



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

---

---

PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN  
INGENIERÍA

FACULTAD DE QUÍMICA

APLICACIÓN DE INTEGRACIÓN DE PROCESOS AL  
ANÁLISIS Y GENERACIÓN DE PROPUESTA DE  
MEJORA A LA PLANTA COMBINADA 1 DE LA  
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

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 :

ING. CLAUDIA MARGARITA ALONSO GÓMEZ

TUTOR:

ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO

2010





Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: M.I. Grande Mejía Gustavo  
Secretario: M.I. Ortiz Ramirez Jose Antonio  
Vocal: Dr. Vizcaino Garcia Fidel  
1<sup>er.</sup> Suplente: Dr. Roquero Tejeda Pedro  
2<sup>do.</sup> Suplente: Ing. Montiel Maldonado Celestino

Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA  
FACULTAD DE QUÍMICA  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**TUTOR DE TESIS:**

**ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO**

**SUSTENTANTE:**

**ING. CLAUDIA MARGARITA ALONSO GÓMEZ**

The engineer is the key figure in the material progress of the world. It is his engineering that makes a reality of the potential value of science by translating scientific knowledge into tools, resources, energy and labor to bring them into the service of man. To make contributions of this kind the engineer requires the imagination to visualize the needs of society and to appreciate what is possible as well as the technological and broad social age understanding to bring his vision to reality.

Sir Eric Ashby

Para mi familia

## **AGRADECIMIENTOS**

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México, por las facilidades prestadas para el desarrollo y realización de este trabajo.

Refinería Miguel Hidalgo, por la aportación de los datos necesarios para la elaboración de este trabajo.

Ing. Celestino Montiel Maldonado, por el apoyo incondicional y su invaluable aportación para la elaboración de este trabajo.

Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología por el apoyo otorgado para el desarrollo de este trabajo a través del Programa de formación de científicos y tecnólogos.

## CONTENIDO

	<b>Página</b>
Resumen	
CONTENIDO	I
Índice de tablas	IV
Índice de figuras	VI
CÁPITULO I	1
1. INTRODUCCIÓN	1
CÁPITULO II	3
2. OBJETIVOS	3
2.1. Objetivo general	3
2.2. Objetivos específicos	3
CÁPITULO III	4
3. ANTECEDENTES	4
3.1. Sistema Nacional de Refinación (SNR)	4
3.1.1. Retos para la industria nacional de refinación	5
3.2. Refinación de petróleo	5
3.2.1. Fraccionamiento del crudo	8
Destilación a presión atmosférica	8
Destilación a presión de vacío	9
3.3. Síntesis y Análisis de Procesos	11
3.3.1. Síntesis de Procesos	11
3.4. Optimización de procesos	12
3.5. Prevención del impacto ambiental	13
3.5.1. Fuentes de impacto ambiental relativas a la refinación del petróleo	13
Emisiones al aire	13
Aguas residuales	14
3.5.2. Normatividad ambiental aplicada a la industria nacional de refinación	15
3.5.3. Metodología sistemática para la prevención del impacto ambiental	15
3.5.4. Estrategias para disminuir el consumo de agua en proceso	17
3.5.5. Disminución del impacto ambiental al proponer mejoras a las unidades de fraccionamiento de crudo	19
3.6. Integración de procesos	20
3.6.1. Integración energética	20
Tecnología de punto de pliegue	21
Representación de la red en forma de malla	21
Curvas compuestas (CC)	22
Gran Curva Compuestas (GCC)	24
Mínimo número de unidades de intercambio de calor	25
Ciclos y trayectorias	25
Área mínima de intercambio de calor en la red	26

Método de rediseño de una red de intercambio de calor existente	27
Análisis de los intercambiadores de calor existentes	29
Colocación de nuevos intercambiadores de calor	30
Evolución de la red de intercambio de calor	30
3.6.2.Integración de procesos y cambio del combustible utilizado para disminuir las emisiones de gases	30
CAPÍTULO IV	31
4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA 1	31
4.1. Generalidades	31
4.2. Bases de diseño	32
4.3. Descripción del flujo del proceso de acuerdo a diseño	32
4.3.1.Sección atmosférica	32
Trenes de precalentamiento	32
Torres de despunte	34
Calentadores de crudo despuntado	34
Torre de destilación atmosférica	34
Especificaciones de los productos	36
4.3.2.Sección de destilación al vacío	38
Calentador de crudo reducido	38
Torre de destilación al vacío	38
CAPÍTULO V	39
5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA 1	39
5.1. Generalidades	39
5.2. Paquete de propiedades	39
5.3. Caracterización del crudo	40
5.4. Establecimiento de la topología del proceso	42
5.5. Resultados de la simulación	43
5.5.1.Operación diseño	43
5.5.2.Operación actual	52
CAPITULO VI	62
6. INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA PLANTA COMBINADA 1	62
6.1. Análisis de la configuración de la red de intercambio de calor de diseño	62
6.1.1.Propuesta 1 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño	73
Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de diseño	76
6.1.2.Propuesta 2 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño	78
Estimación de costos de inversión para la propuesta 2 del caso de diseño	80
6.1.3.Propuesta 3 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño	81
Estimación de costos de inversión para la propuesta 3 del caso de diseño	83
6.2. Análisis de la configuración de la red de intercambio de calor actual	84
6.2.1.Propuesta 1 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el	

caso de operación actual	94
Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de operación Actual	96
6.2.2.Propuesta 2 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de operación actual	97
Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de operación Actual	99
6.2.3.Propuesta 3 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de operación actual	100
Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de operación Actual	102
CAPITULO VII	103
7. ANÁLISIS DE RESULTADOS	103
7.1. Simulación de la planta combinada 1	103
7.2. Integración térmica de la planta combinada 1	104
7.2.1.Caso de diseño	104
7.2.2.Operación actual	109
CAPITULO VIII	114
8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	114
REFERENCIAS	117
ANEXOS	119

## ÍNDICE DE TABLAS

	<b>Página</b>	
Tabla 1	Procesos típico de una refinería	7
Tabla 2	Separación física de componentes	7
Tabla 3	Rangos TBP de las fracciones primarias típicas	10
Tabla 4	Demanda región centro por producto de petrolífero	31
Tabla 5	Rendimiento de los productos para el crudo Istmo y Poza Rica	32
Tabla 6	Tren de precalentamiento A	33
Tabla 7	Tren de precalentamiento B	33
Tabla 8	Especificaciones de producto correspondientes al crudo Istmo	36
Tabla 9	Especificaciones de producto correspondientes al crudo Poza Rica	37
Tabla 10	Propiedades del crudo para el caso de diseño	40
Tabla 11	Composición de los ligeros del crudo	40
Tabla 12	Ensayo ASTM D86 del crudo para el caso de diseño	41
Tabla 13	Datos de corrientes en el caso de diseño	62
Tabla 14	Equipos en el caso de diseño	63
Tabla 15	Corrientes de proceso en el caso de diseño	64
Tabla 16	Deltas de temperatura para los intercambiadores de calor en el caso de diseño	66
Tabla 17	Curvas compuestas caso base	68
Tabla 18	Curvas compuestas caso base incluyendo naftas ligeras	69
Tabla 19	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño	71
Tabla 20	Cargas energéticas disponibles en las corrientes calientes del proceso caso diseño	72
Tabla 21	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 1	74
Tabla 22	Factores de módulos	77
Tabla 23	Factores de ajuste para intercambiadores de calor	77
Tabla 24	Valores del índice de construcción de plantas Chemical Engineering	77
Tabla 25	Factor correspondiente al área del equipo y al material utilizado	78
Tabla 26	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 2	80
Tabla 27	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 3	83
Tabla 28	Datos de corrientes en el caso de operación actual	85
Tabla 29	Corrientes de proceso en el caso de operación actual	85
Tabla 30	Deltas de temperatura para los intercambiadores de calor en el caso de operación actual	87
Tabla 31	Curvas compuestas operación actual	89
Tabla 32	Curvas compuestas operación actual incluyendo naftas ligeras	90
Tabla 33	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual	92

Tabla 34	Cargas energéticas disponibles en las corrientes calientes del proceso operación actual	94
Tabla 35	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 1	96
Tabla 36	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 2	99
Tabla 37	Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 3	102

## ÍNDICE DE FIGURAS

	<b>Página</b>	
Figura 1	Importaciones y exportaciones de diesel en el período 1996-2006	4
Figura 2	Esquema de una refinería	6
Figura 3	Sección de destilación atmosférica	9
Figura 4	Sección de destilación al vacío	10
Figura 5	Metodología para la prevención del impacto ambiental	16
Figura 6	Usos del agua en proceso	17
Figura 7	Disminución en el consumo de agua debido a cambios en el proceso	18
Figura 8	Disminución en el consumo de agua debido a reúso de agua	18
Figura 9	Disminución en el consumo de agua debido a la regeneración parcial del agua para su reúso	19
Figura 10	Disminución en el consumo de agua debido a la regeneración del agua para su reciclaje	19
Figura 11	Representación de la red de intercambio de calor en forma de malla	22
Figura 12	Curvas compuestas y servicios mínimos de calentamiento y enfriamiento	23
Figura 13	Gran Curva Compuesta y servicios de calentamiento y enfriamiento	24
Figura 14	Gran Curva Compuesta y combinación adecuada de servicios de calentamiento y enfriamiento	25
Figura 15	Ejemplo de un ciclo en una red de intercambio de calor	26
Figura 16	Ejemplo de una trayectoria en una red de intercambio de calor	26
Figura 17	Gráfica de eficiencia constante	28
Figura 18	Proyectos de inversión buenos	29
Figura 19	Ubicación de la refinería Miguel Hidalgo	31
Figura 20	Curva TBP de destilación del crudo para el caso de diseño	41
Figura 21	Perfil de temperatura de temperatura en la columna de destilación atmosférica	43
Figura 22	Perfil del flujo de líquido en la columna de destilación atmosférica	43
Figura 23	Perfil del flujo de vapor en la columna de destilación atmosférica	44
Figura 24	Comparativo de caracterización nafta ligera simulación vs diseño	45
Figura 25	Comparativo de caracterización nafta pesada simulación vs diseño	46
Figura 26	Comparativo de caracterización kerosina simulación vs diseño	47
Figura 27	Comparativo de caracterización gasóleo ligero primario simulación vs diseño	48
Figura 28	Comparativo de caracterización gasóleo pesado primario simulación vs diseño	49
Figura 29	Comparativo de caracterización gasóleo ligero vacío simulación vs diseño	50
Figura 30	Comparativo de caracterización gasóleo pesado vacío simulación vs diseño	51
Figura 31	Perfil de temperatura de temperatura en la columna de destilación atmosférica	52
Figura 32	Perfil del flujo de líquido en la columna de destilación atmosférica	53
Figura 33	Perfil del flujo de vapor en la columna de destilación atmosférica	53
Figura 34	Comparativo de caracterización nafta ligera simulación vs diseño	54
Figura 35	Comparativo de caracterización nafta pesada simulación vs diseño	55
Figura 36	Comparativo de caracterización kerosina simulación vs diseño	56

Figura 37	Comparativo de caracterización gasóleo ligero primario simulación vs diseño	57
Figura 38	Comparativo de caracterización gasóleo pesado primario simulación vs diseño	58
Figura 39	Comparativo de caracterización gasóleo ligero vacío simulación vs diseño	59
Figura 40	Comparativo de caracterización gasóleo pesado vacío simulación vs diseño	60
Figura 41	Red de intercambio de calor para el caso de diseño	67
Figura 42	Curvas compuestas para el caso de diseño	70
Figura 43	Curvas compuestas para el caso de diseño incluyendo naftas ligeras	70
Figura 44	Propuesta 1 de reestructuración para el caso de diseño	75
Figura 45	Costo de intercambiadores de calor	76
Figura 46	Propuesta 2 de reestructuración para el caso de diseño	79
Figura 47	Propuesta 3 de reestructuración para el caso de diseño	82
Figura 48	Red de intercambio de calor para el caso de operación actual	88
Figura 49	Curvas compuestas para el caso de operación actual	91
Figura 50	Curvas compuestas para el caso de operación actual incluyendo naftas ligeras	91
Figura 51	Propuesta 1 de reestructuración para el caso de operación actual	95
Figura 52	Propuesta 2 de reestructuración para el caso de operación actual	98
Figura 53	Propuesta 3 de reestructuración para el caso de operación actual	101

## RESUMEN

La industria de refinación del país presenta cada vez más dificultades para cumplir con el compromiso de satisfacer la demanda interna de productos petrolíferos con eficiencia y rentabilidad (PEMEX, 2008).

Actualmente, ante la falta de capacidad de producción PEMEX Refinación importa el 40% de la demanda de gasolinas y registra un excedente de combustóleo. El valor de las importaciones ha pasado de 5,500 millones de dólares en 2004 a 16,800 en 2007 y continuará creciendo en los siguientes años hasta niveles de 50% para 2015, si no se cuenta con inversiones adicionales en capacidad (Secretaría de Energía, 2007). Los niveles tan altos de importación se ha convertido en un factor de riesgo para la seguridad energética nacional poniendo a este sector estratégico a expensas de los mercados internacionales (PEMEX, 2008).

Como respuesta a lo anterior PEMEX Refinación entre sus líneas de acción ha presentado la necesidad de la evaluación y la reconfiguración de las refinerías del SNR (Sistema Nacional de Refinación). Para lo anterior se requiere de la aplicación de las mejores opciones tecnológicas disponibles para el ahorro y uso eficiente de los petrolíferos, traduciendo esto de manera adicional en ahorros monetarios y en un menor impacto ambiental.

Para llevar a cabo la refinación del crudo se requiere de grandes cantidades de energía, siendo que la mayor cantidad de carga energética dentro de este proceso es consumida en las plantas primarias. Debido a esto una mejora en esta sección del proceso representa una reducción considerable en el consumo de energéticos, redundando en un ahorro económico y en la disminución del impacto ambiental.

La tecnología de punto de pliegue es una técnica eficaz que puede ser usada para explorar las posibilidades de recuperación de energía en cualquier planta de procesos. En este tipo de estudio, una gráfica temperatura – entalpía es construida, en la cual el enfriamiento de todas las corrientes calientes es representada por una línea sencilla (la curva compuesta caliente) y el calentamiento de todas las corrientes frías es representado por una segunda línea (la curva compuesta fría). Al examinar la posición relativa de ambas curvas compuestas se pueden extraer conclusiones importantes con respecto al consumo mínimo de energía y el potencial para alcanzarlo.

Este trabajo de tesis tiene como objetivo la aplicación de la simulación de procesos y de la tecnología de punto de pliegue a la Planta Combinada 1 de la Refinería Miguel Hidalgo, para la generación de seis propuestas de recuperación de energía en el tren de precalentamiento del crudo de límites de baterías. En el presente estudio se analizaron dos escenarios, la operación de diseño y la operación actual, presentándose tres propuestas de mejora al tren de precalentamiento del crudo para cada uno de los escenarios. Para finalizar, se efectuó una breve evaluación económica de cada una de las seis propuestas de mejora a fin de compararlas y determinar cuál de ellas sería la más rentable para llevarse a cabo.

## 1. INTRODUCCIÓN

La industria internacional de refinación se caracteriza por mantener un elevado nivel de competencia, requerir de un alto nivel de inversión de capital y por tener márgenes reducidos y volátiles. Siendo que ésta industria resulta estratégica para la maximización del valor de una empresa petrolera integrada, como es el caso de PEMEX.

La industria de la refinación del petróleo en México está altamente relacionada con la economía nacional siendo ésta un factor decisivo en el desarrollo económico nacional. Sin embargo, la industria de refinación del país atraviesa por una coyuntura crítica que dificulta cada vez más su capacidad de cumplir el compromiso de abastecer la demanda interna de derivados del petróleo con eficiencia y rentabilidad. Lo anterior disminuye de igual manera la posibilidad de aprovechar las condiciones favorables actuales del mercado internacional de la refinación.

Lo anterior se puede explicar por el rezago histórico en la operación, en el mantenimiento, en el desarrollo, en la aplicación de tecnología, en el desarrollo de recursos humanos, en los ingresos inferiores a precios de mercado y en la falta de flexibilidad para atender estos rezagos.

En la actualidad PEMEX Refinación trabaja en varias líneas de acción para remediar la problemática expuesta, de manera que adicionalmente se pueda cumplir con las crecientes exigencias en la calidad de los productos petrolíferos, reducir los costos operativos e incrementar la rentabilidad de esta industria dentro de un marco internacional de protección al ambiente.

En este trabajo de tesis se presenta la aplicación de la simulación de procesos y la tecnología de punto de pliegue a la planta combinada 1 de la Refinería Miguel Hidalgo, para la generación de una propuesta de mejora al tren de precalentamiento del crudo proveniente de límite de baterías. En el presente estudio se analizaron dos escenarios, la operación de diseño y la operación actual, presentándose tres propuestas de mejora al tren de precalentamiento del crudo para cada uno de los escenarios. Para finalizar, se efectuó una breve evaluación económica de cada una de las seis propuestas de mejora a fin de compararlas y determinar cuál de ellas sería la más adecuada para llevarse a cabo.

La descripción general de este trabajo de tesis se presenta a continuación:

Antecedentes. Presenta el panorama general del Sistema Nacional de Refinación, su situación y sus retos a nivel nacional e internacional; la descripción general de la refinación del petróleo, así como su fraccionamiento en la sección de destilación atmosférica y al vacío; la introducción a la síntesis, el análisis y la optimización de procesos; el panorama general de la prevención del impacto ambiental en la industria de la refinación del petróleo, las fuentes de impacto ambiental relativas a la refinación del petróleo y la normatividad aplicada a la industrial nacional de refinación; así como la revisión de la integración de procesos, la integración energética y la integración másica.

Descripción del proceso. Presenta las generalidades de la planta combinada 1 de la refinería Miguel Hidalgo, las bases de diseño, la descripción del flujo del proceso, así como las condiciones de flujo, la composición, la temperatura y la presión de las corrientes implicadas en el mismo.

Simulación de la planta combinada 1. Presenta las generalidades de la simulación de proceso, el establecimiento de la topología del proceso, las condiciones y los resultados de la simulación del proceso, de manera que se genere un modelo que permita el estudio y la representación del comportamiento del proceso ante determinadas variaciones en las condiciones de operación, para el caso de diseño y de la operación actual.

Integración térmica de la planta combinada 1. Presenta el análisis de la configuración de la red de intercambio de calor en el caso de la operación de diseño y de la operación actual y las seis propuestas de reestructuración de la red de intercambio de calor presentadas.

Resultados y Análisis. Presenta un análisis de los resultados obtenidos en los dos capítulos anteriores.

Finalmente las conclusiones, las referencias y los anexos.

## **2. OBJETIVOS**

### **2.1. Objetivo general**

Aplicar la Simulación y la Integración de Procesos para disminuir el consumo energético y el impacto ambiental de la Planta Combinada 1 de la refinería Miguel Hidalgo.

### **2.2. Objetivos específicos**

- Diagnóstico de la operación actual de la Planta Combinada 1.
- Análisis de la Integración de la Planta Combinada 1 con los datos de operación actuales.
- Generación de una propuesta de mejora a la red existente de integración de calor de la Planta Combinada 1.
- Análisis y diagnóstico de impacto ambiental de la Planta Combinada 1.
- Generación de una propuesta de mejora a la Planta Combinada 1 que permita la reducción del impacto ambiental generado por la misma.

### 3. ANTECEDENTES

#### 3.1. Sistema Nacional de Refinación (SNR)

La industria de refinación del país presenta cada vez más dificultades para cumplir con el compromiso de satisfacer la demanda interna de productos petrolíferos con eficiencia y rentabilidad (PEMEX, 2008).

Siendo que durante el año 2008 se procesaron 1.3 millones de barriles diarios, lo cual representó una disminución del 0.7% respecto al año 2007. De acuerdo con el Informe Anual de PEMEX 2008 lo anterior se debió principalmente a la mayor actividad de mantenimiento programado, al aumento de procesamiento de crudos pesados y a la importante disminución de la demanda de combustóleo por parte del sector eléctrico nacional (PEMEX, 2008 y Secretaría de Energía, 2007).

Desde el inicio de sus operaciones PEMEX-Refinación ha tenido resultados negativos o marginalmente positivos. Debido a la política de precios competitivos y a los precios altos del crudo, durante el año 2008 el margen de refinación fue únicamente de 2.3 dólares por barril, siendo que durante el año 2007 fue de 7.0 dólares. Dicha situación provocó que PEMEX-Refinación reportara una pérdida neta de 119 mil millones de pesos, superior a la reportada en 2007 (PEMEX, 2008 y Secretaría de Energía, 2007).

Actualmente, ante la falta de capacidad de producción, PEMEX-Refinación importa el 40% de la demanda de gasolinas y registra un excedente de combustóleo. El valor de las importaciones ha pasado de 5,500 millones de dólares en 2004 a 16,800 en 2007, y continuará creciendo en los siguientes años, hasta niveles de 50% para 2015 si no se cuenta con inversiones adicionales en capacidad.

A fin de ejemplificar el escenario del comercio exterior de PEMEX-Refinación en la figura 1 se presentan las importaciones y exportaciones de Diesel durante el período 1996-2006 (Secretaría de Energía, 2007).

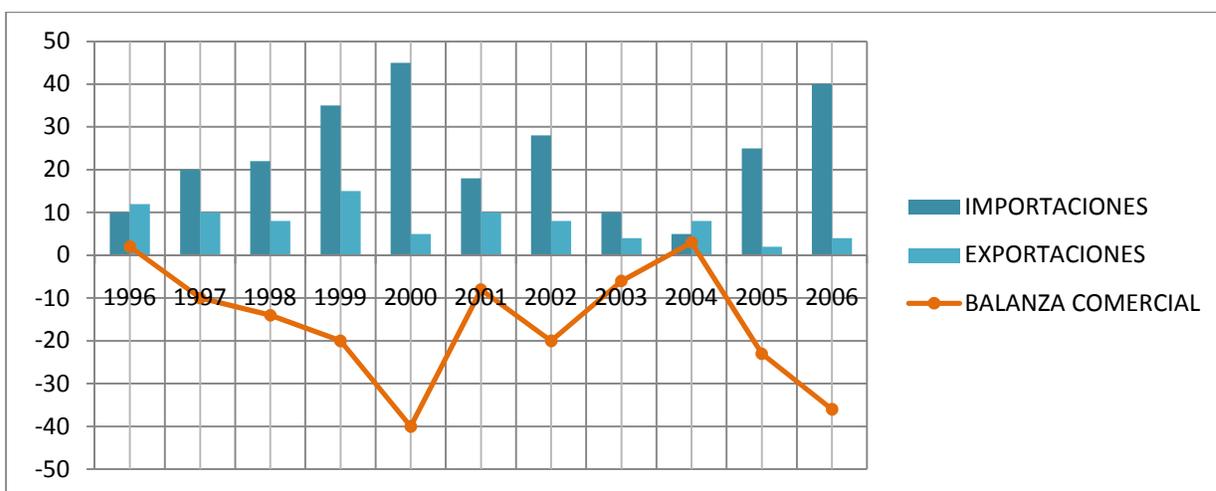


Figura 1 Importaciones y exportaciones de Diesel, 1996-2006 (Miles de Barriles Diarios)

México es el único país de la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OCDE) que mantiene importaciones sustanciales de combustibles automotrices. Economías como España y Canadá son exportadoras de gasolinas, en tanto que México importa una cuarta parte del volumen que compra Estados Unidos de América en el exterior, pero con una economía 10 veces más pequeña. Los niveles tan altos de importación se ha convertido en un factor de riesgo para la seguridad energética nacional, poniendo a este sector estratégico a expensas de los mercados internacionales (PEMEX, 2008).

### **3.1.1. Retos para la industria nacional de refinación**

PEMEX-Refinación ha determinado cuatro líneas de acción para enfrentar la situación del SNR, las cuales se mencionan a continuación (PEMEX, 2008):

- Incrementar la capacidad de importación y fortalecer la infraestructura de almacenamiento y distribución de productos.
- Reconfigurar las refinerías de Salamanca, Tula y Salina Cruz para transformar la producción de residuales (combustóleo) en productos de alto valor (Gasolina y Diesel).
- Adecuar la infraestructura de producción para elaborar combustibles de ultra bajo azufre y reducir las emisiones de óxidos de azufre a la atmósfera.
- Construir nueva capacidad de refinación por 600 mil barriles por día para poder reducir las importaciones de gasolinas.

Lo anterior con la finalidad de responder a una de las prioridades en la política energética nacional, que es la de ofrecer los combustibles que el país demanda con una alta calidad y precios competitivos por medio de instalaciones de primer nivel. Es por esto que se requiere la aplicación de las mejores opciones tecnológicas disponibles para el ahorro y uso eficiente de los petrolíferos, traduciendo esto de manera adicional en ahorros monetarios y en un menor impacto ambiental.

### **3.2. Refinación de petróleo**

El proceso de refinación del crudo incluye las siguientes actividades:

- Llegada del crudo.
- Almacenamiento del crudo en las instalaciones de la refinería.
- Preparación, manipulación y operación del refinado del crudo.
- Almacenamiento previo al envío de los productos petrolíferos.
- Distribución y venta de los productos petrolíferos.

En la Figura 2 se muestra un esquema simplificado de la operación de una refinería (Gary *et al*, 2007).

Los procesos que se llevan a cabo en una refinería se pueden clasificar de acuerdo a la función que desempeñan en el procesamiento del crudo. Estos procesos se describen en la Tabla 1 (Gary *et al*, 2007) y en la Tabla 2 (OSHA, 2009).



**Tabla 1 Procesos típicos de una refinería**

FRACCIONAMIENTO	Destilación del petróleo	Destilación Atmosférica Destilación al Vacío
	Separación de componentes ligeros	
TRATAMIENTO	Hidrotratamiento Otros (tratamiento con amina, endulzamiento, etc.)	
PROCESOS PARA OBTENER LA RENTABILIDAD ECONÓMICA DE LA REFINERÍA	FCC Hidrocraqueo Coquización Reductora de viscosidad	
PROCESOS PARA OBTENER EL BALANCE DE OCTANO PARA LA PRODUCCIÓN DE GASOLINAS	Reformado catalítico Alquilación Isomerización MTBE TAME	

**Tabla 2 Separación física de componentes**

PROCESO	AGENTE	EJEMPLOS DE APLICACIONES
Destilación	Adición/remoción de calor	Separación del crudo en sus destilados
Absorción	Solvente	Eliminación de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S de hidrocarburos líquidos y gaseosos
Adsorción	Adsorbente	Separación de parafinas normales e isoparafinas
Cristalización	Remoción de calor	Eliminación de parafinas en el proceso de producción de lubricantes
Filtración	Material filtrante	Remoción de sólidos en corrientes de carga y en productos de refinados
Agotamiento	Gas de arrastre	Recuperación de hidrocarburos de catalizador recirculado en plantas FCC
Permeación	Membranas	Recuperación de hidrógeno de corrientes gaseosas residuales
Ciclones	Fuerza inercial	Remoción de finos de catalizador en el proceso FCC

### **3.2.1. Fraccionamiento del crudo**

El paso clave que da lugar a los procesos de producción de sustancias con alto valor agregado es la separación del crudo en fracciones o cortes, que sirven como materias primas y son la base para los productos finales. Estas fracciones deben cumplir los requerimientos de los productos finales.

Normalmente hay dos secciones que llevan a cabo el proceso de separación:

- Sección de destilación atmosférica
- Sección de destilación al vacío

#### **Destilación a presión atmosférica**

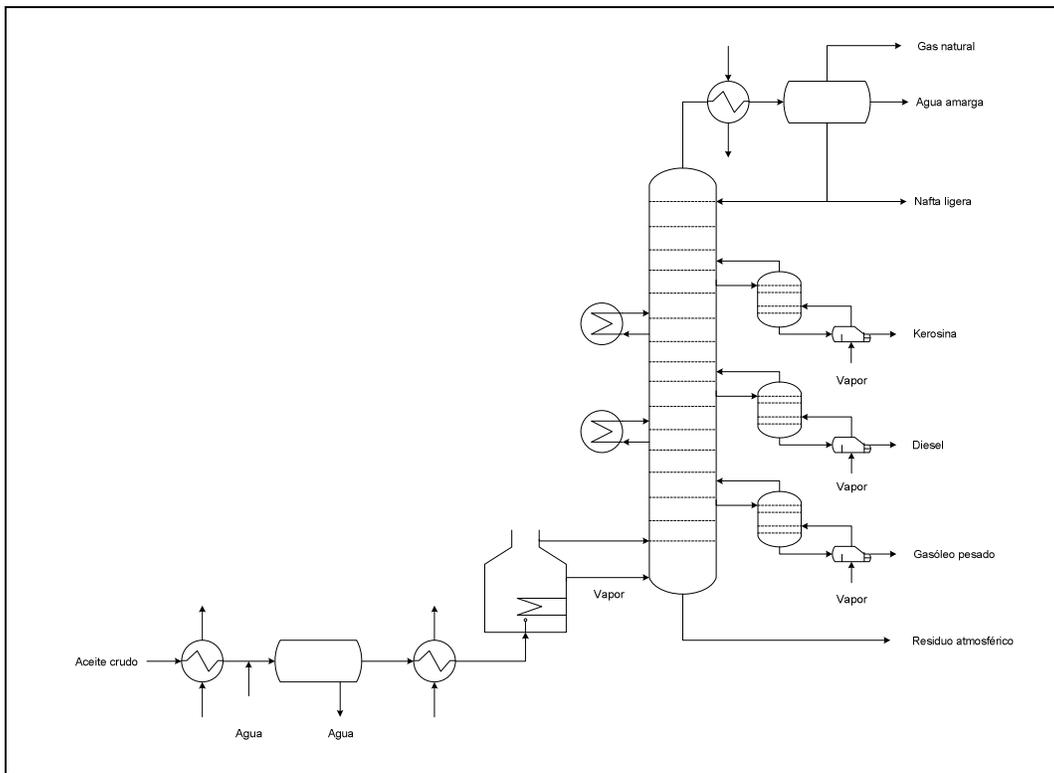
La carga de crudo se bombea desde los tanques de almacenamiento hacia la primera sección del tren de precalentamiento, en donde intercambia energía con las corrientes de los productos, las corrientes de extracción de calor de la sección de destilación atmosférica y con las corrientes calientes de la sección de destilación al vacío.

