



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE QUÍMICA

**APLICACIÓN DE LA INTEGRACIÓN DE
PROCESOS PARA EL MEJORAMIENTO DE LA
UNIDAD ATMOSFÉRICA Y VACÍO # 2 DE LA
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO EN LO
REFERENTE A LA REDUCCIÓN DEL CONSUMO
ENERGÉTICO Y EL IMPACTO AMBIENTAL**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

P R E S E N T A :

CINDY ESMERALDA ALVARADO CHÍ

TUTOR:

Ing. CELESTINO MONTIEL MALDONADO



2011



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr.: Fidel Vizcaíno García
Secretario: M. en I.: José Antonio Ortiz Ramírez
Vocal: M. en I.: Gustavo Mejía Grande
1er. Suplente: Dr.: Pedro Roquero Tejeda
2do. Suplente: Ing.: Celestino Montiel Maldonado

Lugar donde se realizó la tesis:

Universidad Nacional Autónoma de México. Facultad de Química.
Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP),
departamento de Ingeniería Química.

TUTOR DE TESIS:

Ing. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

FIRMA

DEDICATORIAS y AGRADECIMIENTOS

A mi mamá

Gracias por tu amor, fortaleza y apoyo siempre, eres la mejor.

Hermanito Bonito

Gracias mi cielo por creer en mí y alentarme a ser mejor cada día.

Abuelitos

Gracias por su apoyo, paciencia y decirme tú puedes nena! los amo.

Querida familia

A todos ustedes gracias por creer en mí y por su apoyo incondicional.

Asesor: Ing. Celestino Montiel, por brindarme la oportunidad de trabajar con usted.

Universidad Nacional Autónoma de México: por brindarme todas las facilidades para poder llevar a cabo la maestría.

Compañeros y amigos: Teddy, Sici, Carol, Clau, Mario, Hugo, Rafa, CMOG team, Alicia, Pirinola, gracias por su apoyo y palabras de aliento, los quiero!!

PEMEX, por las facilidades prestadas para la obtención de la información de operación.

Sinodales, por su tiempo y retroalimentación invaluable.

Gracias Dios por mostrarme todas las mañanas tu sonrisa

AGRADEZCO AL CONACYT POR EL APOYO BRINDADO PARA EL DESARROLLO DE LA PRESENTE

TESIS SIENDO BECARIO CON NO. DE REGISTRO: 221918

INDICE

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN

1.1.- Introducción	1
--------------------	---

CAPÍTULO II.- GENERALIDADES

2.1.-Localización de la Planta	3
--------------------------------	---

2.2.-Síntesis de Redes de Intercambio de Calor	4
--	---

<i>Integración de Procesos</i>	4
--------------------------------	---

<i>Redes de Intercambio de Calor "HENS"</i>	4
---	---

<i>Análisis Pinch</i>	5
-----------------------	---

<i>Descripción del Análisis Pinch</i>	7
---------------------------------------	---

<i>Número Mínimo de Unidades</i>	11
----------------------------------	----

<i>Ciclos y Rutas</i>	12
-----------------------	----

<i>Curvas Compuestas</i>	13
--------------------------	----

<i>Cálculo del Área de Intercambio de Calor</i>	15
---	----

<i>Gran Curva Compuesta</i>	16
-----------------------------	----

<i>Rediseño de la Red</i>	17
---------------------------	----

CAPÍTULO III.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO.

3.1.-Sección de Destilación Atmosférica	19
---	----

<i>Tren de Pre calentamiento</i>	19
----------------------------------	----

<i>Desalado del Crudo</i>	20
---------------------------	----

<i>Torres de Despunte A-DA-1 y A-DA-2</i>	21
---	----

<i>Calentadores de Crudo A-BA-1 Y A-BA-2</i>	21
--	----

<i>Unidad Atmosférica A-DA-3</i>	22
----------------------------------	----

<i>Torres Agotadoras A-DA-4, A-DA-5 Y A-DA-6</i>	24
3.2.-Sección de Destilación al Vacío V-DA-1	25
<i>Descripción General de la Sección</i>	25
<i>Unidad de Destilación al Vacío V-DA-1</i>	26
CAPÍTULO IV.-SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO	
4.1.-Simulación de Procesos	28
<i>Herramienta Aspen-HYSYS</i>	29
4.2.-Simulación de la Sección Atmosférica y Vacío II Tula, Hidalgo	30
<i>Recopilación de la información necesaria</i>	30
<i>Caracterización del crudo</i>	30
<i>La curva TBP</i>	31
<i>Elección del paquete termodinámico</i>	32
<i>Construcción de la simulación</i>	32
4.3.-Resultados de la Simulación	37
CAPÍTULO V.- DIAGNÓSTICO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO	
5.1.-Análisis de la Configuración Actual de la Red de intercambio de Calor	47
<i>Corrientes Involucradas en la Red Actual</i>	47
<i>Intercambiadores Proceso-Proceso</i>	49
<i>Intercambiadores de Servicio y a Fuego Directo</i>	47
5.2.- Exportación de los datos al Aspen Energy Analyzer	50
5.3.- Resultados del Aspen Energy Analyzer	53

CAPÍTULO VI.- PROPUESTAS DE REESTRUCTURACIÓN

6.1.- Propuesta 1	62
6.2.- Propuesta 2	65
6.3.- Propuesta 3	68
6.4.- Comparación de los Resultados	71
<i>Ahorro Energético</i>	68
<i>Estimación de costo de los Intercambiadores</i>	73

CAPÍTULO VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

7.1.- Conclusiones y Recomendaciones	78
--------------------------------------	----

CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA

8.1.- Bibliografía	80
8.2 Lista de Imágenes y Tablas	82

CAPÍTULO IX.- APÉNDICES

9.1.- Apéndices	85
-----------------	----

RESUMEN

RESUMEN

En la presente tesis se utilizó el análisis Pinch para conocer las áreas de oportunidad con respecto a la integración energética de la Sección Primaria y de Vacío II de la Refinería de Tula, Hidalgo.

Se realizó un levantamiento de datos operacionales para simular el comportamiento de la Planta Primaria y de Vacío II, posteriormente se agregaron los intercambiadores de calor correspondientes al tren de intercambio de calor de cada una de las unidades. Los datos obtenidos se descargaron en el simulador comercial HX-Net para obtener la red de intercambio actual. En ella se encontró que el problema consistía en un caso particular de red conocida como threshold o de umbral, en la cual alguno de los servicios de calentamiento o enfriamiento desaparece y para ser resuelto sólo se requiere servicio enfriamiento o calentamiento, pero no ambos. Para el caso de la Unidad Atmosférica y de Vacío de la Refinería Tula los servicios que se requieren son de calentamiento. La red de intercambio actual muestra que se ocupan 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que sólo se requiere 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Estos representan los servicios target que el simulador proporciona por predeterminado e indica un área de oportunidad de 50.5% para un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio.

Con los resultados anteriores se realizaron 3 propuestas de modificación a la red, intercambiando corrientes que actualmente se encuentran independientes. Las propuestas también incluyeron en algunos casos el reacomodo de las corrientes que ya se utilizan pero con diferente corriente de intercambio con el fin de un mejor aprovechamiento energético. Por último se plantea un estimado de los costos derivados de cada propuesta, esto incluye los costos de inversión estimados por el método Guthrie y el ahorro en los servicios requeridos proyectado a un año. Al final se presenta cada una de las propuestas y se explica las ventajas y desventajas de cada.

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN

Uno de los principales retos de los ingenieros químicos es el mejoramiento de los procesos existentes, de tal manera que estos resulten más eficientes y sustentables. En los principios de la era industrial no se pensaba en la posibilidad de disponer de recursos limitados, ni mucho menos en el cuidado del medio ambiente. Actualmente, el uso desmedido de los recursos es una de las principales problemáticas y resulta preocupante, por lo que se deben tomar acciones al respecto. Debido a factores económicos y técnicos no es posible partir de cero en la implantación de procesos de transformación más eficientes y limpios, por lo que es necesario analizar los ya existentes y detectar áreas de oportunidad que permitan reducir su consumo de energía, recursos, emisiones y desperdicios contaminantes.

México cuenta con una gran riqueza en recursos naturales, de los cuales el petróleo es el más importante. Gracias a éste es posible proveer al país de energéticos y petroquímicos básicos permitiendo su desarrollo industrial. Debido a esto, es necesario mejorar y optimizar los procesos de petroquímica básica y refinación, tanto en cuestiones operativas como de consumo energético, para así aprovechar al máximo dicho recurso.

En México el petróleo se extrae de yacimientos terrestres o submarinos y se procesa para obtener productos de alto valor agregado como son gasolinas, turbosinas, gasóleos diversos y gases combustibles. En un primer procesamiento se separan las diferentes fracciones ligeras de las pesadas mediante destilación atmosférica y de vacío. En una refinería, las unidades de destilación son las que presentan el mayor consumo energético, ya que se obtienen las diferentes fracciones del petróleo mediante la aplicación de calor. Debido a esto, el consumo energético es una de las principales variables a tener en cuenta en el mejoramiento de los procesos de separación primaria y refinación. Las plantas primarias y de vacío existentes fueron diseñadas con amplios márgenes de capacidad operativa, y debido a las necesidades de producción estas han sido modificadas a diferentes niveles, aunque no en todos los casos se ha optimizado el consumo energético, así como no se ha tenido especial cuidado sobre el impacto ambiental. Esto se perfila en grandes áreas de oportunidad en las cuales es posible aplicar métodos que permitan mejoras en el proceso. Estas mejoras energéticas pueden ser llevadas a cabo modificando adecuadamente la estructura y distribución de las redes de intercambio de calor de los procesos mediante metodologías de análisis.

En una planta primaria de fraccionamiento el crudo requiere estar a temperatura elevada antes de ser alimentado a las torres de destilación. Esta temperatura se alcanza gracias a los intercambiadores de calor que constituyen los trenes de intercambio en donde, por medio de las corrientes del mismo proceso que ceden calor al crudo alimentado, se tiene una red de intercambio de calor formada por corrientes calientes y frías. En este sentido, se observa un problema en el cual se pretende aprovechar el contenido energético de las corrientes calientes para obtener el aumento deseado de la temperatura en las corrientes frías.

El diseño tradicional de procesos ha tenido como resultado redes de intercambio de calor con altos costos fijos (intercambiadores, equipos, tubería) y de servicios auxiliares. Este problema fue observado por Linnhoff (1983), quien propuso el término de Análisis PINCH para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un consumo de energía mínimo de servicios auxiliares en el diseño de redes de intercambio de calor.

Para lograr el objetivo de máxima recuperación energética o de mínimos suministros de energía se requiere de una red de intercambio de calor eficiente. El diseño de una red de esta naturaleza no es tarea fácil si se considera el hecho de que la mayoría de los procesos involucran un gran número de corrientes y de servicios auxiliares, pero con la ayuda de los conceptos del análisis PINCH, el diseño de redes se ha vuelto sistemático y metódico.

El Análisis PINCH es una técnica poderosa para identificar los consumos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento en una red de intercambio, y al comparar estos con los ya existentes es posible observar el potencial de mejora para dicha red.

La presente tesis contiene un análisis de la red actual de los trenes de intercambio de la Unidad Primaria y Vacío 2 para la Refinería Tula, Hidalgo. El cual consiste en: por medio del análisis PINCH identificar los consumos de servicios existentes, calcular los requerimientos mínimos y establecer el potencial de mejora, para posteriormente proponer modificaciones a la red que logren ahorros energéticos.

CAPÍTULO II.-GENERALIDADES

CAPÍTULO II.-GENERALIDADES

2.1.-LOCALIZACIÓN DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

La Refinería Miguel Hidalgo se encuentra en el municipio de Tula de Allende en el estado de Hidalgo, a 82 km al norte de la Cd. De México y ocupa un área total de 707.7 hectáreas. Su excelente ubicación geográfica la sitúa en una zona estratégica, debido a que se encuentra en un punto intermedio entre los principales productores de aceite crudo y la ciudad de México, principal consumidor de combustibles del país, lo que permite la distribución eficiente de los productos.

El crudo de suministro es bombeado desde Nueva Teapa, Veracruz hasta Venta de Carpio, Estado de México de donde es rebombeado a la refinería, existiendo además una ruta alterna de suministro de crudo que va desde Nuevo Teapa, pasando por Poza Rica, Veracruz hasta la refinería.

La refinería Miguel Hidalgo nace con tecnología de punta y fue la primera planeada de forma integral con plantas de proceso de hidrocarburos de alta capacidad. Como parte de esta planeación integral se construyó la refinería en varias etapas.

La refinería de Tula cuenta actualmente con una capacidad de proceso instalada que le permite la refinación de 325,000 bpd. El área productiva está integrada por 11 sectores que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistemas de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares|

En Noviembre de 1987 inició la segunda etapa con la operación de las Plantas de Destilación Atmosférica No. 2 y de Vacío No. 2 (Sector 7).

Es en estas Plantas de destilación en las que se centra la presente tesis, considerando principal atención en los trenes de intercambio y en las corrientes de proceso que actualmente no se aprovechan para la red de intercambio.

Cabe resaltar que las unidades atmosférica y de vacío se encuentran independientes, es decir no se considera como una unidad Combinada, ya que según la descripción, para que una unidad sea combinada, las unidades de destilación atmosférica y de destilación al vacío deben estar integradas térmicamente y en los trenes de precalentamiento se debe intercambiar calor con los productos tanto de la destilación atmosférica como de las de vacío.

2.2.-SÍNTESIS DE REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

INTEGRACIÓN DE PROCESOS

La integración de procesos es un campo en crecimiento en la ingeniería de procesos. Este término fue desarrollado hace más de veinte años por distintas universidades como UMIST, ICI, RTH Zurich, Leeds, entre otras y representa opciones para hacer más eficientes energéticamente las operaciones unitarias del proceso, así como la interacción de estas unidades, maximizando la eficiencia energética del proceso. En todos estos años se han podido identificar una gran variedad de objetivos cuando se utiliza como:

- ✓ Minimizar el costo total anual identificando el punto óptimo entre los costos de operación y los de inversión.
- ✓ Incrementar la producción a través de esta forma para eliminar los cuellos de botella de la Planta.
- ✓ Minimizar emisiones indeseables del proceso. (Bacha et al, 2007)

La integración de procesos es un método eficiente que permite a la industria incrementar su rentabilidad por medio de la reducción en el consumo de energía, agua, materia prima, además de la reducción de emisiones de gases de efecto invernadero y la generación de desperdicio.

Entre las metodologías para la Integración de Procesos, el análisis Pinch es ciertamente la más usada, debido a su simplicidad y buenos resultados obtenidos. Este análisis cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua, y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento), y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

Resulta conveniente definir el término “Target” como un valor teórico que representa un requerimiento mínimo, como por ejemplo: servicio mínimo de calentamiento requerido en un proceso, y su importancia radica en el hecho de que por medio de su valor se puede comparar que tan lejos se encuentra el diseño actual del diseño óptimo.

REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR “HENS”

Durante la década pasada, el incremento en los costos energéticos ha hecho que las compañías industriales presten atención a las alternativas para mejorar el aprovechamiento de la energía. La integración energética se aplica a todas las formas de energía, enfriamiento, calentamiento, consumo y generación de corriente eléctrica, presurización y despresurización. Muchos de los esfuerzos en esta área han sido en incrementar la recuperación de calor en procesos químicos.

Las redes de intercambio de calor HENS, por sus siglas en inglés, son de particular importancia debido a su presencia en los procesos de recuperación de calor. Una HEN es una red formada por dos o más intercambiadores de calor que conjuntamente satisfacen los requerimientos de calentamiento.

Para un sistema dado la síntesis de HENS involucra el responder ciertas cuestiones:

- ✓ ¿Qué servicios de calentamiento y enfriamiento deben ser utilizados?
- ✓ ¿Cuál es la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento óptima?
- ✓ ¿Cómo deben ser conectadas las corrientes frías y calientes?
- ✓ ¿Cuál es la configuración óptima para la red de intercambiadores? (MM EL Halwagi, 2003)

Existen varias alternativas (o metodologías) para resolver un problema en síntesis de procesos:

- ✓ *Métodos Heurísticos,*
- ✓ *Métodos Evolutivos,*
- ✓ *Objetivos Termodinámicos, y*
- ✓ *Métodos Algorítmicos.*

La que más ha sido aplicada para la síntesis de redes de intercambio de calor (HENS) es con objetivos termodinámicos.

Dentro de esta metodología, uno de sus propósitos principales es el diseño de redes de intercambio de calor con un Consumo Mínimo de Servicios. Los métodos de solución usando este objetivo generan redes que minimizan el uso de servicios de *calentamiento y enfriamiento* (tales como combustible, vapor, y agua de enfriamiento).

Los métodos basados en el análisis termodinámico, usando el objetivo de mínimo requerimiento de servicios, han suministrado conceptos fundamentales que sirven para mejorar la comprensión del problema y sus posibles soluciones, de intercambio de calor entre las corrientes de proceso.

A través de un diseño correcto de la red de intercambiadores de calor, el análisis pinch indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

En un principio, no se diseñaba bajo la filosofía antes mencionada (mejor aprovechamiento de la energía). Es por esto que existen procedimientos para analizar y rediseñar las redes de intercambio de calor de los procesos que están en operación, para así lograr en ellos un uso más adecuado de los energéticos.

ANÁLISIS PINCH

El término de Análisis "Pinch" fue introducido por Linnhoff (1983) para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambiadores de calor.

El análisis "Pinch" presenta una metodología simple para el análisis sistemático de los procesos químicos y de los servicios auxiliares. Con la ayuda de la Primera Ley de la Termodinámica se calculan los cambios de entalpía en las corrientes que pasan por los intercambiadores de calor. La segunda Ley determina la dirección del flujo de calor, es decir el calor sólo puede fluir en la dirección de caliente a frío. En un intercambiador de calor, una corriente caliente no puede ser enfriada por debajo de la temperatura de entrada de la corriente fría, como tampoco una corriente fría puede calentarse por arriba de la temperatura de entrada de la corriente caliente.

A continuación se describen algunos términos necesarios para comprender el análisis Pinch

Corrientes de Proceso

En términos de la tecnología PINCH, una corriente de proceso generalmente se define como una corriente que sale de una unidad de proceso con dirección hacia otra, y en su recorrido puede ser calentada o enfriada mediante intercambio térmico con otro fluido. La corriente de proceso puede provenir de algún otro proceso o de almacenamiento, y el intercambio térmico puede ocurrir en uno o varios

intercambiadores de calor. Usualmente la carga de calor intercambiada por una corriente de proceso se encuentra dada por las condiciones del proceso mismo. Cada corriente de proceso posee una temperatura de suministro o entrada (T_{sum}), y después de intercambiar calor en uno o varios intercambiadores de calor posee ahora una temperatura de salida o meta (T_m). Las corrientes de proceso son clasificadas en dos categorías:

Corrientes calientes: Son aquellas corrientes que requieren enfriamiento, por ejemplo: los productos requieren ser enfriados antes de almacenarse.

Corrientes frías: Son corrientes que requieren ser calentadas, como ejemplo las corrientes que se requieren precalentar antes de entrar a una torre de destilación o a un reactor.

Corrientes de servicios

Generalmente las corrientes de servicio son utilizadas para calentar o enfriar a una o varias corrientes de proceso, cuando el intercambio térmico entre las corrientes de proceso no es factible o económico. Las cargas térmicas de las corrientes de servicio pueden variar, dependiendo de la cantidad de calor a ser intercambiado en el proceso. Las corrientes de servicio pueden clasificarse en dos categorías:

- ✓ Servicios de temperatura fija: Estas corrientes intercambian calor isotérmicamente, es decir, no varían su temperatura, sólo intercambian calor latente, como ejemplo: vapor, refrigerantes.
- ✓ Servicios de temperatura variable: Intercambian calor en un intervalo de temperatura, ejemplo: agua de enfriamiento, combustible para hornos, aceite caliente.

Delta de Temperatura (ΔT_{min})

Es otro concepto importante para poder desarrollar el análisis PINCH y es la más baja diferencia permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía, como se muestra el ΔT entre dos corrientes

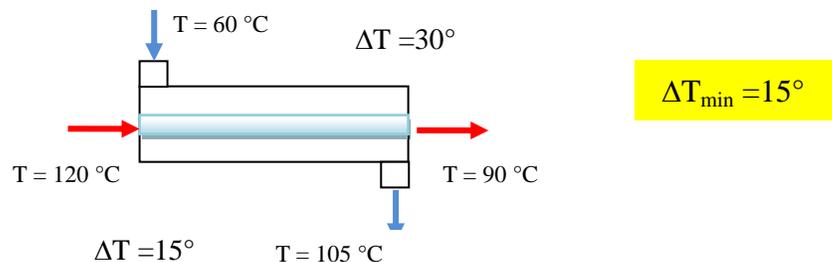


Figura 1 Representación ΔT_{min} de Temperatura

Se puede ver que el ΔT_{min} es de 15 °C entre las dos corrientes de proceso.

DESCRIPCIÓN DEL ANÁLISIS PINCH

Se parte de un conjunto de corrientes calientes a enfriar y un conjunto de corrientes frías a calentar, de las cuales se conoce su temperatura de suministro o de entrada (T_{sum}) y su temperatura de salida o meta (T_m); y además se cuenta con una fuente de servicios tanto de calentamiento (SC) como de enfriamiento (SE).

En la siguiente tabla se muestra un ejemplo sencillo:

No. Corriente	Condición	FC_p (BTU/h °F)	T_{origen} (°F)	$T_{destino}$ (°F)	$Q_{disponible}$ (BTU/h)
1	Caliente	1,000	250	120	130
2	Caliente	4,000	200	100	400
3	Fría	3,000	90	150	-180
4	Fría	6,000	130	190	-360

Tabla 1 Tabla Problema Corrientes de Proceso

Generación de encadenamientos

Para el encadenamiento se debe tomar en cuenta el acercamiento mínimo de temperatura, ΔT_{min} , que es la fuerza motriz para el intercambio de calor. Dos corrientes que intercambian calor entre sí, tienden a igualar sus temperaturas, a lo que se conoce como equilibrio térmico.

Si las corrientes calientes y frías igualaran su temperatura en un intercambiador de calor, significaría que transferirían toda la energía que termodinámicamente es posible transferir entre ellas; también, que sería necesario transferir poca energía entre las corrientes del proceso y los servicios auxiliares. Sin embargo, para alcanzar el equilibrio térmico, sería necesario utilizar un intercambiador de área infinita. Por el contrario, si la ΔT es muy grande, se requerirá de menor área para la transferencia; pero mayor cantidad de servicios.

Por consiguiente, se deduce que la temperatura de acercamiento está relacionada con el área de transferencia, el calor máximo integrado y la cantidad de servicios a utilizar; de tal manera que se necesitará un balance económico para determinar su valor más adecuado.

Intervalos de Temperatura

Para determinar la serie de intervalos a considerar se deberán

- Ordenar de mayor a menor la serie de temperaturas de las corrientes calientes y frías

Calientes	250	200	120	100
Frías	190	150	130	90

- Sumar y restar el valor del acercamiento mínimo a las temperaturas de las corrientes frías y calientes, respectivamente $\Delta T_{min} = 10\text{ °C}$

Calientes- ΔT_{min}	240	190	110	90
Frías+ ΔT_{min}	200	160	140	100

c) Ordenar de mayor a menor las series como sigue:

Calientes & Frías+ΔTmin	250	200	200	160	140	120	100	100
Frías & Calientes -ΔTmin	240	190	190	150	130	110	90	90

d) Eliminar aquellos conjuntos redundantes de temperaturas, por lo que sólo quedan los intervalos siguientes:

Calientes & Frías+ΔTmin	250	200	160	140	120	100
Frías & Calientes -ΔTmin	240	190	150	130	110	90

Diagrama de cascada

Para construir el diagrama de cascada se realizan los balances de energía para cada intervalo de temperatura, para cada corriente y se calcula la diferencia de energía por intervalo ΔQ_k

$$Q_{ik} = F_i C_{p_i} \Delta T_k \quad i = 1, 2, \dots, \text{No. Corrientes calientes}$$

$$Q_{jk} = F_j C_{p_j} \Delta T_j \quad j = 1, 2, \dots, \text{No. Corrientes frías}$$

$$\Delta Q_k = \sum_{i=1}^{nhs} Q_{ik} - \sum_{j=1}^{ncf} Q_{jk} \quad k = 1, 2, \dots, \text{No. intervalos}$$

K	H ₁	H ₂	T	T	C ₁	C ₂	ΔT	Q _{H1}	Q _{H2}	Q _{C1}	Q _{C2}	ΔQ _k
$\frac{Fcp}{h^\circ F}$			[°F]	[°F]			[°F]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]	[BTU/h]
0			250	240								
1			200	190			50	50,000	0	0	0	50,000
2			160	150			40	40,000	160,000	0	240,000	-40,000
3			140	130			20	20,000	80,000	60,000	120,000	-80,000
4			120	110			20	20,000	80,000	60,000	0	40,000
5			100	90			20	0	80,000	60,000	0	20,000

Tabla 2 Balance de Energía para un Conjunto de Corrientes

Diagrama de cascada

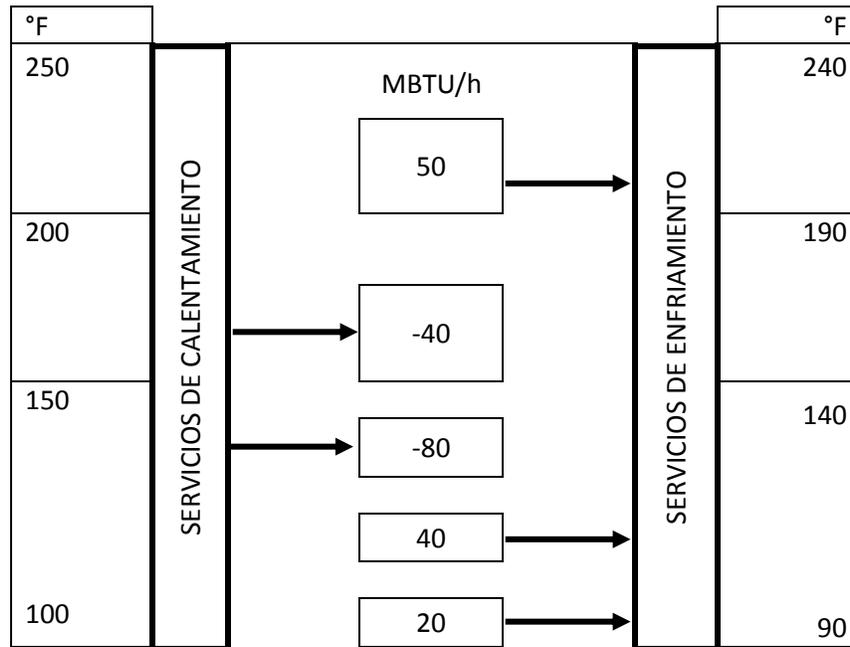


Figura 2 Diagrama de Cascada

Cálculo del consumo mínimo de servicios

Una vez obtenido el diagrama de cascada se realiza la suma algebraica para obtener los remanentes de arriba hacia abajo de la cascada y el remanente de mayor valor se coloca como servicio de calentamiento y luego se realiza de nuevo la suma algebraica.

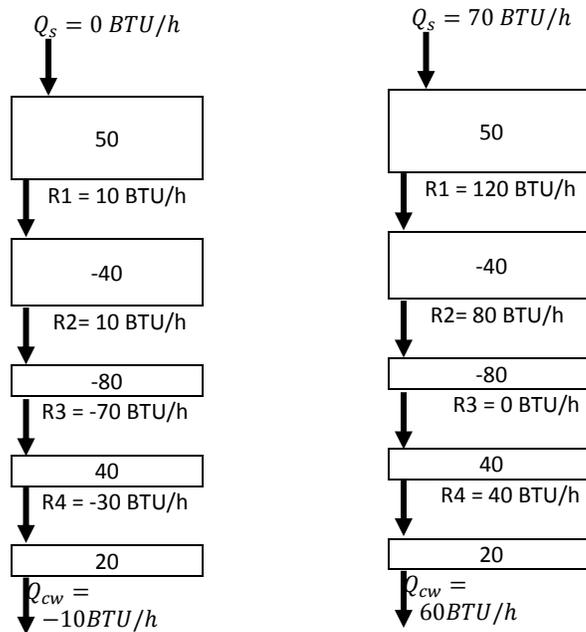


Figura 3 Diagrama de Cascada Remanentes

Punto Pinch

Se localiza el remanente con valor de cero y allí se tiene el punto Pinch.

