	147.2	86	120.3
Product temperature	°C	50	40	80

TABLA 8.- Comparativo condiciones reales y cálculo a condiciones de diseño.

	DISEÑO	REALES		DISEÑO	REALES
				kPa	kPa
Temperatura carga líquida	38 °C	38 °C	ΔP GA-401R	6266	6024 kPa
Temperatura H ₂ reposición	110 °C	110 °C	ΔP GA-402R	490	490 kPa
relación H ₂ /Hc's	60m ³ std/bl	60 m ³ std/bl	ΔP GA-403R	324	290 kPa
carga líquida a la planta	28 500 bl/día	23 850 bl/día	ΔP GA-405R	667	570 kPa
ΔT EA-401 lado carga	206°C	163°C	ΔP GA-407R	889	470 kPa
carga térmica a EA.401	122.89 GJ	79.8 GJ/h	ΔP GA-408R	296	296 kPa
ΔT BA.401	48°C	83°C	ΔP GA-409R	735	700
carga térmica BA-401	22.59 GJ	38.32 GJ/h	ΔP GA-410R	585	306 kPa
ΔT EA-402	51.4°C	97.2°C	ΔP GB-401	1079	470 kPa
carga térmica EA-402A/B	23.41 GJ	41 GJ/h			
carga a DA-402	138°C	122°C			
ΔT EA-404A-D	86°C	70.2°C			
carga térmica EA-404	28.96 GJ	19.4 GJ/h			
ΔT BA-403	14.3°C	16.5°C			
flujo a BA-403	62 Mbl/d	58.5 Mbl/d			
carga térmica a BA-403	43.2 GJ	44.7 GJ/h			
ΔT EA-408AB	44.8°C	46°C			
carga térmica EA-408AB	14.24GJ	11.7 GJ/h			
carga a DA-401	185°C	184.6°C			
ΔT BA-402	13°C	13°C			
carga térmica BA-402	28.8 GJ	25.8 GJ/h			
flujo a BA-402	25 Mbl/d	23 Mbl/d			
ΔT EA-403 AB	39.8°C	40.3°C			
carga térmica EA-403	47 GJ	41.5 GJ			

En primera instancia la carga de diseño es de 28,500 bl/d y la carga actual oscila alrededor de 24,000 bl/d, cuestión que indica una baja ocupación de la planta y por consiguiente reducción en la producción de gasolina hidrodesulfurada que se envía a la unidad reformadora de gasolinas.

La diferencial de temperatura del tren de precalentamiento EA-401, se encuentra desfasada de la de diseño por valores del orden de 40°C, lo cual conduce a una carga térmica mucho menor en la operación actual y por consiguiente, los requerimientos de energía en el calentador BA-401 son mayores que los calculados a condiciones de diseño, al mismo tiempo esta deficiencia de intercambio de calor se traslada a los enfriadores EA-402, cuyos requerimientos de enfriamiento son también mayores que los calculados a las condiciones de diseño.

La presión de descarga del compresor GB-401 se encuentra por debajo del diseño, esto altera la presión del sistema y reduce la transferencia de calor en el tren de precalentamiento.

La diferencial de temperatura y carga térmica de los intercambiadores EA-404 de carga a la torre debutanizadora DA-402 son inferiores a las de diseño, esto debido a que estos equipos fueron diseñados sin considerar la torre debutanizadora y el flujo másico era mayor al actual, influenciado también por la baja carga que se alimenta a la planta. El calentador BA-403 opera con una carga térmica similar a la de diseño. Sin embargo el flujo de retorno a la torre es inferior, lo que ocasiona un mayor diferencial de temperatura en el calentador.

La torre dehexanizadora DA-401 opera bajo condiciones adecuadas del calentador ya que este tiene un sobre diseño que lo mantiene con carga térmica ligeramente inferior a la calculada.

Cabe destacar que la unidad fue diseñada originalmente con la flexibilidad de operar con turbosina o diesel amargo, por lo que las cargas térmicas en los calentadores BA-401 y BA-402 y algunos equipos de intercambio se encuentran por encima de lo requerido cuando se opera con gasolina primaria.

4.5 Simulación del proceso de la Planta Hidrodesulfuradora de gasolinas No.1 a condiciones de operación reales y carga de diseño.

En seguida se llevó a cabo la simulación de la planta con las condiciones actuales de operación con una carga de 28,500 bl/día, con los resultados ilustrados en la tabla 9.

TABLA 9.- Carga térmica de equipos a condiciones reales Y 28 500 BPD.

		EA-401	EA-404	
Duty	kJ/h	91.42 x10 ⁶	23.1 x10 ⁶	
Tube Side feed Mass Flow	kg/h	148.0 x10 ³	105.7 x10 ³	
Shell Side feed Mass Flow	kg/h	148.0 x10 ³	136.9 x10 ³	
Tube Inlet Temperature	°C	302.3	195.6	
Tube Outlet Temperature	°C	153.2	113.9	
Shell Inlet Temperature	°C	48.1	51.8	
Shell Outlet Temperature	°C	207	122	
		BA-401	BA-402	BA-403
Duty	kJ/h	49.92 x10 ⁶	28.84 x10 ⁶	48.79 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	207	195.5	220.7
Product temperature	°C	295	208.5	236.5
		EA-402	EA-408	EA-403
Duty	kJ/h	52.86 x10 ⁶	14.0 x10 ⁶	47.4 x10 ⁶
Feed Temperature	°C	153.2	84.4	119.9
Product temperature	°C	50	40	80

La tabla 10 muestra claramente a los calentadores BA-401 y BA-403 por encima de las cargas térmicas calculadas a condiciones de diseño, haciendo imposible la operación de la planta con una carga de 28500 bl/día. El calentador BA-402 no presenta problemas para operar a máxima carga por lo que la torre DA-401 puede realizar la separación de pentanos-hexanos en forma adecuada.

TABLA 10.- Comparativo condiciones reales carga máxima y cálculo a condiciones de diseño.

	DISEÑO	CARGA		DISEÑO	C. MÁXIMA
		MÁXIMA		kPa	kPa
Temperatura carga líquida	38 °C	38 °C	ΔP GA-401R	6266	6024 kPa
Temperatura H ₂ reposición	110 °C	110 °C	ΔP GA-402R	490	490 kPa
relación H ₂ /Hc's	60m ³ std/bl	60 m ³ std/bl	ΔP GA-403R	324	290 kPa
carga líquida a la planta	28 500 bl/día	28 500 bl/día	ΔP GA-405R	667	570 kPa
ΔT EA-401 lado carga	206°C	149°C	ΔP GA-407R	889	470 kPa
carga térmica a EA.401	122.89 GJ	91.42 GJ/h	ΔP GA-408R	296	296 kPa
ΔT BA.401	48°C	88°C	ΔP GA-409R	735	700
carga térmica BA-401	22.59 GJ	49.92 GJ/h	ΔP GA-410R	585	306 kPa
ΔT EA-402	51.4°C	103°C	ΔP GB-401	1079	470 kPa
carga térmica EA-402A/B	23.41 GJ	52.9 GJ/h			
carga a DA-402	138°C	122°C			
ΔT EA-404A-D	86°C	70.2°C			
carga térmica EA-404	28.96 GJ	23.1 GJ/h			
ΔT BA-403	14.3°C	15.8°C			
flujo a BA-403	62 Mbl/d	58.5 Mbl/d			
carga térmica a BA-403	43.2 GJ	48.8 GJ/h			
ΔT EA-408AB	44.8°C	44.4°C			
carga térmica EA-408AB	14.24GJ	14.0 GJ/h			
carga a DA-401	185°C	185°C			
ΔT BA-402	13°C	13°C			
carga térmica BA-402	28.8 GJ	28.84 GJ/h			
flujo a BA-402	25 Mbl/d	24 Mbl/d			
ΔT EA-403 AB	39.8°C	39.9°C			
carga térmica EA-403	47 GJ	47.4 GJ			

4.6 Diagnóstico del comportamiento energético de la planta.

Los resultados de las simulaciones a condiciones reales de operación y a carga máxima indican alta severidad en los calentadores BA-401 y BA-403, lo cual es reflejo de la deficiente transferencia de calor de los equipos de intercambio EA-401 y la baja transferencia de calor en los EA-404 que alimentan a la columna debutanizadora DA-402.

La baja transferencia de calor en los EA-401 se debe a problemas mecánicos de los mismos y a los depósitos que se acumulan por el lado coraza y lado tubos de los intercambiadores. El depósito por el lado coraza (carga) es debido al arrastre de partículas ferrosas principalmente y a la formación de gomas, esto se produce principalmente en las partes más calientes de los equipos y es ayudado también por el arreglo triangular de tubos en el diseño de los equipos y a la adición deficiente de inhibidores de corrosión en las plantas primarias, al tiempo de residencia en tanques de almacenamiento y a la falta de mantenimiento de los mismos (limpieza y recubrimiento interior).

Por el lado tubos (efluente) se presentan sales de amonio que se forman por las reacciones de desnitrificación, desulfuración y eliminación de cloruros, los cuales bajo las condiciones de operación se precipitan en las zonas más frías de los equipos, principalmente en la última zona de intercambio a la salida de los intercambiadores. Estas sales de amonio son eliminadas por lavados continuos en los enfriadores EA-402, sin embargo la formación de las mismas se puede dar incluso en los EA-401 antes de la salida del efluente. También existen depósitos ferrosos pero en proporción menor a la evidenciada en el lado carga.

Si las sales de amonio no son eliminadas correctamente en el efluente, estas pueden ser arrastradas incluso hasta los intercambiadores de calor EA-404, en donde se tiene también una baja eficiencia de intercambio de calor, lo cual se traslada al comportamiento de la torre DA-402 en donde la carga se introduce con menor temperatura a la requerida y esto causa una mayor severidad al calentador BA-403 debido al mayor requerimiento de carga térmica, como puede observarse en la tabla la carga térmica del BA-403 a condiciones reales y baja carga de gasolina (23,850 bl/día) sobrepasa el valor que se obtiene al simular la planta a condiciones de diseño.

Cabe mencionar que otro factor que limita al calentador BA-403 tiene que ver con el desarrollo incompleto de la modificación a la unidad Hidrodesulfuradora de gasolinas, ya que en esta se tenía contemplada la integración de dos separadores antes de la torre debutanizadora. Estos separadores deberían cumplir con la separación del gas amargo,

de tal forma que carga a la DA-402 se debería alimentar a 135°C y ya prácticamente sin gas amargo ayudando al calentador y a la operación de la torre al tener menos ligeros.

Por lo anterior expuesto, es necesario efectuar las modificaciones requeridas para el mejor desempeño de la planta. Debido a esto se lleva a cabo un estudio con la finalidad de analizar la posibilidad de realizar alguna integración térmica con la unidad reformadora de gasolinas que conduzca al mejor aprovechamiento de la energía disponible en estas 2 unidades de proceso. De igual forma se realiza el cálculo del equilibrio químico para las sales de amonio con el objetivo de verificar la temperatura de cristalización de las mismas y que el lavado sea efectivo para evitar posibles arrastres a otros equipos de proceso.

CAPÍTULO 5.

FORMACIÓN DE SALES DE AMONIO EN EL EFLUENTE DEL REACTOR.

5.1 Cálculo del equilibrio químico para la formación de sales de amonio.

La formación de sales de amonio en el efluente es inherente a las reacciones que se efectúan en el reactor de hidrosulfuración y son inevitables, sin embargo el conocimiento del equilibrio en la formación de las mismas nos permite mantener el control de los depósitos de estas en los equipos de intercambio, minimizando sus efectos negativos en la transferencia de calor y corrosión de los materiales debido a la acumulación por cristalización.

Para el cálculo del equilibrio de la reacción química, en primera instancia se debe calcular la entalpía de reacción y la energía de Gibbs [11] a las condiciones estándar de 298.15 K y 1 bar, esto es:

$$(\Delta H_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} \nu_i (\Delta H_{f,i}^0)_{298K} \dots\dots\dots 5.1$$

$$(\Delta G_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} \nu_i (\Delta G_{f,i}^0)_{298K} \dots\dots\dots 5.2$$

Donde $(\Delta G_{f,i}^0)_{298K}$ y $(\Delta H_{f,i}^0)_{298K}$ son la energía de Gibbs y la entalpía de formación estándar, respectivamente, del compuesto i que participa en la reacción química a 298.15 K y 1 bar. Posteriormente se calcula la constante de equilibrio a 298.15 K de la siguiente forma:

$$\ln (K)_{298K} = -(\Delta G_r^0)_{298K} / RT_0 \quad ; \text{ donde } T_0 = 298.15 \text{ K} \dots\dots\dots 5.3$$

Una vez calculada la constante de equilibrio, se considera aplicar la corrección por temperatura mediante las ecuaciones siguientes:

$$(\Delta G_r^0)_T = (\Delta G_r^0)_{298K} \left(\frac{T}{T_0} \right) + (\Delta H_r^0)_{298K} \left(1 - \frac{T}{T_0} \right) + \sum_{i=1}^{nc} \nu_i [(I_H^0)_i - T(I_S^0)_i] \dots\dots\dots 5.4$$

$$\ln (K)_T = \ln (K)_{298K} + \frac{(\Delta H_r^0)_{298K}}{RT_0} \left[1 - \frac{T_0}{T} \right] - \sum_{i=1}^{nc} \nu_i \left[\frac{(I_H^0)_i}{RT} - \left(\frac{I_S^0}{R} \right)_i \right] \dots\dots\dots 5.5$$

Donde $(I_H^0)_i$ e $(I_S^0)_i$ se calculan con las ecuaciones :

$$(I_H^0)_i = \int_{298.15}^T C_{p_i} dT \dots\dots\dots 5.6$$

$$(I_S^0)_i = \int_{298.15}^T C_{p_i} dT / T \dots\dots\dots 5.7$$

Para evaluar las integrales de las ecuaciones 5.6 y 5.7 es necesario contar con la capacidad calorífica de cada componente que participa en la reacción.

Por otro lado también sabemos que la constante de equilibrio para la formación del sólido depende de la composición de los reactivos y productos, relacionándose de la siguiente forma:

$$K_{eq} = \frac{\left(\frac{f_{prod}^s}{f_{prod}^0} \right)^{\nu_i}}{\left(\frac{f_{react}^g}{f_{react}^0} \right)^{-\nu_j}} \dots\dots\dots 5.8$$

En el equilibrio se tiene que; $f^{liq} = f^{vap} = f^{sol}$

En donde :

f_{prod}^s = fugacidad del producto en estado sólido a T y P.

f_{prod}^0 = fugacidad estándar del producto a T y 1 bar.

f_{react}^g = fugacidad del reactivo en fase gas a T y P.

f_{react}^0 = fugacidad estándar del reactivo a T y 1 bar.

ν_i = coeficiente estequiométrico del producto.

ν_j = coeficiente estequiométrico del reactivo.

ν = el coeficiente estequiométrico es positivo para productos y negativo para reactivos

De tal forma que la formación del sólido se llevará a cabo cuando:

$$K_T \leq K_{eq}, \text{ por lo tanto :}$$

$$\exp(\ln(K)_{298K} + \frac{(\Delta H_r^0)_{298K}}{RT_0} \left[1 - \frac{T_0}{T}\right] - \sum_{i=1}^{nc} v_i \left[\frac{(H^0)_i}{RT} - \left(\frac{(S^0)_i}{R}\right) \right]) \leq K_{eq} \leq \frac{\left(\frac{f_{prod}^{s,vi}}{f_{prod}^0}\right)}{\left(\frac{f_{react}^0}{f_{react}^s}\right)^{-v_j}} \dots 5.9$$

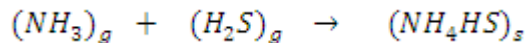
5.1.1 Cálculo de temperatura de formación de bisulfuro de amonio.

Unos de los compuestos factibles de formarse después de las reacciones de hidrodesulfuración es el bisulfuro de amonio. Para efectuar el cálculo del equilibrio de la reacción química se conocen los siguientes parámetros [21]:

	$\Delta H_f^0 \left(\frac{kcal}{mol}\right)$	$\Delta G_f^0 \left(\frac{kcal}{mol}\right)$	$C_p \left(\frac{cal}{molK}\right)$
NH ₃ (g)	-10.96	-3.903	(3.578+0.003020*T-0.186x10 ⁻⁵)
H ₂ S(g)	-4.77	-7.850	(3.931+0.00149*T-0.232x10 ⁻⁵)
(NH ₄)HS(s)	-37.5	-12.09	(-106.902+0.38T ¹)*R

Donde: R= 1.987 cal/molK

La reacción se indica con sus respectivos coeficientes estequiométricos y fase:



De tal forma que al aplicar las ecuaciones 5.1 y 5.2 se obtiene:

$$(\Delta H_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} v_i (\Delta H_{f,i}^0)_{298K} = (\Delta H_f^0)_{NH_4HS} - (\Delta H_f^0)_{H_2S} - (\Delta H_f^0)_{NH_3}$$

$$(\Delta H_r^0)_{298K} = [(-37.5) - (-4.77) - (-10.96)] \left(\frac{kcal}{mol}\right) = -21.77 \left(\frac{kcal}{mol}\right)$$

$$(\Delta G_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} v_i (\Delta G_{f,i}^0)_{298K} = (\Delta G_f^0)_{NH_4HS} - (\Delta G_f^0)_{H_2S} - (\Delta G_f^0)_{NH_3}$$

$$(\Delta G_r^0)_{298K} = [(-12.09) - (-7.85) - (-3.903)] \left(\frac{kcal}{mol}\right) = -0.337 \left(\frac{kcal}{mol}\right)$$

De las ecuaciones 5.6 y 5.7 se tienen las siguientes integraciones del Cp:

$$(I_H^0)_{NH_3} = \int_{298.15}^T C_{p_{NH_3}} dT = \int_{298.15}^T (3.578 + 0.003020 \cdot T + 0.186 \times 10^{-5} T^2) \cdot R dT$$

$$(I_H^0)_{NH_3} = (3.578T + 0.001510 \cdot T^2 + 0.186 \times 10^{-5} T^3) \cdot R$$

$$(I_H^0)_{H_2S} = \int_{298.15}^T C_{p_{H_2S}} dT = \int_{298.15}^T (3.931 + 0.00149 \cdot T - 0.232 \times 10^{-5} T^2) \cdot R dT$$

$$(I_H^0)_{H_2S} = (3.931T + 0.000745 \cdot T^2 - 0.232 \times 10^{-5} T^3) \cdot R$$

$$(I_H^0)_{NH_4HS} = \int_{298.15}^T C_{p_{NH_4HS}} dT = \int_{298.15}^T (-106.902 + 0.38 \cdot T) \cdot R dT$$

$$(I_H^0)_{NH_4HS} = (-106.902T + 0.19 \cdot T^2) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{NH_3} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{NH_3}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (3.578 + 0.003020 \cdot T - 0.186 \times 10^{-5} T^2) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{NH_3} = (3.578 \cdot \ln T + 0.003020 \cdot T + 0.093 \times 10^{-5} T^2) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{H_2S} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{H_2S}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (3.931 + 0.00149 \cdot T - 0.232 \times 10^{-5} T^2) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{H_2S} = (3.931 \ln T + 0.00149 \cdot T - 0.116 \times 10^{-5} T^2) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{NH_4HS} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{NH_4HS}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (-106.902 + 0.38 \cdot T) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{NH_4HS} = (-106.902 \ln T - 0.38 \cdot T) \cdot R$$

La constante de equilibrio a 298.15 K para la formación de bisulfuro de amonio es:

$$\ln (k_{NH_4HS})_{298K} = \frac{-\Delta G_r^0}{RT^0} = \frac{-(-0.337) \cdot 1000}{1.987 \cdot 298.15} = 0.56885 ; \text{ por lo tanto:}$$

$$(k_{NH_4HS})_{298K} = e^{0.56885} = 1.76623$$

Aplicando la corrección por temperatura:

$$\ln(k_{NH_4HS}) = \ln(k)_{298K} + \frac{(\Delta H_f^0)_{298K}}{RT_0} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) - \sum v_i \left[\frac{(I_H^0)_i}{RT} - \frac{(I_S^0)_i}{R} \right] \dots 5.10$$

Por otro lado se tiene que:

$$K = \left[\frac{\left(\frac{f^s}{f^o}\right)_{NH_4HS}}{\left(\frac{f^{gas}}{f^o}\right)_{NH_3} \left(\frac{f^{gas}}{f^o}\right)_{H_2S}} \right] \dots 5.11$$

Las ecuaciones 5.10 y 5.11 se utilizan para encontrar la temperatura de formación de la sal, cuando la ecuación 5.10 es menor o igual que la ecuación 5.11 existe formación de la sal. Usando el programa de equilibrio de fases se obtienen las propiedades de los componentes en la carga a la planta Hidrodesulfuradora de naftas y posteriormente la fugacidad del gas para realizar el cálculo de la temperatura de formación del bisulfuro de amonio.