Antes de separar el crudo en sus fracciones es necesario remover las sales inorgánicas presentes, las cuales causan la corrosión y el ensuciamiento de los equipos. El crudo se desala emulsificándolo con agua para después extraer ésta fase acuosa. Posteriormente el crudo se vuelve a calentar en la segunda sección del tren de precalentamiento, hasta la máxima temperatura posible, siendo que el crudo alcanza la temperatura requerida para su fraccionamiento en un calentador a fuego directo para finalmente ser alimentado a la torre de destilación atmosférica.

El fraccionamiento se da a través de la condensación en los platos de la columna, donde cada uno de los platos corresponde a una temperatura de condensación. Los componentes más ligeros son condensados y colectados en el domo de la columna. Las otras fracciones ligeras son extraídas en las salidas laterales de la columna, de donde son alimentadas al rectificador con vapor de agotamiento correspondiente para la eliminación de las fracciones pesadas no correspondientes a la fracción.

Las fracciones que se extraen de la sección de destilación atmosférica son: gas amargo, naftas, kerosinas, gasóleos y un residuo atmosférico.

La figura 3 ilustra la configuración de una sección de destilación atmosférica, la cual consta de una columna principal y otras columnas que representan los agotadores laterales.

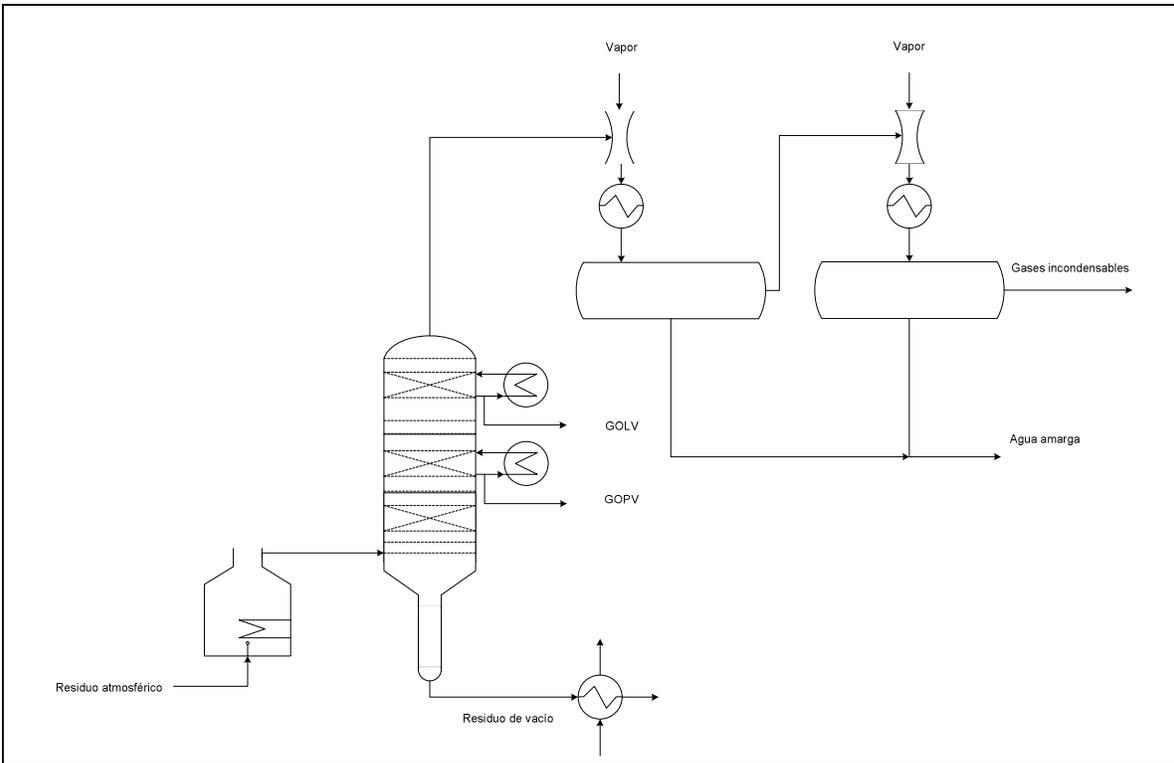


**Figura 3 Sección de destilación atmosférica**

### **Destilación a presión de vacío**

La corriente del residuo atmosférico contiene las fracciones pesadas que únicamente pueden ser fraccionadas por craqueo a las condiciones de operación de la sección de destilación atmosférica. Debido a lo anterior es necesaria una sección de destilación al vacío. La destilación al vacío consiste únicamente en el fraccionamiento del residuo atmosférico a presiones muy bajas (10.35 mmHg a 36.21 mmHg) de manera que se incremente la volatilidad y se fomente la separación de las fracciones.

El vacío dentro de la torre de fraccionamiento es mantenido mediante eyectores de vapor y/o bombas de vacío. Adicionalmente se inyecta vapor en el fondo de la torre de vacío para reducir la presión de los hidrocarburos a 10 mm Hg o menos. Las fracciones más pesadas provenientes de la columna de destilación de vacío son procesadas posteriormente mediante craqueo o coquización (EPA; 1995). El proceso de destilación al vacío se muestra en la figura 4.



**Figura 4 Sección de destilación al vacío**

En la tabla 3 se presentan las fracciones resultantes del fraccionamiento del crudo y sus rangos TBP de punto de corte de la destilación del crudo.

**Tabla 3 Rangos TBP de las fracciones primarias típicas**

PRODUCTO	INTERVALO TBP INICIAL (°F)	INTERVALO TBP FINAL (°F)
Nafta ligera	60-90	180-220
Nafta pesada	180-220	330-430
Kerosina	330-380	480-550
Gasóleo ligero	420-520	610-650
Gasóleo atmosférico	610-650	750-850
Gasóleo de vacío	750-800	950-1,050
Residuo de vacío	950-1,050	

### **3.3. Síntesis y Análisis de Procesos**

El diseño de procesos se describe a menudo como una sucesión de etapas de síntesis, análisis y optimización de manera iterativa. El análisis típico incluye los cálculos de todas las corrientes de salida a partir de los datos de las corrientes de entrada y de los parámetros de un proceso conocido. Algunas veces una o más variables de salida pueden especificarse y en tales casos, el análisis puede determinar los valores de una o más variables de entrada. En cambio, la síntesis requiere de la concepción de una estructura que transforme todas las corrientes de entrada en la cantidad de productos deseados. Como en el caso del análisis, algunas de las corrientes de entrada o de salida pueden ser conocidas (King, 1972).

La característica del análisis es la deducción lógica mientras que la característica de la síntesis es la inducción lógica. La sucesión de etapas iterativas de síntesis y de análisis implica los siguientes aspectos: Primero, la concepción de un proceso evaluándose su capacidad y sus costos requeridos y después, utilizando toda la información conocida se generan nuevas ideas para dar lugar a un nuevo proceso el cuál se evaluará posteriormente repitiéndose nuevamente el ciclo.

Nuestra capacidad de análisis de proceso está cuantitativamente bien desarrollada. Por el contrario la síntesis de procesos es todo un arte que incluye ideas que aún no ha sido codificadas o bien identificadas. Es más difícil estructurar el razonamiento inductivo que el razonamiento deductivo (Grande, 1997).

#### **3.3.1. Síntesis de Procesos**

La síntesis de procesos es el diseño de elementos y estructuras que conformarán el sistema es decir, se debe inventar un proceso que satisfaga las necesidades requeridas.

El método sistemático de síntesis de procesos ha sido dividido en cuatro categorías (King, 1974):

- El método de descomposición del problema es la división de un sistema grande y complejo en una determinada cantidad de procesos pequeños los cuales presentan una menor complejidad.
- El método de búsqueda de algoritmos u optimización directa utiliza técnicas de optimización y de programación matemática para la búsqueda de configuraciones alternas de tal forma que se garantice que la configuración óptima ha sido encontrada. La utilización de éste método puede conducir hacia una solución óptima pero probablemente se llevará más tiempo de resolución que el método heurístico. Sin embargo, el uso de éste procedimiento está limitado a procesos relativamente simples.
- Los métodos heurísticos son métodos de sentido común y son capaces de reducir el número de alternativas posibles que deben ser consideradas. Sin embargo, estos métodos no proporcionan por sí mismos la solución óptima ya que se basan en el conocimiento de una propiedad física conocida del sistema o en su intuición.
- Los métodos evolutivos son una generación sucesiva de configuraciones del proceso cada una basada en la anterior y representando un mejoramiento sobre el caso previo de acuerdo a un procedimiento lógico. La limitación de éste método consiste en que el diseño final siempre depende de la estructura inicial.

Las aplicaciones que se han realizado de éste método sistemático de síntesis de procesos se encuentran en las siguientes áreas:

- En problemas de síntesis en redes de intercambio de calor éstas técnicas han tenido bastante aceptación debido al gran número de alternativas que son posibles de llevarse a cabo de acuerdo con su naturaleza. Se debe de seleccionar la red que integre eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible. En éste tipo de procesos, los métodos algorítmicos son los que se utilizan con mayor éxito.
- En procesos de refrigeración y licuefacción de gases, se aplican estas técnicas debido a que ambos procesos se han estudiado a detalle y a que se encuentran gobernados por poderosos conceptos termodinámicos. En éste tipo de procesos, los métodos evolutivos son los más utilizados.
- La síntesis de secuencias de separación es un método basado en la aplicación de reglas heurísticas y en procedimientos algorítmicos. En esta secuencia de separación, primero se identifica la mínima cantidad de productos que es factible de producir con los procesos de separación disponibles. Usando un estimado de costos, se escoge el siguiente proceso de separación. El tamaño y el costo del proceso proporcionará una información actualizada de los costos estimados para cada uno de los procesos de separación.
- El diseño de procesos químicos es el más general de los problemas de síntesis. Las diferentes etapas del mismo son jerarquizadas y por lo tanto, unas son diseñadas antes que otras. La secuencia de factores considerados son: Selección de la base tecnológica, selección de sustancias químicas y diseño del reactor, síntesis de la secuencia de separación, síntesis del sistema de transferencia de energía, síntesis del sistema para el transporte de materia y síntesis para el almacenamiento y control de sistemas. Esta secuencia ha sido utilizada para el diseño de un programa lógico de síntesis de procesos el cual, se basa en simples y comunes alternativas del proceso. De necesitarse, un gran número de reglas heurísticas pueden emplearse en éste procedimiento.

Debido a su inherente complejidad, a su forma limitada, al desafío de describirlos totalmente en forma cuantitativa y a su frecuente innovación tecnológica, en el diseño de procesos químicos es importante contar con una estructura y una dirección lógica durante la ingeniería y el diseño del proceso pero al mismo tiempo, se debe de contar con un programa lógico de síntesis de procesos que sea a la vez corto pero flexible (Grande, 1997).

#### **3.4. Optimización de procesos**

A partir de la información obtenida en las etapas de síntesis y análisis, se establece una estrategia de optimización, aplicada a una función objetivo adecuada. Es la etapa final del diseño de procesos y esta puede ser realizada tanto en la estructura como en los parámetros del proceso. En la primera se conserva la estructura propuesta en la síntesis y únicamente se varían los valores de los parámetros de operación y diseño (presiones, temperaturas, etc.); y la segunda, se alterna el número y tipo de equipos, así como su interconexión, a fin de mejorar el proceso o porque el arreglo anterior resulta ser muy costoso.

Una vez obtenido el diseño óptimo del proceso, se emite un reporte conteniendo la información generada en todas y cada una de las etapas de su concepción, así como detalles adicionales del diseño de equipo, útiles para la fase de construcción.

### **3.5. Prevención del impacto ambiental**

De acuerdo con el Instituto Americano del Petróleo (API), la prevención del impacto ambiental consiste en un conjunto de acciones enfocadas a la reducción o eliminación del impacto ambiental en el aire, agua o tierra. Este concepto involucra de igual manera el desarrollo de productos ambientalmente más aceptables, mejoras en procesos industriales, reducción de fuentes con impacto ambiental y la reutilización de los efluentes contaminantes manteniendo la funcionalidad y operatividad de las unidades de proceso (API, 1993).

#### **3.5.1. Fuentes de impacto ambiental relativas a la refinación del petróleo**

Entre las posibles cuestiones ambientales relativas a la refinación del petróleo se incluyen principalmente las siguientes:

- Emisiones al aire.
- Aguas residuales.
- Materiales peligrosos.
- Residuos.
- Ruido.

#### **Emisiones al aire**

Gases de escape

Las emisiones de gases de escape y gases de combustión (Dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno y monóxido de carbono) en la refinación del petróleo proceden de la combustión de gas, de combustible o de gasóleo en las turbinas, las calderas, los compresores y otros motores para generar energía y calor. Los gases de combustión se producen también en las calderas, durante la regeneración continua del catalizador o durante la combustión del coque de petróleo. Los gases de combustión se emiten a la atmósfera desde la chimenea y desde el regenerador de catalizador de la unidad FCC, desde la unidad de craqueo catalítico de residuos, así como desde la planta de azufre, que puede contener pequeñas cantidades de óxidos de azufre. Para reducir las emisiones de óxidos de nitrógeno debe utilizarse quemadores productores de bajos NO<sub>x</sub>.

Venteo y quema en desfogue

El venteo y la quema en desfogue son importantes medidas operativas y de seguridad utilizadas en las instalaciones de refinación de petróleo para garantizar que los vapores y los gases se eliminen de manera segura. Los hidrocarburos de petróleo se emiten en los procesos de venteo de emergencia y en las descargas de las válvulas de seguridad, y se recogen en la red de desfogue para ser quemados.

El gas sobrante no debe eliminarse por venteo, sino que se debe enviar a un sistema de quema en desfogue de gases para su eliminación.

## Emisiones fugitivas

Las emisiones fugitivas en las instalaciones destinadas a la refinación del petróleo están asociadas a los procesos de venteo, fugas en las tuberías, válvulas, conexiones, bridas, aislamientos, conductos de extremos abiertos, tanques de almacenamiento con techos flotantes, juntas de las bombas, sistemas de transporte de gases, juntas de los compresores, válvulas de descompresión, tanques o pozos abiertos, así como a las operaciones de carga y descarga de los hidrocarburos. Dependiendo del programa de procesos de la refinería, las emisiones fugitivas pueden incluir:

- Hidrógeno
- Metano
- Compuestos orgánicos volátiles
- Hidrocarburos aromáticos policíclicos
- Gases inorgánicos

## Óxidos de azufre

Las emisiones de óxidos de azufre y de sulfuro de hidrogeno pueden proceder de las calderas, los calentadores y otros equipos de proceso, en función del contenido de azufre del petróleo crudo procesado.

## Partículas sólidas

Las emisiones de partículas sólidas en las unidades de la refinería están asociadas a los gases de combustión procedentes de los calentadores a fuego directo, las partículas finas de catalizador emitidas por las unidades de regeneración de craqueo catalítico fluidizado y por otros procesos basados en catalizadores, la manipulación del coque y las partículas finas y las cenizas generadas durante la incineración de los lodos. Las partículas sólidas pueden contener metales. Las medidas para controlar las partículas sólidas pueden también contribuir al control de las emisiones de metales procedentes de la refinación del petróleo.

## Gases de efecto invernadero (GEI)

Durante la refinación del petróleo se pueden producir cantidades significativas de dióxido de carbono a partir de los procesos de combustión, las antorchas y las plantas de hidrógeno. El dióxido de carbono y otros gases pueden verterse a la atmosfera durante la regeneración in situs del catalizador de metales nobles.

Los responsables de explotación deben procurar maximizar la eficiencia energética y el diseño de las instalaciones para minimizar la utilización de energía. El objetivo global consiste en reducir las emisiones al aire y evaluar opciones rentables y técnicamente viables, para reducir las emisiones.

## **Aguas residuales**

### Aguas residuales de procesos industriales

El mayor volumen de efluentes procedentes de la refinación de petróleo incluye aguas amargas de procesos y aguas de proceso no aceitosas/no amargas, aunque altamente alcalinas. Las aguas amargas se generan a partir del desalado, el fraccionamiento, la destilación al vacío, el pretratamiento, la hidrosulfuración de destilados medios y ligeros, el hidro craqueo, el craqueo

catalítico, la coquización, la viscorreducción/el craqueo térmico. Las aguas amargas pueden estar contaminadas con hidrocarburos, sulfuro de hidrógeno, amoníaco, compuestos orgánicos de azufre, ácidos orgánicos y fenol. Las aguas de proceso se tratan en la unidad de separación de aguas amargas para eliminar los hidrocarburos, el sulfuro de hidrógeno, el amoníaco y otros compuestos, antes de ser recicladas para usos en procesos internos, o reciben un tratamiento final y se eliminan a través de una unidad de tratamiento de aguas residuales in situ (IFC, 2007).

### **3.5.2. Normatividad ambiental aplicada a la industria nacional de refinación**

La industria de la refinación se rige por normas ambientales que limitan los impactos a la atmósfera, agua y suelos derivados de las emisiones de contaminantes a partir de los procesos de transformación y del uso de los productos que elabora. Todo proceso productivo debe cumplir estrictamente las normas de seguridad y la normatividad vigentes.

A continuación se describen las principales normas ambientales empleadas por PEMEX-Refinación, en este caso también se debe buscar minimizar el consumo de agua para el proceso (PEMEX, 2008).

- La Norma Oficial Mexicana NOM-085-ECOL-1994 condiciona la instalación de fuentes fijas de emisiones a la atmósfera, al establecer los niveles máximos permisibles de emisión de humos, partículas y compuestos químicos específicos.
- La norma NOM-137-SEMARNAT-2002, relacionada con la medición de emisiones provenientes de los procesos Claus (plantas de azufre) en PEMEX Gas y Petroquímica Básica (PGPB).
- La norma NOM-148-SEMARNAT-2006, referente a la eficiencia de recuperación de azufre en las refinerías de Pemex-Refinación (incluye a todas las plantas de proceso de las refinerías, con un enfoque especial a procesos Claus).
- La NOM-001-SEMARNAT-1996, regula 16 parámetros contaminantes presentes en las descargas de aguas residuales que se vierten en cuerpos de agua de jurisdicción federal.

### **3.5.3. Metodología sistemática para la prevención del impacto ambiental**

La prevención de la contaminación comienza de la misma manera que cualquier estudio de un proceso. Las metas, los objetivos, los alcances y los resultados obtenidos son capturados en la estrategia de ejecución del proyecto.

Se debe partir de un punto de referencia o caso base. La estrategia de ejecución del proyecto definirá la unidad convencional del proyecto o caso base contra la cual, la prevención del impacto ambiental deberá ser evaluado. Una vez que el caso base ha sido seleccionado, los datos relevantes del proceso, los datos ambientales y las especificaciones del equipo serán recolectados para su análisis comparativo subsecuente.

En la figura 5 se muestra un diagrama de flujo que describe la metodología general para el estudio de la prevención del impacto ambiental.

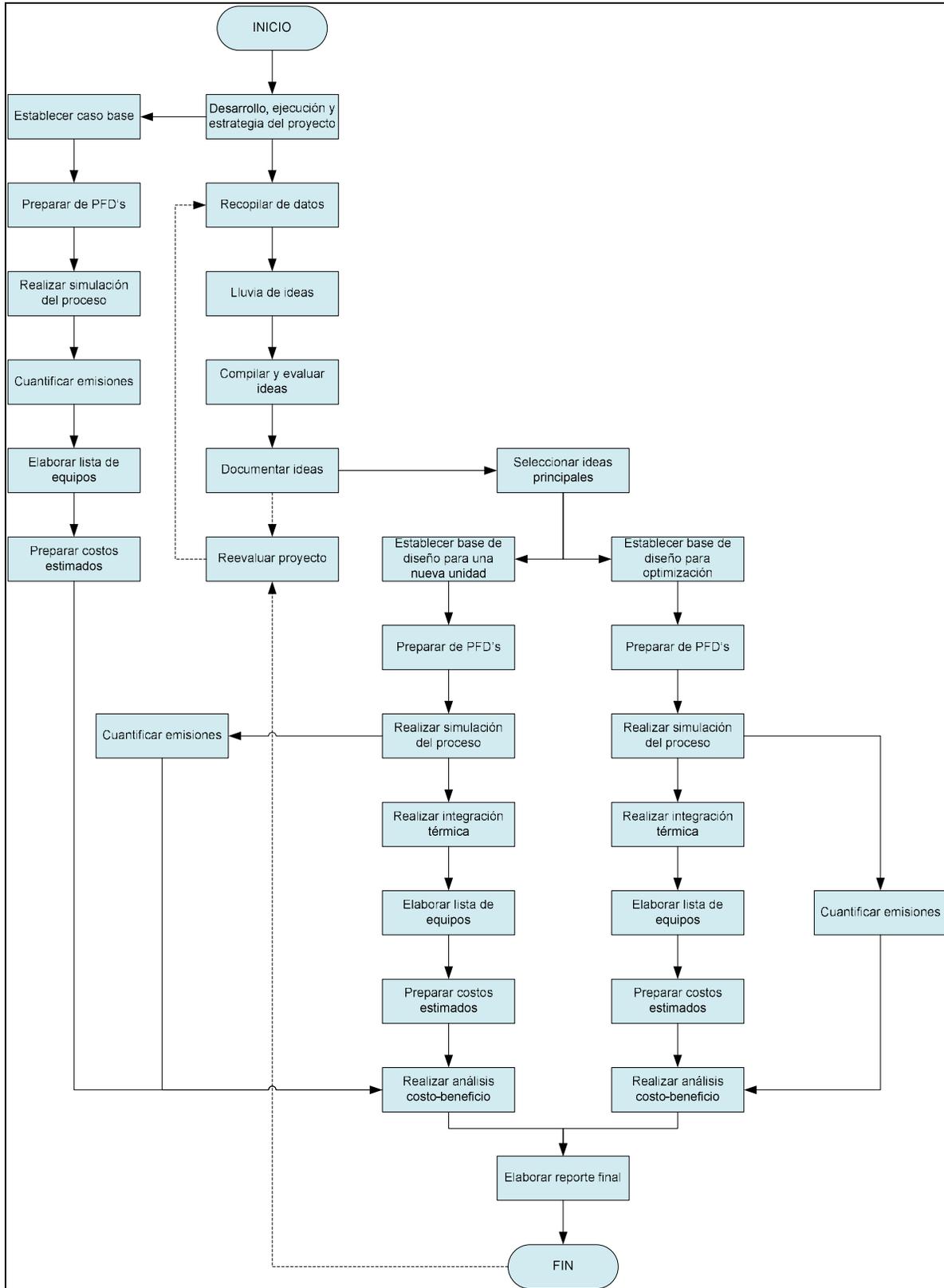


Figura 5 Metodología para la prevención del impacto ambiental

En resumen, la metodología de la prevención del impacto ambiental consiste en (API; 1993):

1. Definición las bases de diseño del proceso.
2. Elaboración los diagramas de flujo y de bloques del proceso.
3. Obtención de la composición estable de las corrientes de proceso a través de sus balances de materia y energía.
4. Dimensionamiento y costeo de cada uno de los equipos para evaluar las diferentes alternativas del proceso.
5. Evaluación final de las alternativas más factibles de acuerdo a su operatividad y seguridad.

### 3.5.4. Estrategias para disminuir el consumo de agua en proceso

Existen cuatro estrategias para disminuir el consumo de agua en un proceso, las cuales se enumeran a continuación (Raskovic, 2007):

- Cambios en el proceso (Figura 6 y figura 7). Cuando una sola fuente de agua limpia es usada para abastecer varios procesos y una vez utilizada el agua, esta se mezcla y se manda a una serie de operaciones de tratamiento de aguas residuales antes de ser descargada. Al cambiar la tecnología utilizada en los procesos es posible disminuir la demanda de agua fresca. En algunos casos es posible disminuir el consumo de agua fresca al cambiar o modificar los equipos disponibles.

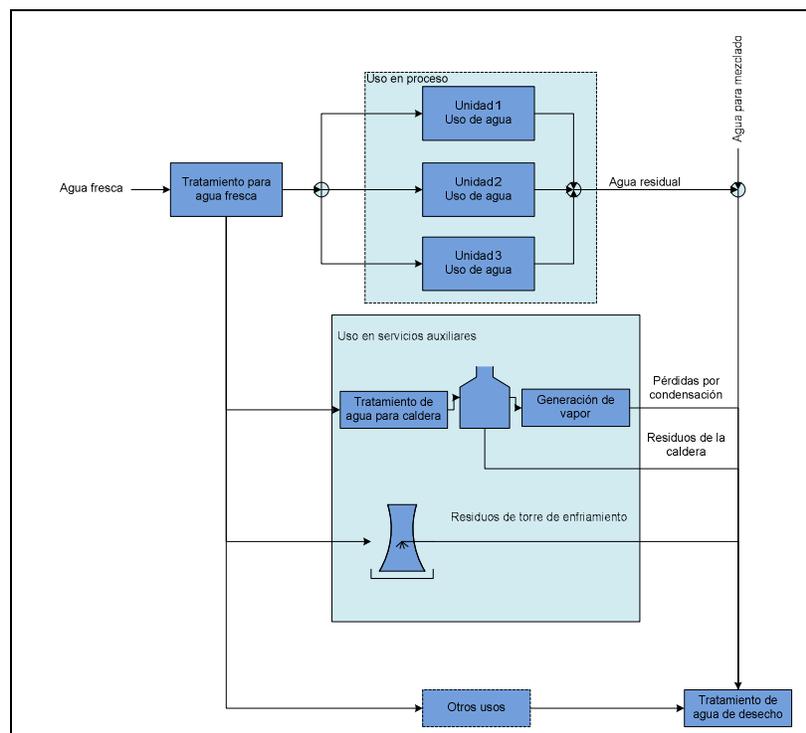
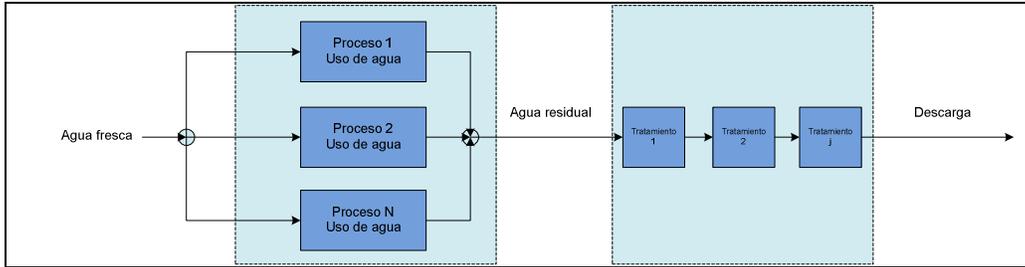
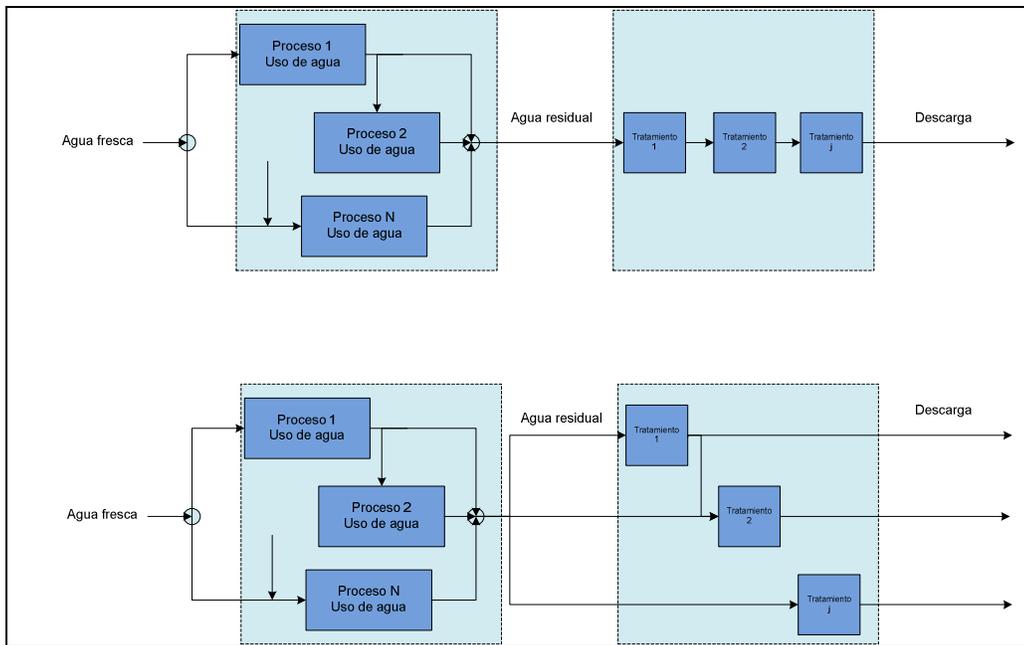


Figura 6 Usos del agua en proceso



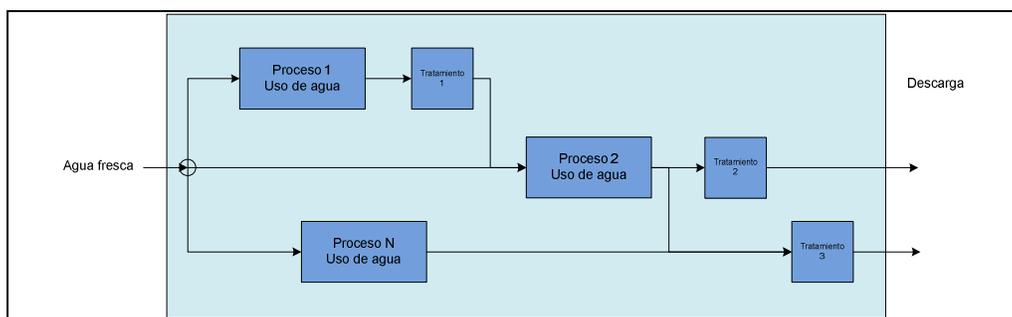
**Figura 7 Disminución en el consumo de agua debido a cambios en el proceso**

- Reúso de agua (Figura 8). El agua efluente de algunos procesos puede ser utilizada para alimentar otro proceso, siempre y cuando los niveles y el tipo de residuos presentes en el agua efluente no afecte el proceso subsecuente. Esto reduciría la cantidad requerida de agua fresca y la cantidad de agua de desecho producida, sin afectar la producción de efluentes globales del proceso.