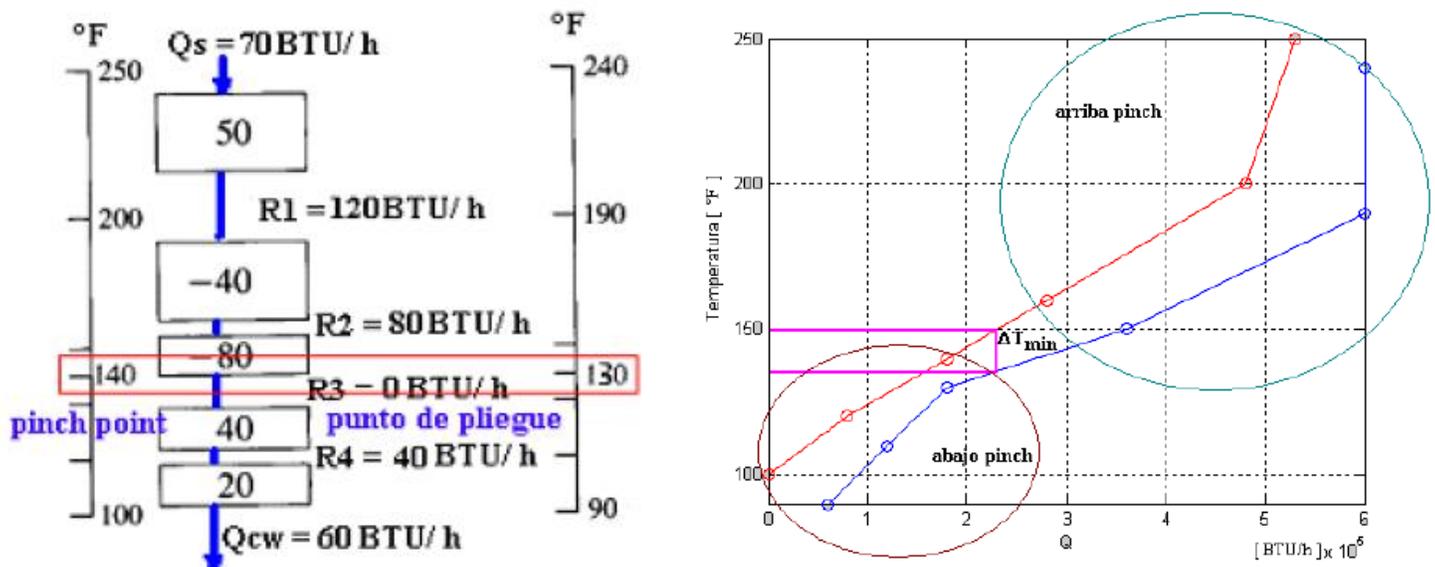


Figura 4 Localización del Punto Pinch

Criterios de factibilidad

Cuando se tiene el punto PINCH, y la cantidad mínima de servicios requeridos para alguna ΔT_{min} que se fije, El análisis Pich divide el sistema en dos subsistemas separados termodinámicamente, cada uno de los cuales está en balance de entalpía con su respectivo servicio. Los criterios de factibilidad para los datos de las corrientes que se deben cumplir en la vecindad del punto de Pinch son:

- ✓ Restricciones de Cp
- ✓ Número de corrientes de proceso.

El primero se refiere a las corrientes que son enfriadas desde su temperatura de entrada hasta la temperatura del punto Pinch y las corrientes frías son calentadas desde la temperatura de pliegue hasta su temperatura final. Por encima del punto de división se debe cumplir que:

$$(FCp)_{CH} \leq (FCp)_{CC}$$

Debajo del punto de pliegue las corrientes calientes son enfriadas desde la temperatura de Pinch hasta la temperatura requerida, y en esta región se debe cumplir que:

$$(FCp)_{CH} \geq (FCp)_{CC}$$

CH: Corriente Caliente
CC: Corriente Fría

El segundo criterio de factibilidad se encuentra relacionado con la cantidad de corrientes en la vecindad, esto quiere decir que se debe permitir el arreglo de cambiadores compatible con la cantidad mínima de servicios.

En la región caliente la población de corrientes en la vecindad de la división es compatible con un diseño con la cantidad mínima de servicios, sólo si en la división se puede encontrar un acoplamiento para cada corriente caliente. Para que esto suceda se debe cumplir que:

$$N_{CH} \leq N_{CC}$$

En la región fría, para evitar calentamiento, cada corriente debe llegar a temperatura de división por medio de intercambio térmico, esto sólo es posible si:

$$N_{CH} \geq N_{CC}$$

Los criterios de factibilidad se resumen en:

$$\text{Arriba del Pinch } (FCp)_{CH} \leq (FCp)_{CC} \text{ y } N_{CH} \leq N_{CC}$$

$$\text{Abajo del Pinch } (fCp)_{CH} \geq (FCp)_{CC} \text{ y } N_{CH} \geq N_{CC}$$

Estos criterios nos ayudan a identificar las mejores combinaciones, la mejor opción de intercambio y la necesidad de división de corrientes y así poder generar opciones de combinación de corrientes.

NÚMERO MÍNIMO DE UNIDADES

Los costos de capital de los procesos químicos tienden a estar dominados por el número de equipos en el proceso. Esto es correcto para el caso de redes de intercambio de calor, lo que representa un incentivo para reducir el número de combinaciones entre corrientes.

Para el mínimo número intercambiadores de calor requerido para MER (mínimo requerimiento de energía a partir de servicios auxiliares), la red se puede evaluar usando una forma simplificada del teorema gráfico de Euler. Y dado que el análisis Pinch descompone el problema en dos partes distintas, arriba y abajo del Pich, el número de intercambiadores mínimo es la suma de los intercambiadores tanto arriba como abajo del Pinch.

$$\text{Número de intercambiadores} = \frac{\# \text{ Intermbiadores}}{\text{arriba del Pinch}} + \frac{\# \text{ Intermbiadores}}{\text{abajo del Pinch}}$$

$$\text{Arriba del Pinch} = N_S + N_U - 1$$

$$\text{Abajo del Pinch} = N_S + N_U - 1$$

$$N_S = \text{Número de corrientes frías y calientes}$$

$$N_U = \text{Número de servicios auxiliares}$$

Si el total del No. de Unidades arriba y abajo del PINCH es mayor, es decir si el Número de Unidades Actual (NUA) es mayor que el NMU de la red, significa que hay un excedente de unidades, y por lo tanto existen ciclos en la red.

Por cada Unidad más en la red con respecto al número mínimo de unidades (NMU), hay un ciclo.

CICLOS Y RUTAS

Como se mencionó anteriormente, cada vez que en la red se tenga uno o más intercambiadores adicionales al mínimo que se calculó, se cuenta con una ruta o ciclo en el sistema y estos se deben identificar y eliminar para obtener el número mínimo de equipos, con las rutas se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los intercambiadores y los equipos que trabajan con servicios (calentadores y enfriadores); con estas dos herramientas se pueden eliminar los intercambiadores sobrantes y llegar al número mínimo de equipos requerido en esa red.

Ciclo.- Conjunto de equipos (intercambiadores) que, al trazar una línea imaginaria que los une, inicia y termina en el mismo equipo.

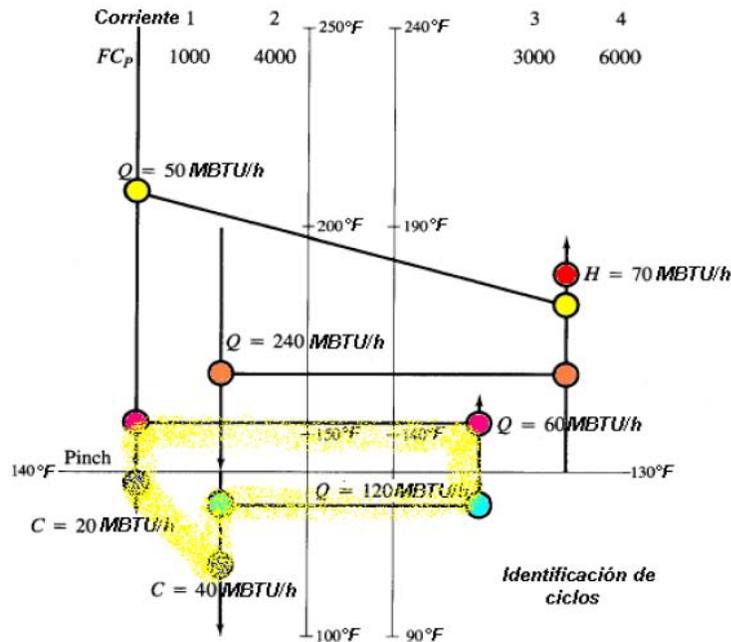


Figura 5 Representación Ciclo

Ruta.- Conjunto de equipos (enfriadores y calentadores) que, al trazar una línea imaginaria que los une, inicia en un servicio y termina en otro (va de un calentador a un enfriador, o viceversa).

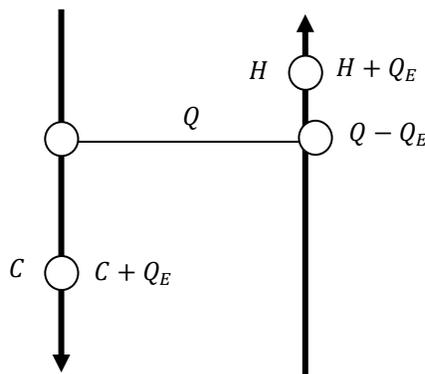


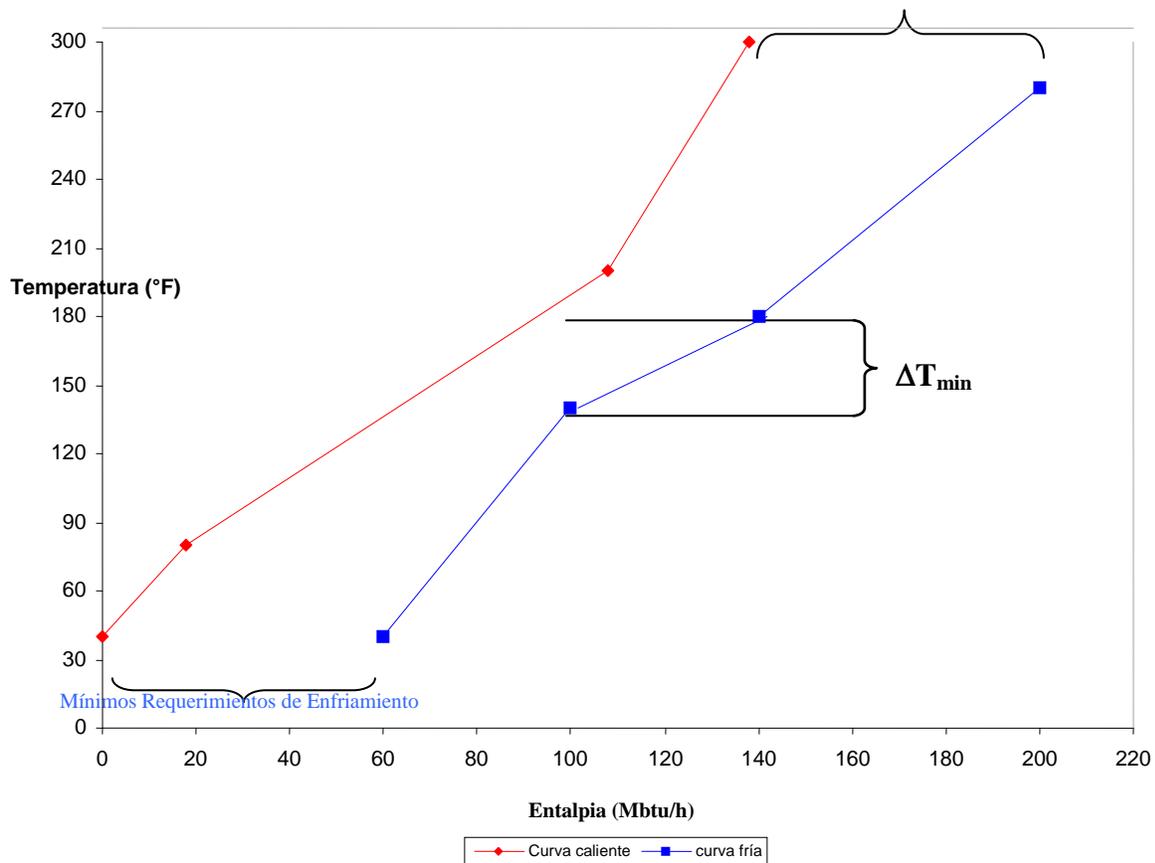
Figura 6 Representación Ruta

CURVAS COMPUESTAS

Las gráficas de temperatura-entalpía conocidas como curvas compuestas se usan para establecer objetivos energéticos. Las curvas compuestas son perfiles de temperatura (T) y entalpía (H) que muestran la disponibilidad de calor (curva compuesta caliente) y la demanda de éste en el proceso (curva compuesta fría) juntos, en una representación gráfica. En general, cualquier corriente con una capacidad calorífica constante (C_p) se representa en un diagrama T-H mediante una línea recta que va desde la temperatura de entrada a la temperatura de salida. La pendiente de esta línea recta está determinada por el cambio de temperatura que sufre, así como por el cambio de entalpía. Cuando se tiene más de dos corrientes frías o calientes el problema se debe tratar de una manera diferente, y para generar las curvas compuestas se obtiene el calor (Q) de cada intervalo: Q_i^H y Q_i^C , el cual se traza contra la temperatura.

El hecho de que la curva compuesta caliente esté por encima de la fría significa que entre la energía disponible en las corrientes calientes y la requerida en las frías existe un potencial térmico, y por tanto, es posible el intercambio de calor entre ellas. Después de que se tienen las dos curvas compuestas, la fría y la caliente, se pueden poner en una sola gráfica. En donde las curvas se traslapan existe calor que se puede intercambiar de la curva caliente a la fría. La manera en que están hechas las curvas permite un traslape máximo entre ellas y por lo tanto una recuperación de calor máximo. En donde se extiende la curva compuesta fría más allá de la curva compuesta caliente, no se puede recuperar calor y por tanto es necesario el uso de servicios auxiliares calientes (Mínimos Requerimientos de Calentamiento). Lo mismo sucede con la curva compuesta caliente (Mínimos Requerimientos de Enfriamiento)

Figura 7 Curvas Compuestas a un ΔT_{\min}
Mínimos Requerimientos de calentamiento



También la gráfica de las CC proporciona el NMU (número mínimo de unidades), cada cambio de pendiente representa un equipo, esto es:

- ✓ Para equipos de intercambio: en el intervalo donde existen ambas curvas compuestas se ubican los cambios de pendiente, para ambas corrientes
- ✓ Para equipos de servicios: se ubican en el rango donde solo existe alguna de las curvas compuestas
- ✓ Se hacen intervalos de cambio de pendiente a el siguiente cambio de pendiente, sin importar a qué curva compuesta pertenece
- ✓ Cada intervalo de cambio de pendiente pertenece a un equipo del NMU

Para leer la temperatura de entrada y salida en cada equipo de intercambio de energía, tanto de las corrientes fría como de las calientes, es de la siguiente forma:

1. Se toma el intervalo de pendiente a pendiente
2. En el tramo de CCC, que queda dentro de este intervalo, la temperatura que se lee al inicio de esta es la **temperatura de salida** de la **corriente caliente**, para este equipo
3. Para la **temperatura de suministro** de la **corriente caliente** al equipo es la que se lee al término del intervalo sobre la CCC
4. Para la **corriente fría** se hace lo mismo solo que aquí para la **temperatura de suministro** al equipo se lee al término del intervalo sobre la CCF
5. Al inicio del intervalo sobre la CCF se encuentra la **temperatura de salida** de la **corriente fría** del equipo

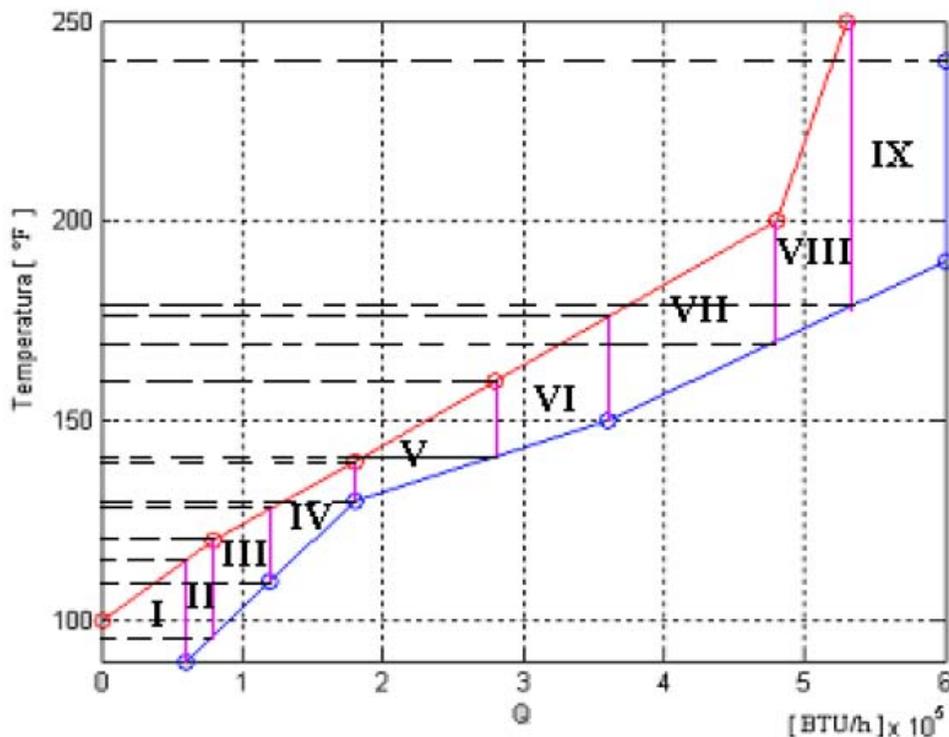


Figura 8 Gráfica NMU por medio de las Curvas Compuestas

CÁLCULO DEL ÁREA DE INTERCAMBIO DE CALOR

Para calcular el área del equipo se requieren los siguientes datos:

- ✓ Carga energética del equipo $[=] \frac{\text{energía}}{\text{tiempo}}$
- ✓ Temperaturas de entrada y salida de las corrientes $[=] \frac{\text{energía}}{\text{área} \cdot \text{tiempo}}$
- ✓ h = coeficiente convectivo de transferencia de calor
- ✓ U = coeficiente global de transferencia de calor $[=] \frac{\text{energía}}{\text{área} \cdot \text{tiempo}}$
- ✓ $LMTD$ = Diferencia de Temperatura Media Logarítmica.

Y se calcula de la siguiente forma:

$$Q = A * U * LMTD$$

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_{cal}} + \frac{1}{h_{fría}} \quad LMTD = \frac{(T_{suministro}^{cal} - T_{salida}^{fría}) - (T_{salida}^{cal} - T_{suministro}^{fría})}{\ln \left[\frac{(T_{suministro}^{cal} - T_{salida}^{fría})}{(T_{salida}^{cal} - T_{suministro}^{fría})} \right]}$$

Despejando, se tiene

$$A = \frac{Q}{U * LMTD}$$

Área Mínima

Este cálculo se realiza considerando que ambas curvas compuestas (caliente y fría) transfieren su calor verticalmente, con ello el área de transferencia de calor es mínima, esto es equivalente a un arreglo de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor. Esta consideración tiene una limitación, ya que equivale a considerar que todos los intercambios de calor entre corrientes tienen iguales coeficientes de transferencia de calor (h). Pero es una simplificación útil. Existe una ecuación que se aplica a esta situación y proporciona un estimado del área mínima de intercambio de calor requerida para todo el sistema, para las corrientes consideradas.

$$Area = \sum_i^{\text{intervalos}} \frac{1}{\Delta TMLi} \left[\sum_j^{\text{corr}} \left[\frac{q_j}{h_j} \right] \right]_i$$

La ecuación anterior involucra un intervalo i , donde existen j corrientes (calientes y frías) con su carga individual de calor, q_j , y su coeficiente individual de transferencia de calor (considerando la resistencia de Fouling) h_j ; además de la media logarítmica de temperatura en el intervalo i ($\Delta TMLi$). Con esta ecuación se evalúa el área requerida mínima de las curvas compuestas a diferentes valores de (ΔT_{min}), y se obtiene que a cada (ΔT_{min}) le corresponde un área requerida mínima y una cantidad mínima de requerimientos de servicios.

GRAN CURVA COMPUESTA

La generación de la Gran Curva Compuesta (GCC) se basa en el diagrama de cascada obtenido previamente, al encontrar el PINCH y el mínimo requerimiento de servicios auxiliares. Los datos de T vs H son trazados para su generación.

La figura muestra en su parte izquierda, el esquema de calor en cascada. El punto de pliegue separa la cascada en un proceso con déficit de energía por la parte superior, y un proceso con exceso de energía en la parte inferior. Tanto las necesidades de la parte superior pueden ser suministradas por diferentes tipos de servicios, como el exceso en la parte inferior puede ser extraído por diferentes tipos de servicios.

La gran curva compuesta se ocupa cuando se van a seleccionar los servicios auxiliares requeridos y las temperaturas de éstos. Esta curva muestra la variación del suministro y de la demanda de calor en todo el proceso. Usando este diagrama el diseñador de la red puede decidir qué servicios auxiliares utilizar. El objetivo de esta decisión debe ser el de maximizar el uso de los niveles más baratos y de minimizar el uso de los niveles más caros y maximizar el uso de los niveles caros en los servicios auxiliares. Para ello, en un diagrama de temperatura-entalpía (T-H) se combinan todas las corrientes calientes en una curva compuesta caliente y todas las frías en una curva compuesta fría.

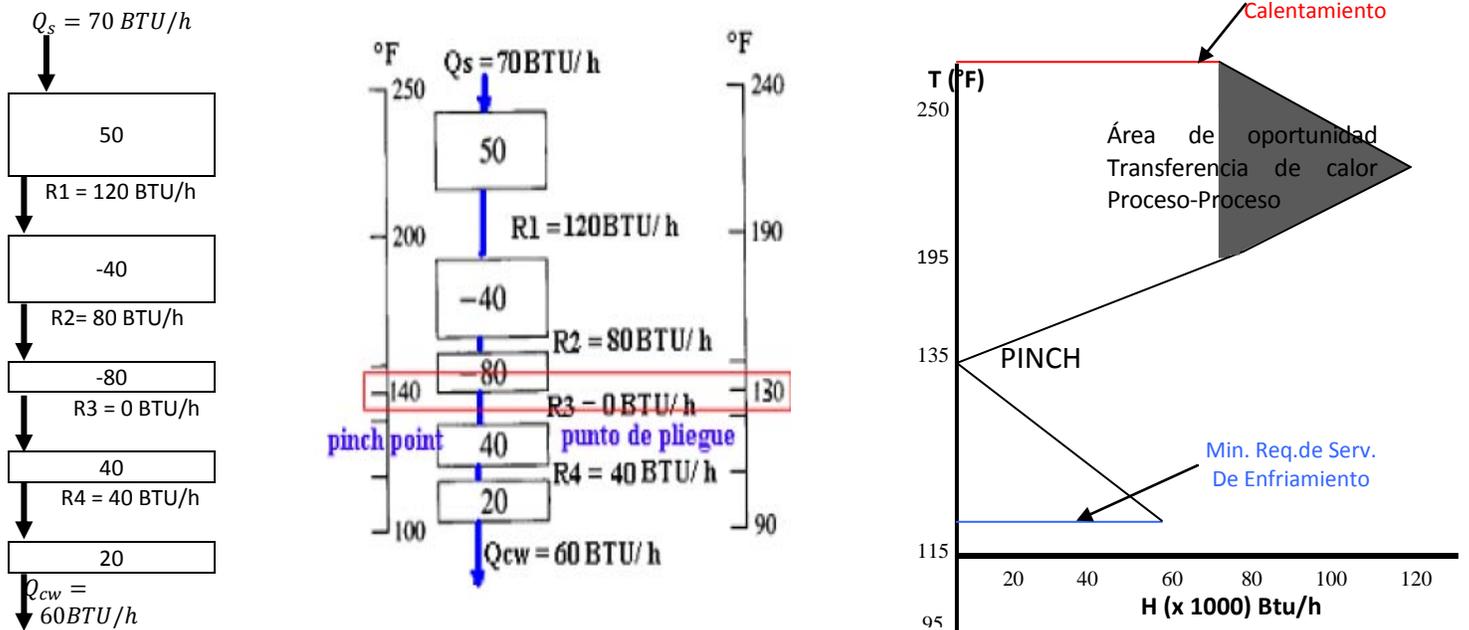


Figura 9 Gran Curva Compuesta

La ventaja primordial de la Gran Curva Compuesta es que permite conocer las partes del proceso que deben ser integradas con los servicios auxiliares. Y puede ayudar a:

- ✓ Aprovechar en forma más eficiente los servicios presentes.
- ✓ La integración con otras operaciones del proceso.
- ✓ La aplicación de otros sistemas tales como bombas de calor.
- ✓ La integración de columnas de destilación como parte de los servicios.

REDISEÑO DE LA RED

El rediseño por medio del análisis Pinch está enfocado principalmente al criterio de costos, ya que éste es considerado como bueno si cumple con los requerimientos de intercambio y con los requisitos previamente fijados, tales como tiempo de retorno de inversión. Es preciso elegir una buena base para iniciar el rediseño, y lograr así un buen valor de retorno de inversión en la red resultante. La elección de una buena base se lleva a cabo con un análisis previo, para posteriormente rediseñar la red (Tjoe T. N. , 1986).

Análisis Previo al rediseño.

Es un análisis que proporciona el camino más adecuado para hacer el rediseño bajo el criterio de costos. Dicho análisis puede ser explicado dividiéndolo en dos partes: en una de ellas se explica la filosofía para el mismo y en la otra, el procedimiento para obtener los datos necesarios para iniciar el rediseño de la red.

Éste procedimiento inicia con la evaluación de la eficiencia del área existente en la red. La eficiencia del área se define como la relación entre el requerimiento mínimo de área (ATx) y el área empleada actualmente en la red (Ax), para una determinada cantidad de energía empleada (EE).

$$\alpha = \left(\frac{ATx}{Ax} \right) EE$$

En la práctica, el valor de α esperado es menor a la unidad, e indica qué tan bueno es el uso que se está haciendo del área existente. Si se supone que α es

constante a lo largo de la curva de requerimiento mínimo de área y energía; se obtiene una nueva curva (mostrada en la Figura 3.5), la cual se traza considerando la siguiente ecuación.

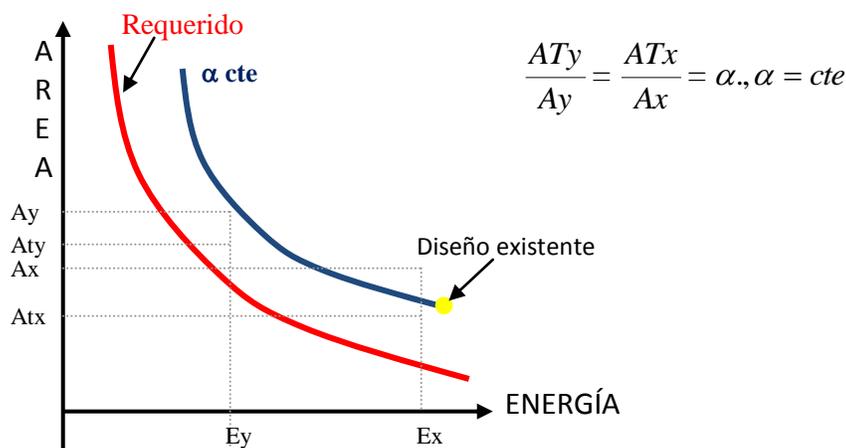


Figura 10 Representación Eficiencia del Área Existente en la Red

En la siguiente figura se distinguen cuatro regiones: una en la cual los diseños son no factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de α constante.

Hasta este punto, se ha encontrado la zona donde el rediseño de la red puede ser considerado bueno, pero para elegir el más adecuado, debe hacerse la transformación a costos. Se procede de la siguiente manera:

- I. A partir del gráfico de Área mínima contra Energía, se obtiene el área que debe ser incrementada para ahorrar una cierta cantidad de energía.
- II. Se evalúa el costo de este incremento de área y cuál es el ahorro de energía que se tiene.

El incremento de área constituye la inversión.