TABLA 11.- Propiedades físicas de los componentes (EQFASES).

componente	Tc [K]	Pc [bar]	w	fracción mol
Water	647.13	220.55	0.344861	0.00000000
Ammonia	405.65	112.8	0.252608	0.00000069
Hydrogen-Sulfide	373.53	89.6291	0.0941677	0.00048300
n-Butane	425.12	37.96	0.200164	0.0032978
2-Methyl-Butane	460.4	33.8	0.227875	0.009315
n-Pentane	469.7	33.7	0.251506	0.03743000
2-Methyl-Pentane	497.7	30.4	0.279149	0.03450000
n-Hexane	507.6	30.25	0.301261	0.04554000
n-Heptane	540.2	27.4	0.349469	0.04416000
n-Octane	568.7	24.9	0.399552	0.07831500
n-Nonane	594.6	22.9	0.44346	0.0477800
n-Decane	617.7	21.1	0.492328	0.01449000
Hydrogen-Chloride	324.65	83.1	0.131544	0.00000345
Hydrogen	33.19	13.13	-0.215993	0.6550000
Temperatura de rocío	227.035			1.00000000

Con esta información se calcula la temperatura de burbuja y el flash a diferentes temperaturas para obtener el coeficiente de fugacidad del vapor (ϕ_{vap}).

TABLA 12.- Flash a diferentes temperaturas.

Presión en bar	57	Bar	57	bar	57	bar	57	bar
Temperatura	K	°C	K	°C	K	°C	K	°C
Tburb	500.19	227.045	373.15	100	348.15	50	281.745	8.59515
Flash	1	Vapor	0.6719294	frac vap	0.647991	frac vap	0.641532	frac vap
	X(liq)	Y(vap)	X(liq)	Y(vap)	X(liq)	Y(vap)	X(liq)	Y(vap)
Water	0.0000	1.00E-15	2.03E-15	4.97E-16	2.48E-15	1.96E-16	2.69E-15	5.73E-17
Ammonia	0.0000	6.90E-07	7.08E-07	6.81E-07	1.05E-06	4.97E-07	1.41E-06	2.87E-07
Hydrogen-Sulfide	0.0000	4.83E-04	0.00045	0.00050	0.00064	0.00040	0.00088	0.000263
n-Butane	0.0000	3.30E-02	0.06149	0.01906	0.07661	0.00927	0.08566	0.003541
2-Methyl-Butane	0.0000	9.31E-03	0.02144	0.00340	0.02422	0.00122	0.02536	0.000349
n-Pentane	0.0000	3.74E-02	0.08927	0.01212	0.09891	0.00404	0.10251	0.001072
2-Methyl-Pentane	0.0000	3.45E-02	0.09081	0.00701	0.09457	0.00187	0.09551	0.000407
n-Hexane	0.0000	4.55E-02	0.12301	0.00771	0.12592	0.00187	0.12637	0.000374
n-Heptane	0.0000	4.42E-02	0.12655	0.00393	0.12408	0.00075	0.12298	0.000118
n-Octane	0.0000	7.83E-02	0.23175	0.00340	0.22157	0.00049	0.21836	6.01E-05
n-Nonane	0.0000	4.78E-02	0.14352	0.00104	0.13552	0.00012	0.13328	1.16E-05
n-Decane	0.0000	1.45E-02	0.04385	0.00015	0.04114	0.00001	0.04042	1.07E-06
Hydrogen-Chloride	0.0000	3.45E-06	2.38E-06	3.97E-06	3.42E-06	3.47E-06	4.86E-06	2.66E-06
Hydrogen	0.0000	6.55E-01	0.06786	0.94167	0.05681	0.97995	0.04867	0.99380
	13	Iterac	13	Iterac	13	Iterac	13	Iterac
coeficiente de fugacidad	Φ_{liq}	Φ_{vap}	Φ_{liq}	Φ_{vap}	Φ_{liq}	Φ_{vap}	Φ_{liq}	Φ_{vap}
Water	0.000000	0.809273	0.20774	0.84961	0.06652	0.84265	0.01722	0.80685
Ammonia	0.000000	0.911362	0.87300	0.90696	0.42819	0.90058	0.17715	0.87277
Hydrogen-Sulfide	0.000000	0.910232	1.01042	0.91389	0.55726	0.90975	0.26604	0.88458
n-Butane	0.000000	0.758281	0.25154	0.81148	0.09523	0.78664	0.02977	0.72023
2-Methyl-Butane	0.000000	0.722230	0.13415	0.84667	0.04291	0.85106	0.01112	0.80723
n-Pentane	0.000000	0.712581	0.11424	0.84121	0.03449	0.84513	0.00836	0.79946
2-Methyl-Pentane	0.000000	0.667236	0.06342	0.82213	0.01634	0.82824	0.00332	0.77836
n-Hexane	0.000000	0.652993	0.05071	0.80866	0.01208	0.81177	0.00224	0.75737
n-Heptane	0.000000	0.597724	0.02381	0.76582	0.00457	0.76070	0.00067	0.69161
n-Octane	0.000000	0.557315	0.01128	0.76837	0.00174	0.77777	0.00020	0.71497
n-Nonane	0.000000	0.514520	0.00540	0.74693	0.00067	0.75801	0.00006	0.69022
n-Decane	0.000000	0.474584	0.00256	0.72596	0.00026	0.73860	0.00002	0.66584
Hydrogen-Chloride	0.000000	0.951415	1.55498	0.93116	0.93798	0.92623	0.49450	0.90351
Hydrogen	0.000000	1.140020	14.23158	1.02561	17.64299	1.02288	20.87921	1.02249

La fugacidad del gas se calcula a partir del coeficiente de fugacidad por medio de la relación:

$$f_{gas} = \varphi_{vap_i} * P_t * y_i$$

Donde:

f_{gas} = fugacidad del gas a T y P dados

φ_{vap_i} = fugacidad del vapor del componente "i" a T y P dados

y_i = fracción mol del vapor del componente "i" a T y P dados

$f^0_{NH_3}$ = fugacidad estándar del NH₃ a 1 bar de presión y T de operación

$f^0_{H_2S}$ = fugacidad estándar del H₂S a 1 bar de presión y T de operación

En el equilibrio $f^{liquido} = f^{vapor} = f^{solido}$

La relación $\left(\frac{f^{sal}}{f^0}\right)_{NH_4HS} = e^{\frac{v(P-1bar)}{RT}} \sim 1$; esto es debido a que el cociente del exponencial es un valor muy pequeño, lo que nos lleva a valores muy cercanos a uno. Para efectos de este trabajo se hace la consideración de que esta relación es igual a 1.

Entonces, se procede a efectuar iteraciones con las constantes de equilibrio para encontrar la temperatura a partir de la cual se comienza a formar la sal, esto es:

TABLA 13.- Constante de equilibrio del NH₄HS usando energía de Gibbs.

T (°C)	T (K)	(I°H)NH ₄ HS/RT	(I°H)NH ₃ /RT	(I°H)H ₂ S/RT	(I°s)NH ₄ HS/R	(I°s)NH ₃ /R	(I°s)H ₂ S/R	ln (K _{NH₄HS}) _T =	K1
5	278.15	-0.18659	-0.30372	-0.29341	15.0229	-0.2933	-0.28331	18.441	102065780
8.59515	281.745	-0.19087	-0.24642	-0.23796	12.2838	-0.2395	-0.23127	15.197	3980039.3
50	323.15	0.86222	0.33445	0.32130	-18.1077	0.3480	0.33436	-21.217	6.101E-10
75	348.15	2.28278	0.62828	0.60161	-35.5737	0.6778	0.64916	-42.468	3.6E-19
100	373.15	4.14947	0.88928	0.84870	-52.4871	0.9915	0.94662	-63.253	3.384E-28
125	398.15	6.37825	1.12338	1.06852	-68.9195	1.2909	1.22865	-83.631	4.782E-37
150	423.15	8.90494	1.33515	1.26565	-84.9296	1.5776	1.49690	-103.647	9.695E-46
175	448.15	11.67968	1.52819	1.44372	-100.5659	1.8528	1.75277	-123.343	2.71E-54
200	473.15	14.66316	1.70536	1.60563	-115.8690	2.1178	1.99747	-142.750	1.01E-62
227.045	500.195	18.08953	1.88183	1.76527	-132.0883	2.3940	2.25082	-163.455	1.029E-71
250	523.15	21.13662	2.02094	1.88986	-145.6079	2.6207	2.45743	-180.813	2.978E-79
275	548.15	24.58041	2.16278	2.01566	-160.0982	2.8602	2.67440	-199.513	2.251E-87
300	573.15	28.13814	2.29578	2.13242	-193.4978	3.0926	2.88368	-237.151	1.02E-103

Comparando con la K_{eq} calculada a partir de la fugacidad de los componentes, se tiene:

TABLA 14.- Constante de equilibrio del NH_4HS utilizando fugacidad.

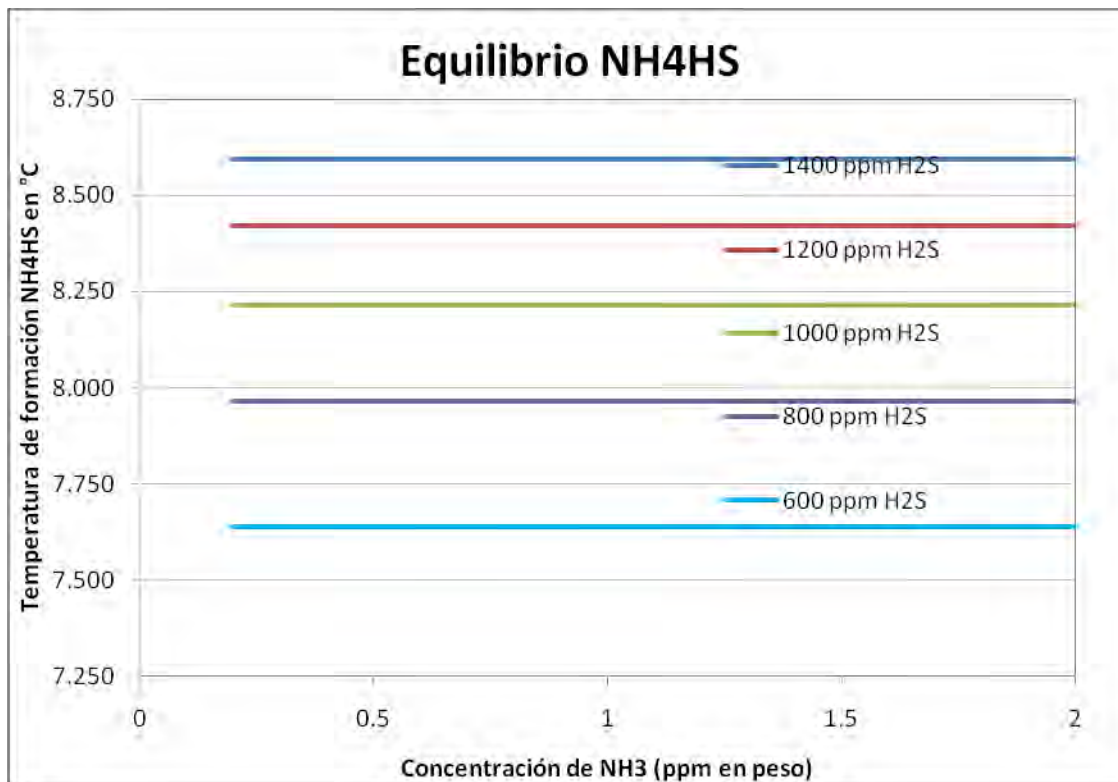
T (°C)	$f^{\circ}NH_3$	$f^s_{NH_3}$	$f^{\circ}H_2S$	$f^s_{H_2S}$	K_{eq}	error
5	0.990371	0.000019	0.993188	0.013283	3980039.3	98085741
8.59515348	0.990371	0.000019	0.993188	0.013283	3980039.3	0.0000002
50	0.993422	0.000025	0.995378	0.020485	1909901.8	-1909902
75	0.994686	0.000031	0.996289	0.023725	1342430.2	-1342430
100	0.995667	0.000035	0.997001	0.025974	1085075.5	-1085076
125	0.992883	0.000038	0.995133	0.027287	942244.85	-942245
150	0.997057	0.000039	0.998017	0.027758	920190.35	-920190
175	0.997559	0.000039	0.998382	0.027494	930602.96	-930603
200	0.997971	0.000038	0.998680	0.026602	988955.48	-988955
227.04499	0.998363	0.000036	0.998963	0.025060	1110331.1	-1110331
250	0.998593	0.000036	0.999128	0.025419	1078598.7	-1078599
275	0.998830	0.000037	0.999297	0.025750	1050612.9	-1050613
300	0.999028	0.000037	0.999438	0.000192	139393726	-139393726

se encuentra convergencia a 8.59°C, lo cual indica que de esta temperatura hacia abajo se presenta la precipitación de sales de bisulfuro de amonio. A continuación se presenta en la tabla 15 y en la grafica 11, una gama de posibilidades de temperaturas de formación del NH_4HS a diferentes concentraciones de NH_3 y H_2S . las tablas 13 y 14 se realizaron para una concentración de H_2S de 1400 ppm y 2 ppm de nitrógeno como NH_3 .

TABLA 15.- Temperatura de formación NH_4HS (°C)

ppm H_2S	ppm NH_3	ppm NH_3	ppm NH_3	ppm NH_3	ppm NH_3	ppm NH_3
	2	1	0.6	0.4	0.3	0.2
1400	8.5951535	8.595153416	8.59515339	8.59515338	8.595153374	8.595153368
1200	8.421173489	8.421173429	8.42117341	8.421173394	8.421173388	8.421173382
1000	8.215441294	8.215441234	8.21544121	8.215441199	8.215441193	8.215441187
800	7.963707117	7.963707057	7.96370703	7.963707022	7.963707022	7.96370701
600	7.639263981	7.639263921	7.6392639	7.639263886	7.63926388	7.639263874

GRÁFICA 11.- Temperatura de formación de NH₄HS



Resulta evidente que la sal de bisulfuro de amonio es bastante inestable y se requerirían temperaturas muy bajas para su formación, por lo que es poco probable que en el proceso se formen estas sales debido a las condiciones de operación que se utilizan en la planta.

La gráfica 11 muestra como la formación de la sal es una línea recta horizontal, lo cual indica que el equilibrio es poco afectado por el cambio de concentración de nitrógeno en la carga. Lo anterior puede explicarse debido a que al llevarse a cabo la formación de la sal a bajas temperaturas, la concentración de NH₃ en la fase vapor es baja debido a que se tiene un 70% de este componente en fase líquida ocasionado por las condiciones de presión y temperatura existentes, por lo que una variación en la composición del NH₃ no se refleja notablemente en la composición de este en la fase vapor y por consiguiente afecta poco al desplazamiento del equilibrio químico.

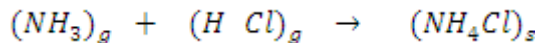
5.1.2 Cálculo de temperatura de formación de cloruro de amonio.