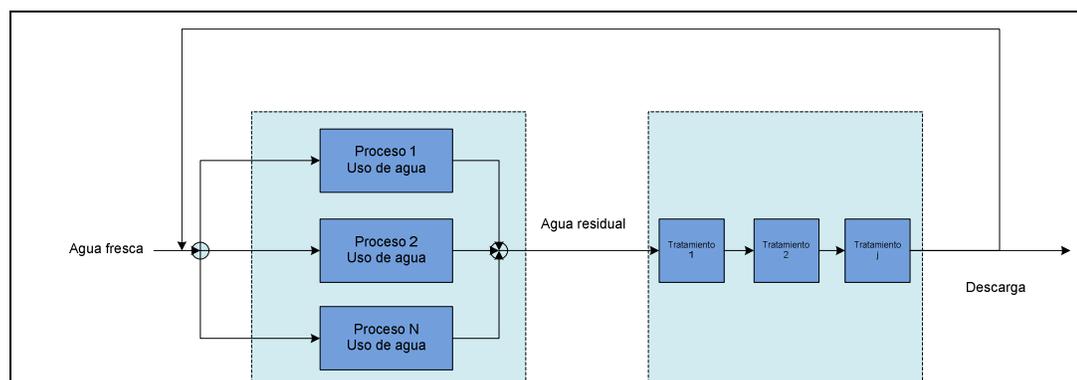
**Figura 8 Disminución en el consumo de agua debido a reúso de agua**

- Regeneración parcial del agua de desecho para su reúso (Figura 9). Por medio de la regeneración de las aguas de desecho es posible prevenir que determinados residuos presentes en el agua impidan su reúso en el proceso.



**Figura 9 Disminución en el consumo de agua debido a la regeneración parcial del agua para su reúso**

- Regeneración para reciclaje de agua (Figura 10). En este caso es posible regenerar el agua de manera que pueda ser utilizada en un proceso por el cual ya ha sido utilizada. Para realizar esto es necesario que el proceso de regeneración elimine todos los residuos producidos por el proceso.



**Figura 10 Disminución en el consumo de agua debido a la regeneración del agua para su reciclaje**

### 3.5.5. Disminución del impacto ambiental al proponer mejoras a las unidades de fraccionamiento de crudo

Los métodos de prevención de la contaminación a evaluados en este trabajo son los siguientes (API, 1993):

- Integración de calor aplicada al tren de precalentamiento del crudo para un uso eficiente de la energía (Tecnología de punto de pliegue), con la finalidad de incrementar la temperatura de precalentamiento del crudo y minimizar las pérdidas de calor al aire y agua de enfriamiento. El resultado obtenido bajo este criterio, será la reducción de los servicios de calentamiento y enfriamiento, lo cual contribuirá a una mejor rentabilidad del proceso, así como a la disminución de las emisiones contaminantes.
- Adecuar los quemadores para reducir la generación de  $\text{NO}_x$  en los calentadores a fuego directo. El objetivo fundamental de este será el desarrollo de tecnologías para quemar eficientemente el combustóleo y reducir las emisiones contaminantes.

- Reúso del agua amarga de los agotadores para reemplazar el uso de agua limpia utilizada para desalado.

### **3.6. Integración de procesos**

La integración de procesos consiste en un acercamiento holístico al diseño, a la mejora y a la operación de procesos, enfatizando la unidad del proceso. Siendo que la integración de procesos se considera una de las mejores herramientas para la disminución del impacto ambiental, la conservación de los recursos y la reducción del consumo energético de un proceso productivo, debido a que toman en cuenta el hecho de que un cambio en una operación unitaria o en una corriente de proceso se propaga a través de todo el proceso y tiene implicaciones importantes en su operatividad y en su rentabilidad (Raskovic, 2007).

La integración de procesos implica cuatro pasos claves (El-Halwagi, 2009):

1. Identificación de las tareas. Descripción explícita del diseño en términos de tareas de proceso.
2. Definición de los alcances. Identificación de los valores máximos aceptables para las variables claves del proceso.
3. Generación de alternativas (síntesis de procesos). Uso de técnicas de síntesis de procesos para la identificación efectiva de las alternativas que cumplen con los valores mínimos en costos de inversión, operatividad e impacto ambiental.
4. Análisis detallado de las alternativas seleccionadas. Uso de técnicas de análisis de procesos para evaluar las alternativas generadas.

Adicionalmente la integración de procesos puede ser clasificada en (Dunn, 2003):

- Integración másica, la cual proporciona un panorama global del flujo másico del proceso, de manera que se puedan identificar las variables claves del proceso, determinar los valores meta de las mismas y optimizarlos. Lo anterior al proponer variaciones en la configuración y en las variables de operación del proceso. Las técnicas de integración másica más recientes no sólo generan una propuesta con la menor cantidad de desperdicios sino que también la más rentable.
- Integración energética, la cual genera propuestas de mejora en la distribución, la generación y el intercambio de energía a través del proceso.

#### **3.6.1. Integración energética**

La integración energética involucra todas las formas de energía (Calentamiento, enfriamiento, generación y consumo de potencia, presurización, despresurización y combustibles utilizados). Las redes de intercambio de calor son un tema central de estudio debido a su importancia en la recuperación de energía. Una red de intercambio de calor consiste en uno o más intercambiadores de calor que en su conjunto satisfacen los requerimientos de energía.

Para el diseño de una red de intercambio de calor es necesario determinar la cantidad de energía utilizable en las corrientes de proceso, el uso de servicios auxiliares de calentamiento y

enfriamiento, las corrientes que intercambiarán calor entre sí y la secuencia de los intercambiadores de calor. Para determinar lo anterior es necesario utilizar una técnica sistemática que determine los siguientes rubros (Dunn, 2003):

- Servicios de calentamiento y enfriamiento a ser utilizados.
- Cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento a ser utilizados.
- Combinaciones entre corrientes frías y calientes.
- Configuración óptima de la red de intercambio de calor.

### **Tecnología de punto de pliegue**

La técnica de punto de pliegue para el ahorro de energía, consiste en un procedimiento sencillo que emplea las leyes de la termodinámica para establecer los conceptos y la metodología necesaria para mejorar el consumo de energía y la cantidad de área requerida en una red de intercambio de calor.

La aplicación de esta técnica determina los niveles de temperatura que dividen las corrientes del proceso en dos: arriba y abajo del punto de pliegue. Esta separación indica en que partes del proceso es correcta la utilización de calentadores y enfriadores, previniendo de esta manera las pérdidas de energía.

En un principio esta técnica era utilizada para el diseño de nuevas redes de calor, sin embargo su uso se ha extendido a la evaluación de redes existentes y a la reestructuración de las mismas. De igual manera, se ha complementado con un análisis de los costos de inversión, los costos operativos y el tiempo de recuperación de la inversión.

### **Representación de la red en forma de malla**

Consiste en una representación gráfica del sistema de intercambio de calor, donde las corrientes de proceso se representan por una flecha que al inicio y al final indicando las temperaturas a las cuales se encuentran las corrientes y las temperaturas a las cuales se requieren terminando su paso a través del tren de intercambio de calor.

Las corrientes calientes se agrupan en la parte superior de la malla y son dibujadas con dirección de izquierda a derecha y las corrientes frías se agrupan en la parte inferior y son dibujadas con dirección opuesta. Los intercambiadores de calor son representados por círculos unidos por una línea vertical que indica cuales son las corrientes involucradas.

Los calentadores y enfriadores son representados por un solo círculo sobre la corriente de proceso. En la figura 11 se representa la malla de la red de intercambio de calor para un caso típico de un tren de precalentamiento a una columna atmosférica.

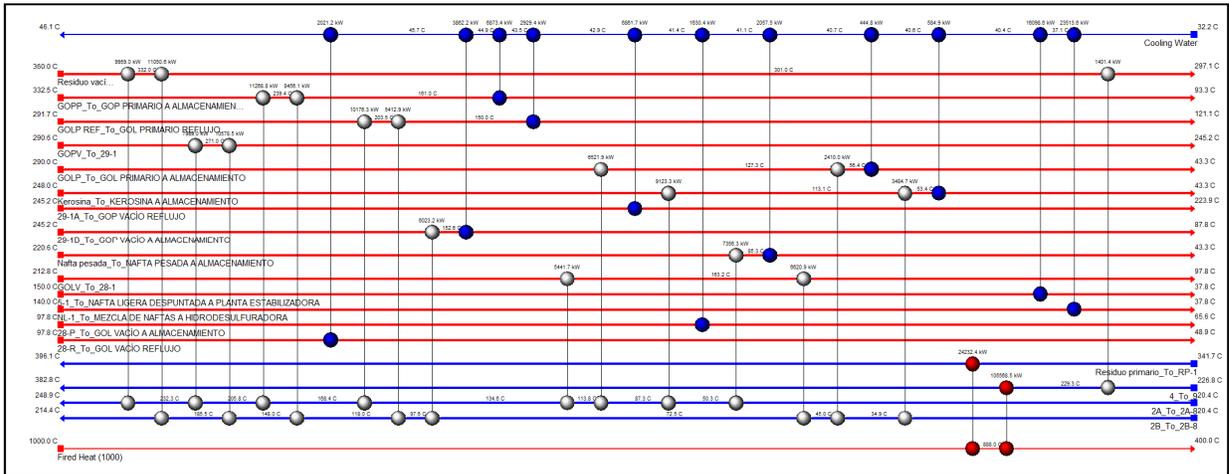


Figura 11 Representación de la red de intercambio de calor en forma de malla

### Curvas compuestas (CC)

Las curvas compuestas consisten en un diagrama Temperatura-Entalpía, en el cual se incluyen las cargas térmicas de todas las corrientes del proceso en dos curvas, una fría y otra caliente. Estas curvas se construyen al calcular y graficar el aporte energético de las corrientes de proceso por intervalos de temperatura. La curva compuesta caliente se encuentre encima de la curva compuesta fría debido a que existe energía disponible en las corrientes calientes y por lo tanto es posible el intercambio térmico.

En las zonas en las cuales las curvas compuestas fría y caliente coinciden el proceso es autosuficiente para satisfacer los requerimientos de calor, ésta zona representa la máxima cantidad de energía recuperable del proceso. Las regiones donde las curvas no coinciden representan la cantidad que debe suministrar por servicios, ya sea de enfriamiento en la parte inferior de la curva o de calentamiento en la parte superior, de manera que se complete la carga térmica del proceso.

Generalmente se tiene un punto de aproximación entre las curvas compuestas, en donde la diferencia de temperaturas es mínima ( $\Delta T_{\min}$ ). A éste punto se reconoce como punto de pliegue. Este punto divide al proceso en dos sistemas termodinámicamente separados cada uno con su propio balance de entalpía y con sus propios requerimientos de servicios. Arriba del punto de pliegue, el sistema es un receptor de calor y solamente requiere servicios de calentamiento. El uso de cualquier servicio de enfriamiento, incrementará de manera proporcional los servicios de calentamiento requeridos. Abajo del punto de pliegue, el sistema es una fuente de calor y solamente son requeridos servicios de enfriamiento. El uso de cualquier servicio de calentamiento, no sólo incrementará el calor neto suministrado sino que, también incrementará los servicios de enfriamiento requeridos.

Por tanto, si existe un intercambio de calor desde una corriente localizada arriba del punto de pliegue hacia una corriente fría localizada abajo del punto de pliegue, el balance de energía requerirá que en ambas corrientes se incrementen sus servicios de calentamiento y enfriamiento

de manera proporcional a la cantidad de energía que ha sido transferida. Tres reglas básicas deben seguirse durante el diseño de redes de intercambio de calor para que éstas consigan su objetivo es decir, un consumo mínimo de energía.

- No utilizar servicios de calentamiento por debajo del punto de pliegue.
- No transferir calor a través del punto de pliegue.
- No utilizar servicios de enfriamiento por encima del punto de pliegue.

El seguimiento de éstas reglas, garantiza la máxima recuperación de energía en el diseño de una red de intercambio de calor.

Un incremento en la  $\Delta T_{\min}$  dará un mayor requerimiento energético (un mayor costo de energía), pero también se tendrá un menor costo de capital. Es por esto que existe una relación entre energía y costos de capital expresados en términos de  $\Delta T_{\min}$ .

Los objetivos energéticos varían con respecto a la  $\Delta T_{\min}$  para un conjunto dado de corrientes. Estos cambios energéticos dependerán de la pendiente de las curvas compuestas a uno y otro lado del punto de pliegue. Estos pueden cambiar si cambia la pendiente de las curvas compuestas o si cambia el punto de pliegue y es indicado por un cambio en la pendiente de las curvas compuestas.

En la figura 12 se ejemplifican las curvas compuestas correspondientes a la malla de la figura 11, ejemplificando la determinación de los requerimientos mínimos de servicios de calentamiento y enfriamiento.

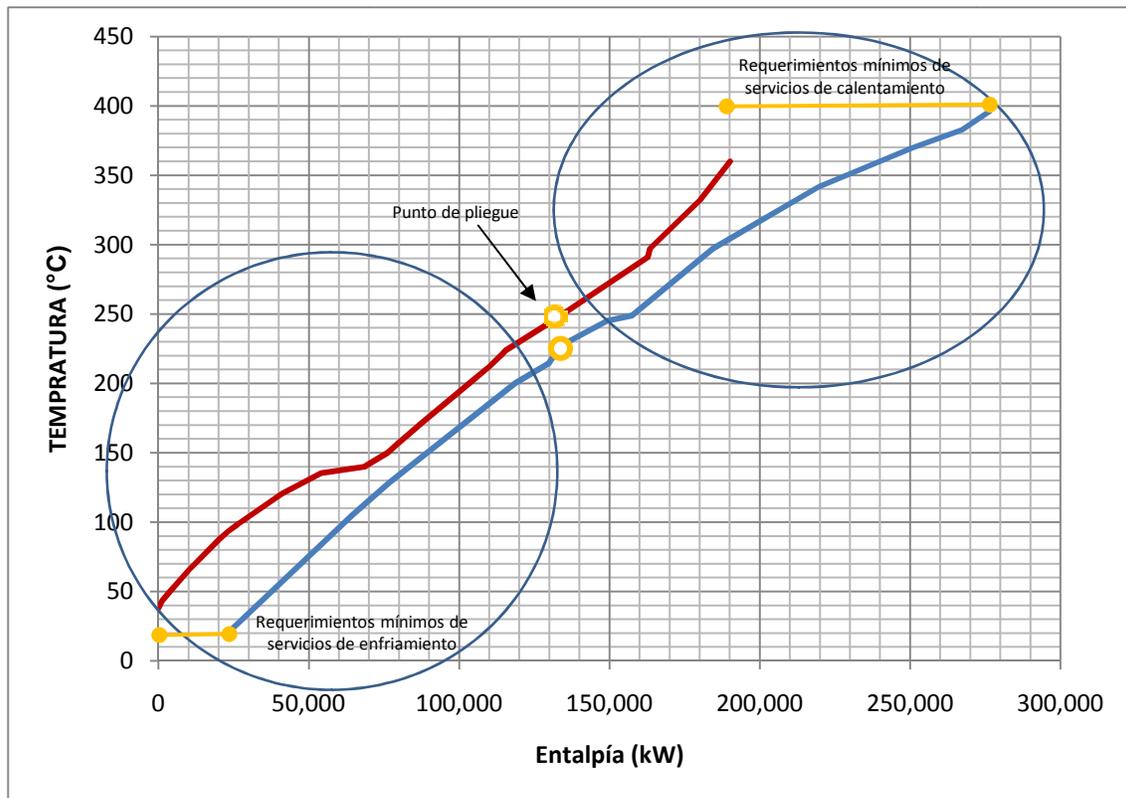


Figura 12 Curvas compuestas y servicios mínimos de calentamiento y enfriamiento

### Gran Curva Compuesta (GCC)

Este diagrama representa la energía total necesaria del proceso, resultando de un balance de entalpía de las corrientes calientes y frías. En el punto de pliegue el flujo de calor es igual a cero, por lo tanto en el diagrama este punto es claramente identificado, ya que es en el donde se une la línea del calor con el eje de la temperatura, es este diagrama se observa que el problema se encuentra dividido, en un conjunto con déficit de energía y otro que cuenta con exceso de energía y estas necesidades llegan a cubrirse con servicios de calentamiento y enfriamiento. La curva permite determinar las partes en las cuales se integran con servicios auxiliares y sistemas generadores de trabajo.

En las figuras 13 y 14 se muestra la Gran Curva Compuesta y la manera de determinar la mejor combinación de los servicios de calentamiento y enfriamiento, así como sus flujos.

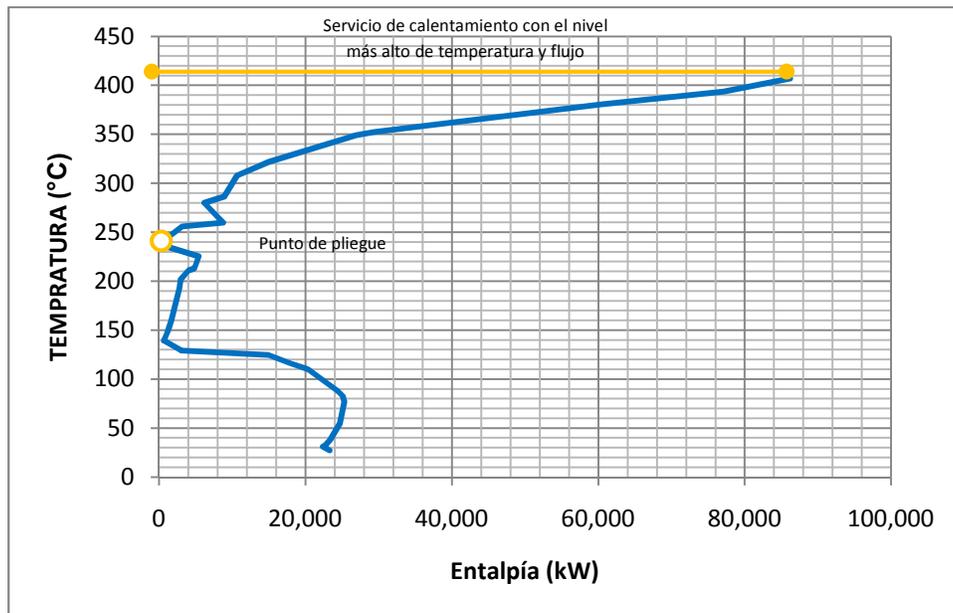


Figura 13 Gran Curva Compuesta y servicios de calentamiento y enfriamiento

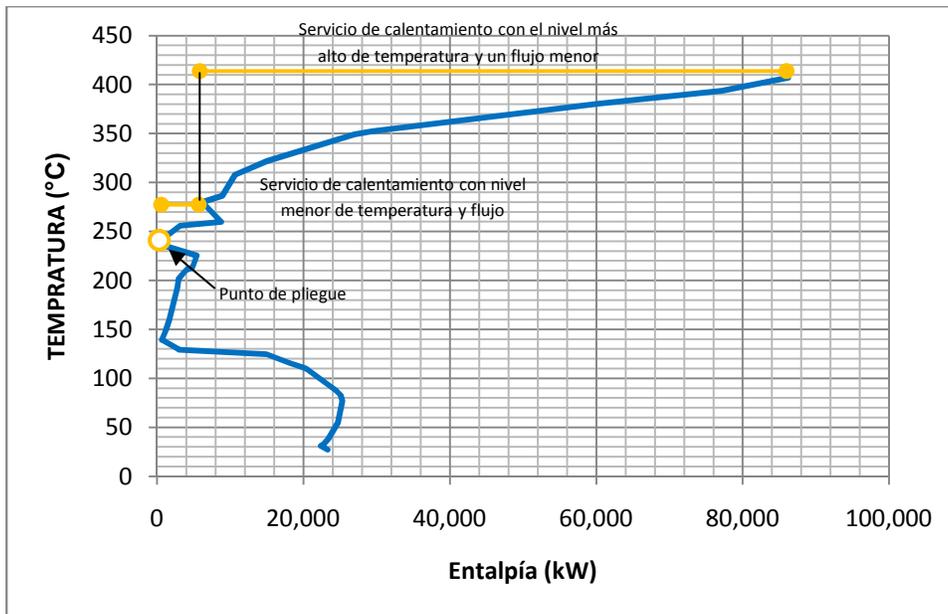


Figura 14 Gran Curva Compuesta y combinación adecuada de servicios de calentamiento y enfriamiento

### Mínimo número de unidades de intercambio de calor

El número de equipos se encuentra íntimamente ligado con los costos de capital del proceso, esto representa un incentivo para la reducción del número de acoplamiento entre corrientes. El realizar una evolución de la red de intercambio térmico con consumo de servicios externos, tiene por objetivo la reducción del número de equipos de transferencia, y es conveniente conocer hasta donde es posible llegar, para esto se utiliza la siguiente relación:

$$U_{\min} = N_{CC} + N_{CF} + N_{\text{Servicios}} - 1$$

Con ayuda de esta relación sabemos que por cada unidad que se encuentre adicional a la red encontraremos un ciclo. Para verificar el correcto funcionamiento de los intercambiadores, se requiere que no exista ningún cruce de temperaturas en los perfiles de temperatura para el intercambiador.

### Ciclos y trayectorias

Sabemos que cada vez que en la red de intercambio de calor se tengan uno o más intercambiadores adicionales al mínimo que calculamos, contamos con una ruta o ciclo en el sistema y esto se aprovecha para obtener el número mínimo de unidades, con las trayectorias se hace una mejor distribución de las cargas de calor de los intercambiadores de calor y los equipos que trabajan con servicios auxiliares y es posible eliminar los intercambiadores de calor sobrantes.

Un ciclo es un conjunto de equipos que al trazar una línea imaginaria que los une inicia y termina en el mismo equipo. Una trayectoria es el conjunto de equipos que al unirlos se inicia en un servicio y termina en otro distinto. En la figura 15 y 16 se representan un ejemplo de ciclo y un ejemplo de trayectoria para caso presentado en la figura 11.

La mejor red será la que después de realiza un análisis del proceso y de los costos del mismo resulte ser la más adecuada por tiempo de retorno de la inversión considerando los distintos servicios para la operación de dicha red de intercambio de calor, o elegir la que tiene un resultado menor a la suma de los costos, el tipo de procesos, de acuerdo con el lugar de operación y las condiciones ecológicas.

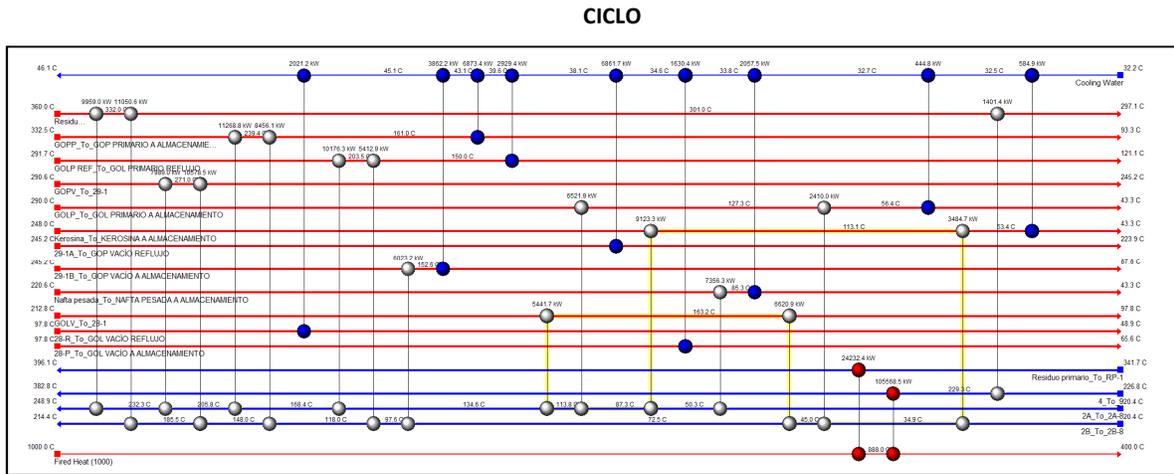


Figura 15 Ejemplo de un ciclo en una red de intercambio de calor

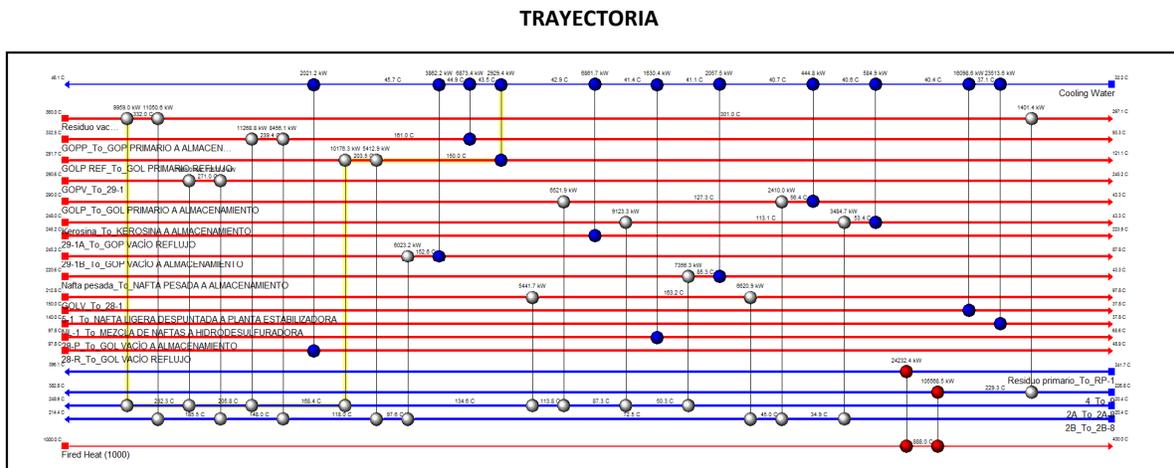


Figura 16 Ejemplo de una trayectoria en una red de intercambio de calor

### Área mínima de intercambio de calor en la red

El área mínima es la superficie necesaria para obtener los mínimos servicios de calentamiento y enfriamiento. Esta varía inversamente proporcional a los servicios necesarios ya que se necesita un área de intercambio de calor específica, esto se reduce a que el área de transferencia está

relacionada con la temperatura de acercamiento y el calor máximo integrado en consecuencia a la cantidad de servicios a utilizar.