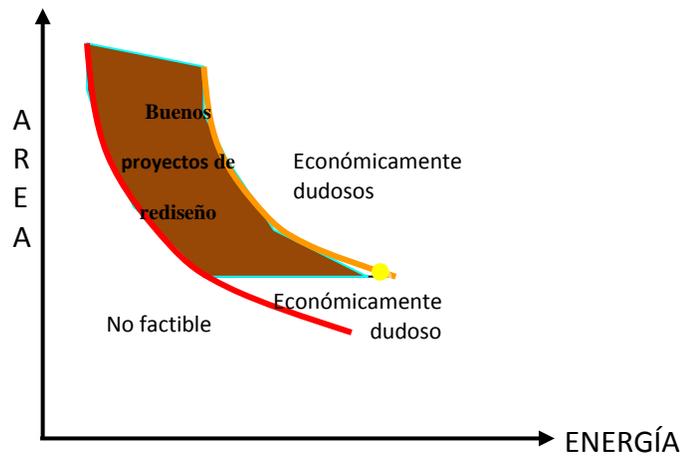


Figura 11 Regiones de Diseño

**CAPÍTULO III.-DESCRIPCIÓN DEL
PROCESO DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA
Y VACÍO II TULA, HIDALGO**

CAPÍTULO III.-DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO

La planta de destilación primaria No. 2 correspondiente a la Refinería de Tula, Hidalgo cuenta con dos secciones:

La sección de destilación atmosférica cuya capacidad es de 165,000 BPD de crudo y la sección de destilación al vacío cuya capacidad es de 90,000 BPD de crudo reducido. Cada una con su respectivo tren de precalentamiento y sus hornos a fuego directo. Para el caso de la sección atmosférica se tiene una unidad o columna atmosférica, 2 unidades desaladoras y 2 despuntadoras. Y para la sección de vacío se tiene una columna de vacío.

3.1.- SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

La sección de destilación atmosférica está diseñada para obtener máximo rendimiento de destilados (Naftas o Gasolina y Diesel), utilizando el proceso de destilación fraccionada de crudo, en este proceso el crudo es sometido a precalentamiento en dos trenes de intercambio térmico, desalado, despunte y un calentamiento final para alcanzar la temperatura necesaria que permita la separación de la mezcla de hidrocarburos.

TREN DE PRECALENTAMIENTO

El crudo se recibe de tanques de almacenamiento a la succión de las bombas de carga, A-GA-1/R y A-GA-2/R a una temperatura de 68 °F y 14.04 psi a razón de 165,000 BPD.

Cada bomba maneja el crudo a razón de 56 BPM y a una presión de 446.63 psi. La bomba GA-1/R alimenta al tren “A” que está formado por los siguientes intercambiadores de calor:

A-EA-1A y A-EA-1B (lado tubos): Intercambiador crudo/turbosina producto. Se precalienta el crudo hasta 95°F.

A-EA-3A y A-EA-3B (lado tubos): Intercambiador crudo/recirculación (reflujo turbosina) superior de torre atmosférica. Se precalienta el crudo hasta 169°F.

A-EA-3C y A-EA-3D (lado tubos): Intercambiador crudo/recirculación (reflujo turbosina) superior de torre atmosférica. Se precalienta el crudo hasta 169°F.

A-EA-5 (lado tubos): Intercambiador crudo/gasóleo pesado producto. Se precalienta el crudo hasta 194 °F.

A-EA-7 (lado tubos): Intercambiador crudo/kerosina producto. Se precalienta el crudo hasta 212 °F

A-EA-9A y A-EA-9B (lado tubos): Intercambiadores crudo/diesel GOL producto, se precalienta el crudo hasta 262 °F.

A-EA-11A y A-EA-11B (lado tubos): Intercambiador crudo/recirculación (reflujo GOL) inferior de la torre atmosférica, se precalienta hasta 539 °F.

De acuerdo con lo anterior, el crudo se precalienta desde 68°F hasta 282 °F y se tiene una caída de presión de 107.7 psi, por lo que la presión disminuye de 446.63 psi a 272.23 psi.

La bomba A-GA-2/R alimenta el crudo al tren “B”, donde a su paso logra la misma temperatura y se tiene la misma caída de presión que para el tren “A”. Los cambiadores de calor correspondientes al tren B y las temperaturas que imparten al crudo son:

A-EA-2 A/B (lado tubos): Intercambiador crudo/turbosina producto.

A-EA-4 A/B y A-EA-4 C/D (lado tubos): Intercambiador crudo/recirculación superior de torre atmosférica.

A-EA-6 (lado tubos): Intercambiador crudo/gasóleo pesado producto

A-EA-8 (lado tubos): Intercambiador crudo/kerosina producto

A-EA-10A y A-EA-10B (lado tubos): Intercambiadores crudo/diesel producto.

A-EA-12A y A-EA-12B (lado tubos): Intercambiadores crudo/recirculación inferior de la torre atmosférica.

DESALADO DEL CRUDO

La temperatura que el crudo logre por cada tren de precalentamiento es importante, puesto que de ella depende el funcionamiento adecuado de las desaladoras. La temperatura de alimentación a las desaladoras debe mantenerse dentro del rango de 266-284 °F, si la temperatura del crudo de alimentación a las desaladoras es menor, la emulsión que se forma con el agua es más difícil de romper, al incremento en la viscosidad. Un aumento dificultaría el desalado debido al desprendimiento de componentes ligeros del crudo, y la posibilidad de que haya arcos eléctricos.

La temperatura de alimentación recomendada para el despunte es de 401 a 423 °F para lograr una vaporización de 23 a 29% vol. Una temperatura mayor propicia la separación de fracciones pesadas contaminando la nafta primaria como reflujo. La presión recomendada es en el rango de 29.87 a 39.83 psi y una variación mayor de la misma afecta el porcentaje de vaporización, por lo que se debe mantener constante.

La temperatura de salida de los hornos debe ser de 694 °C, con el fin de lograr una vaporización en el crudo de 63 a 75% vol. Debe evitarse que la temperatura de salida del crudo sea mayor de 705 °F para no tener excesiva coquización en los tubos de los calentadores y en la línea “transfer” calentador-torre atmosférica.

TORRES DE DESPUNTE A-DA-1 Y A-DA-2

El crudo desalado se precalienta en los intercambiadores crudo/residuo A-EA-13 (tren A) y A-EA-14 (tren B) a una temperatura de 433 °F para efectuar el despunte en las torres A-DA-1 y A-DA-2. El crudo desalado a la temperatura de 433 °F y presión de 193.44 psi se alimenta a control de nivel de cada torre de despunte. La corriente de crudo se introduce por debajo del plato No. 6 y debido a la reducción de presión hasta 34.13 psi a través de las válvulas de control, se ocasiona una vaporización parcial de los componentes ligeros del crudo, que se separan en fase líquida.

Los vapores de hidrocarburos ligeros ascienden al domo y se rectifican con una corriente de nafta ligera de destilación atmosférica que se alimenta al plato N° 1 de la torre A-DA-1. La corriente de reflujo se admite a control de temperatura del domo a 568°F. Los vapores de hidrocarburos ligeros provenientes del domo de las torres de despunte se condensan parcialmente en los condensadores y se reciben en los acumuladores. La fase líquida de hidrocarburos o nafta de despunte se extrae con las bombas a control de nivel de sus respectivos acumuladores, enviándose a la sección de fraccionamiento y tratamiento de nafta.

El flujo de nafta 10,548 BPD aprox. se divide en 2 fases, la fase gaseosa de cada torre de despunte que contiene una fracción de componentes recuperables se envía a compresión. La corriente se recibe en el tanque de succión y se alimenta a la succión del compresor de incondensables. La fase líquida que se separa en el recipiente, se elimina drenándose en forma manual al desfogue. La corriente gaseosa se comprime y pasa a través de un condensador donde se condensan los hidrocarburos recuperables de la fase gaseosa. Ambas corrientes se reciben en el separador. La fase gaseosa se separa de la líquida y a control de presión y mediante la válvula reductora de presión se envía a la red de gas combustible.

Por otra parte se tiene que del fondo de cada torre de despunte se extrae el crudo despuntado y con las bombas de fondo se alimenta a cada horno de precalentamiento a razón de 76,797 BPD aprox. a 411 °F y 220.5 psi

CALENTADORES DE CRUDO A-BA-1 Y A-BA-2

El crudo de despunte se alimenta a los calentadores de fuego directo A-BA-1 (tren "A") y A-BA-2 (tren "B") a control de flujo donde alcanza la temperatura de 694 °F aprox., sale para continuar a la torre atmosférica A-DA-3.

La alimentación a cada calentador se realiza a través de 8 serpentines, controlando su flujo en cada serpentín.

Con el fin de recuperar el calor residual de los gases de combustión en la zona de convección de los calentadores A-BA-1 y A-BA-2 se tienen instalados cuatro serpentines para sobrecalentamiento de vapor de proceso. Este vapor de proceso se utiliza como vapor de agotamiento en la torre atmosférica y en los agotadores de destilados. La alimentación del vapor a los calentadores es como sigue: para el calentador

A-BA-1 el vapor de baja presión a 298 °F y 55 psi, proveniente del cabezal de servicios, se alimenta a los 4 serpentines a razón de 17,390 kg/h, aquí el vapor incrementa su temperatura hasta 650 °F.

El vapor sobrecalentado de los 4 serpentines se recibe en un cabezal para continuar a la torre A-DA-3 y a los 4 agotadores.

El flujo de vapor de baja se regula por el consumo de vapor sobrecalentado en la torre atmosférica y en los agotadores. Para el calentador A-BA-2, la alimentación de vapor a su zona de convección es similar que para el calentador A-BA-1.

UNIDAD ATMOSFÉRICA A-DA-3

El crudo despuntado proveniente de los calentadores se recibe en la zona de vaporización (debajo del plato 37) de la torre, a través de dos boquillas opuesta. En estas condiciones se separan los hidrocarburos ligeros o cortes del crudo.

La torre A-DA-3 está cuenta con 41 platos del tipo válvula de dos pasos y con arrastre con vapor, para llevar a cabo la separación de la mezcla de hidrocarburos y trabaja con las condiciones de:

En el domo con una temperatura de 305 °F y una presión de 9.95 psi, mientras que en el fondo con una temperatura de 682 °F y una presión de 19.91 psi

Los cortes que se obtienen en la torre de destilación atmosférica y flujos de diseño son:

Del domo, Nafta Primaria a L.B.	15,804 BPD
Del plato N°. 9 Turbosina o Nafta Pesada	11,299 BPD
Del plato N°. 17 Kerosina	8,885 BPD
Del plato N°. 25 Gasóleo Ligero o Diesel	20,207 BPD
Del plato N°. 33 Gasóleo Pesado o GOP	7,640 BPD
Del fondo, Crudo Reducido	79,500 BPD

Tabla 3 Cortes de Destilación Atmosférica

Los hidrocarburos ligeros a 305 °F salen por el domo a través de dos líneas, pasan a los condensadores y después se reciben en el acumulador a 120°F.

Los condensadores están distribuidos en 5 bancos de intercambiadores de calor en paralelo con dos equipos en serie cada uno.

En el acumulador se separa la nafta primaria y el agua amarga. Parte de la nafta primaria o gasolina se usa como reflujo a cada torre de despunte a 5,164 BPD y para dar el reflujo al domo de la torre A-DA-3 a 31,294.7 BPD. Ambos flujos son enviados con las bombas a una temperatura de 120 °F.

Las distintas fracciones que se extraen de la torre atmosférica se manejan de la siguiente manera:

La corriente de Turbosina se envía hacia el agotador A-DA-4 a una temperatura de 381 °F. La corriente de Kerosina se envía hacia el agotador A-DA-5 a una temperatura de 453°F. La corriente de Diesel se envía hacia el agotador A-DA-6 a una temperatura de 538 °F. La corriente de Gasóleo pesado se envía hacia el tanque de balance a 651 °F. De este tanque a control de flujo y por medio de la bomba A-GA-15/15R se envía a la planta FCC, previo enfriamiento en los intercambiadores A-EA-5B y A-EA-6, enfriadores de gasóleo A-EC-2A/B y A-EA-28.

Al pasar el gasóleo pesado a través de los equipos A-EA-5 y A-EA-6, disminuye su temperatura de 651 °F a 224°F al precalentador el crudo, y al pasar por los enfriadores con aire A-EC-2 A/B y con agua A-EA-28, se enfría hasta 120°F. De los platos N° 7 y 23, se toman la extracciones de recirculación para precalentar el crudo para desalado en los trenes de intercambio térmico y poder mantener el perfil de temperaturas en las zonas de extracción de la turbosina y del diesel.

La corriente del plato No. 7 es la extracción superior y se recircula 59,000 BPD a través de los intercambiadores de calor A-EA-3 A/D (lado coraza) y A-EA-4 A/D (lado coraza). El flujo se envía con la bomba A-GA-10/10R a una presión de 130.15 psi y a una temperatura de 381 °F.

La corriente de recirculación retorna al plato N°. 8 a una temperatura de 199°F y 11.52 psi. En esta corriente de extracción superior se tiene instalado un enfriador con aire, el A-EC-5, después de los intercambiadores A-EA-3 y A-EA-4, que normalmente está fuera de operación y sólo entra en servicio cuando se realiza la limpieza a alguno de estos equipos.

La corriente del plato N°. 23 es la extracción inferior y se recirculan 12,928 BPD a través de los intercambiadores de calor A-EA-11 A/B (lado coraza) y A-EA-12A/12B (lado coraza). El flujo se envía con la bomba A-GA-13/13R a una presión de 96.72 psi y una temperatura de 537 °F.

La corriente de recirculación retorna al plato N° 24 a una temperatura de 325 °F y 16 psi. En esta corriente de extracción inferior se tiene instalado el enfriador con aire A-EC-4, que normalmente está fuera de operación y sólo se pone en servicio cuando se requiere efectuar algún ajuste de temperatura o cuando alguno de los cambiadores de calor A-EA-11A/11B, A-EA-12A/12B se saque a mantenimiento.

El fraccionamiento de crudo en la torre atmosférica A-DA-3, normalmente se lleva a cabo con vapor de arrastre para eliminar los hidrocarburos ligeros del crudo reducido al disminuir la presión parcial de los hidrocarburos. Se utiliza vapor de baja presión (19,547 kg/h), sobrecalentado a 650°F y 42.6 psi y se inyecta a la sección de agotamiento del fondo de la torre por debajo del plato No. 41 a través de un distribuidor.

La presión de la torre atmosférica A-DA-3 se logra al mantener la presión del domo de la misma al variar el contenido de vapores de hidrocarburos en el acumulador A-FA-4.

TORRES AGOTADORAS A-DA-4, A-DA-5 Y A-DA-6

Las torres agotadoras tienen como finalidad ajustar la especificación de los productos, turbosina, kerosina y diesel al eliminar los hidrocarburos ligeros residuales. Para tal fin las torres cuentan con 4 platos del tipo válvulas de un paso y un rehervidor del tipo “termosifón” que usa crudo reducido para proporcionar el calor de agotamiento. En caso de que no se disponga de cualquier rehervidor, se tiene prevista una inyección de vapor sobrecalentado al fondo del agotador para efectuar el agotamiento por arrastre.

La turbosina se recibe en el plato No. 1 de la A-DA-4, los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 6 de la A-DA-3. La turbosina desciende hasta el fondo alimentando a la zona del rehervidor, el exceso líquido rebosa hacia la zona de extracción de donde se obtiene la turbosina producto.

El calor requerido para el agotamiento de la turbosina se suministra del plato No. 2. La temperatura normal de operación es de 417°F y el flujo de residuo es 30,759 BPD.

La turbosina producto se extrae del fondo del agotador A-DA-4 hacia L.B. con la bomba A-GA-11/11R, previo enfriamiento hasta 100°F en los intercambiadores A-EA-1 A/B, A-EA-2 A/B Y A-EA-25A/25B. Cuando la turbosina no está en especificación se puede desviar hacia la línea de kerosina producto.

La kerosina se recibe en el plato No. 1 del agotador A-DA-5, los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 16 de la torre A-DA-3. La kerosina desciende al fondo hacia el lado del rehervidor retornando y rebasando al otro lado del fondo donde se extrae como producto. La temperatura del plato No. 2 es de 502 °F y el flujo de residuo es de 48,941BPD.

La kerosina se extrae del fondo del agotador hacia L.B. con la bomba A-GA-12/12R y previo enfriamiento en los intercambiadores A-EA-7/8, A-EC-1 y A-EA-26 B/26A. En los intercambiadores A-EA-7/8 la kerosina precalienta al crudo y disminuye su temperatura de 529 °F a 234 °F y en los enfriadores con aire A-EC-1 y con agua de enfriamiento A-EA-26B/26A se enfría hasta 100 °F.

La corriente de diesel se recibe en el plato No. 1 del agotador A-DA-6, los hidrocarburos ligeros se separan y salen por el domo hacia el plato No. 22 de la torre atmosférica A-DA-3.

El diesel se extrae del fondo del agotador hacia el límite de batería, con la bomba A-GA-14/14R y previo enfriamiento en los intercambiadores de calor A-EA-9A/9B y A-EA-10A/10B, A-EC-3 y en el enfriador con agua de enfriamiento A-EA-27.

En los intercambiadores A-EA-9A/9B y A-EA-10A/10B el diesel precalienta al crudo y disminuye su temperatura de 606°F a 253°F y en los enfriadores con aire A-EC-3 y con agua A-EA-27, se enfría el diesel hasta 120 °F.

3.2.- SECCIÓN DE DESTILACIÓN AL VACÍO V-DA-1

DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA SECCIÓN

La sección de destilación al vacío tiene una capacidad para procesar 90 000 BPD y tiene como finalidad fraccionar dos tipos de carga: crudo reducido tipo cretácico o mezcla 50/50 % vol. De crudo reducido cretácico/marino proveniente de la unidad de destilación primaria y de tanque de almacenamiento. La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío en una torre de alto vacío del tipo húmeda.

Los productos que se obtienen de esta torre son: gasóleo ligero de vacío (GOL "AV"), gasóleo pesado de vacío (GOP "AV") y residuo de vacío.

La sección está diseñada para procesar 90,000 BPD de crudo reducido, siendo su capacidad mínima de operación 54 000 BPD (60% carga total). Se tiene facilidad para recibir una corriente de residuo atmosférico caliente directamente de la unidad de destilación primaria y carga fría de tanques de residuo primario.

La carga se recibe a una temperatura de 302°F, puede operar independientemente de la unidad de destilación atmosférica y tiene flexibilidad para procesar tanto crudo cretácico, como crudo reducido tipo cretácico/marino. Cuando la unidad trabaja recibiendo carga fría proveniente totalmente de tanques, su capacidad de operación baja a 75 000 BPD.

Se recomienda que la temperatura del crudo a la salida de los calentadores no sea mayor a 760°F, con objeto de evitar coquización en los serpentines de los mismos, así como en las líneas de transfer. Con el mismo fin se deberá mantener un flujo de 1 089 kg/h de vapor de media presión a cada calentador de crudo reducido, inyectándose en los serpentines (en el punto donde inicia la vaporización).

Se debe mantener una presión de 0.29 psia, en la parte superior de la torre, para lo cual se alimenta 4,901 kg/h de vapor de baja sobrecalentado (650 °F) para reducir la presión parcial de los hidrocarburos y así aumentar el rendimiento de los productos.

También se debe ajustar el perfil de temperatura de los torre mediante recirculaciones frías y calientes de GOL "AV" y GOP "AV" para cumplir con las especificaciones de los productos.

UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO V-DA-1

En esta torre se lleva a cabo la destilación al vacío, es del tipo húmeda y consta de 5 áreas:

El área I consta de 4 platos tipo mampara de dos pasos, con perforaciones en los extremos de cada una y una tina de extracción total.

El área II consta de dos platos tipo mampara de dos pasos sin perforaciones y un plato colector.

Área III consta de 4 platos tipo mampara de dos pasos con perforaciones en los extremos y una tina de extracción total.

Área IV consta de 2 platos perforados de un solo paso.

El área V consta de 4 platos tipo mampara de 4 pasos con perforaciones en los extremos de cada plato. Cuenta además con una malla eliminadora de niebla colocada entre las áreas III y IV y una línea de lavado con GOP "AV" en la parte superior de la misma para evitar la formación de sólidos y/o depósitos de carbón en ella.

La torre cuenta con 2 alimentaciones de vapor de agotamiento. El vacío de la torre se mantiene por medio de dos trenes de eyectores operando en paralelo.

La alimentación de crudo reducido a la torre se efectúa por medio de dos líneas provenientes de los hornos V-BA1 y V-BA-2. Estas corrientes de crudo reducido entran a 725 °F a través de dos boquillas localizadas tangencialmente a ambos lados de la torre para favorecer la separación de la mezcla líquido-vapor por efecto centrífugo sobre las paredes de la misma, la alimentación se hace a la zona de vaporización, la cual opera a una presión de 0.58 psia.

Por el fondo de la torre sale el residuo "AV", después de que ha sido agotado por el vapor de agua en la sección V y es enviado mediante las bombas de fondos de la torre de vacío V-GA-4-A, B, AR, BR, hacia la sección de calentamiento, donde se divide en dos corrientes para intercambiar calor con el crudo reducido en los intercambiadores de crudo reducido/residuo "AV", V-EA3-AF y V-EA4-AF, en donde se enfría desde 560°F hasta una temperatura de 530.6 °F. Posteriormente estas corrientes se vuelven a unir y de la corriente resultante, una parte se recircula a la sección inferior de la torre V-DA1 con objeto de enfriar el residuo "AV" proveniente de la sección V y la otra parte se manda a la caja enfriadora V-EB-1.

La corriente que se recircula a la torre mantiene una temperatura de 680 °F en el residuo "AV", con lo cual se evita la coquización y se protege la operación de la bomba de fondos contra cavitación.

Para agotar el residuo "AV" se emplea vapor de baja presión sobrecalentado a 650°F, alimentándose en el fondo de la torre a través de dos boquillas colocadas en lados opuestos.

El vapor procede de la zona de convección de los hornos y se alimenta a control de flujo de la siguiente manera: del calentador V-BA-1, sale una línea y muy próximo a la boquilla de la torre se bifurca, de igual manera del calentador V-BA-2 sale otra línea y cerca de la torre se convierte en dos líneas y

posteriormente se unen para formar otra línea, a través de la cual se alimenta vapor a la torre por el otro punto.

La extracción de gasóleo pesado de la torre se hace por gravedad desde el tanque de extracción localizada debajo de la sección de condensación de GOP "AV" hasta el tanque de GOP "AV", V-FA-4.

De este tanque de extracción sale una corriente que se divide en dos, una de ellas se maneja con la bomba de reflujo de GOP "AV", V-GA-8/R para ser retornada a la torre, alimentándose al plato 11 de la sección de lavado inferior. La otra corriente se envía a la sección de calentamiento mediante la bomba de GOP "AV" V-GA-3/R, que incrementan su presión hasta 156.46 psi y descargan a un cabezal común, de donde posteriormente salen dos corrientes paralelas, las cuales a su vez se subdividen en dos, para pasar a través del lado de los tubos de los intercambiadores de crudo reducido/GOP "AV"; V-EA1-A/F y V-EA-A/F, en donde se enfrían desde 590°F hasta 400 °F. Al salir de estos equipos las corrientes se vuelven a unir en una sola, de donde se toma una parte y se envía a los enfriadores de reflujo GOP "AV", V-EC-2A y V-EC-2B para ser enfriada hasta 350 °F y posteriormente se retorna a la torre, alimentándose como reflujo en la parte superior de la sección de condensación de gasóleo pesado "AV".

La otra parte de la corriente de GOP "AV" tiene dos alternativas; una de ellas es mandarse a L.B. como producto caliente que sirve como un producto caliente que sirve como carga a la Unidad FCC y la otra es enviarse mediante las bombas V-GA-7/R a través de la caja enfriadora V-EB-1 hacia tanques de almacenamiento a 176°F de temperatura.

El gasóleo ligero "AV" se retira totalmente de la tina de extracción localizada en la parte inferior de la sección de condensación de gasóleo ligero "AV", y a través de una línea llega por gravedad hasta la succión de la bomba de GOL "AV", V-GA-2/R, la cual incrementa se presión hasta 199 psi para ser enviado a diferentes partes formando tres corrientes, una de ellas se retorna a la torre. La corriente entra por la parte superior de la torre alimentado al plato No. 5 y constituye el fluido de lavado de la sección II.

Otra de las corrientes se envía hacia los primeros enfriadores de GOL "AV", V-EC-1-A/J que constituye el cabezal de alimentación de dichos soloaires. Estos equipos se encuentran arreglados en paralelo formando cinco cuerpos de dos celdas cada uno y cuentan con su respectiva línea de desvío, para ser usada cuando tengan que salir de operación para darles mantenimiento. El gasóleo ligero "AV" se extrae de la torre a 284°F; al pasar por los enfriadores V-EC-1-A/J sale a 180 °F, posteriormente la corriente para por el lado de la coraza de los enfriadores V-EA-5-A/B en donde intercambia calor con agua de enfriamiento para salir a 140°F.

La tercera y última corriente se envía caliente (284 °F) a la FCC o fría (180 °F) hacia los tanques de almacenamiento cuando dicha unidad está fuera de operación.

**CAPÍTULO IV.-SIMULACIÓN DE LA
SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II
TULA, HIDALGO**

CAPÍTULO IV.-SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO

4.1.- SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de Procesos es la actividad que permite la representación del comportamiento de un proceso mediante la aplicación de modelos adecuados bajo ciertas condiciones y alcances previamente definidos. Fundamentalmente existen dos grandes vertientes dentro de la simulación de procesos:

- ✓ Simulación en estado estacionario
- ✓ Simulación dinámica

La simulación en estado estacionario está dirigida al estudio del comportamiento de un proceso a régimen permanente, contemplando situaciones dentro de los límites considerados como normales en su diseño y operación. Su tarea principal es el cálculo detallado del balance de masa y energía del proceso en base al cual se realizará el dimensionamiento del equipo y una posterior evaluación económica.

Un sistema de simulación es un programa de computadora que, utilizando información sobre un proceso químico a un nivel de detalle de diagrama de flujo, es capaz de realizar análisis útiles en su diseño y operación. La gran ventaja de emplear sistemas de simulación en el diseño de procesos es el considerable ahorro de tiempo y recursos de ingeniería, es decir se pueden considerar mayores alternativas de diseño y el proceso creado puede ser más complejo, amplio y eficiente en términos de costos de operación, consumo de energía y materias primas, calidad de producto, etc.

El primer paso para la simulación de una Planta consiste en conocer el proceso y contar con la información necesaria de las condiciones de operación, así como flujos, características principales de cada unidad (número de platos, relaciones de reflujo, temperaturas, presiones) y la distribución física de corrientes y equipos, para lo anterior se debe contar con:

- ✓ Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's)
- ✓ Diagramas de Tuberías e Instrumentación (DTI's)
- ✓ Condiciones de Presión y Temperatura de corrientes y unidades.
- ✓ Balances de materia y Energía
- ✓ Destilaciones técnicas ASTM-D86 del crudo y productos.
- ✓ Fichas técnicas de los equipos principales (torres, despuntadoras, cambiadores de calor)

Una vez reunida la información anterior se procede a elegir el simulador a utilizar para reproducir las condiciones de Planta, en este caso se utilizó el simulador comercial AspenTech con el paquete HYSYS.

Finalmente se analizan los resultados de la simulación, considerando los parámetros que se desean comparar, se cotejan con la información de la operación actual para validar la simulación y se da por aceptable o no la simulación como modelo que reproduce las condiciones de Planta actual.

HERRAMIENTA ASPEN HYSYS

HYSYS es una herramienta que sirve como una plataforma de ingeniería para el modelo de procesos como: Tratamiento de Gas y Plantas Criogénicas, Refinación y Plantas Químicas. HYSYS utiliza información que se le provee para generar más información. y es un software especializado para la industria petroquímica. Las principales ventajas de HYSYS son:

- ✓ Su facilidad de uso.
- ✓ Base de datos termodinámica extensa para alrededor de 1,000 componentes.
- ✓ Utiliza datos experimentales para sus correlaciones.
- ✓ Aspen-HYSYS es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines.
- ✓ Incluye herramientas para estimar: propiedades físicas, equilibrios líquido-vapor, balances de materia y energía y simulación de muchos equipos de energía química.
- ✓ Simula procesos en estado estacionario y dinámico.

Para los fines de la presente tesis se realizaron ciertas consideraciones que se mencionaran en el transcurso de la descripción del método, así como los parámetros elegidos para la comparación de los resultados, cabe mencionar que el procedimiento descrito a continuación corresponde a la forma en la que se eligió abordar la simulación y ésta puede cambiar dependiendo del caso y de las habilidades del usuario.

4.2.- SIMULACIÓN DE LA SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO

RECOPIACIÓN DE LA INFORMACIÓN NECESARIA.