Para efectuar el cálculo del equilibrio de la reacción química del cloruro de amonio se tienen los siguientes parámetros [21]:

	$\Delta H_f^0 \left(\frac{kcal}{mol} \right)$	$\Delta G_f^0 \left(\frac{kcal}{mol} \right)$	$C_p \left(\frac{cal}{molK} \right)$
NH ₃ (g)	-10.96	-3.903	(3.578+0.003020*T-0.186x10 ⁻⁵ T ²)*R
HCl(g)	-22.063	-22.778	(3.156+0.000623*T+(15100)*T ⁻²)*R
NH ₄ Cl(s)	-75.23	-48.59	(5.939+0.016105*T)*R

Donde: R= 1.987 cal/molK

La reacción se indica con sus respectivos coeficientes estequiométricos y fase:



De tal forma que al aplicar las ecuaciones 5.1 y 5.2 se obtiene:

$$(\Delta H_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} \nu_i (\Delta H_{f,i}^0)_{298K} = (\Delta H_f^0)_{NH_4Cl} - (\Delta H_f^0)_{HCl} - (\Delta H_f^0)_{NH_3}$$

$$(\Delta H_r^0)_{298K} = [(-75.23) - (-22.063) - (-10.96)] \left(\frac{kcal}{mol} \right) = -42.207 \left(\frac{kcal}{mol} \right)$$

$$(\Delta G_r^0)_{298K} = \sum_{i=1}^{nc} \nu_i (\Delta G_{f,i}^0)_{298K} = (\Delta G_f^0)_{NH_4Cl} - (\Delta G_f^0)_{HCl} - (\Delta G_f^0)_{NH_3}$$

$$(\Delta G_r^0)_{298K} = [(-48.59) - (-22.778) - (-3.903)] \left(\frac{kcal}{mol} \right) = -21.909 \left(\frac{kcal}{mol} \right)$$

De las ecuaciones 5.6 y 5.7 se integra el c_p :

$$(I_H^0)_{NH_3} = \int_{298.15}^T C_{p_{NH_3}} dT = \int_{298.15}^T (3.578 + 0.003020*T + 0.186 \times 10^{-5} T^2) * R dT$$

$$(I_H^0)_{NH_3} = (3.578T + 0.001510*T^2 + 0.186*10^{-5}T^3) * R$$

$$(I_H^0)_{HCl} = \int_{298.15}^T C_{p_{HCl}} dT = \int_{298.15}^T (3.156 + 0.000623 \cdot T + (15100) \cdot T^{-2}) \cdot R \, dT$$

$$(I_H^0)_{HCl} = (3.156T + 0.0003115 \cdot T^2 - (15100) \cdot T^{-1}) \cdot R$$

$$(I_H^0)_{NH_4Cl} = \int_{298.15}^T C_{p_{NH_4Cl}} dT = \int_{298.15}^T (5.939 + 0.016105 \cdot T) \cdot R \, dT$$

$$(I_H^0)_{NH_4Cl} = (5.939T + 0.0080525 \cdot T^2) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{NH_3} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{NH_3}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (3.578 + 0.003020 \cdot T - 0.186 \times 10^5 T^{-2}) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{NH_3} = (3.578 \cdot \ln T + 0.003020 \cdot T + 0.0935 T^{-2}) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{HCl} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{H_2S}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (3.156 + 0.000623 \cdot T + (15100) \cdot T^{-2}) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{HCl} = (3.156 \ln(T) + 0.000623 \cdot T - (7550) \cdot T^{-2}) \cdot R$$

$$(I_S^0)_{NH_4Cl} = \int_{298.15}^T \frac{C_{p_{NH_4HS}} dT}{T} = \int_{298.15}^T (5.939 + 0.016105 \cdot T) \cdot R \cdot dT/T$$

$$(I_S^0)_{NH_4Cl} = (5.939 \ln T + 0.016105 \cdot T) \cdot R$$

La constante de equilibrio a 298.15 K para la formación de cloruro de amonio es:

$$\ln (k_{NH_4Cl})_{298K} = \frac{-\Delta G_r^0}{RT^0} = \frac{-(-21.909) \cdot 1000}{1.987 \cdot 298.15} = 36.98196 ; \text{ por lo tanto:}$$

$$(k_{NH_4Cl})_{298K} = e^{36.98196} = 1.15096e^{16}$$

Aplicando la corrección por temperatura:

$$\ln (k_{NH_4Cl})_T = \ln (k)_{298K} + \frac{(\Delta H_r^0)_{298K}}{RT_0} \left(1 - \frac{T_0}{T}\right) - \sum \nu_i \left[\frac{(I_H^0)_i}{RT} - \frac{(I_S^0)_i}{R} \right] \dots\dots\dots 5.12$$

por otro lado, se tiene la constante de equilibrio calculada a partir de la fugacidad de los componentes:

$$K_{eq} = \left[\frac{\left(\frac{f^s}{f^o}\right)_{NH_4Cl}}{\left(\frac{f^{gas}}{f^o}\right)_{NH_3} \left(\frac{f^{gas}}{f^o}\right)_{HCl}} \right] \dots\dots\dots 5.13$$

Se realizan las iteraciones correspondientes para obtener la temperatura de formación del cloruro de amonio, recordando que cuando la constante de equilibrio calculada a partir de la fugacidad (ecuación 5.13) es menor o igual a la constante calculada por medio de la energía de Gibbs (ecuación 5.12), se tiene formación de la sal.

TABLA 16.- Constante de equilibrio del NH₄Cl usando energía de Gibbs.

T (°C)	T (K)	(I°H)NH ₄ Cl/RT	(I°H)NH ₃ /RT	(I°H)HCl/RT	(I°s)NH ₄ Cl/R	(I°s)NH ₃ /R	(I°s)HCl/R	ln (K1)T =	K1
75	348.15	1.60036	0.62828	0.50306	1.72601	0.67783	0.54309	26.96531	5.139E+11
100	373.15	2.28018	0.88928	0.70364	2.54049	0.99152	0.78559	23.10690	1.084E+10
135.338	408.488	3.14121	1.21343	0.94543	3.64699	1.41093	1.10215	18.59782	119379157
150	423.15	3.47018	1.33515	1.03402	4.09255	1.57758	1.22565	16.99249	23974227
175	448.15	3.99930	1.52819	1.17198	4.83608	1.85283	1.42696	14.55213	2088870.7
200	473.15	4.49378	1.70536	1.29574	5.56110	2.11780	1.61772	12.43307	250965.31
227.035	500.185	4.99552	1.88177	1.41612	6.32650	2.39389	1.81348	10.44526	34381.134
250	523.15	5.39867	2.02094	1.50902	6.96296	2.62067	1.97205	8.96763	7844.9696
275	548.15	5.81676	2.16278	1.60176	7.64282	2.86016	2.13741	7.54786	1896.6715
300	573.15	6.21594	2.29578	1.68688	8.31031	3.09260	2.29588	6.29867	543.84912

TABLA 17.- Constante de equilibrio del NH₄Cl usando fugacidades.

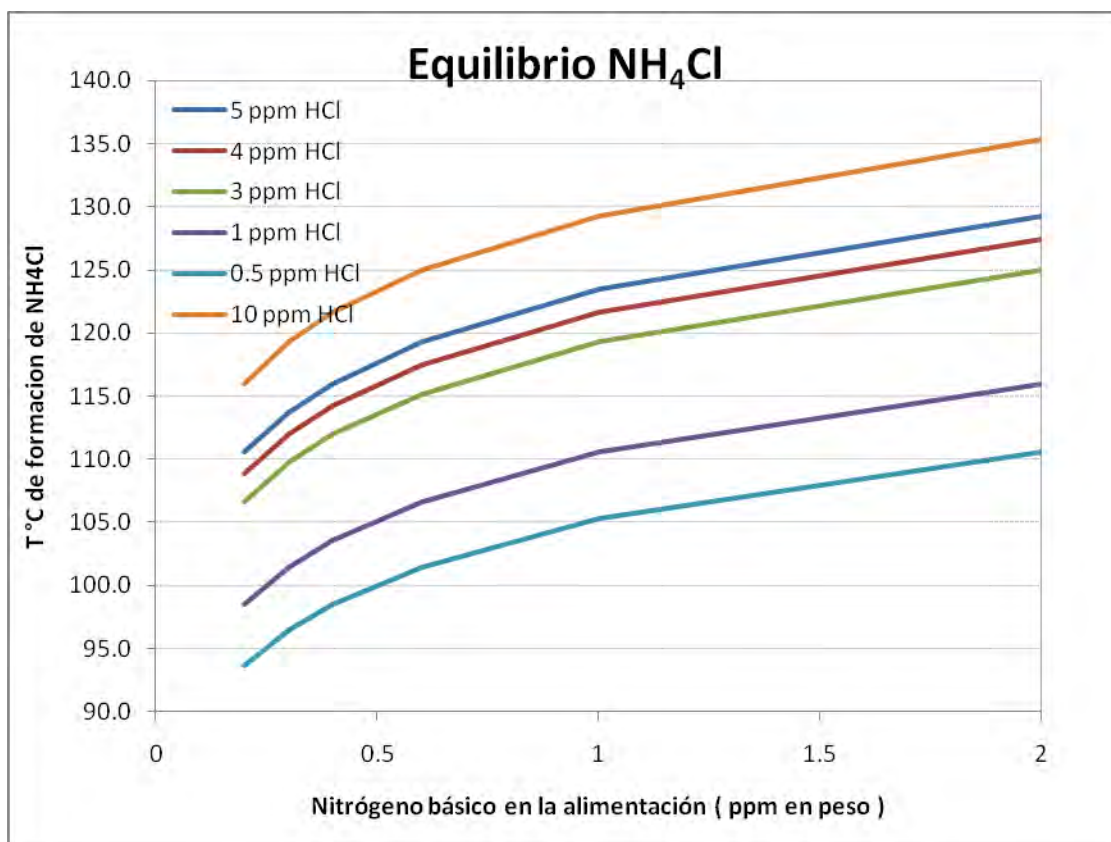
T (°C)	f°NH ₃	fgNH ₃	f°HCl	fgHCl	K1	Error
75	0.994686	0.000031	0.996289	0.000200	158956325	5.137E+11
100	0.995667	0.000035	0.997001	0.000211	133659053	1.071E+10
135.338	0.993425	0.000038	0.995530	0.000216	119379157	-9.98E-07
150	0.997057	0.000039	0.998017	0.000215	119068244	-95094017
175	0.997559	0.000039	0.998382	0.000209	122259278	-1.2E+08
200	0.997971	0.000038	0.998680	0.000200	131363208	-1.31E+08
227.035	0.998363	0.000036	0.998963	0.000187	148718347	-1.49E+08
250	0.998593	0.000036	0.999128	0.000189	145130558	-1.45E+08
275	0.998830	0.000037	0.999297	0.000191	141966372	-1.42E+08
300	0.999028	0.000037	0.999438	0.000192	139393726	-1.39E+08

Se encuentra convergencia a 135.34°C, lo cual indica que a partir de esta temperatura hacia abajo se forma el cloruro de amonio. A continuación se presenta en la tabla 14 y en la grafica, una gama de posibilidades de temperaturas de formación del NH₄HS a diferentes concentraciones de NH₃ y H₂S. las tablas 16 y 17 se realizaron para una concentración de HCl de 10 ppm y 2 ppm de NH₃.

TABLA 18.- Temperatura de formación de NH₄Cl (°C)

ppm HCl	ppm NH3	ppm NH3	ppm NH3	ppm NH3	ppm NH3	ppm NH3
	2	1	0.6	0.4	0.3	0.2
10	135.3383	129.3095	124.9865	121.6248	119.2760	116.0156
5	129.3096	123.4674	119.2760	116.0156	113.7369	110.5729
4	127.4089	121.6248	117.4745	114.2456	111.9888	108.8549
3	124.9865	119.2760	115.1777	111.9888	109.7596	106.6638
1	116.0156	110.5729	106.6638	103.6204	101.4921	98.5351
0.5	110.5729	105.2889	101.4921	98.5351	96.4667	93.5922

GRAFICA 12.- Temperatura de formación de NH₄Cl.



La gráfica 12 muestra que el cloruro de amonio se forma a las condiciones de operación de la planta y dependerá de la concentración de NH_3 y HCl , por lo que es importante considerar los valores más altos que se pueden presentar de cloruros y amoníaco en la operación, como medida de precaución para efectos de lavado.

5.1.3 Eliminación de sales de amonio en los equipos de intercambio de calor.

Como ya se mencionó anteriormente el bisulfuro de amonio no es factible de precipitar en el proceso, sin embargo el cloruro de amonio es evidente que precipitará al enfriarse el efluente que sale del reactor DC-401 ya que este se enfría hasta temperaturas cercanas a 50°C y ambas sales son altamente solubles en agua, por lo que su remoción se puede llevar a cabo por medio de inyección de condensado.

Como el cloruro de amonio precipita a temperaturas incluso de 132°C , si se tiene la concentración de cloruros y amoníaco requeridas, es importante considerar el lavado a partir del punto en el cual el efluente alcance estas temperaturas y por supuesto temperaturas inferiores a la señalada.

Lo anterior ocurre actualmente en los enfriadores EA-402, en donde el efluente del reactor DC-501 se enfría desde 144°C hasta 50°C , sin embargo si se alcanzan las condiciones de temperatura de diseño de los EA-401 las sales estarían precipitando incluso en la última zona mas fría de estos equipos, por lo que sería necesario adecuar un punto intermedio para que el lavado sea efectivo o de otra forma estas sales se estarán acumulando en los equipos EA-401, con la consecuente pérdida de eficiencia de transferencia de calor y efectos de corrosión por los depósitos.

Si el lavado de las sales no es efectivo, se puede tener arrastre de éstas incluso a los siguientes equipos del proceso como lo son los intercambiadores EA-404 que precalientan la carga a la debutanizadora DA.402, reduciendo también el área de transferencia de calor, por lo que es necesario realizar esta actividad de forma adecuada.

CAPÍTULO 6.

ANÁLISIS PINCH DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR Y POSIBLE INTEGRACIÓN TÉRMICA CON LA UNIDAD REFORMADORA DE GASOLINAS NO. 1.

6.1 Consideraciones para el análisis pinch.

El análisis pinch tiene como objetivo el uso eficiente de la energía disponible en el proceso. Para cumplir con este propósito, en primera instancia, se requiere, el diagrama de flujo de la planta de proceso y datos relevantes de la misma que se obtienen de la operación diaria, datos de diseño y resultados de la simulación. De esta manera se tienen las cargas térmicas de los equipos, la temperatura y presión de operación de los mismos y además las propiedades físicas de la mezcla a las condiciones de operación del proceso [23].

En el presente estudio se consideran las plantas Hidrodesulfuradora de naftas y la reformadora de gasolinas para una posible integración energética, conociendo de antemano que la Hidrodesulfuradora presenta áreas de oportunidad en el tren de precalentamiento de la carga y en los calentadores BA-401 y BA-403. Se considera la reformadora de gasolinas como posible integración debido a que los productos que se utilizan en ambas plantas son afines y la Hidrodesulfuradora de naftas alimenta a la reformadora.

Para este proyecto se utiliza la carga a la planta de acuerdo al diseño y a las condiciones actuales de operación de la unidad, para detectar las ineficiencias de la red de intercambio de calor y como reducir estas en la medida de lo posible.

El análisis pinch se basa en los siguientes pasos [23]:

- Dividir el problema en el pinch y diseñar cada sección separadamente.
- Iniciar el diseño en el pinch y moverse a partir de ahí.
- Inmediatamente adyacente al pinch cumplir con las siguientes restricciones:

$$C_{p_{hot}} < C_{p_{cold}} \quad (\text{arriba del pinch})$$

$$C_{p_{hot}} > C_{p_{cold}} \quad (\text{abajo del pinch})$$

- Maximizar las cargas de intercambio.
- Suministrar calentamiento externo sólo arriba del pinch y enfriamiento externo sólo abajo del pinch.

Bajo estas premisas se procede a realizar el análisis de la red de intercambio existente.

6.2 Análisis pinch de la red de intercambio de la U-400 y U-500 1.

Las figuras 1 y 6 representan los diagramas de flujo de las unidades hidrodesulfuradora de naftas y reformadora de gasolinas, respectivamente, de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” que se utilizaron para llevar a cabo el análisis.

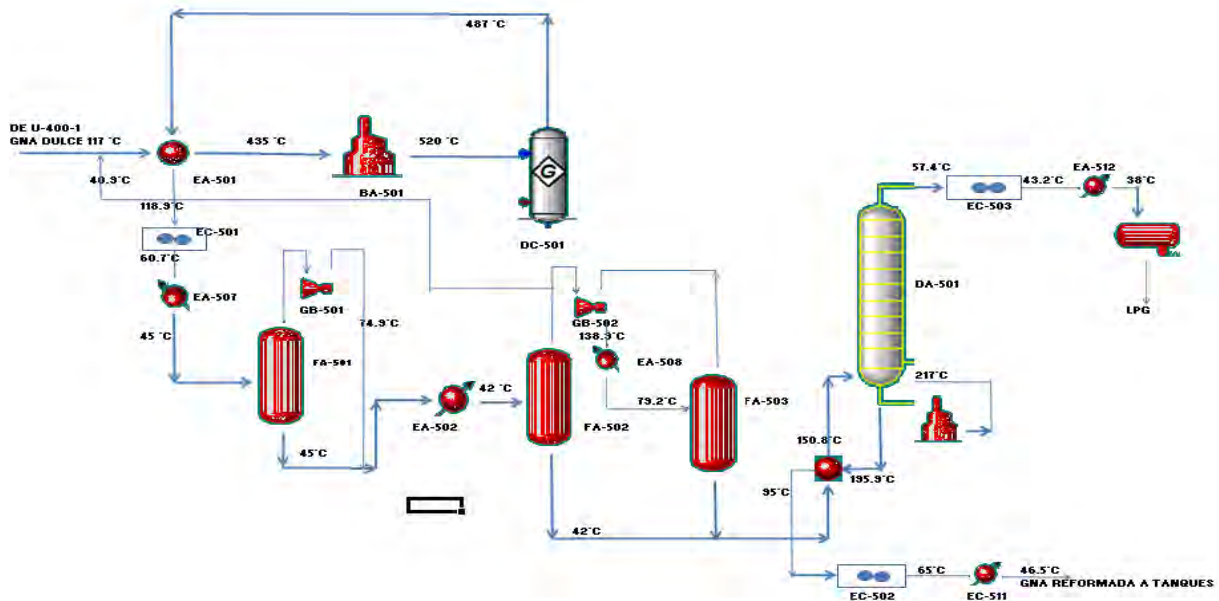


FIGURA 6.- Diagrama de bloques reformadora de gasolinas.

Se utilizó el programa “Energy Analyzer” de Aspen para realizar el análisis pinch, y un ΔT_{\min} de 30°C [23], el cual es bastante agresivo para unidades reformadoras e hidrodesulfuradoras de gasolinas. Como referencia para esta diferencia de temperatura se tiene “Pinch Analysis: For the Efficient Use of Energy” de “Natural Resources Canadá”. Integrando las dos plantas de proceso se obtuvieron las curvas compuestas.

Composite Curves

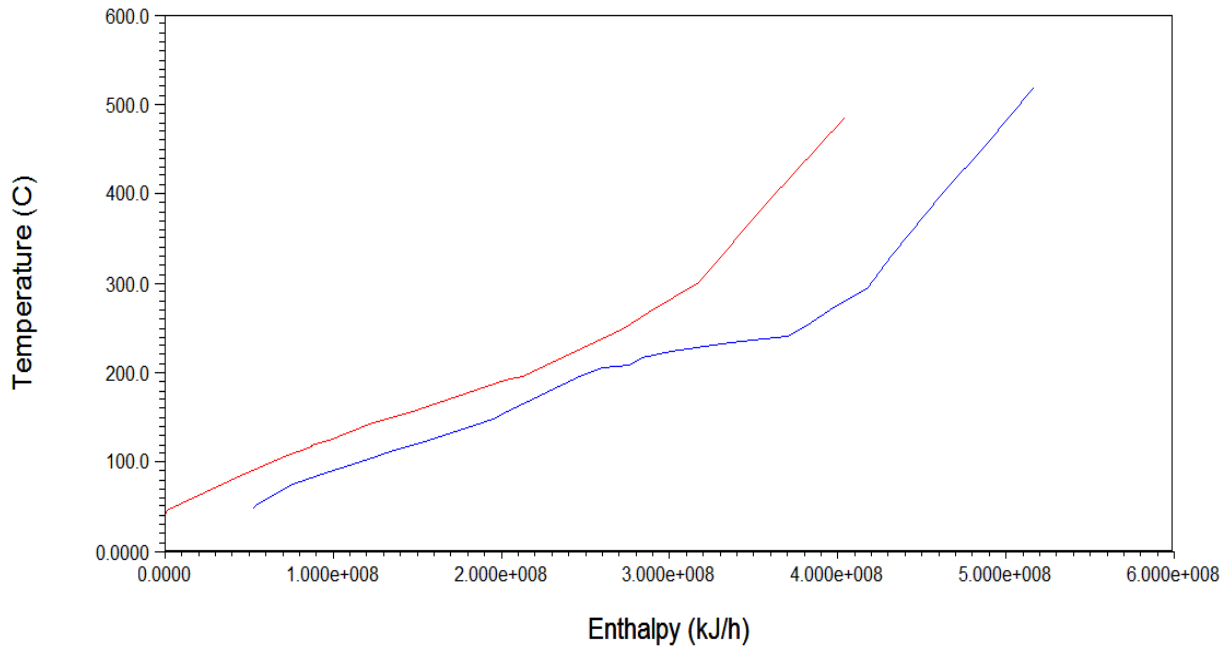


FIGURA 7.- Curvas compuestas.