### **Método de rediseño de una red de intercambio de calor existente**

Esta metodología está enfocada principalmente al criterio de costos, y es considerada como buena si se cumple con los requerimientos de intercambio de calor y con los requisitos previamente fijados, como el tiempo de retorno de inversión. Es preciso elegir una buena base para iniciar el rediseño y lograr un buen valor de retorno de inversión. La elección de la base se lleva a cabo con un análisis previo para rediseñar la red. El análisis previo proporciona un camino más adecuado para rediseñar bajo el criterio de costos. Este puede ser explicado dividiendo en dos: la filosofía y el procedimiento de análisis para obtener los datos necesarios e iniciar el rediseño de la red.

La evaluación del área mínima de intercambio de calor requerida se realiza considerando que ambas curvas compuestas caliente y fría transfieren calor verticalmente y con esto la transferencia de calor es mínima, esto suponiendo un arreglo de flujo contracorriente. La limitación es el considerar que todos los intercambios de calor tienen coeficientes iguales de transferencia de calor ( $h$ ). La ecuación que proporciona un estimado del área mínima es lo siguientes:

$$A_{req} = \sum_i^{intervalos} \frac{1}{\Delta LMTD} \left[ \sum_i^{corr} \frac{q_i}{h_i} \right]$$

Con esta ecuación se evalúa el área requerida mínima de las curvas compuestas a diferentes valores de  $\Delta T_{min}$  y a cada uno le corresponde un área requerida y una cantidad mínima de servicios auxiliares.

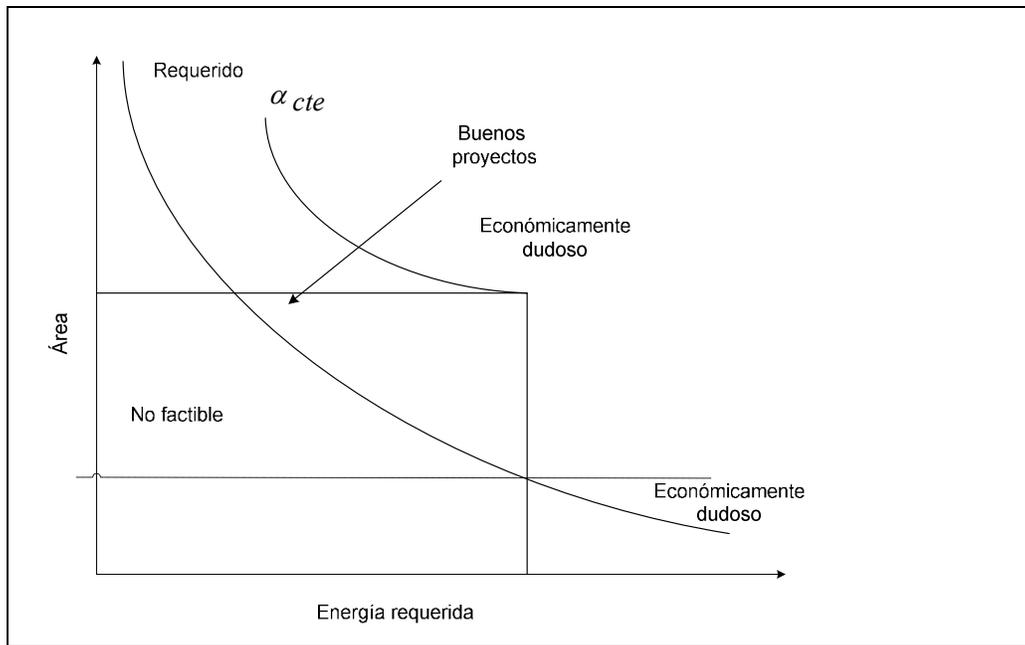
Para observar los distintos proyectos y que es lo más conveniente se inicia con la evaluación de la eficiencia del área en la red de intercambio de calor existente, la cual puede ser definida como la relación entre el mínimo requerimiento de área y el área utilizada actualmente en la red, para una cantidad de energía empleada.

$$\alpha = \left( A_{tx} / A_x \right)_{EE}$$

En general el valor de  $\alpha$  es menor a la unidad y éste indica que tanto se aprovecha el área existente, si se supone que  $\alpha$  es constante a lo largo del requerimiento de área y energía se obtiene una nueva curva, la cual se muestra en la figura 17.

En esta gráfica también se muestran varias regiones, en dos de las cuales no es conveniente rediseñar, y una que es no factible; la última es en donde se encuentran los buenos rediseños entre los requerimientos mínimos y la curva de  $\alpha$  constante que disminuye la energía requerida incrementando el área de transferencia de calor. El incremento de área constituye una inversión, que conjuntamente con el dinero ahorrado por los servicios no consumidos son transformados a costos, y con un tiempo de retorno establecido se realiza una línea que nos ayuda a obtener el mejor valor de  $\Delta T_{min}$ , que será considerado para iniciar el rediseño de la red. Con los datos obtenidos en el análisis previo, como  $\Delta T_{min}$  base, los mínimos requerimientos de servicios al área mínima, se procede a realizar el rediseño en el cual se debe hacer lo siguiente:

- Análisis de los intercambiadores de calor existentes, calculando la eficiencia con su  $\Delta T_{\min}$  real.
- Corrección de los malos intercambiadores de calor debido a su colocación.
- Se colocan los nuevos intercambiadores de calor de acuerdo con los flujos manejados y al producto.
- Evolución de la red.



**Figura 17 Gráfica de eficiencia constante**

En la figura 18 se indican los proyectos viables y económicamente buenos, los cuales se encuentran entre la curva definida con base en los targets del nuevo diseño y la curva de  $\alpha$  constante. Siendo que los diseños que se encuentren más cerca de la curva del nuevo diseño son los más adecuados para ser llevados a cabo, ya que implican un mayor ahorro en la energía utilizada y un uso más eficiente del área nueva instalada.

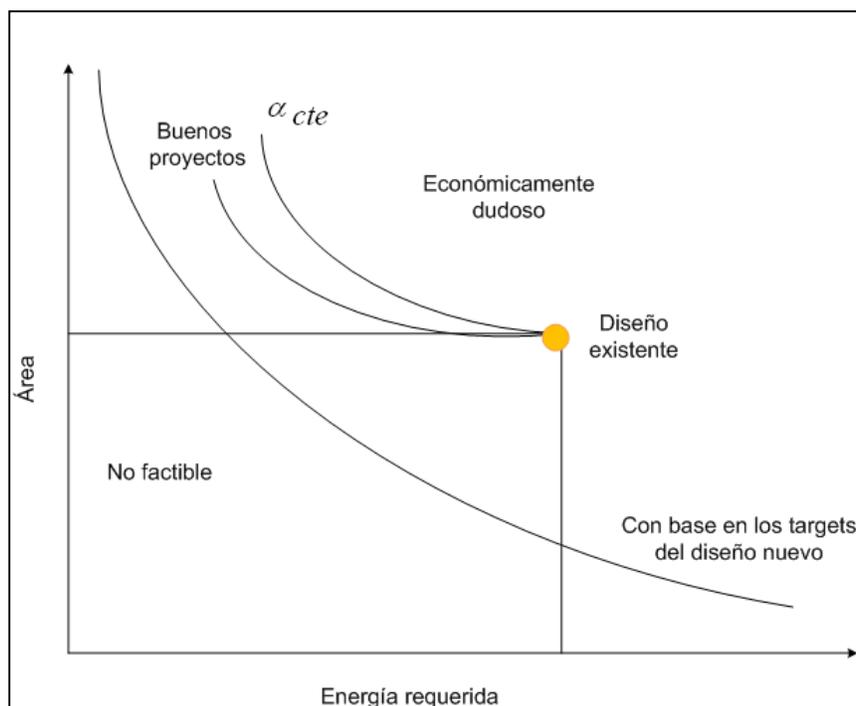


Figura 18 Proyectos de inversión buenos

### Análisis de los intercambiadores de calor existentes

Éste determina que tan bien colocada se encuentra la unidad, esto se realiza con un análisis del problema. Se basa principalmente en considerar que a la red existente se le quitará un intercambiador de calor y se calculará el área mínima remanente requerida, al igual que el acercamiento de la temperatura. Con este procedimiento se evalúa cada intercambiador de calor y se determina su eficiencia máxima de área.

Este procedimiento debe realizarse para todos los intercambiadores, uno a la vez, con los datos obtenidos de los intercambiadores de calor existentes del  $\alpha$  máxima y  $\Delta T_{\min}$  se decide si los intercambiadores se encuentran bien colocados en la red, y en este caso se calcula su eficiencia sin considerar el intercambiador de calor, obteniéndose los valores de  $\alpha$  y el  $\Delta T_{\min}$  y éste se compara con la base anterior, pero tomando en consideración que el mínimo requerido de servicios auxiliares debe permanecer fijo, analizando los resultados se procede a corregir los intercambiadores que encontraron mal colocados. Para corregir los malos intercambiadores se utilizan dos herramientas: el esquema potencial de temperatura y la técnica de cambio de intercambiadores de calor.

La primera es un esquema en donde son alineadas las temperaturas de las corrientes calientes y frías, resultando de esto el diagrama, con la representación del intercambiador de la red. La segunda se conoce como la técnica de cambio de intercambiadores, una es cambiando las condiciones de operación del mismo y cambiándolo de posición o relocalizándolo, la primera es la más común ya que la estructura de la red no cambia. Es importante tratar de realiza un cambio que haga uso de la mayor área existente posible y que sea orientado a un buen arreglo. Ya

corregido los intercambiadores de calor se aplica el análisis del problema remanente, para verificar que los intercambiadores hayan sido colocados correctamente.

#### **Colocación de nuevos intercambiadores de calor**

Se colocan nuevos intercambiadores para completar el rediseño, utilizando el diagrama de potencial de temperatura y del análisis del problema remanente para verificar su correcta posición.

#### **Evolución de la red de intercambio de calor**

Al término de las tres etapas anteriores, se satisfacen los objetivos del proceso y se logra un mejor uso de la energía, el diseño todavía puede ser mejorado haciendo una estructura más compatible con la red existente, y disminuyendo el número de unidades requeridas. Esto se logra con la redistribución de calor siguiendo los ciclos y las trayectorias, así como su manejo para disminuir el número de equipos.

### **3.6.2. Integración de procesos y cambio del combustible utilizado para disminuir las emisiones de gases**

Cualquier disminución en el consumo de energía en un proceso mediante el uso de una red de intercambio de calor reducirá los requerimientos de servicios auxiliares de calentamiento, y a su vez los requerimientos de combustible y las emisiones de gases a la atmosfera.

Al utilizar gas natural en lugar de combustible se reducirán la emisión de  $SO_x$  de manera considerable (80%-90%) debido a que el contenido de azufre en el gas natural es muy bajo en comparación con los combustibles utilizados, la emisión de  $CO_2$  se disminuirá de igual manera (30%-30%) debido a que el gas natural tiene una relación carbono-hidrógeno menor, la reducción en la emisión de  $NO_x$  dependerá de la fuente del nitrógeno contenido en el gas natural.

Al utilizar gas natural en lugar de combustible se reduce al 100% las emisiones de partículas, ya que el gas natural no contiene cenizas.

Debido a que no existen técnicas para disminuir la producción de  $CO_2$  al emplear gas natural, la mejor técnica para reducir las emisiones a la atmosfera es la combinación del uso de gas natural y la integración energética.

La metodología para la reducción de emisiones de gas a la atmosfera consiste en (Mahmoud, 2009):

1. Usar un modelo para relacionar el consumo de servicios auxiliares de calentamiento y el consumo de energía del proceso.
2. Cambiar de combustible a gas natural para reducir las emisiones de  $CO_2$  y de  $SO_x$ .
3. Aplicar la integración térmica a la red de intercambio existente mediante la tecnología de punto de pliegue.
4. Definir las metas en cuanto a retorno de capital se refiere al combinar la integración de procesos y el cambio de combustible.

#### 4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA 1

##### 4.1. Generalidades

La planta analizada es la planta combinada 1 de la sección de fraccionamiento de la Refinería Miguel Hidalgo de Petróleos Mexicanos, ubicada en Tula de Allende, Hidalgo, la cual fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo.

Su excelente ubicación geográfica la sitúa en una zona estratégica, debido a que se encuentra en un punto intermedio entre los principales productores de crudo y la ciudad de México, principal consumidor de combustible del país, lo que permite la distribución eficiente de los productos. En la figura 19 se muestra su ubicación.

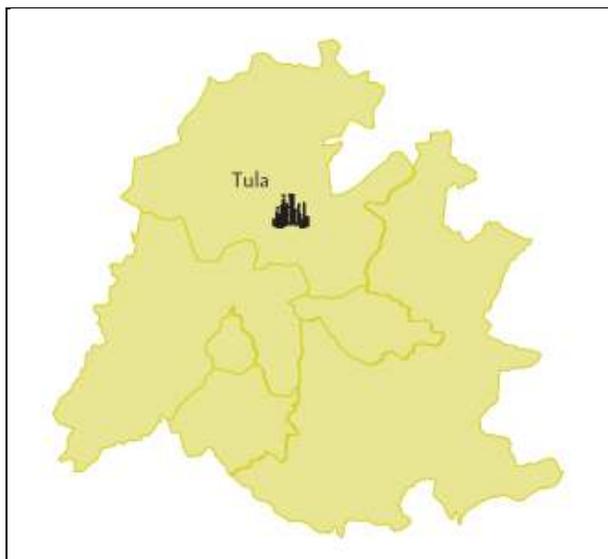


Figura 19 Ubicación de la refinería Miguel Hidalgo

En la tabla 4 se muestra la demanda regional de productos petrolíferos en la región centro del país (PEMEX, 2007).

Tabla 4 Demanda región centro de productos petrolíferos, 2006

PRODUCTO	DEMANDA (MILES DE BARRILES DIARIOS DE CRUDO EQUIVALENTE)
Gasolinas	174.30
Diesel	70.40
Combustóleo	58.50
Turbosina	21.70
Coque de petróleo	18.80

La planta combinada correspondiente a la Refinería de Tula, cuenta con dos secciones:

- Sección de destilación atmosférica cuya capacidad es de 150,000 BPD de crudo.
- Sección de destilación al vacío cuya capacidad es de 61,800 BPD de residuo primario.

Los objetivos de las diferentes secciones de la planta son los siguientes:

- Destilación atmosférica: destilación del crudo para la producción de los siguientes cortes: una mezcla de naftas (nafta de despunte y nafta ligera), nafta pesada, kerosina, gasóleo ligero primario, gasóleo pesado primario y residuo primario.
- Destilación al vacío: destilación del residuo primario para producir gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

#### 4.2. Bases de diseño

La sección atmosférica está diseñada para procesar aceites crudos de dos diferentes procedencias: crudo del Istmo y crudo de Poza Rica. Los rendimientos de los productos para los mencionados crudos son los presentados en la tabla 5.

**Tabla 5 Rendimiento de los productos para el crudo Istmo y Poza Rica**

PRODUCTO	CRUDO ITSMO (BPD A 15.8 °C)	CRUDO POZA RICA (BPD A 15.8 °C)
Mezcla de naftas	42,000.00	36,000.00
Nafta pesada	15,000.00	12,000.00
Kerosina	17,550.00	15,300.00
Gasóleo ligero primario	9,750.00	11,700.00
Gasóleo pesado primario	3,900.00	5,550.00
Residuo primario	61,800.00	69,450.00
Gasóleo ligero de vacío	14,214.00	14,445.00
Gasóleo pesado de vacío	14,214.00	14,445.00
Residuo de vacío	33,372.00	40,560.00

#### 4.3. Descripción del flujo del proceso de acuerdo a diseño

En el anexo 1, 2, 3 y 4 se presentan los diagramas de flujo de proceso correspondientes a la sección de destilación atmosférica y a la sección de destilación al vacío.

##### 4.3.1. Sección atmosférica

###### Trenes de precalentamiento

El crudo llega al cabezal de succión de las bombas de carga a una temperatura de 20 °C y prácticamente a 0 psig. Las bombas descargan el crudo de 426 a 497 psig y lo envía a razón de 150,000 BPD a las torres de despunte a través de dos trenes de precalentamiento en paralelo.

Los cambiadores de calor que constituyen el tren A y las temperaturas que imparten a la carga se muestran en la tabla 6.

**Tabla 6 Tren de precalentamiento A**

INTERCAMBIADOR	CORRIENTE DE CALENTAMIENTO	TEMPERATURA DE ENTRADA DEL CRUDO (°C)	TEMPERATURA DE SALIDA DEL CRUDO (°C)
EA-101	Nafta pesada	20.41	53.33
EA-102 A	Kerosina	53.33	90.56
EA-103 A	Gasóleo ligero primario	90.56	115.56
EA-104 A	Gasóleo ligero vacío	115.56	135.56
EA-105 A	Reflujo gasóleo ligero primario	135.56	171.11
EA-106 A	Gasóleo pesado primario	171.11	208.33
EA-107 A	Gasóleo pesado de vacío	208.33	233.33
EA-108 A	Residuo de vacío	233.33	248.89

Los cambiadores de calor correspondientes al tren B y las temperaturas que imparten al crudo se muestran en la tabla 7.

**Tabla 7 Tren de precalentamiento B**

INTERCAMBIADOR	CORRIENTE DE CALENTAMIENTO	TEMPERATURA DE ENTRADA DEL CRUDO (°C)	TEMPERATURA DE SALIDA DEL CRUDO (°C)
EA-102 B	Kerosina	20.41	36.11
EA-103 B	Gasóleo ligero primario	36.11	46.67
EA-104 B	Gasóleo ligero vacío	46.67	73.89
EA-107 C	Gasóleo pesado vacío	73.89	97.78
EA-105 B	Reflujo gasóleo ligero primario	97.78	118.33
EA-106 B	Gasóleo pesado primario producto	118.33	148.89
EA-107 B	Gasóleo pesado de vacío	148.89	185.00
EA-108 B	Residuo de vacío	185.00	214.44

### **Torres de despunte**

El crudo precalentado entra a las torres de despunte. Estas operan a 40.5 psig y 230 °C. Destilan entre ambas 24,375 BPD de nafta.

Los vapores de las torres de despunte se rectifican con reflujo de nafta ligera de la torre fraccionadora. Respecto al crudo despuntado, las bombas de fondos de las torres de despunte sacan entre material a razón de 135, 232 BPD pasando por los cambiadores de calor, donde se calientan con el residuo reducido proveniente de la planta reductora de viscosidad alcanzando una temperatura de 249.3 y 245.7 °C respectivamente y de ahí pasa a los calentadores atmosféricos.

### **Calentadores de crudo despuntado**

El cabezal de crudo despuntado alimenta a la parte inferior de la sección de convección del calentador. Los cabezales de salida de cada horno se conectan a la torre de destilación atmosférica en el plato 30.

Las características de operación de cada horno son las siguientes:

Carga	135,232 BPD
Temperatura de entrada	229 °C
Temperatura de salida	382 °C
Presión de entrada	130 psig
Presión de salida	30 psig

### **Torre de destilación atmosférica**

En la torre de destilación atmosférica las temperaturas de operación son 153 °C y 361 °C en el domo y en el fondo respectivamente. Las presiones de operación son de 9 y 15 psig.

Los cortes que se obtendrán en la torre de destilación atmosférica son:

- **Nafta ligera**
- **Nafta pesada**
- **Kerosina**
- **Gasóleo Ligero Primario**
- **Gasóleo Pesado Primario**
- **Residuo Primario**

### **Nafta ligera**

Los vapores del domo de la torre se generan a razón de 62,038 BPD y se envían a condensar al condensador de nafta ligera, el condensado se colecta en el acumulador de nafta ligera.

La nafta condensada se abastece tanto a las bombas de reflujo como a las de producto. El gasto de reflujo es de 34801 BPD; las bombas respectivas lo envían a 126 psig y 38 °C. Una parte de la

corriente de reflujo consistente en 9607 BPD se segrega para emplearla como reflujo en las dos torres de despunte.

Las bombas de producto nafta ligera envía la nafta a 80 psig y 38 °C a razón de 11,037 BPD, hacia tanques de almacenamiento de gasolina estabilizada.

### **Nafta Pesada (Turbosina)**

Del plato No. 9 de la torre de destilación se extraen 15,308 BPD de nafta pesada que se envían al agotador. Este forma parte de una columna junto con los agotadores de kerosina y de gasóleo ligero primario.

El agotador cuenta con 4 platos tipo válvula. Por la parte inferior se le inyecta vapor de agua sobrecalentado a 316 °C a razón de 7085 Lb/hr. La fracción más ligera se separa y se retorna el plato No. 5 de la torre.

La nafta pesada agotada la toman las bombas y se envía para intercambiar calor en el cambiador contra crudo y en el enfriador contra agua de enfriamiento. Finalmente se envía a almacenamiento a 43 °C, 50 psig y a razón de 15,000 BPD.

### **Kerosina**

Del plato No. 15 se extraen 15,508 BPD de kerosina para agotarla en el agotador. Cuenta con 4 platos de tipo válvulas e inyección de vapor. Los ligeros se retornan al plato 14 de la torre.

Por medio de las bombas la kerosina producto se envía a intercambiar calor con los cambiadores y a enfriarse, para posteriormente enviarse a tanques de almacenamiento.

### **Gasóleo Ligero Primario**

El gasóleo ligero se extrae del plato No. 21 a razón de 24 114 BPD y se envía al agotador. También cuenta con 4 platos tipo válvula e inyección de vapor.

Una parte del gasóleo ligero primario se extrae por medio de las bombas y se envía hacia los cambiadores de calor a intercambiar calor contra el crudo y posteriormente a enfriarse.

### **Reflujo de Gasóleo Ligero Primario**

La otra parte del Gasóleo Ligero Primario es usado como reflujo a la torre y es succionado del plato No. 26 con las bombas hacia los cambiadores de calor a intercambiar calor contra el crudo de carga y posteriormente es enfriado con agua a 121 °C en el enfriador para retornar al plato 16 de la torre fraccionadora a razón de 22683 BPD.

### **Gasóleo Pesado Primario**

Este corte se extrae del plato No. 26 y una parte se envía al separador, la cual sirve como reflujo y la otra parte va hacia el agotador de Gasóleo Pesado Primario. Del agotador el gasóleo pesado

primario agotado se extrae con las bombas a razón de 10,005 BPD y se envía hacia los intercambiadores de calor a intercambiar calor con el crudo; posteriormente se envía hacia los tanques de almacenamiento por la línea de mezclas de GOV's pasando a través del enfriador a una temperatura de 93 °C.

### Reflujo de Gasóleo Pesado Primario

La otra parte del gasóleo pesado primario es usado como reflujo hacia la torre fraccionadora. Alimenta a las bombas las cuales recirculan el gasóleo pesado a través de los intercambiadores en donde cede calor al crudo y de ahí se regresa a la torre de destilación en el plato No. 22 a razón de 12,030 BPD a una temperatura de 145 °C.

### Residuo Primario

Por el fondo de la torre de destilación se extrae el residuo por medio de las bombas. Las bombas descargan a 140 psig a razón de 61,800 BPD de residuo primario hacia el calentador de crudo reducido de la sección de destilación al vacío.

### Especificaciones de los productos

De acuerdo al crudo utilizado se pueden obtener los siguientes productos con las respectivas especificaciones. En la tabla 8 se presentan las especificaciones de los productos correspondientes al crudo Istmo y en la tabla 9 los correspondientes al crudo Poza Rica.

**Tabla 8 Especificaciones de producto correspondientes al crudo Istmo**

ESPECIFICACIÓN	MEZCLA DE NAFTAS	NAFTA PESADA	KEROSINA	GASÓLEO LIGERO PRIMARIO	GASÓLEO PESADO PRIMARIO	RESIDUO PRIMARIO
°API 60/60 °F	60.7	43.2	35.50	31.5	29.7	14.1
Peso molecular	111.6	175	209.00	250	289	246
% VOLUMEN	DESTILACIÓN ASTM, °F					
0	93.5	413	485.00	578	644	-----
10	182	416	487.00	580	645	-----
30	216	422	495.00	586	648	-----
50	257	430	506.00	594	651	-----
70	299	439	515.00	604	656	-----
90	352	448	532.00	614	663	-----
TFE	386	454	543.00	622	666	-----

**Tabla 9 Especificaciones de producto correspondientes al crudo Poza Rica**

ESPECIFICACIÓN	MEZCLA DE NAFTAS	NAFTA PESADA	KEROSINA	GASÓLEO LIGERO PRIMARIO	GASÓLEO PESADO PRIMARIO	RESIDUO PRIMARIO
°API 60/60 °F	60.7	45.5	38.80	33	29.5	14.4
Peso molecular	111.4	176	210.00	253	281	339
% VOLUMEN	DESTILACIÓN ASTM, °F					
0	140	413	488.00	579	643	-----
10	160	415	491.00	581	644	-----
30	220	422	500.00	589	648	-----
50	260	430	510.00	597	651	-----
70	298	440	522.00	606	656	-----
90	338	451	536.00	616	662	-----
TFE	356	454	545.00	623	666	-----

#### **4.3.2. Sección de destilación al vacío**

##### **Calentador de crudo reducido**

El residuo primario proveniente del fondo de la torre de destilación atmosférica llega a unidad de destilación al vacío a 343 °C y 140 psig. El residuo entra al calentador a 342 °C y 52.7 psig y sale a 396 °C y 2.7 psig vaporizado en un 27.4%.

##### **Torre de destilación al vacío**

El residuo primario, con un gasto de 61,800 BPD, se introduce a la torre de destilación al vacío en la parte inferior de la sección media. La torre de destilación opera a 17.5 mm de mercurio y 66 °C en el domo y 32.5 mm de mercurio y 385 °C en el fondo. Se separan tres cortes de productos: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

##### **Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV)**

El gasóleo ligero se obtiene en la primera sección de empaque. Del plato de extracción No. 1 la bomba succiona el gasóleo ligero a una temperatura de 202 °C y lo envía al intercambiador a razón de 30,350 BPD en donde cede calor al crudo; del flujo anterior 17,360 BPD pasan por los enfriadores donde se enfrían contra agua y se retornan al domo de la torre a una temperatura de 55 °C.

Los restantes 12990 BPD se envían a almacenamiento a una temperatura de 66 °C por línea de mezclas de GOV's.

### **Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV)**

El gasóleo pesado se saca del plato de extracción No. 2 situado debajo del lecho 2 de la torre. Del plato de extracción salen dos líneas que conducen el gasóleo a un recipiente.

Del tanque de gasóleo pesado toman 95,630 BPD las bombas a una temperatura de 296 °C y lo descargan a 170 psig, de los cuales 9,300 BPD son retornados a la torre con reflujo caliente para lavar el lecho 3 del empaque de la torre. Por otro lado 86,330 BPD del gasóleo pesado es enviado hacia los intercambiadores, y se divide en dos corrientes; la primera que consta de 67,860 BPD y son enfriados a 230 °C en el enfriador y regresan a la torre como reflujo a la parte superior del lecho 2 de la sección empacada de la torre y la segunda que consta de 18,470 BPD los cuales pasan al cambiador de calor a calentar el crudo y son tomados por la bombas la cual los reimpulsa a tanques de almacenamiento previo enfriamiento en el enfriador de donde sale a 88 °C.

### **Residuo de Vacío**

El residuo de vacío se colecta en el fondo de la torre de donde lo toman las bombas ambas accionadas por turbina. Las bombas de fondos envían 37990 BPD a 365 °C a los intercambiadores de donde sale a 299 °C, una parte de este residuo es reflujado hacia el fondo de la torre para controlar la temperatura del fondo de la misma. El resto del residuo de vacío normalmente se envían a la planta reductora de viscosidad, de donde se recibe el residuo reducido de esta a 330 °C e intercambia calor contra el crudo despuntado en dos bancos de intercambiadores de calor de donde sale a 256.4 y 252.8 °C respectivamente y posteriormente en otro banco contra el crudo de donde sale a 199.2 °C, para que posteriormente se enfríe en la caja enfriadora de donde se cuida que su temperatura no sea mayor a 110 °C antes de enviarse a tanques.

## 5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA 1

### 5.1. Generalidades

La simulación se llevó a cabo en el simulador comercial Aspen-Hysys V. 7.0. Este simulador de procesos está diseñado para las operaciones de refinación de petróleo, procesamiento de gas, industrias químicas, petroquímicas e industrias de combustibles sintéticos. Esta simulación se efectuó de manera integral es decir, todos los equipos se encuentran interconectados entre sí de tal forma que la simulación representa el comportamiento real de la Planta Combinada 1.

La simulación de las Planta Combinada 1, se desarrollo de acuerdo al siguiente enfoque:

- Se tomo como referencia los datos de diseño. Los datos relevantes para el proceso, los datos ambientales y las especificaciones de equipo utilizados fueron los recolectados directamente en planta para su análisis comparativo subsecuente.
- Respecto a la operación real, se utilizaron los datos recolectados directamente en planta.
- Considerando las mejoras al proceso, se considera solamente las propuestas que sean técnicamente y físicamente posibles y que puedan llevarse a cabo durante una programación de período corto. Estas propuestas deberán hacer uso eficiente de la energía y minimizar las emisiones y efluentes contaminantes manteniendo la eficiencia y operabilidad de las unidades de proceso.