Los DFP de las 2 Plantas, atmosférica y vacío se presentan en los apéndices 1 y 2, éstos se utilizaron para construir la simulación, las condiciones de presión, temperatura y flujos de la operación actual se consideraron como valores promedios.

CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO

Para modelar un proceso que involucre petróleo es necesario conocer o al menos estimar las propiedades del mismo. La determinación exacta de la composición del crudo no es posible debido a la enorme cantidad de componentes que integran la mezcla. Una alternativa aceptable consiste en caracterizar el petróleo por medio de una curva de destilación (temperatura frente a porcentaje acumulado de líquido destilado) realizada de acuerdo a procedimientos estandarizados por normas, posteriormente, se emplean correlaciones existentes para estimar las propiedades físicas del petróleo a partir de las temperaturas que conforman la curva de destilación (Behrenbruch y Dedigama, 2007). De esta manera, el crudo puede ser modelado como un grupo de componentes hipotéticos cuyas propiedades dan forma a la curva de destilación. La incorporación de mediciones experimentales adicionales, como el peso molecular, la densidad, o la viscosidad en función del porcentaje acumulado de líquido destilado, generan nuevas curvas que permiten refinar las estimaciones para el crudo (Riazi et al., 2004).

En resumen la caracterización de petróleo consiste en convertir los datos de los ensayos de laboratorio en una serie de componentes hipotéticos que representen las propiedades del petróleo en cuestión y sus distintos cortes.

La cantidad mínima de información requerida para caracterizar un fluido de petróleo es ya sea una curva de destilación TBP o dos de las siguientes propiedades de bulto:

- ✓ Peso molecular
- ✓ Densidad
- ✓ Factor de Watson K o UOP

Entre más información se introduzca, mejores resultados en la caracterización se obtendrán. Todas las propiedades físicas y críticas resultan de una TBP que HYSYS genera internamente por medio de métodos estándar a condiciones atmosféricas. A pesar de los datos de ensayo que se introduzcan, HYSYS los convierte en una curva TBP que internamente genera para el procedimiento de caracterización.

LA CURVA TBP

El destilado se obtiene de la división de la muestra en las fracciones que la componen. Se emplea el equipo Geters con una carga de 1.000 a 5.000 cm³ de muestra. La columna de fraccionamiento está rodeada por un calentador que compensa las pérdidas de calor, de esta forma se pretende emular una columna adiabática. En el tope de la columna se instala un condensador que condensa el vapor que llega a él. El condensado desciende y entra en contacto con el vapor que asciende, allí se produce la separación. Nuevamente, la curva se obtiene registrando la temperatura en el momento en que se produce la primera gota de destilado, y cada vez que se recoge un nuevo 10% de este.

Las destilaciones TBP se realizan en el petróleo crudo y no en sus fracciones, los productos y fracciones intermedias del crudo se analizan por medio de una destilación batch, pero sin reflujo. Estos procedimientos fueron desarrollados por la *American Society for Testing Materials* y se les conoce como destilaciones ASTM. Estos métodos son destilaciones por lote rápidas que no utilizan platos ni reflujo entre el calentamiento y el condensador. El único reflujo disponible es el que se genera debido a la pérdida de calor del aparato.

A continuación se muestra la tabla TBP y el análisis de las fracciones ligeras que representan el 0.4% del volumen total del crudo, los cuales se utilizaron para caracterizar el crudo.

Componente	% mol
C ₁	28.69
C ₂	4.61
C ₃	22.00
iC ₄	9.04
nC ₄	22.17
iC ₅	7.04
nC ₅	6.29

Tabla 4 Composición Fracciones Ligeras

% DEST	T B P
0	44
5	91
10	115
15	138
20	158
25	185
30	213
35	240
40	266
45	295
50	334
55	367
60	400
65	427
70	464
75	514

Tabla 5 Tabla TBP

Para la caracterización se ingresaron los datos de una TBP de laboratorio, con esto quedó definido el ensayo, posteriormente se creó a partir de los datos una mezcla de pseudo-componentes representativa del crudo, se establecieron los cortes y el número de componentes por rangos. Finalmente se instaló el crudo calculado en la corriente definida como 1, con esto los componentes hipotéticos se agregan al paquete de fluidos, y junto a los componentes ligeros (C1-nC5) formarán dicha corriente, la cual se utilizó en la simulación.

ELECCIÓN DEL PAQUETE TERMODINÁMICO

Una vez introducido los datos de laboratorio, se procede a elegir el paquete termodinámico que el simulador utilizará para el cálculo de las propiedades termodinámicas de los pseudo componentes creados anteriormente. Para la simulación de la Planta atmosférica y de vacío II se eligió el paquete termodinámico Peng-Robinson (P-R).

El modelo de Peng Robinson es ideal para cálculos de Equilibrio Líquido-vapor, así como el cálculo de densidades líquidas para sistemas de hidrocarburos.

El paquete de propiedades PR resuelve rigurosamente una, dos o tres fases con un alto grado de eficiencia y confiabilidad y se aplica en un rango amplio de condiciones:

- ✓ Rango de Temperatura > -271°C
- ✓ Rango de Presión < 100,000 kPa

El paquete de propiedades PR también contiene parámetros de interacción binaria para diferentes combinaciones de pares hidrocarburo-hidrocarburo, así como pares hidrocarburo-no hidrocarburo. Para los componentes que no se encuentran en la librería o los hypocomponentes, los parámetros de interacción HC-HC son generados automáticamente por HYSYS para mejorar la predicción de las propiedades de Equilibrio Líquido Vapor.

La ecuación de estado PR generalmente se recomienda para aceite, gas o aplicaciones petroquímicas, así como para las siguientes simulaciones:

Deshidratación TEG, Deshidratación TEG con aromáticos, Procesamiento de Gas Criogénea, Separación de aire, Torres Atmosféricas de Crudo, Torres de vacío, Sistemas de H₂, Inhibición de hidratos y Sistemas de crudo

CONSTRUCCIÓN DE LA SIMULACIÓN

La construcción del Diagrama de Flujo del Proceso en el ambiente del HYSYS se realizó de acuerdo a los PDF, considerando los manuales de operación de las plantas y los datos del PI de la operación actual.

La primera parte correspondiente al tren de intercambio se simuló con cambiadores Proceso-Proceso, pero debido a que el intercambio se realiza entre el crudo y las diferentes corrientes extraídas de la

columna atmosférica, se establecieron las temperaturas aproximadas de salida de cada cambiador, para correr las torres de despunte se caracterizó una corriente de nafta, ya que las despuntadoras requieren una corriente de reflujo en el domo de la nafta extraída en la torre atmosférica, posteriormente se simuló la columna atmosférica tomando en cuenta las siguientes consideraciones:

ESPECIFICACIÓN	VALOR	UNIDAD
Numero de platos	41	Platos
Presión Domo	9.96	psi
Presión Fondo	19.91	psi
Temperatura Domo	293	°F
Temperatura Fondo	680	°F
Temperatura Condensador	120	°F
Destilado Nafta	11,000	BPD
Agotador Turbosina	464	°F ASTM D86
✓ Flujo	16,875	BPD
✓ Plato de extracción	9	Plato
✓ Plato de retorno	6	Plato
Agotador Kerosina	547	°F ASTM D86
✓ Flujo	13,500	BPD
✓ Plato de extracción	17	
✓ Plato de retorno	16	
Agotador Diesel	676	°F ASTM D86
✓ Flujo	24,900	BPD
✓ Plato de extracción	25	
✓ Plato de retorno	24	
Extracción Superior	60,500	BPD
Extracción Inferior	17,100	BPD
Extracción GOP	900	°F ASTM D86
✓ Flujo	7,600	BPD
✓ Plato de extracción	33	

Tabla 6 Condiciones de Operación Columna Atmosférica

Una vez obtenida la corriente de nafta de la torre atmosférica se estableció una recirculación para igualar las corrientes nafta (reflujo a despuntadoras y nafta de la torre atmosférica), se recomienda correr la columna con flujos y luego cambiar las especificaciones a ASTM D86, para el caso particular de la torre atmosférica A-DA-3 se instalaron los agotadores con reboiler y luego se realizaron modificaciones para simular los cambiadores que utilizan el residuo de la columna para calentar el fondo de los agotadores.

A continuación se muestra la torre atmosférica A-DA-3.

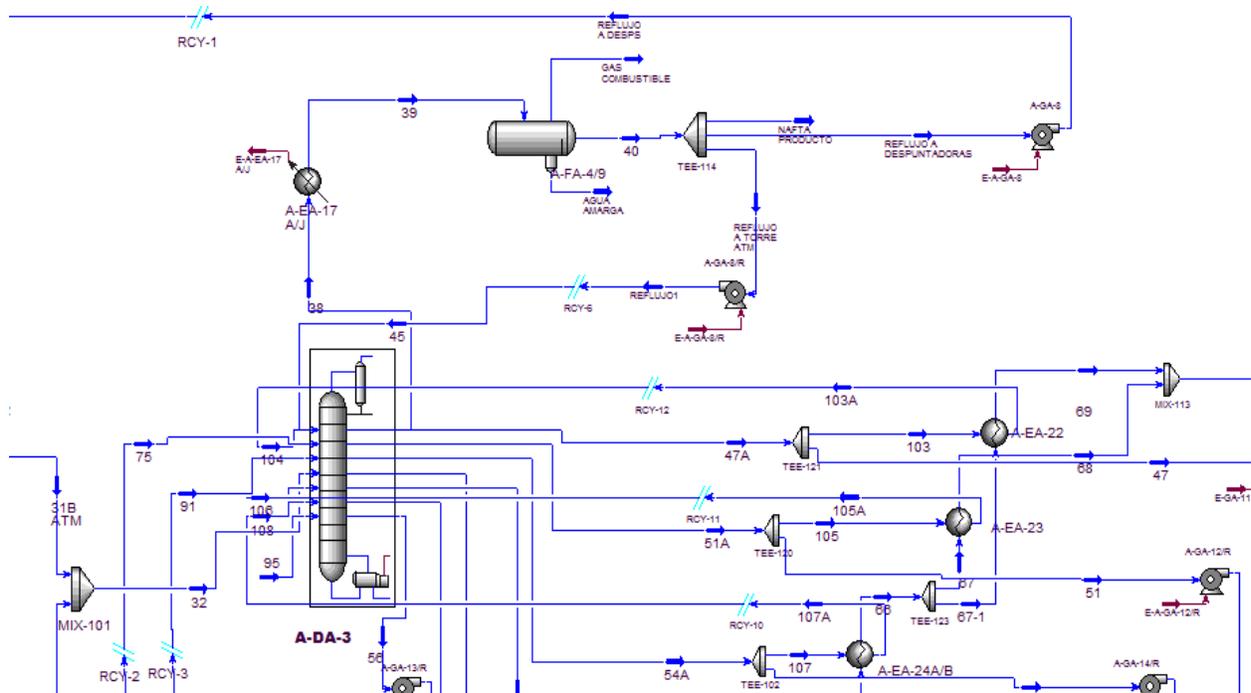


Figura 12 Columna Atmosférica A-DA-3

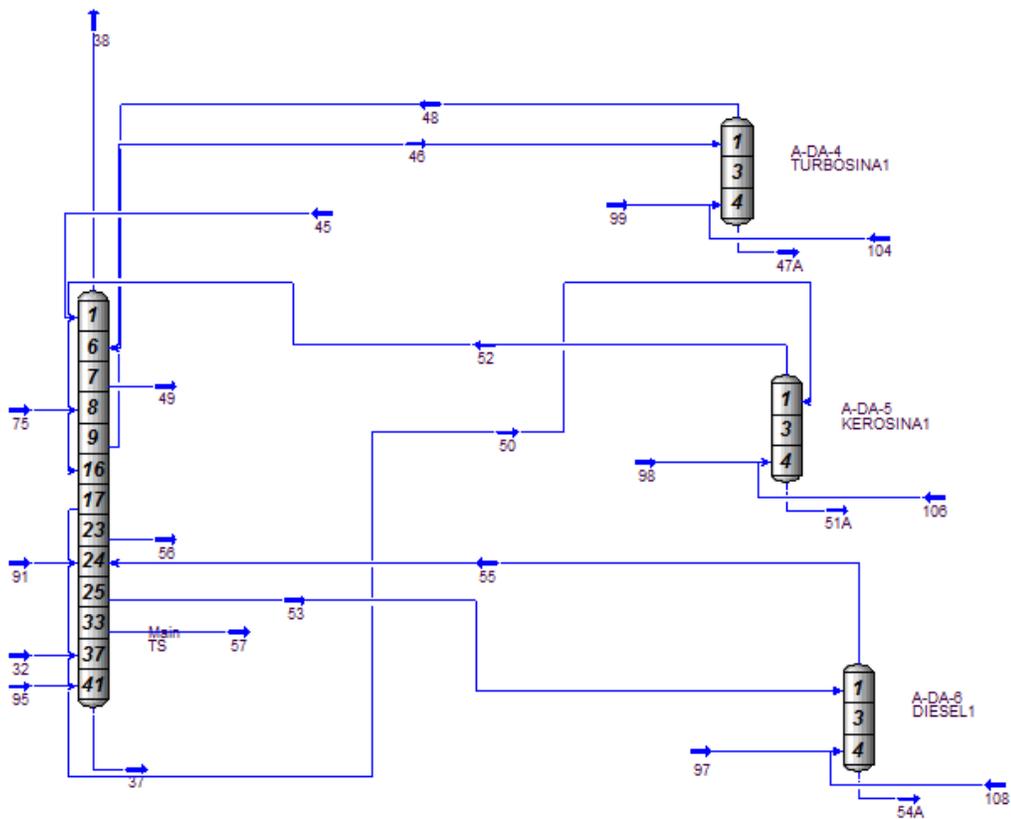


Figura 13 Agotadores de Columna Atmosférica A-DA-3

Una vez obtenidas las extracciones de la columna se integró el tren de intercambio para completar el diagrama de flujo,

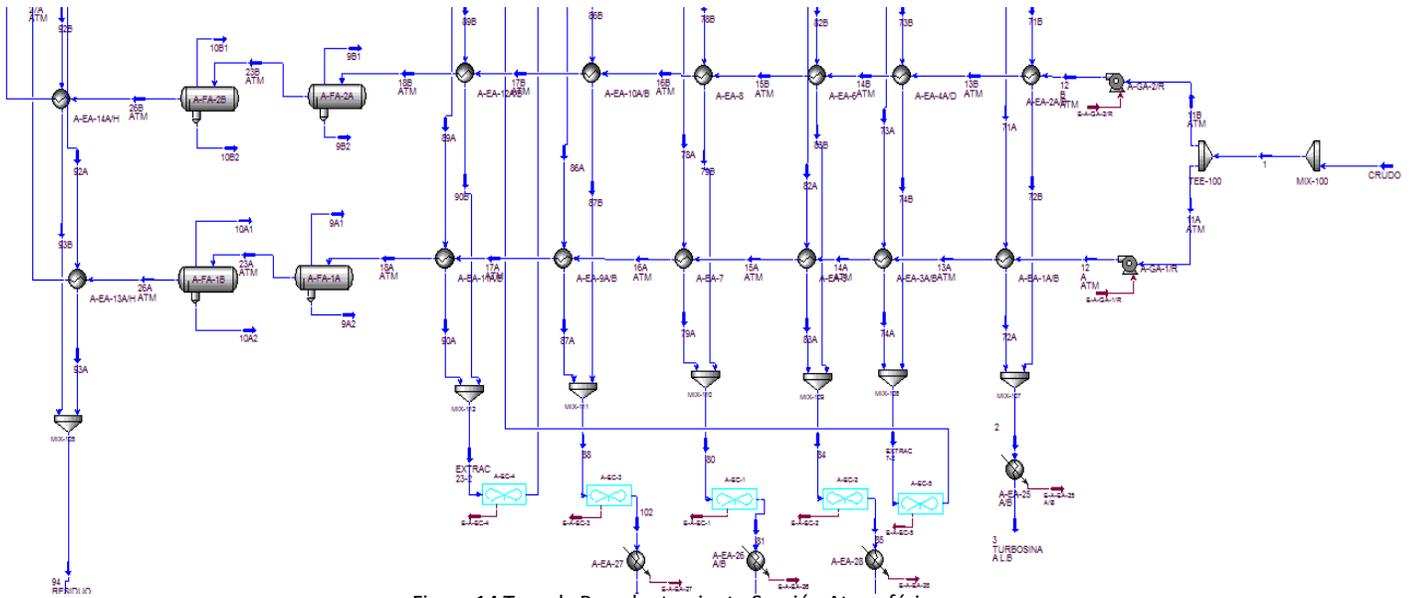


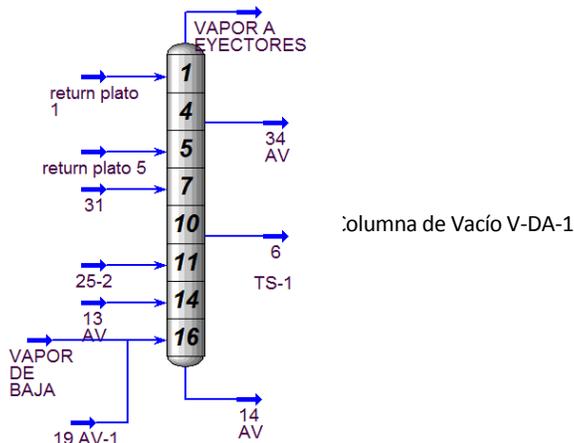
Figura 14 Tren de Pre calentamiento Sección Atmosférica

Posteriormente se simuló la columna de vacío con las siguientes consideraciones:

ESPECIFICACIÓN	VALOR	UNIDAD
Numero de platos	16	Platos
Presión Domo	15	mmHgabs
Presión Fondos	30	mmHgabs
Temperatura Domo	167	°F
Temperatura Fondo	680	°F

Tabla 7 Condiciones de Operación Columna de Vacío

Para la construcción del diagrama de flujo se procedió de manera similar a la sección atmosférica, se simularon los cambiadores Proceso-Proceso, pero debido a que éstos utilizan corrientes extraídas de la columna de vacío, se tuvo que fijar las temperaturas de salida de los cambiadores, así como el horno, y una vez simulada la columna con sus extracciones se pudo integrar el tren de precalentamiento. A continuación se ilustra el PFD.



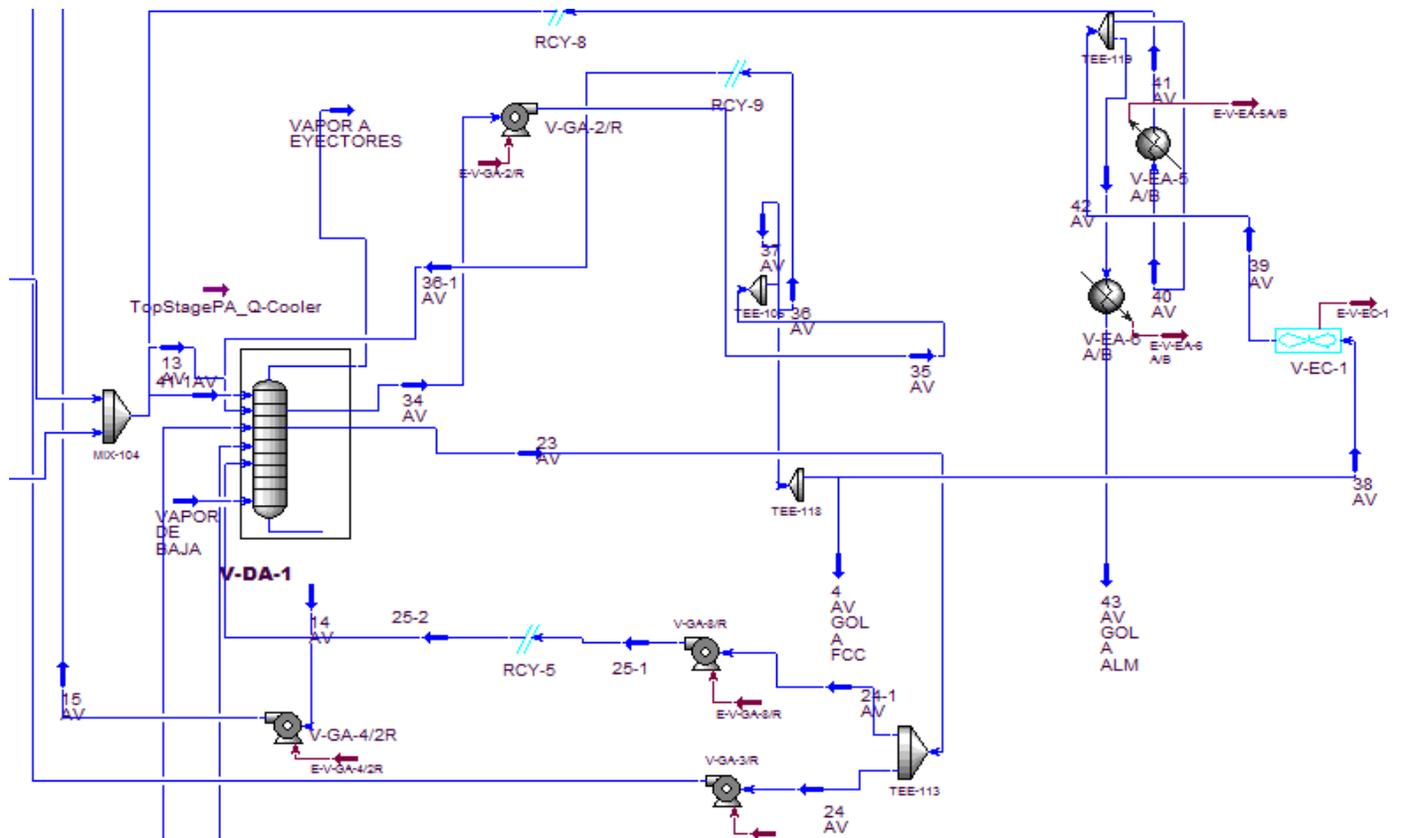


Figura 16 Extracciones Columna de Vacío

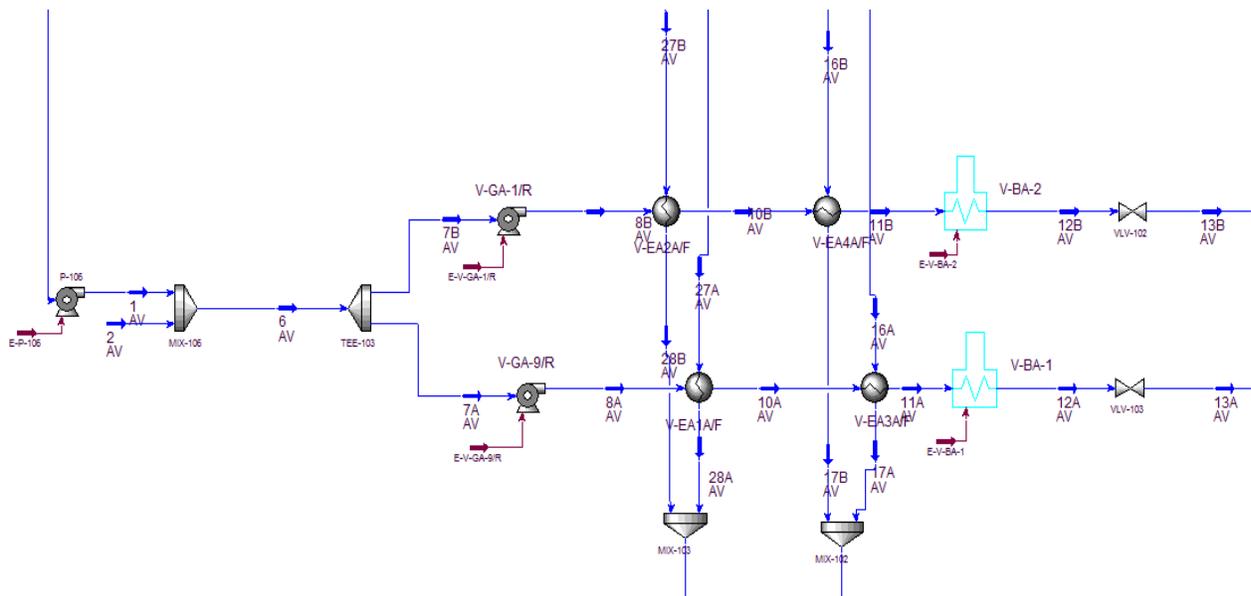
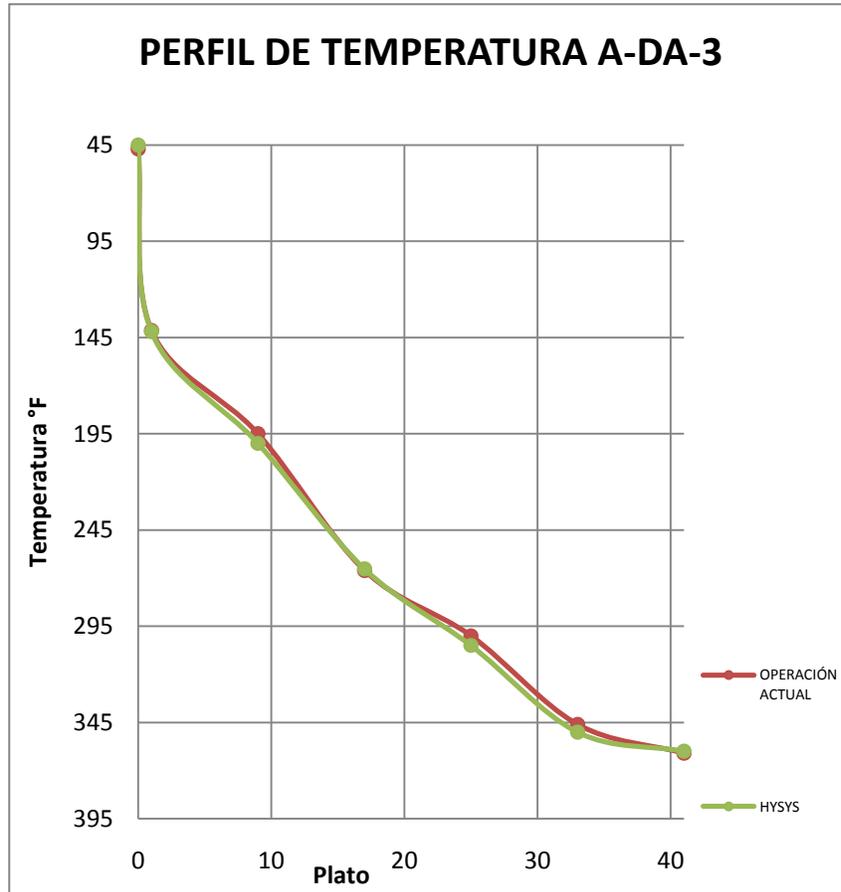


Figura 17 Tren de Pre calentamiento Sección de Vacío

4.3.- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

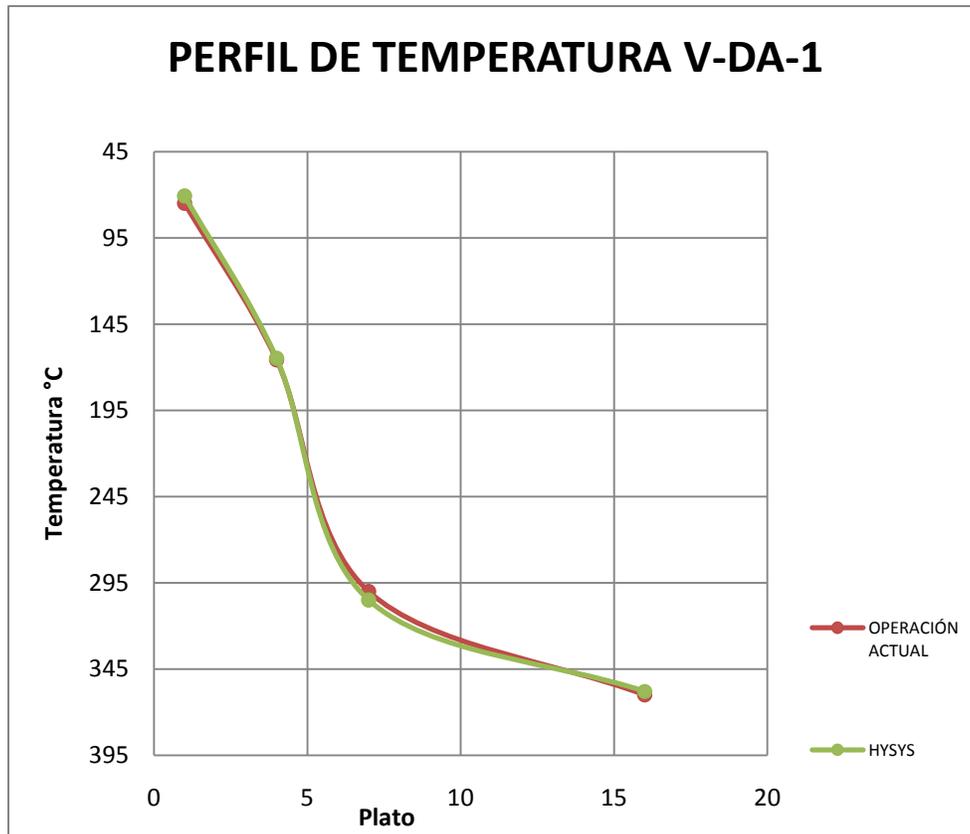
Como se mencionó anteriormente para la simulación se debe establecer los parámetros que se desea comparar para dar por aceptable la simulación. En este caso se compararon los perfiles de temperatura y las destilaciones ASTM D86 de los productos obtenidos, a continuación se muestran los resultados:



PLATO	PERFIL DE TEMPERATURAS	OPERACIÓN ACTUAL °F	HYSYS °F
0	ACUMULADOR	116	113
1	DOMO	286	287
9	EXTRACCION TURBOSINA	383	392
17	EXTRACCION KEROSINA	510	509
25	EXTRACCION DIESEL	572	581
33	EXTRACCION GLEO PESADO	654	662
41	FONDO	681	680

Tabla 8 Perfil de Temperatura Columna Atmosférica A-D-3

En la gráfica se observa que el perfil de temperatura obtenido por el simulador es aceptable en comparación con el reportado de operación. Este perfil es importante porque de esta manera se puede obtener la calidad y condiciones de los productos que se desean.