Enseguida el simulador identifica la Temperatura de pinch y los objetivos en consumo de energía para calentamiento y servicios de enfriamiento. Cabe destacar la complejidad de la red ilustrada en las curvas compuestas, ya que se tiene una zona entre 50 y 200°C donde las curvas son bastante paralelas, lo cual dificulta la identificación del pinch.

Energy Targets		Area Targets		Pinch Temperatures	
Heating [kJ/h]	1.231e+008	Counter Current [m2]	6772	Hot	Cold
Cooling [kJ/h]	1.214e+008	1-2 Shell & Tube [m2]	8785	224.8 C	194.8 C
Number of Units Targets		Cost Index Targets			
Total Minimum	14	Capital [Cost]	5.485e+006		
Minimum for MER	6	Operating [Cost/s]	0.1525		
Shells	34	Total Annual [Cost/s]	0.2085		

De esta manera se obtiene el caso base, que representa las condiciones actuales, con la desviación existente de los objetivos. El pinch por el lado de las corrientes calientes calculado es 224.9°C y para las corrientes frías 194.9°C. La figura 8 se genera en forma automática al importar la simulación de “Aspen HYSYS” y se considera como caso base.

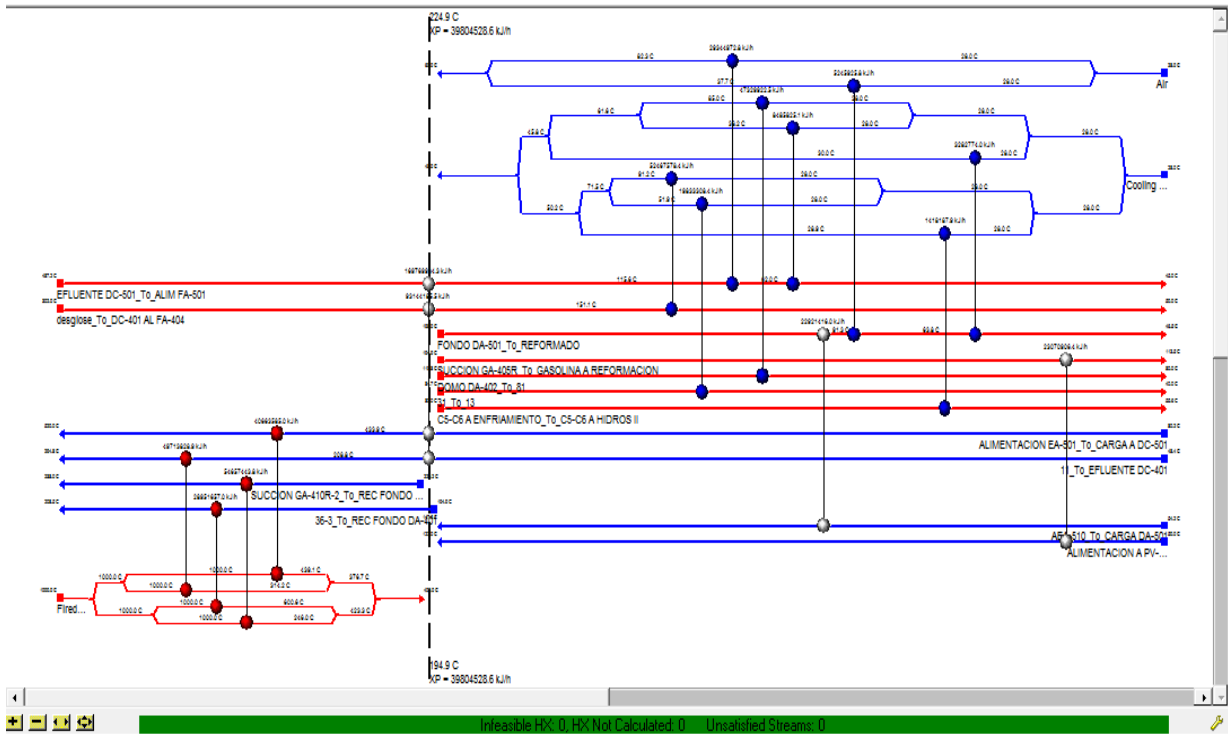


FIGURA 8.- Red de intercambio caso base.

De tal forma que la red de intercambio existente, presenta 36.8% por encima del consumo de servicios de calentamiento y 37.3% más de servicios de enfriamiento de acuerdo al objetivo.

El siguiente paso es identificar las mayores ineficiencias de la red de intercambio, las cuales se indican en la figura 9 obtenida de “Energy Analyzer”:

	224.82 C / 194.82 C
Total Network Cross Pinch Load [kJ/h]	4.527e+007
EA-401@Main [kJ/h]	2.757e+007
EA-501@Main [kJ/h]	1.770e+007

FIGURA 9.- Cambiadores de calor que cruzan el pinch.

Se observa que la mayor ineficiencia se encuentra en los intercambiadores EA-401 y un tanto menos en los EA-501, los cuales cruzan el pinch. Si realizamos la resta de los servicios de calentamiento de los equipos que cruzan el pinch a los servicios que presenta el caso base tenemos:

$$1.648e8 - 4.527 e7 = 1.2313e8 \text{ kJ/h}$$

Este valor representa lo que sugiere el simulador, por lo que se procede a intentar eliminar o al menos reducir lo más posible estas ineficiencias. En primer lugar se inicia con los EA-401 que representan el 60% del problema, obteniéndose en la figura 10 la red de intercambio con su desviación del objetivo.

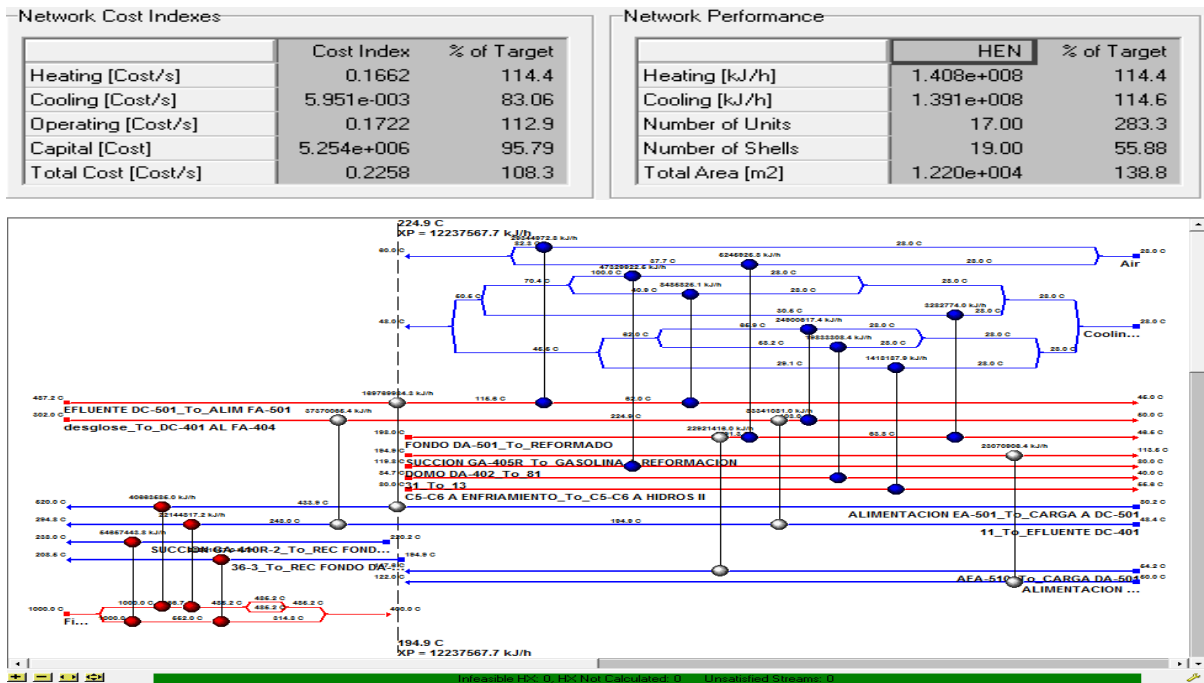


FIGURA 10.- Red de intercambio resolviendo el EA-401.

Esto se logra incrementando la temperatura de salida de la carga a los intercambiadores hasta 248°C para después entrar al calentador BA-401 con menores requerimientos de calentamiento. De igual forma, la salida del efluente de los EA-401 alcanzará menores temperaturas y por consiguiente los requerimientos de servicio de enfriamiento en los EA-402 se reducen.

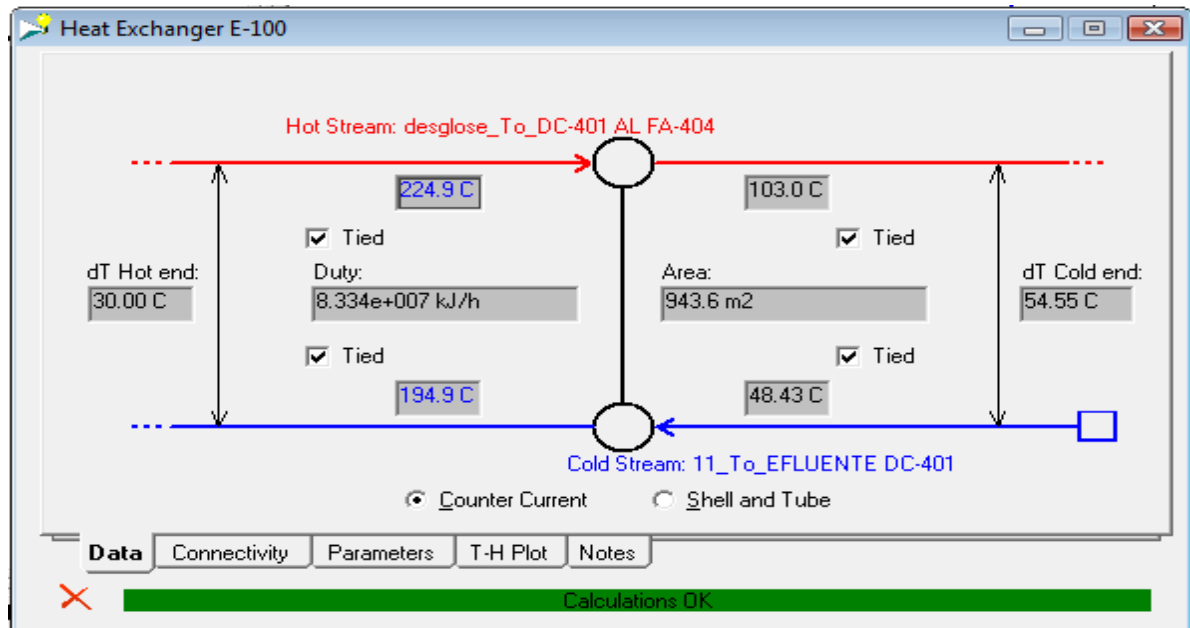
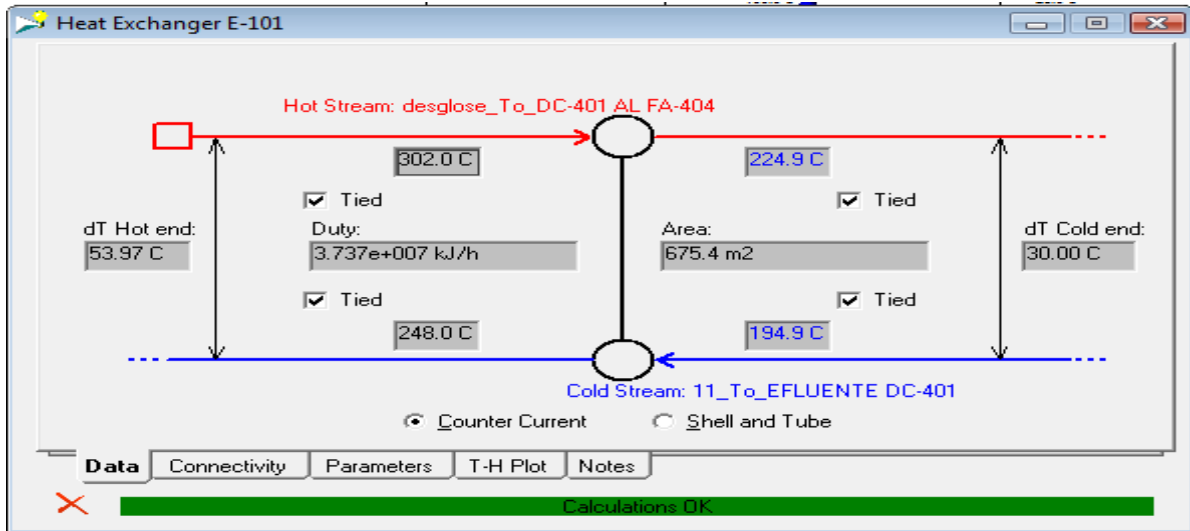


FIGURA 11.- Temperatura de salida del EA-401 eliminando cruce del pinch.

Se observa una clara mejora en la reducción del consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento únicamente eliminando el cruce del pinch de los EA-401. Resta ahora, intentar eliminar la ineficiencia de los EA-501.

Se puede llegar al 100% del objetivo en consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento eliminando el cruce del pinch de los EA-501, sin embargo esto nos lleva a

una ΔT_{\min} cercana a 10°C, cuestión que no es práctica debido a la gran área de transferencia que debe utilizarse para lograr este objetivo. De acuerdo a los datos de experiencia en plantas de proceso de hidrodesulfuradoras y reformadoras de gasolinas, reportados en la bibliografía, un ΔT_{\min} entre 30-40°C es aceptable [23].

Se realizó el análisis para llegar al objetivo de ahorro de servicios mejorando el EA-501, con los siguientes resultados:

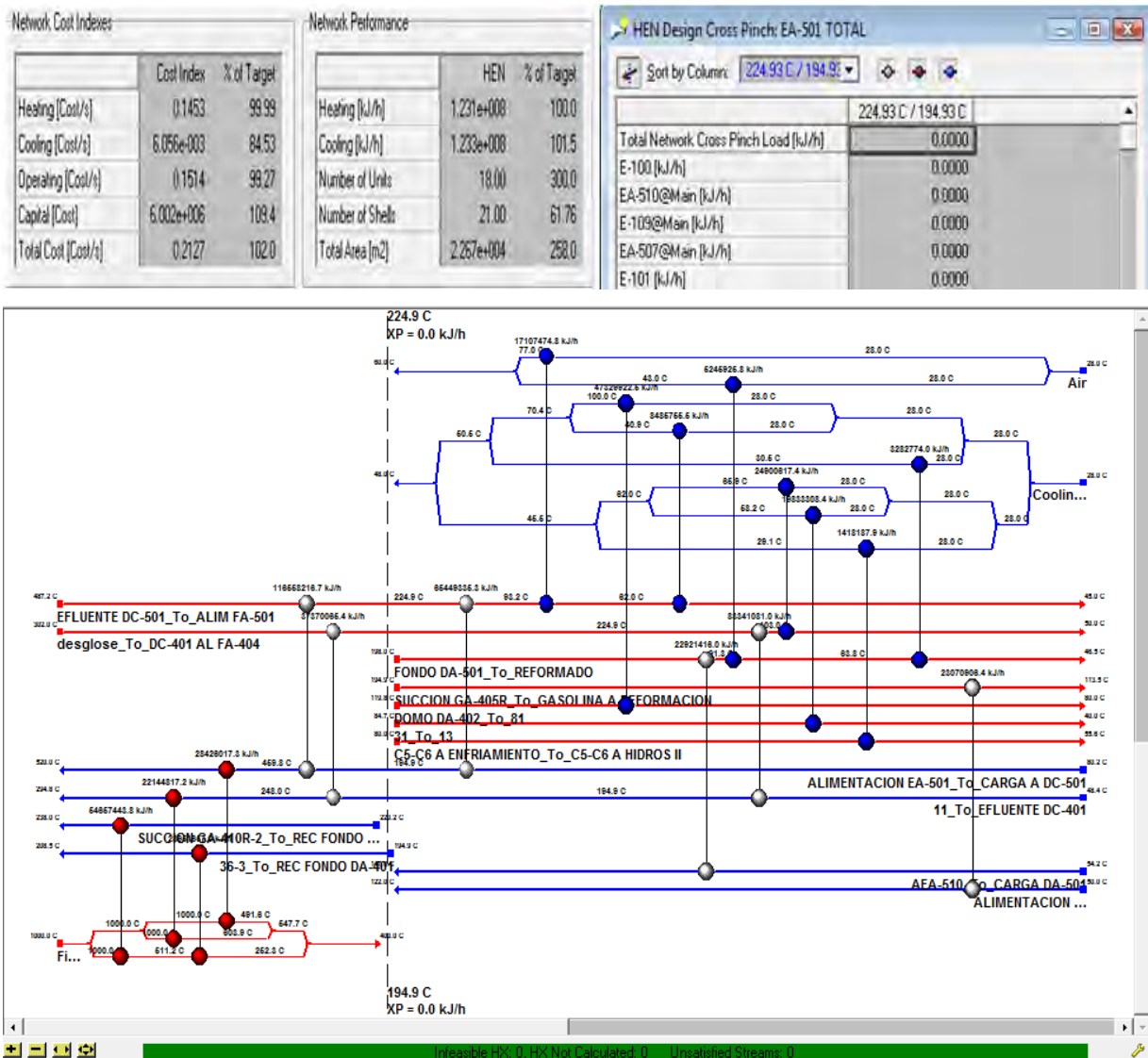


FIGURA 12.- Red de intercambio sin cruces del pinch.