### 5.2. Paquete de propiedades

El modelo termodinámico empleado para la simulación del proceso fue el de la ecuación de Peng-Robinson debido a que es adecuada para el cálculo del equilibrio líquido-vapor y las propiedades físicas y de transporte de los sistemas multicomponentes de hidrocarburos. Adicionalmente permite la definición y el uso de pseudo-componentes.

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v^2 + 2bv - b^2}$$

Donde:

$$a(T) = a(T_c) * \alpha(T_r, \omega)$$

$$a(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$$

$$\alpha(T_r, \omega) = \left(1 + \kappa(1 - \sqrt{T_r})\right)^2$$

$$\kappa = 0.37464 + 1.5422\omega - 0.26992\omega^2$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c}$$

Siendo:

R Constante universal de los gases.

$\omega$  Factor acéntrico del compuesto

$T_c$  Temperatura crítica del compuesto

$P_c$  Presión crítica del compuesto

### 5.3. Caracterización del crudo

Debido a que el crudo es una mezcla compleja fue necesario caracterizarla, para lo cual fue necesario convertir los ensayos de laboratorio de condensados, aceites crudos y cortes de crudo en una serie de pseudo-componentes hipotéticos.

A partir de estos pseudo-componentes utilizando el paquete de propiedades termodinámicas modelar el crudo y estimar sus propiedades físicas y químicas. En la tabla 10 se presentan las propiedades del crudo para el caso de diseño, en la tabla 11 la composición de los ligeros y en la tabla 12 el ensayo TBP para el caso de diseño.

Tabla 10 Propiedades del crudo para el caso de diseño

PRUEBAS	UNIDADES	MÉTODOS	RESULTADOS
Gravedad a 60 °F ó API	-----	ASTM D 287	32.04
Factor de caracterización (WATSON)	-----	-----	11.90
Visc. Saybolt Universal a 37.8 °C	s	ASTM D 445	10.10
Visc. Saybolt Universal a 99 °C	s	ASTM D 445	4.30
Peso molecular	-----	-----	204.00

Tabla 11 Composición de los ligeros del crudo

COMPUESTO	% VOLUMEN LÍQUIDO
Metano	40.86
Etano	3.20
Propano	18.93
I-butano	7.82
N-butano	18.35
I-pentano	5.86
N-pentano	4.97
TOTAL	0.40

Tabla 12 Ensayo ASTM D86 del crudo para el caso de diseño

% DESTILADO (% volumen)	ASTM D86 (°F)
0	153
10	238
30	413
50	568
70	835
90	909

A partir de la información se obtuvo la siguiente curva de destilación para el crudo alimentado.

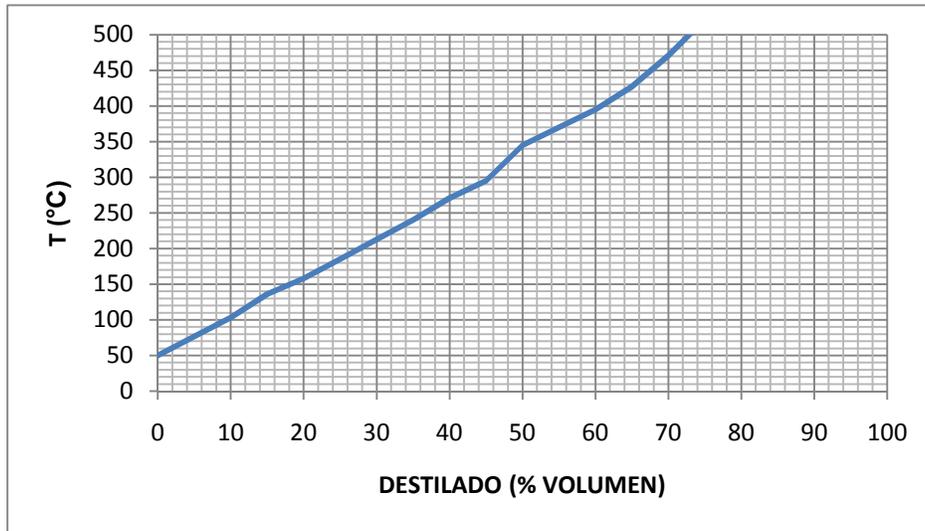


Figura 20 Curva TBP de destilación del crudo para el caso de diseño

Posteriormente se realizó el cálculo de las propiedades de cada uno de los pseudo-componentes mediante las siguientes correlaciones.

Correlaciones de Lee-Kesler

$$T_c = 341.7 + 811S + (0.4244 + 0.1174S)T_b + (0.4669 - 3.2623S) \times 10^5 / T_b$$

$$\ln P_c = 8.3634 - 0.0566/S - (0.24244 + 2.2898/S + 0.11857/S^2) \times 10^{-3} T_b +$$

$$(1.4685 + 3.648/S + 0.47227/S^2) \times 10^{-7} T_b^2 - (0.42019 + 1.6977/S^2) \times 10^{-10} T_b^3$$

Para  $T_{br} \leq 0.8$

$$\omega = (\ln P_{br} - 5.92714 + 6.09648/T_{br} + 1.28862 \ln T_{br} - 0.169347 T_{br}^6) / (15.25 - 15.6875/T_{br} - 13.4721 \ln T_{br} + 0.4357 T_{br}^6)$$

Para  $T_{br} > 0.8$

$$\omega = -7.904 + 0.1352K_W - 0.007465K_W^2 + 8.359T_{br} + (1.408 - 0.01063K_W)/T_{br}$$

$$K_W = T_b^{1/3} / S$$

$$K_W = 4.5579M^{0.15178}S^{-0.84573}$$

Siendo:

$\omega$  Factor acéntrico del compuesto

$T_c$  Temperatura crítica del compuesto

$P_c$  Presión crítica del compuesto

S Gravedad específica

$T_{br}$  Tempertura reducida

$P_{br}$  Presión reducida

$K_W$  Factor de caracterización

$T_b$  Tempertura de ebullición

La temperatura debe estar en grados Rankine, la presión en psia, el volumen en  $\text{ft}^3/\text{lbmol}$  y la gravedad específica es con respecto al agua a  $60^\circ\text{F}$ . Adicionalmente  $P_{br} = P_b/P_c$  y  $T_{br} = T_b/T_c$ , en donde  $P_b$  es la presión a la cual es medida  $T_b$ .

#### 5.4. Establecimiento de la topología del proceso

La simulación es la representación de procesos a través de modelos matemáticos, los cuales al ser resueltos dan una idea del comportamiento de dichos procesos. Es por esto que la simulación de las unidades de proceso se realiza de tal forma que los resultados obtenidos se ajusten a las especificaciones del diseño en cuanto a rendimiento y calidad de los productos (El error máximo recomendado es de 10%).

Con lo anterior se busca garantizar que los resultados obtenidos a partir de la simulación y del análisis de la misma sirvan de manera adecuada para comparar la operación de diseño o actual con la de las mejoras a los procesos.

Los datos de diseño utilizados son los presentados en el capítulo anterior a manera de descripción del proceso.

## 5.5. Resultados de la simulación

### 5.5.1. Operación diseño

Para la carga de crudo y la operación para la cual fue diseñada la planta, en las figuras 21, 22 y 23 se muestra el perfil de temperatura, el flujo de líquido y el flujo de vapor en cada uno de los platos de la columna de destilación atmosférica y en sus agotadores. El análisis de los resultados obtenidos a partir de la simulación para la operación de diseño se presenta en el capítulo 7.

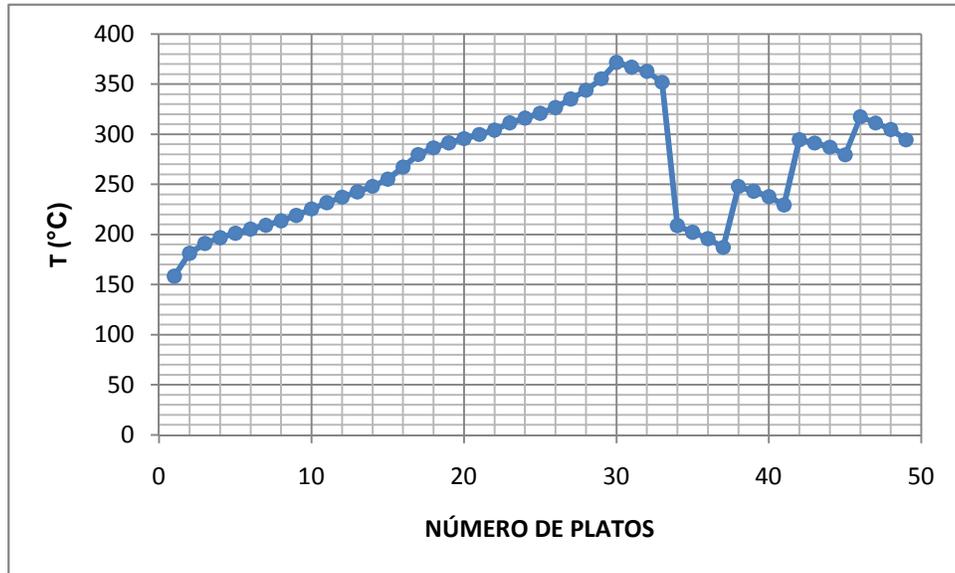


Figura 21 Perfil de temperatura en la columna de destilación atmosférica

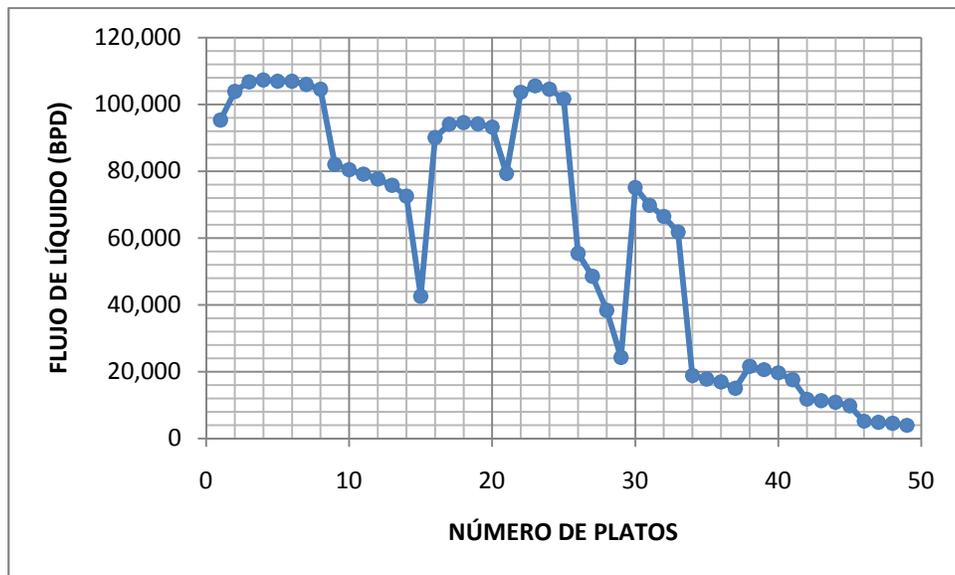


Figura 22 Perfil de líquido en la columna de destilación atmosférica

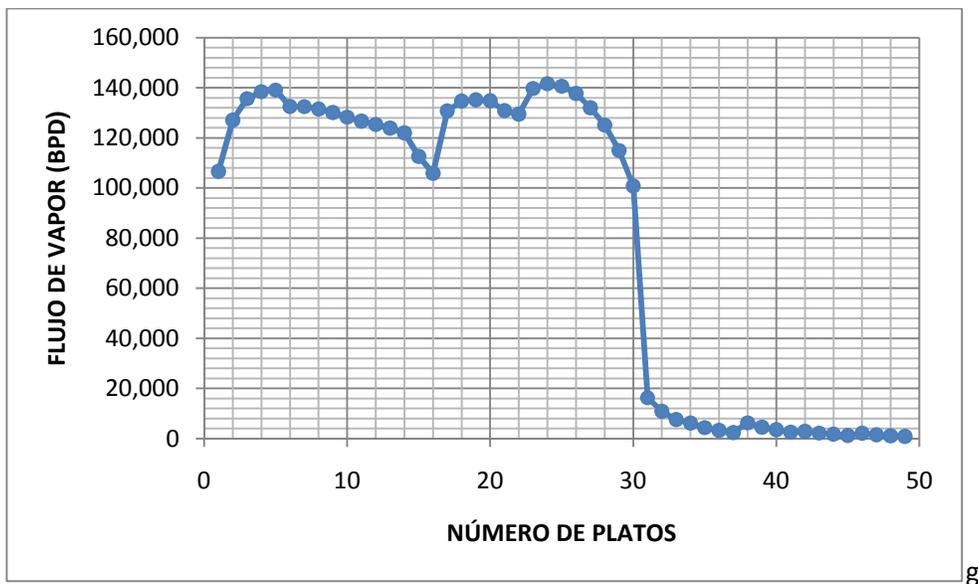


Figura 23 Perfil de vapor en la columna de destilación atmosférica

A continuación se presentan los errores obtenidos en los resultados de la simulación de la columna de destilación atmosférica y de la columna de destilación al vacío. El error se presenta en forma de diferencia entre los datos obtenidos y los de diseño. En las figuras 24 a la 30 se presentan los errores para la calidad de cada uno de los productos, de manera que se pueda observar si la tendencia es adecuada.

	NAFTA LIGERA		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	42,000	41,883	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	111.60	105.41	
DENSIDAD, °API	60.70	55.04	
ASTM D86 10%, °C	75.00	77.02	2.69
ASTM D86 30%, °C	102.22	97.37	4.75
ASTM D86 50%, °C	125.00	121.70	2.64
ASTM D86 70%, °C	148.33	145.50	1.91
ASTM D86 90%, °C	177.78	171.22	3.69
			<b>3.13</b>

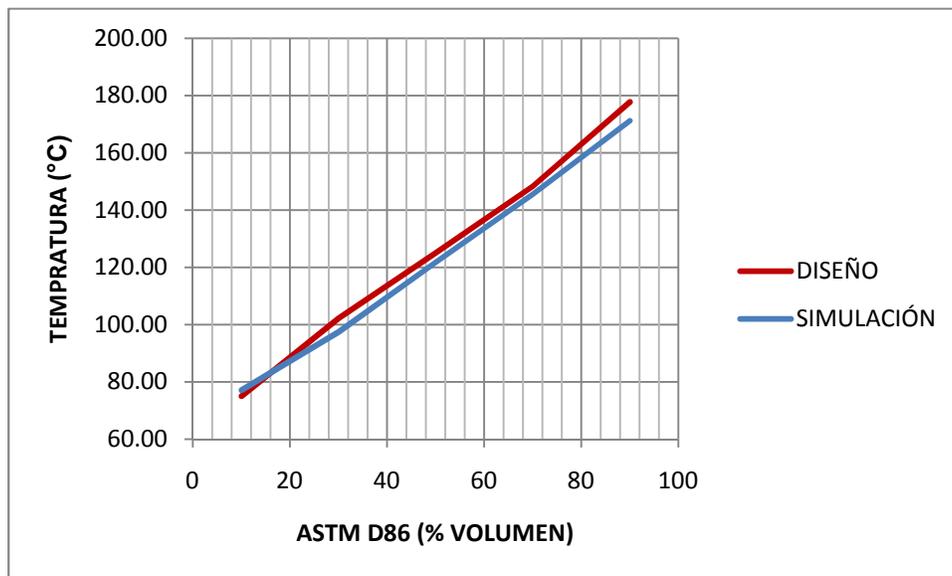


Figura 24 Comparativo de caracterización nafta ligera simulación vs diseño

	NAFTA PESADA		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	15,000	15,000	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	175.00	168.89	
DENSIDAD, °API	43.20	40.91	
ASTM D86 10%, °C	213.33	204.35	4.21
ASTM D86 30%, °C	216.67	209.41	3.35
ASTM D86 50%, °C	221.11	214.69	2.90
ASTM D86 70%, °C	226.11	221.31	2.12
ASTM D86 90%, °C	231.11	230.77	0.15
			<b>2.55</b>

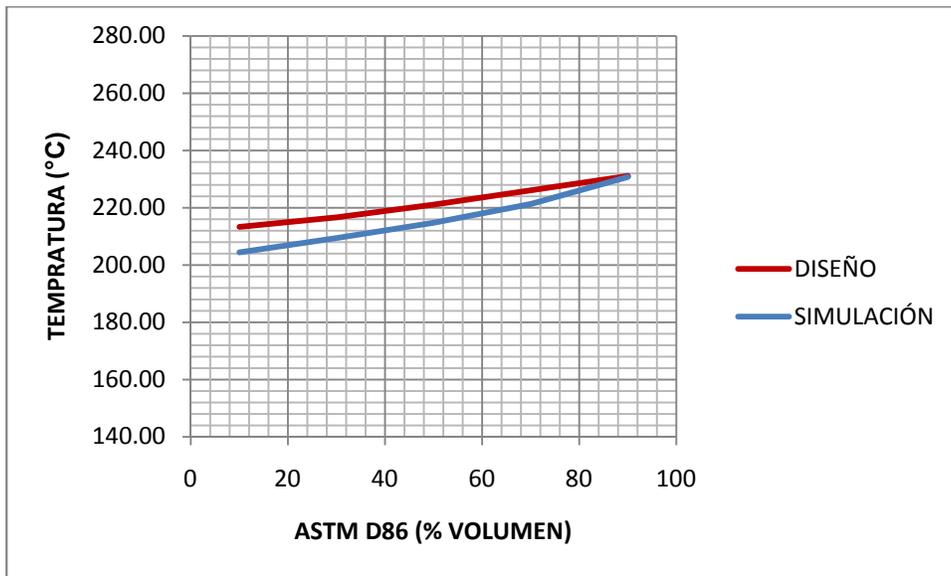


Figura 25 Comparativo de caracterización nafta pesada simulación vs diseño

	KEROSINA		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	17,550	17,550	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	209.00	207.69	
DENSIDAD, °API	35.50	35.54	
ASTM D86 10%, °C	252.78	245.38	2.93
ASTM D86 30%, °C	257.22	253.70	1.37
ASTM D86 50%, °C	263.33	260.58	1.04
ASTM D86 70%, °C	268.33	269.50	0.44
ASTM D86 90%, °C	277.78	288.68	3.93
			<b>1.94</b>

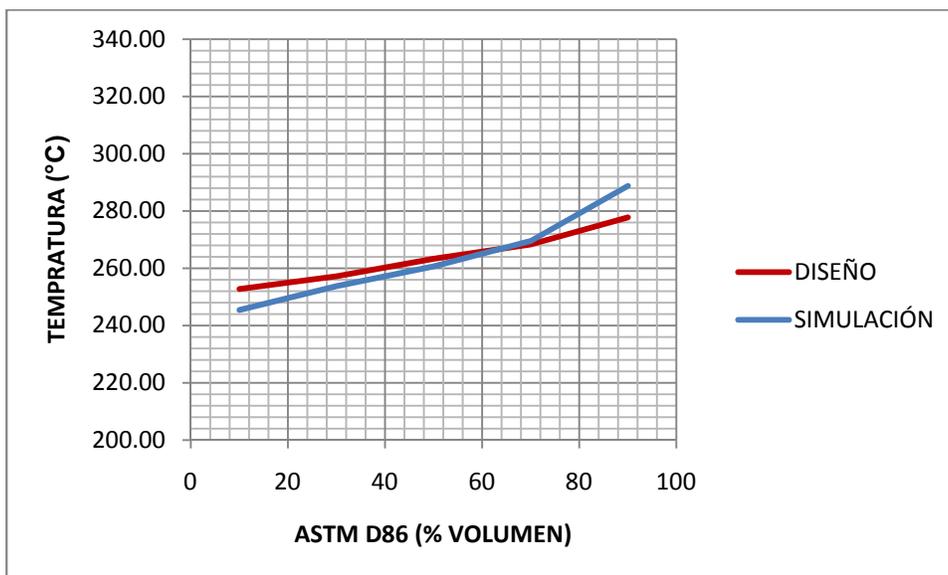


Figura 26 Comparativo de caracterización kerosina simulación vs diseño

GASÓLEO LIGERO PRIMARIO			
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	9,750	9,750	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	250.00	253.08	
DENSIDAD, °API	31.50	30.78	
ASTM D86 10%, °C	304.44	290.73	4.51
ASTM D86 30%, °C	307.78	301.45	2.06
ASTM D86 50%, °C	312.22	310.34	0.60
ASTM D86 70%, °C	317.78	323.22	1.71
ASTM D86 90%, °C	323.33	346.19	7.07
			<b>3.19</b>

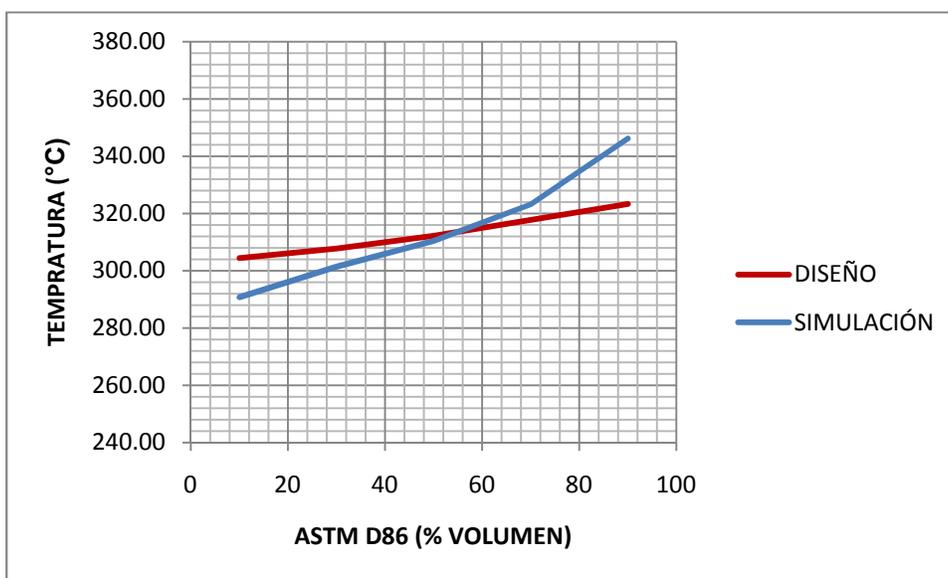


Figura 27 Comparativo de caracterización gasóleo ligero primario simulación vs diseño

	GASÓLEO PESADO PRIMARIO		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	3,900	3,900	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	289.00	284.40	
DENSIDAD, °API	29.70	28.01	
ASTM D86 10%, °C	340.56	325.69	4.37
ASTM D86 30%, °C	342.22	335.40	1.99
ASTM D86 50%, °C	343.89	343.27	0.18
ASTM D86 70%, °C	346.67	352.32	1.63
ASTM D86 90%, °C	350.56	366.51	4.55
			<b>2.54</b>

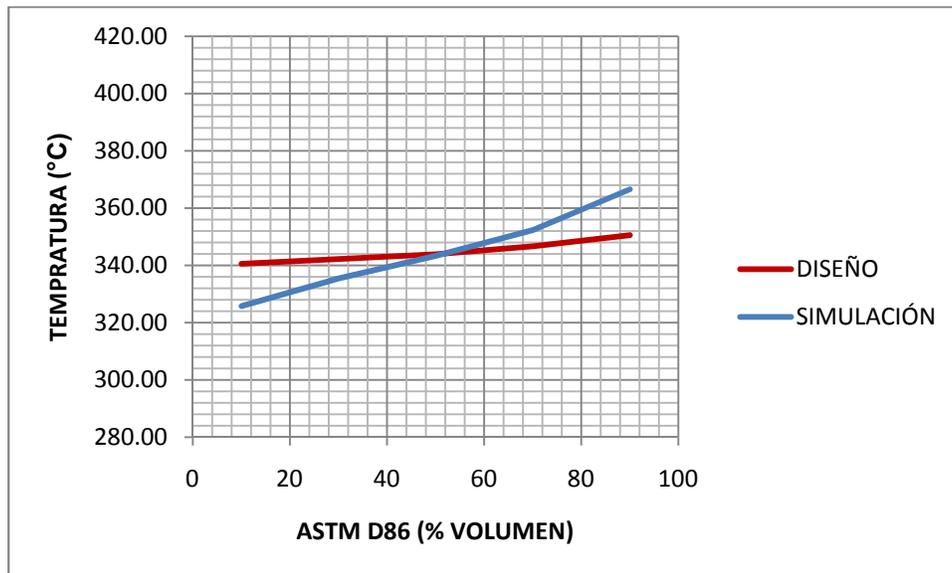


Figura 28 Comparativo de caracterización gasóleo pesado primario simulación vs diseño

<b>GASÓLEO LIGERO VACÍO</b>			
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	14,214	14,214	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	295.00	345.63	
DENSIDAD, °API	26.50	23.48	
ASTM D86 10%, °C	348.33	372.23	6.86
ASTM D86 30%, °C	381.67	386.31	1.22
ASTM D86 50%, °C	396.67	396.93	0.07
ASTM D86 70%, °C	404.44	406.08	0.40
ASTM D86 90%, °C	421.11	414.55	1.56
			<b>2.02</b>

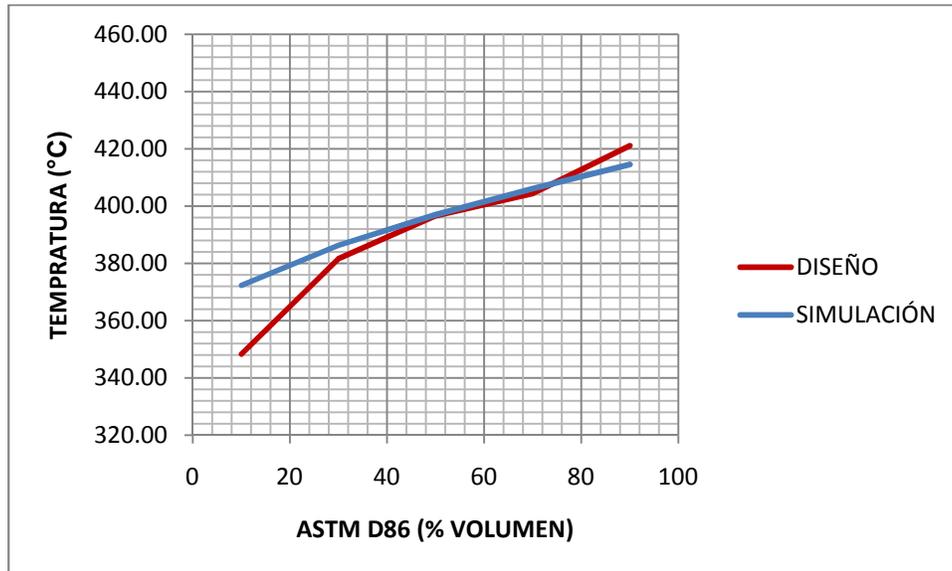


Figura 29 Comparativo de caracterización gasóleo ligero vacío simulación vs diseño

<b>GASÓLEO PESADO PRIMARIO</b>			
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	14,214	14,214	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	305.00	444.38	
DENSIDAD, °API	22.00	17.57	
ASTM D86 10%, °C	424.44	437.42	3.06
ASTM D86 30%, °C	448.89	441.83	1.57
ASTM D86 50%, °C	465.56	447.08	3.97
ASTM D86 70%, °C	487.78	455.54	6.61
ASTM D86 90%, °C	515.56	515.54	0.00
			<b>3.04</b>

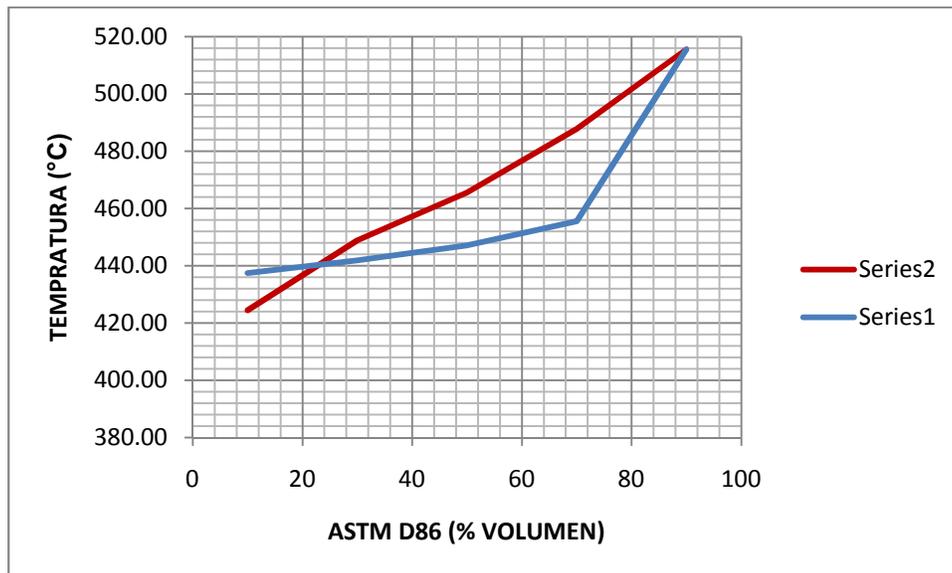


Figura 30 Comparativo de caracterización gasóleo pesado vacío simulación vs diseño

	RESIDUO VACÍO		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	33,372	33,346	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR	390.00	504.64	
DENSIDAD, °API	6.50	14.26	
ASTM D86 10%, °C		460.09	
ASTM D86 30%, °C		465.30	
ASTM D86 50%, °C		470.75	
ASTM D86 70%, °C		538.22	
ASTM D86 90%, °C		754.51	

### 5.1.1. Operación actual

En las figuras 31, 32 y 33 se muestra el perfil de temperatura, el flujo de líquido y el flujo de vapor en cada uno de los platos de la columna de destilación atmosférica y en sus agotadores. El análisis de los resultados obtenidos a partir de la simulación para la operación actual se presenta en el capítulo 7.