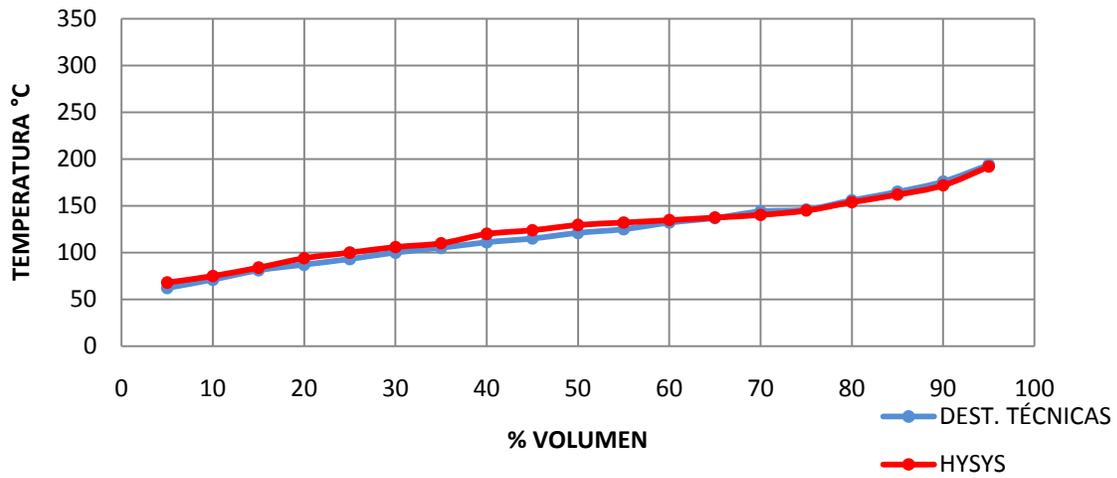
PLATO	PERFIL DE TEMPERATURAS	OPERACION ACTUAL °F	HYSYS °F
1	DOMO	167	159
4	EXTRAC GLEOL AV	330	329
7	EXTRAC GLEOP AV	572	574
16	RESIDUO AV	680	678

Tabla 9 Perfil de Temperatura Columna de Vacío V-DA-1

El perfil de temperatura de la columna de vacío arrojado por el simulador, también muestra un comportamiento adecuado en comparación con los datos de la operación actual

A continuación se presenta la comparación de las destilaciones técnicas ASTM de los productos obtenidas por el simulador y las reportadas por el laboratorio, se obtuvieron errores promedio del orden del 1 al 5.53 %

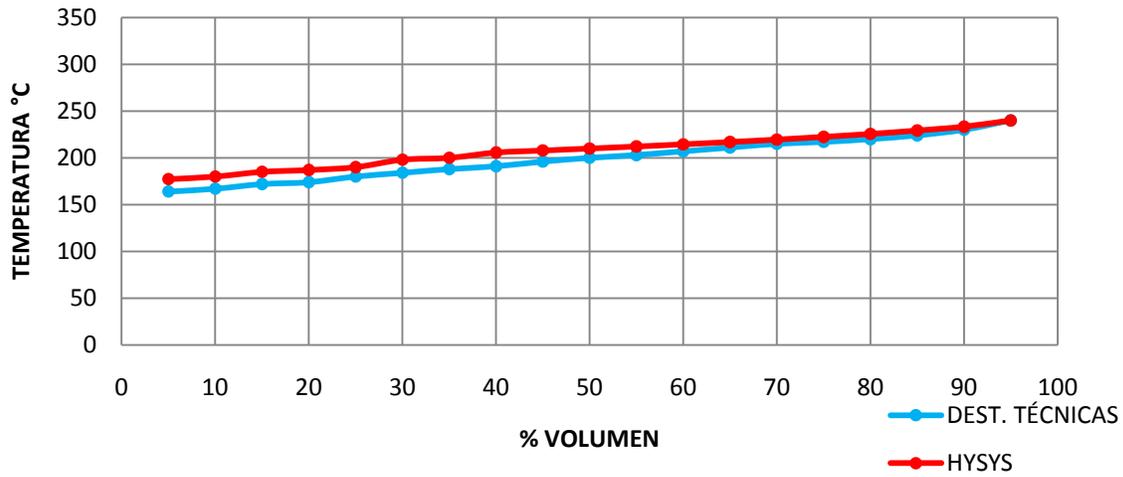
GASOLINA



GASOLINA			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	62	68.00	9.7
10	71	75.00	5.6
15	81	84.00	3.7
20	87	94.00	8.0
25	93	100.00	7.5
30	100	106.00	6.0
35	105	110.00	4.8
40	111	120.00	8.1
45	115	124.00	7.8
50	121	129.60	7.1
55	125	132.18	5.7
60	132	134.79	2.1
65	137	137.48	0.4
70	144	140.33	2.5
75	146	145.00	0.7
80	156	154.00	1.3
85	165	162.00	1.8
90	176	172.00	2.3
95	194	192.00	1.0
PROMEDIO			4.5

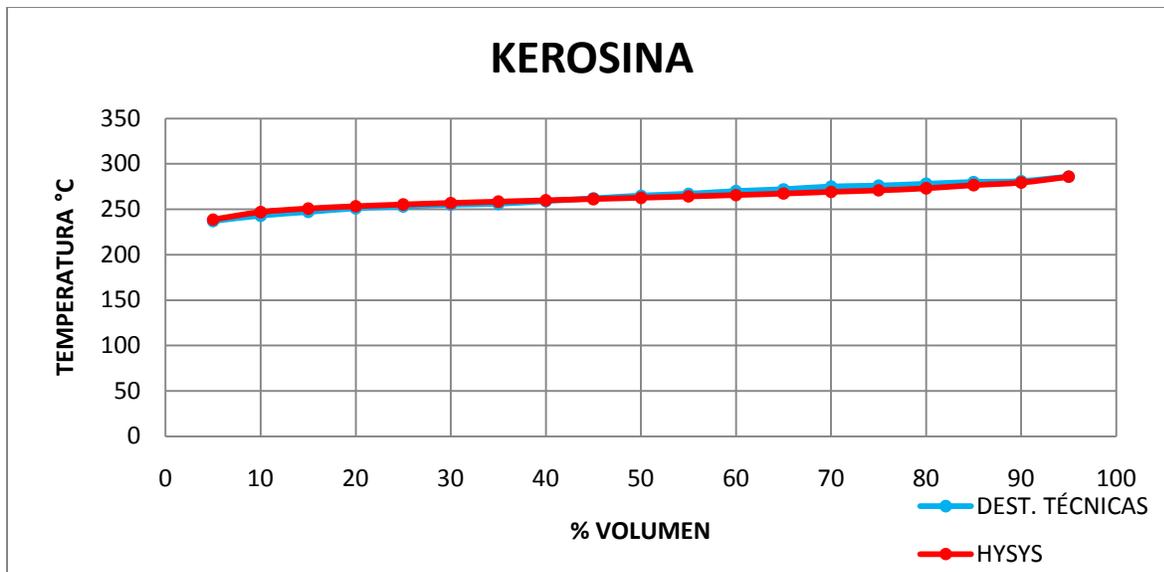
Tabla 10 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasolina

TURBOSINA



TURBOSINA			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	164	177.2	8.1
10	167	180.0	7.8
15	172	185.0	7.6
20	174	187.0	7.5
25	180	190.0	5.6
30	184	198.0	7.6
35	188	200.0	6.4
40	191	205.6	7.7
45	196	207.8	6.0
50	200	209.9	5.0
55	203	212.1	4.5
60	207	214.4	3.6
65	211	216.9	2.8
70	215	219.5	2.1
75	217	222.4	2.5
80	220	225.5	2.5
85	224	229.1	2.3
90	230	233.3	1.4
95	240	239.9	0.0
PROMEDIO			4.8

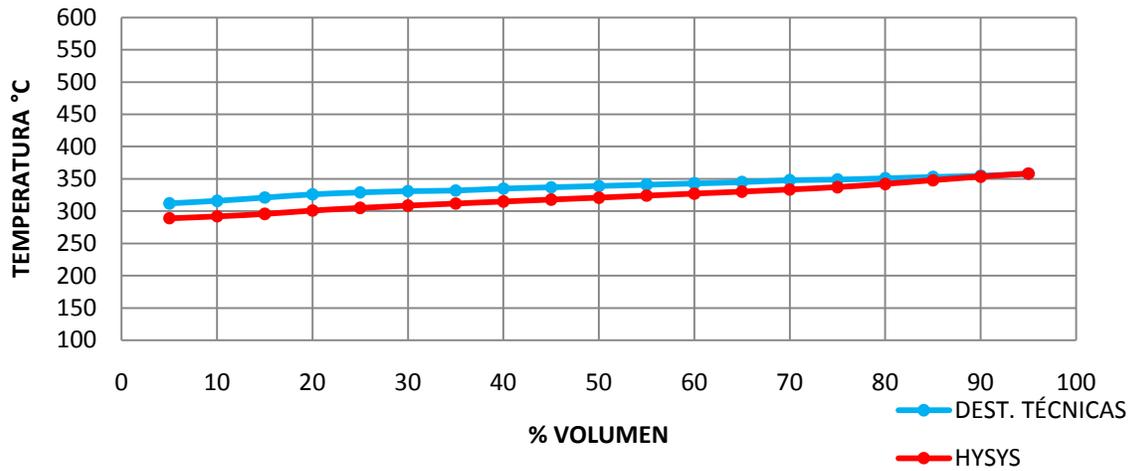
Tabla 11 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Turbosina



KEROSINA			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	237	239	0.7
10	243	247	1.6
15	247	251	1.5
20	251	253	0.9
25	253	255	0.9
30	255	257	0.8
35	256	258	0.9
40	259	260	0.3
45	262	261	0.3
50	265	263	0.9
55	267	264	1.1
60	270	266	1.6
65	272	267	1.7
70	275	269	2.1
75	276	271	1.9
80	278	273	1.8
85	280	277	1.2
90	281	279	0.6
95	286	286	0.1
PROMEDIO			1.1

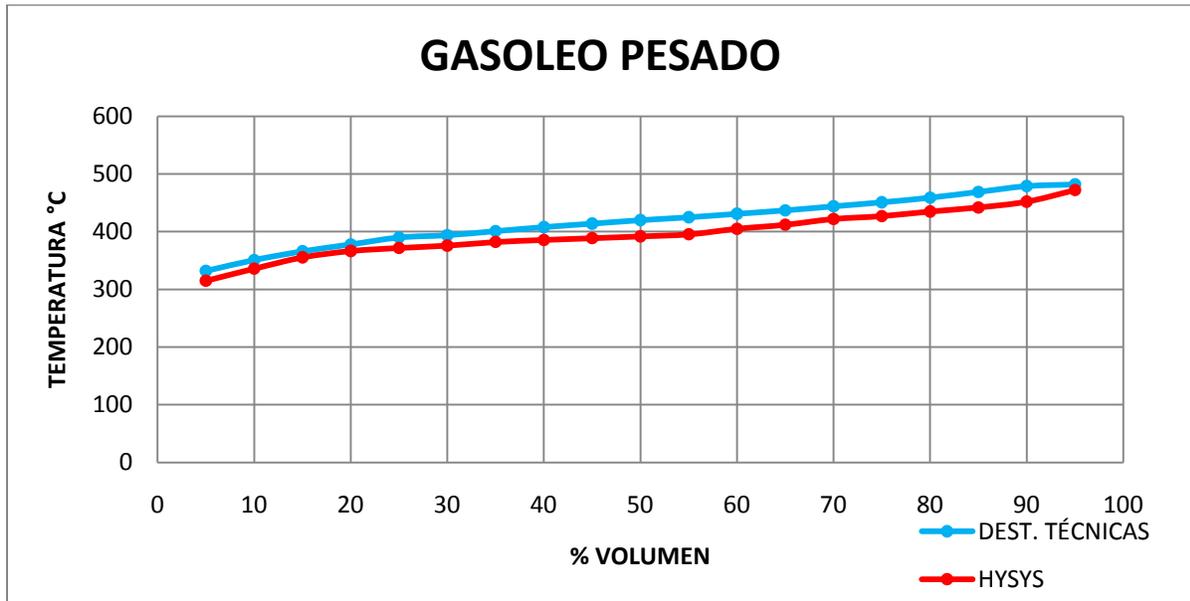
Tabla 12 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Kerosina

DIESEL



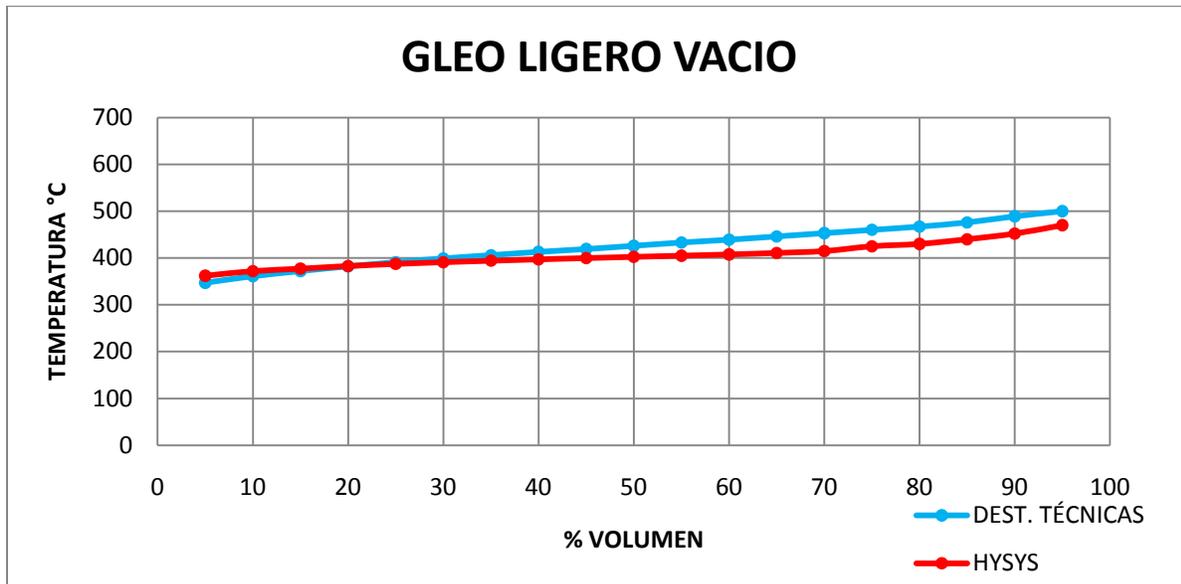
DIESEL			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	312	289	7.4
10	316	292	7.6
15	321	296	7.9
20	326	301	7.7
25	329	305	7.3
30	331	309	6.8
35	332	312	6.1
40	335	315	6.0
45	337	318	5.7
50	339	321	5.3
55	341	324	5.0
60	343	327	4.6
65	345	330	4.3
70	348	333	4.2
75	349	337	3.4
80	351	342	2.5
85	353	348	1.5
90	355	353	0.5
95	358	358	0.0
PROMEDIO			4.9

Tabla 13 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Diesel



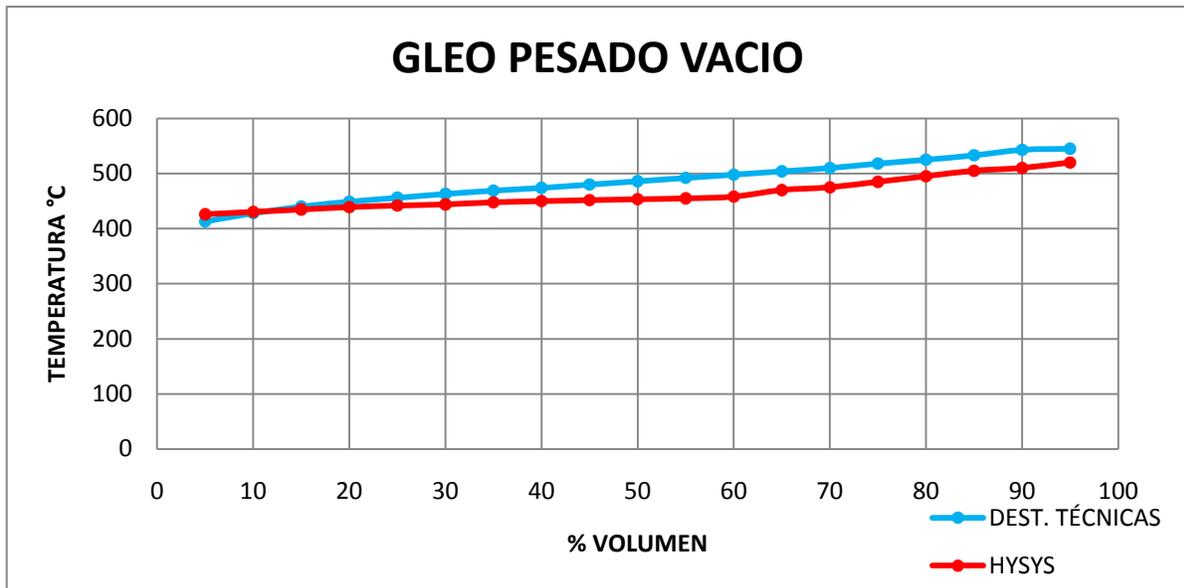
GASÓLEO PESADO			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	332	315	5.1
10	351	336	4.3
15	366	355	2.9
20	378	367	3.0
25	390	372	4.7
30	394	376	4.6
35	401	382	4.7
40	408	386	5.5
45	414	389	6.1
50	420	392	6.7
55	425	395	7.0
60	431	405	6.0
65	437	412	5.7
70	444	422	5.0
75	451	427	5.3
80	459	435	5.2
85	469	442	5.8
90	479	452	5.6
95	482	472	2.1
PROMEDIO			5.0

Tabla 14 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Pesado



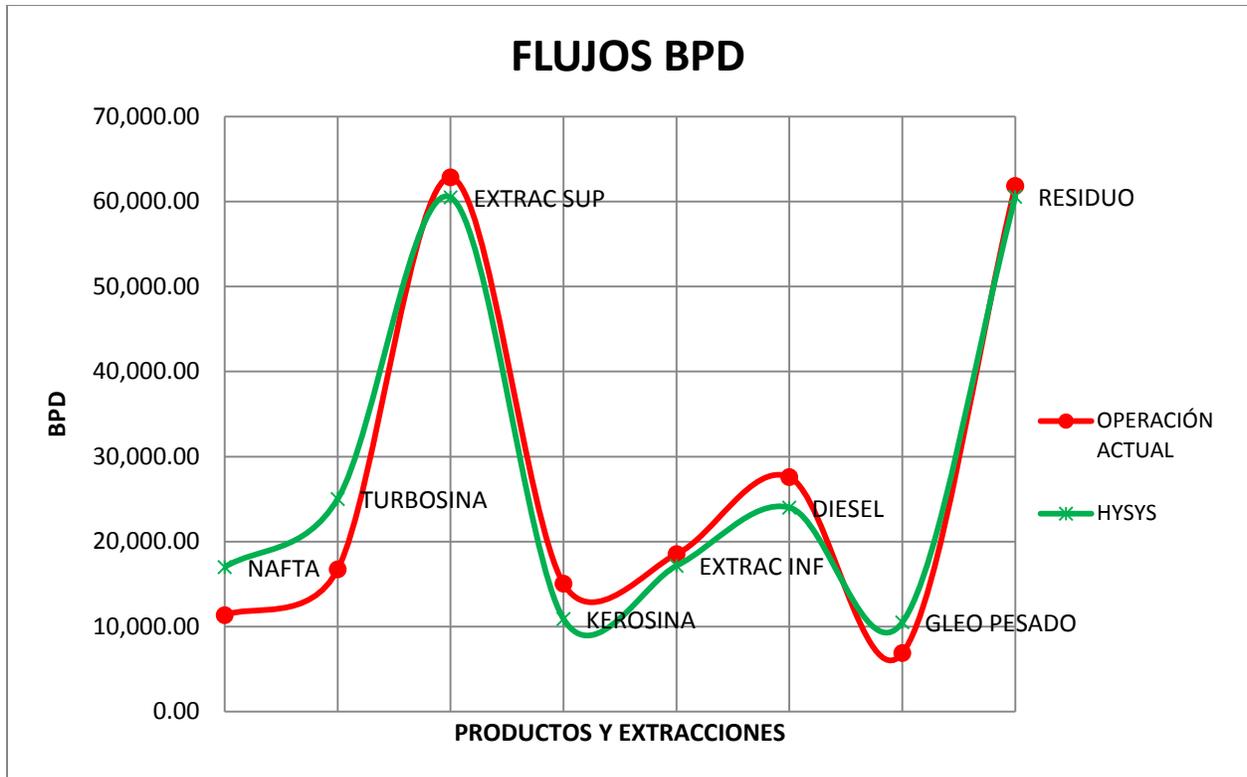
GLEOL AV			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	347	362	4.4
10	361	372	3.0
15	372	377	1.4
20	382	383	0.2
25	391	387	0.9
30	399	391	2.0
35	406	394	2.9
40	413	397	3.9
45	419	400	4.6
50	426	402	5.5
55	433	405	6.5
60	439	408	7.2
65	446	411	7.9
70	453	415	8.4
75	460	425	7.6
80	467	430	7.9
85	476	440	7.6
90	489	452	7.6
95	500	470	6.0
PROMEDIO			5.0

Tabla 15 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Ligero AV



GLEOP AV			
%VOL	ASTM °C	HYSYS °C	% ERROR
5	413	426	3.2
10	428	430	0.6
15	440	435	1.2
20	449	439	2.2
25	456	442	3.1
30	463	444	4.1
35	469	448	4.5
40	474	450	5.1
45	480	452	5.9
50	486	453	6.7
55	492	455	7.6
60	498	458	8.0
65	504	470	6.7
70	510	475	6.9
75	518	485	6.4
80	525	495	5.7
85	533	505	5.3
90	543	510	6.1
95	545	520	4.6
PROMEDIO			4.9

Tabla 16 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Pesado AV



	ACTUAL BPD	HYSYS BPD
NAFTA	11,342.52	13,000.00
TURBOSINA	16,730.00	23,996.53
EXTRAC SUP	62,834.44	60,479.94
KEROSINA	15,050.84	10,889.76
EXTRAC INF	18,528.64	17,142.54
DIESEL	27,586.02	24,000.00
GLEO PESADO	6,876.05	10,500.00
RESIDUO	61,846.41	60,544.87

Tabla 17 Comparación de Flujos de Actuales vs HYSYS

**CAPÍTULO V.- DIAGNÓSTICO DE LA RED
DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL
SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II
TULA, HIDALGO**

CAPÍTULO V.- DIAGNÓSTICO DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR ACTUAL SECCIÓN ATMOSFÉRICA Y VACÍO II TULA, HIDALGO

5.1.- ANÁLISIS DE LA CONFIGURACIÓN ACTUAL DE LA RED DE INTERCAMBIO DE CALOR

Para realizar el análisis de la red de intercambio actual, se extrajo un condensado de la información de las corrientes de proceso involucradas y de los intercambiadores.

CORRIENTES INVOLUCRADAS EN LA RED ACTUAL

Actualmente se tienen las siguientes corrientes para la sección atmosférica y vacío:

Datos de las Corrientes para la Configuración Actual de la Red de Intercambio de Calor						
No.	Tipo	Nombre	Ts °C	Tt °C	De	Hacia
1	Caliente	Residuo AV	364	289	Torre vacío	Rompedora, Caja enf. y Torre vacío
2	Caliente	GOPP	340	57	Torre atmosférica	Almacenamiento
3	Caliente	Res. Primario	335	156	Torre atmosférica	Pta. De Vacío II
4	Caliente	Diesel	320	53	Torre atmosférica	Almacenamiento
5	Caliente	GOP AV	316	177	Torre vacío	FCC Y a Torre vacío
6	Caliente	Ref. Diesel	290	177	Torre atmosférica	Torre atmosférica
7	Caliente	Kerosina	276	63	Torre atmosférica	Almacenamiento
8	Caliente	Turbosina	228	38	Torre atmosférica	Almacenamiento
9	Caliente	Ref. Turbosina	195	100	Torre atmosférica	Torre atmosférica
10	Caliente	GOL AV	168	120	Torre vacío	Torre vacío y Almacenamiento
11	Caliente	GOL AV1	120	60	V-EC-1	Torre vacío
12	Caliente	GOL AV2	120	49	V-EC-1	Almacenamiento
13	Fría	Crudo desp. 1	201	360	Despuntadora 1	Torre atmosférica
14	Fría	Crudo desp. 2	201	360	Despuntadora 2	Torre atmosférica
15	Fría	Residuo Atm A	156	392	Agotadores	Torre vacío
16	Fría	Residuo Atm B	156	392	Agotadores	Torre vacío
17	Fría	Crudo desalado A	142	222	Desaladoras 1	Torre de despunte 1
18	Fría	Crudo desalado B	142	222	Desaladoras 2	Torre de despunte 2
19	Fría	Crudo Non	20	140	Carga al tren Non	Desaladora
20	Fría	Crudo Par	20	140	Carga al tren Par	Desaladora

Tabla 18 Corrientes Involucradas en la Red Actual Sección Atmosférica y Vacío

Cabe mencionar que para el presente estudio no se consideraron las corrientes de gasolina (ligera y despunte), ya que, aunque la gasolina ligera puede proporcionar carga térmica a las corrientes de crudo se tendrían que instalar además de los equipos de intercambio de calor aproximadamente 1,000 m de

tubería y sólo se aprovecharía el 15.62% de la carga térmica de la corriente, lo cual es bastante costoso y no rentable. La corriente de gasolina de despunte puede proporcionar carga térmica a las corrientes de crudo pero al igual que el caso de la gasolina ligera se necesita 1,000 m de tubería además de los cambiadores, aprovechándose sólo el 33.2 % de la carga térmica de la corriente. (Mejía Grande, 1997)

Otro factor importante para no considerarlas consiste en el riesgo de ensuciamiento del producto y debido a las condiciones de presión tan distintas en las líneas éste riesgo se atenúa. Por otro lado si se quiere minimizar el riesgo, se tendría que invertir en materiales mucho más costosos, lo cual eleva significativamente los costos de inversión.