Como se puede observar, con este arreglo se elimina al 100% las ineficiencias de los equipos de intercambio y sin cruces en el pinch. Sin embargo se tienen 2 cuestiones; la

primera es que la temperatura de diseño para entrar al calentador BA-501 es de 438°C ya que esto afecta a los reactores DC-501 A/B/C/D que se alimentan en serie del calentador (esto es, la salida del BA-501 alimenta al DC-501A y el efluente de este retorna al calentador BA-501 para incrementar su temperatura y alimentar al DC-501B y así sucesivamente. El segundo punto es que la temperatura de la carga y efluente que salen del EA-501 no cumplen con el ΔT_{\min} como de muestra en la figura 13.

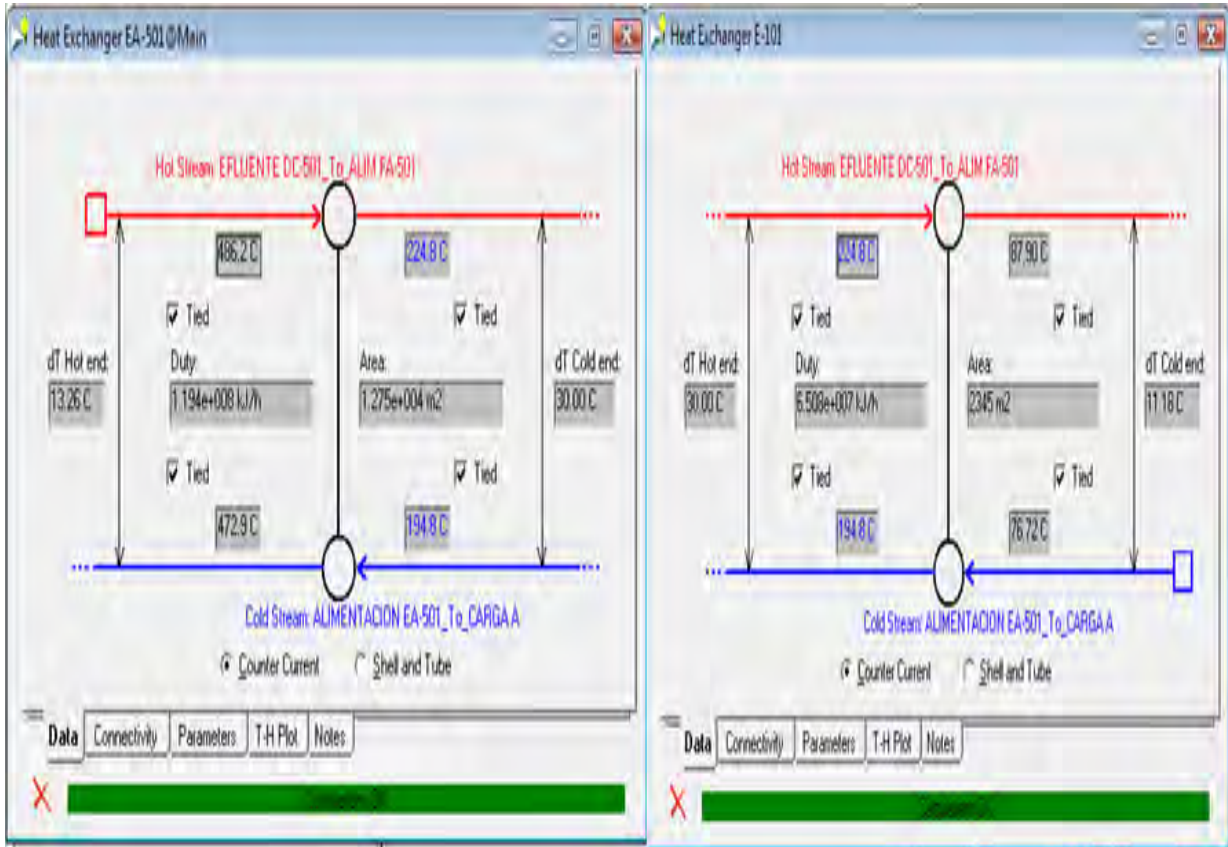


FIGURA 13.- ΔT de los intercambiadores EA-501.

Por lo anterior al analizar las posibilidades de integración del efluente del BA-501 con otras corrientes cumpliendo con ΔT_{\min} , conduce a no poder eliminar todas lo ineficiencias de la red y en resumen se obtuvieron los resultados que se indican en la tabla 19.

TABLA 19.- Diseños propuestos para el uso eficiente de la energía.

Design	Total Cost Index [Cost/s]	Area [m2]	Units	Shells	Cap. Cost Index [Cost]	Heating [kJ/h]	Cooling [kJ/h]	Op. Cost Index [Cost/s]
SimulationBaseCase	0.26770	14313	16	26	6.006E+06	1.684E+08	1.667E+08	0.20635
EA-401	0.22584	12197	16	19	5.254E+06	1.408E+08	1.391E+08	0.17218
BA-403	0.22009	12853	17	20	5.414E+06	1.345E+08	1.327E+08	0.16479
BA-402	0.22006	12849	17	20	5.410E+06	1.345E+08	1.327E+08	0.16479
EA-501 TOTAL	0.21894	13454	17	19	5.302E+06	1.345E+08	1.327E+08	0.16479
BA-401	0.21812	12969	17	21	5.220E+06	1.345E+08	1.327E+08	0.16479
EA-501 TOTAL	0.21269	22669	16	21	6.002E+06	1.231E+08	1.233E+08	0.15139
Targets	0.20854	8785	14	34	5.485E+06	1.231E+08	1.214E+08	0.15251

La integración con los calentadores BA-401, BA-402 y BA-403 arroja valores idénticos de ahorro de energía, sin embargo la problemática operativa conduce a analizar especialmente la posibilidad de integración con el calentador BA-403 ya que este se observa como limitante para operar la planta a su capacidad de diseño de acuerdo a los resultados de la simulación y a las condiciones reales a las que opera este equipo. La desviación del objetivo integrando la propuesta del EA-401 y BA-403 es bastante aceptable y se resume a continuación.

6.3 Propuesta de mejora de la red de intercambio existente y su impacto energético en el desempeño de la planta.

La propuesta de mejora de la red de intercambio incluye aumento de área de transferencia de calor de los intercambiadores EA-401 para alcanzar las temperaturas indicadas, por otra parte la integración del efluente del BA-501 con la alimentación al BA-403 para reducir los requerimientos de este último. La red reduciría el objetivo de consumo de servicios en la siguiente proporción:

	Cost Index	% of Target		HEN	% of Target
Heating [Cost/s]	0.15874	109.211	Heating [kJ/h]	1.345E+08	109.220
Cooling [Cost/s]	6.06E-03	84.532	Cooling [kJ/h]	1.327E+08	109.353
Operating [Cost/s]	0.16479	108.052	Number of Units	17	121.429
Capital [Cost]	5413787	98.702	Number of Shells	20	58.824
Total Cost [Cost/s]	0.22009	105.540	Total Area [m2]	12853	146.306

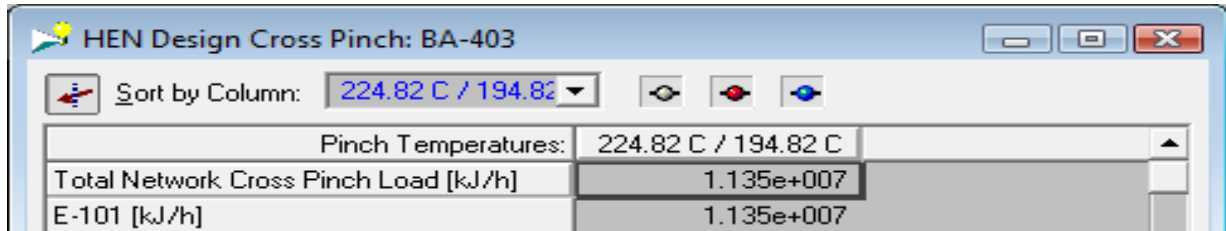


FIGURA 14.- cruce de pinch de la propuesta de mejora.

Es importante mencionar que el calentador BA-501 requiere la alimentación a la temperatura a la cual se opera actualmente, de tal forma que el sentido en mejorar este parámetro, no representa mejora para la operación. La integración con el calentador BA-403 se representa en la figura 15:

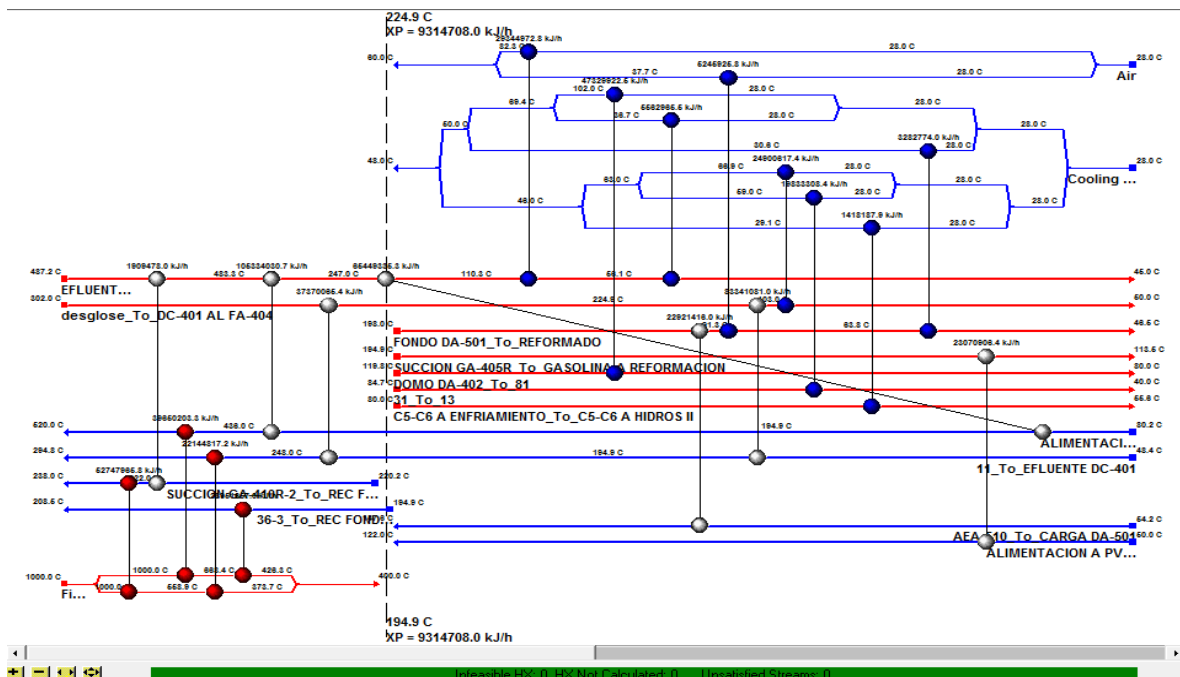


FIGURA 15.- Red de intercambio considerando EA-401 y BA-403.

La figura 16 muestra el incremento de temperatura en la corriente, antes de entrar al BA-403, considerando la integración con el efluente del DC-501D, antes de ingresar al calentador.

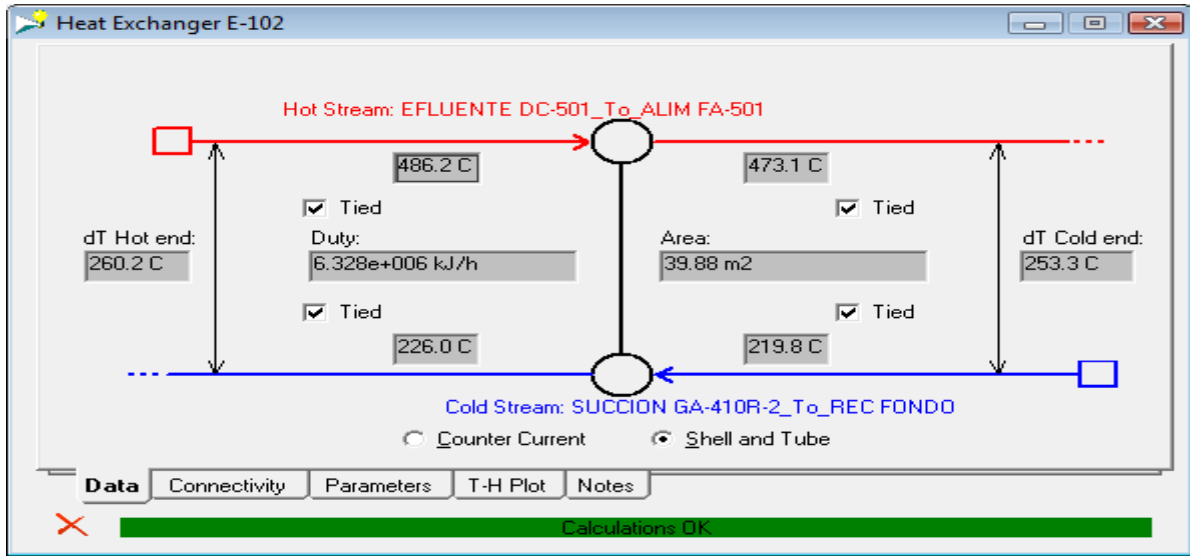


FIGURA 16.- Incremento de temperatura de la corriente de fondo da-402.

De tal forma que la integración reduciría los requerimientos de energía del BA-403 en 8.05E6 kJ/h. Sin embargo es importante mencionar que se necesita también incrementar el área de transferencia de calor de los EA-501 (Packinox), lo cual requiere de un estudio de ingeniería a parte por la complejidad de estos equipos, la sugerencia es colocar los equipos a la salida del efluente del BA-501, esto es antes de entrar al EA-501.

La figura 10 indica que, al eliminar la ineficiencia de transferencia de calor de los EA-401 mejora el desempeño energético en 16.4% al reducir el consumo energético de 168.4 a 140.8 MMBTU/h y al incluir la integración energética con el BA-403 la mejora sería del 20%, como puede notarse en la figura 14, el incremento con esta última integración es pequeña, por lo que la propuesta de mejora está direccionada en mayor medida a los intercambiadores EA-401, aún cuando se realizará el cálculo de retorno de inversión considerando también la integración al calentador BA-403.

6.4 Diseño preliminar de equipos de intercambio de calor.

La intención del diseño preliminar es obtener un estimado del costo de los equipos y del espacio que emplearán en la planta para tener referencia de la posibilidad para llevar a cabo las modificaciones de acuerdo a los espacios existentes en el sitio.

Existen diversos modelos para diseño de intercambiadores de calor como: doble tubo, tubos y coraza, tubos aletados, tubos trenzados, tubos en U, de placas, de espiral, compactos, etc., sin embargo cada uno de ellos tiene su aplicación en la industria.

Debido a la problemática existente con el ensuciamiento de los equipos de intercambio y al requerimiento de realizar limpieza frecuente de los mismos (sobre todo los EA-401), se opta por seleccionar y diseñar los equipos utilizando la opción de tubos y coraza con arreglo cuadrado de los tubos, ya que estos presentan menor tendencia a los depósitos y mayor facilidad para la limpieza [1].

Para llevar a cabo el diseño preliminar de los equipos de intercambio se utilizó la herramienta “Aspen Exchanger Design and Rating V7.0” de Aspentech, el cual importa los datos de la simulación efectuada en “Aspen HYSYS” [14].

Para los EA-401 se considera un diseño total de intercambio, tomando en cuenta que los equipos actuales de tubos trenzados con arreglo triangular promueven aún más el ensuciamiento y dificultan la limpieza. Sin embargo, también se puede agregar solamente el área requerida para alcanzar la temperatura de salida calculada.

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	EFLUENTE DC-401		CARGA EA-401	
Mass flow rate (total)	kg/h	148746	148746	
Temperature	C	301.97	48.43	248
Vapor mass fraction		1	0.1408285	1
Operating pressure (absolute)	kgf/cm ²	55.605	60.163	59.572
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	BTU/h	114400000		
Adjust if over-specified		Heat load	Outlet temperature	
Estimated pressure drop	kgf/cm ²	0.591	0.591	
Allowable pressure drop	psi	25	25	
Fouling resistance	ft ² h ² F/BTU	0.002	0.002	

FIGURA 17.- Datos extraídos de Hysys para diseño de los EA-401.

Se utilizó la carga de 28,500 bl/d a la unidad hidrodesulfuradora de gasolinas como carga máxima y ensuciamiento de 0.002 ft²h²F/BTU de acuerdo a lo que sugiere la literatura consultada. La carga térmica es la calculada por la simulación en Aspen HYSYS con esta alimentación y temperatura de salida de 248°C.

El diseño preliminar da como resultado el arreglo que se indica en la figura 18. El costo aproximado de estos equipos es de 3 068 680 Dollar USA.

De la misma forma se realiza un pre diseño de equipos para aumentar el área de los EA-501 y los equipos de intercambio antes del BA-403. Se importaron datos de la simulación para el diseño de los dos casos, en las figuras 21 y 22 se muestran los resultados. Se considera el equipo existente EA-501 (Packinox) ya que este opera de manera confiable y con transferencia de calor de acuerdo al diseño, por lo tanto sólo se realiza el diseño preliminar del área extra que se requiere para alcanzar las temperaturas que sugiere el análisis pinch.

En el caso de la corriente que sale de la torre debutanizadora DA-402, para el diseño del equipo se consideró que esta corriente intercambia calor con el efluente del DC-501D antes de ingresar al EA-501.