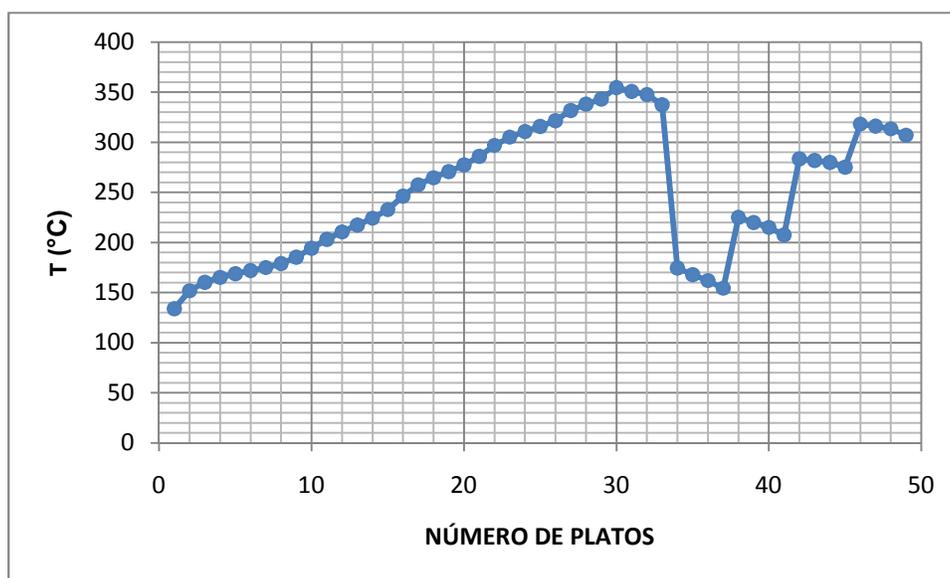


Figura 31 Perfil de temperatura en la columna de destilación atmosférica

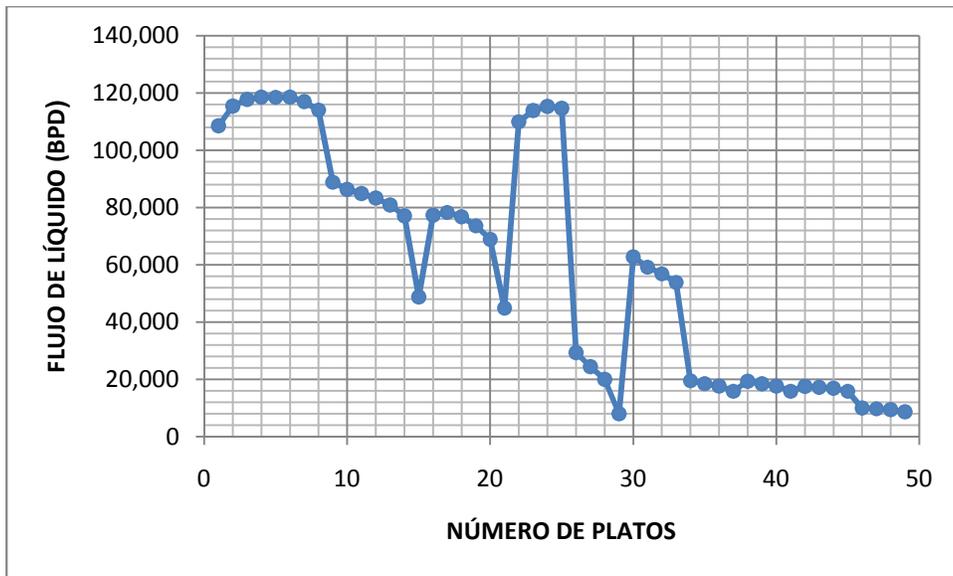


Figura 32 Perfil de líquido en la columna de destilación atmosférica

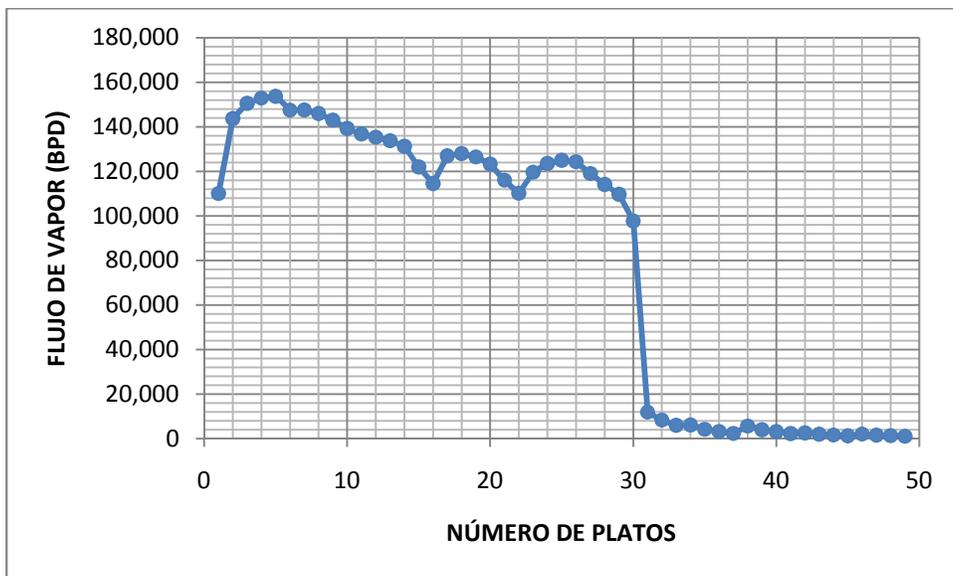


Figura 33 Perfil de vapor en la columna de destilación atmosférica

A continuación se presentan los errores obtenidos en los resultados de la simulación de la columna de destilación atmosférica y de la columna de destilación al vacío. El error se presenta en forma de diferencia entre los datos obtenidos y los de diseño. En las figuras 34 a la 40 se presentan los errores para la calidad de cada uno de los productos, de manera que se pueda observar si la tendencia es adecuada.

	NAFTA LIGERA		
	DATOS	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	30,358.61	30,358.61	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		100.63	
DENSIDAD, °API	61.94	58.13	
ASTM D86 10%, °C	70.00	70.80	1.14
ASTM D86 30%, °C	99.00	88.59	10.52
ASTM D86 50%, °C	121.00	106.72	11.80
ASTM D86 70%, °C	143.00	128.88	9.87
ASTM D86 90%, °C	188.00	160.06	14.86
			<b>9.64</b>

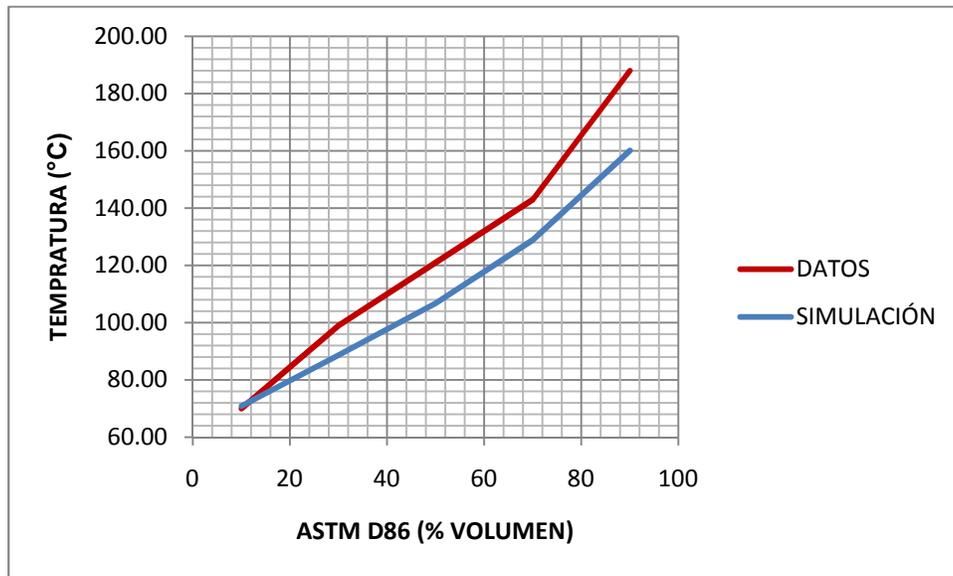


Figura 34 Comparativo de caracterización nafta ligera simulación vs diseño

	NAFTA PESADA		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	15,799.61	15,799.61	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		153.35	
DENSIDAD, °API	45.71	44.98	
ASTM D86 10%, °C	167.00	167.67	0.40
ASTM D86 30%, °C	183.00	178.34	2.55
ASTM D86 50%, °C	200.00	193.21	3.40
ASTM D86 70%, °C	214.00	205.75	3.86
ASTM D86 90%, °C	237.00	222.58	6.08
			<b>3.26</b>

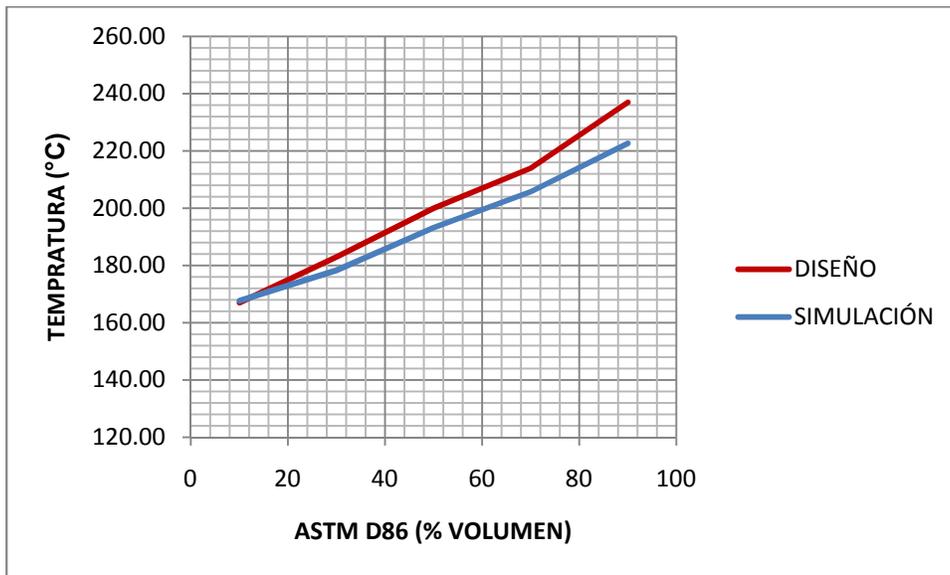


Figura 35 Comparativo de caracterización nafta pesada simulación vs diseño

	KEROSINA		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	15,800.29	15,800.29	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		204.02	
DENSIDAD, °API	37.66	37.44	
ASTM D86 10%, °C	242.00	238.19	1.57
ASTM D86 30%, °C	256.00	249.28	2.62
ASTM D86 50%, °C	265.00	258.80	2.34
ASTM D86 70%, °C	275.00	268.16	2.49
ASTM D86 90%, °C	286.00	278.10	2.76
			<b>2.36</b>

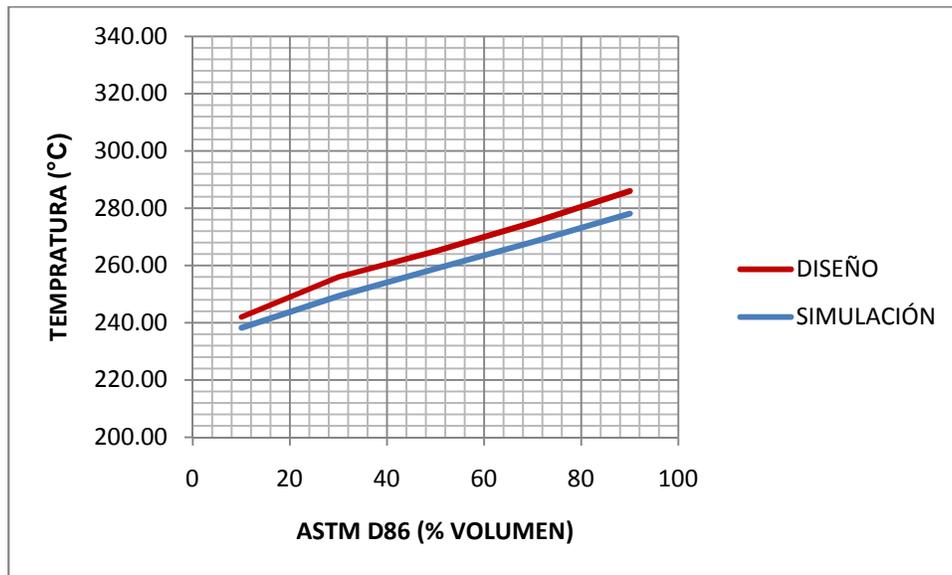


Figura 36 Comparativo de caracterización kerosina simulación vs diseño

GASÓLEO LIGERO PRIMARIO			
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)	15,798.00	15,798.00	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		278.69	
DENSIDAD, °API	29.75	29.79	
ASTM D86 10%, °C	318.00	306.50	3.62
ASTM D86 30%, °C	331.00	320.49	3.17
ASTM D86 50%, °C	339.00	334.18	1.42
ASTM D86 70%, °C	348.00	345.88	0.61
ASTM D86 90%, °C	357.00	364.72	2.16
			<b>2.20</b>

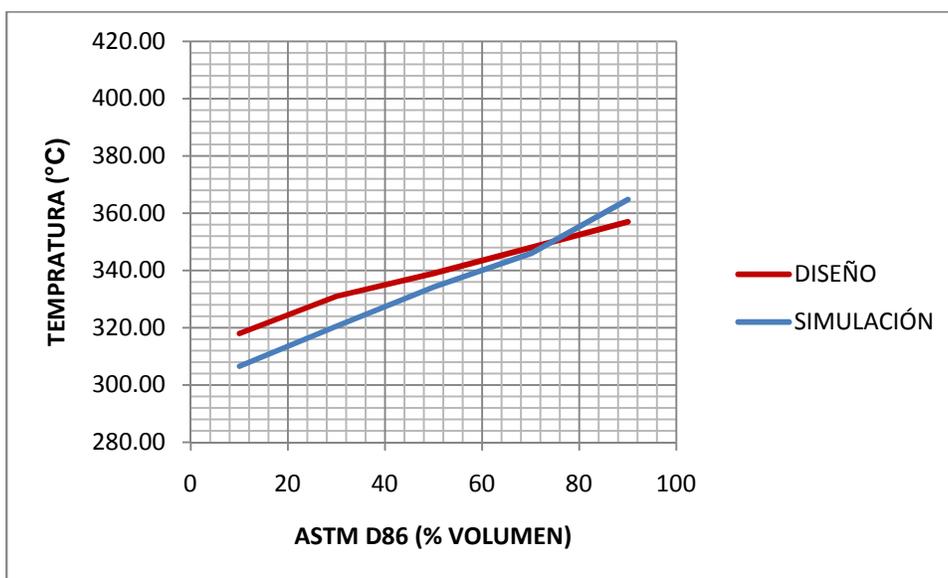


Figura 37 Comparativo de caracterización gasóleo ligero primario simulación vs diseño

<b>GASÓLEO PESADO PRIMARIO</b>			
	<b>DISEÑO</b>	<b>SIMULACIÓN</b>	<b>%ERROR</b>
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)		8,599.35	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		321.08	
DENSIDAD, °API	25.81	26.56	
ASTM D86 10%, °C	357.00	349.35	2.14
ASTM D86 30%, °C	404.00	377.89	6.46
ASTM D86 50%, °C	427.00	392.94	7.98
ASTM D86 70%, °C	447.00	410.52	8.16
ASTM D86 90%, °C	466.00	428.58	8.03
			<b>6.56</b>

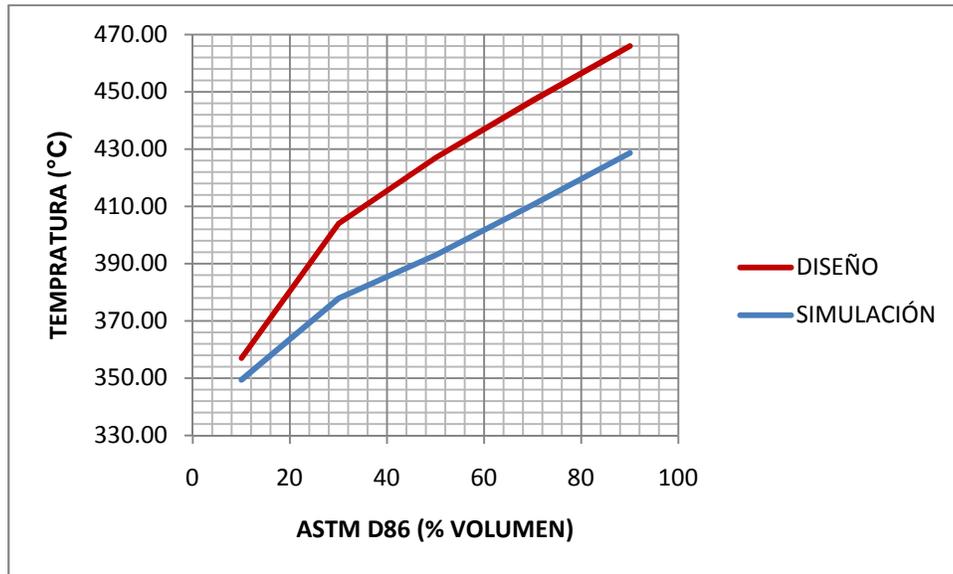


Figura 38 Comparativo de caracterización gasóleo pesado primario simulación vs diseño

GASÓLEO LIGERO VACÍO			
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)		7,348.80	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		390.76	
DENSIDAD, °API	22.72	21.53	
ASTM D86 10%, °C	376.00	372.83	0.84
ASTM D86 30%, °C	426.00	405.55	4.80
ASTM D86 50%, °C	455.00	425.17	6.56
ASTM D86 70%, °C	483.00	444.13	8.05
ASTM D86 90%, °C	512.00	512.33	0.06
			<b>4.06</b>

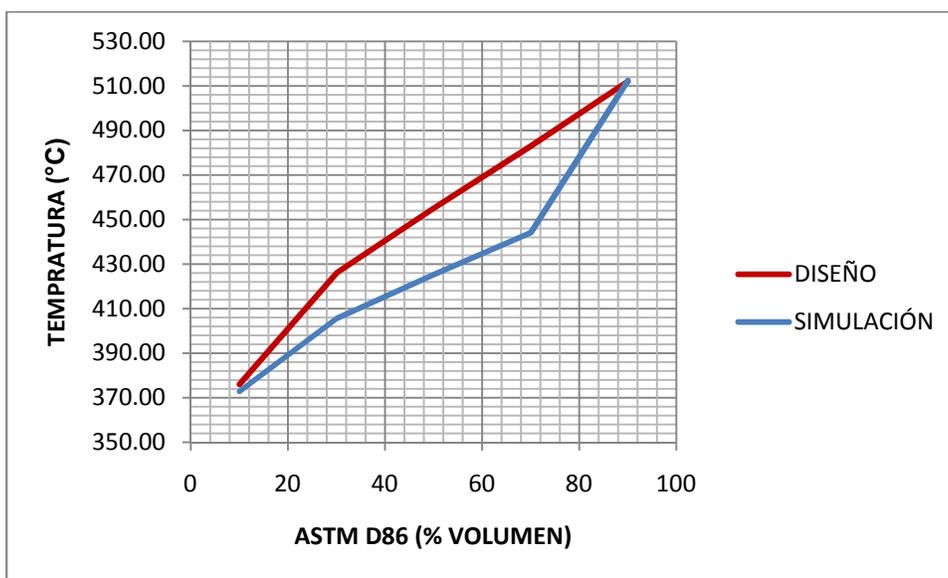


Figura 39 Comparativo de caracterización gasóleo ligero vacío simulación vs diseño

<b>GASÓLEO PESADO PRIMARIO</b>			
	<b>DISEÑO</b>	<b>SIMULACIÓN</b>	<b>%ERROR</b>
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)		13,229.52	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		569.26	
DENSIDAD, °API	18.47	13.06	
ASTM D86 10%, °C	420.00	425.46	1.30
ASTM D86 30%, °C	466.00	469.14	0.67
ASTM D86 50%, °C	495.00	493.51	0.30
ASTM D86 70%, °C	521.00	511.45	1.83
ASTM D86 90%, °C	559.00	538.51	3.66
			<b>1.55</b>

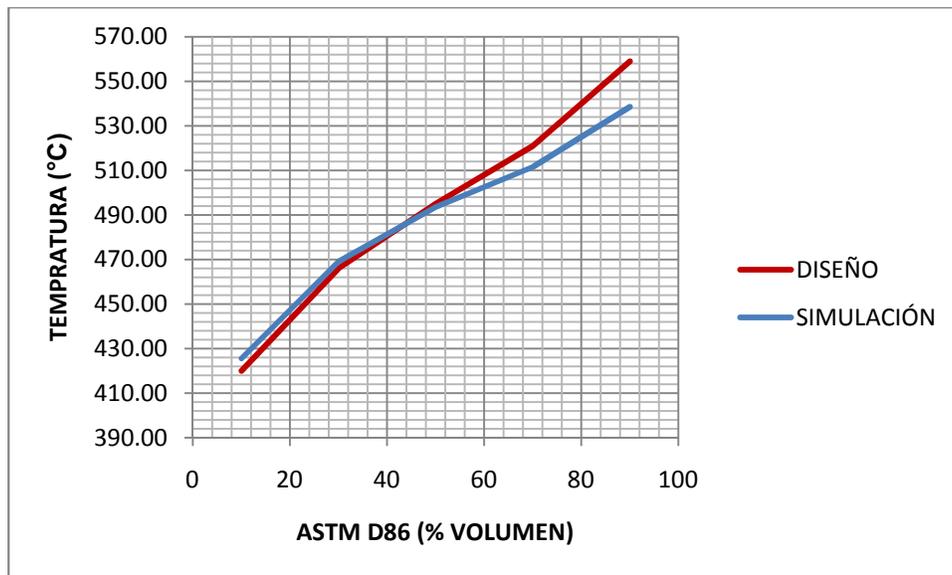


Figura 40 Comparativo de caracterización gasóleo pesado vacío simulación vs diseño

	RESIDUO VACÍO		
	DISEÑO	SIMULACIÓN	%ERROR
<b>RENDIMIENTO</b>			
FLUJO (BPD)		33,196.59	
<b>CALIDAD</b>			
PESO MOLECULAR		623.25	
DENSIDAD, °API	4.10	11.30	
ASTM D86 10%, °C		464.44	
ASTM D86 30%, °C		493.56	
ASTM D86 50%, °C		501.27	
ASTM D86 70%, °C		510.31	
ASTM D86 90%, °C		524.94	

## 6. INTEGRACIÓN TÉRMICA DE LA PLANTA COMBINADA 1

### 6.1. Análisis de la configuración de la red de intercambio de calor de diseño

De acuerdo con la información disponible de los equipos y de las corrientes de proceso proporcionada por las especificaciones establecidas en los datos de diseño y por la simulación, se elaboró el análisis de la red de intercambio de calor y de los equipos auxiliares de la planta combinada 1. Este análisis se llevó a cabo empleando el simulador comercial Aspen Energy Analyzer V. 7.0, el cual aplica la tecnología de punto de pliegue.

El primer paso consistió en obtener un buen punto de partida para el rediseño de la red de intercambio de calor, que redujo la necesidad de examinar alternativas de redes de intercambio de calor que no sean factibles en el proceso.

En este trabajo se utilizó el área disponible y con esto se disminuyeron los servicios auxiliares al realizar un mejor uso del área existente en la red de intercambio de calor; al combinar de manera adecuada las distintas corrientes, considerando los costos de inversión y el ahorro de los servicios, siendo el tiempo de retorno de la inversión una herramienta de decisión para el proyecto.

A partir de la descripción del proceso realizada en capítulo 4, se obtuvo la información necesaria de los intercambiadores de calor proceso-proceso o los que involucran servicios auxiliares.

En la tabla 13 se presentan los datos de las corrientes correspondientes a la configuración de diseño de la red de intercambio de calor.

El tren de precalentamiento de diseño cuenta con 30 equipos. En la tabla 14 se presentan las características de los equipos correspondientes a la configuración de diseño de la red de intercambio de calor.

Se tomo en consideración que los valores tanto de capacidad calorífica, como del coeficiente de transferencia de calor individual cambian con la temperatura, por esto fueron divididas las corrientes principales para obtener una mejor caracterización y valores más reales.

En la tabla 15 se presentan los datos proporcionados por el simulador para el cálculo de la red de intercambio de calor.