INTERCAMBIADORES PROCESO-PROCESO

EQUIPO	SERVICIO	FLUIDO TUBOS	Q TOTAL MMBTU/HR DISEÑO	Q TOTAL MMBTU/HR ACTUAL	AREA DE DISEÑO m ²	No. CORAZAS SERIE/PARALELO	PASOS T/C
AEA-1A/B	PREC. CRUDO-TURBOSINA	CRUDO	13.54	18.93	961.17	2/1	2/1
AEA-2A/B	PREC. CRUDO-TURBOSINA	CRUDO	13.54	18.93	961.17	2/1	2/1
AEA-3A-D	PREC. CRUDO-RECIRC. SUPERIOR	CRUDO	37.16	34.55	1385.37	4/1	4/1
AEA-4A-D	PREC. CRUDO-RECIRC. SUPERIOR	CRUDO	37.16	34.55	1385.37	4/1	4/1
AEA-5	PREC. CRUDO-GOPP	CRUDO	13.29	10.44	318.10	1/1	4/1
AEA-6	PREC. CRUDO-GOPP	CRUDO	13.29	10.44	318.10	1/1	4/1
AEA-7	PREC. CRUDO-KEROSINA	CRUDO	9.94	14.73	352.10	1/1	2/1
AEA-8	PREC. CRUDO-KEROSINA	CRUDO	9.94	14.73	352.10	1/1	2/1
AEA-9A/B	PREC. CRUDO-DIESEL	CRUDO	28.43	29.79	727.06	2/1	2/1
AEA-10A/B	PREC. CRUDO-DIESEL	CRUDO	28.43	29.79	727.06	2/1	2/1
AEA-11A/B	PREC. CRUDO-RECIRC. INFERIOR	CRUDO	43.08	3.75	970.93	2/1	4/1
AEA-12A/B	PREC. CRUDO-RECIRC. INFERIOR	CRUDO	43.08	3.75	970.93	2/1	4/1
AEA-13A-H	PREC. CRUDO-RES. ATM	CRUDO	96.98	90.47	4031.62	4/2	4/1
AEA-14A-H	PREC. CRUDO-RES. ATM	CRUDO	96.98	90.47	4031.62	4/2	4/1
V-EA-1A/F	PREC. CRUDO RED-GOP AV	GOP AV	56.9	30.32	2605.93	3/2	8/1
V-EA-2A/F	PREC. CRUDO RED-GOP AV	GOP AV	56.9	30.32	2605.93	3/2	8/1
V-EA-3A/F	PREC. CRUDO RED-RESIDUO AV	CRUDO RED	40.59	21.75	1906.93	3/2	6/1
V-EA-4A/F	PREC. CRUDO RED-RESIDUO AV	CRUDO RED	40.59	21.75	1906.93	3/2	6/1

Tabla 19 Intercambiadores Proceso-Proceso

Puede observarse que los intercambiadores 1, 2, 5, 6, 7, 8, 9 y 10 están operando a cargas mayores que las que se tenían por diseño, debido al incremento en la demanda de las corrientes de Turbosina, Kerosina, Diesel y GOPP. Para el GOPP el flujo de extracción aumentó y actualmente sus intercambiadores (AEA-5 y AEA-6) se encuentran con by-pass al igual que los intercambiadores AE-11A/B y AE-12A/B.

INTERCAMBIADORES DE SERVICIO

EQUIPO	SERVICIO	FLUIDO TUBOS	Q TOTAL MMBTU/HR DISEÑO	Q TOTAL MMBTU/HR ACTUAL HYSYS
AEA-25A/B	ENFRIADOR DE TURBOSINA	AGUA	25.15	2.09
A-EC-5	ENFRIADOR DE RECIRC. SUPERIOR	AIRE	19.04	0.00
A-EC-2	1ER ENFRIADOR DE GOPP	AIRE	12.06	35.28
AEA-28	2DO. ENFRIADOR DE GOPP	AGUA	1.60	5.26
A-EC-1	1ER ENFRIADOR DE KEROSINA	AIRE	10.47	5.40
A-EA-26A/B	2DO. ENFRIADOR DE KEROSINA	AGUA	2.71	4.16
A-EC-3	1ER ENFRIADOR DIESEL	AIRE	30.15	26.03
A-EA-27	2DO. ENFRIADOR DIESEL	AGUA	3.70	6.07
A-EC-4	ENFRIADOR DE RECIRC. INFERIOR	AIRE	43.01	28.48
V-EA-5A/B	ENFRIADOR DE REFLUJO DE GLEOL AV	AGUA	21.03	22.73
V-EA-6A/B	ENFRIADOR DE GLEOL AV	AGUA	8.17	17.81
V-EC-1	1ER. ENFRIADOR DE GLEOL AV	AIRE	76.20	33.33
V-EC-2	ENFRIADOR DE GLEOP AV	AIRE	17.14	12.06

Tabla 20 Intercambiadores de Servicio

Los intercambiadores de servicio tienen cargas pequeñas con respecto a las que se tienen de diseño, a excepción de los intercambiadores V-EA-5A/B y V-EA-6A/B.

INTERCAMBIADORES A FUEGO DIRECTO

EQUIPO	SERVICIO	Q TOTAL MMBTU/HR DISEÑO	Q TOTAL MMBTU/HR ACTUAL HYSYS
A-BA-1	CALENTADOR DE CRUDO DESP.	239.3	198.3
A-BA-2	CALENTADOR DE CRUDO DESP.	239.3	198.3
V-BA-1	CALENTADOR DE RESIDUO ATM	94.44	71.5
V-BA-2	CALENTADOR DE RESIDUO ATM	94.44	71.5

Tabla 21 Intercambiadores a Fuego Directo

Los intercambiadores a fuego directo, actualmente operan con un 17% (calentador de crudo despuntado) y 24% (calentador de residuo atmosférico) abajo del que se tiene por diseño.

Una vez realizada la simulación de las unidades atmosférica y de vacío, se procedió a exportar la simulación al Aspen Energy Analyzer.

5.2.- EXPORTACIÓN DE LOS DATOS AL ASPEN ENERGY ANALYZER

Primero se abre un nuevo caso en el Aspen Energy Analyzer, se guarda el archivo con un nombre y se hace click en el Heat Integration Manager, el cual se encuentra en la parte superior derecha de la pantalla, después se selecciona HI Project y se añade el nuevo proyecto.

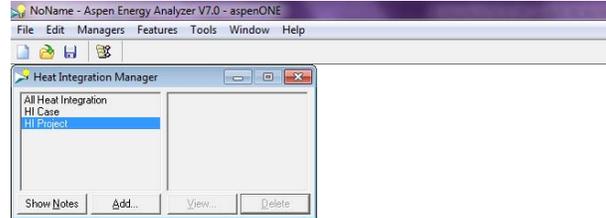


Figura 18 Nuevo Proyecto Aspen Energy Analyzer

Inmediatamente se despliega una pantalla correspondiente al nuevo proyecto, en la parte inferior derecha aparecen varios botones, se selecciona la opción de Data Extraction From Simulation

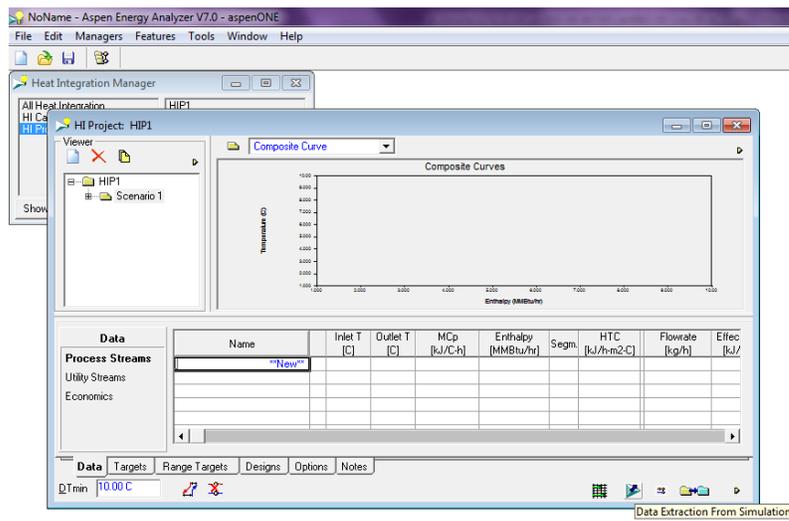


Figura 19 Extracción de Datos de una Simulación Previa

A continuación se despliega la guía de extracción, a continuación se enumeran los pasos a seguir:

- 1.- *Selección del archivo:* para esto se localiza el archivo en HYSYS en la carpeta que se tenga guardado y se procede a abrir el archivo.
- 2.- *Selección de opciones:* en esta pantalla se puede elegir cómo se desea que se realice la extracción en cuestión de segmentación de corrientes, si se quiere considerar el cambio de fase en el vapor o equipos (bombas, recirculaciones y segmentos de tubería)
- 3.- *Selección del diagrama de flujo (flowsheet):* Se verifica que se tenga seleccionado el caso principal del cual se desea extraer las información.
- 4.- *Modificación de servicios* En este apartado el programa despliega una lista de servicios de enfriamiento y calentamiento y proporciona la opción de modificarlos de acuerdo al caso particular.

5.-*Modificación de Calentadores*: Despliega la lista de los calentadores

6.-*Modificación de los enfriadores*: Despliega la lista de enfriadores y debe asegurarse que el servicio que tenga cada enfriador corresponda al real.

7.-*Datos económicos*: Despliega la lista de las corrientes de alimentación y servicios externos (agua de enfriamiento, aire y gas combustible), con sus respectivos parámetros económicos para el cálculo del costo capital de los intercambiadores.

8.-*Finalizar*: Se debe desplegar una pantalla en la que se indique que la extracción de la simulación se realizó exitosamente.

El diagrama de Flujo de los trenes de precalentamiento para la sección atmosférica y vacío se muestra a continuación:

5.3.- RESULTADOS DEL ASPEN ENERGY ANALYZER

La extracción de los datos muestra que actualmente se utiliza 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que sólo se requiere 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Estos representan los servicios target que el simulador proporciona por preterminado e indica un área de oportunidad de 50.5% para un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio actual.

Network Performance		
	HEN	% of Target
Heating [MMBtu/hr]	539.7	150.5
Cooling [MMBtu/hr]	181.1	INF

Energy Targets	
Heating [MMBtu/hr]	358.5
Cooling [MMBtu/hr]	0.0000

Figura 21 Requerimientos de Energía Target

La siguiente malla corresponde al caso de operación actual, en ella se puede observar las corrientes frías, las calientes y los intercambiadores que se encuentran involucrados en la red, así como los servicios de calentamiento y enfriamiento.

Curvas Compuestas

Las curvas compuestas determinan los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento y comparando éstos mínimos con el consumo de servicios actual podemos establecer el alcance del ahorro al proponer modificaciones o una nueva configuración a la red existente.

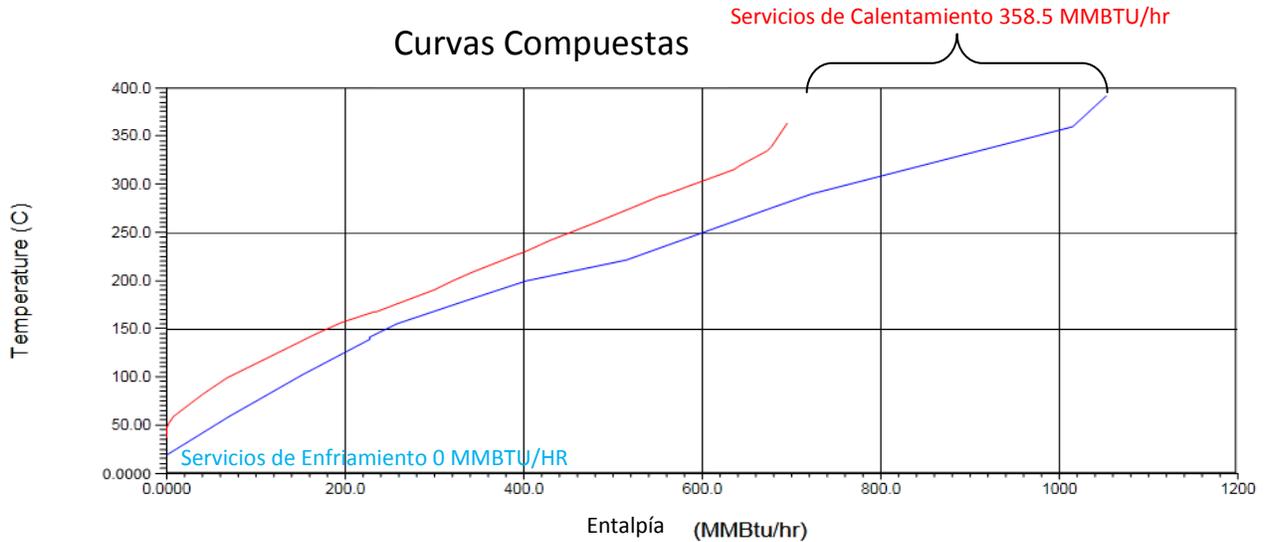


Figura 23 Curvas Compuestas Target

El hecho de que sólo se requieran servicios de calentamiento, localiza el Pinch al final de la cascada problema, como se indicó en el capítulo anterior. No todos los problemas tienen un Pinch que divida al proceso en 2 partes, algunas veces los servicios de calentamiento o enfriamiento desaparecen, estos problemas son conocidos como problemas threshold o de umbral (Smith, 2005) y para ser resueltos, sólo se requiere servicio de enfriamiento o calentamiento, pero no ambos.

Gran Curva Compuesta

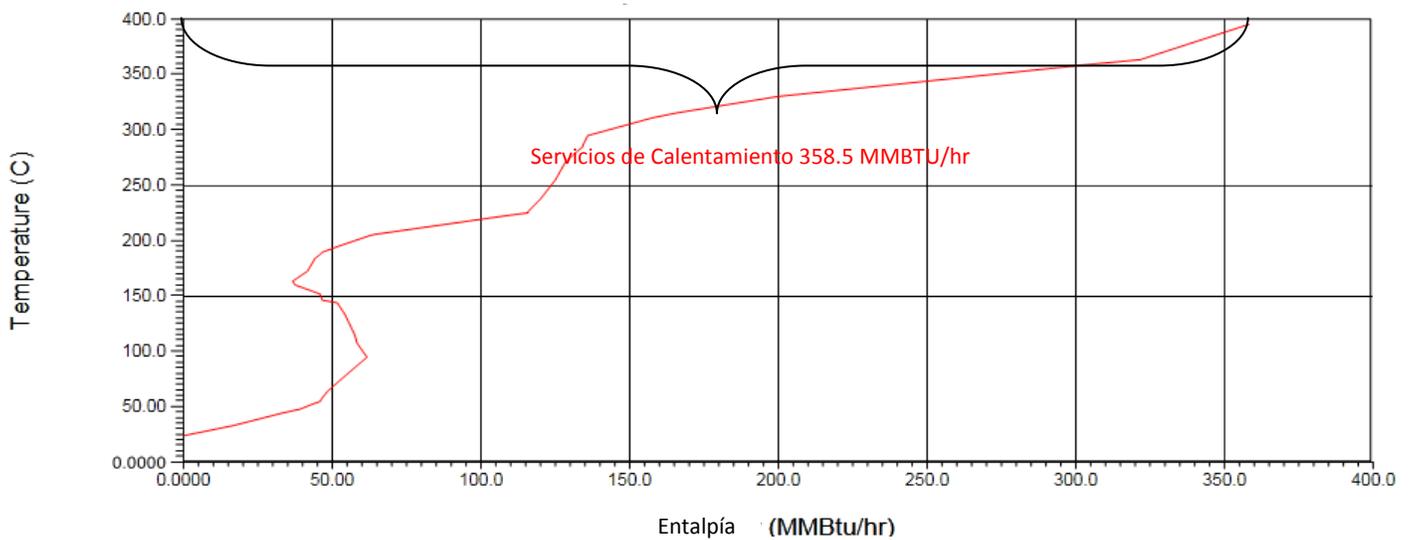


Figura 24 Gran Curva Compuesta Target

Cálculo de las áreas por medio de Aspen Exchanger Design & Rating

Para el cálculo de las áreas se utilizó la aplicación Aspen Exchanger Design & Rating, continuación se enlista los valores de área para los intercambiadores Proceso-Proceso calculados con las cargas y los ΔT actuales. Se observa que la ΔT_{\min} corresponde a 15 °C, esto sirve de referencia para las próximas propuestas de red.

EQUIPO	CARGA MMBTU/hr	ÁREA CALCULADA m ²	DT MIN HOT	DT MIN COLD
A-EA-1A/B	18.93	841.3	186	29
A-EA-2A/B	18.93	841.3	186	29
A-EA-3A/D	34.55	1130	116	58
A-EA-4A/D	34.55	1130	116	58
A-EA-5	10.44	266	243	121
A-EA-6	10.44	266	243	121
A-EA-7	14.73	300.1	164	24
A-EA-8	14.73	300.1	164	24
A-EA-9A/B	29.79	593	180	45
A-EA-10A/B	29.79	593	180	45
A-EA-11A/B	3.75	318.3	150	150
A-EA-12A/B	3.75	318.3	150	150
A-EA-13A/H	90.47	3390	113	15
A-EA-14A/H	90.47	3390	113	15
V-EA1A/F	30.32	1988.5	97	54
V-EA2A/F	30.32	1988.5	97	54
V-EA3A/F	21.75	1328	100	81
V-EA4A/F	21.75	1328	100	81

Tabla 22 Cargas y Temperaturas de Operación Actual

$\Delta T_{\min} = 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$

En la siguiente tabla se hace un comparativo entre las áreas que se tiene de diseño y las calculadas de acuerdo al Aspen Exchanger Design & Rating considerando las cargas y temperaturas actuales para cada intercambiador, se puede observar que de manera general se tiene un % de sobrediseño que va desde un 3 hasta un 18%. Esto proporciona un margen para la asignación de cargas en las futuras propuestas de red, es decir es posible aumentar las cargas de los intercambiadores sin que se requiera la instalación de tubos e incluso carcasas nuevas. Para evaluar los intercambiadores que actualmente se encuentran con by-pass se consideraron cargas de diseño para calcular el % de sobrediseño.

EQUIPO	SERVICIO	AREA m ² DISEÑO	AREA m ² CALCULADA	% SOBREDISEÑO
AEA-1A/B	PREC. CRUDO-TURBOSINA	961.17	841.3	12.47
AEA-2A/B	PREC. CRUDO-TURBOSINA	961.17	841.3	12.47
AEA-3A-D	PREC. CRUDO-RECIRC. SUPERIOR	1385.37	1130	18.43
AEA-4A-D	PREC. CRUDO-RECIRC. SUPERIOR	1385.37	1130	18.43
AEA-5	PREC. CRUDO-GOPP	318.10	266	16.38
AEA-6	PREC. CRUDO-GOPP	318.10	266	16.38
AEA-7	PREC. CRUDO-KEROSINA	352.10	300.1	14.77
AEA-8	PREC. CRUDO-KEROSINA	352.10	300.1	14.77
AEA-9A/B	PREC. CRUDO-DIESEL	727.06	593	18.44
AEA-10A/B	PREC. CRUDO-DIESEL	727.06	593	18.44
AEA-11A/B	PREC. CRUDO-RECIRC. INFERIOR	970.93	318.3	67.22
AEA-12A/B	PREC. CRUDO-RECIRC. INFERIOR	970.93	318.3	67.22
AEA-13A-H	PREC. CRUDO-RES. ATM	4031.62	3390	15.91
AEA-14A-H	PREC. CRUDO-RES. ATM	4031.62	3390	15.91
V-EA-1A/F	PREC. CRUDO RED-GOP AV	2605.93	1988.5	23.69
V-EA-2A/F	PREC. CRUDO RED-GOP AV	2605.93	1988.5	23.69
V-EA-3A/F	PREC. CRUDO RED-RESIDUO AV	1906.93	1328	30.36
V-EA-4A/F	PREC. CRUDO RED-RESIDUO AV	1906.93	1328	30.36

Tabla 23 Comparación del Área de Diseño y Calculada

ÁREA TOTAL DISPONIBLE EXISTENTE: **26,518.43 m²**

ÁREA TOTAL CALCULADA CON LAS CARGAS ACTUALES: **20,310.4 m²**

ÁREA EN EXCESO NO UTILIZADA: **6,6208.03 m²**

Por otro lado, la malla que presenta el simulador no permite observar si existe un intercambio adecuado entre las corrientes de proceso, es decir lo más horizontal posible, para este caso se realizó un esquema de Cascada en Excel para representar las corrientes, de tal manera que, se puede observar que algunas corrientes pueden intercambiar con otras de manera más horizontal para aprovechar mejor su aporte energético.

En la parte derecha se muestra la cascada de flujos de energía, la cual resulta igual a los valores target arrojados por el simulador.

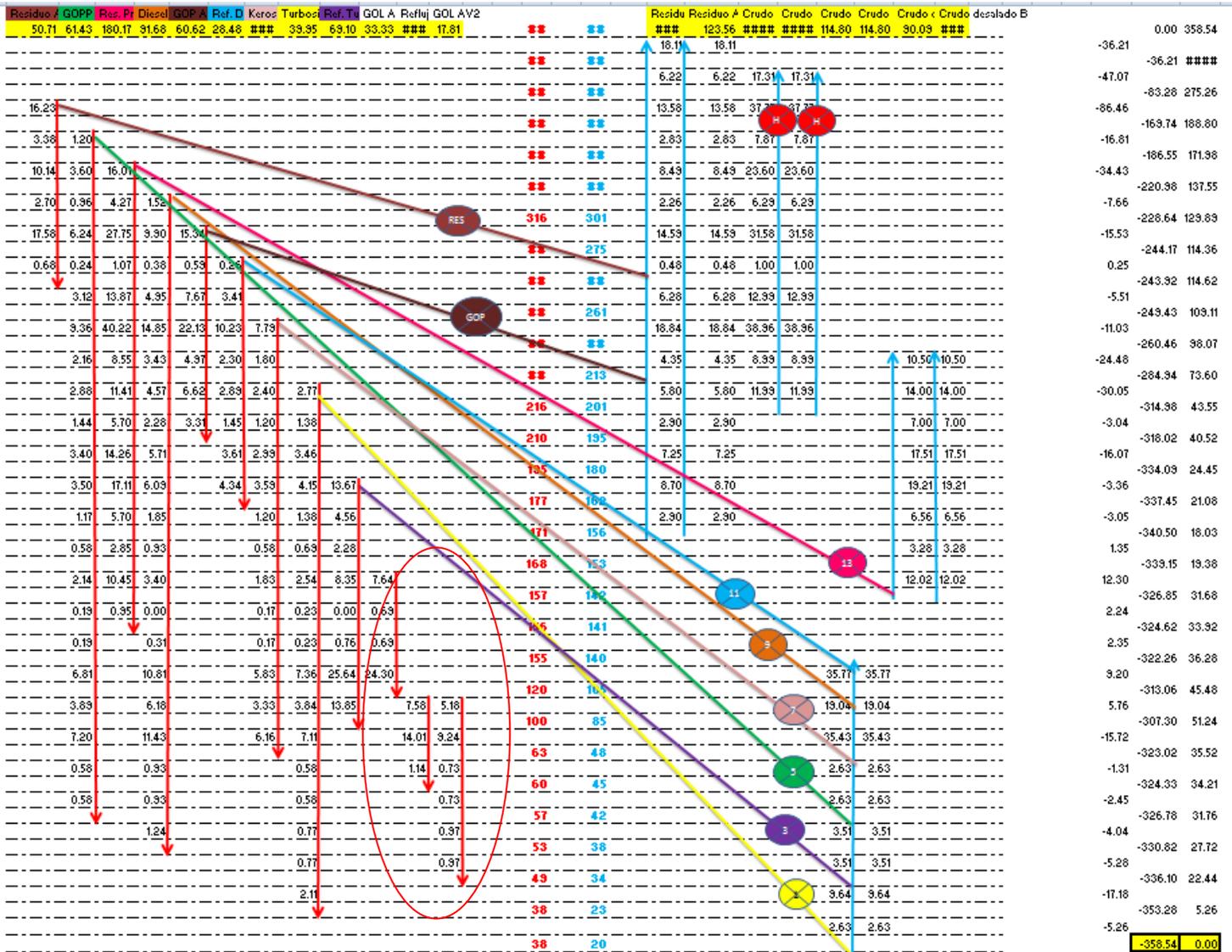


Figura 25 Representación del Intercambio entre Corrientes Frías y Calientes Operación Actual

En la malla se observa que las corrientes de GOL AV que actualmente no se aprovechan, podrían utilizarse para calentar las corrientes de Crudo de la Sección atmosférica ya que tienen buena carga pero temperaturas bajas de esta manera se puede reemplazar alguna corriente del Tren de Precalentamiento Atmosférico para reubicarlo antes del horno y poder disminuir su carga.

El objetivo es disminuir los servicios de calentamiento y enfriamiento, y por ende los costos de operación.

CAPÍTULO VI.-PROPUESTAS DE REESTRUCTURACIÓN

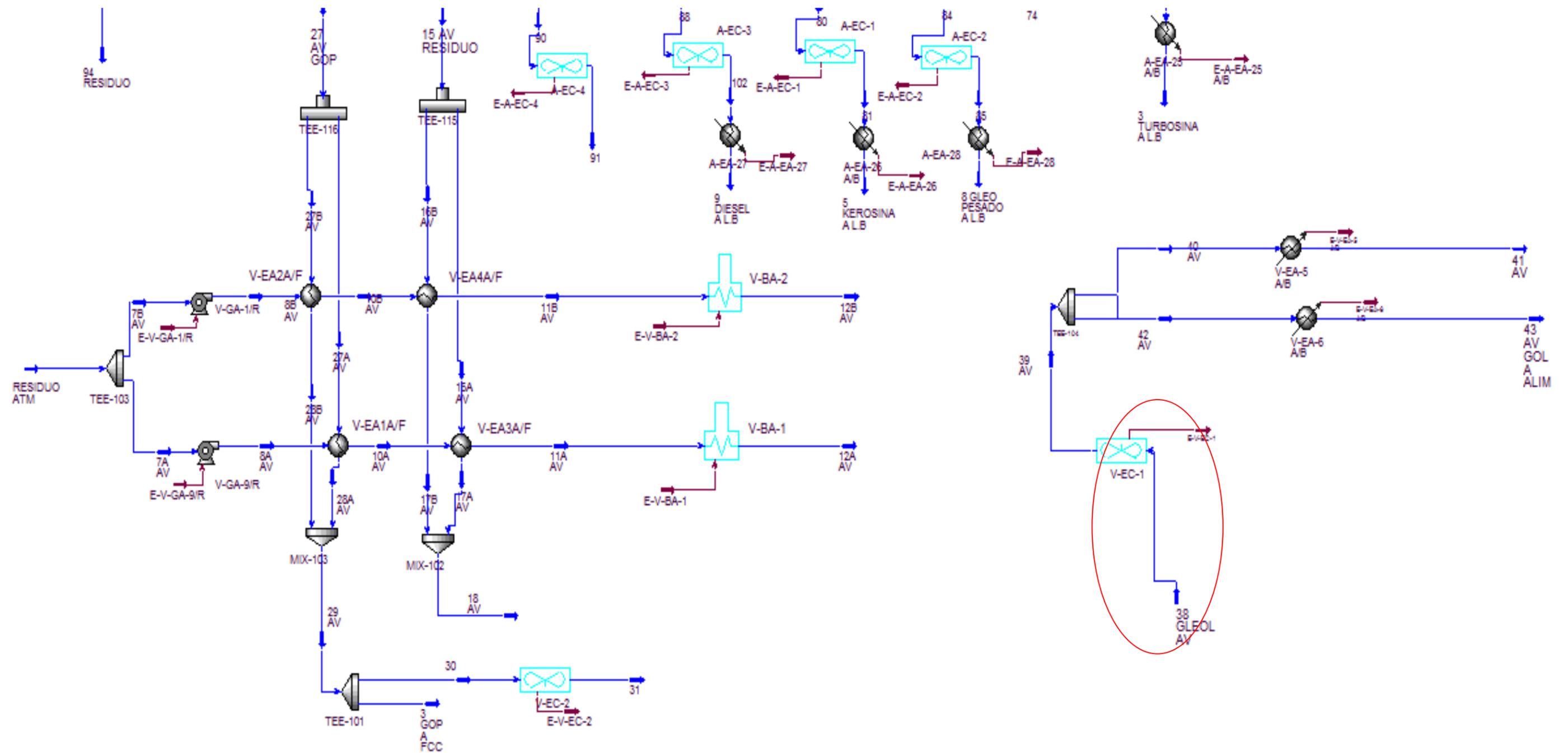
CAPÍTULO VI.-PROPUESTAS DE REESTRUCTURACIÓN

Actualmente a la entrada de las desaladoras se tiene temperaturas por arriba de 302 °F, esto ocasiona que los intercambiadores AE-5, AE-6, AE-11 y AE-12 se encuentren operando con bypass para bajar la temperatura a 276 °, esto constituye un parámetro limitante y a la vez un área de oportunidad para las propuestas de reestructuración. Para la sección de vacío se tiene que los intercambiadores VEA-3 y VEA-4 emplean residuo de vacío para llevar a cabo la transferencia de calor, producto que dado el arreglo actual pasa a través de la coraza y el residuo atmosférico a través de los tubos, lo cual ocasiona continuos requerimientos de limpieza, además el Gasóleo ligero de vacío actualmente no se aprovecha para calentar alguna corriente de proceso. De acuerdo a la red de intercambio actual, el análisis Pinch resultó que es posible reducir un 50.5% los servicios de calentamiento y eliminar por completo los servicios de enfriamiento (idealmente o requerimientos target), sin embargo se tuvo que considerar ciertas restricciones en cuanto a la operación

- ✓ La Temperatura de entrada a las desaladoras debe situarse en un rango de 266 °F-276 °F, para este estudio se consideró 276°F como temperatura objetivo.
- ✓ La Temperatura recomendada para las torres de despunte es de 432 °F.