Heat Exchanger Specification Sheet

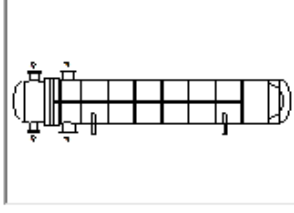
1										
2										
3										
4										
5										
6	Size	914.4 - 6096	mm	Type	BFU	Hor	Connected in	2 parallel	4 series	
7	Surf/unit(eff.)	1839.2	m ²	Shells/unit	8		Surf/shell (eff.)		229.9 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name			CARGA EA-401			EFLUENTE DC-401			
11	Fluid quantity, Total		kg/h	148746			148704			
12	Vapor (In/Out)		kg/h	10779		148746	148704		20971	
13	Liquid		kg/h	137968		0	0		127733	
14	Noncondensable		kg/h	0		0	0		0	
15										
16	Temperature (In/Out)		°C	48.43		247.93	301.97		103.25	
17	Dew / Bubble point		°C	227.68			226.96			
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³	7.37 / 691.64		44.33 /	37.54 /		10.72 / 643.71	
19	Viscosity		cp	0.0097 / 0.3335		0.0241 /	0.0258 /		0.0124 / 0.2139	
20	Molecular wt. Vap			3.34		33.6	33.62		6.23	
21	Molecular wt. NC									
22	Specific heat		kcal/(kg C)	2.11 / 0.5161		0.7386 /	0.7787 /		1.3357 / 0.5833	
23	Thermal conductivity		kcal/(h m C)	0.149 / 0.094		0.102 /	0.112 /		0.149 / 0.082	
24	Latent heat		kcal/kg	81.77		44.66	45.85		82.59	
25	Pressure		kgf/cm ²	60.163		58.722	55.605		54.861	
26	Velocity		m/s			6.39			7.34	
27	Pressure drop, allow./calc.		kgf/cm ²	1.758		1.442	1.758		0.744	
28	Fouling resist. (min)		m ² h C/kcal			0.00041	0.00041		0.00052 Ao based	
29	Heat exchanged	28826234	kcal/h				MTD corrected	40.26	°C	
30	Transfer rate, Service	389.3		Dirty	397.5		Clean	632	kcal/(h m ² C)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
32				Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure	kgf/cm ²		71.01/76.051 /		65.385/74.504 /				
34	Design temperature	°C		354.44		415.56				
35	Number passes per shell			2		2				
36	Corrosion allowance	mm		3.18		0				
37	Connections	In	mm	355.6/ -		304.8/ -				
38	Size/rating	Out		254/ -		203.2/ -				
39	Nominal	Intermediate		254/ -		254/ -				
40	Tube No.	242	OD 25.4	Tks-Avg	2.77	mm	Length	6096	mm	
41	Tube type	Plain		#/m		Material	SA-213 TP321	Tube pattern	90	
42	Shell	SA-387 12	ID 908.05	OD	990.6	mm	Shell cover	SA-387 12		
43	Channel or bonnet	SA-213 S31277					Channel cover	-		
44	Tubesheet-stationary	SA-213 TP321					Tubesheet-floating	-		
45	Floating head cover	-					Impingement protection	None		
46	Baffle-crossing	SA-387 12	Type	Single segmental	Cut(%d)	39.51	V Spacing: c/c	742.95	mm	
47	Baffle-long	SA-387 12	Seal type			Inlet	747.48	mm		
48	Supports-tube	U-bend				Type				
49	Bypass seal			Tube-tubesheet joint		Exp.				
50	Expansion joint	-		Type						
51	RhoV2-Inlet nozzle	689	Bundle entrance	269	Bundle exit	543	kg/(m s ²)			
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe				
53	Floating head	-								
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class	R - refinerv service			
55	Weight/Shell	17456.3	Filled with water	21204.9	Bundle	6275.7	kg			
56	Remarks									
57										
58										

FIGURA 18.- Hoja de datos de equipos para incremento de área EA-401.

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	EFLUENTE BA-501		FONDO DA-402	
Mass flow rate (total)	123905		273254	
Temperature	486.2	471.02	218	226.3
Vapor mass fraction	1	1	0	0
Operating pressure (absolute)	12.237	12.084	20.996	20.843
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	7140000			
Adjust if over-specified	Heat load		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	0.153		0.153	
Allowable pressure drop	0.562		0.562	
Fouling resistance	0.002		0.002	

FIGURA 19.- Datos importados de Hysys para diseño antes del BA-403.

✓ Process Data

	Hot Stream (1) Tube Side		Cold Stream (2) Shell Side	
	In	Out	In	Out
Fluid name	EFLUENTE BA-501		FONDO DA-402	
Mass flow rate (total)	123902		123741	
Temperature	469.5	435.5	399.5	436.5
Vapor mass fraction	1	1	1	1
Operating pressure (absolute)	12.237	12.084	13.256	13.103
Pressure at liquid surface in column				
Heat exchanged	15720000			
Adjust if over-specified	Heat load		Outlet temperature	
Estimated pressure drop	0.153		0.153	
Allowable pressure drop	0.51		0.51	
Fouling resistance	0.002		0.002	

FIGURA 20.- Datos importados de Hysys para diseño EA-501 (incremento).

Heat Exchanger Specification Sheet

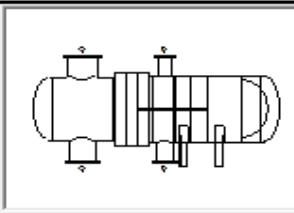
1												
2												
3												
4												
5												
6	Size	660.4 - 1371.6	mm	Type	BFU	Hor	Connected in	3 parallel	1 series			
7	Surf/unit(eff.)	71.6	m ²	Shells/unit	3		Surf/shell (eff.)		23.9	m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation	Shell Side				Tube Side						
10	Fluid name	FONDO DA-402				EFLUENTE BA-501						
11	Fluid quantity, Total	273254				123905						
12	Vapor (In/Out)	0				123905						
13	Liquid	273254				0						
14	Noncondensable	0				0						
15												
16	Temperature (In/Out)	218				226.28						
17	Dew / Bubble point	°C				486.2						
18	Density Vapor/Liquid	/ 505.87				/ 489.12						
19	Viscosity	/ 0.0984				/ 0.0925						
20	Molecular wt, Vap					21.77						
21	Molecular wt, NC					21.77						
22	Specific heat	kcal/(kg C) / 0.778				/ 0.8078						
23	Thermal conductivity	kcal/(h m C) / 0.038				/ 0.034						
24	Latent heat	kcal/kg				0.9615 / 0.9521						
25	Pressure	kgf/cm ² 20.996				20.681						
26	Velocity	m/s 2.31				75.12						
27	Pressure drop, allow./calc.	kgf/cm ² 0.562				0.315						
28	Fouling resist. (min)	m ² h C/kcal 0.00041				0.00041						
29	Heat exchanged	1799256	kcal/h	MTD corrected				256.43	°C			
30	Transfer rate, Service	98.1	Dirty	427.5	Clean	711.5	kcal/(h m ² C)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								Sketch			
32	Shell Side				Tube Side							
33	Design/Test pressure	kgf/cm ² 23.904/76.051 /				14.764/74.504 /						
34	Design temperature	°C 326.67				637.78						
35	Number passes per shell	2				2						
36	Corrosion allowance	mm 3.18				0						
37	Connections	In	mm 203.2/ -				355.6/ -					
38	Size/rating	Out	152.4/ -				304.8/ -					
39	Nominal	Intermediate	/ -				/ -					
40	Tube No.	122	OD	25.4	TksAvg	2.77	mm	Length			1371.6	mm
41	Tube type	Plain				#/m	Material	SA-213 TP321			Tube pattern	90
42	Shell	SA-387 12				ID	660.4	OD	685.8	mm		
43	Channel or bonnet	SA-213 S31277				Shell cover	SA-387 12					
44	Tubesheet-stationary	SA-213 TP321				Channel cover	-					
45	Floating head cover	-				Tubesheet-floating	-					
46	Baffle-crossing	SA-387 12				Impingement protection	None					
47	Baffle-long	SA-387 12				Type	Single segmental	Cut(%d)	30.77	V		
48	Supports-tube	U-bend				Seal type	Inlet					
49	Bypass seal	-				Spacing: c/c	196.85					
50	Expansion joint	-				Inlet	429.62					
51	RhoV2-Inlet nozzle	1215				Type	Exp.					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe				Bundle entrance	520					
53	Floating head	-				Bundle exit	538					
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				kg/(m s ²)						
55	Weight/Shell	2040.3				Filled with water	2663.9					
						Bundle	898.6					
							kg					

FIGURA 21.- Hoja de datos de equipo antes del BA-403.

Heat Exchanger Specification Sheet

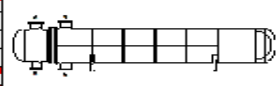
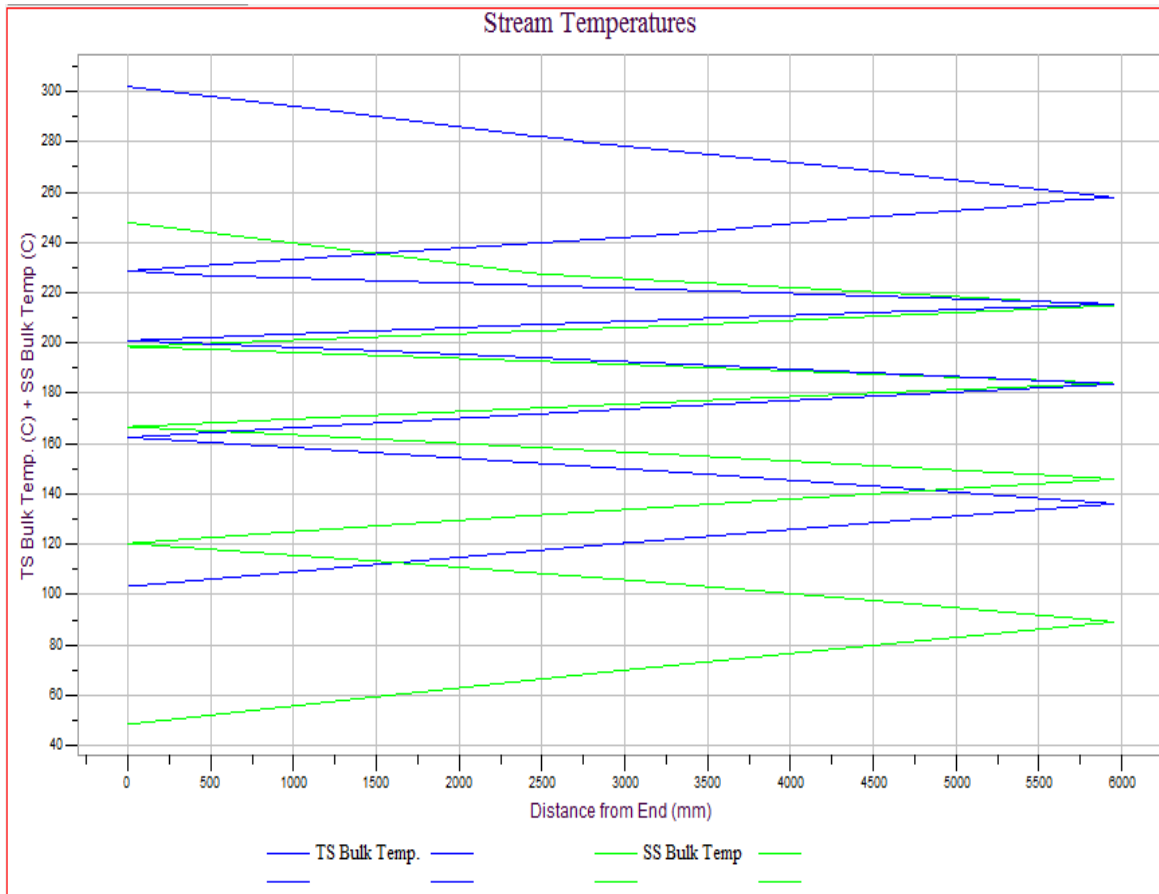
1														
2														
3														
4														
5														
6	Size	863.6 / 876.8 mm	Type	BFU	Hor	Connected in	8 parallel	1 series						
7	Surf/unit(eff.)	1396.8 m2	Shells/unit	8		Surf/shell (eff.)	174.6	m2						
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT													
9	Fluid allocation					Shell Side		Tube Side						
10	Fluid name					FONDO DA-402		EFLUENTE BA-501						
11	Fluid quantity, Total	kg/h				123741		123902						
12	Vapor (In/Out)	kg/h				123741	123741	123902	123902					
13	Liquid	kg/h				0	0	0	0					
14	Noncondensable	kg/h				0								
15														
16	Temperature (In/Out)	C				399.5	436.51	469.5	435.5					
17	Dew / Bubble point	C												
18	Density (Vap / Liq)	kg/m3				6.62 /	6.21 /	4.23 /	4.41 /					
19	Viscosity	cp				0.027 /	0.0281 /	0.0277 /	0.0267 /					
20	Molecular wt, Vap					28.46	28.46	21.77	21.77					
21	Molecular wt, NC													
22	Specific heat	kcal/(kg°C)				0.8523 /	0.8773 /	0.9512 /	0.9294 /					
23	Thermal conductivity	kcal/(h*m°C)				0.13 /	0.136 /	0.157 /	0.151 /					
24	Latent heat	kcal/kg												
25	Pressure	kgf/cm2				13.256	13.125	12.237	12.16					
26	Velocity	m/s				10		14.4						
27	Pressure drop, allow./calc.	kgf/cm2				0.52	0.131	0.52	0.076					
28	Fouling resist. (min)	m2*h°C/kcal				0.00041		0.00041						
29	Heat exchanged	3961105 kcal/h						MTD corrected	34.45 C					
30	Transfer rate, Service	82.3				Dirty	86.9	Clean	322 kcal/(h*m2°C)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL													
32						Shell Side			Tube Side					
33	Design/Test pressure	kgf/cm2			15.468 /	Code		14.764 /	Code					
34	Design temperature	C			576.67			615.56						
35	Number passes per shell				2			2						
36	Corrosion allowance	mm			3.18			3.18						
37	Connections	In mm			254 / -			254 / -						
38	Size/rating	Out mm			254 / -			203.2 / -						
39	Nominal	Intermediate			/ -			/ -						
40	Tube No.	228			OD	25.4	Tks- Avg	2.77	mm	Length		4876.8 mm	Pitch	31.75 mm
41	Tube type	Plain			Material			SA-213 S31277		Tube pattern		90		
42	Shell	SA-387 12			ID	869.95	OD	939.8	mm	Shell cover			SA-387 12	
43	Channel or bonnet	SA-213 S31277			Channel cover			-						
44	Tubesheet-stationary	SA-213 S31277			Tubesheet-floating			-						
45	Floating head cover	-			Impingement protection			None						
46	Baffle-crossing	SA-387 12			Type	Single segmen		Cut(%d)	40.88 V	Spacing: c/c	749.3 mm			
47	Baffle-long	SA-387 12			Seal type			Inlet					900.67 mm	
48	Supports-tube	-			U-bend			Type					Exp.	
49	Bypass seal	-			Tube-tubesheet joint			Type					Exp.	
50	Expansion joint	-			Type			Type					Exp.	
51	RhoV2-Inlet nozzle	1078			Bundle entrance			178		Bundle exit			190 kg/(m2)	
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe			Tube Side			Flat Metal Jacket Fibe						
53	Floating head	-			-			-						
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class			R - refinery service						
55	Weight/Shell	10622.1			Filled with water			13331.6		Bundle			4344.7 kg	

FIGURA 22.- Hoja de datos de equipos para incremento de área EA-501.

El costo aproximado de los equipos, para la integración energética del EA-501 con el BA-403, asciende a 350 300 y 2 650 000 dolar USA, respectivamente.

Como información adicional en el cálculo de los intercambiadores EA-401, se tiene la gráfica de temperaturas de entrada y salida tanto por el lado tubos y lado coraza. Lo anterior nos ayuda a determinar la ubicación de la inyección de condensado para lavado de las sales de amonio que se forman en el efluente y además las temperaturas que deben controlarse a la salida de cada intercambiador, lo que proporciona información adicional del comportamiento de los equipos. La gráfica 13 muestra el esquema mencionado.

GRÁFICA 13.- Perfil de temperaturas EA-401-



La temperatura lado tubos de los EA-401, indica que la corriente llega al último intercambiador de calor a 162.5°C y al entrar al segundo paso del equipo tendrá 136°C para alcanzar a la salida del tren de intercambio 103°C. En este equipo se debe realizar la inyección de condensado para lavado de sales de amonio.

6.5 Impacto en el desempeño energético de la planta Hidrodesulfuradora de gasolinas.

Es evidente que se obtiene una mejora sustancial al incrementar el área de transferencia de los intercambiadores de calor EA-401, por lo que el cálculo principal está direccionado principalmente al ahorro de energía que se obtendrá con estos equipos y posteriormente se incluye la integración energética antes del BA-403.

En primer lugar, se tiene el historial del año 2009 de consumo de combustibles en la planta hidrodesulfuradora de gasolinas No. 1 y en él se puede apreciar la energía consumida al utilizar gas combustible y combustóleo para los calentadores en la planta. Esta información se carga al programa de índice de consumo energético (ICE) y genera la tabla 21 [8].

TABLA 20.- Consumo energético de la hidrodesulfuradora de gasolinas no. 1 en el año 2009.

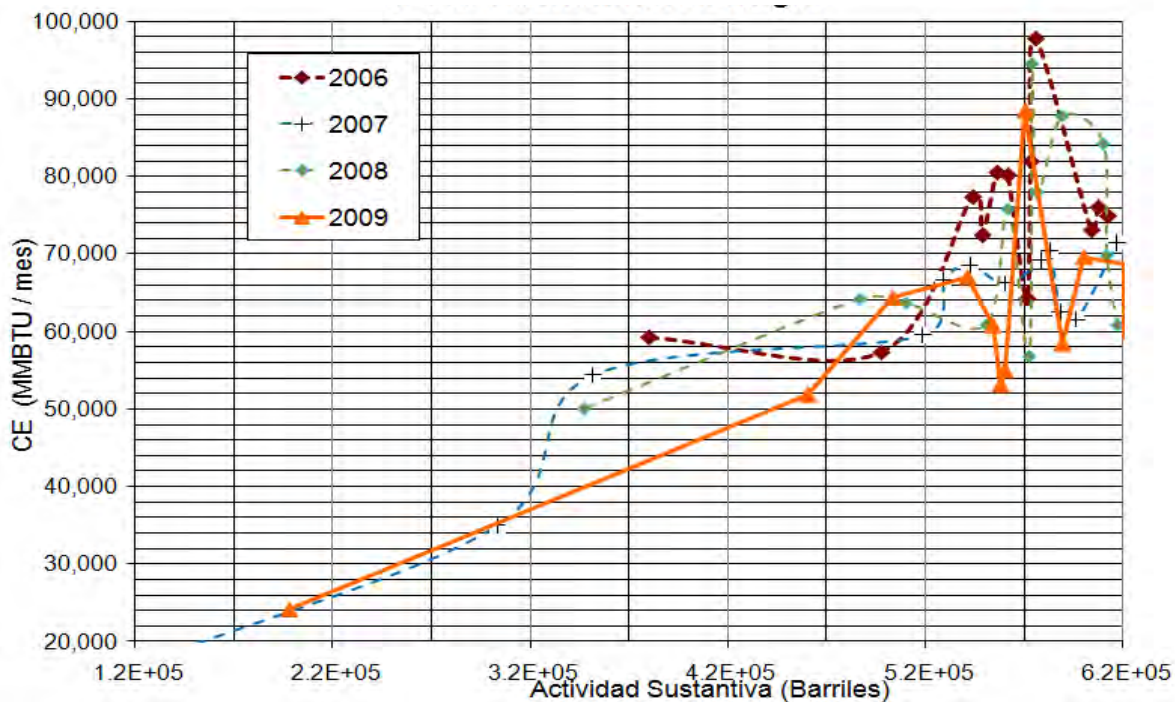
Mes	Gna. dulce (Barriles)	Gas comb (m3)	Gas comb (BTU / ft ³)	Gas comb (MMBTU)	COPE (BL)	Poder calorífico (MMBTU/bl)	COPE (MMBTU)	Energía total (MMBTU)
Ene	557883	2E+06	891	52846.0	48	6.05	290.4	53136.4
Feb	559974	2E+06	959	54973.8	0	6.05	0	54973.8
Mar	620649	2E+06	953	59299.9	0	6.05	0	59299.9
Abr	460359	2E+06	913	51764.9	16	6.05	96.8	51861.7
May	503350	2E+06	944.3	64356.9	0	6.05	0	64356.9
Jun	198369	7E+05	950	23942.7	32	6.05	193.6	24136.3
Jul	541241	2E+06	927	67003.7	0	6.05	0	67003.7
Ago	553961	2E+06	896	60782.9	0	6.05	0	60782.9
Sep	589080	2E+06	897	58428.0	0	6.05	0	58428.0
Oct	620580	2E+06	1026	68773.0	0	6.05	0	68773.0
Nov	599974	2E+06	953	63781.9	966	6.05	5844.3	69626.2
Dic	570446	2E+06	993	67916.1	3403	6.05	20588	88504.3

TABLA 21.- Cálculo de indicador energético U-400 1 año 2009.

