

**ESTUDIO TÉCNICO PARA EL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA  
ENERGÉTICA DEL TREN DE CALENTAMIENTO AL REACTOR R-4752 DE LA  
UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINA U4750 DE LA REFINERÍA  
DE BARRANCABERMEJA – ECOPETROL**

**Francisco Javier Barajas Flórez  
Ingeniero Electromecánico**

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

**2016**

**ESTUDIO TÉCNICO PARA EL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA  
ENERGÉTICA DEL TREN DE CALENTAMIENTO AL REACTOR R-4752 DE LA  
UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINA U4750 DE LA REFINERÍA  
DE BARRANCABERMEJA – ECOPETROL**

**Francisco Javier Barajas Flórez  
Ingeniero Electromecánico**

**Trabajo de grado para optar el título de  
Magister en Ingeniería Química**

**Director:**

**María Paola Maradei García.  
Ph.D. en Ingeniería Química**

**Codirector:**

**Humberto Escalante Hernández.  
Ph.D. en Ingeniería Química**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2016**

## **Agradecimientos**

A mi familia por su constante apoyo y sacrificio que permitieron contar con el tiempo y dedicación requeridos para desarrollar el importante reto de la MAESTRIA. Principalmente para mi esposa Sandra Milena, a mis hijos Jennifer, Jeyson y Oscar, a mis padres Eusebia y Facundo quienes fueron fuente de mi inspiración y motivación.

Para ECOPETROL S.A, en cabeza de Orlando Díaz que con sus políticas de desarrollo al personal me brindo los recursos para continuar adquiriendo conocimiento para el crecimiento personal y de nuestra compañía, a Marggy Liliana Santos que me permito tener su asesoría durante este estudio técnico de la unidad.

Para la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER con su excelente personal docente y profesional con calidad humana que nos permitió conocer nuevas herramientas, metodologías para el análisis operacional de nuestras unidades de proceso, en especial para María Paola Maradei y Humberto Escalante con su conocimiento y asesoría continua durante el trabajo de aplicación que nos permitió encontrar la mejor solución y además por amistad que es el valor más apreciado para mí como persona.

## CONTENIDO

	Pág.
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>20</b>
<b>1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....</b>	<b>22</b>
<b>2. OBJETIVOS.....</b>	<b>26</b>
2.1. OBJETIVO GENERAL.....	26
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	26
<b>3. MARCO TEÓRICO.....</b>	<b>28</b>
3.1. UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINAS EN LA GRB.....	28
3.2. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINA U-4750.....	31
3.3. PROCESO DE HIDROSULFURIZACIÓN.....	38
3.4. SIMULACIÓN DE PROCESOS.....	39
3.5. INTEGRACIÓN DE PROCESOS ENERGÉTICOS.....	40
3.5.1. Redes de intercambio de calor.....	41
3.5.2. Tecnología <i>Pinch</i> .....	41
<b>4. ESTADO DEL ARTE.....</b>	<b>46</b>
<b>5. METODOLOGÍA.....</b>	<b>51</b>
5.1. RECUPERACIÓN DE DATOS HISTÓRICOS DE LA UNIDAD DE HDS DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.....	51
5.1.1. Selección de variables y medidores.....	52
5.1.2. Depuración de datos.....	52
5.2. DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE DE LA UNIDAD U-4750.....	53

5.2.1. Temperatura de reactores.....	53
5.2.2. Diferencial de temperatura de los reactores.....	55
5.2.3. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo. ....	55
5.2.4. Selección del paquete termodinámico.....	57
5.2.5. Validación de la simulación.....	58
<b>5.3. SIMULACIÓN DE ALTERNATIVAS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO</b>	
H-4751.....	60
5.3.1. Simulación de alternativas que permitan una operación adecuada del horno H-4751.....	61
5.3.2. Evaluación de corrientes de sustitución de la energía suministrada por el horno. ....	61
<b>5.4. REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....</b>	<b>61</b>
5.4.1. Selección de corrientes calientes y frías .....	61
5.4.2. Aplicación de la metodología Pinch .....	62
5.4.3. Reglas para la evaluación de los diseños propuestos.....	63
<b>5.5. ALTERNATIVAS DE MEJORA .....</b>	<b>65</b>
<b>6. RESULTADOS Y ANÁLISIS .....</b>	<b>66</b>
<b>6.1. RECUPERACIÓN DE DATOS HISTÓRICOS DE LA UNIDAD DE HDS DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA .....</b>	<b>66</b>
6.1.1. Selección de las variables y medidores. ....	66
6.1.2. Depuración de datos.....	67
<b>6.2. DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE DE LA UNIDAD U-4750 .....</b>	<b>69</b>
6.2.1. Temperatura de reactores.....	69
6.2.1.1. Variación de la temperatura en los reactores .....	70
6.2.1.2. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo .....	71
6.2.2. Validación del paquete termodinámico.....	72
6.2.3. Validación de la simulación.....	73

6.3. SIMULACIÓN DE ALTERNATIVAS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO H-4751 .....	77
6.3.1. Evaluación de corrientes de sustitución de la energía suministrada por el horno. ....	80
6.4. REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR .....	81
6.4.1. Selección de corrientes calientes y frías. ....	81
6.4.2. Aplicación de la metodología Pinch. ....	83
6.4.3. Diseño de red usando un horno como fuente de energía adicional. ....	84
6.4.4. Diseño de red sin utilización de un horno. ....	89
6.4.5. Red de intercambio en la sección de carga y separación. ....	92
6.4.6. Red de intercambio en la sección de reacción. ....	93
6.4.7. Red de intercambio en la sección de estabilización. ....	95
6.5. ALTERNATIVAS DE MEJORA .....	96
<b>7. CONCLUSIONES .....</b>	<b>99</b>
<b>8. RECOMENDACIONES .....</b>	<b>100</b>
<b>BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>101</b>
<b>ANEXOS .....</b>	<b>108</b>

## LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Características de los catalizadores Axens de la U-4750.....	29
Tabla 2. Etapas del catalizador de hidrosulfurización. ....	51
Tabla 3. Parámetros de diseño para inicio y fin de corrida en los reactores según lo establecido por el licenciador Axens. ....	55
Tabla 4. Destilación ASTM D86 de nafta pesada.....	58
Tabla 5. Rango de variación de temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ) recomendados.....	63
Tabla 6. Medidores seleccionados por cada sección de la unidad.....	66
Tabla 7. Ejemplo de datos recopilados de la sección de carga y separación. ....	67
Tabla 8. Análisis estadístico de los datos del flujo del FI47501.....	68
Tabla 9. Depuración de algunos medidores de flujo de la sección de carga y separación. ....	68
Tabla 10. Valores promedio e intervalos de confianza. ....	69
Tabla 11. Validación de datos de diseño y datos históricos en reactores.....	70
Tabla 12. Variación de temperaturas de reactores. ....	71
Tabla 13. Temperaturas de lechos del R-4752. ....	71
Tabla 14. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo de consumo en cada reactor.....	72
Tabla 15. Comparativos entre los valores promedio depurados y los datos simulados usando los paquetes termodinámicos de Lee Kesler Plocker, Soave Redlich Kwong y Peng Robinson. ....	72
Tabla 16. Caracterización de nafta pesada en HYSYS.....	73
Tabla 17. Validación de la sección de carga y fraccionamiento. ....	74
Tabla 18. Validación de la sección de reacción. ....	74
Tabla 19. Validación de la sección de depuración de hidrógeno y recicló.....	74
Tabla 20. Comparación entre valores históricos depurados y valores simulados de HYSYS para las temperaturas de entrada y salida del E-4751. ....	75
Tabla 21. Datos de los intercambiadores simulados en <i>Aspen</i> HYSYS. ....	76

Tabla 22. Porcentaje de utilización de los intercambiadores de la U-4750.....	77
Tabla 23. Comparación entre operación y nuevo diseño de operación del horno (valores de la simulación de H-4751 por <i>Aspen HYSYS</i> ).....	78
Tabla 24. Simulación del R-4752 con operación del horno y sin el horno H-4751.....	80
Tabla 25. Corrientes para la integración de la unidad de hidrotratamiento de gasolina.....	82
Tabla 26. Denominación de parejas de corrientes de la Tabla 25 en el AEA. ....	83
Tabla 27. Selección de la red. ....	85
Tabla 28. Intercambiadores de procesos con horno .....	87
Tabla 29. Intercambiador de enfriamiento con horno. ....	88
Tabla 30. Selección de red sin horno.....	89
Tabla 31. Duty de proceso de red sin horno. ....	91
Tabla 32. Duty de enfriamiento de red sin horno. ....	91
Tabla 33. Comparativo de alternativas 1 y 2 del H-4751.....	97

## LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama de bloques de la U-4750.....	24
Figura 2. Sección de carga y separación de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.....	32
Figura 3. Sección de Reacción de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750. ....	34
Figura 4. Tren de calentamiento al reactor R-4752 de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.....	35
Figura 5. Sección de Depuración de Hidrógeno y Reciclo de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.....	36
Figura 6. Sección de Estabilización de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.....	37
Figura 7. Curva Compuesta del análisis <i>Pinch</i> .....	43
Figura 8. Bucle en una red de intercambio calórico. ....	44
Figura 9. Procedimiento para calcular datos atípicos y extremadamente atípicos.	53
Figura 10. Diagrama de caja del flujo de carga a la T-4751 (Valor dado en bbl/d). ....	67
Figura 11. Datos del Intercambio de calor del E-4751 simulado en ASPEN HYSYS. ....	76
Figura 12. Bypass propuesto para estudio en el E-4757A/B/C/D. ....	79
Figura 13. Red de intercambio de calor obtenida (diseño 5) usando la corriente de salida del H-4751.....	85
Figura 14. Red de intercambio de calor obtenida (diseño 5) usando corriente de Horno, simulada en HYSYS.....	86
Figura 15. Curva compuesta de la red con horno. ....	89
Figura 16. Red de intercambio de calor obtenida calculado sin usar la corriente de salida del H-4751.....	90

Figura 17. Curva compuesta de la red sin horno. ....	92
Figura 18. Red de intercambio de calor de sección de carga y separación.....	92
Figura 19. Curva compuesta de la red de carga y separación. ....	93
Figura 20. Red de intercambio de calor de la sección de reacción. ....	94
Figura 21. Curva compuesta sección de reacción. ....	94
Figura 22. Red de Intercambio de calor de la sección de estabilización. ....	95
Figura 23. Curva compuesta de la sección de estabilización. ....	95

## LISTA DE ANEXOS

	<b>Pág.</b>
ANEXO A. Diagramas por secciones con la ubicación de los medidores seleccionados e identificación de corrientes .....	108
ANEXO B. Análisis de datos por secciones .....	112
ANEXO C. Validación de la simulación .....	130
ANEXO D. Diseño de intercambiadores de acuerdo a simulación realizada por HYSYS .....	132
ANEXO E. Evaluación individual de las redes obtenidas por secciones .....	140

## GLOSARIO

AEA: *Aspen energy analyzer*.

API: *American Petroleum Institute* o medida de densidad que en comparación con el agua se define como pesado o liviano al petróleo.

ASTM D86: Método estándar para la destilación de productos del petróleo.

BBL: Unidad de volumen (barril británico), equivale a 158,98 litros o 42 galones.

Bbl/d: Unidad de flujo en barriles por día.

Bucles: Ciclo que se repite de forma indefinida ya que su condición para finalizar nunca se cumple.

C-4751: Compresor centrífugo para hidrógeno en la sección de depuración de hidrógeno y reciclo de la unidad.

DCS: Sistema de control Distribuido.

DEA: Amina llamada Dietanolamina.

D-4752: Tambor de reflujo de la torre separadora en la sección de carga y separación de la unidad.

D-4753: Tambor de carga en la sección de reacción de la unidad.

D-4754: Tambor de separador en la sección de reacción de la unidad.

D-4755: Tambor de separación de gas de reciclo en la sección de depuración de hidrógeno y reciclo de la unidad.

D-4756: Tambor de reflujo de la torre estabilizadora en la sección de estabilización de la unidad.

D-4760: Tambor acumulador de condensado de agua en la sección de carga y separación de la unidad.

EBP:(punto final de ebullición) (EBP, por sus siglas en inglés).

E-4751: Intercambiador de calor con proceso donde por el lado tubo va la carga a la T-4751 y por el lado casco va la corriente pesada del fondo de la T-4751 en la sección de carga y separación de la unidad.

E-4752: Intercambiador de calor con vapor de 150 psig por el lado tubo y por el lado casco la recirculación del fondo de la torre T-4751 en la sección de carga y separación de la unidad.

E-4753: Intercambiador de calor con aire para la corriente de cima de la T-4751 en la sección de carga y separación de la unidad.

E-4754: Intercambiador de calor con agua por el lado tubo y por el lado casco la corriente de nafta liviana de la cima de la T-4751 hacia la planta de soda en la sección de carga y separación de la unidad.

E-4755: Intercambiador de Calor con proceso donde por el lado casco va el efluente de nafta hidrotratada proveniente del E-4757 y por el lado tubo va la corriente de carga a los reactores proveniente del D-4753 en la sección de reacción de la unidad.

E-4756: Intercambiador de calor con vapor de 150 psig por el lado casco y por el lado tubo la nafta proveniente del E-4755 hacia el R-4751 en la sección de reacción de la unidad.

E-4757: Intercambiador de calor con procesodonde ´por el lado tubo viene la nafta hidrotratada proveniente del H-4751 y por el lado tubo la nafta del R-4751 hacia el R-4752 en la sección de reacción de la unidad.

E-4758: Intercambiador de calor con aire para la corriente de nafta hidrotratada hacia el D-4754 en la sección de reacción de la unidad.

E-4759: Intercambiador de calor con agua de la corriente del E-4758 hacia el D-4754 en la sección de reacción de la unidad.

E-4760: Intercambiador de calor con proceso donde por su lado casco va la corriente del D-4754 hacia la T-4753 y por el lado tubo va la corriente del fondo de la T-4751 hacia tanque en la sección de estabilización de la unidad.

E-4761: Intercambiador de calor con aire de la corriente de cima de la T-4753 en la sección de estabilización de la unidad.

E-4762: Intercambiador de calor con agua por el lado tubos y por el lado casco la corriente del E-4761 hacia el D-4756 en la sección de estabilización de la unidad.

E-4763: Intercambiador de calor con aire de la corriente producto del lado tubo del E-4760 en la sección de estabilización de la unidad.

E-4764: Intercambiador de calor con agua por lado tubo y por el lado casco la corriente del E-4763 hacia tanques en la sección de estabilización de la unidad.

ESD: *Emergency shut down.*

FCC: Craqueo catalítico fluidizado (FCC, por sus siglas en inglés).

GAS AGRIO: Gases que son ácidos ya sea solos o asociados con agua.

GRB: Gerencia Refinería Barrancabermeja.

HDT: Hidrotratamiento.

HDS: Hidrodesulfurización.

HEN: Red de intercambio de calor (HEN, por sus siglas en inglés).

HCN: Nafta pesada de cracking (HCN, por sus siglas en inglés).

HTN: Nafta hidrotratada (HTN, por sus siglas en inglés).

HR-806: Catalizador de hidrodesulfurización compuesto por óxidos metálicos de cobalto-molibdeno.

HR-845: Catalizador de hidrogenación de diolefinas.

H-4751: Horno de tiro natural en la sección de reacción de la unidad.

H-4752: Horno de tiro natural en la sección de estabilización de la unidad.

IBP: Punto Inicial de ebullición (IBP, por sus siglas en inglés).

LCN: Nafta liviana de cracking (LCN, por sus siglas en inglés).

MEN: Red de intercambio de masa (MEN, por sus siglas en inglés)

MPCED: Millones de pies cúbicos diarios.

NBP: Punto normal de ebullición (NBP, por sus siglas en ingles)

NCP: Punto de evaluación del *pinch* fuera de la metodología tradicional de cascada. *Non-cascadable point.*

PI: *Plant Information.*

PFE: Punto final de ebullición.

P-4751A/B: Bombas centrífugas de cima de la torre separadora en la sección de carga y separación de la unidad.

P-4752A/B: Bombas centrifugas de fondo de la torre separadora en la sección de carga y separación de la unidad.

P-4753A/B: Bombas centrifugas de carga en la sección de reacción de la unidad.

P-4754A/B: Bombas centrifugas del sistema de amina en la sección de depuración de hidrógeno y reciclo de la unidad.

P-4755A/B: Bombas centrifugas de cima de la torre de estabilización en la sección de estabilización de la unidad.

P-4756A/B: Bombas centrifugas del fondo de la torre de estabilización en la sección de estabilización de la unidad.

RVP: Presión de vapor Reid (RVP, por sus siglas en inglés) o presión de vapor verdadera en un líquido derivado del petróleo a una temperatura de 100 °C.

R-4751: Reactor de lecho empacado para saturación de diolefinas en la sección de reacción de la unidad.

R-4752: Reactor de lecho empacado para hidrosulfurización en la sección de reacción de la unidad.

SCF: Pies cúbicos por minuto en condiciones estándar (scf, por sus siglas en inglés).

TBP: Temperatura de ebullición verdadera (TBP, por sus siglas en inglés).

T-4751: Torre de platos de separación de gasolina en la sección de carga y separación de la unidad.

T-4752: Torre de platos absorbadora de amina en la sección de depuración de hidrógeno y reciclo de la unidad.

T-4753. Torre de platos de estabilización en la sección de estabilización de la unidad.

U-4750: Unidad de hidrotratamiento de gasolina.

WABT: Temperatura promedio del lecho del reactor (*weight average bed temperature*)

## RESUMEN

**TITULO:** ESTUDIO TÉCNICO PARA EL MEJORAMIENTO DE LA EFICIENCIA ENERGÉTICA DEL TREN DE CALENTAMIENTO AL REACTOR R-4752 DE LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINA U4750 DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA – ECOPETROL.\*

**AUTOR:** FRANCISCO JAVIER BARAJAS FLOREZ.\*\*

**PALABRAS CLAVES:** PINCH, HIDROTRATAMIENTO, SIMULACIÓN

### DESCRIPCIÓN

Uno de los principales indicadores en las Refinerías es el margen de refinación de las unidades de proceso, esto nos conlleva a realizar análisis y estudios que permitan mejorar la operación de las unidades y maximizar los productos en óptimas calidades, para la Gerencia Refinería Barrancabermeja de Ecopetrol S.A. en la unidad de hidrotreatmento de gasolina U-4750 en los últimos años se realizó un análisis económico de la unidad encontrando que se tiene oportunidad en el tren de calentamiento al reactor R-4752 en el ahorro de gas combustible del horno H-4751, este consumo de gas combustible en exceso se debe tener para mantener el horno en condiciones de seguridad del ESD (*Emergency shut down*) evitando una parada de la unidad no programada que afectaría la producción de gasolina de bajo contenido de azufre al país, en este trabajo de profundización se desarrolló una simulación en *Hysys* de la unidad de hidrotreatmento de gasolina durante un periodo de tres años partiendo de sus datos históricos de operación y productos que permitiera tener un modelo aproximado para encontrar alternativas en la disminución del consumo de gas combustible al horno H-4751 y otras alternativas de suplir la energía entregada por este equipo al proceso con una forma diferente de operar la unidad, además se realizó un análisis *pinch* por medio de *Aspen Energy Analyzer* que permitió verificar diferentes formas de tener una red de intercambio de energía eficiente en interacción con todas las corrientes de proceso de la unidad y también permitió verificar la eficiencia energética de cada sección que compone la unidad de hidrotreatmento de gasolina U-4750 comparada contra el diseño actual con el fin de encontrar mejoras significativas que conlleva a tener ahorros energéticos en toda la unidad.

---

\* Trabajo de Grado

\*\*Facultada De Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela De Ingeniería Química. Director. María Paola Maradei García. Codirector. Humberto Escalante Hernández

## ABSTRACT

**TITLE:** TECHNICAL STUDY FOR IMPROVING ENERGY EFFICIENCY TRAIN WARMING TO REACTOR R-4752 HYDROTREATMENT OF GASOLINE U4750 OF REFINERY OF BARRANCABERMEJA - ECOPETROL.\*

**AUTHOR:** FRANCISCO JAVIER BARAJAS FLOREZ.\*\*

**KEYWORDS:** PINCH, HYDROTREATMENT, SIMULATION

### DESCRIPCIÓN

One of the main indicators Refineries is the refining margin of the process units, this leads us to analysis and studies to improve the operation of the units and maximize the products in top quality, for the Barrancabermeja Refinery Management Ecopetrol S.A in the hydrotreating unit gasoline U-4750 in recent years an economic analysis of the unit finding that has no chance on the train heating the reactor R-4752 in the fuel gas furnace H-4751 was held, this fuel consumption excess gas must be to maintain the furnace in safety conditions of ESD (Emergency Shut down) avoiding a stop unit unscheduled would affect gasoline production of low sulfur to the country, in this work deepening a simulation developed in Hysys of gasoline hydrotreating unit for a period of three years starting from its historical operating data and products that would have an approximate model to find alternatives for reducing consumption of fuel gas to the furnace H- 4751 and other alternatives to supply the energy delivered by this team to the process with a different way of operating the unit, is also a Pinch through Aspen Energy Analyzer that allowed verify different ways to have an exchange network of efficient energy analysis was performed interaction with all process streams of the unit and also possible to verify the energy efficiency of each section that composes the hydrotreating unit gasoline U-4750 compared with the current design in order to find significant improvements leading to have energy savings the entire unit.

---

\* Working Grade.

\*\* Physicochemical Faculty of Engineering. School of Chemical Engineering. Director. María Paola Maradei García. Codirector. Humberto Escalante Hernández

## INTRODUCCIÓN

La reversión al Estado Colombiano de la Concesión De Mares, el 25 de Agosto de 1951, dio origen a la Empresa Colombiana de Petróleos, ECOPETROL, que había sido creada en 1948 mediante la Ley 165 de ese año.

La naciente empresa asumió los activos revertidos de la *Tropical Oil Company* que en 1921 inició la actividad petrolera en Colombia con la puesta en producción del Campo La Cira Infantas en el Valle Medio del Río Magdalena, localizado a unos 300 kilómetros al nororiente de Bogotá.

Los inicios de la Refinería de Barrancabermeja se dan con el primer equipo, un célebre alambique para destilar el crudo, traído de Talara, Perú, propiedad de la *Internacional Petroleum Company*, INTERCOL.

Este fue instalado en la actual área de la Topping, en el lugar que ocupan las calderas *Kellogs*. Alrededor del alambique fueron apareciendo tanques y chimeneas para procesar 1500 barriles

En la actualidad la Refinería de Barrancabermeja cuenta con cinco unidades de destilación atmosférica de crudo, cuatro unidades de destilación al vacío de crudo, cuatro unidades de ruptura catalítica, dos unidades viscorreductoras, una unidad desasfaltado con solvente y tres unidades de hidrot ratamiento.

La refinería procesa crudos de diferentes tipos para producir una gran variedad de productos requeridos por el mercado nacional. El área de refinación produce principalmente naftas y destilados.

El área de petroquímica elabora productos petroquímicos tales como: aromáticos y polietileno. El área de parafinas produce bases lubricantes y ceras.

En el área de ruptura catalítica se cargan gasóleos principalmente para producir GLP y gasolina a través del rompimiento de grandes moléculas de hidrocarburos.

El almacenamiento y distribución de los productos terminados y el recibo de crudos se realizan en el área de materias primas (MPPT). La mayor parte de los servicios industriales son generados en la refinería con recurso propio.

En diciembre de 2009 inicia exitosamente la operación de las nuevas unidades del Proyecto HDT que incluye una Unidad de Generación de Hidrógeno, una Unidad de Hidrotratamiento de Diésel, una Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina, una Unidad Recuperadora de Azufre, una Unidad ClausPol, una Unidad de Tratamiento de Aguas Agrias y una Unidad Regeneradora de Amina. El estudio se realizó en la unidad de hidrotratamiento de gasolina que su proceso elimina el contenido de azufre de la corriente de gasolina, haciéndolo reaccionar con hidrógeno para mejorar la calidad del combustible.

En la actualidad con los precios del petróleo tan bajos con valor de 40 \$ us/bbl, la Gerencia Refinería Barrancabermeja requiere mejorar las ganancias en las unidades medido como su margen de refinación, por lo tanto fue indispensable realizar un estudio que nos permitiera mejorar la eficiencia energética en la unidad de hidrotratamiento de gasolina U-4750 en el tren de calentamiento en la sección de reacción basado en interacciones de corrientes del mismo proceso por medio de un análisis pinch y otras alternativas que permita mejorar o suplir la corriente de energía en este tren de calentamiento con una operación confiable con los equipos, personas y medio ambiente con el fin de ahorros importantes en energía

## 1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La empresa ECOPETROL S.A es la primera compañía de petróleo de Colombia listada en el puesto 128 entre las empresas más grandes del mundo por Forbes (Forbes, 2014)<sup>1</sup> y es la segunda petrolera a nivel latinoamericano por detrás de Petrobras. Recientemente, la firma Platts (Platts, 2013)<sup>2</sup> ubicó a la petrolera como una de las 16 mejores del mundo, primera en América Latina y tercera del continente.

Debido a los requerimientos de mercado, ambientales y de ley, nacionales e internacionales, se hizo necesario la implementación de nuevas unidades de hidrot ratamiento en la refinería de Barrancabermeja. Esto con el fin de producir una gasolina con bajo contenido de azufre, según la resolución 1180 de 2006 del gobierno nacional para combustibles más limpios. Hasta el año 2003, las regulaciones establecían un contenido máximo de azufre en diésel de hasta 4500 ppm y en gasolina de hasta 1000 ppm (Ministerio de ambiente, vivienda y desarrollo territorial , 2004)<sup>3</sup>. Sin embargo, en el año 2006 se establecieron calidades de combustibles más rigurosas; la resolución 1180 estableció, por ejemplo, que el contenido máximo de azufre no debe ser mayor de 500 ppm en el diésel y de 300 ppm en gasolinas, a partir del 31 de diciembre del 2010 (Ministerio de Minas Y Energia, 2006)<sup>4</sup>.

---

<sup>1</sup> FORBES. Forbes [En línea] [citado 30 de septiembre de 2014] Disponible en: <http://www.forbes.com/global2000>.

<sup>2</sup> PLATTS [En línea] // Platts.- [citado 30 de septiembre de 2014] Disponible en: <http://top250.platts.com/Top250Rankings/2013>.

<sup>3</sup> MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL Resolución 0447 de 2003 [Artículo] // Diario Oficial de la República. - 2004.

<sup>4</sup> MINISTERIO DE MINAS Y ENERGIA. Resolución Numero 1180 // Resolucion Numero 1180. - SANTA FE DE BOGOTA : [s.n.], 21 de 06 de 2006.

Así las cosas, las unidades de hidrotratamiento son unas de las más importantes en la industria de refinación de petróleo (Breysse, y otros, 2008)<sup>5</sup> ya que permiten alcanzar las exigentes especificaciones en contenidos de azufre en gasolinas y diésel establecidas por el Ministerio de Minas y Energía.

A principios del año 2000 se inició el estudio de la construcción de las unidades de hidrotratamiento para diésel y naftas, pero sólo hasta principios del 2009 se realizó el montaje de los primeros equipos y para finales de diciembre del 2010 se realizó el arranque exitoso de todas las unidades. La ingeniería de detalle estuvo a cargo de la Unión Temporal (UT) Technip-TPL (RWD, 2009)<sup>6</sup>. El proceso opera actualmente bajo la licencia de AXENS con su proceso **Prime G+**.

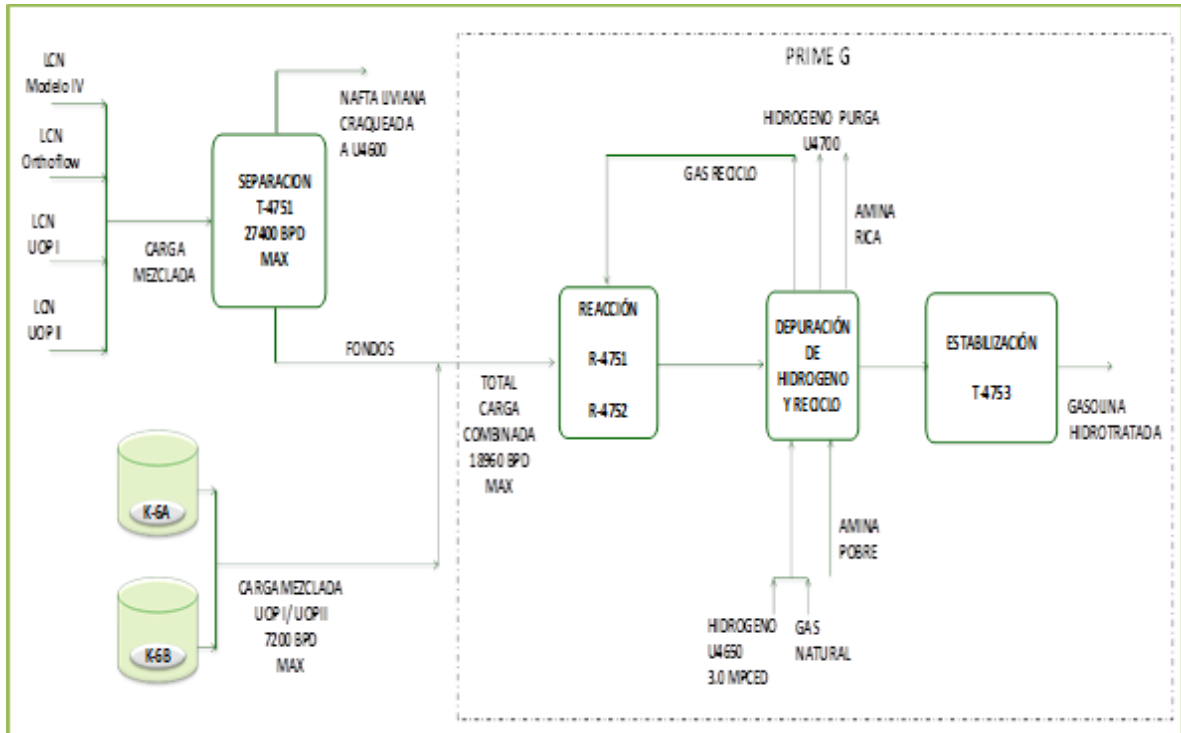
La unidad de hidrotratamiento de gasolina, U-4750 (Figura 1) existente en la GRB fue diseñada para una carga de 18.960 bbl/d con una relación de 158,23 scf de H<sub>2</sub>/bbl de carga (temperatura de 60°F). El propósito de esta unidad es alcanzar una profunda hidrodesulfurización de la HCN proveniente de las unidades de FCC (UOPI, UOP II, Modelo IV y Orthoflow) caracterizadas por su alto contenido de azufre y olefinas.