Teniendo en cuenta lo anterior se realizaron tres propuestas de modificación a la red Actual, a continuación se presentan y al final se hace una comparación de las 3 para determinar la propuesta de mayor factibilidad.

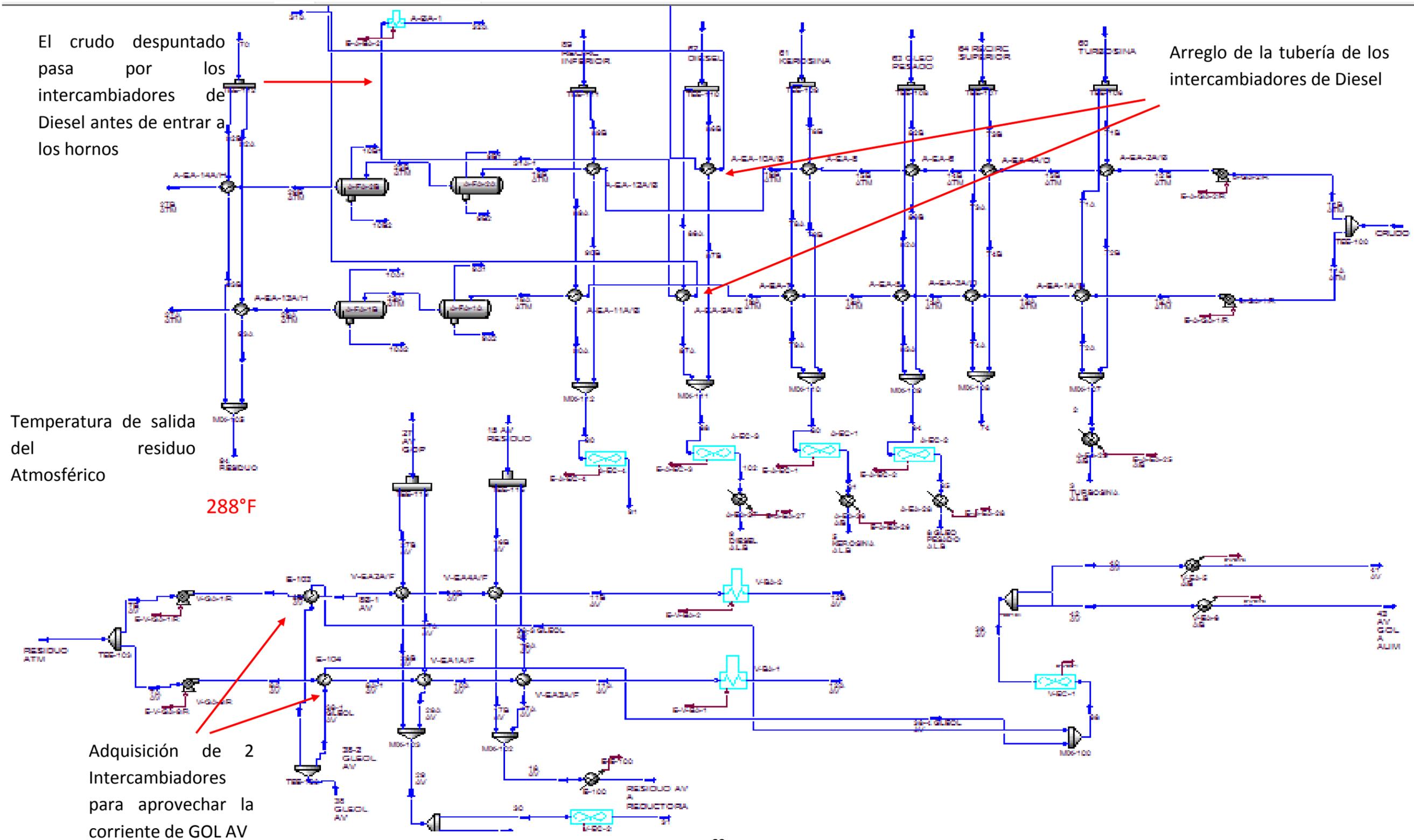
Sección de Vacío



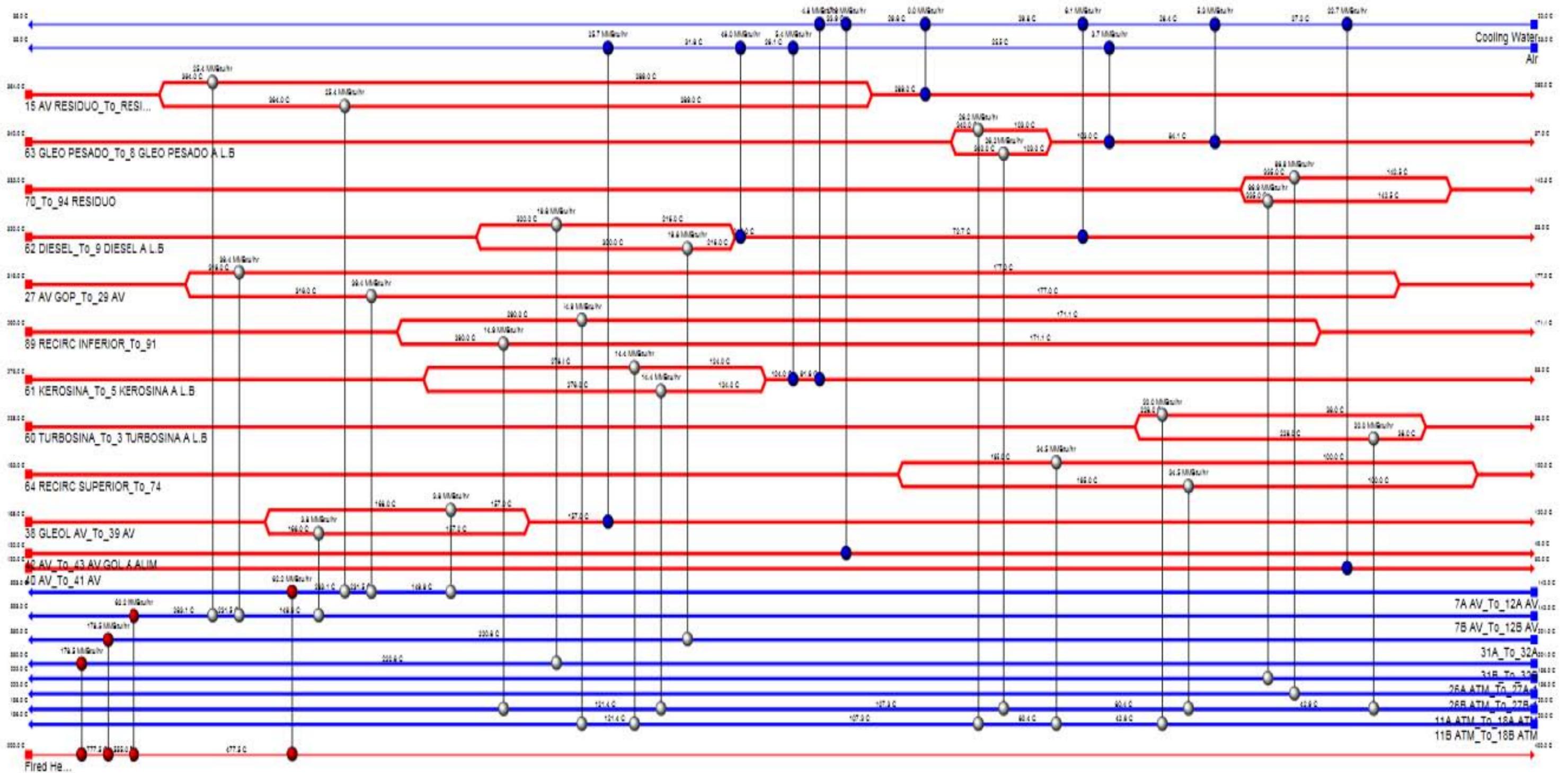
Actualmente se tiene una distribución de los fluidos en tubo y coraza en los intercambiadores VEA-3 y VEA-4, lo cual ocasiona limpiezas continuas y la corriente de gasóleo ligero no se utiliza como corriente de intercambio.

6.1.- PROPUESTA 1

Esta propuesta consiste en aprovechar los intercambiadores de Diesel para aumentar la temperatura de entrada a los hornos y utilizar la corriente de Gasóleo ligero AV a la entrada del tren de vacío.



A continuación se presenta la malla obtenida para la Propuesta 1, como se observa las líneas se encuentran sólidas lo cual indica que todos los requerimientos fueron cubiertos



Se obtuvieron los siguientes resultados para la Propuesta 1:

Network Performance		
	HEN	% of Target
Heating [MMBtu/hr]	481.5	139.9
Cooling [MMBtu/hr]	137.4	INF

PROPUESTA 1						
EQUIPO	AREA m ² CALCULADA	ÁREA REQUERIDA m ²	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	LMTD	DT MIN HOT	DT MIN COLD
AEA-1A/B	1223	261.8	19.98	71.4	185	18
AEA-2A/B	1223	261.8	19.98	71.4	185	18
AEA-3A-D	1130		34.55	81.2	115	57
AEA-4A-D	1130		34.55	81.2	115	57
AEA-5	637	319.0	26.24	87.3	233	23
AEA-6	637	319.0	26.24	87.3	233	23
AEA-7	343.5		14.43	57.7	155	17
AEA-8	343.5		14.43	57.7	155	17
AEA-9A/B	729.2		19.80	44.2	99	15
AEA-10A/B	729.2		19.80	44.2	99	15
AEA-11A/B	368		12.13	108.9	154	50
AEA-12A/B	368		12.13	108.9	154	50
AEA-13A-H	3602.7		96.87	37.3	113	7
AEA-14A-H	3602.7		96.87	37.3	113	7
V-EA-1A/F	2228		39.42	50.5	84	27
V-EA-2A/F	2228		39.42	50.5	84	27
V-EA-3A/F	1543		25.35	68.5	81	57
V-EA-4A/F	1543		25.35	68.5	81	57
E-100	711		3.82	16.5	18	15
E-101	711		3.82	16.5	18	15

Tabla 24 Resultados Propuesta 1

Los intercambiadores E-100 y E-101 son equipos nuevos, el valor de área requerida representa el área que se necesita aumentar para que el intercambiador trabaje adecuadamente con la carga asignada. en este caso se requiere aumentar el área de intercambio para los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6

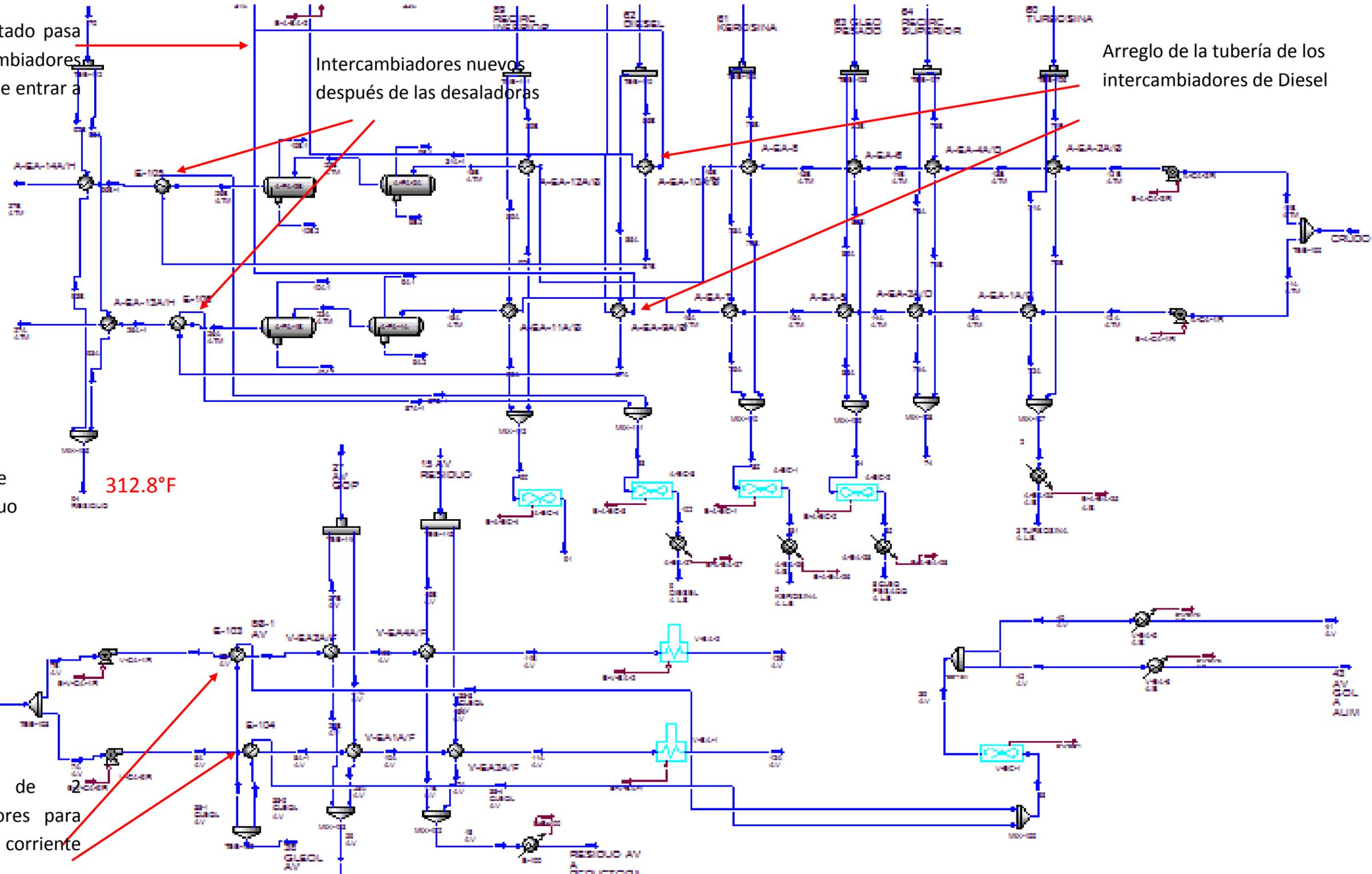
6.2.- PROPUESTA 2

Esta propuesta consiste en aprovechar los intercambiadores de Diesel para aumentar la temperatura de entrada a los hornos, colocar 2 intercambiadores nuevos después de las desaladoras para obtener la temperatura de desalado sin afectar la temperatura del Residuo Atmosférico y utilizar la corriente de Gasóleo ligero AV a la entrada del tren de vacío.

El crudo despuntado pasa por los intercambiadores de Diesel antes de entrar a los hornos

Arreglo de la tubería de los intercambiadores de Diesel

Intercambiadores nuevos después de las desaladoras

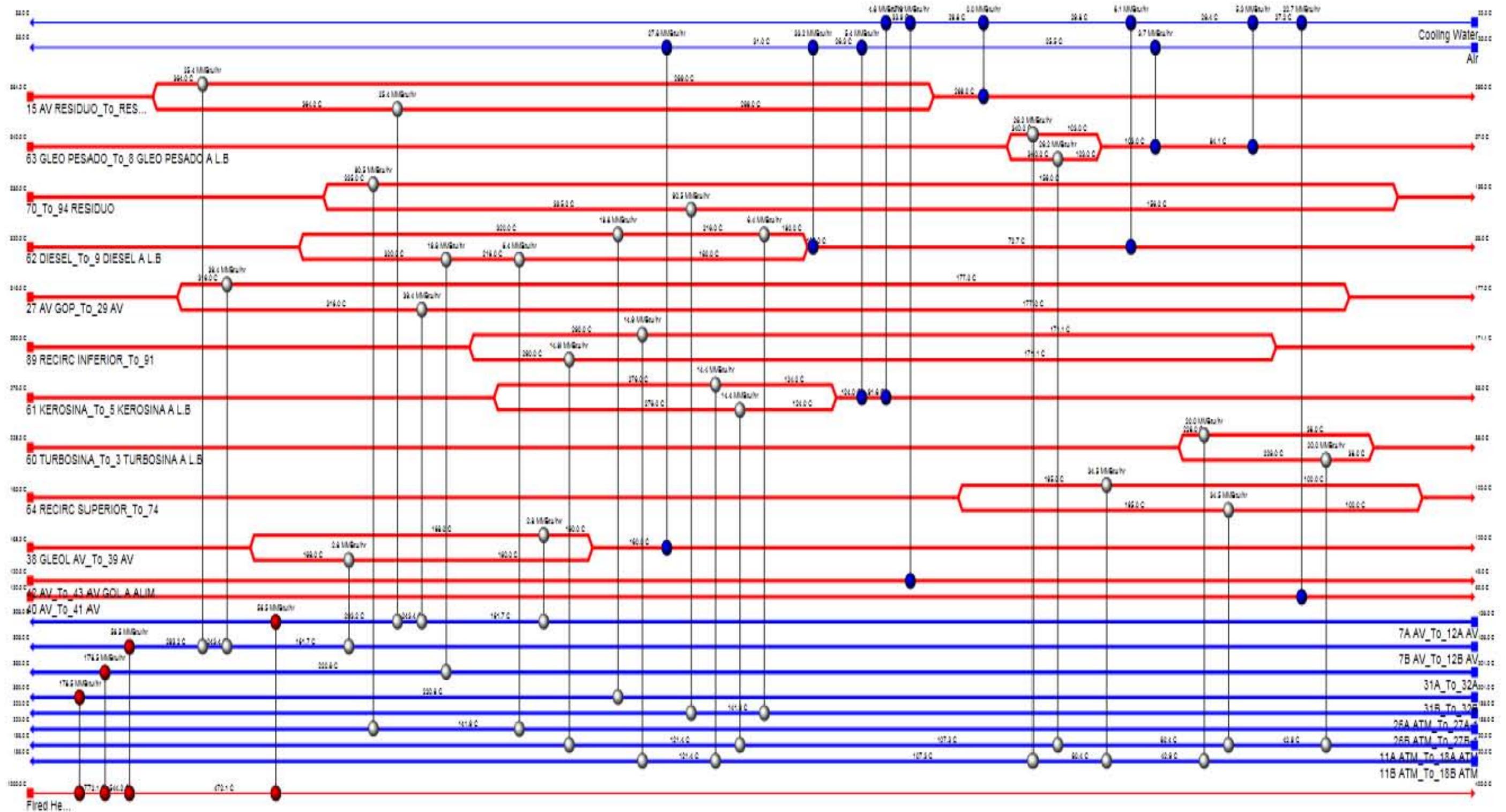


312.8°F

Temperatura de salida del residuo Atmosférico

Adquisición de Intercambiadores para aprovechar la corriente de GOL AV

A continuación se presenta la malla obtenida para la Propuesta 2, como se observa las líneas se encuentran sólidas los cual indica que todos los requerimientos fueron cubiertos



Resultados Propuesta 2

Network Performance		
	HEN	% of Target
Heating [MMBtu/hr]	470.0	136.9
Cooling [MMBtu/hr]	126.6	INF

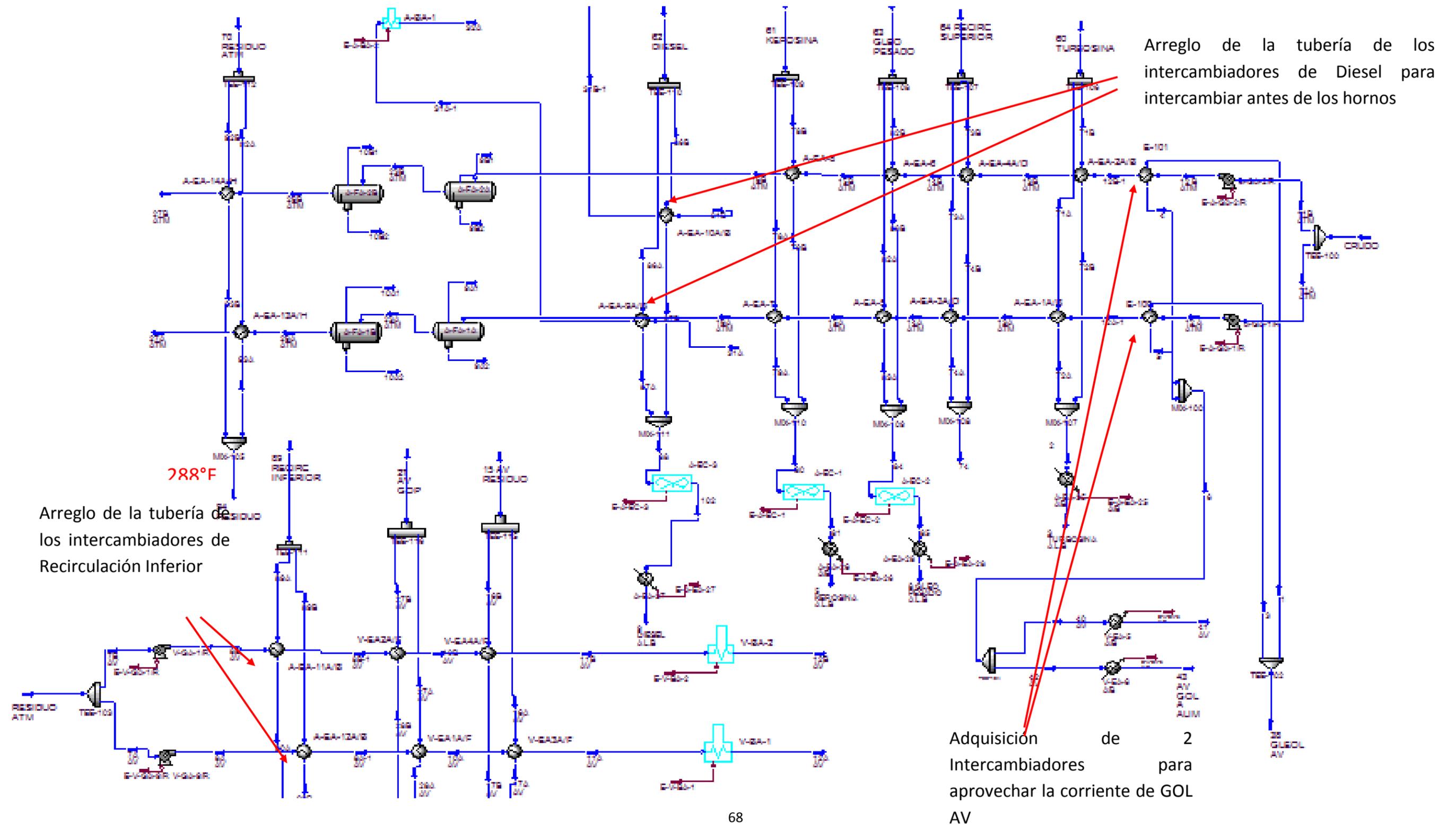
PROPUESTA 2						
EQUIPO	AREA m ² CALCULADA	ÁREA REQUERIDA m ²	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	LMTD	DT MIN HOT	DT MIN COLD
AEA-1A/B	1223	261.83	19.98	71.4	185	18
AEA-2A/B	1223	261.83	19.98	71.4	185	18
AEA-3A-D	1130		34.55	80.4	115	57
AEA-4A-D	1130		34.55	80.4	115	57
AEA-5	685.7	367.6	27.02	72.0	233	23
AEA-6	685.7	367.6	27.02	72.0	233	23
AEA-7	343.5		14.43	57.7	155	17
AEA-8	343.5		14.43	57.7	155	17
AEA-9A/B	729.2		19.80	44.2	99	15
AEA-10A/B	729.2		19.80	44.2	99	15
AEA-11A/B	368		14.95	106.5	154	50
AEA-12A/B	368		14.95	106.5	154	50
AEA-13A-H	3500		90.47	46.7	113	14
AEA-14A-H	3500		90.47	46.7	113	14
V-EA-1A/F	2600		39.42	32.7	73	15
V-EA-2A/F	2600		39.42	32.6	73	15
V-EA-3A/F	1615		25.35	54.5	71	46
V-EA-4A/F	1615		25.35	57.6	71	46
E-100	2100		2.78	5.1	6	4
E-101	2100		2.78	5.1	6	4
E-102	102.3		6.42	57.7	74	44
E-103	102.3		6.42	57.7	74	44

Tabla 25 Resultados Propuesta 2

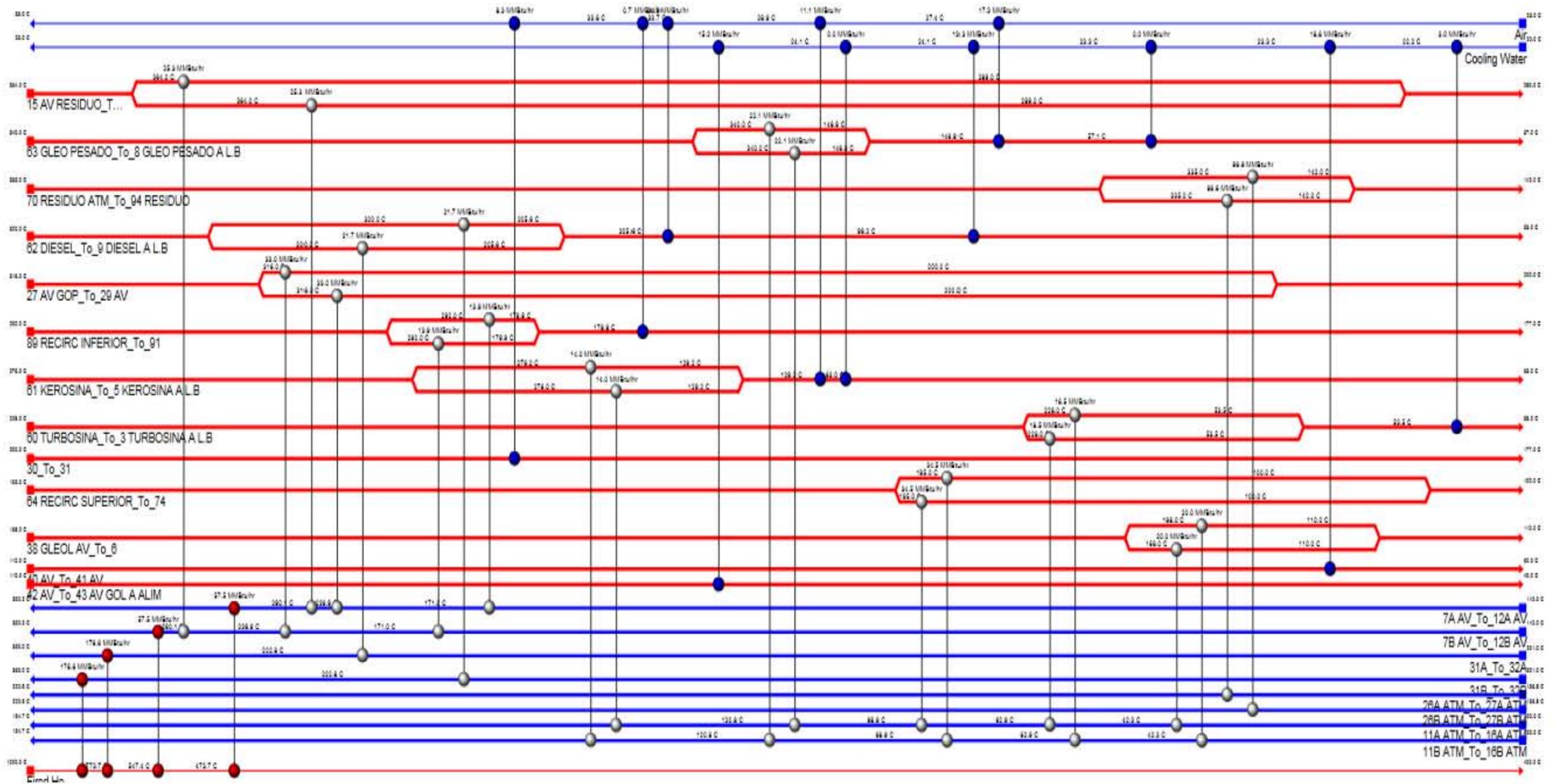
Para esta propuesta se requieren 4 intercambiadores nuevos y aumentar el área de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6

6.3.- PROPUESTA 3

Esta propuesta consiste en combinar las corrientes del tren de la sección atmosférica y la de vacío. Los intercambiadores de Diesel se utilizan para aumentar la temperatura al inicio de los trenes de vacío, y los intercambiadores de la Recirculación Inferior aumentan la temperatura a la entrada de los hornos para la sección atmosférica. Para aprovechar el Gasóleo ligero de vacío se requiere 2 intercambiadores a la entrada del tren de la sección atmosférica.