COMENTARIO:			U-400-1			
			Actividad Sustantiva y Energía		V.12 (MAYO DE 2009)	
No.	PLANTA, ENERGÉTICO	Año	Actividad Sustantiva (Producción)	Energía		
		2009		MMBTU	(MMBTU / Barriles)	
1	U-400-1		Enero	557,883.0000	53,136	0.095
2			Febrero	559,974.0000	54,974	0.098
3			Marzo	620,649.0000	59,300	0.096
4			Abril	460,359.0000	51,862	0.113
5			Mayo	503,350.0000	64,357	0.128
6			Junio	198,369.0000	24,136	0.122
7			Julio	541,241.0000	67,004	0.124
8			Agosto	553,961.0000	60,783	0.110
9			Septiembre	589,080.0000	58,428	0.099
10			Octubre	620,580.0000	68,773	0.111
11			Noviembre	599,974.0000	69,626	0.116
12			Diciembre	570,446.0000	88,504	0.155
13						
14						
15						
			TOTAL	6,375,866	720,883	0.113

con esta información se generan las graficas comparativas de consumo de energía y de índice de intensidad energética [8].

GRAFICA 14.- Consumo de energía U-400 1.



GRAFICA 15.- Índice de consumo energético U-400 1.

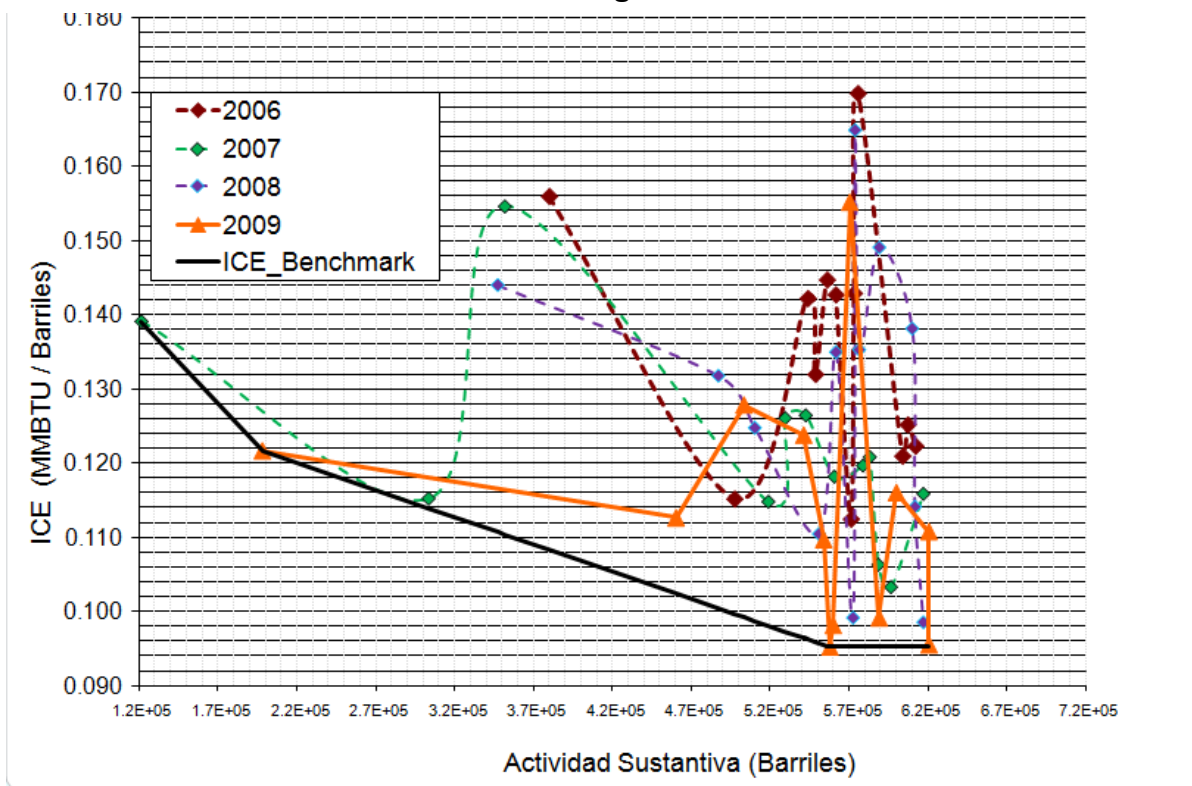


TABLA 22.- Índice de consumo energético U-400 1 año 2009.

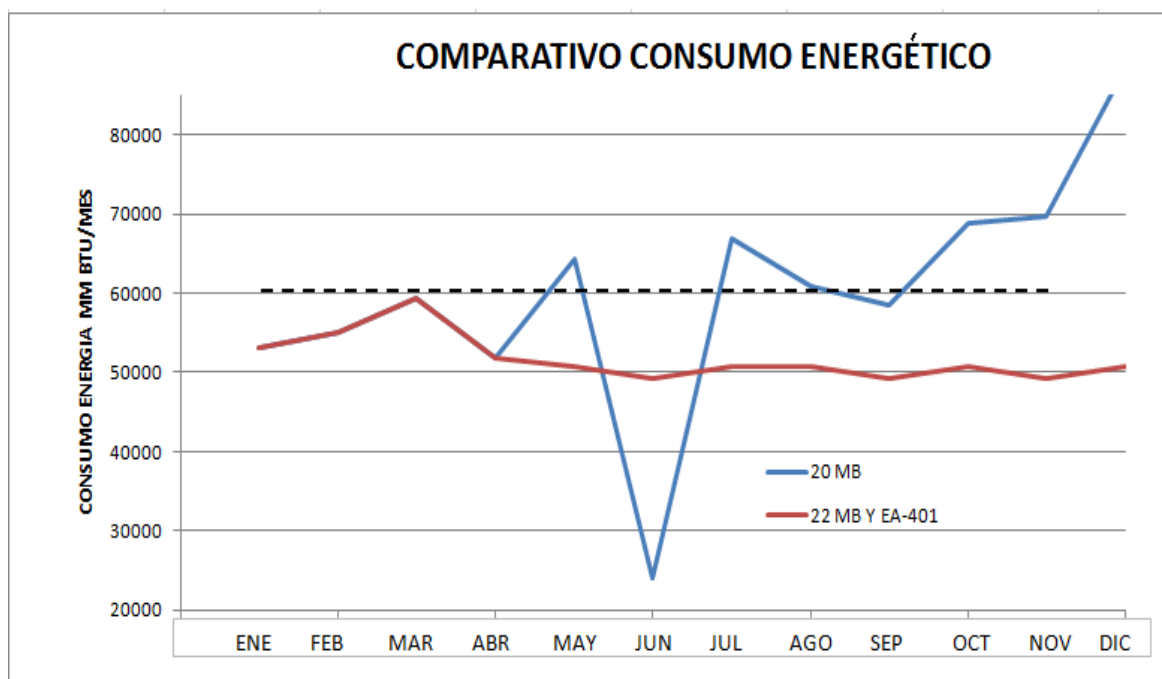
Mes	AÑO 2009					
	P	E	ICE	ICE Benchmark	POTENCIALES	
	Producción (Barriles)	Energía (MMBTU)	ICE (MMBTU/bl)	ICE Benchmark (MMBTU / bl)	Potencial (MMBTU)	Porcentaje (%)
Ene	557883	53136.4	0.095247	0.095247	7.74218E-12	1.5E-16
Feb	559974	54973.8	0.098172	0.095247	1638.17	0.0298
Mar	620649	59299.9	0.095545	0.095247	185.19	0.0031
Abr	460359	51861.7	0.112655	0.102415	4713.91	0.0909
May	503350	64356.9	0.127857	0.099255	14396.79	0.2237
Jun	198369	24136.3	0.121674	0.121674	0.00	0.0000
Jul	541241	67003.7	0.123796	0.096470	14790.29	0.2207
Ago	553961	60782.9	0.109724	0.095535	7860.36	0.1293
Sep	589080	58428	0.099185	0.095247	2320.14	0.0397
Oct	620580	68773	0.110821	0.095247	9664.89	0.1405
Nov	599974	69626.2	0.116049	0.095247	12480.74	0.1793
Dic	570446	88504.3	0.155149	0.095247	34171.25	0.3861
Total	6375866	720883	0.113064	-	102221.74	0.1418

Al incluir el cambio de los EA-401 se tendría una reducción del 14% en el consumo de combustibles, esto es de 113 MMBTU que requieren los calentadores para operar se reduce a 97 MMBTU, para este caso se considera únicamente gas combustible y se compara contra la carga actual. En las gráficas 14 y 15 se aprecia la diferencia considerable en consumo de combustible y en el índice de consumo energético respectivamente.

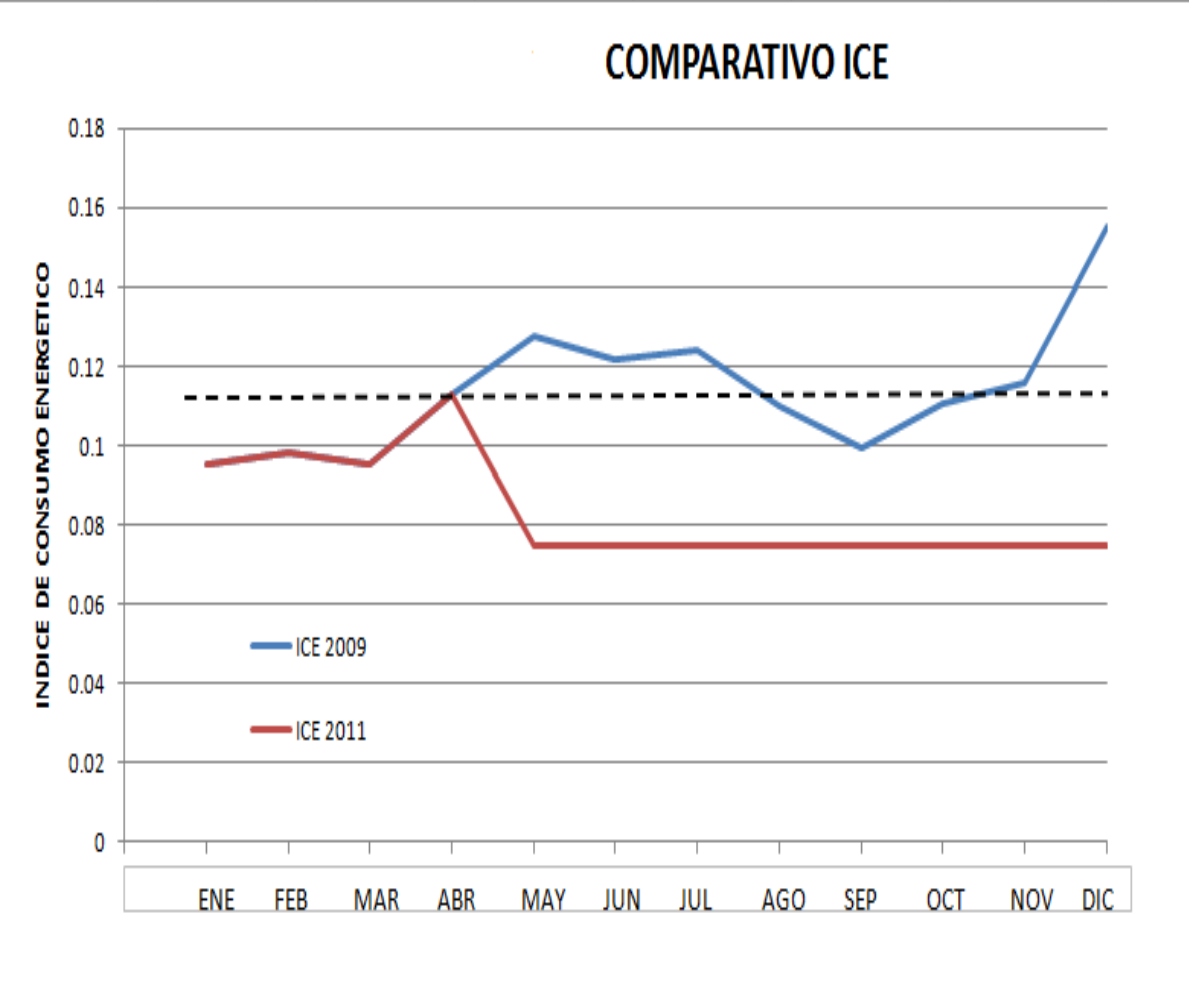
La gráfica 16 representa el consumo energético en el año 2009 y se compara contra el 2011, considerando a partir del quinto mes la operación de los EA-401 nuevos, el promedio de consumo del 2009 fue de 61,000 MMBTU/mes y después de la propuesta sería aproximadamente 50,000 MMBTU/mes, lo que representa una diferencia en el consumo energético de 17,000 MMBTU/mes que resulta bastante atractivo.

El índice de consumo energético en el año 2009 estuvo cercano a 0.110 y a partir de la propuesta se podría alcanzar un valor aproximado de 0.075 como se muestra en la gráfica 17.

GRÁFICA 16.- Comparativo consumo energético.



GRÁFICA 17.- Comparativo índice de consumo energético.



CAPÍTULO 7

CÁLCULO DEL RETORNO DE INVERSIÓN.

7.1 Gastos de inversión y beneficios del proyecto.

Para efectos del cálculo de gastos de inversión se utilizó el costo de los equipos de acuerdo al cálculo de los EA-401 con 10% de costos de integración y 10% de imprevistos. Se considera 28,500 bl/día de carga a la planta, un horizonte de 20 años, tasa de descuento 12% y se utiliza el programa institucional de PEMEX para el cálculo del retorno de inversión. La información suministrada al sistema se representa en la tabla 23.

TABLA 23.- Datos generales.

Programa presupuestario		
Descripción	Tren de Precalentamiento EA-401	
Capacidad	28,500	BPD
Refinería	Ing. Antonio Dovalí Jaime	
Ubicación		
Fecha del Estudio	07-mar-10	
Valores Presentes descontados @	01-dic-10	
Inicio del Proyecto	01-ene-11	
Periodo de Construcción	9	meses
Inicio de Operaciones Programado	01-oct-11	
Inicio de Operaciones Calculado	01-may-11	67%
Horizonte del Proyecto	20	años
Paridad Peso/Dólar	12.66	05-may-10
Tasa de Descuento	12.00%	
Costo Promedio Ponderado del Capital	12.00%	
Crédito (U.S. \$)		
Interés del Crédito	10.00%	
Plazo	3	años
Período de Gracia	3	años
Fecha del Primer Devengado	01-ene-11	
Fecha del Ultimo Desembolso	Suma Devengable	
Fecha de Cierre Contable	01-ene-10	

En seguida se captura la inversión estimada para el tren de precalentamiento EA-401 para operar con una capacidad de 28,500 bl/día de gasolina estabilizada.

Inversión estimada para el nuevo Tren de Precalentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD			
Concepto	Importe a invertir dividido		Integrado
	en Pesos MN	en US Dólares	en US Dólares
Activos Fijos			
Terreno			
Subtotal terreno			
<input type="button" value="Agrega concepto"/> <input type="button" value="Elimina concepto"/>			
Tren de Precalentamiento		3,068,600	3,068,600
Subtotal (ISBL)		3,068,600	3,068,600
<input type="button" value="Agrega concepto"/> <input type="button" value="Elimina concepto"/>			
Integración		306,860	306,860
Subtotal (OSBL)		306,860	306,860
Activos Diferidos			
<input type="button" value="Agrega concepto"/> <input type="button" value="Elimina concepto"/>			
Administración del proyecto		337,516	337,516
Subtotal activos diferidos		337,516	337,516
Contingencias			
Inversión Total (sin capital de trabajo)		3,712,976	3,712,976
			<i>US dólares</i>
			<i>47,006,276 Pesos MN</i>

a continuación se muestra un condensado del cargo anual por depreciación, con una tasa del 5% anual.

TABLA 24.- Cargo anual por depreciación de los equipos.

Concepto	Valor original (US\$)	Tasa (%)	Años	Cargo anual (USD/año)					Valor residual		(US\$)
				Año 1	Año 2	Año 5	Año 10	Año 15	Año 20	Año 21	
				2011	2012	2015	2020	2025	2030	2031	
Depreciaciones											
1502.- Edificios		3%	35	0	0	0	0	0	0	0	0
1504.- Plantas de refinación	3,712,976	5%	20	139,747	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	45,902	0
1504.- Plantas de ventas		4%	25	0	0	0	0	0	0	0	0
1505.- Ductos		2%	45	0	0	0	0	0	0	0	0
1507.- Bienes muebles controlados		10%	10	0	0	0	0	0	0	0	0
1508.- Equipos de transporte terrestre		20%	5	0	0	0	0	0	0	0	0
1511.- Equipos de transporte marítimo y pluvial		4%	25	0	0	0	0	0	0	0	0
1521.- Equipo de telecomunicaciones		10%	10	0	0	0	0	0	0	0	0
1524.- Equipo de cómputo		25%	4	0	0	0	0	0	0	0	0
1525.- Equipo de control ambiental		25%	4	0	0	0	0	0	0	0	0
Subtotal	3,712,976			139,747	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	45,902	0
Amortizaciones											
		5%	20	0	0	0	0	0	0	0	0
Total	3,712,976			139,747	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	45,902	0

Para este proyecto no se requiere tripulación adicional ya que los mismos empleados que operan y efectúan mantenimiento a los EA-401 existentes, serán los encargados de llevar a cabo estas actividades con los equipos sustitutos.

Se introduce el volumen de materias primas y productos, en estos se incluye el ahorro energético que se estima en el proyecto.