---

<sup>5</sup> BREYSSE, GEANTET Christophe y AFANASIEV Pavel. Recent studies on the preparation, activation and design of active phases and supports of hydrotreating catalysts [Publicación periódica] // Catalysis Today. - 115 de 2008. - 1 : Vol. 130. - págs. 3-13.

<sup>6</sup> RWD. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750 [Libro]. - Barrancabermeja : [s.n.], 2009.

**Figura 1. Diagrama de bloques de la U-4750.**



La sección de reacción de la U-4750 está conformada por dos reactores catalíticos (el primero llamado de diolefinas y el segundo de HDS) y un tren de calentamiento. Este último conformado por cuatro intercambiadores en serie y un horno, tiene como función calentar la carga proveniente del reactor de diolefinas hasta la temperatura requerida para la reacción en el reactor de HDS.

Durante los tres primeros años de operación de la unidad, el catalizador de HDS está en condiciones de máxima actividad requiriendo de manera importante al horno ubicado en el tren de calentamiento, en especial durante la puesta en servicio de la unidad; es decir hasta que se mantenga la temperatura de reacción deseada en el reactor de HDS. Pasada esta fase y alcanzadas las condiciones de régimen permanente, se presentan problemas en el horno ya que este debe ser operado en condiciones muy por debajo de las de diseño. Esto debido a que el requerimiento de energía hacia el reactor de HDS es muy bajo, consecuencia de

que la reacción es exotérmica. Para compensar estas dificultades de operación se ha venido funcionando con 2 de 3 quemadores en servicio, en condiciones de presión mínima permisibles por el sistema de seguridad de la planta (ESD). Además de ello, la combustión del horno se está realizando con altos excesos de oxígeno (por encima de 13%p-p) muy superiores a los normales definidas por el fabricante (2 - 4%p-p).

Estas deficiencias en la marcha del tren de calentamiento constituyen un problema para la GRB ya que se está generado ineficiencia energética derivando esto en un problema económico, debido a la operación inadecuada del horno con un alto porcentaje de exceso de oxígeno. Por tanto, el objetivo de este trabajo fue realizar un estudio técnico que permita generar alternativas para el aprovechamiento eficiente de la energía de la unidad de hidrotreatmento de gasolinas (U-4750) de la Gerencia Refinería Barrancabermeja bajo las condiciones de operación actual.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. OBJETIVO GENERAL**

Realizar un estudio técnico que permita generar alternativas para el aprovechamiento eficiente de la energía de la unidad de hidrotratamiento de gasolinas (U-4750) de la Gerencia Refinería Barrancabermeja bajo las condiciones de operación actual.

### **2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS**

Evaluar técnicamente y bajo las condiciones de operación actuales, la unidad de hidrotratamiento de gasolinas (U-4750) con el fin de determinar los rendimientos energéticos en una ventana de 3 años y las causas de ineficiencias existentes.

Evaluar técnicamente la U-4750 utilizando combinación de corrientes de alimentación diferentes a las utilizadas actualmente en el horno del tren de calentamiento de la unidad con el fin de determinar posibles alternativas de mejora de la eficiencia energética de la unidad.

Diseñar una nueva red de intercambio de calor para la U-4750, mediante la tecnología *Pinch*, con el fin de optimizar la recuperación energética del proceso y confrontarla a la situación actual de la unidad.

Determinar al menos 2 alternativas de mejora de la red de intercambio de calor de la U-4750 que sean accesibles en cuanto a costos de inversión, implementación

física, disminución de gastos energéticos y disminución de emisiones contaminantes.

### 3. MARCO TEÓRICO

Parte de la misión del Grupo Empresarial Ecopetrol es encontrar y convertir fuentes de energía en valor para los clientes y accionistas asegurando la integridad de las personas, la seguridad de los procesos y el cuidado del medio ambiente; así mismo contribuyendo al bienestar de las áreas en donde opera Ecopetrol, con personal comprometido que busca la excelencia, su desarrollo integral y la construcción de relaciones de largo plazo con los grupos de interés y la visión de la empresa al año 2020.

En el contexto de la búsqueda frecuente por ser parte de las 30 compañías más grandes del mundo en la industria petrolera y en cumplimiento de la resolución 1180 de 2006, en concordancia con las políticas empresariales, que le han dado reconocimiento internacional en innovación y compromiso con el desarrollo sostenible, Ecopetrol instaló en sus refinerías varias unidades de hidrotratamiento de gasolinas como ejecución del proyecto desarrollado por la Vicepresidencia de Refinación y Petroquímica, para el hidrotratamiento de combustibles GRB.

#### 3.1. UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINAS EN LA GRB

La unidad de hidrotratamiento de gasolina, U-4750 (Figura 1) fue diseñada para una carga de 18 960 bbl/d con una relación de 158,23 scf de H<sub>2</sub>/bbl de carga (temperatura de 60°F). Se encuentra bajo la licencia de Axens con su proceso **Prime G+**. El propósito de esta unidad es alcanzar una profunda hidrodesulfurización de la HCN proveniente de las unidades de FCC caracterizadas por su alto contenido de azufre y olefinas. Las cargas usadas provienen de las cuatro unidades de craqueo que se encuentran en la refinería de

Barrancabermeja; UOPI, UOP II, Modelo IV y Orthoflow. El producto obtenido conteniendo bajas cantidades de olefinas y azufre, es enviado al sistema de mezclado de gasolinas y nafta hidrotratada (Ecopetrol S.A, 2009)<sup>7</sup>.

La tecnología aplicada en la unidad utiliza dos reactores de lecho fijo con catalizadores HR-845 y HR-806 (Ver Tabla 1) de fácil carga y descarga, los cuales han sido probados comercialmente y tienen entre otras propiedades la posibilidad de ser regenerados, lo que resulta en un menor costo del procesamiento.

**Tabla 1. Características de los catalizadores Axens de la U-4750.**

CATALIZADORES AXENS					
Equipo	Función	Tipo catalizador	Composición	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	Cantidad usada (lb)
R-4751	Saturación diolefinas	HR-845	Ni-Mo	52	38511
R-4752	Hidrodeshulfurización	HR-806	Co-Mo	32	57056

Se ha demostrado comercialmente el uso cíclico de tres años de catalizadores procesando nafta FCC y usando una combinación de catalizadores de hidrogenación selectiva (Reactor de Diolefinas R-4751) y de hidrodeshulfuración selectiva (Reactor HDS R-4752)

Las ventajas más destacables de la aplicación de esta tecnología se muestran a continuación:

- Permite trabajar a relativamente altas velocidades espaciales.

<sup>7</sup> ECOPETROL S.A. ECOGRB-GHT-MDPU-CA02 [Sección de libro] // ECOGRB-GHT-MDPU-CA02 / aut. libro S.A Ecopetrol. - Barrancabermeja : [s.n.], 2009.

- La configuración del proceso y su sistema catalítico permiten evitar las reacciones de polimerización responsables del aumento de la caída de presión.
- Tiene una torre separadora (T-4751), aguas arriba del reactor, que permite fraccionar las corrientes de alimento que contienen LCN y HCN con el fin de sólo permitir el envío de la nafta pesada al reactor para hidrodesulfurización. Esta separación se realiza con el criterio del IBP de la corriente del fondo para mantener la carga a la unidad de hidrotreatment Prime G en valores desde 200 a 210 °F. La corriente liviana de la cima de la torre es enviada a la unidad de tratamiento con soda U-4600 para retirar mercaptanos.
- Presenta un control exacto de la temperatura del lecho catalítico por medio de un sistema específico de enfriamiento con gas.
- Elección de catalizadores específicos y condiciones de operación que minimizan la saturación de olefinas y por lo tanto la pérdida de octano. Esto permite niveles de hidrodesulfurización de la gasolina FCC sobre el 95% lo cual modera la pérdida de octano y el consumo de hidrógeno.
- Presenta un ciclo inherentemente largo, debido a las características mencionadas anteriormente. La unidad está diseñada para operar continuamente entre las paradas por mantenimiento (*turn a round*) de la FCC y por consiguiente, asegura un *pool* de gasolina de bajo azufre.
- Las gasolinas HCN del reactor de Prime G+ contiene un bajo nivel de mercaptanos y no requiere endulzamiento para entrar al *pool* de gasolina (AXENS NORTH AMERICA, 2004).

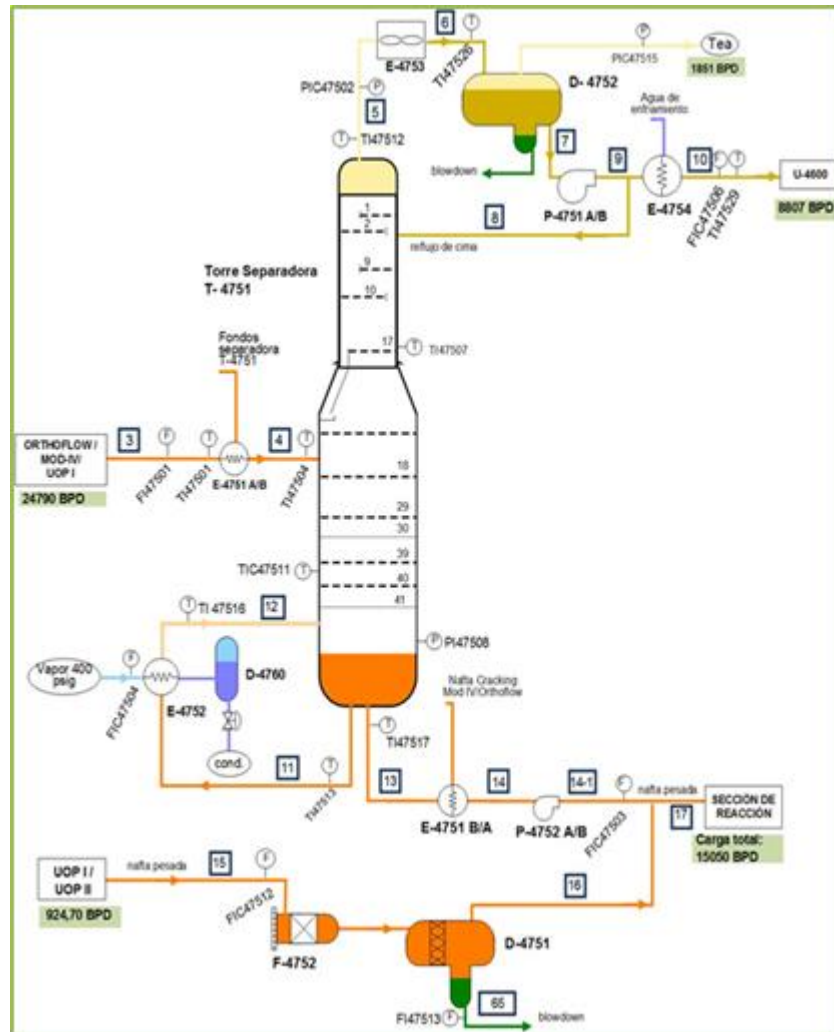
### 3.2. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE GASOLINA U-4750

La U-4750 se constituye de cuatro secciones principales, mostradas en la Figura 1 y descritas a continuación:

- **Sección de Carga y Separación.** Esta sección se observa en la Figura 2 y corresponde a la separación de la carga. Está compuesta por una torre de separación tipo *splitter* (T-4751), en donde se realiza la separación de las gasolinas provenientes de las plantas FCC (modelo IV, Orthoflow, UOP I o UOP II), en una sección de tratamiento con soda para remoción de mercaptanos de las gasolinas LCN obtenidas de la cima de la columna y que son enviadas posteriormente al pool de mezcla de gasolina, y una sección de mezclado de las gasolinas HCN obtenidas del fondo de la columna con la gasolina pesada de las plantas FCC (UOP I y UOP II) para posteriormente, ser enviadas a la sección de reacción.

En la actualidad, la T-4751 trabaja con carga LCN de la UOP I o de la UOP II, adicionalmente se está completando su capacidad máxima (27400 bbl/d) mediante la inyección de gasolinas proveniente de las unidades FCC: Modelo IV y Orthoflow. En estas condiciones de carga especial, el valor máximo de volatilidad, medida como RVP, de la gasolina a 100 °F es de 8. El fraccionamiento deseado en la torre está regido por el IBP de la gasolina de la corriente de gasolina HCN.

**Figura 2. Sección de carga y separación de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.**



- **Sección de Reacción.** Esta sección se observa en la Figura 3 en donde se encuentran dos procesos: a) la hidrogenación de diolefinas de la carga inicial y b) la hidrodesulfurización (HDS) de gasolinas.

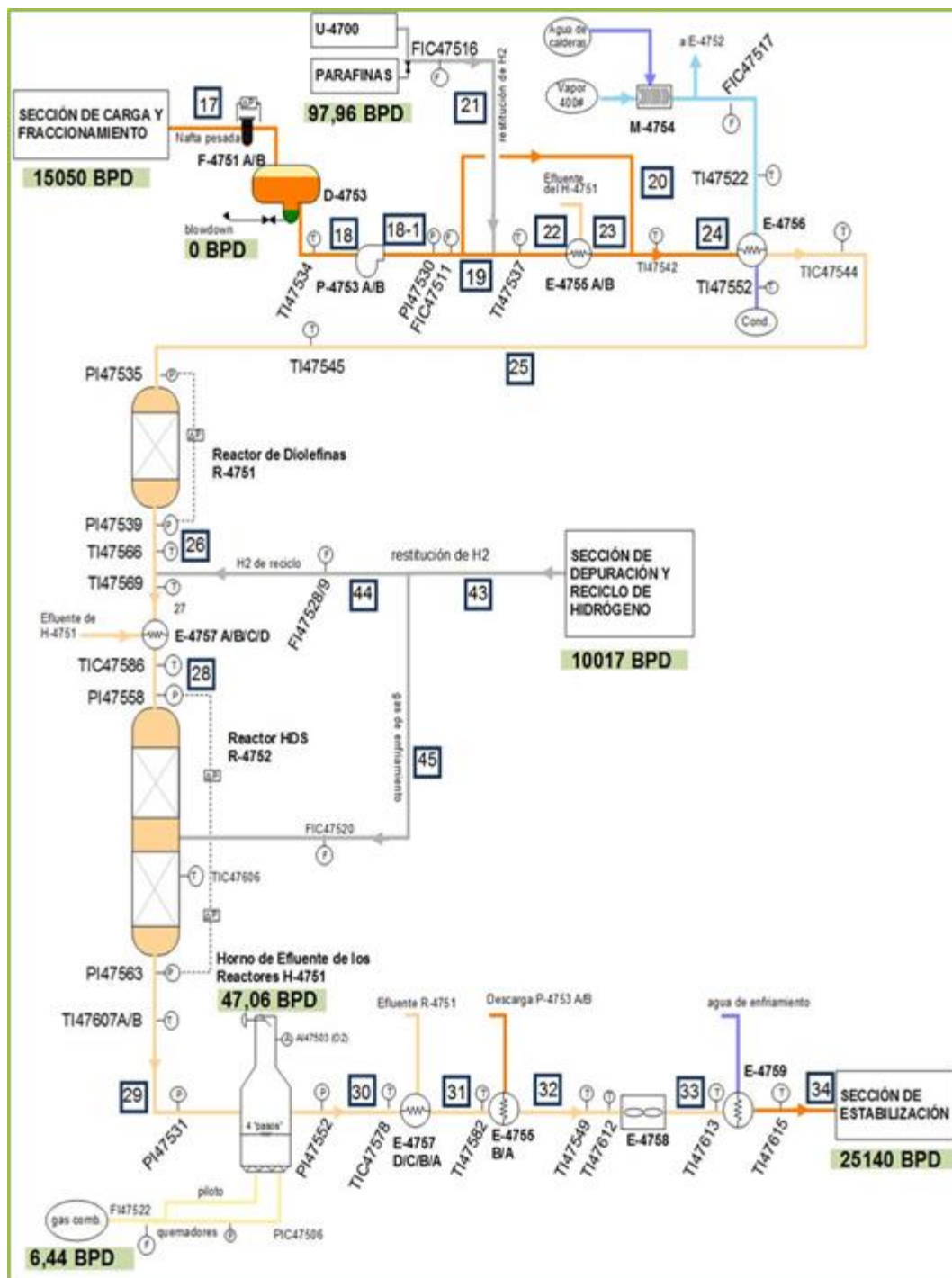
En el primer proceso, la eliminación de las diolefinas se efectúa mediante la isomerización de olefinas externas a olefinas internas; lo que evita la formación de gomas en el reactor de hidrodesulfurización. La reacción de isomerización se realiza en el reactor R-4751 conformado por un lecho catalítico que contiene un

catalizador de Ni-Mo (referencia HR-845, proveedor Axens) y usando hidrógeno a 99%v de pureza. La relación de hidrógeno/volumen de carga en este proceso es de 35 scf/bbl a 60°F.

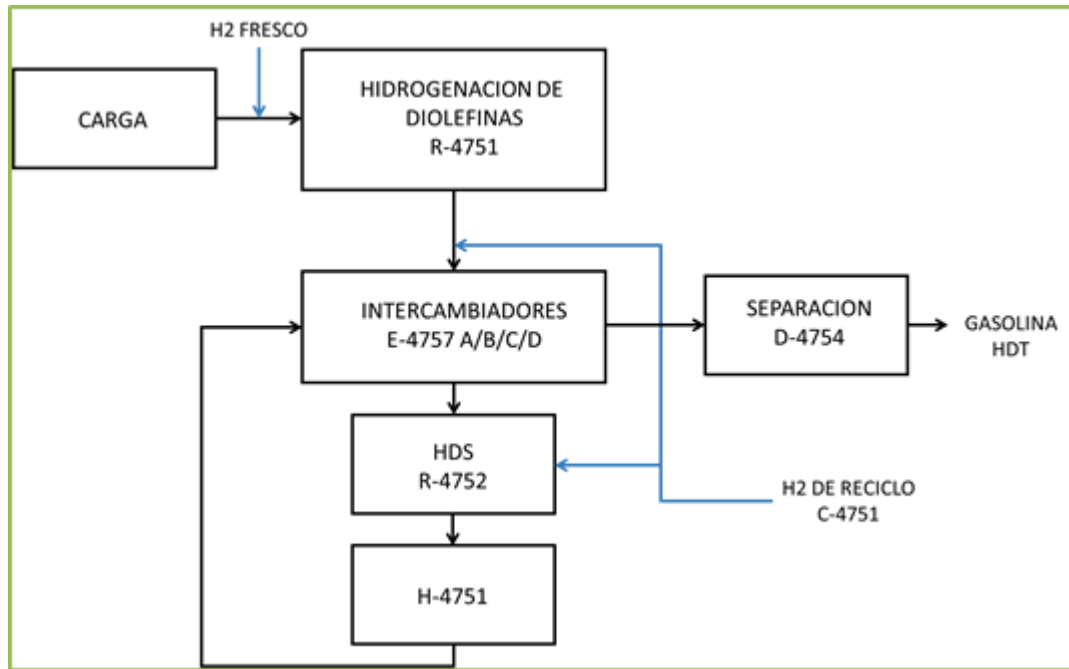
El segundo proceso se realiza en el reactor R-4752 a condiciones de operación específicas para evitar las reacciones de craqueo. El catalizador usado contiene Co-Mo (referencia HR-806, proveedor Axens) que se encuentran en distribuido en dos lechos y permite desulfurizar la gasolina de alimentación mientras que se minimiza la saturación de olefinas y la pérdida de octano. En esta parte del proceso se logra reducir el azufre de la corriente de alimentación desde 1604 ppm hasta 32 ppm de azufre. La relación de hidrógeno/volumen de carga en este proceso es de 135 scf/bbl a 60°F.

Adicionalmente, esta sección cuenta con un tren de calentamiento conformado por cuatro intercambiadores en serie (E-4757A/B/C/D) y el horno (H-4751), lo cual se resume en la Figura 4. La función de este tren es calentar la carga proveniente del reactor de diolefinas (R-4751) hasta la temperatura de 500 °F requerida para la reacción en el reactor HDS (R-4752). Para ello, el efluente del R-4751 pasa por la carcasa de los cuatro intercambiadores en serie antes de ser inyectados por el tope del reactor de hidrodeshulfuración en dónde se produce una reacción exotérmica. La gasolina hidrotratada es enviada por el lado del tubo al horno de tiro natural H-4751, con el fin de aumentar la temperatura hasta 586 °F, previo al paso por el tren de intercambiadores. Luego, la gasolina es enviada al *drum* (D-4754) en dónde se efectúa la separación de corrientes; gaseosas y líquidas del proceso, antes de pasar a la sección de estabilización.

Figura 3. Sección de Reacción de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.

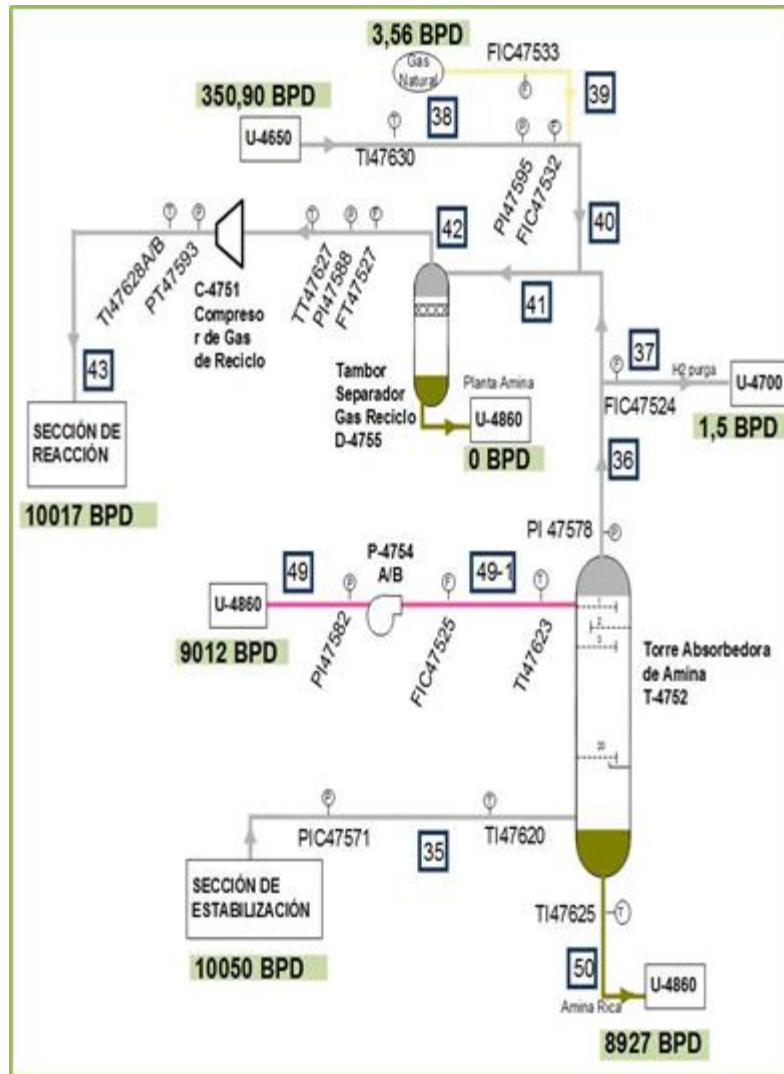


**Figura 4. Tren de calentamiento al reactor R-4752 de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750**



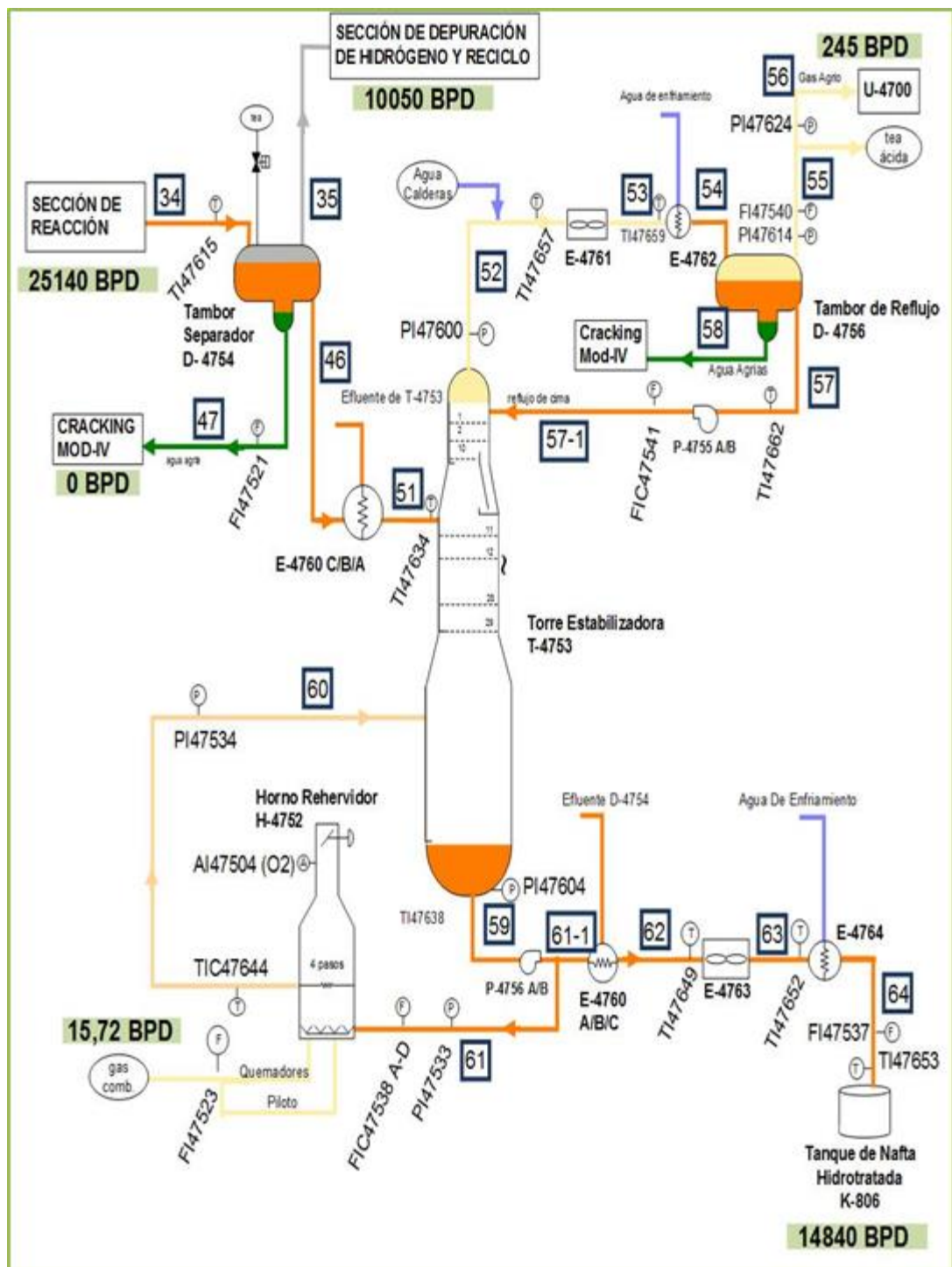
- **Sección de depuración de hidrógeno y reciclo.** En la Figura 5 se observa el flujo del gas agrio con hidrógeno proveniente del proceso de desulfurización, el cual entra por la parte inferior de la torre absorbadora de gases (T-4752) donde se eliminan los compuestos de azufre usando un líquido absorbente. Este líquido es una amina llamada dietanolamina (DEA) proveniente de la unidad regeneradora de amina (U-4860). El hidrógeno purificado sale por la cima de la T-4752 donde se une a una línea de hidrógeno de restitución (*hydrogen make-up*) proveniente de la planta de generación de hidrógeno (U-4650). Esta mezcla se lleva al compresor de reciclo (C-4751) para reciclar el hidrógeno al sistema de reacción.

**Figura 5. Sección de Depuración de Hidrógeno y Reciclo de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750**



- Sección de estabilización.** Esta sección se observa en la Figura 6, está conformada por la torre estabilizadora T-4753 compuesta por 29 bandejas; 19 de las cuales corresponden a la sección de agotamiento. Esta torre se utiliza para la extracción de ácido sulfhídrico disuelto y fracciones ligeras de gasolina. Posteriormente, la gasolina hidrotratada efluente del reactor es enviada al pool de gasolinas para sus respectivas mezclas.

Figura 6. Sección de Estabilización de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750.



### 3.3. PROCESO DE HIDROSULFURIZACIÓN

El azufre, después del hidrógeno y el carbón, es el elemento que se encuentra en mayor proporción en petróleo crudo, contando con un porcentaje en peso que va desde el 0,03% al 7,89% (Mehran, y otros, 2007)<sup>8</sup> expuesto en forma orgánica como tioles, sulfatos y tiofenos y en forma inorgánica como azufre elemental, ácido sulfhídrico y piritita disuelta (Agarwal, y otros, 2010)<sup>9</sup>. Dentro de crudos más pesados es usual encontrar compuestos azufrados cíclicos como los tioéteres y tiofenos saturados (tiolanos) (los cuales se separan fácilmente del crudo mediante tratamientos térmicos usuales) y azufres en anillos aromáticos como el benzotiofeno. Además, se encuentran en extractos bituminosos de mayor complejidad en la separación (Gray, 2010)<sup>10</sup>. La identificación de los compuestos azufrados presentes en el crudo ha derivado en la detección de heteroátomos que decrecen en complejidad conforme a su contenido en masa (Shy, y otros, 2010)<sup>11</sup>. Para la eliminación de estos contenidos, potencialmente perjudiciales para la salud humana y del planeta (Goldsmith, 1968)<sup>12</sup>, se han desarrollado algunos procedimientos que utilizan métodos físicos, químicos y biológicos.

El método de hidrosulfurización es el utilizado en nuestro tratamiento de la unidad de gasolina de la Gerencia Refinería Barrancabermeja y consiste en la inyección simultánea de gasolina proveniente de las unidades de ruptura catalítica e hidrógeno diatómico en un reactor de lecho empacado con catalizadores que tienen el propósito de saturar con hidrógeno las valencias de los compuestos carbono-azufrados. Los catalizadores más comunes están hechos de níquel,

---

<sup>8</sup> MEHRAN, AMARJEET Y ARGYRIOS. Biodesulfurization of refractory organic sulphur compounds in fossil fuels [Publicación periódica] // Science Direct. - Ontario : [s.n.], 25 de 7 de 2007. - Vol. 25. - págs. 570-596.

<sup>9</sup> AGARWAL Y SHARMA. Comparative studies on the biodesulfurization of crude oil with other desulfurization techniques and deep desulfurization through integrated processes [Publicación periódica] // Energy Fuels. - New Delhi : Energy Fuels, 24 de 1 de 2010. - págs. 518-524.