A continuación se presenta la malla obtenida para la Propuesta 3, como se observa las líneas se encuentran sólidas los cual indica que todos los requerimientos fueron cubiertos



Resultados Propuesta 3

Network Performance		
	HEN	% of Target
Heating [MMBtu/hr]	468.2	135.5
Cooling [MMBtu/hr]	122.6	INF

PROPUESTA 3						
EQUIPO	AREA m ² CALCULADA	ÁREA REQUERIDA m ²	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	LMTD	DT MIN HOT	DT MIN COLD
AEA-1A/B	1500	539	19.4	57.2	165.6	3.6
AEA-2A/B	1500	539	19.4	57.2	166.1	4.1
AEA-3A-D	1308.7		34.5	61.9	96.6	37.6
AEA-4A-D	1308.7		34.5	61.9	97.1	38.1
AEA-5	311.9		22.1	112.6	219.7	48.5
AEA-6	311.9		22.1	112.6	220.1	48.9
AEA-7	345.6		14.0	47.1	141.8	8.7
AEA-8	345.6		14.0	47.1	142.2	9.1
AEA-9A/B	840.3	113.2	24.7	30.3	111.1	33.1
AEA-10A/B	840.3	113.2	24.7	30.3	111.1	33.1
AEA-11A/B	881.6		10.3	70.9	78.6	8.4
AEA-12A/B	881.6		10.3	70.9	78.6	8.4
AEA-13A-H	3900		96.6	34.9	112.8	5.7
AEA-14A-H	3900		96.6	34.9	112.8	5.7
V-EA-1A/F	2563.4		28.2	48.8	50.7	9.1
V-EA-2A/F	2563.4		28.2	48.8	50.7	9.1
V-EA-3A/F	1600		21.8	60.7	56.6	34.7
V-EA-4A/F	1600		21.8	60.7	56.6	34.7
E-100	564.2		18.5	106.9	127.3	94.3
E-101	564.2		18.1	106.9	127.8	95.7

Tabla 26 Resultados Propuesta 3

Para esta propuesta se requieren 2 intercambiadores nuevos y aumentar el área de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-9 y AEA-10

6.4.- COMPARACIÓN DE LOS RESULTADOS

A continuación se presenta una comparación de los resultados obtenidos.

AHORRO ENERGÉTICO

	HEATING	COOLING	UNIDAD
Caso Base	539.70	181.10	MMBTU/hr
Propuesta 1	481.50	137.40	MMBTU/hr
Propuesta 2	470.00	126.60	MMBTU/hr
Propuesta 3	468.20	122.60	MMBTU/hr

Tabla 27 Comparación de los Resultados Servicios

INTERCAMBIADORES DE SERVICIO					PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
EQUIPO	SERVICIO	FLUIDO TUBOS	Q TOTAL MMBTU/HR DISEÑO	Q TOTAL MMBTU/HR ACTUAL	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	Q TOTAL MMBTU/HR ACTUAL
AEA-25A/B	ENFRIADOR DE TURBOSINA	AGUA	25.15	2.09	0.00	0.00	2.98
A-EC-2	1ER ENFRIADOR DE GOPP	AIRE	12.06	6.15	6.72	6.72	17.31
AEA-28	2DO. ENFRIADOR DE GOPP	AGUA	1.60	5.26	0.00	0.00	0.00
A-EC-1	1ER ENFRIADOR DE KEROSINA	AIRE	10.47	5.40	9.72	9.72	11.09
A-EA-26A/B	2DO. ENFRIADOR DE KEROSINA	AGUA	2.71	4.16	0.00	0.00	0.00
A-EC-3	1ER ENFRIADOR DIESEL	AIRE	30.15	26.03	45.34	32.72	28.86
A-EA-27	2DO. ENFRIADOR DIESEL	AGUA	3.70	6.07	6.07	6.07	19.34
V-EA-5A/B	ENFRIADOR DE REFLUJO DE GLEOL AV	AGUA	21.03	22.73	22.73	22.73	18.77
V-EA-6A/B	ENFRIADOR DE GLEOL AV	AGUA	8.17	17.81	17.81	17.81	15.17
V-EC-1	1ER. ENFRIADOR DE GLEOL AV	AIRE	76.20	33.33	25.44	25.44	0.00
V-EC-2	ENFRIADOR DE GLEOP AV	AIRE	17.14	12.06	0.00	0.00	8.34

Tabla 28 Comparación de los Resultados Equipos

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO				PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
EQUIPO	SERVICIO	Q TOTAL MMBTU/HR DISEÑO	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA ACTUAL	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA	Q TOTAL MMBTU/HR CALCULADA
A-BA-1	CALENTADOR DE CRUDO DESP.	239.3	198.3	178.30	178.30	176.60
A-BA-2	CALENTADOR DE CRUDO DESP.	239.3	198.3	178.30	178.30	176.60
V-BA-1	CALENTADOR DE RESIDUO ATM	94.44	71.5	61.50	55.40	57.50
V-BA-2	CALENTADOR DE RESIDUO ATM	94.44	71.5	61.50	55.40	57.50

Tabla 29 Comparación de los Resultados Calentadores

A continuación se presenta la curva de Área vs Energía, la cual indica la factibilidad de las propuestas, como se puede observar las 3 propuestas resultan factibles, sin embargo se tienen que realizar la estimación en cuanto a la cantidad de energía ahorrada y el monto de la inversión para cada propuesta

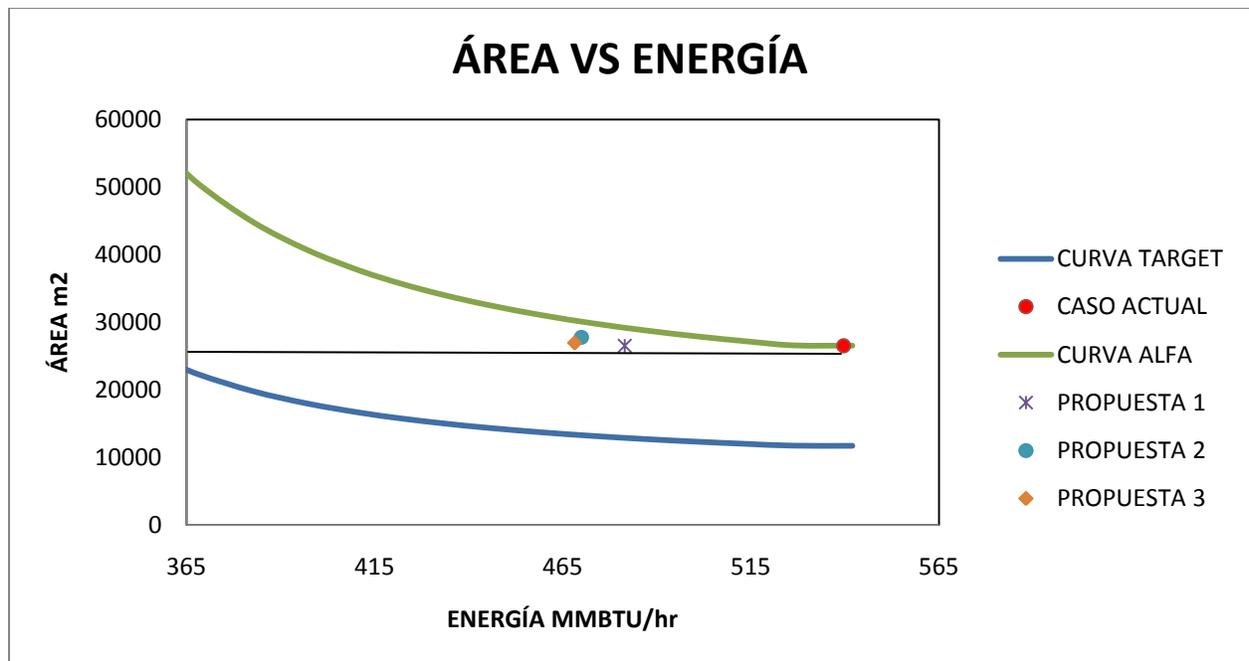


Figura 26 Curva Área vs Energía

Cabe mencionar que para la estimación del ahorro para cada propuesta se consideraron los siguientes costos del catálogo de precios proporcionado por PEMEX:

CONCEPTO	COSTO	UNIDAD
COMBUSTÓLEO	67.56	\$ U.S/Barril
AGUA CRUDA	0.0021	\$ U.S/Galón

ESTIMACIÓN DE COSTO DE LOS INTERCAMBIADORES

El método más preciso para determinar los costos de equipo se obtiene de una cotización de los proveedores o fabricantes. Frecuentemente los fabricantes realizan estimaciones rápidas y cotizan determinando un tiempo corto para respetar los precios. La segunda forma de tener un estimado es considerar el costo de pedidos pasados. Cuando se requiere el costo para un nuevo equipo, los precios deben corregirse con un factor apropiado. La información sobre costos de equipos se publica en varias revistas de ingeniería. La referencia más importante durante los últimos años se refiere al trabajo realizado por Guthrie (1969) y por Peters, Timmerhaus y West (2003).

El proceso de estimación tiene dos pasos generales:

- a) La estimación del costo base de las unidades de equipo
- b) El uso de factores de experiencia para incluir los accesorios adicionales para la operación de estos equipos de proceso.

Método de Guthrie

Guthrie publicó en 1969 una de las mejores recopilaciones que se tienen sobre estimaciones de costos. Para el manejo de esta información, se divide la Planta en módulos. Esta técnica se usa para estimar el costo de una unidad instalada o una Planta instalada. La información del artículo se basó en datos de 42 proyectos de plantas de proceso. Varios trabajos en el área de síntesis de procesos, por ejemplo, han usado este método para sus evaluaciones económicas. Para una estimación actual de algún equipo en particular, se recomienda consultar la revista *Chemical Engineering*, donde se publican con frecuencia métodos de estimaciones de inversiones de diferentes tipos de equipos de procesos.

Aunque el trabajo de Guthrie incluye la posibilidad de estimar módulos como edificios, oficinas administrativas, terrenos y desarrollo del lugar, los módulos de equipo de proceso son los que representan el mayor interés y utilidad. Los módulos de equipo consisten de una combinación de varios elementos de costo, tales como:

- ✓ Costo de equipo (fob)
- ✓ Material directo
- ✓ Mano de obra directa en campo
- ✓ Costo directo de material y mano de obra
- ✓ Costos indirectos
- ✓ Costos del módulo desnudo
- ✓ Costo del módulo total

La estimación del costo de un módulo de equipo de proceso representa el costo de la construcción del equipo (intercambiador de calor, bomba, columna, etc.) y el costo de material, mano de obra e indirectos necesarios para instalar el equipo en un circuito de proceso químico.

El método comienza con la estimación de un costo base en función de alguna dimensión del equipo. Ese costo base implica acero al carbón como material de construcción, una geometría base del equipo, una presión de operación moderada y un año base 1968. Ese costo debe corregirse luego al incorporar los datos de material de construcción, geometría, presión y año para la estimación del equipo deseado. Los costos base para varios equipos de proceso se muestra en la siguiente figura y para cada módulo se incluyen tablas que contienen ecuaciones básicas de estimación de inversiones, así como los valores de factores de ajuste respectivos.

UNIDAD	FACTOR DE MODULO
HORNOS DE PROCESO	2.30
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO	2.30
INTERCAMBIADORES DE CALOR	3.39
ENFRIADORES DE AIRE	2.54
RECIPIENTES VERTIACLES	4.34
RECIPIENTES HORIZONTALES	3.29
BOMBAS	3.48
COMPRESORES	3.21

Figura 27 Factores de Ajuste Equipos

Algoritmo del método

- a) Obtener el costo base para una geometría base, acero al carbón y 1968, C_b
- b) Ajustar el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y material de construcción. Se obtiene el costo C_{fob} , que implica que no se incluyen costos de transporte y por la base de datos usados este costo se aplica al año 1968.
- c) Para obtener el costo del módulo:
 - ✓ Usar el factor del módulo desnudo: $C_b \times \text{factor} = C_{md}$
 - ✓ Sumar diferencia entre la unidad deseada y la base:
 - ✓ $C_{md} + (C_{fob} - C_b) = C_{mda}$
 - ✓ Ajusta el costo hacia el año deseado usando índices de costos como los del Chemical Engineering
 - ✓ Añadir contingencias. Guthrie recomienda usar un factor de 15%
 - ✓ $C_{modulo} = 1.15 C_{mda}$

PROPUESTA 1

INTERCAMBIADOR E-100 Y 101	
Área calculada ft2=	7,653.20
Costo base \$ =	30,000.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	102,300.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	101,700.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	174,000.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	880,559.37
Costo +15% contingencias \$=	1,012,643.27

INTERCAMBIADOR AEA-1A/B Y 2A/B	
Área calculada ft2=	2,820.17
Costo base \$ =	10,000.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	34,100.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	33,900.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	58,000.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	293,519.79
Costo +15% contingencias \$=	337,547.76

INTERCAMBIADOR AEA-5 Y 6	
Área calculada ft2=	3,433.72
Costo base \$ =	11,000.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	37,510.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	37,290.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	63,800.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	322,871.77
Costo +15% contingencias \$=	371,302.53

Tabla 30 Propuesta 1 Inversión

COSTO TOTAL DE INVERSION = 3'442,987.12 \$U.S.

AHORRO = 9'629,397.37 \$ U.S./AÑO

TIEMPO DE RETORNO = 0.36 AÑO (5 MESES)

INDICE SOLOMON = 1.39

PROPUESTA 2

INTERCAMBIADOR E-100 Y 101		INTERCAMBIADOR E-102 Y 103	
Área calculada ft2=	22,604.40	Área calculada ft2=	1,097.93
Costo base \$ =	85,000.00	Costo base \$ =	9,000.00
Factores de ajuste		Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00	Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.25	Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10	Fm (acero al carbon/monel)=	2.50
Costo ajustado (fob) \$ =	329,375.00	Costo ajustado (fob) \$ =	24,750.00
Factor de modulo=	3.39	Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	288,150.00	Costo modulo (md) \$ =	30,510.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	532,525.00	Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	46,260.00
Indice 1969=	113.70	Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40	Indice 2008=	575.40
Costo=	2,694,941.82	Costo=	234,107.34
Costo +15% contingencias \$=	3,099,183.09	Costo +15% contingencias \$=	269,223.44

INTERCAMBIADOR AEA-1A/B Y 2A/B		INTERCAMBIADOR AEA-5 Y 6	
Área calculada ft2=	2,820.17	Área calculada ft2=	3,961.15
Costo base \$ =	10,000.00	Costo base \$ =	11,000.00
Factores de ajuste		Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00	Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.25	Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10	Fm (acero al carbon/monel)=	2.50
Costo ajustado (fob) \$ =	38,750.00	Costo ajustado (fob) \$ =	30,250.00
Factor de modulo=	3.39	Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	33,900.00	Costo modulo (md) \$ =	37,290.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	62,650.00	Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	56,540.00
Indice 1969=	113.70	Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40	Indice 2008=	575.40
Costo=	317,051.98	Costo=	286,131.19
Costo +15% contingencias \$=	364,609.78	Costo +15% contingencias \$=	329,050.87

Tabla 31 Propuesta 2 Inversión

COSTO TOTAL DE INVERSION = 8'124,134.34 \$U.S.

TIEMPO DE RETORNO = 0.69 AÑO (8.5 MESES)

AHORRO = 11'736,243.47\$U.S./AÑO

INDICE SOLOMON = 1.67

PROPUESTA 3

INTERCAMBIADOR E-100 Y 101	
Área calculada ft2=	6,070.90
Costo base \$ =	11,800.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	40,238.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	40,002.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	68,440.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	346,353.35
Costo +15% contingencias \$=	398,306.35

INTERCAMBIADOR AEA-1A/B Y 2A/B	
Área calculada ft2=	5,791.03
Costo base \$ =	11,200.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	38,192.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	37,968.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	64,960.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	328,742.16
Costo +15% contingencias \$=	378,053.49

INTERCAMBIADOR AEA-9A/B Y 10A/B	
Área calculada ft2=	1,216.33
Costo base \$ =	9,500.00
Factores de ajuste	
Fd (cabezal flotante)=	1.00
Fp (250 psi)=	0.10
Fm (acero al carbon/monel)=	3.10
Costo ajustado (fob) \$ =	32,395.00
Factor de modulo=	3.39
Costo modulo (md) \$ =	32,205.00
Costo modulo ajustado para 1696 \$ =	55,100.00
Indice 1969=	113.70
Indice 2008=	575.40
Costo=	278,843.80
Costo +15% contingencias \$=	320,670.37

Tabla 32 Propuesta 3 Inversión

COSTO TOTAL DE INVERSION = 2'194,060.42 \$U.S

AHORRO = 12'283,759.26 \$U.S/AÑO

TIEMPO DE RETORNO = 0.18 AÑO (2.16 MESES)

INDICE SOLOMON = 1.71

CAPÍTULO VII.-CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CAPÍTULO VII.-CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La aplicación del análisis Pinch indica que el problema consiste en un caso particular de red conocida como threshold o de umbral, en la cual alguno de los servicios de calentamiento o enfriamiento desaparece y para ser resuelto sólo se requiere alguno de los servicios pero no ambos. Para el caso de la Sección Atmosférica y de Vacío de la Refinería Tula los servicios que se requieren son de calentamiento.

El análisis Pinch de la red actual muestra que se utiliza 539.7 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y 181.1 MMBTU/hr de servicios de enfriamiento para llevar a cabo la operación de la Sección primaria y de Vacío 2, sin embargo si idealmente se utiliza toda la energía disponible de las corrientes de proceso se tendría que sólo se requiere 358.5 MMBTU/hr de servicios de calentamiento y ningún servicio de enfriamiento. Estos representan los servicios target que el simulador proporciona por preterminado e indica un área de oportunidad de 50.5% para un mejor aprovechamiento de la energía en la red de intercambio actual.

La aplicación del análisis Pinch permite situar las propuestas en un área termodinámicamente factible, sin embargo se debe tener en cuenta las restricciones mismas del proceso en cuestión operativa o de inversión para proponer las posibles modificaciones a la red. Para este caso la temperatura de desalado 276.8°F y de despunte 431.6°F fueron restricciones para establecer las propuestas. Queda por analizar si las modificaciones en líneas de tubería son posibles de acuerdo al diseño que se tiene.

Durante el procesamiento de la información se observó que los intercambiadores tienen un % de sobrediseño que va desde un 3 hasta un 18%. Esto proporcionó un margen para la asignación de cargas en las futuras propuestas de red, es decir es posible aumentar las cargas de los intercambiadores sin que se requiera la instalación de tubos e incluso carcasas nuevas.

Actualmente a la entrada de las desaladoras se tiene temperaturas por arriba de 302 °F, esto ocasiona que los intercambiadores AE-5, AE-6, AE-11 y AE-12 se encuentren operando con bypass para bajar la temperatura a 276 °, esto constituye un parámetro limitante y a la vez un área de oportunidad para las propuestas de reestructuración. Para la sección de vacío se tiene que los intercambiadores VEA-3 y VEA-4 emplean residuo de vacío para llevar a cabo la transferencia de calor, producto que dado el arreglo actual pasa a través de la coraza y el residuo atmosférico a través de los tubos, lo cual ocasiona continuos requerimientos de limpieza, además el Gasóleo ligero de vacío actualmente no se aprovecha para calentar alguna corriente de proceso.

La Propuesta 1 contempla un arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel antes de entrar al horno a fuego directo, se requiere 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección de vacío para aprovechar la corriente de GOL AV que actualmente no se utiliza y se requiere aumentar el área de intercambio de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6.

Para la Propuesta 2 se requiere 2 cambiadores nuevos después de las desaladoras para seguir aprovechando la energía de las corrientes de Diesel, con esto se logra que la temperatura de salida del

Residuo atmosférico se mantenga en 312.8 °F, lo cual disminuye la carga del tren de vacío, se mantiene el arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel y 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección de vacío para aprovechar la corriente de GOL AV, también se requiere aumentar el área para los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-5 y AEA-6.

La propuesta 3 presenta un arreglo combinado, se requiere 2 intercambiadores nuevos al inicio de la sección atmosférica utilizando la corriente de GOL AV para el intercambio, se requiere un arreglo de tubería para que el crudo despuntado pase por los intercambiadores de Diesel antes de ir a los hornos de fuego directo y los intercambiadores de Recirculación inferior se ocupan para el inicio de la sección de vacío, también se requiere aumentar el área de los equipos AEA-1A/B, AEA-2A/B, AEA-9 y AEA-10.

La tabla comparativa resume los costos de inversión estimados por el método Guthrie y el ahorro en los servicios requerido proyectado a un año, como puede observarse, la propuesta 3 presenta un tiempo de recuperación de la inversión menor, sin embargo el hecho de realizar el arreglo para combinar las secciones podría ser poco factible, de ser así la propuesta 1 resulta una buena alternativa. Cabe mencionar que la estimación de costos se realizó de manera muy sencilla, si se quiere llevar a cabo alguna de las propuestas presentadas, se recomienda un análisis más detallado para la estimación de los costos de inversión.

	AHORRO \$	INVERSIÓN \$	TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN AÑO
PROPUESTA 1	9,629,397.37	3,442,987.12	0.36
PROPUESTA 2	11,736,243.47	8,124,134.34	0.69
PROPUESTA 3	12,283,759.26	2,194,060.42	0.18

CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA

CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA

- ✓ Grande Mejía Gustavo, Integración Térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación del crudo de la Refinería de Tula Hidalgo, 1997, Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Pachó Carrillo Juan Daniel, Integración térmica del tren de precaliente de crudo del la Planta Combinada #1 de la refinería Tula Hidalgo, 1995, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Escobar Barrera Felipe de Jesús, Integración térmica de la carga a la Planta de coquización retardada de la refinería Ing. Héctor r. Lara Sosa de Cadereyta N.L., 1996, Tesis de maestría, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Perea López Edgar, Simulación e integración térmica de la Planta de Etileno de la Cangrejera Veracruz, 1994, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Macuil Kobles Guadalupe, Análisis del comportamiento de la Planta Combinada No. 1 de la refinería Tula, para el manejo del crudo (maya), 2007, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Strassburguer Sayago Delia, Simulación de la Planta Combinada 1 de la Refinería Miguel Hidalgo, 1998, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Ocampo Barrera René, Aplicación de la síntesis y Simulación de Procesos al mejoramiento de la Planta de destilación atmosférica Tula II, 1992, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Segoviano Murillo Selene Inés, Análisis de la Refinería Miguel Hidalgo de Tula utilizando Petroplan, 2006, Tesis de licenciatura, Universidad Autónoma de México.
- ✓ Health and Environmental Affairs Department API Publication number 311, Environmental Design Considerations for Petroleum Refining Crude Processing Units, 1993, Houston Texas.
- ✓ Russell F Dun, M.M El Halwagi, Review Integration Tecnology review background and applications in the chemical process industry, Journal of Chemical Technology and Biotechnology, 2003.
- ✓ Robin Smith, Chemical Process-Design and Integration, McGrawHill, pp. 169-178, 2005.
- ✓ M.M. El-Halwagi, Pollution Prevention through process integration academic press, 1997.
- ✓ M.M. El-Halwagi, Process Integration, 2006.
- ✓ A.Mahmound, M. Shuhaimi, M. Abdel, A combined process integration and fuel switching strategy for emissions reduction in chemical plants, Journal homepage: www.elsevier.com, Enero 2009

- ✓ I Ch. E, User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy, 1982.
- ✓ Tjoe T.,N., and B., Linnhoff, " Using pinch technology for process retrofit ", Chem. Eng., April 28, 1986.
- ✓ Linnhoff B., D.,R., Mason and I.,Wardle, " Understanding heat exchanger networks ", Comp. and Chem. Eng., 3, 295, 1979.
- ✓ Behrenbruch, P., Dedigama, T., Classification and characterization of crude oils based in distillation properties., Journal of Petroleum Science and Engineering., 57, pp. 166-180, 2007.
- ✓ Riazi, M. R., Al-Adwani, H.A., Bishara, A., The impact of characterization methods on properties of reservoir., fluids and crude oils: options and restrictions, Journal of Petroleum Science and Engineerin, 42, pp. 195-207, 2004.
- ✓ Tarifa, E.E., et al, Using commercial simulators for determining flash distillation curves for petroleum fractions, Revista de Ingeniería e Investigación, Vol. 28 No. 1, 50-56 pp., Abril 2008.
- ✓ Manuales del Simulador Aspen-HYSYS y Aspen Energy Analyzer.
- ✓ PEMEX (Superintendencia de Proceso Refinería Miguel Hidalgo) Manual de operación de la Planta Combinada #2 de la Refinería Miguel Hidalgo, Tula Hidalgo.

LISTA DE IMÁGENES Y TABLAS

Figura 1 Representación ΔT_{min} de Temperatura	6
Figura 2 Diagrama de Cascada	9
Figura 3 Diagrama de Cascada Remanentes	9
Figura 4 Localización del Punto Pich	10
Figura 5 Representación Ciclo	12
Figura 6 Representación Ruta	12
Figura 7 Curvas Compuestas a un ΔT_{min}	13
Figura 8 Gráfica NMU por medio de las Curvas Compuestas	14
Figura 9 Gran Curva Compuesta	16
Figura 10 Representación Eficiencia del Área Existente en la Red	17
Figura 11 Regiones de Diseño	18
Figura 12 Columna Atmosférica A-DA-3	34
Figura 13 Agotadores de Columna Atmosférica A-DA-3	34
Figura 14 Tren de Pre calentamiento Sección Atmosférica	35
Figura 15 Columna de Vacío	35
Figura 16 Extracciones Columna de Vacío	37
Figura 17 Tren de Pre calentamiento Sección de Vacío	37
Figura 18 Nuevo Proyecto Aspen Energy Analyzer	50
Figura 19 Extracción de Datos de una Simulación Previa	50
Figura 20 Diagrama de Flujo Tren Atmosférico y Vacío	52
Figura 21 Requerimientos de Energía Target	53
Figura 22 Malla Correspondiente al Caso de Operación Actual	54
Figura 23 Curvas Compuestas Target	55
Figura 24 Gran Curva Compuesta Target	55

Figura 25 Representación del Intercambio entre Corrientes Frías y Calientes Operación Actual	58
Figura 26 Curva Área vs Energía	72
Figura 27 Factores de Ajuste Equipos	74
Tabla 1 Tabla Problema Corrientes de Proceso	7
Tabla 2 Balance de Energía para un Conjunto de Corrientes	8
Tabla 3 Cortes de Destilación Atmosférica	22
Tabla 4 Composición Fracciones Ligeras	31
Tabla 5 Tabla TBP	31
Tabla 6 Condiciones de Operación Columna Atmosférica	33
Tabla 7 Condiciones de Operación Columna de Vacío	35
Tabla 8 Perfil de Temperatura Columna Atmosférica A-D-3	37
Tabla 9 Perfil de Temperatura Columna de Vacío V-DA-1	38
Tabla 10 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasolina	39
Tabla 11 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Turbosina	40
Tabla 12 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Kerosina	41
Tabla 13 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Diesel	42
Tabla 14 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Pesado	43
Tabla 15 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Ligero AV	44
Tabla 16 Comparación Destilaciones ASTM vs HYSYS Gasóleo Pesado AV	45
Tabla 17 Comparación de Flujos de Actuales vs HYSYS	46
Tabla 18 Corrientes Involucradas en la Red Actual Sección Atmosférica y Vacío	47
Tabla 19 Intercambiadores Proceso-Proceso	48
Tabla 20 Intercambiadores de Servicio	49
Tabla 21 Intercambiadores a Fuego Directo	49
Tabla 22 Cargas y Temperaturas de Operación Actual	56

Tabla 23 Comparación del Área de Diseño y Calculada	57
Tabla 24 Resultados Propuesta 1	64
Tabla 25 Resultados Propuesta 2	67
Tabla 26 Resultados Propuesta 3	70
Tabla 27 Comparación de los Resultados Servicios	71
Tabla 28 Comparación de los Resultados Equipos	71
Tabla 29 Comparación de los Resultados Calentadores	72
Tabla 30 Propuesta 1 Inversión	75
Tabla 31 Propuesta 2 Inversión	76
Tabla 32 Propuesta 3 Inversión	77