Tabla 13 Datos de corrientes en el caso de diseño

No	TIPO	NOMBRE	T INICIAL (°C)	T FINAL (°C)	PROCEDENCIA	DESTINO
1	Caliente	Residuo vacío	360.00	297.09	Torre vacío	Almacenamiento
2	Caliente	GOPP	332.50	93.33	Torre atmosférica	Almacenamiento
3	Caliente	GOPV	290.56	87.78	Torre vacío	Almacenamiento
4	Caliente	GOPV reflujo	290.56	223.89	Torre vacío	Torre vacío
5	Caliente	GOLP	290.00	43.33	Torre atmosférica	Almacenamiento
6	Caliente	GOLP reflujo	290.00	121.11	Torre atmosférica	Torre atmosférica
7	Caliente	GOLV	212.78	65.56	Torre vacío	Almacenamiento

8	Caliente	GOLV reflujo	212.78	48.89	Torre vacío	Torre vacío
9	Caliente	Kerosina	248.03	43.33	Torre atmosférica	Almacenamiento
10	Caliente	Nafta pesada	220.56	43.33	Torre atmosférica	Almacenamiento
11	Caliente	Nafta ligera despuntada	140.00	37.78	Torres despunte	Planta estabilizadora
12	Caliente	Mezcla de naftas	140.00	37.78	Torre atmosférica	Planta hidrodesulfuradora
13	Fría	Crudo A	20.41	248.89	Carga del tren A	Torre despunte
14	Fría	Crudo B	20.41	214.44	Carga del tren B	Torre despunte
15	Fría	Crudo despuntado	229.44	382.78	Torre despunte	Torre atmosférica

Tabla 14 Equipos en el caso de diseño

No	Equipo	Corriente tubos	Corriente coraza	Q (MMBtu/h)	T1 Tubos (°C)	T2 Tubos (°C)	T1 Coraza (°C)	T2 Coraza (°C)
1	EA-101	Crudo A	Nafta pesada	25.10	20.41	50.29	221	85.29
2	EA-102A	Crudo A	1º Kerosina	31.13	50.29	87.35	248	113.12
3	EA-102B	Crudo B	2º Kerosina	11.89	20.41	34.92	113	53.36
4	EA-103A	Crudo A	1º GOLP	22.25	87.35	113.84	290	127.27
5	EA-103B	Crudo B	2º GOLP	8.22	34.92	44.96	127	56.41
6	EA-104A	Crudo A	1ºGOLV	18.57	113.84	134.56	213	163.23
7	EA-104B	Crudo B	2ºGOLV	22.59	44.96	72.54	163	97.79
8	EA-105A	Crudo A	1º GOLP Reflujo	34.72	134.56	168.36	292	203.47
9	EA-105B	Crudo B	2º GOLP Reflujo	18.47	97.63	117.98	203	150.03
10	EA-106A	1º GOPP	Crudo A	38.45	332.50	239.39	168	205.79
11	EA-106B	2º GOPP	Crudo B	28.85	239.39	161.00	118	147.99
12	EA-107A	Crudo A	2º GOPV (Producto y reflujo)	27.26	205.79	232.32	291	271.02
13	EA-107B	Crudo B	1º GOPV (Producto y reflujo)	36.10	147.99	185.54	271	245.16
14	EA-107C	Crudo B	3ºGOPV	20.55	72.54	97.63	245	152.59
15	EA-108A	1º Residuo vacío	Crudo A	4.78	360.00	332.04	232	248.89
16	EA-108B	2º Residuo vacío	Crudo B	33.98	332.04	301.02	186	214.44
17	EA-108C/F	3º Residuo vacío (50%)	Crudo A	37.71	301.02	297.09	227	229.33
18	EA-109A/B	Agua de enfriamiento	Nafta pesada	7.02	85.29	43.33	38	38.37
19	EA-110A/B	Agua de enfriamiento	Kerosina	2.00	53.36	43.33	37	37.57

20	EA-111A/B	Agua de enfriamiento	GOLP	1.52	56.41	43.33	38	37.71
21	EA-112	Agua de enfriamiento	GOLP Reflujo	10.00	150.03	121.11	41	42.03
22	EA-113	Agua de enfriamiento	GOPV	13.18	152.59	87.78	44	45.46
23	EA-114	Agua de enfriamiento	GOPP	23.45	161.00	93.33	42	44.23
24	EA-115A/D	Agua de enfriamiento	Nafta ligera despuntada	54.93	150.00	37.78	32	37.38
25	EA-116-A/H	Agua de enfriamiento	Mezcla de naftas	80.23	140.00	37.78	32	37.11
26	EA-201A/B	Agua de enfriamiento	GOLV Reflujo	6.90	97.79	48.89	45	46.11
27	EA-202	Agua de enfriamiento	GOLV	5.56	97.79	65.56	38	38.89
28	EA-203	Agua de enfriamiento	GOPV Reflujo	23.41	245.16	223.89	39	41.09
29	BA-101A/B	Gas combustible	Crudo despuntado	360.21			229	382.78
30	BA-201	Gas combustible	Residuo reducido	82.68			342	396.11

Tabla 15 Corrientes de proceso en el caso de diseño

NOMBRE		T entrada (°F)	T salida (°F)	MCp (Btu/°F-h)	Entalpía (MMBtu/h)	HTC (Btu/h-ft <sup>2</sup> -°F)	Flujo (BPD)	Cp (Btu/lb-°F)
Residuo atmosférico		647	745		82.68		6.18E+04	
	1	647	698	5.95E+05	30.07	1.50E+02		0.6795
	2	698	722	9.30E+05	22.55	1.70E+02		1.0625
	3	722	745	1.30E+06	30.07	1.60E+02		1.4802
Gasóleo pesado primario a almacenamiento		630	200		90.76		2.62E+04	
	1	630	417	2.29E+05	48.94	2.39E+02		0.6833
	2	417	200	1.93E+05	41.81	1.98E+02		0.5735
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento		473	190		33.73		1.42E+04	
	1	473	340	1.26E+05	16.82	2.12E+02		0.6595
	2	340	190	1.13E+05	16.92	1.41E+02		0.5916
Gasóleo pesado vacío reflujo	1	473	435	6.12E+05	23.41	2.40E+02	6.67E+04	0.6823
Gasóleo pesado vacío (reflujo y producto)	1	555	473	7.75E+05	63.35	2.54E+02	8.09E+04	0.7131

Crudo A		69	480		231.47		7.50E+04	
	1	69	263	4.67E+05	90.69	5.93E+01		0.4934
	2	263	473	5.71E+05	119.98	1.05E+02		0.6035
	3	473	480	3.09E+06	20.80	8.97E+01		3.2673
Crudo B		69	418		184.38		7.50E+04	
	1	69	222	4.55E+05	69.58	5.85E+01		0.4812
	2	222	393	5.34E+05	91.28	9.76E+01		0.5647
	3	393	418	9.24E+05	23.52	4.61E+01		0.9766
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora		302	100		54.93		3.07E+04	
	1	302	248	4.63E+05	24.97	1.93E+02		1.3695
	2	248	209	2.58E+05	9.99	1.94E+02		0.7629
	3	209	100	1.83E+05	19.97	1.81E+02		0.5393
Gasóleo ligero primario reflujo		557	250		63.19		2.61E+04	
	1	557	398	2.19E+05	34.72	2.30E+02		0.6617
	2	398	250	1.92E+05	28.47	2.14E+02		0.5809
Residuo vacío	1	680	567	6.75E+05	76.47	1.52E+02	7.28E+04	0.6211
Crudo despuntado		440	721		365.00		1.22E+05	
	1	440	567	1.06E+06	133.92	1.34E+02		0.6673
	2	567	721	1.50E+06	231.08	1.43E+02		0.9462
Gasóleo ligero vacío a almacenamiento	1	208	150	9.59E+04	5.56	1.26E+02	1.42E+04	0.5168
Gasóleo ligero vacío reflujo		208	120	7.83E+04	6.90	1.10E+02	1.19E+04	0.5063
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)		415	208		41.16		2.61E+04	
	1	415	314	2.08E+05	20.97	2.12E+02		0.6119
	2	314	208	1.90E+05	20.18	1.57E+02		0.5585
Kerosina a almacenamiento		478	110		45.02		1.75E+04	
	1	478	287	1.33E+05	25.47	2.17E+02		0.6134
	2	287	110	1.11E+05	19.55	1.88E+02		0.5102
Nafta pesada a almacenamiento		429	110		32.12		1.50E+04	
	1	429	281	1.10E+05	16.22	2.19E+02		0.6194
	2	281	110	9.30E+04	15.90	1.98E+02		0.5252
Gasóleo ligero primario a almacenamiento		554	110		31.99		9.75E+03	
	1	554	324	7.91E+04	18.21	2.22E+02		0.6414
	2	324	110	6.45E+04	13.79	1.74E+02		0.5227
Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora		284	100		80.23		4.20E+04	
	1	284	276	4.42E+06	37.11	3.68E+02		9.8177
	2	276	100	2.46E+05	43.12	1.90E+02		0.5448

Para comenzar el análisis de la red de intercambio de calor es necesario determinar la  $\Delta T$  del proceso. Para cada uno de los intercambiadores de calor existen dos  $\Delta T$  una caliente y una fría, estas se calculan empleando las siguientes fórmulas:

$$\Delta T_{\text{Caliente}} = T_{\text{Caliente}}^{\text{Entrada}} - T_{\text{Fría}}^{\text{Salida}} \quad \Delta T_{\text{Fría}} = T_{\text{Caliente}}^{\text{Salida}} - T_{\text{Fría}}^{\text{Entrada}}$$

En la tabla 16 se presentan las  $\Delta T$  fría y caliente para cada uno de los intercambiadores de calor involucrados en el proceso.

**Tabla 16 Deltas de temperatura para los intercambiadores de calor en el caso de diseño**

No	Equipo	$\Delta T_{\text{Caliente}} (^{\circ}\text{C})$	$\Delta T_{\text{Fría}} (^{\circ}\text{C})$
1	EA-101	78.21	49.39
2	EA-102A	90.69	52.83
3	EA-102B	123.31	68.91
4	EA-103A	85.49	52.41
5	EA-103B	126.71	71.03
6	EA-104A	91.39	43.02
7	EA-104B	147.53	80.05
8	EA-105A	58.24	65.24
9	EA-105B	85.48	97.17
10	EA-106A	160.68	62.83
11	EA-106B	78.19	32.95
12	EA-107A	176.16	39.92
13	EA-107B	82.31	21.49
14	EA-107C	71.69	70.27
15	EA-108A	170.27	64.88
16	EA-108B	111.11	99.73
17	EA-108 C/F	117.60	115.48

La  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso es la menor de las calculadas en los intercambiadores de calor proceso-proceso, en este caso se tomó  $21.5^{\circ}\text{C}$ . Con base en el análisis preliminar se logró determinar el estado del sistema y los excedentes con las que cuenta la red de intercambio de calor para el caso de diseño.

En la figura 41 se presenta la red de intercambio de calor para el caso de diseño, en esta figura se puede observar el punto de pliegue correspondiente a la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  de la operación de diseño calculada.

Para determinar la eficiencia del uso del área de transferencia de calor en la tabla 19 se presenta un comparativo entre el área calculada necesaria para la transferencia de calor y el área instalada. Esto con el fin de verificar si existe área disponible en los intercambiadores de calor.

La información necesaria para el cálculo del área de transferencia de calor necesaria y una memoria de cálculo se presentan en el anexo 5.



En la figura 42 y 43 se presentan las curvas compuestas del proceso para el caso de las corrientes consideradas en el tren de precalentamiento original y para el caso en el que adicionalmente se incluyen en el análisis las corrientes de nafta ligera del proceso respectivamente, las cuales consisten en graficar la entalpía contra la temperatura. La curva superior representa las corrientes calientes y la inferior corresponde a las frías, en donde las curvas se traslapan el calor puede ser rechazado verticalmente desde las corrientes calientes hacia las corrientes frías. En la tabla 17 y 18 se presentan los datos necesarios de temperatura y entalpía para la generación de las curvas compuestas.

**Tabla 17 Curvas compuestas caso base**

Curva Caliente		Curva Fría	
T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)	T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)
360	514	396	864
332	480	383	833
297	423	383	833
292	420	370	776
291	419	342	670
290	418	297	550
248	320	249	458
245	312	245	430
224	259	227	376
221	254	214	364
214	244	200	325
213	242	128	182
203	224	105	141
171	163	20	0
162	147		
157	137		
142	110		
138	104		
121	74		
98	42		
93	36		
88	31		
66	13		
49	3		
43	0		

Tabla 18 Curvas compuestas caso base incluyendo naftas ligeras

Curva Caliente		Curva Fría	
T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)	T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)
360	649	396	943
332	615	383	913
297	558	383	912
292	555	370	855
291	555	342	749
290	553	297	629
248	455	249	537
245	448	245	509
224	394	227	456
221	389	214	443
214	379	200	405
213	377	128	262
203	359	105	220
171	298	20	79
162	282		
157	272		
150	260		
142	238		
140	234		
138	216		
135	185		
121	142		
120	139		
99	90		
98	89		
93	79		
88	69		
66	34		
49	11		
43	4		
38	0		

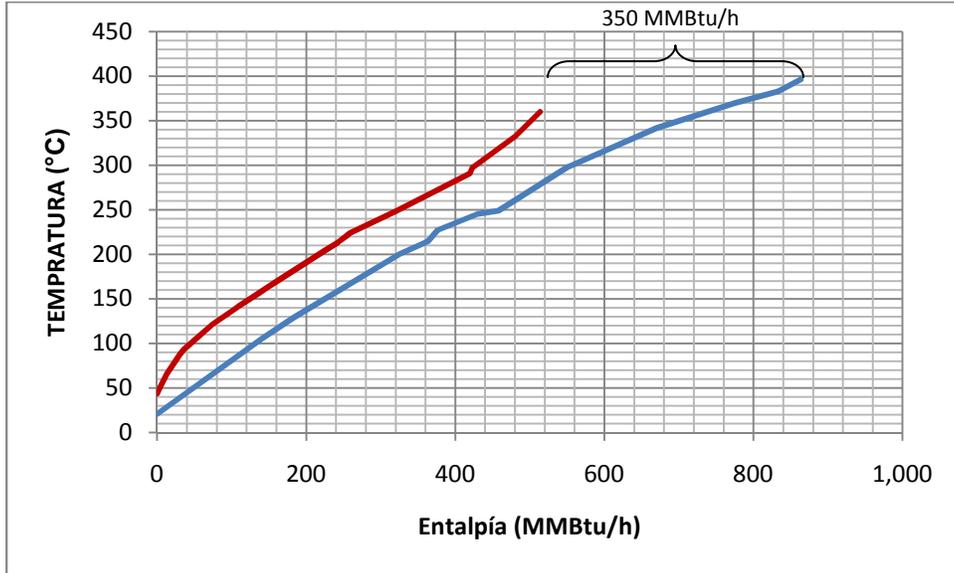


Figura 42 Curvas compuestas para el caso de diseño

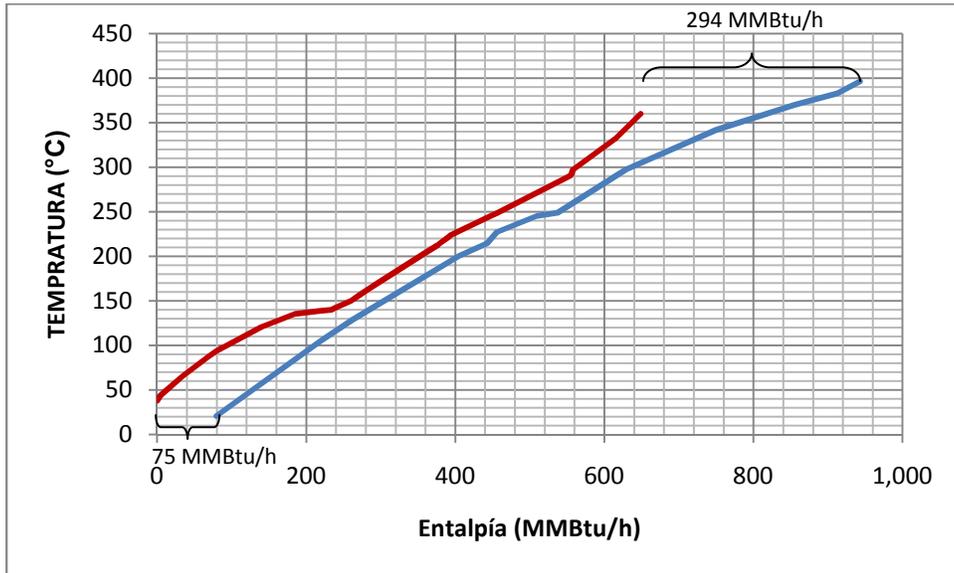


Figura 43 Curvas compuestas para el caso de diseño incluyendo naftas ligeras

Tabla 19 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	267.22	157.13
2	EA-102A	424.35	357.45	66.89
3	EA-102B	424.35	278.71	145.64
4	EA-103A	424.35	293.42	130.93
5	EA-103B	424.35	229.36	194.99
6	EA-104A	424.35	313.26	111.09
7	EA-104B	425.28	413.75	11.53
8	EA-105A	424.35	283.41	140.94
9	EA-105B	424.35	261.42	162.93
10	EA-106A	425.28	303.73	121.55
11	EA-106B	425.28	382.58	42.69
12	EA-107A	424.35	314.68	109.67
13	EA-107B	424.35	295.44	128.91
14	EA-107C	425.28	220.53	204.75
15	EA-108A	424.35	295.8	128.55
16	EA-108B	424.35	411.39	12.96

A partir del análisis realizado por el simulador y de acuerdo con la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  especificada y las curvas compuestas generadas, se obtuvo que:

- Para el caso de diseño base: No existe punto de pliegue para el sistema, la cantidad de servicios mínimos de calentamiento requeridos es de 349.87 MMBtu/h, la cantidad de servicios mínimos de enfriamiento requeridos es de 0 MMBtu/h (de acuerdo a lo indicado en la figura 42). Para el caso del diseño el consumo calculado de servicios es de 442.90 MMBtu/h (126.59% del mínimo calculado) y 93.03 MMBtu/h de calentamiento y enfriamiento respectivamente.
- Para el caso de diseño base considerando las naftas ligeras: El punto de pliegue del sistema se encuentra entre 248.32°C-226.82°C, la cantidad de servicios mínimos de calentamiento requeridos es de 294.13 MMBtu/h, la cantidad de servicios mínimos de enfriamiento requeridos es de 79.43 MMBtu/h (de acuerdo a lo indicado en la figura 43). Para el caso del diseño el consumo calculado de servicios es de 442.90 MMBtu/h (150.58% del mínimo calculado) y 228.20 MMBtu/h (287.29 % del mínimo calculado) de calentamiento y enfriamiento respectivamente.

A partir del análisis de la información disponible se puede inferir lo siguiente:

- Al comparar las Curvas Compuestas considerando y no las naftas ligeras, se observa que la cantidad de calor que puede ser integrado entre las corrientes calientes y las frías aumenta disminuyéndose de esta manera el consumo mínimo de servicios de

calentamiento en 55.73 MMBtu/h (Diferencia entre el consumo mínimo de servicios de calentamiento incluyendo y no a la nafta despuntada). Debido a lo anterior se buscó la integración de esta corriente de proceso al tren de precalentamiento en las propuestas de mejora planteadas.

- Entre las corrientes calientes del proceso se observó que la corriente caliente “Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora” y la corriente “Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora” no son utilizadas en el tren de precalentamiento a pesar de que su carga energética es grande (La cual se indica en la tabla 15 en la columna entalpía), por lo cual se buscó integrarlas dentro de las propuestas de mejora.
- Se observó que la cantidad de servicios de enfriamiento consumidas en comparación con los requerimientos mínimos calculados para la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso es muy grande (93.03 MMBtu/h vs 0 MMBtu/h), por lo cual existe un área de oportunidad grande de ahorro en este servicio.
- A partir del análisis de las corrientes disponibles se puede observar que no todas las corrientes calientes aprovechan al máximo su carga energética, por lo cual en las propuestas presentadas se buscó utilizar la carga energética de las corrientes calientes al máximo. De acuerdo a lo presentado en la tabla 20.
- De igual manera se observó que las corrientes de GOL vacío producto y reflujo no eran aprovechadas de manera adecuada y que la carga de servicios de enfriamiento utilizada en las mismas era excesiva, por lo cual se buscó disminuir esto en las propuestas de mejora. De acuerdo a lo presentado en la tabla 20.
- Por otro lado el área disponible en los intercambiadores de calor instalados debe ser mejor aprovechada, por lo cual en las propuestas de mejora se buscó hacer un uso más eficiente del área de intercambio de calor instalada. En la tabla 19 se observa a detalle la cantidad de área sobrada para cada uno de los intercambiadores de calor.

**Tabla 20 Cargas energéticas disponibles en las corrientes calientes del proceso caso diseño**

CORRIENTE	CARGA ENERGÉTICA (MMBtu/h)	CARGA ENERGÉTICA EMPLEADA (MMBtu/h)	CARGA ENERGÉTICA DISPONIBLE (MMBtu/h)
Residuo atmosférico	82.68	82.68	0.00
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	90.76	67.31	23.45
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	33.73	20.55	13.18
Gasóleo pesado vacío reflujo	23.41	0.00	23.41
Gasóleo pesado vacío (reflujo y producto)	63.35	63.35	0.00
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	54.93	0.00	54.93

Gasóleo ligero primario reflujo	63.19	53.19	10.00
Gasóleo ligero vacío a almacenamiento	5.56	0.00	5.56
Gasóleo ligero vacío reflujo	6.90	0.00	6.90
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	41.16	41.16	0.00
Kerosina a almacenamiento	45.02	43.02	2.00
Nafta pesada a almacenamiento	32.12	25.10	7.02
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	31.99	30.47	1.52
Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora	80.23	0.00	80.23

### 6.1.1. Propuesta 1 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño

A partir de la metodología planteada en el capítulo 3 y de la experiencia se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de diseño. Dentro de las alternativas de reajuste consideradas se tuvo especial interés en la reutilización de la red de intercambio de calor existente, en la medida de utilizar al máximo los recursos existentes, siempre bajo condiciones razonables, dado que al utilizar mejor el área disponible se requerirá de una menor inversión.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	2
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	394.65
Servicios de Enfriamiento (MMBtu/h)	217.72

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 48.26 MMBtu/h. En la figura 44 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 1. En la tabla 21 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles. De igual manera en el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.

**Tabla 21 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 1**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	422.65	1.70
2	EA-102A	424.35	411.88	12.46
3	EA-102B	424.35	398.91	25.44
4	EA-103A	424.35	314.17	110.18
5	EA-103B	424.35	248.17	176.18
6	EA-104A	424.35	424.35	0.00
7	EA-104B	425.28	404.68	20.60
8	EA-105A	424.35	423.91	0.44
9	EA-105B	424.35	424.24	0.11
10	EA-106A	425.28	421.21	4.07
11	EA-106B	425.28	422.34	2.93
12	EA-107A	424.35	424.35	0.00
13	EA-107B	424.35	424.35	0.00
14	EA-107C	425.28	419.80	5.48
15	EA-108A	424.35	45.19	379.16
16	EA-108B	424.35	276.55	147.80
17	EA-108 C/F	848.70	424.47	424.23
18	EA-100A (NUEVO)	N/A	315.82	N/A
19	EA-100B (NUEVO)	N/A	236.78	N/A

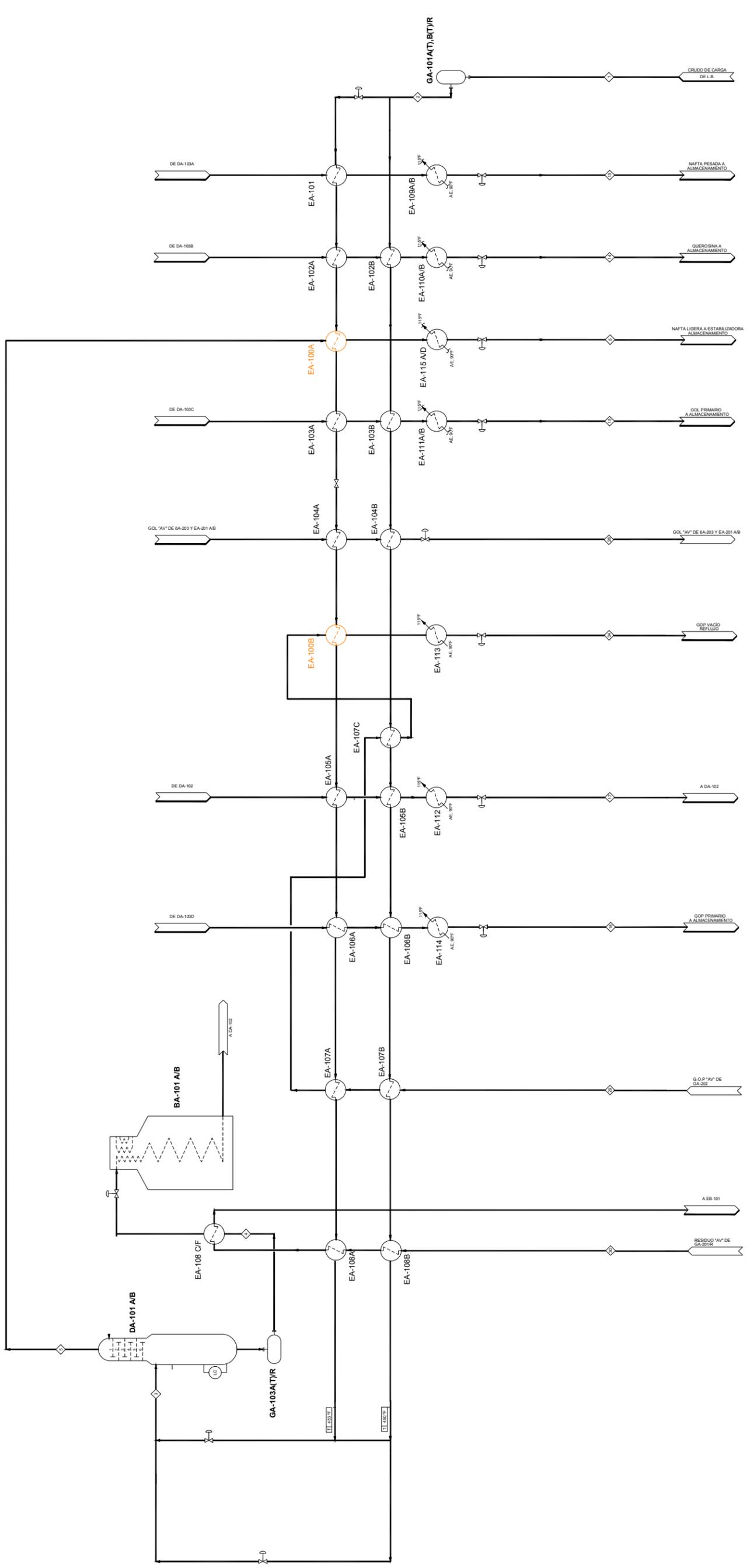


Figura 44 Propuesta 1 de reestructuración para el caso de diseño

### Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de diseño

Fue necesario realizar una estimación aceptable del potencial económico de cada una de las propuestas a fin de discernir cuál de ellas es la más adecuada y de manera que se pueda evitar esfuerzos de tiempo y dinero en proyectos de reestructuración y mejora que no ofrezcan un buen potencial económico. El nivel de precisión varía dependiendo del nivel de desarrollo por lo cual el costo de inversión deberá ser considerado únicamente como referencia. La metodología empleada tiene dos pasos generales:

- Obtener el costo base para una geometría base, acero al carbón y 1968,  $C_b$ .
- Ajustar el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el 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.
- Para obtener el costo del módulo: Usar el factor del módulo desnudo:  $C_b \times \text{factor} = C_{md}$  y sumar diferencia entre la unidad deseada y la base:  $C_{md} + (C_{fob} - C_b) = C_{mda}$ .
- Ajustar el costo hacia el año deseado usando los índices de costos como los del Chemical Engineering.
- Añadir contingencias. Guthrie recomienda usar un factor del 15%.

En la figura 45 se presentan el nomograma empleado para estimar los costos de un intercambiado de calor.

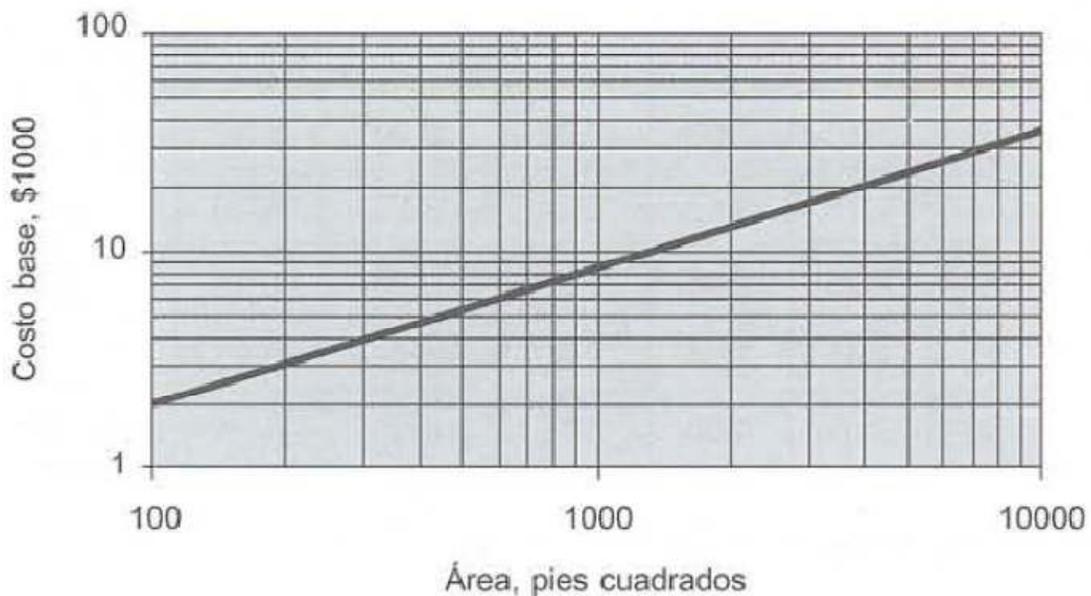


Figura 45 Costo de intercambiadores de calor

En la tabla 22 se presentan los factores de módulos disponibles, en la tabla 23 los factores de ajuste para los intercambiadores de calor, en la tabla 24 los valores del índice de construcción de plantas publicados por la Chemical Engineering y en la tabla 25 el factor correspondiente al área y al material empleado.

**Tabla 22 Factores de módulos**

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

**Tabla 23 Factores de ajuste para intercambiadores de calor**

TIPO DE DISEÑO	Fd	PRESIÓN DE DISEÑO (psi)	Fp
REBOILER, KETTLE	1.35	Inferior a 150	0.00
CABEZAL FLOTANTE	1.00	300	0.10
TUBO U	0.85	400	0.25
HOJA DE TUBOS FIJOS	0.80	800	0.52
		1000	0.55

**Tabla 24 Valores del índice de construcción de plantas Chemical Engineering**

AÑO	ÍNDICE	AÑO	ÍNDICE
1957-59	100.00	1986	318.40
1966	107.20	1987	323.80
1968	113.70	1988	342.50
1970	125.70	1989	355.40
1975	182.40	1990	357.60
1976	192.10	1991	361.30
1977	204.10	1992	358.20
1978	218.80	1993	359.20
1979	238.70	1994	368.10
1980	261.20	1995	381.10
1981	297.00	1996	381.70
1982	314.00	1997	386.50
1983	316.90	1998	389.50
1984	322.70	1999	390.60
1985	325.30	2000	394.10

**Tabla 25 Factor correspondiente al área del equipo y al material utilizado**

Área (ft2)	AC/AC	AC/LATÓN	AC/MO	AC/AL	AL/AL	AC/MONEL	MONEL/MONEL	AC/TI	TI/TI
Inf. A 100	1.00	1.05	1.60	1.54	2.50	2.00	3.20	4.10	10.28
100 a 500	1.00	1.10	1.75	1.78	3.10	2.30	3.50	5.20	10.60
500 a 1000	1.00	1.15	1.82	2.25	3.26	2.50	3.65	6.15	10.75
1000 a 5000	1.00	1.30	2.15	2.81	3.75	3.10	4.52	8.95	13.05
5000 a 10000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.10	16.60

Debido a que la información disponible para el costeo del equipo se encuentra en dólares, todos los cálculos serán con esta moneda

Por otro lado se consideró el costo del gas combustible en US \$4.500/MMBtu-h y el del agua de enfriamiento en US \$0.0021/gal, de acuerdo a la información proporcionada por la refinería. En el anexo 6 se presenta la memoria de cálculo para el costo de inversión y el ahorro generado por la propuesta.