<sup>10</sup> GRAY. Fundamentals of oil sands upgrading [Libro]. - Alberta. : University of Alberta, 2010. - Vol. 83.

<sup>11</sup> SHY et al. Characterization of sulphur compounds in oilsands bitumen by methylation followed by positive-ion electrospray ionization and Fourier transform ion cyclotron resonance mass spectrometry [Publicación periódica] // Energy Fuels. - Alberta : [s.n.], 20 de 5 de 2010. - 5 : Vol. 24. - págs. 3014-3019.

<sup>12</sup> GOLDSMITH Junior. Effects of air pollution on human health [Sección de libro] // Air pollution and its effects / aut. libro Goldsmith J.R.. - New York : [s.n.], 1968. - Vol. 25.

cobre y/o molibdeno en soportes mixtos de óxido de aluminio (Zanella, y otros, 2002)<sup>13</sup>. La elección del tipo de catalizador depende de las condiciones y propiedades de la gasolina a tratar.

Es de especial atención que la dificultad de la separación de los compuestos aromáticos azufrados disminuye mediante el hidrotratamiento debido a que éste permite el craqueo de los anillos por la hidrogenación (Corma, y otros, 1970)<sup>14</sup>.

A pesar de ser un método muy aplicado en la industria, este cuenta con ciertas dificultades como la formación de depósitos metálicos en el catalizador, ensuciamiento y coquizado del catalizador, con su consecuente desactivación en ambos casos y factores asociados a la poca adsorción en el catalizador, debido al diámetro de poro del mismo (Wieckowska, 1995)<sup>15</sup>.

### **3.4. SIMULACIÓN DE PROCESOS**

La utilización de un software de simulación para la unidad de hidrotratamiento facilita su evaluación técnica ya que permite predecir su comportamiento en un rango de condiciones de operación determinado. Cabe anotar que simulación de procesos químicos se basa en la aplicación de modelos matemáticos definidos a partir de los balances de masa y energía de éstos.

*Advanced System for Process Engineering (Aspen, por sus siglas en inglés)* ofrece un simulador de procesos en estado estacionario dirigido principalmente a la industria petroquímica en niveles de diseño conceptual, monitoreo, control y

---

<sup>13</sup> ZANELLA et al . Caracterización de catalizadores Mo, NiMo y CoMo en su estado sulfurado [Publicación periódica] // Revista Mexicana de ingeniería química. - 2002. - 1-2 : Vol. 1. - págs. 13-21.

<sup>14</sup> CORMA. et al On the mechanism of sulfur removal during catalytic cracking [Publicación periódica] // Appl Catal . - [s.l.] : Appl Catal, 1970. - págs. 135-152.

<sup>15</sup> WIECKOWSKA Jadwiga. Catalytic and adsorptive desulphurization of gases [Publicación periódica] // Catalysis today. - 1995. - 4 : Vol. 25. - págs. 405-465

optimización de procesos. Este simulador integra modelos en estado estable y dinámico, lo que permite evaluar efectos en la acción sobre las variables del proceso de manera inmediata. (Gil, 2012)<sup>16</sup>. La herramienta de aplicación para la industria química *Aspen HYSYS* maneja una simulación de tipo híbrida. Su versión 8.6 tiene un entorno de simulación dividido en cuatro ambientes: *Properties*, *Simulation*, *Safety Analysis* y *Energy Analysis*.

Este software se utilizó para la simulación de la U-4750, con énfasis especial en las unidades de intercambio de calor y el horno H-4751.

### 3.5. INTEGRACIÓN DE PROCESOS ENERGÉTICOS

Con el objetivo de disminuir el consumo de energía dentro de las plantas de procesamiento evitando el requerimiento de fuentes auxiliares de energía, la integración de procesos surge como la alternativa más próxima a la solución de los problemas derivados de esta situación. Dicha integración que puede ser de masa o de energía, adapta los sistemas presentes en la planta (topologías de redes de intercambio calórico, de purificación, entre otros) de modo que el consumo se conserve dentro del balance global de la misma (Mamdouh, 2015)<sup>17</sup>. El enfoque de disminución de consumo apunta a los servicios industriales, ya que son estos el mayor componente en el costo total de operación anual en la mayoría de industrias de procesos químicos (Jiménez, 2006)<sup>18</sup>. Siendo así las cosas, se evidencia que los servicios industriales en relación a los procesos de intercambio de calor; involucran costos asociados.

---

<sup>16</sup> GIL Iván. Unidad 1. Simulación de procesos en ingeniería química [En línea] // Virtual Unal. - 2012. - 25 de Octubre de 2015. - [http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana\\_sim/mod\\_1/html/contenido04.html](http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html).

<sup>17</sup> MAMDOUH. A new graphical method for Pinch and Analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration [Publicación periódica] // Energy. - 2015. - Vol. 43. - págs. 159-174.

<sup>18</sup> JIMÉNEZ. Síntesis de redes de intercambiadores de calor [Sección de libro] // Diseño de procesos en ingeniería química / aut. libro Jiménes A.. - Celaya : Reverté, 2006.

**3.5.1. Redes de intercambio de calor.** Las redes de intercambio de calor, conocidas como *HEN* (por sus siglas en inglés), disponen los equipos existentes de forma que se optimice (en el sentido operativo más no del todo económico) su operación al punto de alcanzar la mínima cantidad de utilidades y requerir el mínimo número de intercambiadores. La proposición principal de una red de intercambio de calor es bajar costos de consumo de utilidades sin impactar de modo significativo las reformas a los equipos o la tubería existente (Turton, y otros, 2012),<sup>19</sup> Turton no quiere decir que el concepto no se pueda aplicar a sistemas en estado de diseño conceptual, básico o detallado.

**3.5.2. Tecnología *Pinch*.** El objetivo de la tecnología *Pinch* es describir y analizar las diferentes alternativas para la integración de calor en una planta de procesamiento y seleccionar la mejor opción basada en el consumo de energía y en los requisitos totales de la zona de transferencia de calor (José A.D. Muñoz, 2005).

En la búsqueda de la operación de las redes integradas de intercambio de calor, durante la década de los ochenta, Bodo Linnhoff y sus colaboradores desarrollaron la tecnología de *pinch* (*Pinch Technology*) la cual busca un punto mínimo de temperatura en dónde al menos dos corrientes con objetivos de aumento y disminución de temperatura se confronten con el ánimo de intercambiar la carga calórica. De esta situación surge el inconveniente relacionado con las restricciones que imponen la primera y segunda ley de la termodinámica, ésta en específico requiere una diferencia entre las temperaturas de las corrientes, en adelante fría y caliente, que proporcione la fuerza motriz del intercambio. La variación de temperatura mínima o temperatura mínima de aprovechamiento, es inversamente proporcional al área de intercambio (Sinnot, y otros, 2012)<sup>20</sup>, de

---

<sup>19</sup> TURTON Richard et al. *Pinch Technology* [Sección de libro] // Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. - Oxford : Pearson, 2012. - Fourth Edition.

<sup>20</sup> SINNOT Ray y TOWLER Gavin. Fundamentos de los balances de energía y utilización de la energía [Sección de libro] // Diseño en ingeniería química. - Oxford : Elsevier, 2012. - 5ta Edición : Vol. 6.

modo que a una diferencia cercana a los cero grados implicaría un área de intercambio conceptualmente infinita. Es por esto que la elección de este parámetro es de vital importancia en la construcción de la *HEN*. Esta tecnología resume su procedimiento de utilización en un algoritmo de cinco pasos mostrado a continuación:

- Elección de la temperatura mínima de aprovechamiento ( $\Delta T_{\min}$ ).
- Construcción de un diagrama de intervalos de temperatura
- Construcción de un diagrama de cascada, determinación de la cantidad mínima de utilidades (o servicios auxiliares) y temperaturas de *pinch*.
- Cálculo del mínimo número de intercambiadores bajo y sobre el punto de *pinch*.
- Construcción de la red de intercambio (Turton, y otros, 2012)<sup>21</sup>.

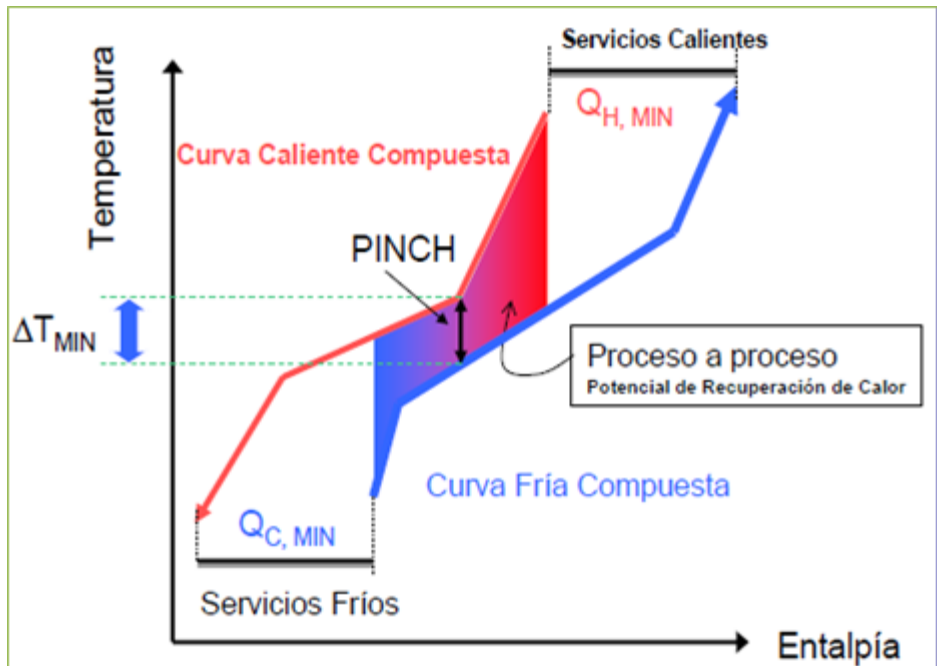
Existe un procedimiento alternativo que consiste en la ubicación del punto de *pinch* mediante el uso de un esquema de Entalpía vs Temperatura en una curva compuesta por la suma de las corrientes en cuestión, como se observa en la Figura 7. Sin embargo, los pasos posteriores son iguales al algoritmo descrito por Jimenez. Realizando diversas configuraciones de la red de intercambio se puede llegar a un diseño óptimo, mediante la evaluación económica que compromete los costos de capital y los costos de los servicios auxiliares (Jiménez, 2006)<sup>22</sup>.

---

<sup>21</sup> TURTON Richard et al. Process optimization [Sección de libro] // Analysis, synthesis and design of chemical processes. - Malloy : Pearson, 2012. - Fourth Edition.

<sup>22</sup> JIMÉNEZ. Síntesis de redes de intercambiadores de calor [Sección de libro] // Diseño de procesos en ingeniería química / aut. libro Jiménes A.. - Celaya : Reverté, 2006.

Figura 7. Curva Compuesta del análisis *Pinch*.



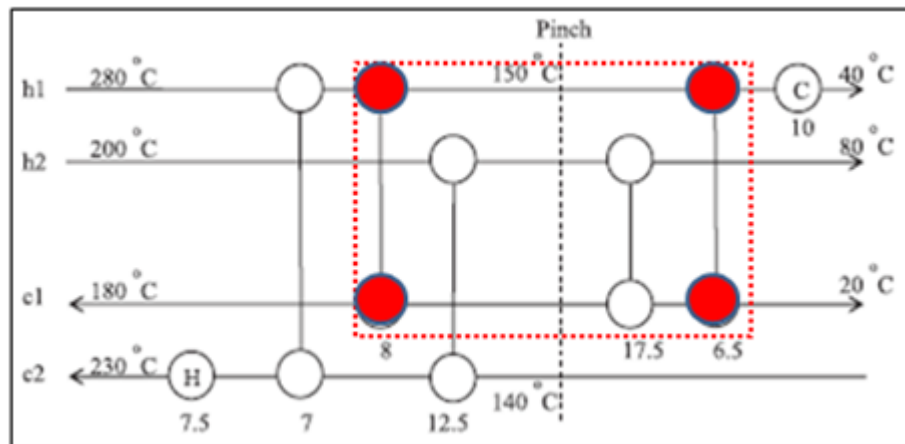
Para la realización de la red de intercambio obtenida mediante la aplicación de la tecnología *Pinch*, es necesario tener en cuenta que la capacidad calorífica a presión constante del componente de la corriente, sea cual esta fuere, no varía con la temperatura, es decir, se supone constante. De la misma forma es necesario que la energía utilizada en cualquiera de las corrientes no permita sobrepasar la temperatura de *pinch* con el fin de minimizar los requerimientos de servicios industriales necesarios (Turton, y otros, 2012)<sup>23</sup>.

La aplicación de esta tecnología tiene dos problemas asociados. El primero de ellos es la presencia de *bucles* (circuitos cerrados), como el mostrado en ejemplo con líneas punteadas en la Figura 8. Como se evidencia hay dos intercambiadores con potencias térmicas diferentes. El primer intercambiador con una potencia térmica de 8 unidades y el segundo con una potencia térmica de 6,5 unidades. Sin embargo, los dos tienen las mismas variaciones de temperatura y funcionan con la

<sup>23</sup> TURTON Richard Op cit.

misma corriente caliente y la misma corriente fría indicando la existencia de un margen para la reducción del número de intercambiadores en la red. Los *bucles* por definición atraviesan el punto de *pinch* en este caso es  $140^{\circ}\text{C}$  para corrientes frías y  $150^{\circ}\text{C}$  para las corrientes calientes, lo que contradice el criterio fundamental de optimización de la energía en el sistema, ya que esto deriva en la necesidad de utilizar servicios auxiliares. Para eliminar los *bucles* de la red es necesario romperlos con la adición de más calor o con la eliminación de éste, simultáneamente se debe vigilar la temperatura mínima de aprovechamiento (Sinnot, y otros, 2012)<sup>24</sup>. Finalmente, se repiten estas acciones hasta eliminar todos los *bucles*, inclusive separando las corrientes.

**Figura 8. Bucle en una red de intercambio calórico.**



El segundo problema yace porque la búsqueda de un punto de *pinch* termina por generar temperaturas al final de los segmentos que requieren de servicios auxiliares únicos para reducir o aumentar las temperaturas. Según sea el caso, esto se refleja en variaciones de temperatura inferiores a la temperatura mínima de aprovechamiento. A esta situación se le conoce como problemas de umbral. No obstante, la tecnología de *pinch* tiene ventajas mencionadas anteriormente, éstas

<sup>24</sup> SINNOT Ray y TOWLER Gavin. Fundamentos de los balances de energía y utilización de la energía [Sección de libro] // Diseño en ingeniería química. - Oxford : Elsevier, 2012. - 5ta Edición : Vol. 6.

y su frecuente utilización en diversidad de procesos, son prueba del buen desempeño de esta aplicación.

#### 4. ESTADO DEL ARTE

Para un determinado proceso, el objetivo general es maximizar el beneficio global o margen, mediante la optimización de la selección de materias primas, los modos de operación del proceso, la dirección del flujo entre los procesos, la mezcla de productos terminados, el nivel de existencias de productos terminados y la utilidad. El objetivo de maximización se define como el ingreso total de ventas menos los costos totales de operación. Los costos totales de operación implican los costos de compra de todo tipo de materias primas como el petróleo crudo, combustible, energía, catalizadores, costo de inventario, los costos de transporte y otros gastos fijos (Grossmann, 2005), sin embargo, estos costos están relacionados entre sí. Varias empresas de investigación se han dedicado al análisis de la energía o la optimización de los procesos de refinación, incluyendo las unidades de destilación de crudo (Basak, 2002) y unidades de hidrocraqueo (K. Basak, 2006).

Adejuyigbea evaluó una unidad de destilación ubicada en una refinería en Nigeria y concluyó que la modernización de refinerías debe estar orientada hacia la búsqueda de las más altas eficiencias técnicas posibles con costos de inversión alto, y no solamente en la renovación de los equipos afectados para lograr la utilización de su máxima capacidad instalada (S.B. Adejuyigbea, 2014). El estudio fue realizado sobre una unidad de destilación de crudo (CDU) de una planta de refinería de Nigeria que comprende: una unidad de destilación atmosférica (ADU), una unidad de destilación al vacío (VDU), una unidad preflash (PFU), una unidad de separación (SPU), una unidad estabilizadora (SBU) y la red de intercambiadores de calor (HEN). El objetivo fue determinar las áreas críticas donde se presentan las mayores ineficiencias, y posteriormente, proceder a la renovación de los equipos, de acuerdo a un plan de renovación por la compañía.

Para el estudio fueron usados datos reales de la planta que permitieron la simulación de algunos de sus componentes; la CDU se simuló con *Aspen HYSYS* lo que ayudo a la realización del análisis termoeconómico y ambiental. Los resultados muestran que la eficiencia energética y de exergía de la CDU fue de 9,0 y 4,0%, respectivamente. La emisión específica de CO<sub>2</sub> fue 3,67 kg/bbl de carga. Las subunidades altamente ineficientes representan el 77,4% de la energía total perdida y el 90,0% de la exergía total perdida. El 60,3% de las emisiones fueron liberadas por la PFU, ADU y HEN. Igualmente, se determinó que los componentes más ineficientes son los hornos, los cuales representaron el 51,6 % de las pérdidas totales de exergía. El análisis ambiental y económico también indicó que estos componentes son los que presentan el mayor potencial de mejora. Así mismo, el estudio reveló que las columnas de la PFU y ADU deberían ser modernizadas para lograr reducir sus demandas de energía y que el HEN debe ser modificado para minimizar las pérdidas.

Energéticamente hablando, todos los procesos tienen cierto potencial para ser mejorado y el proceso de hidrotreatmento no es una excepción (L. Biegler, 1997). Estos operan a altas temperaturas obteniéndose efluentes calientes que pueden ser utilizados para calentar otras corrientes frías del proceso. El análisis *Pinch* es la herramienta más utilizada para el diseño de redes de intercambiadores de calor buscando la optimización energética del proceso, minimizando la cantidad de calefacción y los servicios industriales de enfriamiento en las secciones donde exista transferencia de calor. En la actualidad, se han realizado diversas investigaciones en los procedimientos de aplicación de la tecnología de *pinch* y diseño de HEN y red de intercambio de masa (MEN) utilizando los conceptos de mejoría de las orientaciones de las corrientes de utilidades (*utility targeting*). (Salama, 2005)<sup>25</sup>.

---

<sup>25</sup> SALAMA. Numerical techniques for determining heat energy targets in pinch analysis [Publicación periódica] // Computers and chemical engineering. - 2005. - Vol. 29. - págs. 1861-1866.

Partiendo de las dos suposiciones generalmente aplicadas en la metodología del punto de *pinch*, en dónde la capacidad calorífica a presión constante se supone invariable para todas las corrientes en todas las fluctuaciones de temperatura y sin cambio de fase, se han hecho proposiciones para simplificar la obtención de una carga calórica en cada uno de los intervalos que supone la metodología de *pinch*. Esto mediante un concepto denominado NCP, el cual hace referencia a una carga calórica acumulada que se va entregando al sistema en una sola etapa, lo que implica no hacer dos etapas cómo usualmente se hace, sino una única que advierte el punto de *pinch* en un solo ciclo de evaluación de utilidades. Esta técnica es especialmente útil en dónde la aplicación de la metodología tradicional *Pinch* ubica dos o más puntos (Castier, 2007)<sup>26</sup>; no obstante, se han realizado investigaciones, sobre todo en sistemas reales (e.g. (Gadalla, 2015))<sup>27</sup>. Si bien se sigue manejando el concepto de orientaciones de las utilidades, se revierten las dos suposiciones que simplifican dicha metodología alcanzando respuestas mucho más precisas, las cuales permiten la aplicación del punto de *pinch* en etapas adelantadas de diseño. Para obtener el caudal de capacidad calorífica y la carga calórica de la corriente en todo el rango de progresión de la temperatura, Gadalla realizó algoritmos que suministraban los puntos del caudal y de nuevo usando el concepto de NCP obtuvo cargas calóricas más precisas comparadas con aquellas en dónde se implementaron las suposiciones.

Castier encontró que las áreas efectivas de los intercambiadores van a ser menores si se compara con la obtención de las mismas mediante la técnica tradicional. Por ende, los costos de equipos van a ser menores y la rentabilidad de un proyecto con tal ejecución rigurosa puede tomar un giro positivo; además se

---

<sup>26</sup> CASTIER Marcelo. Pinch analysis revisited: New rules for utility targeting [Publicación periódica] // Applied thermal engineering. - 8 de 27 de 2007. - págs. 1653-1656.

<sup>27</sup> GADALLA MAMDOUH A. novel graphical technique for pinch analysis applications: Energy targets and grassroot design [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 5 de 2015. - Vol. 96. - págs. 499-510.

obtiene una orientación de utilidades más detallada, lo cual permite evadir el uso de servicios auxiliares innecesarios (Castier, 2012)<sup>28</sup>.

De igual forma se ha desarrollado una metodología de optimización denominada *Pinch Point Supertargeting*, la cual utiliza un algoritmo que requiere costos de capital de los elementos constitutivos de la red, de utilidades y de corrientes de proceso. Esta metodología permite determinar los costos antes de la realización del diseño de la red; esta invención juega con la temperatura mínima de aprovechamiento y determina un valor óptimo ajustado a restricciones de costo iniciales o viceversa (Alvarez, y otros, 2007).<sup>29</sup>

Por otro lado, la aplicación real de los sistemas integrados y de las redes de intercambio de calor implica inconvenientes operativos que no se han tenido en cuenta; es el caso del ensuciamiento de los tubos y la formación de depósitos en ambos lados de los intercambiadores, una restricción muy importante en el funcionamiento tanto del sistema como de los modelos de integración energética. Para tales situaciones, tanto los diseños como las validaciones mediante simulación en estado estable deben considerar la actualización de los coeficientes de transferencia según sea el caso particular evaluado. Es así como varios autores han propuesto modelos flexibles que tienen en cuenta esta condición, bien sea mediante el uso de corrientes de *bypass* para integrar el control y las pérdidas por ensuciamiento (Picón-Nuñez, y otros, 2004)<sup>30</sup> o conceptualizando el

---

<sup>28</sup> CASTIER. Rigorous multiple utility targeting in heat exchanger networks [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 6 de 2012. - Vol. 59. - págs. 74-85.

<sup>29</sup> ALVAREZ FORTES Rivas, María y AGUILAR-ESCALANTE Rodolfo Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología Supertargeting del punto de pliegue [Publicación periódica] // Revista del centro de investigación, Universidad La Salle. - Ciudad de México : [s.n.], Julio-Diciembre de 2007. - 28 : Vol. 7. - págs. 23-40.

<sup>30</sup> PICÓN-NUÑEZ, CASTRO-PÉREZ y URIBE-RAMIREZ. Modelo para la simulación en estado estable de redes de recuperación de calor [Publicación periódica] // Información Tecnológica. - 2004. - 1 : Vol. 15. - págs. 3-10.

ensuciamiento y teniéndolo en cuenta como variable en el desarrollo de la metodología *Pinch* (Vahdat, y otros, 2011).<sup>31</sup>

En el año 2011, Aspen Tech, lanzó al mercado un complemento de su software de procesos principal, hoy día denominado *Aspen Energy Analyzer*, (antes conocido como *HX-Net*). El *Aspen Tech* brinda al usuario una aplicación para la elaboración de redes de intercambio de calor, apropiándose de la metodología *Pinch*. La característica principal del *Aspen Tech* es la compatibilidad de este con su software de simulación de procesos. Dicho software cuenta con la posibilidad de manipular los coeficientes de transferencia de acuerdo a la necesidad del usuario, además brinda la posibilidad de hacer una evaluación del costo de la red, utilizando funciones con parámetros fácilmente accesibles. (Aspen Technology Incorporated, 2011).<sup>32</sup>

---

<sup>31</sup> VAHDAT Abazar, GHAEBI Hadi y AMIDPOUR Majir. Novel graphical approach as fouling pinch for increasing fouling formation period in heat exchanger network (HEN) state of the art [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 1 de 2011. - 1 : Vol. 52. - págs. 117-124.

<sup>32</sup> ASPEN TECHNOLOGY. Aspen Energy Analyzer Reference Guide [Libro]. - Burlington : [s.n.], 2011. - Vol. 1.

## 5. METODOLOGÍA

Para el desarrollo del trabajo de profundización se realizarón 5 etapas: (1) recuperación de datos históricos de la unidad de HDS de la Refinería de Barrancabermeja, (2) determinación de condiciones de simulación en estado estable de dicha unidad, (3) simulación de alternativas de combustión del horno H-4751, (4) diseño de una red de intercambio de calor con y sin el horno H-4751 y (5) exposición de alternativas de mejora de la operación de la unidad. A continuación, se detallan cada una de esas etapas.

### 5.1. RECUPERACIÓN DE DATOS HISTÓRICOS DE LA UNIDAD DE HDS DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

La recopilación de datos históricos de temperatura en °F, presión en psig y flujos en bbl/d de la unidad se tomó en tres periodos de actividad del catalizador de hidrosulfurización observan en la Tabla 2.

**Tabla 2. Etapas del catalizador de hidrosulfurización.**

Etapas del catalizador de hidrosulfurización		
Etapa 1: Inicio de corrida Enero 01 de 2011 a Diciembre 12 de 2012	Etapa 2: Mitad de corrida Enero 01 de 2013 a marzo 31 de 2014	Etapa 3: Fin de corrida Abril 01 de 2014 a 31 de diciembre de 2014

Los datos de cada corriente de cada sección de la unidad, fueron descargados usando el programa PI (*Plant information*) que migra los datos de cualquier variable de la unidad en tiempo real o en históricos a una hoja de Excel para

donde se recopila la información. Solo se consideraron las variables de operación más relevantes para la simulación como se explica en el siguiente ítem.

**5.1.1. Selección de variables y medidores.** La selección de variables se realizó teniendo en cuenta las entradas mínimas requeridas para realizar la simulación de la unidad en *Aspen HYSYS* y la disponibilidad de estos datos en el tiempo, por lo tanto, se realizó una verificación de los datos históricos de cada sección de la unidad de hidrotreatmento de acuerdo a las variables de temperatura, presión, flujos y composición de las corrientes.

La selección de los medidores de la unidad se tomó de los diagramas de control de la unidad DGC y del sistema de control distribuido DCS de la unidad que son más relevantes en la operación y control de la unidad de Hidrotreatmento de Gasolina U-4750.

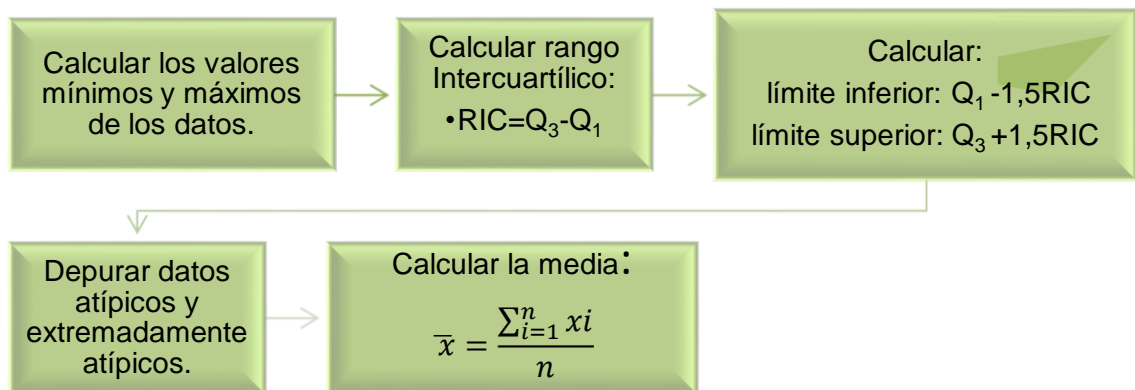
**5.1.2. Depuración de datos.** Una vez se recopilaron los datos históricos de las variables seleccionadas, éstos fueron inicialmente depurados usando diagramas de caja para determinar valores atípicos que fueron posteriormente eliminados de la base de datos. Se utilizó la metodología siguiente: datos atípicos (valores superiores a  $Q3 + 1,5RIC$  e inferiores a  $Q1 - 1,5RIC$ ) y extremadamente atípicos (valores superiores a  $Q3 + 3RIC$  e inferiores a  $Q1 - 3RIC$ ). El procedimiento para calcular los datos atípicos y extremadamente atípicos se observa en la Figura 9.

Una vez los datos atípicos y extremadamente atípicos fueron eliminados, se calculó tanto la media como el intervalo de confianza a 95% de cada variable seleccionada.

## 5.2. DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE DE LA UNIDAD U-4750

Para realizar la simulación se determinaron previamente las condiciones de operación principales que afectan el funcionamiento de la unidad por estar fuertemente asociadas a la actividad del catalizador. Se encontraron tres principales condiciones; la temperatura de los reactores, la variación de temperatura de los reactores y la relación de hidrógeno / hidrocarburo.

**Figura 9. Procedimiento para calcular datos atípicos y extremadamente atípicos.**



**5.2.1. Temperatura de reactores.** El catalizador de reactor de diolefinas es una mezcla de óxidos de níquel y molibdeno con un apoyo especial de alúmina. Este catalizador opera en el R-4751 y permite evitar la formación de gomas en el reactor de hidrosulfurización.

El catalizador del reactor de hidrosulfurización está compuesto por óxidos metálicos de cobalto-molibdeno soportados sobre una base de alúmina. Este reactor opera en dos lechos. La reacción colateral más indeseable en este reactor es la condensación de moléculas altamente ricas en carbono y bajo contenido de

hidrógeno mejor conocidas como coque. Por tanto, la vida del catalizador empleado depende tanto del tipo de carga a usar, como de la severidad en las condiciones de operación.

Durante la operación normal, el catalizador pierde actividad debido a la acumulación de coque y de metales sobre su superficie. El coque y los metales depositados sobre el catalizador impiden el paso de las moléculas de hidrocarburo hacia los sitios activos del catalizador reduciéndole así su actividad. Debido a esto, se debe aumentar periódicamente la temperatura del reactor para compensar la pérdida de actividad del catalizador.

Si la pérdida de actividad del catalizador se debe principalmente a la deposición de coque sobre su superficie, se puede regenerar el catalizador para que recobre su actividad. Esto se hace quemando en su sitio la capa de coque. Sin embargo, cuando el catalizador está impregnado de gran cantidad de metales y coque, la regeneración (quema con aire) no es suficiente y la recuperación de la actividad del catalizador es mínima. En este caso hay que cambiar el catalizador.