Tren de Pre calentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD										
Agregar materia prima			Eliminar materia prima			Agregar producto			Eliminar producto	
MATERIAS PRIMAS			Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Descripción	Clave	Unidad	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Var. inv. gasolina estabilizada	4780	B/Día	4,500	4,500	4,500	4,500	4,500	4,500	4,500	4,500
Agregar materia prima										
PRODUCTOS			Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Descripción	Clave	Unidad	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Var. inv. gasolina hidros	4800	B/Día	3,450	3,450	3,450	3,450	3,450	3,450	3,450	3,450
Var. inv. isopentano	4764	B/Día	900	900	900	900	900	900	900	900
Gas licuado	5020	B/Día	150	150	150	150	150	150	150	150
Ahorro Energético		MMBTU/Día	340	340	340	340	340	340	340	340
Agregar producto										

Los precios aplicables de cada uno de estos productos y materias primas, son vinculados del catálogo de precios actualizado del sistema. De esta forma se generan las tablas 25 y 26 de costos de producción y de ingreso por venta de productos.

TABLA 25.- Costos de producción del proyecto.

Costos de Producción para el Tren de Pre calentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD								
	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Materias Primas	54,879,879	90,611,644	91,651,779	89,851,902	94,181,901	95,352,114	98,264,055	101,211,408
Catalizadores y Sustancias Químicas	0	0	0	0	0	0	0	0
Servicios Auxiliares	0	0	0	0	0	0	0	0
Costos Variables Totales de Producción	54,879,879	90,611,644	91,651,779	89,851,902	94,181,901	95,352,114	98,264,055	101,211,408
Administración	0	0	0	0	0	0	0	0
Operación (Mano de obra directa)	0	0	0	0	0	0	0	0
Supervisión Técnica	0	0	0	0	0	0	0	0
Mantenimiento (Material y mano de obra)	63,766	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127
Costos de Operación	63,766	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127	95,127
Generales de Planta	41,448	61,832	61,832	61,832	61,832	61,832	61,832	61,832
Fijos directos	0	0	0	0	0	0	0	0
Seguro, Impuesto Sobre la Propiedad	52,041	77,636	77,636	77,636	77,636	77,636	77,636	77,636
Gastos Fijos	93,489	139,468	139,468	139,468	139,468	139,468	139,468	139,468
Costo Total en Efectivo de Producción	55,037,135	90,846,238	91,886,374	90,086,497	94,416,496	95,586,708	98,498,650	101,446,003
Depreciación	124,446	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649
Cargos de Capital	124,446	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649
Costo Total de Producción	55,161,581	91,031,887	92,072,023	90,272,145	94,602,144	95,772,357	98,684,298	101,631,651

TABLA 26.- Ingreso por venta de productos.

<i>Ingreso por venta de productos del Tren de Pre calentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD</i>										
PRODUCTOS			Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
Descripción	Clave	Unidad	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Total productos		U.S.\$	59,127,442	93,467,691	94,562,947	93,087,296	96,345,075	97,032,325	99,467,486	102,177,980
Var. inv. gasolina hidros	4800	U.S.\$	43,600,915	71,745,927	72,543,364	71,163,458	74,483,124	75,380,287	77,612,776	79,872,413
Var. inv. isopentano	4764	U.S.\$	13,860,122	19,229,297	19,104,563	18,979,313	18,852,910	18,603,054	18,727,630	19,103,562
Gas licuado	5020	U.S.\$	1,334,725	1,997,665	2,420,217	2,449,723	2,514,238	2,554,182	2,632,279	2,707,203
Ahorro Energético		U.S.\$	331,680	494,802	494,802	494,802	494,802	494,802	494,802	494,802

La tabla 27 muestra el estado de resultados del proyecto hasta el año 2017.

TABLA 27.- Estado de resultados proyecto EA-401.

<i>Estado de Resultados del Tren de Pre calentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD, en U. S. Dólares</i>								
	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8
	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018
Ingresos	59,127,442	93,467,691	94,562,947	93,087,296	96,345,075	97,032,325	99,467,486	102,177,980
Costo en efectivo de producción	55,037,135	90,846,238	91,886,374	90,086,497	94,416,496	95,586,708	98,498,650	101,446,003
Utilidad bruta de operación	4,090,307	2,621,453	2,676,573	3,000,800	1,928,579	1,445,617	968,836	731,977
Depreciación y amortización	124,446	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649	185,649
Utilidad de operación	3,965,861	2,435,804	2,490,924	2,815,151	1,742,930	1,259,968	783,187	546,328
Gastos financieros	0	0	0	0	0	0	0	0
Utilidad antes de impuestos	3,965,861	2,435,804	2,490,924	2,815,151	1,742,930	1,259,968	783,187	546,328
I. S. R.	1,189,758	730,741	747,277	844,545	522,879	377,990	234,956	163,899
Utilidad Neta de Operación	2,776,103	1,705,063	1,743,647	1,970,606	1,220,051	881,977	548,231	382,430
P. T. U.	396,586	243,580	249,092	281,515	174,293	125,997	78,319	54,633
Utilidad Neta	2,379,516	1,461,482	1,494,555	1,689,090	1,045,758	755,981	469,912	327,797
Utilidad Neta Acumulada	2,379,516	3,840,999	5,335,554	7,024,644	8,070,402	8,826,383	9,296,295	9,624,092
UNA + DEP + AMORT	2,503,962	6,530,610	12,051,812	19,262,105	27,518,156	36,530,188	46,012,132	55,821,873

7.2 Retorno de inversión y beneficios del proyecto.

La figura 24 indica un tiempo de recuperación de 1 año y 6 meses, por lo cual el proyecto es factible de realizar con los beneficios adicionales para el sistema que representa el índice de ocupación de la planta y la reducción en el volumen de importación de gasolinas de alto octano debido a una mayor producción de gasolina reformada de mayor índice de octano al mejorar también su carga. Además de los costos que no son visibles como es la reducción del mantenimiento del calentador BA-401 al operar con menor severidad.

Construcción de un Tren de Pre calentamiento EA-401 con capacidad de 28500 BPD Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime; Salina Cruz, Oax.		
Inicio del Proyecto	01-ene-11	
Periodo de Construcción	4 meses	
Inicio de Operaciones	01-may-11	
Horizonte del Proyecto	20 años	
Tasa de Interés Anual	12.00%	
Capital de Trabajo	0	Pesos MN
Inversión Total	47,006,276	Pesos MN
Valor Presente Neto	66,778,789	Pesos MN
Valor Presente de la Inversión	-45,649,714	Pesos MN
Indice de Rentabilidad (VPN / VPI)	1.46	
Tasa Interna de Retorno	209.72%	
Periodo de Recuperación de la Inversión	1 Año, 6 Meses	

FIGURA 24.- Retorno de inversión del proyecto EA-401.

En seguida se realiza el análisis de sensibilidad incrementando el 20% al costo de la inversión y posteriormente 20% al costo de construcción cuyos resultados se registran en las figuras 25 y 26 respectivamente.

Análisis de Sensibilidad: Incremento en la Inversión del 20%		
Construcción de un Tren de Precalentamiento EA-401		
con capacidad de 28500 BPD		
Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime; Salina Cruz, Oax.		
Inicio del Proyecto	01-ene-11	
Periodo de Construcción	4	meses
Inicio de Operaciones	01-may-11	
Horizonte del Proyecto	20	años
Tasa de Interés Anual	12.00%	
Capital de Trabajo	0	U.S.\$
Inversión Total	4,455,571	U.S.\$
Valor Presente Neto	4,250,989	U.S.\$
Valor Presente de la Inversión	-4,691,031	U.S.\$
Indice de Rentabilidad (VPN / VPI)	0.91	
Tasa Interna de Retorno	71.24%	
Periodo de Recuperación de la Inversión	1Año 9 Meses	

FIGURA 25.- Análisis de sensibilidad 1.

Análisis de Sensibilidad: Incremento en el Lapso de Construcción del 20%		
Construcción de un Tren de Precalentamiento EA-401		
con capacidad de 28500 BPD		
31-ene-06		
Inicio del Proyecto	01-ene-11	
Periodo de Construcción	30	meses
Inicio de Operaciones	23-jun-13	
Horizonte del Proyecto	20	años
Tasa de Interés Anual	12.00%	
Capital de Trabajo	0	U.S.\$
Inversión Total	3,712,976	U.S.\$
Valor Presente Neto	3,717,173	U.S.\$
Valor Presente de la Inversión	-2,722,584	U.S.\$
Indice de Rentabilidad (VPN / VPI)	1.37	
Tasa Interna de Retorno	50.20%	
Periodo de Recuperación de la Inversión	1 año, 8 meses	

FIGURA 26.- Análisis de sensibilidad 2.

De igual forma se calcula el retorno de inversión incrementando el área del EA-501 e introduciendo equipos para intercambio de calor efluente DC-501D y fondo de la torre

debutanizadora DA-402, sin embargo la tasa interna de retorno es menor al 10%, por lo que la inversión no es rentable.

Construcción de un Tren de Precalentamiento EA-401 e integración al calentador BA-403 con capacidad de 28500 BPD Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime; Salina Cruz, Oax.		
Inicio del Proyecto	01-ene-11	
Periodo de Construcción	9 meses	
Inicio de Operaciones	01-oct-11	
Horizonte del Proyecto	20 años	
Tasa de Interés Anual	12.00%	
Capital de Trabajo	0	Pesos MN
Inversión Total	84,990,074	Pesos MN
Valor Presente Neto	2,321,384	Pesos MN
Valor Presente de la Inversión	-75,883,995	Pesos MN
Indice de Rentabilidad (VPN / VPI)	0.03	
Tasa Interna de Retorno	8.10%	
Periodo de Recuperación de la Inversión	3 Años, 8 Meses	

FIGURA 27.- Cálculo de la tasa interna de retorno con integración al calentador BA-403.

El cálculo para la integración energética con el efluente del BA-501D, se realizó como opción para mejorar aún más el desempeño energético de la planta, sin embargo en el último período se verificó que la limpieza de los intercambiadores de calor EA-404 que precalientan la carga a la torre debutanizadora DA-402, mejora el desempeño del calentador BA-403.

Aun sin la integración energética mencionada en el párrafo anterior, al eliminar la ineficiencia energética del tren de precalentamiento EA-401 que alimenta al calentador BA-401 mejora notablemente el desempeño energético de la unidad hidrosulfuradora de gasolinas No. 1 de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”.

CAPÍTULO 8.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

8.1 CONCLUSIONES.

De acuerdo al análisis realizado en la unidad hidrodesulfuradora de gasolinas No. 1 de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime”, es evidente la baja eficiencia de transferencia de calor en el tren de precalentamiento EA-401, esto se debe a problemas mecánicos y de depósitos en los mismos tanto por el lado tubos como por el lado coraza. Lo anterior es incrementado debido a que los tubos son del tipo trenzado y de arreglo triangular, lo cual provoca mayor facilidad para que los sólidos se depositen en las paredes de los mismos por ambos lados. Considerar el cambio de estos equipos es una buena medida ya que reduciría el depósito de sólidos y facilitaría el mantenimiento y limpieza de los mismos.

El cálculo de equilibrio químico permitió considerar la temperatura a la cual se forman las sales de amonio, por lo que es importante tomar en cuenta este para el lavado de los equipos. En este caso el cuarto equipo antes de llegar a los enfriadores EA-401 es el ideal para llevar a cabo el lavado y evitar depósitos y arrastre de sales a equipos subsecuentes.

De acuerdo al cálculo de consumo energético y de retorno de inversión, el proyecto para cambio del tren de precalentamiento EA-401 aporta grandes beneficios tanto económicos como ambientales, ya que al reducir el consumo de combustibles se reduce también la emisión de contaminantes como CO₂, por lo que es atractivo llevarlo a cabo. Sin embargo, si la reducción de presupuestos es motivo que evite efectuar el cambio completo de los equipos, también es una opción sólo incrementar el área de transferencia de los equipos existentes. Para lo anterior se debe considerar que los equipos actuales de tubos trenzados seguirán ayudando a que las partículas suspendidas se depositen.

El otro problema que se detecta es el calentador BA-403, el cual opera al límite de diseño. Este equipo depende en primera cuenta de los intercambiadores EA-404, ya que

estos equipos de acuerdo al área disponible deberían tener un diferencial de temperatura de 90°C y sólo alcanzan del orden de los 70°C.

La integración térmica con el efluente del reactor DC-501D es teóricamente factible, de acuerdo al análisis PINCH, reduciendo ligeramente la carga térmica del calentador y por consiguiente el consumo de combustibles, sin embargo la tasa de retorno de inversión incluyendo esta integración en el proyecto es del orden de 8% debido a que se tendrían que incluir equipos de intercambio tanto a la llegada del BA-403 como en la reformadora con beneficios menores, por lo que no se recomienda esta última inversión.

8.2 RECOMENDACIONES.

Los depósitos por el lado coraza (carga) en su mayor proporción son del tipo ferroso, gran parte de estos se deben a la formación de sulfuro de fierro, es recomendable utilizar filtros, a la llegada de la carga, con malla de menor diámetro a los actuales, esto disminuirá la cantidad de partículas que llegan a los equipos. Por otra parte es recomendable atacar el problema de raíz vigilando la adición de inhibidores de corrosión en las plantas primarias y efectuando limpieza periódica a los tanques que almacenan la gasolina estabilizada ya que en estos es donde el tiempo de residencia es mayor. Es importante recubrir adecuadamente las paredes y fondo de los tanques para reducir la formación de partículas coloidales.

Se recomienda adquirir nuevos equipos de intercambio de calor para sustituir los EA-401, preferentemente de tubos y coraza por la facilidad que pueden presentar estos para su limpieza, además de tener la experiencia de las unidades hidrosulfuradoras que operan con turbosina y diesel primarios en el sistema, presentado menos problemas de ensuciamiento que los equipos con tubos trenzados. Los equipos de tubos trenzados existentes podrían utilizarse como relevo para el momento en que se tenga que realizar limpieza del tren de precalentamiento, evitando paro total de la unidad.

Otro aspecto que puede ayudar a reducir los depósitos y mejorar el desempeño energético es la alimentación directa de las plantas primarias. Lo anterior elimina el paso del producto por los tanques y por consiguiente reduce el área de contacto del producto con los metales, por otro lado la temperatura de llegada de la gasolina a la planta será mayor y entonces el calentador BA-401 requerirá menor diferencial de temperatura y por consiguiente de combustibles.

Se recomienda limpieza de los intercambiadores EA-404 para alcanzar temperaturas de alimentación a la debutanizadora de 130°C a 140°C, esto reduciría los requerimientos del calentador BA-403 y se puede incrementar de esta forma el flujo de alimentación a la unidad, manteniendo la producción de gasolina desulfurada y pentanos-hexanos de acuerdo a los requerimientos de las plantas reformadora e isomerizadora de gasolinas.

Por otro lado otro aspecto que lograría mejorar aún más el desempeño de la unidad es la adquisición e integración de los separadores de alta y baja presión ,que se consideró en la última modificación que se realizó a la planta hidrosulfuradora de gasolinas No.1, incluyendo la torre debutanizadora DA-402. Esto liberará de gas amargo a la torre debutanizadora y reduciría los requerimientos de energía del BA-403.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy.**
B. Linnhoof, D. W. Townsend, d. Boland, G. F. Hewitt, B. E. A. Thomas, A. R. Guy, R. H. Marsland.
The Institution of Chemical Engineers. England. 1982.
- [2] Chemical Engineering Thermodynamics.**
Jack Winning.
John Wiley and Sons Inc. 1997.
- [3] Direct Entalphy Exchange between Process Utilities.**
Zorca Novak Pintaric, Peter Glavic.
University of Maribor, Slovenia. 2002.
- [4] Energy Integration Of Crude Distillation Unit Using Pinch Analysis**
K. R. Ajao, H. F. Akande.
Researcher. 2009.
- [5] Engineering and Chemical thermodynamics.**
Milo D. Koretsky.
John Wiley and Sons Inc. 1997.
- [6] Exergy Analyzing Method in the Process Integration.**
Predrag Živković, Mirjana Laković, Predrag Rašković.
Faculty of Mechanical Engineering, Serbia and Montenegro. 2004.
- [7] Fouling of Heat Exchangers.**
T. R. Bott.
School of Chemical Engineering, University of Birmingham. 1995.

- [8] Guía para la interpretación de indicadores energéticos.**
Comisión Nacional Para el Uso Eficiente de la Energía.
Versión 2.2. 2009.
- [9] Heat Exchangers. Selection, Design and Construction.**
E. A. D. Saunders.
Longman Scientific and Technical. 1988.
- [10] Hydrodesulfuration and Hidrodenitrogenation.**
T. Kabe, A. Ishihara, W. Qian.
Wiley-VCH, Tokyo. 1999.
- [11] Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics.**
J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. Abbott.
Mc Graw Hill. 2005.
- [12] Manual Aspen Energy Analyzer.**
User Guide.
Aspen Tech. 2008.
- [13] Manual Aspen HYSYS.**
Operation Guide.
Aspen Tech. 2008.
- [14] Manual Exchanger design and rating user interface.**
User Guide.
Aspen Tech. 2008.
- [15] Manual de Operación de la Planta Hidrodesulfuradora de Gasolinas No. 1 de la Refinería Ing. “Antonio Dovalí Jaime”.**
Instituto mexicano del Petróleo. 1978.

[16] Manual de Operación de la Planta Hidrodesulfuradora de Gasolinas No. 1 de la Refinería Ing. “Antonio Dovalí Jaime”.

Instituto mexicano del Petróleo. Contrato PR-SPD-021/94.

[17] Optimization of CHP Systems using Pinch Technology.

Alook Saboo, Mridul Saboo.

Researchers Gwalior, India. 2009.

[18] Phase Equilibria in Chemical Engineering.

Stanley M. Walas.

Butterworth-Heinemann.1985.

[19] Physical and Chemical equilibrium for Chemical Engineering.

Noel De Nevers.

John Wiley and Sons Inc. 1997.

[20] Physical Properties.

D. K. Edwards (et al).

Washington hemisphere. 1983.

[21] Physical Properties of Inorganic Compounds.

Horvath Aristid Lajos.

London Arnold 1975.

[22] Pinch Analysis and Process integration.

Ian C. Kemp.

Second edition. 2007.

[23] Pinch Analysis: For the Efficient Use of Energy.

Natural Resources.

Canadá. 2004.

[24] Pinch Technology: Basics for the Beginners.

The Chemical Engineers' Resource. 2004.

[25] Plant Designs and Economics For Chemical Engineering.

Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaw, Ronald E. West.

Mc Graw Hill. 2003.

[26] Review of Chemical Equilibrium.

Nob Hill Publishing. 2004.

[27] Shell and Tube Heat Exchangers.

Stanley Yokell.

Mc Graw Hill. 1990.

[28] Thermodynamics of Chemical equilibrium.

Stephen Lower.

Simon Fraser University. 2008.