Teniendo en cuenta lo anterior, para la simulación de la unidad se deben considerar que no se excedan los límites de temperatura en los reactores y que las condiciones de operación mostradas en la Tabla 3 se mantengan dentro de los parámetros de diseño establecidos por el licenciador Axens para inicio y fin de corrida.

Tabla 3. Parámetros de diseño para inicio y fin de corrida en los reactores según lo establecido por el licenciador Axens.

Variable	Parámetros de diseño para inicio de corrida	Parámetros de diseño para fin de corrida
Entrada R-4751	290°F	370°F
Salida R-4751	306°F	386°F
Variación de temperatura R-4751	16°F	16°F
Variación de presión R-4751	10 PSI	20 PSI
WABT R-4751	298°F	378°F
Entrada R-4752	500°F	600°F
Salida R-4752	560°F	660°F
Variación de temperatura R-4752	60°F	60°F
Variación de presión R-4752	25 PSI	40 PSI
WABT R-4752	530°F	630°F

**5.2.2. Diferencial de temperatura de los reactores.** La diferencial de temperatura de los catalizadores que se encuentra medida entre su valor de entrada y salida a cada reactor, se deben tener en cuenta como limitaciones de la simulación, debido a que en la simulación que se realiza en *Aspen HYSYS*, los catalizadores están simulados como vasijas con entrada de un calor para mantener el promedio de la diferencial de temperatura en su operación. Debido a que no se realiza con la cinética de cada reactor y el objetivo de mantener esta diferencial de temperatura es mantener la misma calidad de ppm de azufre en el histórico de la unidad para seguir las recomendaciones de operación de Axens.

**5.2.3. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo.** Para que las reacciones de hidrogenación sean efectivas, se requiere que una gran cantidad de hidrógeno esté presente, generalmente a una pureza mínima del 99%vol. La relación hidrógeno/hidrocarburo se calcula con la siguiente ecuación 1.

$$\frac{H_2}{H_c} = \frac{(PCED \times \%H_2)_{\text{reciclo}} + (PCED \times \% H_2)_{\text{restitución}}}{BPD \text{ carga}}$$

Ecuación 1. Relación hidrógeno/hidrocarburo.

Dónde:

(PCED x %H<sub>2</sub>) reciclo = Cantidad de hidrógeno de reciclo que se calcula multiplicando el flujo de la corriente de reciclo por el porcentaje de hidrógeno en esta corriente (en scf/d).

(PCED x %H<sub>2</sub>) restitución = Cantidad de hidrógeno de restitución que se calcula multiplicando el flujo de la corriente de restitución por el porcentaje de hidrógeno en esta corriente (en scf/d).

BPD carga = cantidad de carga de hidrocarburo (en bbl/d).

Dos aspectos principales pueden afectar la relación hidrógeno/hidrocarburo: el aumento de la caída de presión del flujo de gas de reciclo a medida que avanza el ciclo operacional y las dificultades mecánicas en la compresión. Esta reducción en el flujo de gas de reciclo es aceptable en tanto que la relación hidrógeno/hidrocarburo no caiga por debajo del valor del diseño.

En todos los casos en que la relación hidrógeno/hidrocarburo es baja, el flujo de carga debe bajarse para obtener la relación requerida o en su defecto, en el caso de una pérdida completa de gas de reciclo, debe tomarse acción inmediata correctiva para proteger el catalizador y el equipo.

Se ha observado que a un valor mayor de la relación de hidrógeno/hidrocarburo se obtiene un menor depósito de carbón sobre el catalizador, aumentando con ello la vida útil de este. La unidad de hidrotratamiento de gasolina U-4750 en operación

normal debe trabajar con una relación hidrógeno/hidrocarburo mínima de 18,2 scf/bbl en el reactor de diolefinas y una relación hidrógeno/hidrocarburo mínima de 135 scf /bbl en el reactor HDS. Siendo el total de hidrógeno de reposición a la unidad es de 153 scf/bbl de carga fresca, además el hidrógeno de reciclaje para la unidad está en 2000 scf/bbl de carga como hidrógeno mínimo requerido.

**5.2.4. Selección del paquete termodinámico.** La simulación usando *Aspen HYSYS* necesita de la adecuada selección de un paquete termodinámico que permita predecir correctamente las propiedades físico-químicas de las corrientes del proceso. De acuerdo con la literatura, existen tres paquetes termodinámicos para predecir el comportamiento termodinámico de mezclas de hidrocarburos como los presentes en el proceso estudiado; Lee Kesler Plocker (API, 1997)<sup>33</sup>, Soave Redlich Kwong (SRK) (Maldonado, 2010)<sup>34</sup> y Peng Robinson (PR) (Aspentech, 2015)<sup>35</sup>.

La selección del paquete termodinámico se realizó simulando la torre separadora T-4751 correspondiente a la sección de carga y separación, por ser una operación que depende considerablemente de datos termodinámicos en equilibrio entre fases (líquido-vapor) para la determinación de composiciones en las corrientes. Se realizó una comparación de los valores de algunas variables obtenidas a partir de datos históricos de la unidad y los valores dados por las simulaciones realizadas. El paquete seleccionado fue el que presentó menor desviación en dicha comparación.

Por otro lado, se utilizó otro paquete termodinámico llamado *Asme Steam*, para los intercambiadores que se alimentaban con agua. Así mismo, se seleccionó el

---

<sup>33</sup> API. Thermal properties [Libro] / ed. Institute American Petroleum. - Washington : [s.n.], 1997. - Vol. Sixth edition : pág. Chapter 7..

<sup>34</sup> MALDONADO. Modelación de procesos de separación de gas-crudo en la industria petrolera [Libro]. - Santo Domingo Tehuantepec : Universidad del Istmo, 2010. - Vol. 1.

<sup>35</sup> ASPENTECH. Aspen Technology, Inc. [En línea]. - Noviembre de 2015. - 10 de Noviembre de 2015. - <http://www.aspentech.com/products/engineering/aspen-energy-analyzer/>.

paquete termodinámico *Acid gas* (Moghdam, 2012)<sup>36</sup> para simular la torre absorbidora de aminas T-4752, debido a que usa la dietanolamina (DEA) como solvente en medio acuoso con un porcentaje en peso de 25.

**5.2.5. Validación de la simulación.** Para la simulación de la unidad se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

1. La caracterización del crudo se realizó con el *Oil manager* que es una herramienta que se encuentra en el software de *Aspen HYSYS*, y que facilita la caracterización de crudo utilizando como datos la prueba de laboratorio de destilación simulada (ASTM D86). Para la caracterización, el programa crea componentes hipotéticos a partir de la información experimental que se suministra. en la Tabla 4 se presenta la curva de destilación ASTM D86 experimental de la nafta pesada (corriente 16, Figura 2) proveniente de UOP I y UOP II.

**Tabla 4. Destilación ASTM D86 de nafta pesada.**

PROPIEDAD	MEDIDA	UNIDADES
AZUFRE	0,30	g/100g
AZUFRE EN	3338,99	mg/kg
PTO INICIAL DE EBULLICIÓN	253,50	°F
5% vol. RECOBRADO	299,00	°F
10% vol. RECOBRADO	335,70	°F
50% vol. RECOBRADO	414,40	°F
90% vol. RECOBRADO	439,80	°F
95% vol. RECOBRADO	446,00	°F
PTO FINAL DE EBULLICIÓN	456,10	°F
GRAVEDAD API	29,10	Grados API
DENSIDAD A 60° F	880,80	kg/m <sup>3</sup>

Adicionalmente se consideró:

<sup>36</sup> MOGH DAM N.SAMADI Gas Condensate stabilization unit different desing approache. [Publicación periódica] // International Journal Of Chemical Engineering and Applications. - 12 de 2012. - 06 : Vol. 3. - pág. 461.

2. Todos los intercambiadores de calor se simularon como *Heat Exchanger* para intercambiadores de tubo y coraza, de acuerdo con la información en los *datasheets*. Dos opciones de diseño fueron usadas *Exchanger Design End Point* y *Exchange Design Weighted* debido a que éstos son las únicas que consideran pérdidas de calor. La información suministrada para su simulación incluye: el paquete de fluidos, la caída de presión del tubo y el casco y el área de transferencia.
3. Los filtros no se incluyeron en la simulación ya que el material particulado es despreciable y se puede asumir que no afecta los balances de masa y energía
4. El E-4752 corresponde al rehervidor y el *drum* D-4760 es un tambor de condensado, este conjunto de equipos se simplificó en el rehervidor de la torre que ya viene predeterminado con la columna de destilación.
5. El E-4753, correspondiente al condensador de la torre, y el *drum* D-4752, que hace referencia al tambor de reflujo de la T-4751, se simplificaron en el condensador que viene predeterminado en la columna.
6. La concentración de compuestos azufrados es baja tanto en la entrada como en la salida de la sección de reacción, donde el valor de entrada de los compuestos azufrados están en 1600 ppm es decir en 0,16 porcentaje en peso y en la salida del reactor esta en el orden de 50 ppm en decir en 0,005 porcentaje en peso , llevando a que la composición de estas corrientes pueda ser asumida casi igual. En consecuencia, propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de entrada y salida de los reactores, como la capacidad calorífica, pueden ser consideradas como constantes ante una variación en la conversión de la reacción. Por lo tanto, se opta por simular los reactores (R-4751 y R-4752) como separadores, los cuales permiten la opción de cambio de temperaturas, presión y aumento de la concentración de H<sub>2</sub>, si es necesario.

7. Se realizó la inyección de hidrógeno como esta en el diseño, este flujo está en millones de scf/d por tanto, se realizó el ajuste del valor en pies cúbicos y se verificó que en la ventana de propiedades de la corriente fuera igual al valor histórico, ya que en la ventana principal de la corriente no esta este tipo de medida.
8. El horno (H-4751) se simuló solo con parte radiante y basado en la información encontrada en el *datasheet* donde se indica que opera con exceso de aire del 20% y una eficiencia del 79.70% y se asume la temperatura de llama como la temperatura de entrada del combustible por ser una simulación en estado estacionario.

Se definieron algunos flujos, temperaturas y presiones como variables importantes, así como las áreas de intercambiadores para validar los resultados de la simulación. La validación consiste en la comparación entre los valores de las variables descritas anteriormente simuladas y la media calculada usando valores experimentales (datos históricos) de la unidad en la ventana de tiempo definida. Se toleró un error no superior a un 20% entre los datos simulados y los datos reales para validar la simulación, según la ecuación 2.

$$\delta = \text{Abs} \left[ \frac{\text{Valor Simulador} - \text{Valor real}}{\text{Valor real}} \right] * 100$$

Ecuación 2. Desviación de datos.

### **5.3. SIMULACIÓN DE ALTERNATIVAS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO H-4751**

Después de tener realizada la simulación de la unidad en *HYSYS*, se enfocó el trabajo en los hallazgos realizados en las variables del horno para así buscar

alternativas de operación del equipo o corrientes que sustituyan la energía entregada por el horno al proceso.

**5.3.1. Simulación de alternativas que permitan una operación adecuada del horno H-4751.** Las alternativas están basadas en los controles que se tienen en refinería para operación de hornos, en los cuales se debe controlar el exceso de oxígeno en gases de combustión entre un valor de 2 - 4%, operar por encima de la presión mínima de cada quemador y tener una eficiencia del 70% del equipo.

Actualmente, la operación del H-4751 se efectúa con un exceso de oxígeno con valores de 10 a 18 %. Además, se han presentado cierre del sistema de gas a los quemadores del horno debido a la baja presión de gas a los quemadores. Esta baja presión de gas a quemadores se presenta por la disminución de flujo de gas para mantener la temperatura de entrada al reactor R-4752 de hidrosulfurización.

**5.3.2. Evaluación de corrientes de sustitución de la energía suministrada por el horno.** Conociendo la energía requerida en el proceso que se le suministra al horno se verificó si existe en una unidad cercana una corriente con temperatura mayor que pueda transferir la energía necesaria al proceso para que la unidad trabaje en régimen estable y el horno ser utilizado en proceso de arrancada o final de corrida es decir cuando se requiere mayor energía.

## **5.4. REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR**

**5.4.1. Selección de corrientes calientes y frías.** Durante el proceso de selección de las corrientes que debían ser integradas térmicamente se revisaron los diagramas de flujo de cada sección de proceso y se identificaron las corrientes calientes, frías y de servicio.

1. **Corrientes calientes:** son aquellas que deben ser enfriadas o están disponibles para ser enfriadas, donde la temperatura de salida es menor que la temperatura de entrada ( $T_{out} < T_{in}$ ).
2. **Corrientes frías:** son aquellas que deben ser calentadas, donde la temperatura de salida es mayor que la temperatura de entrada ( $T_{out} > T_{in}$ ).
3. **Corrientes de servicio:** son usadas para calentar o enfriar corrientes de proceso, cuando la transferencia de calor entre corrientes es económica o no práctica. Un número de diferentes servicios calientes (vapor, agua caliente, gas de flama, etc.) y servicio fríos (agua de enfriamiento, aire, refrigerante, etc.) son usados en la refinería.

Cada corriente caliente es representada con la letra H, por el término en inglés “HOT” y las corrientes frías a su vez se representan con la letra C del inglés “COLD”, esto con el fin de evitar confusiones al momento de referenciar los procedimientos de la metodología *Pinch*.

Los datos térmicos se obtuvieron del modelo de simulación en estado estable de la unidad de hidrotatamiento con el fin de realizar las modificaciones para la obtención de los datos necesarios.

**5.4.2. Aplicación de la metodología Pinch.** Para la aplicación de la metodología se utilizó el complemento para el diseño de redes de intercambio de calor ofrecido por el software *Aspen HYSYS*, denominado *ASPEN ENERGY ANALYZER (AEA)*. Para la obtención de una nueva red de integración energética se debe tener la variación de la temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ) para el diseño, este parámetro se seleccionó de acuerdo a la bibliografía consultada (Ver Tabla 5) y los requerimientos de diseño. Para este estudio se tomó la variación de la temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ) dado para la industria petroquímica; es decir  $10^{\circ}\text{C}$ .

**Tabla 5. Rango de variación de temperatura mínima ( $\Delta T_{min}$ ) recomendados.**

SECTOR INDUSTRIAL	Variación de la temperatura mínima inicial $\Delta T_{min}$ (°C)
Refinería	20-40
Petroquímica	10-20
Química	10-20
Procesos de baja temperatura	3-5

Fuente: “A user guide on process integration for efficient use of energy” Linnhoff, B. et al. (1982).

Para la ejecución de los diseños se decidió no realizar divisiones de corrientes, debido a la dificultad en la implementación de estos diseños en planta.

**5.4.3. Reglas para la evaluación de los diseños propuestos.** La primera regla es la condición general de *pinch* en donde  $C_{ph} \geq C_{pc}$  (capacidad calorífica de la corriente caliente mayor o igual que la capacidad calorífica de la corriente fría) en la parte superior del punto de *pinch* y  $C_{pc} \geq C_{ph}$  en la parte inferior del *pinch*, entendiéndose superior como la porción desde el inicio de las corrientes calientes hasta la línea de *pinch* en el diagrama de corrientes (Ver Figura 7). La parte inferior es aquella que va desde la línea de *pinch* hasta el final de las corrientes calientes que pasan el punto *pinch* o hasta el inicio de las corrientes frías (cuya dirección es contraria a las corrientes calientes). (Turton, Bailie, Whiting, Shaeiwitz, & Bhattacharyya, *Pinch Technology*, 2012)

La segunda regla es el número de corrientes calientes en la parte superior debe ser inferior o igual al número de corrientes frías. Si esto no se cumple, se deben dividir las corrientes, restringidas únicamente por la primera regla y el cumplimiento de la segunda. Del mismo modo, en la parte inferior el número de corrientes calientes debe ser superior o igual al número de corrientes frías. Si esta regla no se cumple, una vez más se deben dividir las corrientes calientes, restringidas de la misma forma que la primera parte de esta regla.

La tercera regla se base en el número mínimo de intercambiadores que surgen del diseño, éste se calcula de la siguiente forma:

$$N_{u,min} = (N_A - 1) + (N_B - 1)$$

$N_{(u,min)}$ =número de equipos

$N_A$ =número de corrientes de proceso y utilidades arriba del *pinch*

$N_B$ =número de corrientes de proceso y utilidades bajo el *pinch* (Aspen Technology, 2011)<sup>37</sup>

Una vez evaluada la viabilidad de la red de intercambio con las reglas presentadas, se procede a evaluar cuál de las redes resultantes es la mejor.

Los criterios para la selección de la red fueron:

En primer lugar la reducción en el consumo de servicios industriales evaluándose comparativamente la red con la situación en la que se lograrán los objetivos de enfriamiento o calentamiento únicamente con servicios industriales.

En segundo lugar es tener una red que permita suplir la energía suministrada por el horno H-4751.

Inicialmente, se calculan los valores necesarios de calor tanto para enfriamiento como para calentamiento y a partir de ellos, se muestran valores objetivo o *Target* de unidades de intercambio y área. Posteriormente, para cada red de intercambio diseñada se calcula el porcentaje de cumplimiento de ese objetivo, indicando éstos para el calentamiento y la carga mínima de calor que se requiere por parte de las corrientes de proceso para alcanzar las temperaturas requeridas mediante

---

<sup>37</sup> ASPEN TECHNOLOGY INCORPORATED. Aspen Energy Analyzer [Sección de libro] // Aspen Energy Analyzer / aut. libro Aspen Technology Inc.. - Burlington : [s.n.], 2011.

el intercambio de calor con las corrientes frías de proceso. Se entiende que el calor no intercambiado con las corrientes frías del proceso se debe satisfacer con utilidades, ya sea vapor de agua o una corriente calentada en hornos.

El procedimiento anterior se realiza igualmente para el enfriamiento con la aclaración hecha de que la utilidad será agua fría. De modo que el 100 % del objetivo indicará que se ha satisfecho la carga mínima de energía. Un valor por debajo, indicará que la transferencia es suficiente antes de usar utilidades y un valor superior señalará lo contrario.

Por lo tanto, red de intercambio seleccionada corresponde a aquella que requiriera menor área de intercambio.

## **5.5. ALTERNATIVAS DE MEJORA**

A partir de los resultados obtenidos anteriormente se propondrán al menos dos alternativas que buscan encontrar la mejora de la eficiencia energética en el caso de estudio, condicionadas a varios factores como son: costos de inversión, implementación física y disminución de emisiones contaminantes.

## 6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

### 6.1. RECUPERACIÓN DE DATOS HISTÓRICOS DE LA UNIDAD DE HDS DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA

**6.1.1. Selección de las variables y medidores.** Las variables seleccionadas fueron flujo volumétrico (bbl/d), presión (psig) y temperatura (°F) en cada sección. En la Tabla 6 presenta los medidores seleccionados según su número de identificación usado en la refinería. Para su fácil identificación durante la simulación y el análisis de la unidad se realizó una numeración sencilla de cada corriente del proceso. Observar el anexo A.

**Tabla 6. Medidores seleccionados por cada sección de la unidad.**

MEDIDORES UTILIZADOS EN CADA SECCIÓN DE LA UNIDAD					
FLUJO		PRESIÓN		TEMPERATURA	
Sección de Carga y Separación					
FI 47501	FIC 47512	PIC 47502		TI 47501	TI 47516
FIC 47503	FIC 47513	PIC 47506		TI 47504	TI 47513
FIC 47504	FIC 47507	PIC 47515		TIC 47511	TI 47512
FIC 47506		PI 47505		TI 47517	TI 47526
				TI 47529	
Sección de Reacción					
FIC 47511		PI47530	PI 47558	TIC 47544	TI 47612
FIC 47516		PI 47535	PI 47561	TIC 47566	TI 47613
FIC 47517		PI 47539	PI 47563	TIC 47586	TI 47615
FIC 47520		PI 47552		TIC 47606	TIC 47545
FI 47522				TI 47607B	TIC 47578
FI 47528				TI 47542	TIC 47587
				TI 47534	TI 47582
				TI 47522	TI 47569
Sección de Estabilización					
FIC 47535		PI 47533	PI 47534	TI 47634	TI 47662
FIC 47541		PI 47600	PI 47604	TI 47638	TI 47652
FI 47540		PI 47614	PIC 47516	TI 47649	TI 47653
FI 47523		PI 47533		TI 47657	TIC 47644
Sección de Depuración de Hidrógeno Y Reciclo					
FT 47527		PI 47582	PI 4755	TI 47620	TI 47627
FIC 47532		PI 47578	PIC 47571	TI 47625	TI 47630
FIC 47533		PI 47588	PT 47593	TI 47628	

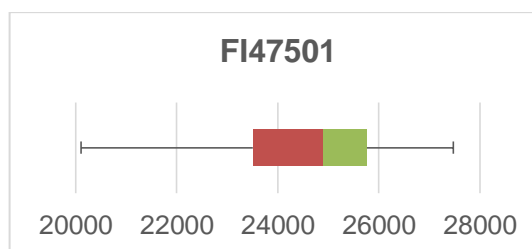
Una vez los medidores seleccionados se recuperó la información de PI (*Plant information*) en la ventana de estudio y se transfirió a Excel para su tratamiento. En la Tabla 7 se observa la presentación de algunos datos para flujos de la sección de carga y separación. Se debe tener en cuenta que los datos estudiados están basados en promedios día de cada variable medida.

**Tabla 7. Ejemplo de datos recopilados de la sección de carga y separación.**

FECHA	FI47501 bbl/d	FIC47503 bbl/d	FIC47504 bbl/d	FIC47506 bbl/d	FIC47507 bbl/d	FIC47512 bbl/d
01/06/2013	25851,18	14654,93	50970,06	12157,83	5171,80	1262,18
02/06/2013	25122,83	14412,31	49654,89	11618,88	5028,67	1244,32
03/06/2013	12979,61	7502,45	27151,81	5969,51	3399,11	1370,18
04/06/2013	13368,27	7895,80	27292,13	6170,56	3528,89	1357,62
05/06/2013	23142,03	13469,48	45444,64	10489,55	4681,88	1399,88

**6.1.2. Depuración de datos.** A continuación se presenta, a manera de ejemplo, la depuración de datos de flujo de carga FI47501 que alimenta la T-4751 y que corresponde a una mezcla de corrientes proveniente de las unidades de craqueo catalítico *Orthoflow*, modelo IV, UOP I y UOP II. Dentro de la ventana de estudio se contó con un total de 561 datos, a los cuales se les realizó una depuración de datos según la metodología propuesta. La Figura 10 muestra el caso para el flujo volumétrico de carga a la torre T-4751.

**Figura 10. Diagrama de caja del flujo de carga a la T-4751 (Valor dado en bbl/d).**



A partir de la figura se puede determinar los siguientes valores:

4. Q1: Primer cuartil = 23503,09 bbl/d.
5. Q2: Segundo cuartil o mediana = 24907,32 bbl/d.
6. Q3: Tercer cuartil = 25769,56 bbl/d.
7. RIC: Rango intercuartílico = 2266,47 bbl/d.

Se eliminaron los valores atípicos y se procedió a calcular el valor promediado y el intervalo de confianza a 95 % para cada variable. La Tabla 8 muestra el caso para la medida de flujo dada por el medidor FI47501 correspondiente al flujo de carga a la torre T-4751.

**Tabla 8. Análisis estadístico de los datos del flujo del FI47501.**

MEDIDOR DE FLUJO FI47501	
Valor promedio (bbl/d)	24785,59
Desviación estándar	1491,70
Muestra	561
Error alfa	0,05
Error estándar de la media	62,98
Límite inferior de confianza (bbl/d)	24725,12
Límite superior de confianza (bbl/d)	24846,06

En la Tabla 9 muestra los resultados de la depuración de algunos medidores de flujo de la sección de cara y separación.

**Tabla 9. Depuración de algunos medidores de flujo de la sección de carga y separación.**

	FI47501	FIC47503	FIC47504	FIC47506	FIC47507
Min	2,85	23,74	14533,90	8,09	1160,77
Cuartil 1 (Q1)	23501,67	13453,88	46102,24	10267,35	5032,08
Mediana (Q2)	24912,95	14567,21	48773,98	11175,07	5260,96
Cuartil 3 (Q3)	25773,98	15015,47	50543,78	11708,96	5543,20
Max	27469,54	16311,72	59400,49	14389,12	6349,28
Rango intercuartílico (RI)	2272,31	1561,58	4441,54	1441,60	511,12
Límite inferior (Li)	20093,20	11111,51	39439,92	8104,94	4265,39
Límite superior (Ls)	29182,45	17357,84	57206,10	13871,37	6309,88

En la Tabla 10 presenta los valores promedio e intervalos de confianza a 95% de algunos medidores de flujo de la sección de cara y separación.

**Tabla 10. Valores promedio e intervalos de confianza.**

	<b>FI47501</b>	<b>FIC47503</b>	<b>FIC47504</b>	<b>FIC47506</b>	<b>FIC47507</b>
<b>Valor promedio (bbl/d)</b>	24787,67	14404,59	48457,38	11060,90	5339,00
<b>Desviación estándar</b>	1490,98	1045,00	3190,50	1078,26	414,86
<b>Muestra</b>	513	513	513	513	513
<b>Error alfa</b>	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
<b>Error estándar de la media</b>	65,82	46,13	140,86	47,60	18,31
<b>Límite inferior de confianza (bbl/d)</b>	24724,46	14360,29	48322,14	11015,19	5321,40
<b>Límite superior de confianza (bbl/d)</b>	24850,87	14448,89	48592,64	11106,61	5356,58

La depuración de los otros medidores evaluados se encuentra en anexo B.

## **6.2. DETERMINACIÓN DE CONDICIONES DE SIMULACIÓN EN ESTADO ESTABLE DE LA UNIDAD U-4750**

Con los resultados de la depuración de datos se revisan las temperaturas de reactores, la variación de temperatura de los reactores y la relación de hidrógeno/hidrocarburo versus el diseño de la unidad para verificar que se encuentren en el rango de operación adecuada antes de realizar la simulación.

**6.2.1. Temperatura de reactores.** En la Tabla 11 se observa la comparación de los datos depurados de las temperaturas de entrada y salida de cada reactor. De

acuerdo con los resultados se puede afirmar que los valores de temperatura depurados están dentro de los valores de diseño de la unidad.

Se puede observar, que el reactor R-4751 en la 2 etapa (mitad de corrida) tiene valores altos de temperatura que indican que este catalizador ya se encontraba en final de corrida, sin embargo esto no afecta la temperatura de hidrosulfurización que realiza el reactor R-4752.

También se observa que en la etapa 3 (final de corrida), las temperaturas del reactor R-4752 se encuentran altas, lo que indica que la temperatura está cerca a final de corrida del catalizador. Cabe aclarar que la operación del reactor R-4752 en esta etapa es diferente debido a que se requirió dar mayor uso al primer lecho con mayor temperatura en su entrada comparada con la temperatura de entrada de su segundo lecho.

**Tabla 11. Validación de datos de diseño y datos históricos en reactores.**

TEMPERATURAS	Parámetros de diseño para inicio de corrida	Parámetros de diseño para final de corrida	1 etapa Inicio de corrida	2 etapa Mitad de corrida	3 etapa Final de corrida
Entrada R-4751	290°F	370°F	312°F	347°F	307°F
Salida R-4751	306°F	386°F	323°F	361°F	317°F
Entrada R-4752	500°F	600°F	515°F	537°F	573°F
Salida R-4752	560°F	660°F	562°F	589°F	613°F

**6.2.1.1. Variación de la temperatura en los reactores:** Los datos de variaciones de temperatura en cada catalizador de la unidad se verifican en los tres periodos de tiempo enunciados. En la Tabla 12 se presentan las variaciones de temperatura de cada reactor versus los valores de diseño. Se observa que en la etapa 1 (inicio de corrida) y la etapa 2 (mitad de corrida) las variaciones son muy similares, contrario a la etapa 3 (fin de corrida), en la cual la variación de temperatura es diferente en el reactor R-4752. Sin embargo, la operación realizada en la etapa 3

se justifica ya que es una recomendación realizada por AXENS; a final de corrida se puede invertir las temperaturas con el fin de usar el lecho 1 ó de entrada más caliente y el lecho 2 ó salida más frío ayudando a dar mayor desgaste al primer lecho catalítico. Esta recomendación se aplica antes de proceder al cambio de catalizador.

**Tabla 12. Variación de temperaturas de reactores.**

Variación de temperatura	Diseño Inicio de corrida	Diseño Fin de corrida	Etapa 1 Inicio de corrida	Etapa 2 Mitad de corrida	Etapa 3 Fin de corrida
R-4751	16°F	16°F	11°F	14°F	10°F
R-4752	60°F	60°F	47°F	52°F	40°F

En la Tabla 13 muestra la temperatura de entrada de cada lecho y las temperaturas de entrada y salida del reactor para las diferentes etapas estudiadas.

**Tabla 13. Temperaturas de lechos del R-4752.**

Temperatura Reactor R-4752	Etapa 1 Inicio de corrida	Etapa 2 Mitad de corrida	Etapa 3 Fin de corrida
Entrada R-4752	515°F	537°F	573°F
Salida R-4752	562°F	589°F	613°F
Entrada 1 lecho	515°F	537°F	573°F
Entrada 2 lecho	515°F	535°F	556°F

De acuerdo a los resultados anteriores, la simulación de la unidad se efectuó solamente para las etapas 1 y 2. Para la etapa 3 no se realizó simulación debido a que es una operación anormal que sucede para dar mayor utilidad del catalizador en su final de corrida, de acuerdo a recomendación de Axens.

**6.2.1.2. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo:** Se verifica que la relación de hidrógeno/hidrocarburo de restitución sea similar al diseño de la unidad y determinar si se está operando dentro de las especificaciones de diseño; es decir, en condiciones reales de operación.

En la Tabla 14 presenta la comparación de datos de diseño versus los históricos de la unidad en cada etapa. Se observa que el consumo de hidrógeno de la unidad está por encima del diseño debido a que la gasolina hidrotratada que actualmente se produce tiene una concentración en componentes azufrados de 30 ppm, diferente a la especificada en el diseño que es de 50 ppm.

Además se observa que la variación de la relación de hidrógeno/ hidrocarburo en la ventana de estudio es muy similar y no presenta variaciones por desgaste del catalizador. Se puede decir que la hidrosulfurización se realiza con un consumo de hidrógeno muy estable desde el inicio de corrida hasta el final de corrida, sin que sea afectado por el incremento de temperatura en los reactores.

**Tabla 14. Relación de hidrógeno/ hidrocarburo de consumo en cada reactor.**

Flujo de Hidrógeno		Diseño Inicio de corrida	Diseño Fin de corrida	Etapa 1 Inicio de corrida	Etapa 2 Mitad de corrida	Etapa 3 Fin de corrida
En R-4751	y R-4752	153,20 scf/bbl	153,20 scf/bbl	163,00 scf/bbl	166,00 scf/bbl	165,00 scf/bbl

**6.2.2. Validación del paquete termodinámico.** En la Tabla 15, presentan los valores obtenidos por simulación, los valores experimentales registrados en refinería en la ventana de estudio y la comparación entre ellos.

**Tabla 15. Comparativos entre los valores promedio depurados y los datos simulados usando los paquetes termodinámicos de Lee Kesler Plocker, Soave Redlich Kwong y Peng Robinson.**

MEDIDOR	DATO REAL	LEE PLOCKER	KESLER	SOAVE REDLICH KWONG.		PENG ROBINSON	
		SIMULAD	$\delta$	SIMULAD	$\delta$	SIMULAD	$\delta$
TI 47511 °F	285,16	314,40	10,25	313,50	9,94	313,40	9,90
TI47512 °F	175,16	192,90	10,13	194,20	10,87	194,40	10,98
PI47505 psig	21,68	21,75	0,32	21,75	0,32	21,75	0,32
FIC 47503bbl/d	14404,59	14000	2,81	14120	1,98	14150	1,77
FIC 47506 bbl/d	11060,90	8951	19,08	8820	20,26	8953	19,05

De acuerdo con la Tabla 15, se observa que, comparando las desviaciones observadas, éstas resultan ser muy cercanas en su error pero por debajo del 20% de error estipulado como permitido, concluyendo así que la simulación del fenómeno de transferencia térmica puede representar eficazmente lo que realmente sucede en refinería utilizando cualquiera de los tres paquetes termodinámicos evaluados. Basado en lo anterior y con aproximaciones muy cercanas de flujo y temperatura, se decide trabajar con Peng Robinson.

**6.2.3. Validación de la simulación.** En la Tabla 16 muestra la composición de la corriente de nafta pesada simulada por *Aspen HYSYS* a partir de los datos de la destilación simulada de la carga (corriente 16, Figura 2). El compuesto esta referenciado por su punto normal de ebullición ( sigla en inglés NBP) con su temperatura en grados Fahrenheit correspondiéndole un valor de fracción molar.

**Tabla 16. Caracterización de nafta pesada en HYSYS.**

COMPUESTO	FRACCIÓN MOL
NBP[3]189*	0,036
NBP[3]216*	0,032
NBP[3]243*	0,028
NBP[3]270*	0,028
NBP[3]300*	0,070
NBP[3]323*	0,095
NBP[3]350*	0,092
NBP[3]376*	0,094
NBP[3]406*	0,096
NBP[3]431*	0,273
NBP[3]456*	0,157

La validación de la simulación de la unidad se realizó verificando los valores de flujo, temperatura y presión de las corrientes en cada etapa. Se toleró una desviación entre el valor depurado y el valor simulado por debajo del 20%. Las otras verificaciones asociadas a esta validación se encuentran en el anexo C.

En la Tabla 17 se observa la validación para la sección de carga y fraccionamiento, en la Tabla 18 está la validación de la sección de reacción y en la Tabla 19 se encuentra la validación de la sección de depuración de hidrógeno y reciclo.

**Tabla 17. Validación de la sección de carga y fraccionamiento.**

SECCIÓN DE CARGA Y FRACCIONAMIENTO				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
TI47512	175,47 °F	± 0,18	194,50 °F	10,85
PI47505	21,68 psig	± 0,03	21,75 psig	0,32
FIC47506	11060,90 bbl/d	± 47,60	8953,00 bbl/d	19,05
TI47529	96,63 °F	± 0,10	87,54 °F	9,41
TIC47511	285,16 °F	± 0,20	313,70 °F	10,01
FIC47503	14404,59 bbl/d	± 46,14	14130,00 bbl/d	1,91

**Tabla 18. Validación de la sección de reacción.**

SECCIÓN DE REACCIÓN				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
FIC47511	15328,62 bbl/d	± 41,83	14300,00 bbl/d	6,71
TI47537	144,30 °F	± 0,14	147,70 °F	2,36
TI47542	297,13 °F	± 0,96	289,00 °F	2,74
TI47545	327,67 °F	± 1,13	311,00 °F	5,09
PI47535	361,47 psig	± 1,29	347,00 psig	4,00
PI47539	343,45 psig	± 0,09	337,00 psig	1,88
PIC47543	337,91 psig	± 0,11	337,00 psig	0,27
TI47569	253,55 °F	± 0,66	264,00 °F	4,12
PI47558	257,61 psig	± 0,11	287,00 psig	11,41
PI47563	243,89 psig	± 0,09	262,00 psig	7,43
TI47607 B	607,38 °F	± 0,69	543,70 °F	10,48
PI47552	237,52 psig	± 0,06	262,00 psig	10,31
TIC47578	628,11 °F	± 0,93	545,70 °F	13,12
TI47582	313,36 °F	± 0,49	272,70 °F	12,98
TI47612	248,02 °F	± 0,24	236,60 °F	4,60

**Tabla 19. Validación de la sección de depuración de hidrógeno y reciclo.**

SECCIÓN DE DEPURACIÓN DE HIDRÓGENO Y RECICLO				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
PIC47571	204,99 psig	± 0,002	191,00 psig	6,82
TI47620	94,83 °F	± 0,066	95,12 °F	0,31
TI47625	96,45 °F	± 0,072	110,00 °F	14,05
PI47588	183,28 psig	± 0,071	202,00 psig	10,21
TT47627	106,80 °F	± 0,075	121,90 °F	14,14
TI47628 A/B	198,71 °F	± 0,165	220,40 °F	10,92

Además, se evaluaron las temperaturas de los intercambiadores. En la Tabla 20 presenta la comparación de los datos simulados y los históricos para el intercambiador E-4571, en el cual el máximo de desviación se presenta en la temperatura de entrada del lado de los tubos del intercambiador. La comparación de los otros intercambiadores se encuentra en el Anexo C.

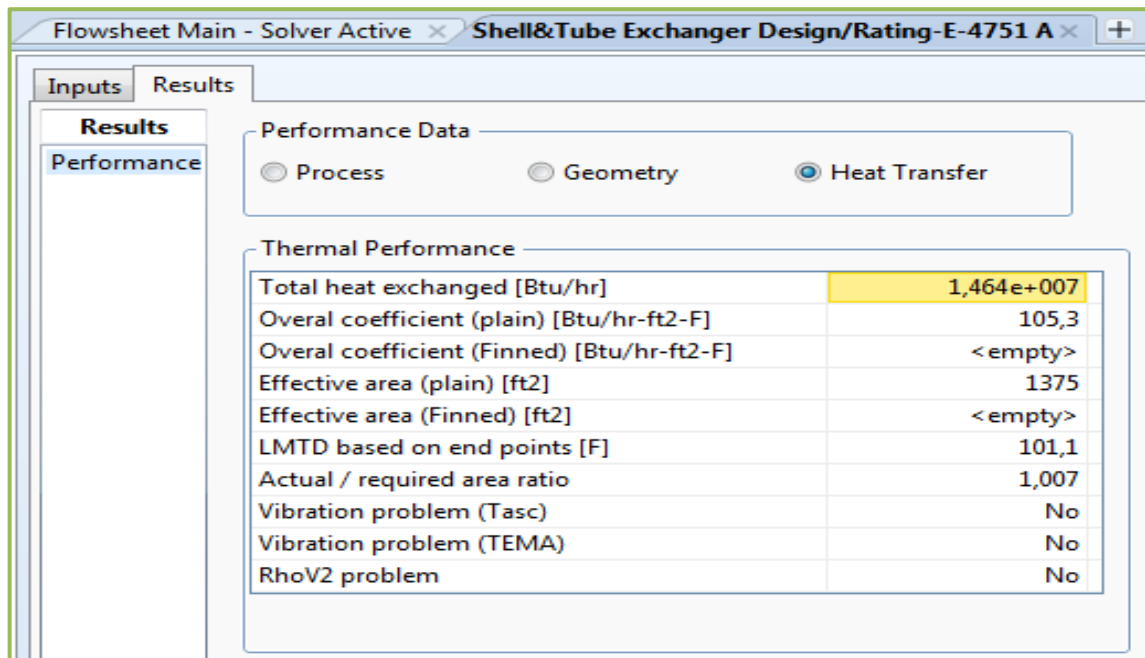
**Tabla 20. Comparación entre valores históricos depurados y valores simulados de HYSYS para las temperaturas de entrada y salida del E-4751.**

Temperaturas E-4751	Entrada casco	Salida Casco	Entrada Tubos	Salida Tubos
HYSYS	326,30°F	184,1°F	100°F	206°F
Históricos	326°F	184°F	99,42°F	206,10°F
Desviación	0,09%	0,05%	0,58%	0,048%

Se debe aclarar que la sección de carga y separación en su diseño original se encontraba para una carga de 19600 bbl/d, pero se sobredimensionó con un 40% en intercambiadores, bombas y torres con el objetivo de incrementar la carga hasta 27400 bbl/d a futuro, este aumento de carga se da por el aumento de recuperación de gasolina en las unidades de ruptura catalítica, lo anterior con el objetivo de realizar el análisis en el intercambiador E-4751 con respecto a la transferencia de calor.

Como se observa en la Figura 11 la transferencia total de calor del E-4751 es de 14,64Mbtu/h en la simulación con una carga de 24787 bbl/d y en el data sheet se observa que para su diseño original de 19600 bbl/d su transferencia es de 10,84Mbtu/h y con el 40% de sobrediseño a una carga de 27400 bbl/d con un valor de 15,176 Mbtu/h, esto da como conclusión que los intercambiadores de este sistema están muy cercanos a su operación actual de diseño.

Figura 11. Datos del Intercambio de calor del E-4751 simulado en *ASPEN HYSYS*.



De acuerdo a la simulación se realizó una recopilación de la transferencia de calor y las áreas de los intercambiadores de la unidad que se observan en la Tabla 21.

Tabla 21. Datos de los intercambiadores simulados en *Aspen HYSYS*.

	Intercambio Total [Btu/h]	Coficiente global [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	Área efectiva [ft <sup>2</sup> ]
E-4751	14638851,67	105,28	1375,03
E-4754	2273126,22	263,35	359,61
E-4755	15113685,58	80,47	4293,45
E-4756	2528012,90	406,36	55,50
E-4757	55641046,86	98,67	12598,57
E-4759	2651211,29	114,16	2241,50
E-4760	29379421,60	170,84	3070,97
E-4764	712066,15	128,03	1898,30

En la Tabla 22 presenta una comparación de áreas de cada intercambiador entre las dadas por diseño y las simuladas por *Aspen HYSYS* para las condiciones de temperaturas manejadas actualmente y su porcentaje de utilización. En el Anexo D se presentan los demás intercambiadores de acuerdo a la simulación realizada en *Aspen HYSYS*.

**Tabla 22. Porcentaje de utilización de los intercambiadores de la U-4750.**

INTERCAMBIADOR	AREA INSTALADA [ft <sup>2</sup> ]	AREA SIMULADA[ft <sup>2</sup> ]	% DE UTILIZACIÓN
E-4752	4097	Está integrado	-----
E-4751A/B	1554	1375,03	88,50%
E-4754	1509	359,61	24,00%
E-4755A/B	5772	4293,45	74,40%
E-4756	473	55,50	11,60%
E-4757A/B/C/D	23220	12598,57	54,30%
E-4759	4800	2241,50	46,70%
E-4760A/B/C	6882	3070,97	44,60%
E-4762	517	Está integrado	-----
E-4764	3494	1898,30	54,30%

El valor observado de porcentaje de utilización del E-4756 es bajo y corresponde a que la unidad de hidrotreatmento de gasolina está diseñada para una carga de nafta pesada de la UOPI/ UOP II con un valor de 7400 bbl/d, y en el promedio de históricos se cargó un flujo de 924 bbl/d, por lo que el requerimiento de energía en la corriente hacia el R-4751 fue bajo.

### **6.3. SIMULACIÓN DE ALTERNATIVAS DE COMBUSTIÓN DEL HORNO H-4751**

Según los datos obtenidos por la simulación realizada en *Aspen HYSYS* para el horno H-4751, se encontró que el porcentaje de exceso de oxígeno en la alimentación es del 80% con una eficiencia del horno del 50% con su diseño, obteniendo un porcentaje de oxígeno en gases de chimenea del 9 %. Este dato fue verificado con la operación actual, de acuerdo con los datos históricos del

anализador de oxígeno de los gases de chimenea en línea, este valor es del 10,71 %. El porcentaje de exceso de oxígeno es alto debido a la necesidad que tiene la operación del horno actualmente. Efectivamente, para evitar que los quemadores se apaguen por baja presión de gas combustible, esta variable es controlada con el exceso de oxígeno en la cámara de combustión.

Para aumentar la eficiencia de la operación del horno, se propone:

1. Evaluar un nuevo diseño para los quemadores del horno que operen por encima de la presión mínima disponible en la lógica de control de seguridad que está en 1.5 psig, para así disminuir el consumo de exceso de oxígeno alimentado y por ende, disminuir los requerimientos de combustible, manteniendo la carga actual del horno. Esta comparación se muestra en la Tabla 23 donde el requerimiento de gas se disminuye al 49,42 %.

**Tabla 23. Comparación entre operación y nuevo diseño de operación del horno (valores de la simulación de H-4751 por Aspen HYSYS).**

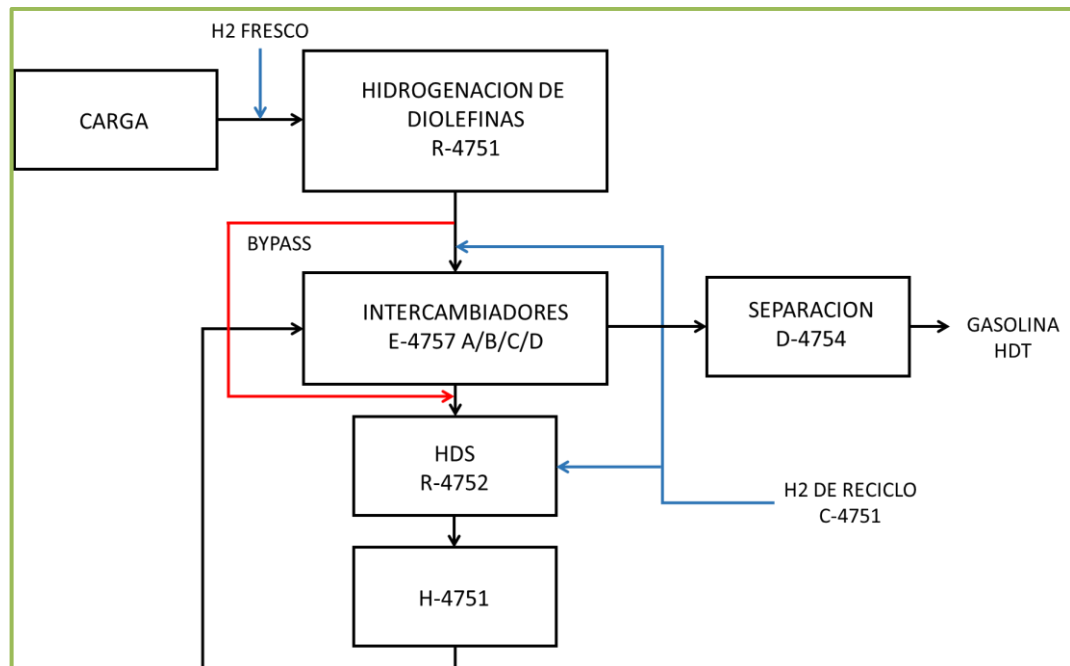
Operación actual				
Flujo combustible bbl/d	Eficiencia (%)	Exceso O <sub>2</sub> (%)	Cantidad de O <sub>2</sub> en chimenea (%vol)	Temperatura salida nafta °F
24279,58	50	80	9	586,43
Nuevo Diseño				
Flujo combustible bbl/d	Eficiencia (%)	Exceso O <sub>2</sub> (%)	Cantidad de O <sub>2</sub> en chimenea (%vol)	Temperatura salida nafta °F
12000	70	20	3	586,43

2. Con el ánimo de mantener la operación, mejorando las condiciones actuales del horno es necesario evaluar un aumento de la capacidad de carga a los reactores, de modo que se aumente la carga al horno y no se pierda la energía calórica producida por la reacción de combustible en calentamiento de oxígeno de exceso. El aumento de carga a la unidad está previsto con el diseño de la

unidad de carga de 7400 bbl/d de nafta pesada mezclada con nafta del fondo de la T-4751; según datos históricos, actualmente solo se carga un flujo de pesados de 924 bbl/d.

3. Se propone realizar un estudio para instalar un *bypass* a la salida del reactor R-4751 hasta la salida del lado casco del E-4757D que permita mejorar las condiciones de operación del horno. El *bypass* propuesto se observa en la Figura 12 con la línea de color rojo. Este *bypass* permitiría desviar una parte de la carga para que el horno mejore su operación y sea eficiente.

**Figura 12. Bypass propuesto para estudio en el E-4757A/B/C/D.**



4. Otra alternativa es utilizar el horno solamente con pilotos en servicio y sin gas combustible a los quemadores. Es decir tener el equipo disponible cuando se requiera utilizar, como en arrancadas de planta y finales de corrida del catalizador. Por lo tanto se debe realizar un estudio de aumentar el diferencial de temperatura entre la entrada y salida del reactor R-4752 que permita tener la

misma temperatura a la salida del horno con la corriente de salida del reactor R-4752. Esta propuesta se especifica en la Tabla 24 donde se observa las dos simulaciones del reactor cuando se trabaja con horno y sin horno para mantener la temperatura de entrada al reactor R-4752. El análisis de esta alterativa debe enfocarse en el tiempo de vida del catalizador con el aumento de la diferencial de temperatura entre la entrada y salida del R-4752. Igualmente, se debe verificar cuales deben ser los nuevos valores de entrada y salida de temperaturas del reactor para controlar la calidad de azufre en el producto porque un aumento de temperatura en el lecho secundario aumentaría la hidrosulfurización de la gasolina.

Tabla 24. Simulación del R-4752 con operación del horno y sin el horno H-4751.

OPERACIÓN DEL R-4752 CON HORNO			
Q Reacción (Btu/hr)	Temperatura entrada °F	Temperatura salida °F	Diferencial Temperatura °F
9000000	515	558,64	43,64
OPERACIÓN DEL R-4752 SIN HORNO			
Q Reacción (Btu/hr)	Temperatura entrada °F	Temperatura salida °F	Diferencial Temperatura °F
14000000	515	588,40	73,43

**6.3.1. Evaluación de corrientes de sustitución de la energía suministrada por el horno.** Para evaluar las corrientes que permiten suplir la energía que suministra el horno H-4751 al proceso, se verificó que la temperatura de la corriente proveniente de otra unidad de proceso, la cual fuera a realizar el intercambio con la corriente de salida del reactor R-4752 estuviera por encima mínimo 20 °C de la temperatura de salida del horno simulada que se encontró en un valor de 588,4 °F. Al realizar la valoración en plantas cercanas como es la unidad de hidrotreatmento de diésel y la unidad de generación de hidrógeno, no es posible tener la disponibilidad de ninguna corriente porque los sistemas están integrados energéticamente para su propio proceso, por lo cual esta alternativa no es viable.

## 6.4. REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

**6.4.1. Selección de corrientes calientes y frías.** En total se identificaron 21 corrientes, sin embargo, luego de un análisis riguroso se retiraron corrientes que no hacen intercambio, como es el sistema de depuración de hidrógeno y reciclo, además de las corrientes de cima de la T-4751, de la sección de carga y separación, y las corrientes de cima de la T-4753, de la sección de separación, debido a que estas fueron integradas en la simulación dentro de las torres. Todas las corrientes de proceso y de servicio se observan en el anexo A, en cada sección con su respectiva numeración de las corrientes.

Finalmente, se seleccionaron 15 corrientes sin incluir las de servicios. Esto debido a que no es posible hacer una integración con éstas corrientes debido a que la transferencia de calor sucede por contacto directo en dichos equipos.

En la Tabla 25 se observa las características de las corrientes donde se incluyó la capacidad calorífica promedio de cada corriente multiplicada por el flujo másico de la misma. Este valor se obtiene de la suposición inicial de la metodología *pinch* que el calor específico es constante en cada corriente. Los datos utilizados para determinar la capacidad calorífica promedio provienen de la simulación.

La columna de Calor en la Tabla 25 se refiere a la energía necesaria que se requiere en cada corriente del proceso para aumentar o disminuir su temperatura un grado Fahrenheit, este cálculo fue realizado con el flujo másico por su capacidad calorífica promedio de cada corriente. Además la columna de Duty se refiere a la energía total requerida de cada corriente para aumentar o disminuir la variación de temperatura en el proceso.

**Tabla 25. Corrientes para la integración de la unidad de hidrotreamiento de gasolina**

CORRIENTES DE ANALISIS										
Sale de	Ingresa a	Flujo molar	Cp	Peso molecular	Ts	Tt	Tipo de corriente	Pareja de corrientes	Calor	Duty
		[lbmol/h]	[BTU/Lb-°F]		°F / °C	°F / °C			[BTU/h-°F]	[BTU/h]
Inicio	E-4751	2793	45,83	96,98	100/	206/	C	3-4	1425,88	151143
E-4751	T-4751	2793	53,19	96,98	37,78	96,60				
T-4751	E-4751	1538	72,80	118,10	326/	184/	H	13-14	872,60	123909
E-4751	D-4753	1538	61,21	118,10	163,30	84,44				
P-4751	E-4754	1254	37,95	71,10	145,70/	96/	H	9-10	643,40	31977
E-4754	U-4600	1254	35,01	71,10	63,17	35,56				
Mix-4752	E-4755	1599	56,26	115,10	143,80/	296/	C	22-23	861,74	131156
E-4755	Mix-4753	1599	67,80	115,10	62,11	146,70				
E-4757	E-4755	7625	20,84	30,48	311,60/	246,10/	H	31-32	5139,62	336645
E-4755	E-4758	7625	20,25	30,48	155	118,90				
Mix-4753	E-4756	1680	67,37	115,30	289/	311/	C	24-25	994,23	21873
E-4756	R-4751	1680	69,10	115,30	142,80	155				
Mix-4754	E-4757	6559	22,06	33,34	264,10/	515/	C	27-28	4535,63	1137988
E-4757	R-4752	6559	24,05	33,34	128,90	268,30				
H-4751	E-4757	7265	23,29	30,48	582,70/	311,60/	H	30-31	5259,26	1425785
E-4757	E-4755	7265	20,84	30,48	305,90	155,30				
E-4755	E-4758	7265	20,25	30,48	246/	115,10/	H	32-33	4595,45	601544
E-4758	E-4759	7265	18,31	30,48	118,90	46,17				
E-4758	E-4759	7265	18,31	30,48	115,10/	96,90/	H	33-34	4327,30	78584
E-4759	D-4754	7265	18,00	30,48	46,17	36,08				
D-4754	E-4760	1684	53,10	115,60	96,90/	371/	C	46-51	931,52	255292
E-4760	T-4753	1684	74,79	115,60	36,08	188,30				
P-4756	E-4760	1498	83,14	120,30	435,70/	158,80/	H	61-1-62	889,34	246257
E-4760	E-4763	1498	59,70	120,30	224,30	70,44				
E-4760	E-4763	1498	59,70	120,30	158,80/	99,50/	H	62-63	714,69	42381
E-4763	E-4764	1498	55,09	120,30	70,44	37,50				
E-4763	E-4764	1498	55,09	120,30	99,50/	90,90/	H	63-64	681,82	5898
E-4764	Tanque	1498	54,42	120,30	37,5	32,69				
R-4752	H-4751	7265	22,98	30,48	558,60/	582,70/	C	29-30	5514,30	132895
H-4751	E-4757	7265	23,29	30,48	294,40	307,70				

Con el ánimo de la simplicidad de la identificación de las corrientes, se estipuló el nombre de las corrientes, cómo se muestra en la Tabla 26, adjudicando estas denominaciones en el *Aspen Energy Analyzer*. Las parejas de corrientes se pueden observar en el anexo A para su identificación.

**Tabla 26. Denominación de parejas de corrientes de la Tabla 25 en el AEA.**

Pareja de corrientes	Nombre correspondiente en AEA
3-4	C1
22-23	C2
24-25	C3
27-28	C4
46-51	C5
29-30	C6
13-13-1	H1
9-10	H2
31-32	H3
30-31	H4
32-33	H5
33-34	H6
61-1-62	H7
62-63	H8
63- 64	H9

**6.4.2. Aplicación de la metodología Pinch.** Para esta acción se tuvieron en cuenta el escenario estudiado, la Etapa 1. Para la formulación se evaluaron diez diseños propuestos para cada una de las situaciones descritas a continuación.

**8. Corrientes con calentamiento de horno:** Para esta situación se tomó en cuenta la corriente de entrada al horno H-4751, denominada 29 en la simulación y la corriente de salida, denominada 30, referenciada como "Pareja 29-30". Se realizó el procedimiento señalado anteriormente en el *AEA* para la etapa y se evaluó cada uno de los diseños.

9. **Corrientes sin calentamiento de horno:** En esta situación no se tuvo en cuenta la pareja 29-30 y posteriormente se realizó un procedimiento idéntico al de las corrientes con calentamiento del horno.
10. **Corrientes por secciones:** En esta situación se realizaron análisis de integración aplicando la metodología de *pinch* ubicando las corrientes según la sección a la que pertenecían en la unidad, es decir, cada una de las tres secciones de esta unidad, la sección de carga y separación, la sección de reacción y la sección de estabilización, fueron sometidas a una evaluación de su funcionamiento según su disposición actual pero con las condiciones de carga actuales, las cuales, como ya se ha mencionado, varían de las de diseño.

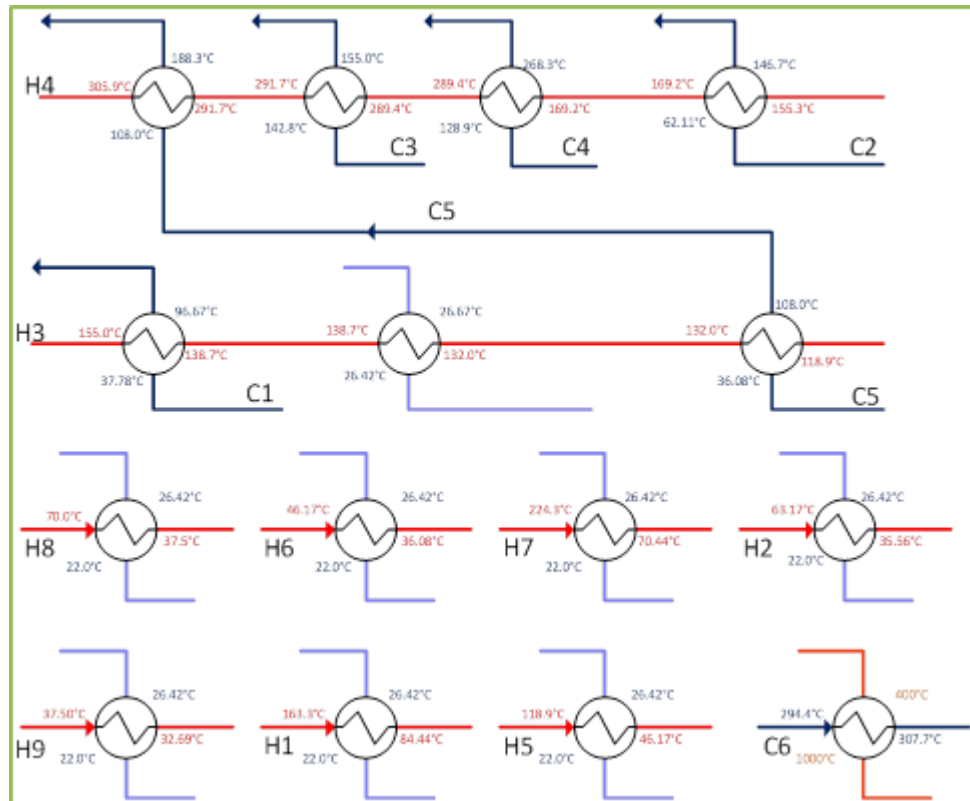
**6.4.3. Diseño de red usando un horno como fuente de energía adicional.** Se obtuvieron los diez diseños requeridos, cabe anotar que la descalificación de las alternativas se basó principalmente en el hecho de que las redes no cumplían con la condición general de *pinch*, lo cual eliminó seis de las redes propuestas, además se descartaron dos redes más porque presentaban *bucle* como se observa en la Tabla 27.

Se seleccionó la red mostrada en la Figura 13 que en el Aspen Energy Analyzer corresponde al diseño 5, esta red seleccionada tiene 15 unidades de intercambio. El punto de *pinch* sucede a los 582 °F para las corrientes calientes y 558,6 °F para las corrientes frías.

**Tabla 27. Selección de la red.**

EVALUACIÓN DE DISEÑOS CORRIENTES CON CALENTAMIENTO DE HORNO							
Diseño	CUMPLE CON			% <i>Target</i> área	% <i>Target</i> unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	NO	SÍ	SÍ	109,20	100	H7 y C5	NO
2	SÍ	SÍ	SÍ	112	100	BUCLE	SÍ
3	SÍ	SÍ	SÍ	122	100	BUCLE	SÍ
4	NO	SÍ	SÍ	108,50	93,75	H7 y C5	NO
5	SÍ	SÍ	SÍ	130,80	93,75		SÍ
6	SÍ	SÍ	SÍ	139,70	100		SÍ
7	NO	SÍ	SÍ	119,10	100	H7 Y C4	NO
8	NO	SÍ	SÍ	126,70	100	H7 y C5	NO
9	NO	SÍ	SÍ	108,50	93,75	H7 y C5	NO
10	NO	SÍ	SÍ	117,40	106,30	H7 y C2	NO

**Figura 13. Red de intercambio de calor obtenida (diseño 5) usando la corriente de salida del H-4751.**

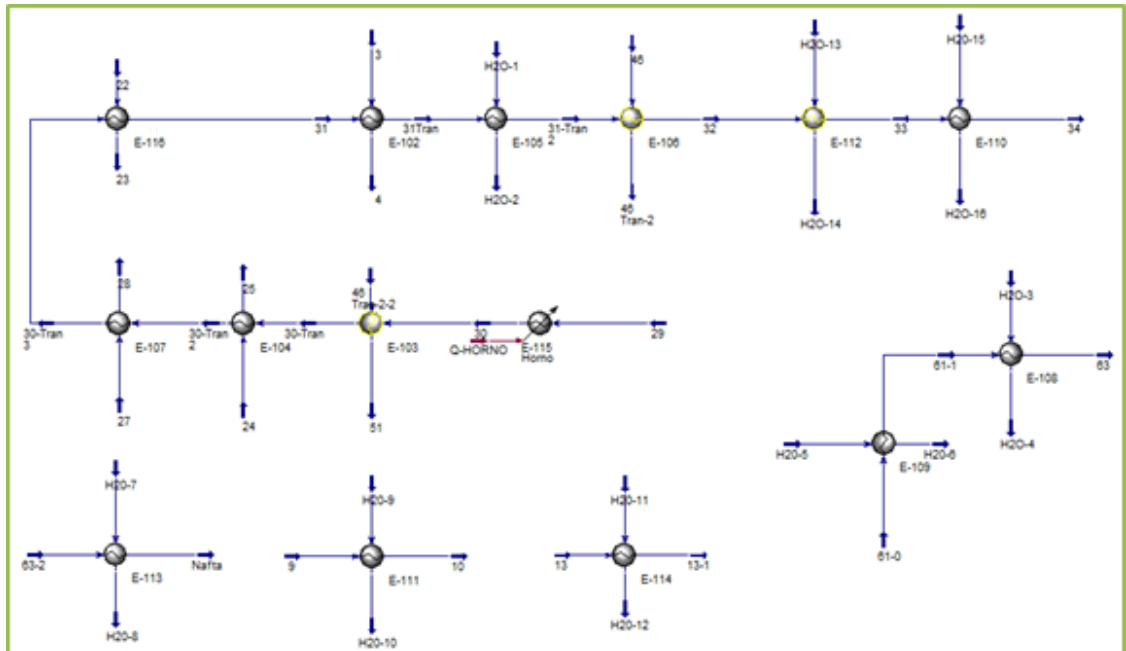


El color de las corrientes indica: Rojo para corriente de calentamiento, azul para corriente de enfriamiento, violeta para agua de servicio y naranja para corriente de servicio calentada en horno.

Según la simulación el flujo de calor requerido por el horno para realizar el calentamiento de la corriente proveniente del reactor R-4752, que viene a 558,7°F y debe calentarse hasta 582,7 °F, es de 3584000 Btu/h. Este diseño integró la sección de carga y separación, sección de reacción y el fondo de la sección de estabilización para realizar comparativos de las posibles mejoras.

En la Figura 14 se evidencia que tres intercambiadores están en amarillo, indicando que operan con un factor de corrección bajo; es decir la temperatura de entrada de la corriente de calentamiento es muy cercana a la temperatura de salida de la corriente fría, dando una variación en la temperatura muy pequeña.

**Figura 14. Red de intercambio de calor obtenida (diseño 5) usando corriente de Horno, simulada en HYSYS.**



Para los intercambiadores E-103, E-106 y E-112 el simulador *Aspen HYSYS* no realizó ningún diseño, debido a que el factor de corrección del requerimiento de cada intercambiador es muy pequeño lo que ocasiona un diseño infinito de longitud para alcanzar la transferencia. Se observa a continuación de acuerdo al tipo de intercambio que realiza con las corrientes así:

1. *Duty* proceso: se refiere al flujo de calor (obtenido del balance energético) que sucede en los intercambiadores de calor entre corrientes de proceso (Ver Tabla 28).

**Tabla 28. Intercambiadores de procesos con horno**

Unidad	Duty Btu/h
E-102	9214424,46
E-103	53784823,95
E-104	2504194,68
E-107	55266482,35
E-116	14945666,01
E-106	40581633,67
TOTAL	176297225,14

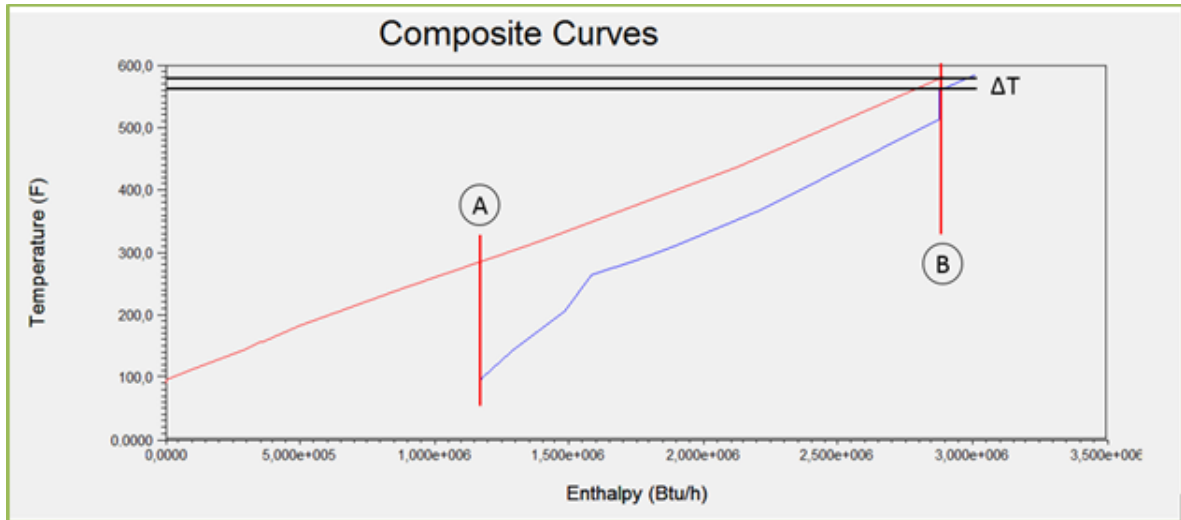
2. *Duty* calentamiento: se refiere al flujo de calor que sucede en los intercambiadores cuando se usa una corriente de calentamiento (servicios industriales). En el caso de requerir el horno, este *duty* es de 3584000 Btu/h.
3. *Duty* enfriamiento: se refiere al flujo de calor que sucede en los intercambiadores cuando se usa una corriente de enfriamiento (servicios industriales, agua de enfriamiento) (ver Tabla 29).

**Tabla 29. Intercambiador de enfriamiento con horno.**

Unidad	Duty Btu/h
E-105	1312744,45
E-108	5128787,26
E-110	2663494,21
E-109	29166682,10
E-111	2282931,03
E-113	718999,16
E-114	14580137,10
E-112	23286088,80
TOTAL	79139864,10

La curva compuesta se presenta en la Figura 15. En la figura la línea A muestra la diferencia entre la carga calórica que “entregan” las corrientes calientes (curva roja) para alcanzar su entalpía compuesta. Al ser esta aproximadamente mayor en 1,1 millones de BTU/h, se hace necesario el uso de agua de enfriamiento como corriente auxiliar o de servicio. Del mismo modo en la línea B, se muestra que las corrientes de enfriamiento (curva azul) requieren un servicio auxiliar para alcanzar la temperatura objetivo, esto en la medida de aproximadamente 110,000 BTU/h. Del mismo modo se muestra la temperatura mínima de aprovechamiento de 18 °F en el punto de *pinch* (10°C), 582,7°F en el calentamiento y 558.7 °F para el enfriamiento.

Figura 15. Curva compuesta de la red con horno.

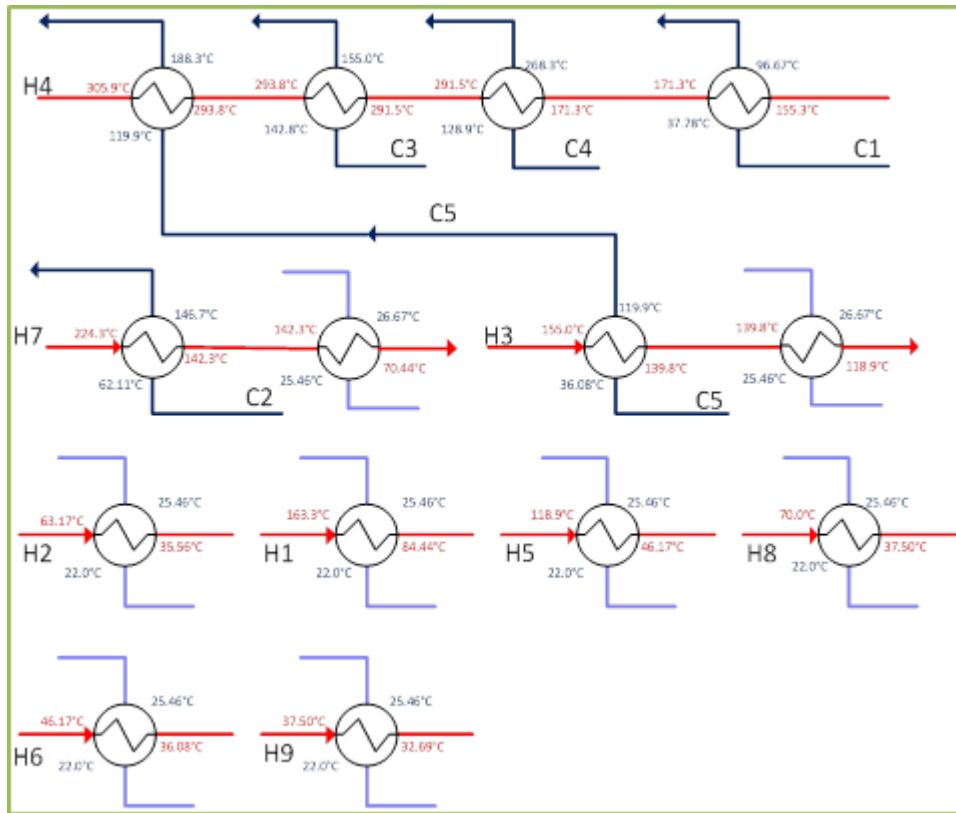


**6.4.4. Diseño de red sin utilización de un horno.** Se obtuvieron diez diseños, sin embargo, la evaluación según las reglas dadas en el ítem 5.4.3 limitó las opciones a solo tres, de las cuales dos presentaban *bucles*. Por tanto, se tiene una única opción (Ver Tabla 30). La alternativa 4 elegida tiene 14 unidades de intercambio. Esta red se resume en la Figura 16.

Tabla 30. Selección de red sin horno.

EVALUACIÓN DE DISEÑOS CORRIENTES SIN CALENTAMIENTO DE HORNO							
DISEÑO	CUMPLE CON			% Target área	% Target unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	NO	SÍ	SÍ	114,50	107,10	H7 y C5	NO
2	SÍ	SÍ	SÍ	121,40	107,10	BUCLE	SÍ
3	SÍ	SÍ	SÍ	116,90	107,10	BUCLE	SÍ
4	SÍ	SÍ	SÍ	128	100		SÍ
5	NO	SÍ	SÍ	147,30	107,10	H7 y C3	NO
6	NO	SÍ	SÍ	140	100	H3 y C5	NO
7	NO	SÍ	SÍ	111,40	100	H7 y C1	NO
8	NO	SÍ	SÍ	129,90	107,10	H7 y C5	NO
9	NO	SÍ	SÍ	146,20	114,30	H7 y C1	NO
10	NO	SI	SÍ	137,70	114,30	H7 y C4	NO

**Figura 16. Red de intercambio de calor obtenida calculado sin usar la corriente de salida del H-4751.**



Debido a que este conjunto de corrientes no alcanza una temperatura superior a la otorgada por el vapor de media presión (MPS), no se hace necesario la utilización de una utilidad caliente como un horno. El *target* de calentamiento fue, por lo tanto, igual a cero en todas las proposiciones.

El requerimiento de cada intercambiador se observa a continuación de acuerdo al tipo de intercambio que realizan las corrientes así:

*Duty* del proceso: se refiere al flujo de calor (obtenido del balance energético) en los intercambiadores de calor cuando hay integración energética con las corrientes de proceso (ver Tabla 31).

**Tabla 31. Duty de proceso de red sin horno.**

Unidad	Duty Btu/h
E-107	15030389,30
E-104	14308609,70
E-106	2504194,69
E-108	30190468,50
E-117	8021597,90
E-105	15081536,60
TOTAL	85136796,70

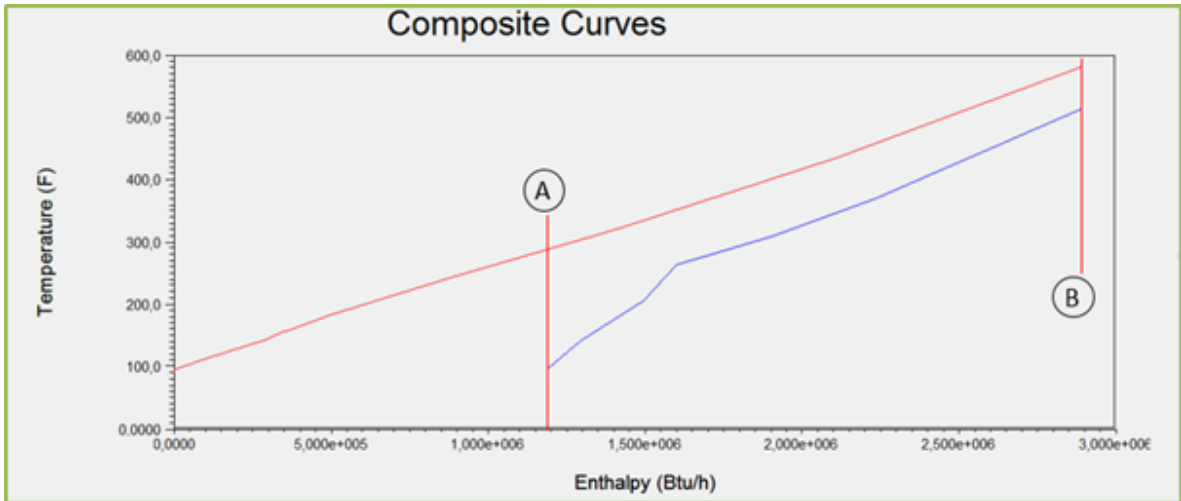
*Duty* enfriamiento: se refiere al flujo de calor en los intercambiadores de calor cuando se usa una corriente de enfriamiento (servicios industriales, agua de enfriamiento, aire), como se observa en la Tabla 32.

**Tabla 32. Duty de enfriamiento de red sin horno.**

Unidad	Duty Btu/h
E-109	1313259,05
E-110	14070094,20
E-111	5129872,34
E-112	2657745,26
E-115	718999,16
E-113	2282931,03
E-114	23123903,40
E-116	14569957,40
TOTAL	63866761,90

De acuerdo con las tablas anteriores, el abastecimiento de energía es suficiente en el calentamiento (ver curva compuesta en la Figura 17). Esto indica entonces que no puede existir un punto de *pinch* en el rango de temperaturas que abarcan las temperaturas de las corrientes frías. En otras palabras, la curva compuesta de la red sin horno demuestra que no se necesita servicios de calentamiento, pero igualmente señala que no se alcanza el punto de *pinch*. Este punto puede suceder a muy altas temperaturas pero necesita indispensablemente de un horno para que se proporcione la energía requerida al proceso.

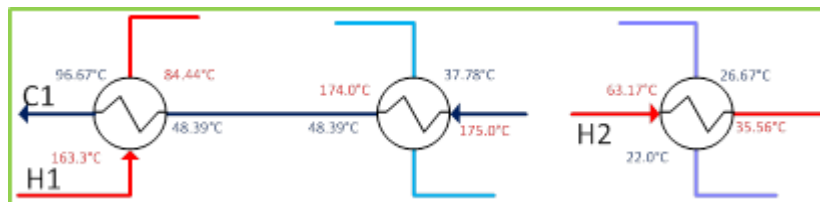
Figura 17. Curva compuesta de la red sin horno.



A partir de las dos alternativas estudiadas, se puede concluir por tanto que es de vital importancia tener el horno porque es el único equipo que permite llegar a la temperatura más alta del sistema que es de 582,7 °F.

**6.4.5. Red de intercambio en la sección de carga y separación.** La metodología de *pinch* usada permitió estructurar una red sin encontrar con un punto de *pinch*, debido a que se tienen dos corrientes calientes H1 y H2 que intercambian solo con una corriente fría C1, la cual delimita la aplicación de la tecnología. La evaluación de esta red mostró que su simulación es viable. La Figura 18 muestra la red diseñada para esta sección.

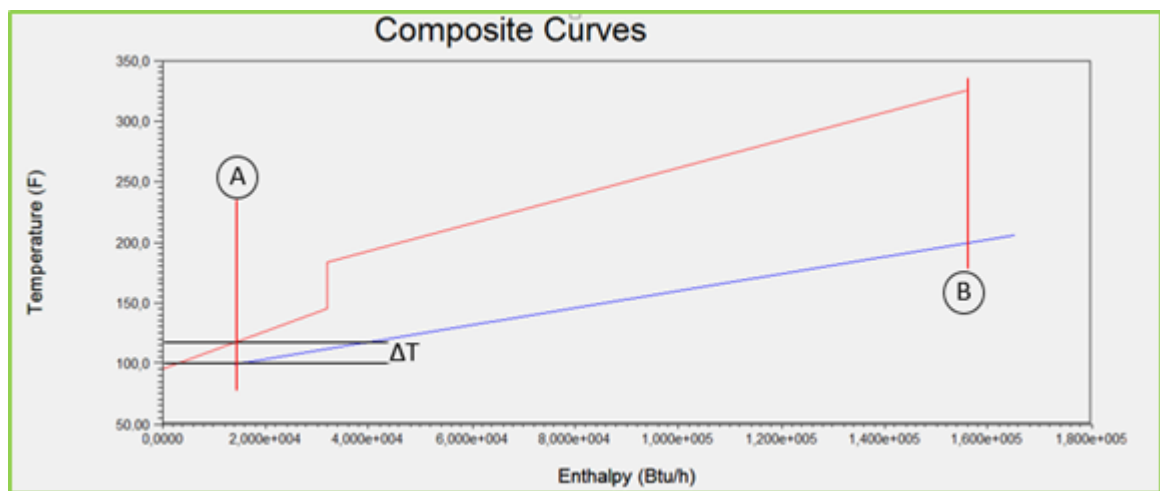
Figura 18. Red de intercambio de calor de sección de carga y separación.



En la curva compuesta que se muestra en la Figura 19, la línea A muestra que la energía requerida por el calentamiento (curva roja) supera la ofrecida por el

enfriamiento (curva azul) de modo que si se quiere intercambiar completamente la energía que viene con la curva de calentamiento, es necesario aproximadamente 30.000 BTU/h entregados al agua de enfriamiento. En la línea B, se muestra que el suministro de calor por parte del calentamiento no satisface los requerimientos del enfriamiento, lo que se traduce en aproximadamente 27.000 BTU/h de servicios industriales de calentamiento.

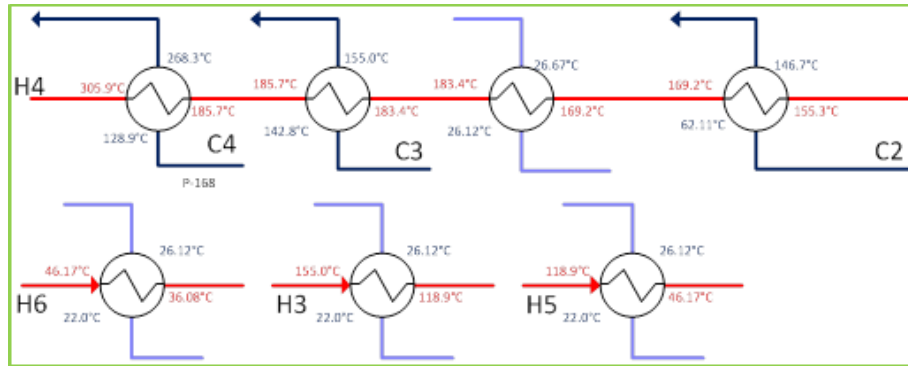
**Figura 19. Curva compuesta de la red de carga y separación.**



Se deduce de este análisis que la sección de carga y separación se encuentra igual al diseño original de Axens donde se utiliza un intercambiador con corrientes de proceso, un intercambiador de calentamiento y un intercambiador de enfriamiento.

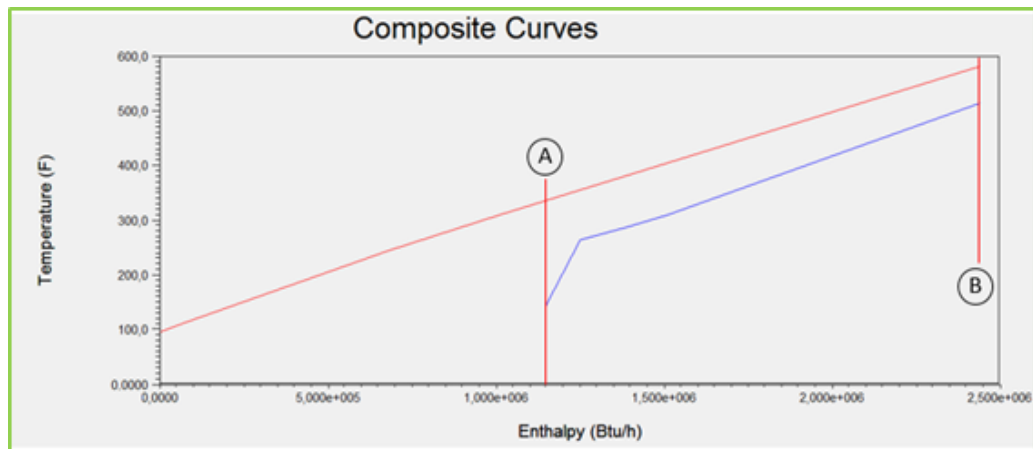
**6.4.6. Red de intercambio en la sección de reacción.** Esta sección no utiliza servicios industriales de calentamiento. El punto de *pinch* no fue necesario para la obtención de la red. La metodología permite sólo un diseño de red con siete unidades; tres intercambiadores de calor con corrientes de proceso y cuatro enfriadores. La red obtenida se muestra en la Figura 20. Este diseño es igual al que se encuentra en la unidad diseñado por Axens.

**Figura 20. Red de intercambio de calor de la sección de reacción.**



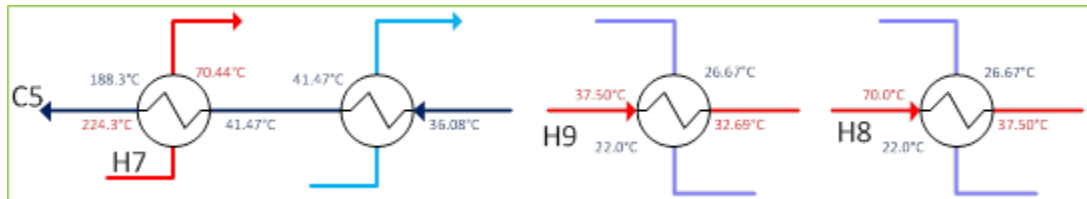
La curva compuesta que se observa en la Figura 21 muestra que en la línea A la diferencia entre la entalpía que requiere el enfriamiento (curva azul) y el calentamiento (curva roja) favorece el suministro de servicios auxiliares de modo que se deben utilizar cerca de 1.1 millones de BTU/h traducidos en agua de servicio para lograr los objetivos de la curva compuesta de calentamiento. Por otro lado, el punto B muestra que el enfriamiento alcanza su objetivo con el calor otorgado por las corrientes de calentamiento, de modo que no es necesario utilizar corrientes de servicio auxiliar.

**Figura 21. Curva compuesta sección de reacción.**



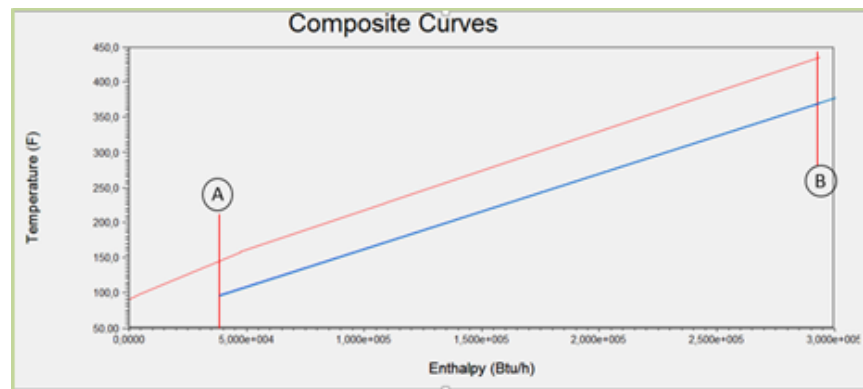
**6.4.7. Red de intercambio en la sección de estabilización.** La metodología aplicada solo permite un diseño de red con cuatro intercambiadores de calor; un intercambiador de calor para dos corrientes de proceso, dos enfriadores y un calentador. La red propuesta se muestra en la Figura 22. El color de las corrientes indica: rojo para corriente de calentamiento, azul para corriente de enfriamiento, violeta para agua de servicio y celeste para corriente de servicio de vapor de media. Es una red igual a la utilizada en la unidad de hidrot ratamiento de gasolina.

**Figura 22. Red de Intercambio de calor de la sección de estabilización.**



La curva compuesta se observa en la Figura 23 donde la línea A señala que el enfriamiento no requiere la carga calórica ofrecida por el calentamiento, de modo que para alcanzar la disminución de la temperatura de las corrientes calientes, se debe retirar alrededor de 38.000 BTU/h con servicios auxiliares. Por otro lado, la línea B indica que las corrientes calientes no otorgan el calor suficiente a las corrientes frías, de modo es necesario usar servicios industriales de calentamiento.

**Figura 23. Curva compuesta de la sección de estabilización.**



En el Anexo E se puede ver la descripción del proceso de las redes analizadas.

## **6.5. ALTERNATIVAS DE MEJORA**

Verificando las opciones de combustión para el H-4751 y el diseño de redes de intercambio de las secciones 6.3 y 6.4 se valoran las siguientes alternativas:

1. Evaluar un nuevo diseño de los quemadores del horno, para disminuir el consumo de exceso de oxígeno alimentado y por ende, disminuir los requerimientos de combustible, manteniendo la carga actual del horno. Esta comparación se muestra en la Tabla 24 donde el requerimiento de gas se disminuye al 49,42 %.

El consumo de gas a quemadores se encuentra en 5680 scf/h en la condición normal de operación con exceso de 10 % de oxígeno. El requerimiento con un nuevo diseño de quemadores para mantener un exceso de oxígeno en el horno de 3 % quedaría a 2796,832 scf/h. Si se mantiene la carga en el transcurso de 1 año se tendría un ahorro de aproximadamente 25256,55 Kscf y el valor de 1Kscf es de \$ 9.939 por lo tanto el ahorro sería de aproximadamente \$ 251.024.867,15

2. Utilizar el horno con pilotos en servicio y sin gas combustible a los quemadores, es decir tener el equipo disponible cuando se requiera utilizar como en arrancadas de planta y finales de corrida del catalizador. Para mirar la factibilidad de esta alternativa, se debe realizar un estudio del efecto de mantener el horno en dichas condiciones sobre las variaciones de temperatura del reactor R-4752 manteniendo la misma temperatura a la salida del horno con la corriente de salida del reactor R-4752.

De ser posible, esta alternativa nos permitiría un ahorro de gas en un año de 49756,80 Kscf y con un ahorro económico de \$ 494.532.835. Se hace aclaración que aquí no se ha tenido en cuenta los costos de catalizador por tiempo de corrida si se llegara a disminuir este tiempo. Sin embargo, se debe analizar posteriormente, en otro escenario ajeno a este estudio.

En la Tabla 33 se observa los comparativos de la operación actual del horno H-4751 y las dos primeras alternativas propuestas en consumo de gas combustible, costos y disminución de contaminantes en un periodo de un año.

**Tabla 33. Comparativo de alternativas 1 y 2 del H-4751.**

Caso de Operación	Flujo de Gas Combustible Kscf / año	Costo de gas \$/ Kscf	Costo Anual M\$	Ahorro M\$	Gases Contaminantes Tonelada / año	Contaminantes Kg/bbl
Operación actual	49756,80	9939	494,5330	0	24121,59	4,31
Nuevo diseño	24500,25	9939	243,51	251,025	11921,91	2,15
Sin Quemadores	0	9939	0	494,5330	0	0

- Las alternativas de las nuevas redes de intercambio diseñadas por la metodología *pinch* permiten mejoras, pero no son fáciles de aplicar en la actualidad porque requieren un cambio general en el sistema de intercambio de calor permitiendo la integración energética entre secciones, a diferencia de cómo se encuentra diseñada actualmente.
- La alternativa de instalar un *bypass* en el lado casco del E-4757A/B/C/D solo nos permite llevar al horno a una operación segura y definida en por las condiciones de diseño. Esto permitiría evitar un disparo del equipo por baja presión de gas combustible como se ha presentado con anterioridad, sin embargo, no se lograrán mejoras económicas debido a que se debe realizar una ingeniería para la construcción del *bypass*. Además, el consumo no se disminuye porque lo que se desea es incrementar la temperatura a la salida del

H-4651 para que a la salida de los E-4757 hacia el R-4752 también se incremente para posteriormente mezclarse con la corriente proveniente por la línea *bypass* que está a la misma temperatura de la salida del R-4751. La operación de esta forma permitiría mantener la temperatura de entrada al R-4751 en 515°F como fue el caso de estudio. En conclusión, esta alternativa no es viable económicamente, pero si permite una operación adecuada del horno.

## 7. CONCLUSIONES

El estudio energético de la unidad de hidrot ratamiento de gasolina permite demostrar que el horno H-4751 es la única fuente de energía que garantiza mantener las condiciones de operación de la unidad, no existiendo otra corriente de proceso que transfiera la energía necesaria que el horno suministra.

El análisis de la unidad de hidrot ratamiento de gasolina U-4750 permitió verificar que está muy bien diseñada en el intercambio energético por secciones y está en capacidad de aumentar su carga.

El horno de reacción H-4751 se observa que está sobredimensionado con respecto a las condiciones actuales de carga y del requerimiento energético en que se realizó el estudio. Esta condición de operación ocasiona que se tenga que mantener un exceso de gas en quemadores del horno para mantenerlo en servicio afectando el margen de refinación de la unidad.

## 8. RECOMENDACIONES

Del estudio energético realizado se recomienda lo siguiente:

1. Realizar un cambio de quemadores de acuerdo a un estudio previo que me permitan disminuir el consumo de gas en el H-4751, manteniendo la condiciones de seguridad de presión de gas combustible en el horno y evitando la quema de gas innecesariamente que no es aprovechada en el proceso de la unidad.
2. Realizar un estudio enfocado en el incremento de diferencial entre la temperatura de entrada y salida del R-4752 con el fin de suplir la energía que suministra el horno con la misma corriente de salida del R-4752 y mantener solo el horno para condiciones de arrancada o final de corrida del catalizador, este estudio debe estar enfocado a la calidad del producto y la vida útil del catalizador.
3. Realizar un estudio enfocado al suministro de energía por medio del H-4751, logrando así una operación dentro de sus parámetros de protección del sistema ESD y un aprovechamiento de la energía que se esta des aprovechando.

## BIBLIOGRAFIA

AGARWAL Y SHARMA. Comparative studies on the biodesulfurization of crude oil with other desulfurization techniques and deep desulfurization through integrated processes [Publicación periódica] // Energy Fuels. - New Delhi : Energy Fuels, 24 de 1 de 2010. - págs. 518-524.

ALVAREZ FORTES Rivas, María y AGUILAR-ESCALANTE Rodolfo Diseño de una red de intercambio de calor utilizando la metodología Supertargeting del punto de pliegue [Publicación periódica] // Revista del centro de investigación, Universidad La Salle. - Ciudad de México : [s.n.], Julio-Diciembre de 2007. - 28 : Vol. 7. - págs. 23-40.

ANISIMOV Y TARAKANOVA. Oxidative desulfurization of hydrocarbon raw materials [Publicación periódica] // Russ JGen Chem. - Moscú : [s.n.], 2009. - 6 : Vol. 79. - págs. 1264-1273.

API. Thermal properties [Libro] / ed. Institute American Petroleum. - Washington : [s.n.], 1997. - Vol. Sixth edition : pág. Chapter 7..

ASPEN TECHNOLOGY. Aspen Energy Analyzer Reference Guide [Libro]. - Burlington : [s.n.], 2011. - Vol. 1.

ASPEN TECHNOLOGY INCORPORATED. Aspen Energy Analyzer [Sección de libro] // Aspen Energy Analyzer / aut. libro Aspen Technology Inc.. - Burlington : [s.n.], 2011.

ASPENTECH. Aspen Technology, Inc. [En línea]. - Noviembre de 2015. - 10 de Noviembre de 2015. - <http://www.aspentech.com/products/engineering/aspen-energy-analyzer/>.

ATTAR Y CORCORAN. Desulphurization of organic sulphur compounds by selective oxidation. [Publicación periódica] // Industrial Engineering Chemical Products Res Dev. - 17 de 2 de 1978. - 2 : Vol. 17. - págs. 102-109.

AXENS NORTH AMERICA INC. PROCESS DESIGN BOOK [Libro]. - Princeton, NJ 08540 : [s.n.], 2004.

BABICH Y MOULIJN. Science and technology of novel processes for deep desulphurization of oil refinery streams: a review [Publicación periódica] // Fuel. - 3 de 2003. - 6 : Vol. 82. - págs. 607-631.

BREYSSE, GEANTET Christophe y AFANASIEV Pavel. Recent studies on the preparation, activation and design of active phases and supports of hydrotreating catalysts [Publicación periódica] // Catalysis Today. - 115 de 2008. - 1 : Vol. 130. - págs. 3-13.

CASTIER Marcelo. Pinch analysis revisited: New rules for utility targeting [Publicación periódica] // Applied thermal engineering. - 8 de 27 de 2007. - págs. 1653-1656.

CASTIER. Rigorous multiple utility targeting in heat exchanger networks [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 6 de 2012. - Vol. 59. - págs. 74-85.

CORMA. et al On the mechanism of sulfur removal during catalytic cracking [Publicación periódica] // Appl Catal . - [s.l.] : Appl Catal, 1970. - págs. 135-152.

ECOPETROL S.A. ECOGRB-GHT-MDPU-CA02 [Sección de libro] // ECOGRB-GHT-MDPU-CA02 / aut. libro S.A Ecopetrol. - Barrancabermeja : [s.n.], 2009.

FORBES. Forbes [En línea] // Forbes. - 30 de 09 de 2014. - 30 de 09 de 2014. - <http://www.forbes.com/global2000>.

GADALLA A. new graphical method for Pinch Analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration [Publicación periódica] // Energy. - 1 de 3 de 2015. - Vol. 81. - págs. 159-174.

GADALLA MAMDOUH A. novel graphical technique for pinch analysis applications: Energy targets and grassroot design [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 5 de 2015. - Vol. 96. - págs. 499-510.

GIL Iván. Unidad 1. Simulación de procesos en ingeniería química [En línea] // Virtual Unal. - 2012. - 25 de Octubre de 2015. - [http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana\\_sim/mod\\_1/html/contenido04.html](http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html).

GOLDSMITH Junior. Effects of air pollution on human health [Sección de libro] // Air pollution and its effects / aut. libro Goldsmith J.R.. - New York : [s.n.], 1968. - Vol. 25.

GRAY. Fundamentals of oil sands upgrading [Libro]. - Alberta. : University of Alberta, 2010. - Vol. 83.

INSTITUTION OF CHEMICAL ENGINEERS. User guide on process integration for efficient use of energy [Informe]. - London : [s.n.], 1994.

JIMÉNEZ. Síntesis de redes de intercambiadores de calor [Sección de libro] // Diseño de procesos en ingeniería química / aut. libro Jiménes A.. - Celaya : Reverté, 2006.

MALDONADO. Modelación de procesos de separación de gas-crudo en la industria petrolera [Libro]. - Santo Domingo Tehuantepec : Universidad del Istmo, 2010. - Vol. 1.

MAMDOUH. A new graphical method for Pinch and Analysis applications: Heat exchanger network retrofit and energy integration [Publicación periódica] // Energy. - 2015. - Vol. 43. - págs. 159-174.

MCFARLAND. Biodesulfurization [Publicación periódica] // Europe PMC. - 2 de 3 de 1999. - págs. 257-264.

MEHRAN, AMARJEET Y ARGYRIOS. Biodesulfurization of refractory organic sulphur compounds in fossil fuels [Publicación periódica] // Science Direct. - Ontario : [s.n.], 25 de 7 de 2007. - Vol. 25. - págs. 570-596.

MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL Resolución 0447 de 2003 [Artículo] // Diario Oficial de la República. - 2004.

MINISTERIO DE MINAS Y ENERGIA. Resolución Numero 1180 // Resolucion Numero 1180. - SANTA FE DE BOGOTA : [s.n.], 21 de 06 de 2006.

MOGH DAM N.SAMADI Gas Condensate stabilization unit different desing approache. [Publicación periódica] // International Journal Of Chemical Engineering and Applications. - 12 de 2012. - 06 : Vol. 3. - pág. 461.

ORDOÑEZ. El software para los ingenieros de procesos [Conferencia] // Conferencia Magistral Ingeniería Química UIS. - Bucaramanga : [s.n.], 2015. - págs. 1-68.

PASIUK-Bronikowska, ZIAJKA y BRONIKOWSKI. Autoxidation of sulphur compounds [Libro]. - New York : Ellis Horwood, 1992. - Vol. Sixth Edition.

PERRY Y MALONEY JAMES. Perry, Manual del Ingeniero Químico [Libro]. - [s.l.] : McGraw Hill, 2001. - Vol. 4.

PICÓN-NUÑEZ, CASTRO-PÉREZ y URIBE-RAMIREZ. Modelo para la simulación en estado estable de redes de recuperación de calor [Publicación periódica] // Información Tecnológica. - 2004. - 1 : Vol. 15. - págs. 3-10.

PLATTS. Platts [En línea] // Platts. - 31 de 12 de 2013. - 30 de 09 de 2014. - <http://top250.platts.com/Top250Rankings/2013>.

RWD. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad de Hidrotratamiento de Gasolina U-4750 [Libro]. - Barrancabermeja : [s.n.], 2009.

SALAMA. Numerical techniques for determining heat energy targets in pinch analysis [Publicación periódica] // Computers and chemical engineering. - 2005. - Vol. 29. - págs. 1861-1866.

SEEBERGER y Jess. Desulfurization of diesel oil by selective oxidation and extraction of sulphur compounds by ionic liquids: a contribution to a competitive process design. [Publicación periódica] // Green Chem. - 23 de 2010. - Vol. 12. - págs. 602-608.

SHLEDON Y KOCHI. Metal-Catalysed oxidation of organic compounds [Publicación periódica] // Academic Press. - New York : Academic Press, 1981. - Vol. 89.

SHY et al. Characterization of sulphur compounds in oilsands bitumen by methylation followed by positive-ion electrospray ionization and Fourier transform ion cyclotron resonance mass spectrometry [Publicación periódica] // Energy Fuels. - Alberta : [s.n.], 20 de 5 de 2010. - 5 : Vol. 24. - págs. 3014-3019.

SINNOT Ray y TOWLER Gavin. Fundamentos de los balances de energía y utilización de la energía [Sección de libro] // Diseño en ingeniería química. - Oxford : Elsevier, 2012. - 5ta Edición : Vol. 6.

TARIFA. Determinación de la curva de destilación flash para cortes de petróleo utilizando simuladores comerciales [Publicación periódica] // SciElo. - Bogotá : [s.n.], 2008. - 1 : Vol. 28.

TURTON Richard et al. Pinch Technology [Sección de libro] // Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes. - Oxford : Pearson, 2012. - Fourth Edition.

TURTON Richard et al. Process optimization [Sección de libro] // Analysis, synthesis and design of chemical processes. - Malloy : Pearson, 2012. - Fourth Edition.

VAHDAT Abazar, GHAEBI Hadi y AMIDPOUR Majir. Novel graphical approach as fouling pinch for increasing fouling formation period in heat exchanger network (HEN) state of the art [Publicación periódica] // Energy conversion and management. - 1 de 2011. - 1 : Vol. 52. - págs. 117-124.

WIECKOWSKA Jadwiga. Catalytic and adsorptive desulphurization of gases [Publicación periódica] // Catalysis today. - 1995. - 4 : Vol. 25. - págs. 405-465.

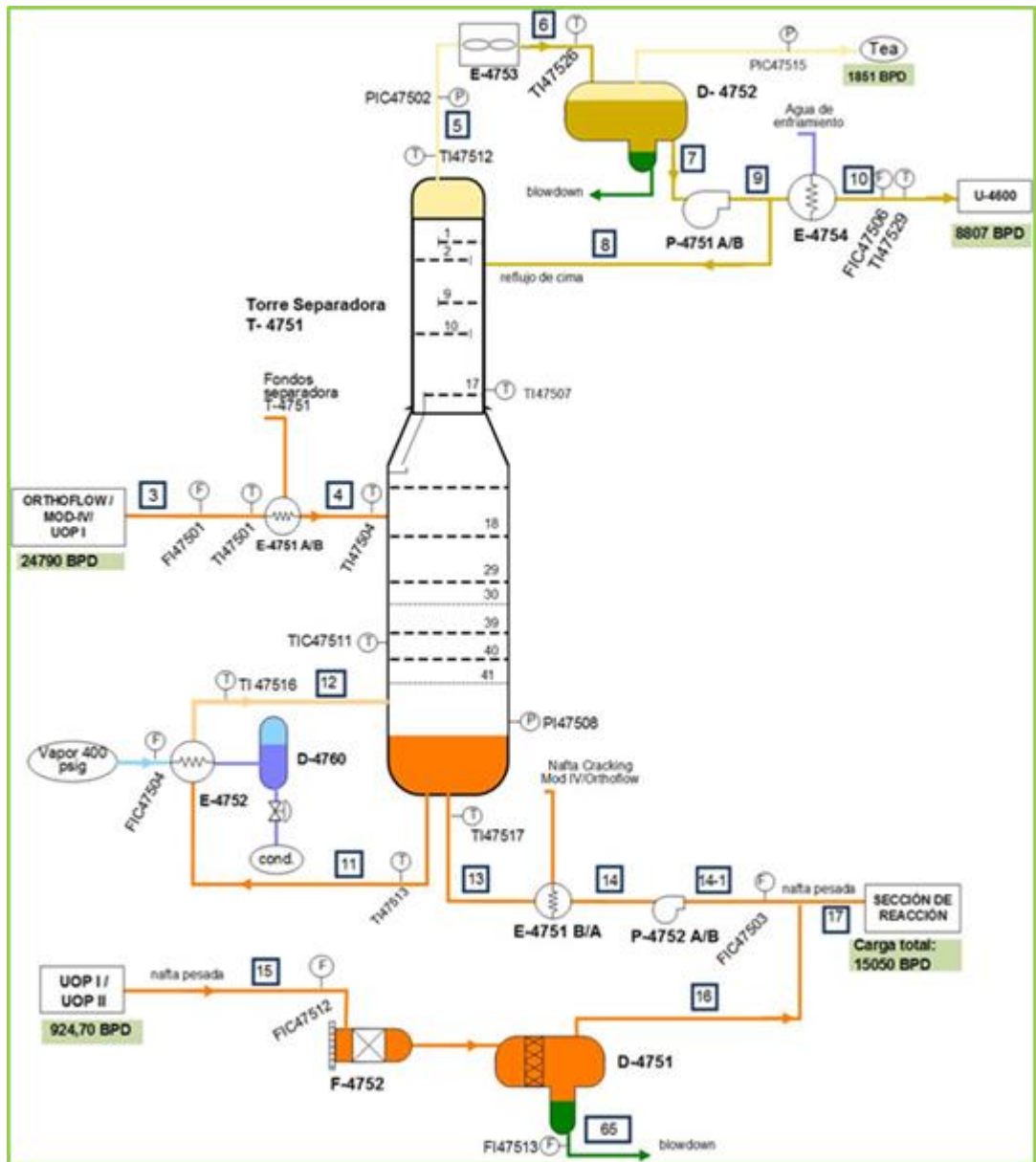
ZANELLA et al . Caracterización de catalizadores Mo, NiMo y CoMo en su estado sulfurado [Publicación periódica] // Revista Mexicana de ingeniería química. - 2002. - 1-2 : Vol. 1. - págs. 13-21.

ZHAO et al. Photochemical oxidation-ionic liquid extraction coupling technique in deep desulphurization of light oil [Publicación periódica] // Energy Fuels. - 31 de 1 de 2008. - 2 : Vol. 22. - págs. 1100-1103.

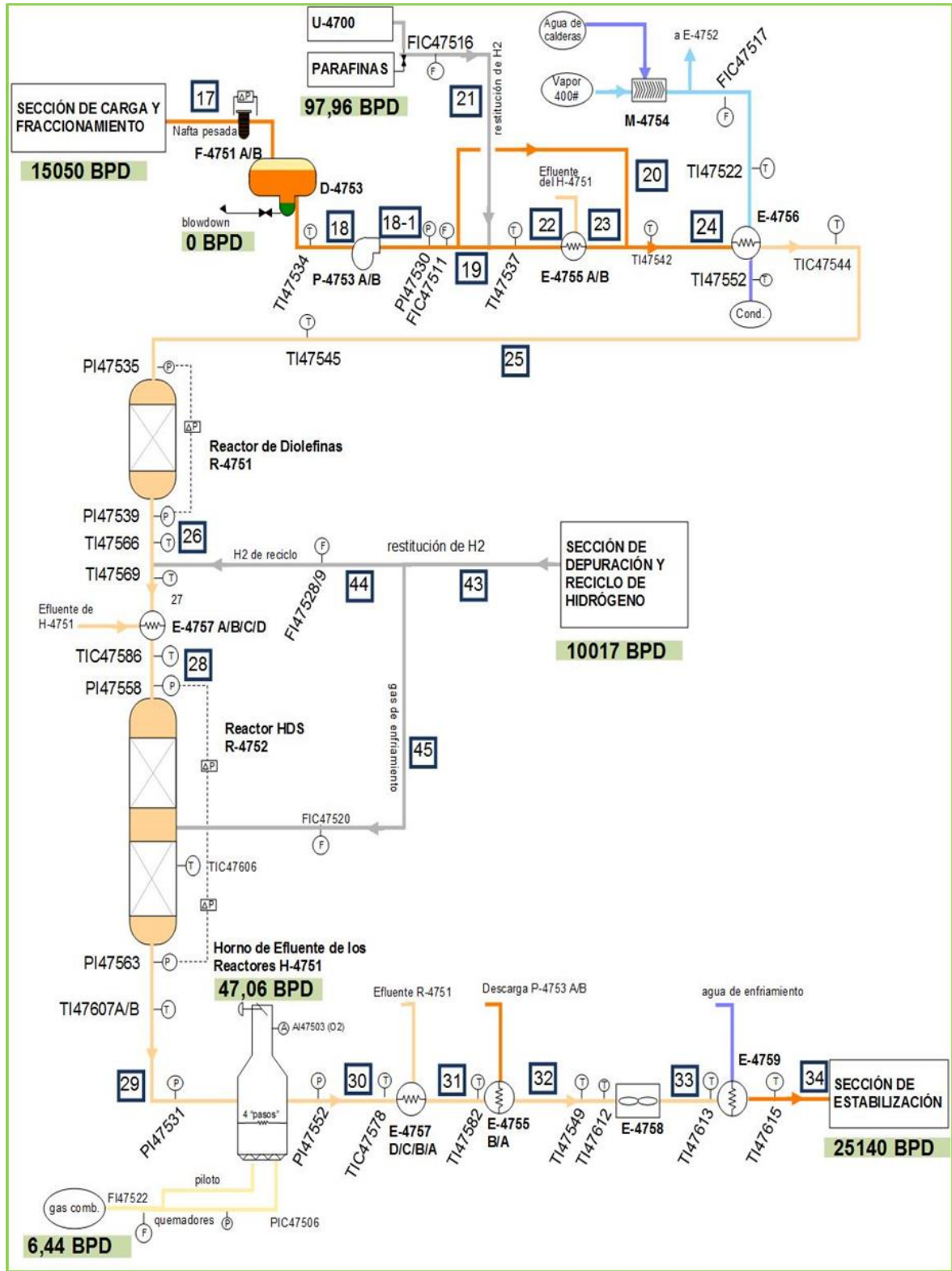
## ANEXOS

### ANEXO A. Diagramas por secciones con la ubicación de los medidores seleccionados e identificación de corrientes

Diagrama de la sección de carga y fraccionamiento



## Diagrama de la sección de reacción



**Diagrama de la sección de estabilización.**

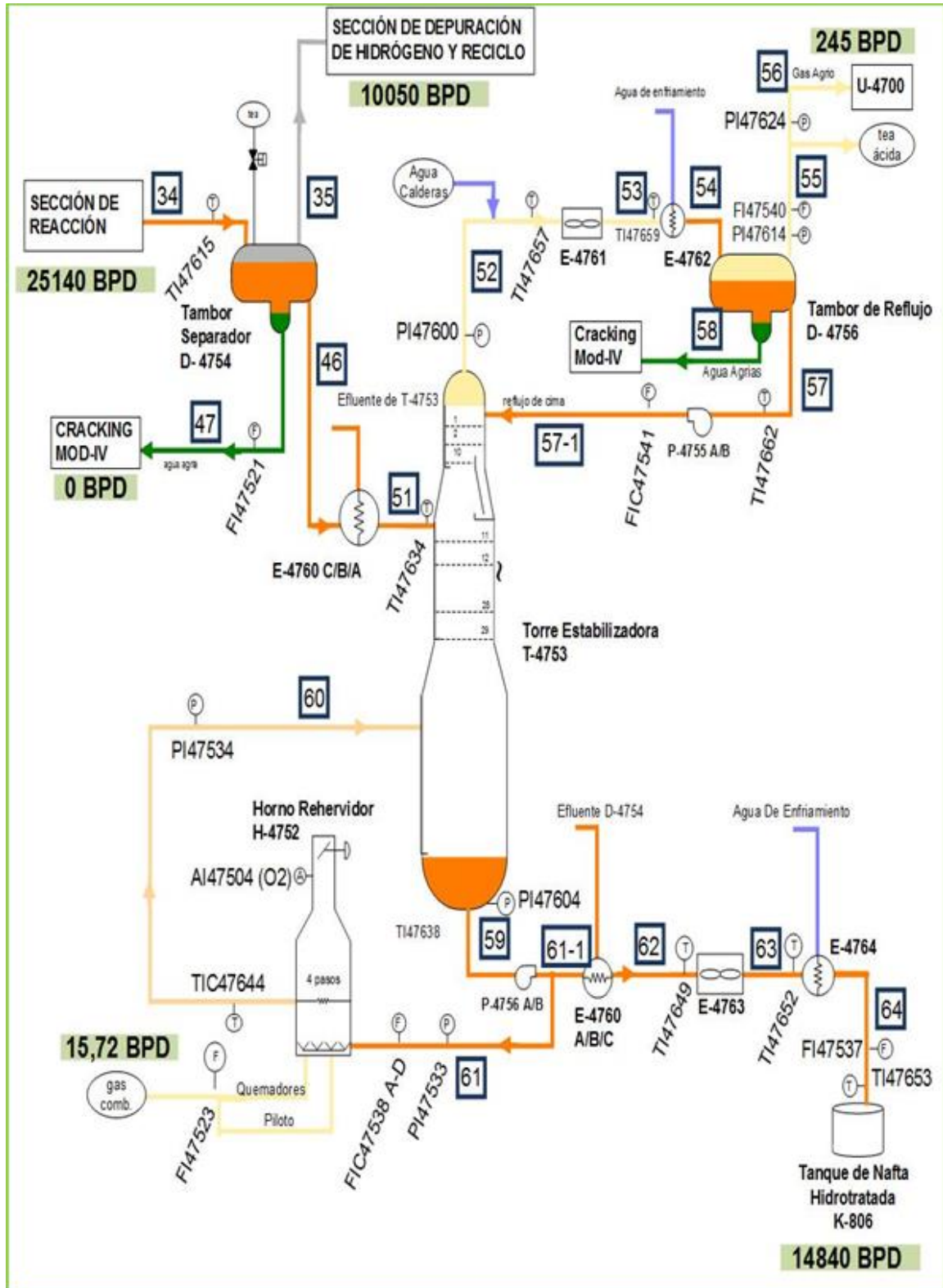
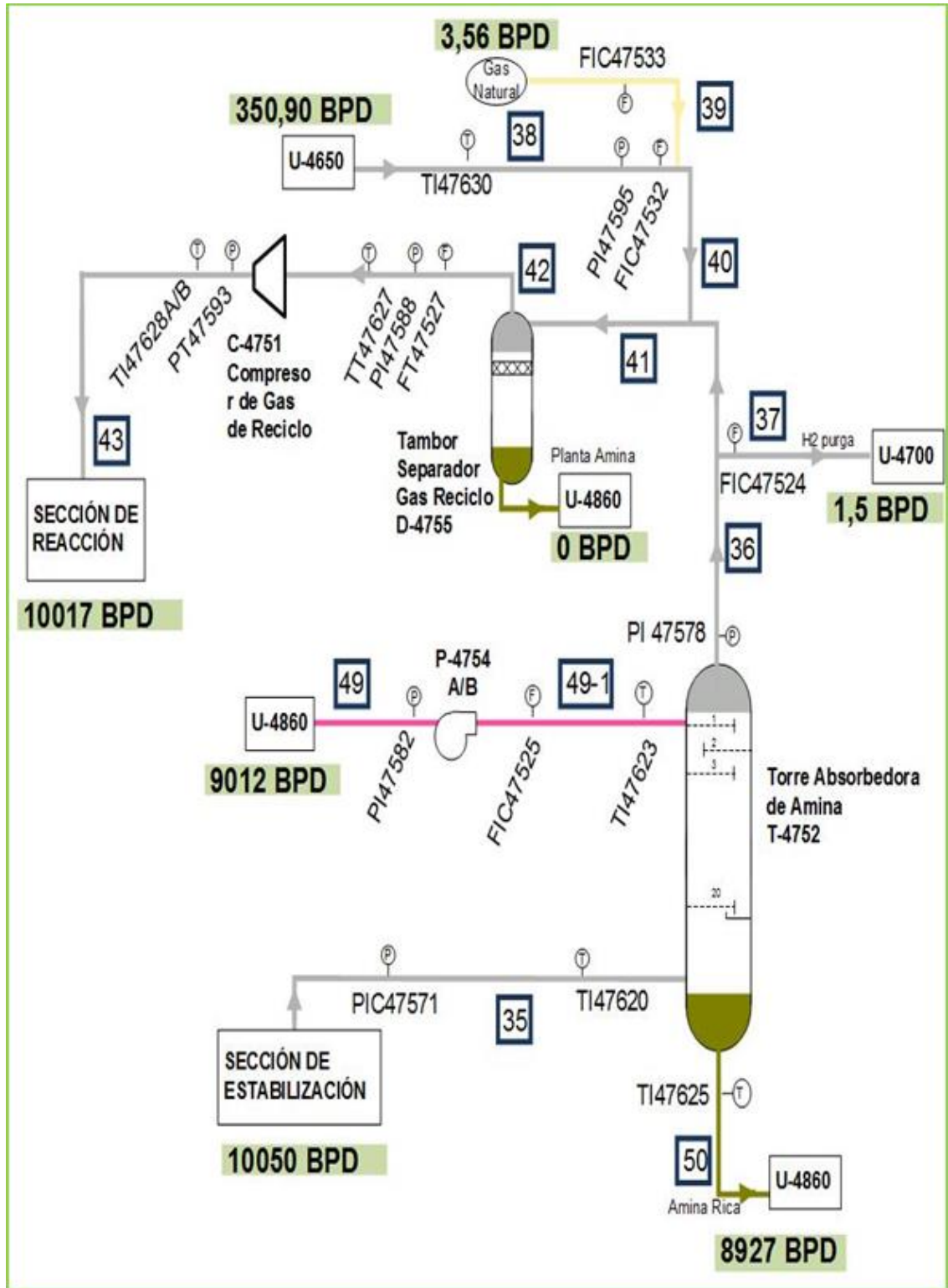


Diagrama de la sección de depuración de hidrógeno y reciclo



## ANEXO B. Análisis de datos por secciones

### Análisis de datos de la sección de carga y fraccionamiento

Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de flujo de la sección de carga y fraccionamiento

	FI47501	FIC47503	FIC47504	FIC47506	FIC47507	FIC47512	FIC47513
Min	2,85	23,74	14533,90	8,09	1160,78	-108,48	0,27
Cuartil 1 (Q1)	23501,67	13453,89	46102,24	10267,36	5032,08	705,69	0,29
Mediana (Q2)	24912,95	14567,21	48773,98	11175,07	5260,96	1030,43	0,29
Cuartil 3 (Q3)	25773,98	15015,47	50543,78	11708,96	5543,20	1223,24	0,30
Max	27469,54	16311,73	59400,49	14389,13	6349,29	2230,89	0,40
Rango intercuartílico (RI)	2272,31	1561,58	4441,54	1441,61	511,12	517,54	0,01
Límite inferior (Li)	20093,20	11111,51	39439,92	8104,94	4265,40	-70,62	0,27
Límite superior (Ls)	29182,45	17357,85	57206,10	13871,38	6309,88	1999,55	0,31
<b>PROMEDIO (x)</b>	<b>24787,67</b>	<b>14404,59</b>	<b>48457,39</b>	<b>11060,90</b>	<b>5338,99</b>	<b>924,67</b>	<b>0,29</b>

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de flujo de la sección de carga y fraccionamiento.

	F147501	FIC47503	FIC47504	FIC47506	FIC47507	FIC47512	FIC47513
Desviación estándar (s)	1490,98	1045,00	3190,50	1078,26	414,86	440,22	0,01
Muestra (n)	513,00	513,00	513,00	513,00	513,00	513,00	513,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	65,83	46,14	140,86	47,61	18,32	19,44	0,00
LIC	24724,46	14360,29	48322,14	11015,19	5321,40	906,01	0,29
LSC	24850,87	14448,89	48592,64	11106,61	5356,57	943,34	0,29

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de presión de la sección de carga y fraccionamiento**

	PIC47502	PIC47508	PIC47515	PIC47505
Min	15,79	18,04	10,89	16,27
Cuartil 1 (Q1)	20,22	25,88	14,91	21,03
Mediana (Q2)	20,66	26,46	15,82	21,47
Cuartil 3 (Q3)	21,71	27,34	16,69	22,32
Max	24,82	30,66	20,60	25,29
Rango intercuartílico (RI)	1,49	1,47	1,78	1,28
Límite inferior (Li)	17,99	23,68	12,24	19,11
Límite superior (Ls)	23,93	29,54	19,37	24,24
<b>PROMEDIO (x)</b>	<b>20,99</b>	<b>26,62</b>	<b>15,78</b>	<b>21,68</b>

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de presión de la sección de carga y fraccionamiento.

	PIC47502	PIC47508	PIC47515	PIC47505
Desviación estándar (s)	0,95	1,07	1,26	0,80
Muestra (n)	546,00	546,00	546,00	546,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,04	0,05	0,05	0,03
LIC	20,95	26,58	15,72	21,65
LSC	21,03	26,66	15,83	21,72

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de temperatura de la sección de carga y separación.**

	TI47501	TI47504	TIC47511	TI47517	TI47529	TI47516	TI47513	TI47512	TI47526
Min	89,24	200,88	255,68	259,23	88,43	294,50	284,61	165,71	94,26
Cuartil 1 (Q1)	97,65	204,77	281,78	323,33	95,14	323,23	318,78	172,99	123,28
Mediana (Q2)	99,51	206,06	283,39	325,84	96,57	325,58	321,23	175,61	126,92
Cuartil 3 (Q3)	101,18	207,67	288,31	329,58	98,27	329,48	325,37	178,32	129,74
Max	104,77	229,78	320,41	356,69	103,42	375,23	362,38	194,62	146,06
Rango intercuartílico (RI)	3,53	2,90	6,52	6,26	3,13	6,25	6,59	5,33	6,46
Límite inferior (Li)	92,35	200,42	272,00	313,94	90,44	313,86	308,90	165,00	113,59
Límite superior (Ls)	106,49	212,03	298,09	338,97	102,96	338,85	335,25	186,32	139,43
PROMEDIO (x)	<b>99,42</b>	<b>206,12</b>	<b>285,16</b>	<b>326,32</b>	<b>96,63</b>	<b>326,40</b>	<b>322,17</b>	<b>175,47</b>	<b>126,44</b>

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de temperatura de la sección de carga y separación.

	TI47501	TI47504	TIC47511	TI47517	TI47529	TI47516	TI47513	TI47512	TI47526
Desviación estándar (s)	2,46	2,11	4,60	4,39	2,30	4,11	4,17	4,19	5,15
Muestra (n)	526,00	526,00	526,00	526,00	526,00	526,00	526,00	526,00	526,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,11	0,09	0,20	0,19	0,10	0,18	0,18	0,18	0,22
LIC	99,32	206,03	284,97	326,14	96,53	326,23	321,99	175,29	126,23
LSC	99,53	206,21	285,35	326,50	96,72	326,57	322,34	175,64	126,66

Análisis de datos sección de reacción por etapas.

Análisis de datos sección de estabilización.

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de flujo de la sección estabilización.**

	FIC47541	FIC47523	FI47540	FIC47024
Min	1917,01	9,43	173,56	100,25
Cuartil 1 (Q1)	2814,37	15,30	681,58	685,54
Mediana (Q2)	2898,22	15,72	725,61	777,10
Cuartil 3 (Q3)	2967,80	16,10	775,79	897,82
Max	3583,39	17,16	921,32	1501,39
Rango intercuartílico (RI)	153,43	0,81	94,21	212,28
Límite inferior (Li)	2584,23	14,09	540,27	367,11
Límite superior (Ls)	3197,94	17,31	917,10	1216,24
PROMEDIO (x)	2898,60	15,72	730,44	806,13

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de flujo de la sección estabilización.

	FIC47541	FIC47523	FI47540	FIC47024
Desviación estándar (s)	119,78	0,59	70,64	157,87
Muestra (n)	519,00	519,00	519,00	519,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	5,26	0,03	3,10	6,93
LIC	2893,55	15,70	727,46	799,48
LSC	2903,65	15,75	733,42	812,79

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de presión de la sección estabilización.**

	PI47533	PI47614	PIC47600	PI47534	PI47604	PIC47516
Min	212,44	87,62	89,58	92,81	92,85	3,19
Cuartil 1 (Q1)	215,08	90,82	93,51	96,80	96,82	5,16
Mediana (Q2)	215,97	91,58	93,52	96,90	96,93	6,44
Cuartil 3 (Q3)	216,36	91,94	93,56	96,97	97,00	7,91
Max	219,05	94,20	96,49	100,38	100,41	11,48
Rango intercuartílico (RI)	1,29	1,12	0,05	0,17	0,18	2,75
Límite inferior (Li)	213,14	89,15	93,43	96,55	96,56	1,04
Límite superior (Ls)	218,30	93,62	93,63	97,22	97,26	12,04
PROMEDIO (x)	215,58	91,57	93,54	96,93	96,96	6,64

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de presión de la sección estabilización.

	PI47533	PI47614	PIC47600	PI47534	PI47604	PIC47516
Desviación estándar (s)	1,03	0,72	0,03	0,08	0,09	1,67
Muestra (n)	411,00	411,00	411,00	411,00	411,00	411,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,05	0,04	0,00	0,00	0,00	0,08
LIC	215,53	91,54	93,54	96,93	96,96	6,56
LSC	215,63	91,61	93,54	96,93	96,97	6,72

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de temperatura de la sección estabilización**

	TI47634	TI47638	TIC47644	TI47649	TI47657	TI47662
Min	266,71	363,76	371,43	140,08	177,35	89,04
Cuartil 1 (Q1)	367,89	427,24	441,64	162,57	195,44	95,73
Mediana (Q2)	370,60	430,44	445,64	164,32	198,00	97,49
Cuartil 3 (Q3)	373,75	434,09	449,15	165,66	199,95	98,85
Max	397,04	461,60	475,52	191,06	230,68	108,67
Rango intercuartílico (RI)	5,87	6,85	7,51	3,09	4,51	3,11
Límite inferior (Li)	359,08	416,96	430,38	157,94	188,69	91,07
Límite superior (Ls)	382,56	444,37	460,41	170,29	206,71	103,52
PROMEDIO (x)	371,16	431,02	445,57	164,10	197,61	97,34

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de temperatura de la sección estabilización.

	TI47634	TI47638	TIC47644	TI47649	TI47657	TI47662
Desviación estándar (s)	4,19	4,90	5,33	2,33	3,07	2,24
Muestra (n)	524,00	524,00	524,00	524,00	524,00	524,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,18	0,21	0,23	0,10	0,13	0,10
LIC	370,99	430,82	445,35	164,00	197,49	97,25
LSC	371,34	431,23	445,80	164,19	197,74	97,44

Análisis de datos sección de depuración de hidrógeno y reciclo.

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de flujo de la sección depuración de hidrógeno y reciclo.**

	FT47527	FIC47532	FIC47533
Min	3972,01	0,55	0,00
Cuartil 1 (Q1)	25954,05	1,75	0,01
Mediana (Q2)	26363,89	1,98	0,01
Cuartil 3 (Q3)	26887,32	2,20	0,04
Max	27535,71	2,81	0,05
Rango intercuartílico (RI)	933,27	0,45	0,04
Límite inferior (Li)	24554,14	1,08	-0,05
Límite superior (Ls)	28287,23	2,87	0,10
PROMEDIO (x)	26395,72	1,97	0,02

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de flujo de la sección de depuración de hidrógeno y reciclo.

	FT47527	FIC47532	FIC47533
Desviación estándar (s)	613,58	0,32	0,02
Muestra (n)	538,00	538,00	538,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96
EEM	26,45	0,01	0,00
LIC	26370,32	1,96	0,02
LSC	26421,12	1,98	0,02

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de presión de la sección depuración de hidrógeno y reciclo.**

	PIC47571	PI47582	PI47578	PIC47543	PI47588	PI47595
Min	148,76	113,89	146,21	192,76	107,20	317,67
Cuartil 1 (Q1)	204,97	165,02	202,17	335,03	181,99	322,69
Mediana (Q2)	205,01	169,75	202,29	340,00	183,03	323,27
Cuartil 3 (Q3)	205,04	172,41	202,40	340,02	184,07	323,84
Max	219,41	193,36	216,99	340,13	197,36	325,92
Rango intercuartílico (RI)	0,07	7,39	0,23	4,99	2,08	1,15
Límite inferior (Li)	204,88	153,95	201,82	327,54	178,88	320,96
Límite superior (Ls)	205,14	183,49	202,75	347,51	187,19	325,57
PROMEDIO (x)	205,00	169,84	202,26	337,91	183,28	323,24

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de presión de la sección de depuración de hidrógeno y recicló.

	PIC47571	PI47582	PI47578	PIC47543	PI47588	PI47595
Desviación estándar (s)	0,04	5,35	0,15	2,45	1,50	0,90
Muestra (n)	451,00	451,00	451,00	451,00	451,00	451,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
T	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,00	0,25	0,01	0,12	0,07	0,04
LIC	205,00	169,59	202,26	337,80	183,21	323,20
LSC	205,00	170,08	202,27	338,02	183,35	323,28

**Análisis de datos atípicos y extremadamente atípicos de los medidores de temperatura de la sección depuración de hidrógeno y reciclo.**

	TI47615	TI47628A	TI47628B	TI47627	TI47630	TI47620	TI47625
Min	87,59	178,22	178,28	89,56	82,98	88,22	88,17
Cuartil 1 (Q1)	92,96	196,06	196,04	105,58	89,93	93,74	95,25
Mediana (Q2)	94,17	199,31	199,30	106,91	91,61	94,99	96,59
Cuartil 3 (Q3)	95,15	201,35	201,35	108,01	93,10	95,96	97,60
Max	99,34	236,33	236,41	112,37	96,80	105,51	100,57
Rango intercuartílico (RI)	2,19	5,29	5,31	2,42	3,17	2,22	2,36
Límite inferior (Li)	89,68	188,13	188,08	101,95	85,18	90,40	91,71
Límite superior (Ls)	98,43	209,28	209,31	111,64	97,85	99,30	101,14
PROMEDIO (x)	94,06	198,71	198,72	106,80	91,49	94,83	96,45

Cálculo de intervalo de confianza al 95% de los medidores de temperatura de la sección de depuración de hidrógeno y recicló.

	TI47615	TI47628A	TI47628B	TI47627	TI47630	TI47620	TI47625
Desviación estándar (s)	1,52	3,85	3,87	1,75	2,25	1,55	1,68
Muestra (n)	544,00	544,00	544,00	544,00	544,00	544,00	544,00
Error alfa	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
t	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96	0,96
EEM	0,06	0,16	0,17	0,07	0,10	0,07	0,07
LIC	93,99	198,55	198,57	106,73	91,40	94,76	96,38
LSC	94,12	198,87	198,88	106,87	91,58	94,89	96,52

## ANEXO C. Validación de la simulación

Validación de la sección de carga y fraccionamiento.

SECCIÓN DE CARGA Y FRACCIONAMIENTO				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
TI47512	175,47 °F	± 0,183	194,50 °F	10,85
PI47505	21,68 psig	± 0,034	21,75 psig	0,32
FIC47506	11060,90 bbl/d	± 47,607	8953,00 bbl/d	19,05
TI47529	96,63 °F	± 0,100	87,54 °F	9,41
TIC47511	285,16 °F	± 0,200	313,70 °F	10,01
FIC47503	14404,59 bbl/d	± 46,138	14130,00 bbl/d	1,91

Validación de la sección de reacción.

SECCIÓN DE REACCIÓN				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
FIC47511	15328,62 bbl/d	± 41,830	14300,00 bbl/d	6,71
TI47537	144,30 °F	± 0,141	147,70 °F	2,36
TI47542	297,13 °F	± 0,96	289,00 °F	2,74
TI47545	327,67 °F	± 1,133	311,00 °F	5,09
PI47535	361,47 psig	± 1,291	347,00 psig	4,00
PI47539	343,45 psig	± 0,092	337,00 psig	1,88
PIC47543	337,91 psig	± 0,111	337,00 psig	0,27
TI47569	253,55 °F	± 0,668	264,00 °F	4,1214
PI47558	257,61 psig	± 0,110	287,00 psig	11,41
PI47563	243,89 psig	± 0,087	262,00 psig	7,43
TI47607 B	607,38 °F	± 0,695	543,70 °F	10,48
PI47552	237,52 psig	± 0,063	262,00 psig	10,31
TIC47578	628,11 °F	± 0,928	545,70 °F	13,12
TI47582	313,36 °F	± 0,490	272,70 °F	12,98
TI47612	248,02 °F	± 0,244	236,60 °F	4,60

Validación de la sección de depuración de hidrógeno y reciclo.

SECCIÓN DE DEPURACIÓN DE HIDRÓGENO Y RECICLO				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
PIC47571	204,99 psig	± 0,002	191,00 psig	6,82
TI47620	94,83 °F	± 0,066	95,12 °F	0,31
TI47625	96,45 °F	± 0,072	110,00 °F	14,05
PI47588	183,28 psig	± 0,071	202,00 psig	10,21
TT47627	106,80 °F	± 0,075	121,90 °F	14,14
TI47628 A/B	198,71 °F	± 0,165	220,40 °F	10,92

Tabla de composición del gas de proceso de salida de C-4751.

Componente	Composición fracción mol	
	SIMULADA	REAL
Hidrógeno	0,903	0,902
H2O	0,004	0
Metano	0,076	0,086
Etano	0,002	0
Propano	0,001	0
n-Butano	0,001	0
Nitrógeno	0,010	0,011
i-Butano	0,001	0
NBP[2]197*	0,001	0
NBP[2]223*	0,001	0

Validación de la sección de estabilización

SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN				
Medidor	Dato histórico	Intervalo Confianza	Dato simulado	% desviación
PI47614	91,57	± 0,034	93,53	2,14

Composiciones simulada y real de la gasolina hidrotratada

Composición fondo simulada		Composición caracterizada de la ASTM D6	
Corriente 64			
NBP[2]172*	0,024	NBP[5]166*	0,066
NBP[2]197*	0,092	NBP[5]196*	0,084
NBP[2]223*	0,108	NBP[5]218*	0,137
NBP[2]249*	0,112	NBP[5]250*	0,112
NBP[2]274*	0,113	NBP[5]271*	0,183
NBP[2]304*	0,198	NBP[5]300*	0,076
NBP[2]322*	0,119	NBP[5]329*	0,083
NBP[2]350*	0,071	NBP[5]353*	0,116
NBP[2]376*	0,061	NBP[5]381*	0,054
NBP[2]402*	0,054	NBP[5]409*	0,047
NBP[2]428*	0,049	NBP[5]436*	0,043

## ANEXO D. Diseño de intercambiadores de acuerdo a simulación realizada por HYSYS

### Diseño E-4751

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4751 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [F]	326,3	184,1	100,0	206,0
Pressure [psig]	26,62	21,39	68,00	67,16

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	390,2	401,8
Bubble point Temperature [F]	326,3	274,7
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	318,5	164,1
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	5,692	2,600
Calculated Pressure Drop [psi]	5,229	0,8449
Allowable Pressure Drop [psi]	6,000	8,000

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4751 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	1,464e+007
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	105,3
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	< empty >
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	1375
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	< empty >
LMTD based on end points [F]	101,1
Actual / required area ratio	1,007
Vibration problem (Tasc)	No
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV2 problem	No

## Diseño E-4754

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4754 x +

Inputs Results

Results Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [F]	145,7	96,00	78,16	96,27
Pressure [psig]	175,0	170,6	60,00	54,63

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	<empty>	<empty>
Bubble point Temperature [F]	<empty>	<empty>
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	379,0	1114
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	4,411	6,562
Calculated Pressure Drop [psi]	4,403	5,374
Allowable Pressure Drop [psi]	5,000	10,00

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4754 x +

Inputs Results

Results Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	2,273e+006
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	263,4
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	359,6
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	30,99
Actual / required area ratio	1,023
Vibration problem (Tasc)	No
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV2 problem	No

## Diseño E-4755

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4755 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,4805	0,2860	4,122e-004	9,514e-004
Temperature [F]	311,6	246,1	143,8	297,7
Pressure [psig]	210,0	201,2	380,0	378,8

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	404,2	1701
Bubble point Temperature [F]	-18,70	-103,1
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	344,7	108,0
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	42,30	1,646
Calculated Pressure Drop [psi]	8,848	1,188
Allowable Pressure Drop [psi]	9,000	14,00

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4755 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	1,511e+007
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	80,47
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	4293,45
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	44,23
Actual / required area ratio	1,046
Vibration problem (Tasc)	Yes
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV <sup>2</sup> problem	No

## Diseño E-4756

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4756 x +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	1,000	0,0000	8,208e-004	9,815e-004
Temperature [F]	451,0	306,0	289,0	311,0
Pressure [psig]	365,0	364,6	366,0	361,9

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	439,5	618,2
Bubble point Temperature [F]	439,5	152,4
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	1289	709,2
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	13,24	16,54
Calculated Pressure Drop [psi]	0,4057	4,125
Allowable Pressure Drop [psi]	3,771	7,252

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4756 x +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	2,528e+006
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	406,4
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	55,50
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	58,34
Actual / required area ratio	1,035
Vibration problem (Tasc)	No
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV2 problem	No

## Diseño E-4757

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4757 A x +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,2675	1,000	1,000	0,4752
Temperature [F]	264,1	515,0	582,7	312,5
Pressure [psig]	253,0	245,6	220,0	217,5

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	425,9	407,4
Bubble point Temperature [F]	151,0	152,9
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	352,5	142,7
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	34,57	30,73
Calculated Pressure Drop [psi]	7,385	2,461
Allowable Pressure Drop [psi]	8,000	10,00

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4757 A x +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	5,564e+007
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	98,67
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	1,260e+004
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	57,52
Actual / required area ratio	1,014
Vibration problem (Tasc)	Yes
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV2 problem	No

## Diseño E-4759

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4759 × +

Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4759

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,1291	0,1213	0,0000	0,0000
Temperature [F]	115,1	96,93	90,00	100,2
Pressure [psig]	194,0	190,7	60,00	59,58

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	1274	<empty>
Bubble point Temperature [F]	-108,7	<empty>
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	222,5	249,7
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	40,88	0,8719
Calculated Pressure Drop [psi]	3,286	0,4172
Allowable Pressure Drop [psi]	3,771	10,00

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4759 × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	2,651e+006
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	114,2
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	2242
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	10,38
Actual / required area ratio	1,007
Vibration problem (Tasc)	Yes
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV <sup>2</sup> problem	No

## Diseño E-4760

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4760 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,0000	2,738e-002	0,0000	0,0000
Temperature [F]	96,94	365,0	435,7	158,8
Pressure [psig]	191,0	178,1	205,9	194,2

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	547,6	566,8
Bubble point Temperature [F]	376,7	521,1
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	385,8	334,9
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	7,705	6,779
Calculated Pressure Drop [psi]	12,88	11,77
Allowable Pressure Drop [psi]	16,00	22,00

Flowsheet Main - Solver Active × Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4760 A × +

Inputs Results

Results

Performance

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	2,938e+007
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	170,8
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	3071
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	66,16
Actual / required area ratio	1,003
Vibration problem (Tasc)	Possible
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV <sup>2</sup> problem	Yes

## Diseño E-4764

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4764 x +

Inputs Results

Results

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Process

	Shell Inlet	Shell Outlet	Tube Inlet	Tube Outlet
Vapor Mass Quality	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Temperature [F]	99,50	90,84	90,00	92,24
Pressure [psig]	176,9	172,8	60,00	59,28

	Shell side	Tube side
Dew point Temperature [F]	<empty>	<empty>
Bubble point Temperature [F]	<empty>	<empty>
Film Coefficient (mean) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	206,5	369,5
Fouling Resistance (OD based) [F-hr-ft <sup>2</sup> /Btu]	0,0000	0,0000
Velocity (Highest) [ft/s]	4,518	1,463
Calculated Pressure Drop [psi]	4,084	0,7202
Allowable Pressure Drop [psi]	5,000	10,00

Flowsheet Main - Solver Active x Shell&Tube Exchanger Design/Rating-E-4764 x +

Inputs Results

Results

Performance Data

Process  Geometry  Heat Transfer

Thermal Performance

Total heat exchanged [Btu/hr]	7,121e+005
Overall coefficient (plain) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	128,0
Overall coefficient (Finned) [Btu/hr-ft <sup>2</sup> -F]	<empty>
Effective area (plain) [ft <sup>2</sup> ]	1898
Effective area (Finned) [ft <sup>2</sup> ]	<empty>
LMTD based on end points [F]	2,983
Actual / required area ratio	1,020
Vibration problem (Tasc)	No
Vibration problem (TEMA)	No
RhoV2 problem	No

## **ANEXO E. Evaluación individual de las redes obtenidas por secciones**

Para el entendimiento de la tabla de resumen de evaluación individual, cabe aclarar los títulos mostrados en ella.

**CUMPLE CON:** Se refiere al cumplimiento individual de cada una de las reglas mencionadas en la evaluación. Su respuesta es única, Sí o No.

**CONDICIÓN DE PINCH:** Se refiere a la condición general de *pinch*, la cual narra que sobre el punto de *pinch* el producto de la masa por la capacidad calorífica de la corriente fría a presión constante debe ser mayor o igual al producto de la masa por la capacidad calorífica de la corriente caliente. Bajo el punto de *pinch* es el producto de la masa por la capacidad calorífica a presión constante de la corriente caliente la que debe ser mayor, que el mismo producto pero de la corriente fría, sometida al intercambio. Respuesta única, Sí o No.

**NÚMERO DE MÍNIMO DE CORRIENTES:** Esto se refiere a que el número de corrientes calientes sobre el punto de *pinch* debe ser inferior o al menos igual al número de corrientes frías, de lo contrario, las corrientes frías deben dividirse hasta cumplir la condición. Viceversa bajo el punto *pinch*. Respuesta única, Sí o No.

**NÚMERO MÍNIMO DE EQUIPOS:** Representa el cumplimiento de la regla que dicta que el número mínimo de intercambiadores debe ser igual a la suma del número de corrientes y utilidades sobre el *pinch* menos uno y el número de corrientes y utilidades bajo el *pinch* menos uno. Respuesta única, Sí o No

**% Target área:** se refiere al porcentaje de incremento o aumento del área propuesta por el asistente cómo área óptima de intercambio. Respuesta numérica sin rango definido.

% *Target* unidades: Corresponde al incremento o disminución porcentual del número de unidades óptimas propuesto por el asistente. Respuesta numérica sin rango definido.

Debido a que el asistente realiza el diseño de la red en función del cumplimiento del *target* de enfriamiento y calentamiento, el porcentaje evaluado será el mismo en todos los casos, por lo que la evaluación sólo se hace sobre el porcentaje del área de intercambio.

Vale aclarar que en cualquier revisión el no cumplimiento de una de las reglas, definirá esa respuesta general como negativa, sucediendo esto para la evaluación de los intercambiadores dentro de una red.

### Corrientes con calentamiento de horno

VALORES ÓPTIMOS		
Calentamiento	[BTU/h]	123.500
Enfriamiento	[BTU/h]	1.243.000,00
Número de unidades		15

EVALUACIÓN DE DISEÑOS CORRIENTES CON CALENTAMIENTO DE HORNO							
Diseño	CUMPLE CON			% <i>Target</i> área	% <i>Target</i> unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	NO	SÍ	SÍ	109,20	100	H7 y C5	NO
2	SÍ	SÍ	SÍ	112	100	BUCLE	SÍ
3	SÍ	SÍ	SÍ	122	100	BUCLE	SÍ
4	NO	SÍ	SÍ	108,50	93,75	H7 y C5	NO
5	SÍ	SÍ	SÍ	130,80	93,75		SÍ
6	SÍ	SÍ	SÍ	139,70	100		SÍ
7	NO	SÍ	SÍ	119,10	100	H7 Y C4	NO
8	NO	SÍ	SÍ	126,70	100	H7 y C5	NO
9	NO	SÍ	SÍ	108,50	93,75	H7 y C5	NO
10	NO	SÍ	SÍ	117,40	106,30	H7 y C2	NO

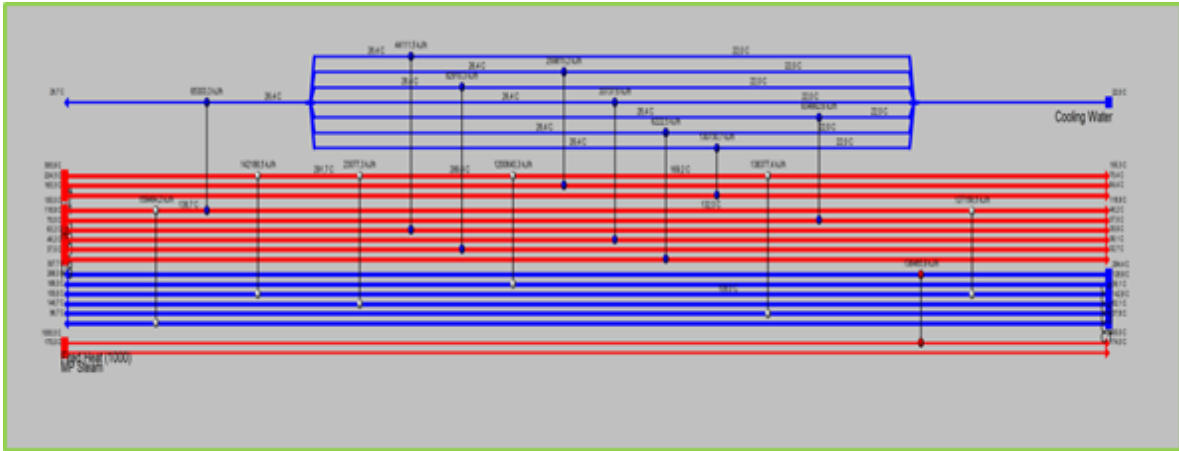


Imagen original de la red elegida, correspondiente al diseño número 3 denominada “A\_Design 25” de la simulación AEA con corriente del horno.

### Corrientes sin calentamiento de horno.

VALORES ÓPTIMOS		
Calentamiento	[BTU/h]	0
Enfriamiento	[BTU/h]	1.192.000,00
Número de unidades		14

EVALUACIÓN DE DISEÑOS CORRIENTES SIN CALENTAMIENTO DE HORNO							
DISEÑO	CUMPLE CON			% Target área	% Target unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	NO	SÍ	SÍ	114,50	107,10	H7 y C5	NO
2	SÍ	SÍ	SÍ	121,40	107,10	BUCLE	SÍ
3	SÍ	SÍ	SÍ	116,90	107,10	BUCLE	SÍ
4	SÍ	SÍ	SÍ	128	100		SÍ
5	NO	SÍ	SÍ	147,30	107,10	H7 y C3	NO
6	NO	SÍ	SÍ	140	100	H3 y C5	NO
7	NO	SÍ	SÍ	111,40	100	H7 y C1	NO
8	NO	SÍ	SÍ	129,90	107,10	H7 y C5	NO
9	NO	SÍ	SÍ	146,20	114,30	H7 y C1	NO
10	NO	SI	SÍ	137,70	114,30	H7 y C4	NO

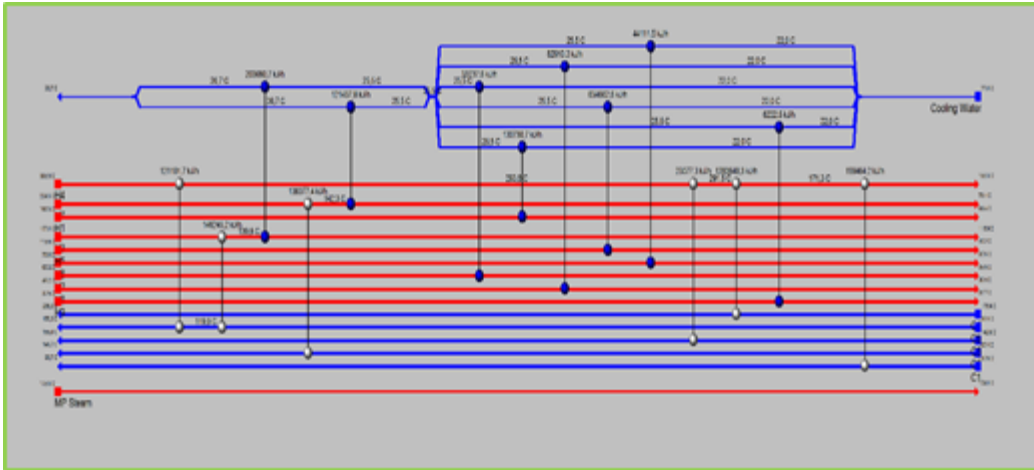


Imagen original de la red elegida, correspondiente al diseño número 3 denominada "A\_Design13" de la simulación AEA sin corriente del horno.

## CORRIENTES POR SECCIONES

### Carga y separación

VALORES ÓPTIMOS		
Calentamiento	[BTU/h]	9.412
Enfriamiento	[BTU/h]	14.150,00
Número de unidades		3

EVALUACIÓN DE DISEÑOS CORRIENTES CARGA Y SEPARACION							
Diseño	CUMPLE CON			% Target área	% Target unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	NO	SÍ	SÍ	92,58	75		SI

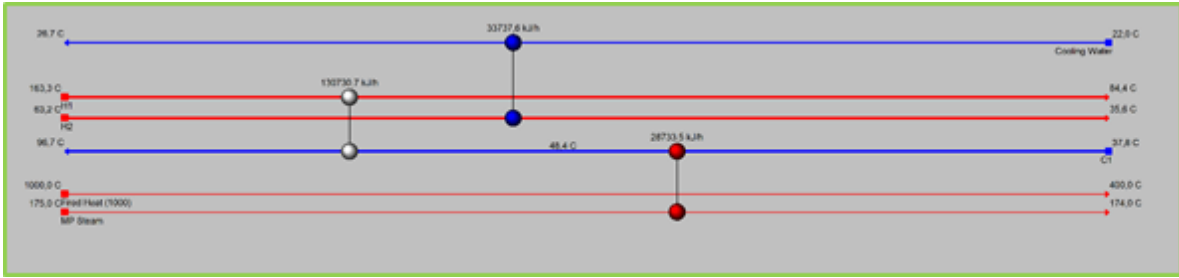


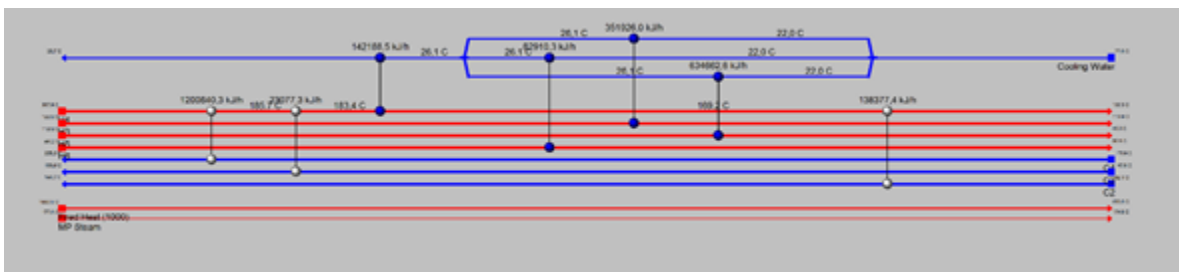
Imagen original de la red elegida, correspondiente al diseño número 1 denominada “A\_Design1” de la simulación AEA de la sección de carga y separación.

### Reacción

VALORES ÓPTIMOS		
Calentamiento	[BTU/h]	0
Enfriamiento	[BTU/h]	1.148.000,00
Número de unidades		7

EVALUACIÓN DE DISEÑOS REACCIÓN							
Diseño	CUMPLE CON			% <i>Target</i> área	% <i>Target</i> unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de				
1	SÍ	SÍ	SÍ	105.20	100		SÍ

Imagen original de la red elegida, correspondiente al diseño número 1 denominada “A\_Design1” de la simulación AEA de la sección de reacción.



## Estabilización

VALORES ÓPTIMOS		
Calentamiento	[BTU/h]	9034
Enfriamiento	[BTU/h]	47.710,00
Número de unidades		4

EVALUACIÓN DE DISEÑOS ESTABILIZACIÓN							
Diseño	CUMPLE CON			% <i>Target</i> área	% <i>Target</i> unidades	Observación	Diseño elegido
	Condición de <i>pinch</i>	Número mínimo de corrientes	Número mínimo de equipos				
1	SÍ	SÍ	SÍ	98	100		SÍ

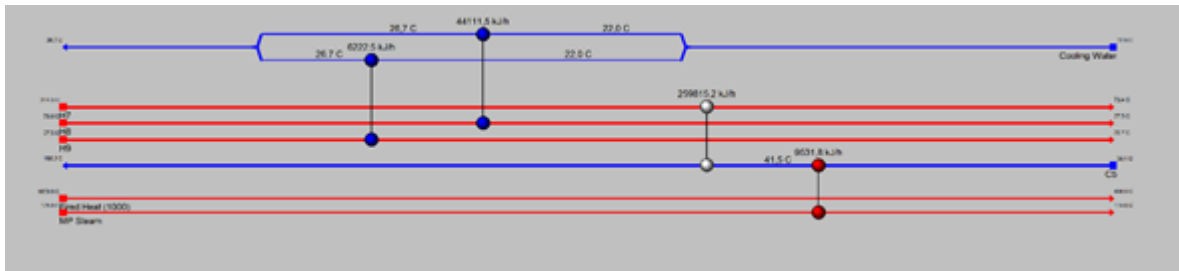


Imagen original de la red elegida, correspondiente al diseño número 1 denominada "A\_Design1" de la simulación AEA, de la sección "Estabilización".