Tomando en cuenta la metodología ya descrita y los valores presentados en las tablas y en el nomograma anterior se estimo el costo de inversión para la propuesta 1 en US \$840,301.27.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$2,825,681.83 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

**6.1.2. Propuesta 2 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño**

A partir de la metodología planteada en el capítulo 3 y de la experiencia se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de diseño.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	2
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	396.52
Servicios de Enfriamiento (MMBtu/h)	181.82

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 46.38 MMBtu/h. En la figura 46 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

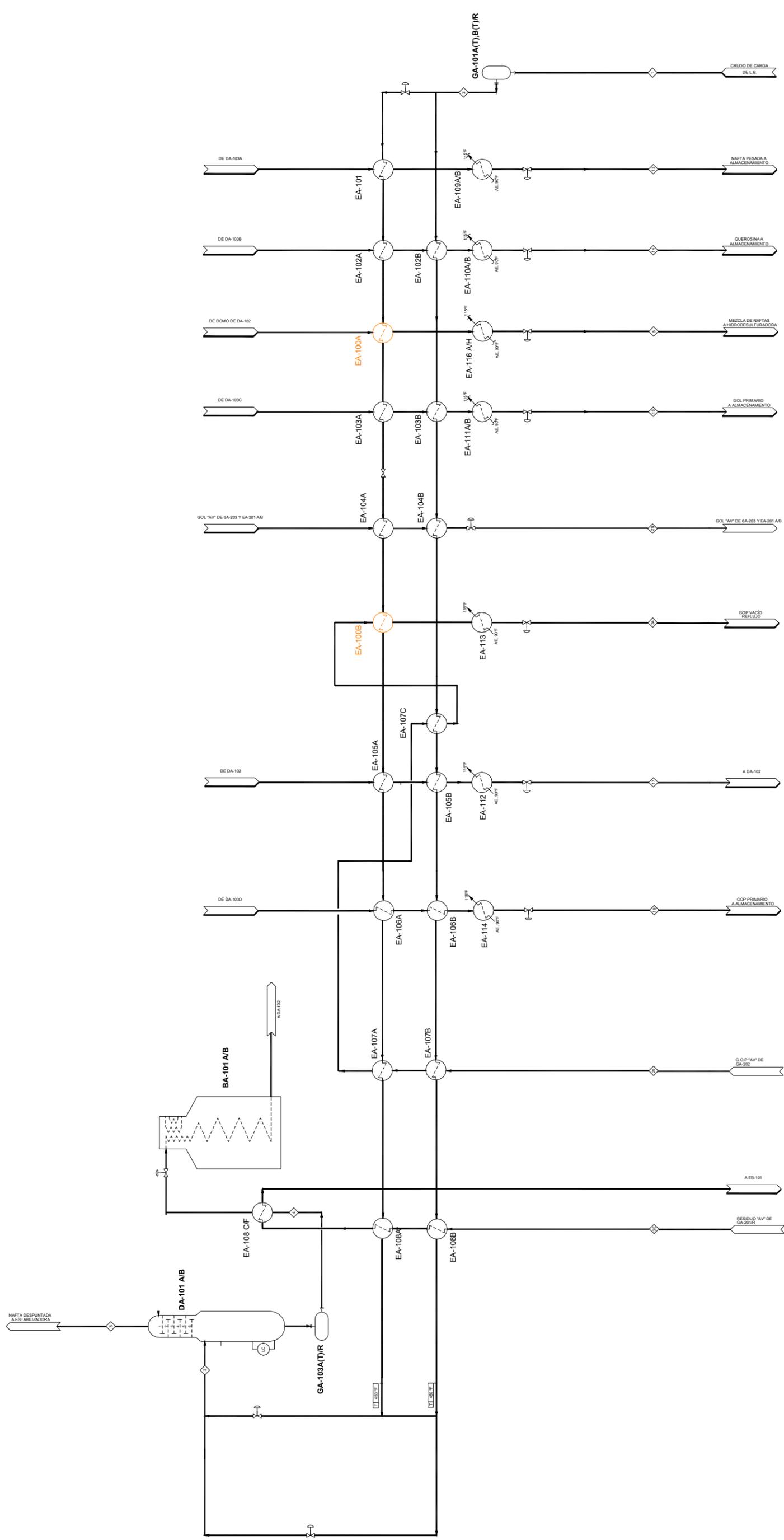


Figura 46 Propuesta 2 de reestructuración para el caso de diseño

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 2. En la tabla 26 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles. De igual manera en el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.

**Tabla 28 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 2**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	422.65	1.70
2	EA-102A	424.35	411.88	12.46
3	EA-102B	424.35	398.91	25.44
4	EA-103A	424.35	306.11	118.23
5	EA-103B	424.35	248.17	176.18
6	EA-104A	424.35	397.15	27.20
7	EA-104B	425.28	404.68	20.60
8	EA-105A	424.35	418.96	5.39
9	EA-105B	424.35	418.42	5.93
10	EA-106A	425.28	420.45	4.83
11	EA-106B	425.28	419.99	5.28
12	EA-107A	424.35	424.35	0.00
13	EA-107B	424.35	424.35	0.00
14	EA-107C	425.28	419.80	5.48
15	EA-108A	424.35	55.84	368.51
16	EA-108B	424.35	284.98	139.37
17	EA-108C	848.70	407.52	441.18
18	EA-100A(NUEVO)	N/A	241.94	N/A
19	EA-100B (NUEVO)	N/A	230.09	N/A

#### **Estimación de costos de inversión para la propuesta 2 del caso de diseño**

Tomando como referencia las consideraciones, la metodología y los costos mencionados en el apartado anterior se estimó el costo de inversión para la propuesta 2 en US \$ 840,301.27.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$5,917,213.78 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

Lo anterior se calculó de acuerdo con la memoria de cálculo disponible en el anexo 6.

### 6.1.3. Propuesta 3 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de diseño

A partir de la metodología planteada en el capítulo 3 y de la experiencia se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de diseño.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	3
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	400.38
Servicios de Enfriamiento (MMBtu /h)	204.24

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 42.52 MMBtu/h. En la figura 47 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 3. En la tabla 27 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles.

En el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.



**Tabla 27 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de diseño en la propuesta 3**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	419.94	4.41
2	EA-102A	424.35	413.62	10.73
3	EA-102B	424.35	401.22	23.12
4	EA-103A	424.35	239.12	185.23
5	EA-103B	424.35	242.20	182.15
6	EA-104A	424.35	424.35	0.00
7	EA-104B	425.28	424.35	0.93
8	EA-105A	424.35	420.61	3.74
9	EA-105B	424.35	305.22	119.13
10	EA-106A	425.28	414.81	10.47
11	EA-106B	425.28	425.25	0.03
12	EA-107A	424.35	424.35	0.00
13	EA-107B	424.35	424.35	0.00
14	EA-107C	425.28	418.17	7.11
15	EA-108A	424.35	81.90	342.44
16	EA-108B	424.35	296.09	128.26
17	EA-108C/F	848.70	374.90	473.80
18	EA-100A(NUEVO)	N/A	210.93	N/A
19	EA-100B (NUEVO)	N/A	126.40	N/A
20	EA-100C(NUEVO)	N/A	214.72	N/A

**Estimación de costos de inversión para la propuesta 3 del caso de diseño**

Tomando como referencia las consideraciones, la metodología y los costos mencionados en el apartado anterior se estimó el costo de inversión para la propuesta 3 en US \$1,277,253.14.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$3,788,027.56 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

Lo anterior se calculó de acuerdo con la memoria de cálculo disponible en el anexo 6.

## 6.2. Análisis de la configuración de la red de intercambio de calor actual

Así como en el caso anterior, de acuerdo con la información disponible de los equipos y de las corrientes de proceso proporcionada por las especificaciones establecidas en los datos de operación actual y por la simulación, se elaboró el análisis de la red de intercambio de calor y de los equipos auxiliares de la planta combinada 1. Este análisis se llevó a cabo empleando el simulador comercial Aspen Energy Analyzer V. 7.0, el cual aplica la tecnología de punto de pliegue.

El primer paso consistió en obtener un buen punto de partida para el rediseño de la red de intercambio de calor, que redujo la necesidad de examinar alternativas de redes de intercambio de calor que no sean factibles en el proceso.

En este trabajo se utilizó el área disponible y con esto se disminuyeron los servicios auxiliares al realizar un mejor uso del área existente en la red de intercambio de calor actual, al combinar de manera adecuada las distintas corrientes, considerando los costos de inversión y el ahorro de los servicios, siendo el tiempo de retorno de la inversión una herramienta de decisión para el proyecto.

En la tabla 28 se presentan los datos de las corrientes correspondientes a la configuración de operación actual de la red de intercambio de calor.

El tren de precalentamiento de la operación actual cuenta con 30 equipos. Los equipos correspondientes a la configuración de la operación actual de la red de intercambio de calor, son los presentados en la tabla 14 de la sección anterior.

Se tomo en consideración que los valores tanto de capacidad calorífica, como del coeficiente de transferencia de calor individual cambian con la temperatura, por esto fueron divididas las corrientes principales frías para obtener una mejor caracterización y valores más reales.

En la tabla 29 se presentan los datos proporcionados por el simulador para el cálculo de la red de intercambio de calor.

Para comenzar el análisis de la red de intercambio de calor es necesario determinar la  $\Delta T$  del proceso. Para cada uno de los intercambiadores de calor existen dos  $\Delta T$  una caliente y una fría, estas se calculan empleando las Fórmulas ya indicadas en la sección anterior.

En la tabla 30 se presentan las  $\Delta T$  fría y caliente para cada uno de los intercambiadores de calor involucrados en el proceso.

La  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso es la menor de las calculadas en los intercambiadores, en este caso se tomó  $12.5^{\circ}\text{C}$ . Con base en el análisis preliminar se logró determinar el estado del sistema y las deficiencias con las que cuenta la red de intercambio de calor para el caso de diseño.

En la figura 48 se presenta la red de intercambio de calor para el caso de diseño, en esta figura se puede observar el punto de pliegue correspondiente a la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso calculada.

La información necesaria para el cálculo del área de transferencia de calor necesaria y una memoria de cálculo se presentan en el anexo 5.

**Tabla 28 Datos de corrientes en el caso de operación actual**

No	TIPO	NOMBRE	T INICIAL (°C)	T FINAL (°C)	PROCEDENCIA	DESTINO
1	Caliente	Residuo vacío	342.00	304.50	Torre vacío	Almacenamiento
2	Caliente	GOPP	314.00	85.17	Torre atmosférica	Almacenamiento
3	Caliente	GOPV	252.00	87.78	Torre vacío	Almacenamiento
4	Caliente	GOPP reflujo	316.00	168.74	Torre atmosférica	Torre atmosférica
5	Caliente	GOLP	283.00	48.00	Torre atmosférica	Almacenamiento
6	Caliente	GOLP reflujo	297.00	127.65	Torre atmosférica	Torre atmosférica
7	Caliente	GOLV	103.00	81.85	Torre vacío	Almacenamiento
8	Caliente	GOLV reflujo	103.00	55.00	Torre vacío	Torre vacío
9	Caliente	Kerosina	235.00	40.00	Torre atmosférica	Almacenamiento
10	Caliente	Nafta pesada	172.00	57.00	Torre atmosférica	Almacenamiento
11	Caliente	Nafta ligera despuntada	155.00	30.00	Torres despunte	Planta estabilizadora
12	Caliente	Residuo de reductora	381.21	120.00	Planta reductora	Almacenamiento
13	Fría	Crudo A	29.64	223.00	Carga del tren A	Torre despunte
14	Fría	Crudo B	29.64	238.00	Carga del tren B	Torre despunte
15	Fría	Crudo despuntado A	202.00	360.00	Torre despunte	Torre atmosférica
16	Fría	Crudo despuntado B	218.00	360.00	Torre despunte	Torre atmosférica
17	Fría	Residuo primario	343.26	380.36	Torre atmosférica	Torre de vacío

**Tabla 29 Corrientes de proceso en el caso de actual**

NOMBRE		T entrada (°F)	T salida (°F)	MCp (Btu/°F-h)	Entalpía (MMBtu/h)	HTC (Btu/h-ft <sup>2</sup> -°F)	Flujo (BPD)	Cp (Btu/lb-°F)
Residuo atmosférico		650	717		5.19E+01		5.38E+04	
	1	650	695	5.18E+05	2.36E+01	1.51E+02		0.6796
	2	695	717	1.33E+06	2.83E+01	1.83E+02		1.7515
Gasóleo pesado primario a almacenamiento		597	185		3.03E+01		9.12E+03	
	1	597	381	7.94E+04	1.71E+01	2.30E+02		0.6639
	2	381	185	6.71E+04	1.31E+01	1.56E+02		0.5609
Gasóleo pesado primario reflujo		601	336		3.03E+01		1.01E+04	
	1	601	462	1.20E+05	1.66E+01	2.22E+02		0.6723
	2	462	336	1.09E+05	1.37E+01	1.82E+02		0.6099

Gasóleo pesado vacío		486	190		6.29E+01		1.05E+04	
	1	486	418	6.55E+05	4.44E+01	2.06E+02		0.6353
	2	418	313	8.54E+04	8.97E+00	1.70E+02		0.5912
	3	313	190	7.72E+04	9.47E+00	1.25E+02		0.5346
Crudo A		85	433		2.08E+02		6.89E+04	
	1	85	262	4.14E+05	7.30E+01	2.62E+01		0.4710
	2	262	429	5.01E+05	8.39E+01	4.68E+01		0.5702
	3	429	433	1.20E+07	5.10E+01	1.24E+02		13.6053
Crudo B		85	460		2.17E+02		6.49E+04	
	1	85	269	3.91E+05	7.20E+01	2.62E+01		0.4729
	2	269	453	4.81E+05	8.83E+01	4.63E+01		0.5806
	3	453	460	7.74E+06	5.68E+01	1.03E+02		9.3485
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora		311	86		4.16E+01		3.00E+04	
	1	311	198	2.02E+05	2.27E+01	1.05E+02		0.5704
	2	198	86	1.69E+05	1.89E+01	9.41E+01		0.4768
Gasóleo ligero primario reflujo		567	262		4.67E+01		1.08E+05	
	1	567	415	1.64E+05	2.49E+01	2.20E+02		0.6863
	2	415	262	1.43E+05	2.18E+01	2.18E+02		0.5985
Residuo vacío	1	648	580	2.08E+06	1.40E+02	2.77E+02	2.20E+05	0.6221
Crudo despuntado		396	680		1.91E+02		1.04E+05	
	1	396	479	4.18E+05	3.47E+01	5.20E+01		0.6134
	2	479	630	8.03E+05	1.21E+02	4.80E+01		1.1780
	3	630	680	6.92E+05	3.47E+01	2.37E+01		1.0156
Residuo reducido		718	248		6.50E+01		1.60E+04	
	1	718	471	1.49E+05	3.69E+01	2.49E+02		0.6136
	2	471	248	1.26E+05	2.81E+01	1.48E+02		0.5175
Gasóleo ligero vacío reflujo	1	179	131	1.76E+05	8.51E+00	1.13E+02	2.70E+04	0.4879
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	1	217	179	2.26E+05	8.59E+00	1.34E+02	3.30E+04	0.5113
Kerosina a almacenamiento		455	104		2.29E+01		9.50E+03	
	1	455	275	7.09E+04	1.27E+01	2.17E+02		0.6120
	2	275	104	5.94E+04	1.02E+01	1.86E+02		0.5129
Nafta pesada a almacenamiento		342	135		2.11E+01		1.58E+04	
	1	342	233	1.07E+05	1.16E+01	2.18E+02		0.5829
	2	233	135	9.58E+04	9.45E+00	2.08E+02		0.5209
Gasóleo ligero primario a almacenamiento		541	118		5.01E+01		1.60E+04	
	1	541	327	1.30E+05	2.79E+01	2.26E+02		0.6330
	2	327	118	1.07E+05	2.23E+01	1.60E+02		0.5217

**Tabla 30 Deltas de temperatura para los intercambiadores de calor en el caso de operación actual**

No	Equipo	$\Delta T_{\text{Caliente}}$	$\Delta T_{\text{Fría}}$
1	EA-101	120.92	56.88
2	EA-101A	40.39	30.77
3	EA-102A	153.59	60.66
4	EA-102B	84.33	32.40
5	EA-103A	160.47	67.88
6	EA-103B	93.61	49.07
7	EA-104A	167.37	40.04
8	EA-104B	94.37	33.78
9	EA-105A	119.98	56.18
10	EA-105B	89.42	45.63
11	EA-106A	116.42	42.82
12	EA-106B	92.27	55.35
13	EA-107A	12.50	14.75
14	EA-107B	42.71	54.04
15	EA-107C	126.11	50.81
16	EA-107 D/E	178.27	89.68
17	EA-108A	98.14	96.44
18	EA-108B	104.00	111.86
19	EA-108 C/D	179.21	179.21
20	EA-108 E/F	150.58	127.04

En la figura 49 y 50 se presentan las curvas compuestas del proceso para el caso de las corrientes consideradas en el tren de precalentamiento original y para el caso en el que adicionalmente se incluyen en el análisis las corrientes de nafta ligera del proceso respectivamente, las cuales consisten en graficar la entalpía contra la temperatura. La curva superior representa las corrientes calientes y la inferior corresponde a las frías, en donde las curvas se traslapan el calor puede ser rechazado verticalmente desde las corrientes calientes hacia las corrientes frías.

En la tabla 31 y 32 se presentan los datos necesarios de temperatura y entalpía para la generación de las curvas compuestas.

Para determinar la eficiencia del uso del área de transferencia de calor en la tabla 33 se presenta un comparativo entre el área calculada necesaria para la transferencia de calor y el área instalada. Esto con el fin de verificar si existe área disponible en los intercambiadores de calor, así como en que intercambiadores de calor es necesario agregar área para cumplir con los requerimientos energéticos y las temperaturas indicadas de manera adecuada. En este caso se observa que es necesario incrementar el área de cuatro intercambiadores de calor.



**Tabla 31 Curvas compuestas operación actual**

Curva Caliente		Curva Fría	
T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)	T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)
381	487	380	846
342	476	369	818
316	372	360	810
314	364	343	751
305	322	337	735
297	317	332	722
283	304	264	518
252	269	248	483
244	250	238	468
239	238	234	405
235	229	223	379
214	180	221	322
213	177	218	313
194	153	202	273
172	124	132	149
169	119	128	142
164	112	30	0
156	102		
135	76		
128	67		
120	59		
112	53		
103	47		
88	29		
85	27		
82	24		
57	4		
55	3		
48	1		
40	0		

**Tabla 32 Curvas compuestas operación actual incluyendo naftas ligeras**

Curva Caliente		Curva Fría	
T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)	T (°C)	Entalpía (MMBtu/h)
381	529	380	850
342	518	369	822
316	414	360	814
314	405	343	755
305	364	337	739
297	359	332	726
283	346	264	521
252	310	248	487
244	291	238	471
239	280	234	408
235	271	223	382
214	221	221	326
213	219	218	317
194	194	202	277
172	165	132	153
169	160	128	146
164	154	30	4
156	144		
155	143		
135	110		
128	98		
120	88		
112	79		
103	69		
92	53		
88	47		
85	43		
82	40		
57	12		
55	11		
48	6		
40	3		
30	0		

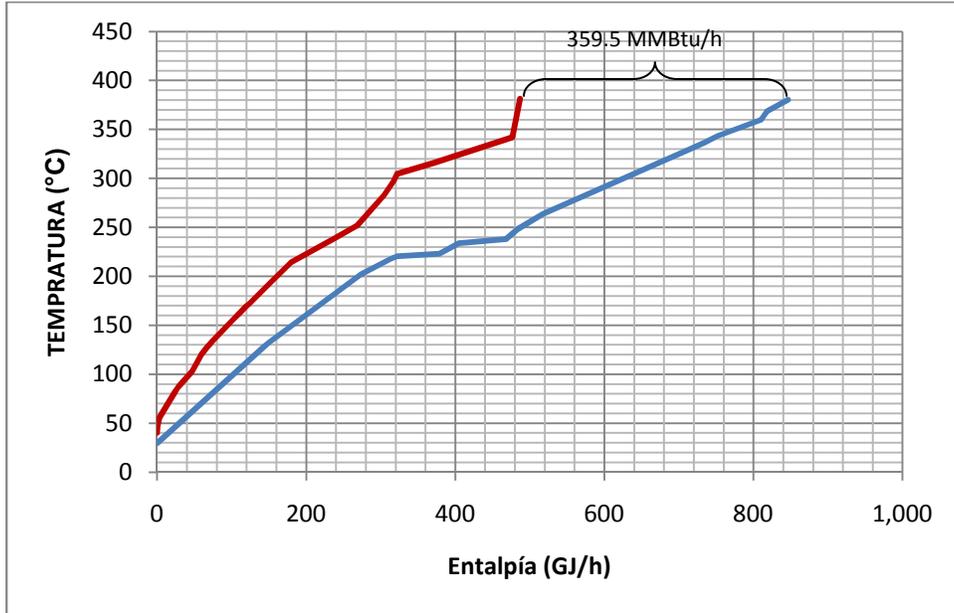


Figura 49 Curvas compuestas para el caso de operación actual

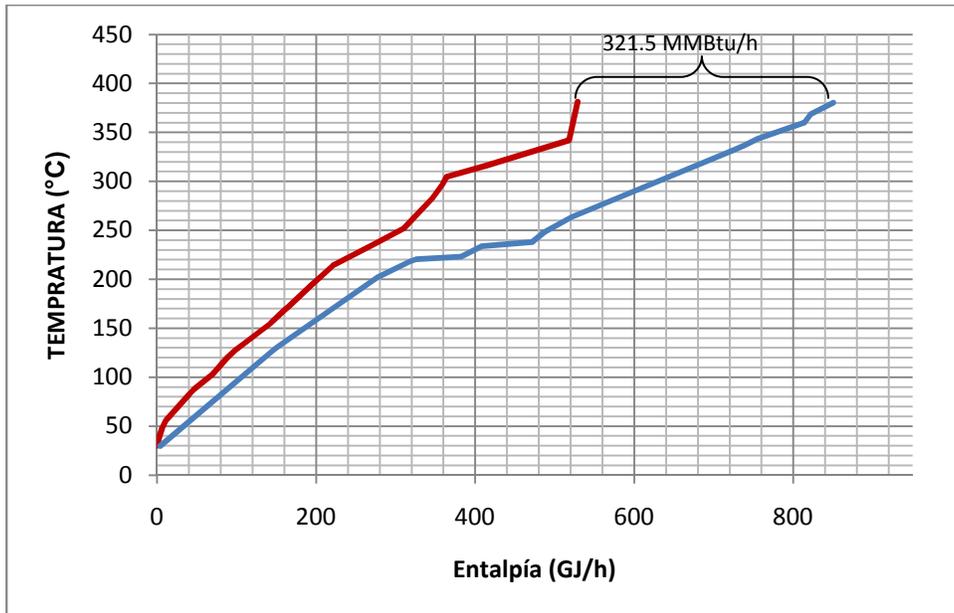


Figura 50 Curvas compuestas para el caso de operación actual incluyendo naftas ligeras

**Tabla 33 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	424.35	0.00
2	EA-101A	424.35	424.35	0.00
3	EA-102A	424.35	318.68	105.67
4	EA-102B	424.35	280.98	143.37
5	EA-103A	424.35	424.35	0.00
6	EA-103B	424.35	407.94	16.41
7	EA-104A	424.35	414.53	9.82
8	EA-104B	424.35	361.91	62.44
9	EA-105A	424.35	424.35	0.00
10	EA-105B	424.35	424.35	0.00
11	EA-106A	424.35	398.81	25.54
12	EA-106B	424.35	319.66	104.69
13	EA-107A	424.35	424.35	0.00
14	EA-107B	424.35	424.35	0.00
15	EA-107C	424.35	411.40	12.95
16	EA-107D/E	848.70	394.15	454.55
17	EA-108A	424.35	424.35	0.00
18	EA-108B	424.35	424.35	0.00
19	EA-108 C/D	848.70	0.00	848.70
20	EA-108 E/F	848.70	85.28	763.42

A partir del análisis realizado por el simulador y de acuerdo con la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  especificada y las curvas compuestas generadas, se obtuvo que:

- Para el caso base: El punto de pliegue del sistema es 42.14°C-29.64°C, la cantidad de servicios mínimos de calentamiento requeridos es de 359.49 MMBtu/h, la cantidad de servicios mínimos de enfriamiento requeridos es de 0.23 MMBtu/h (De acuerdo a lo indicado en la figura 49). Para el caso de la operación actual el consumo calculado de servicios es de 411.79 MMBtu/h (114.55% del mínimo calculado) y 104.15 MMBtu/h de calentamiento y enfriamiento respectivamente.
- Para el caso base considerando las naftas ligeras: El punto de pliegue del sistema se encuentra entre 42.14°C-29.64°C, la cantidad de servicios mínimos de calentamiento requeridos es de 321.53 MMBtu/h, la cantidad de servicios mínimos de enfriamiento requeridos es de 3.91 MMBtu/h (De acuerdo a lo indicado en la figura 50). Para el caso de la operación actual el consumo calculado de servicios es de 417.23 MMBtu/h (129.77% del mínimo calculado) y 204.90 MMBtu/h de calentamiento y enfriamiento respectivamente.

A partir del análisis de la información disponible se puede inferir lo siguiente:

- Al comparar las Curvas Compuestas considerando y no las naftas ligeras, se observa que la cantidad de calor que puede ser integrado entre las corrientes calientes y las frías aumenta en 37.96 MMBtu/h (Diferencia entre el consumo mínimo de servicios de calentamiento incluyendo y no la nafta despuntada).
- Se observó que la cantidad de servicios de enfriamiento consumidos en comparación con los requerimientos mínimos calculados para la  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso han disminuido, sin embargo siguen existiendo la posibilidad de disminución de consumo.
- A partir del análisis de las corrientes disponibles se puede observar que no todas las corrientes calientes aprovechan al máximo su carga energética, por lo cual en las propuestas presentadas se buscó utilizar la carga energética de las corrientes calientes al máximo. De acuerdo a lo presentado en la tabla 34.
- Entre las corrientes calientes del proceso se observó que la corriente caliente “Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora” no es utilizada en el tren de precalentamiento a pesar de que su carga energética es grande (Lo cual se indica en la tabla 29 en la columna de entalpía), por lo cual se buscó integrarla dentro de las propuestas de mejora.
- De igual manera se observó que las corrientes de GOL vacío producto y reflujo no eran aprovechadas de manera adecuada y que la carga de servicios de enfriamiento utilizada en las mismas era excesiva, por lo cual se buscó disminuir esto en las propuestas de mejora. De acuerdo a lo presentado en la tabla 34.
- Por otro lado el área disponible en los intercambiadores de calor instalados debe ser mejor aprovechada y corregir los intercambiadores que no tienen el área adecuada, por lo cual en las propuestas de mejora se buscó hacer un uso más eficiente del área de intercambio de calor instalada. En la tabla 33 se observa a detalle la cantidad de área sobrada para cada uno de los intercambiadores de calor.

**Tabla 34 cargas energéticas disponibles en las corrientes calientes del proceso operación actual**

CORRIENTE	CARGA ENERGÉTICA (MMBtu/h)	CARGA ENERGÉTICA EMPLEADA (MMBtu/h)	CARGA ENERGÉTICA DISPONIBLE (MMBtu/h)
Residuo reducido	64.99	42.95	22.04
Residuo vacío	140.50	140.50	0.00
GOPP Reflujo	30.34	30.34	0.00
GOPP	30.28	29.76	0.52
GOLP Reflujo	46.74	45.15	1.59
GOLP Reflujo	50.15	42.45	7.70
GOPV (Producto y reflujo)	44.43	44.43	0.00
Kerosina	22.91	20.55	2.36
GOPV	18.44	14.10	4.34
Nafta pesada	21.06	15.97	5.09
GOLV (Producto y reflujo)	8.59	8.59	0.00
GOLV Reflujo	8.51	0.00	8.51
Nafta ligera	41.64	0.00	41.64

**6.2.1. Propuesta 1 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de operación actual**

Se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de operación actual.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	1
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	386.70
Servicios de Enfriamiento (MMBtu/h)	141.53

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 30.53 MMBtu/h. En la figura 51 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

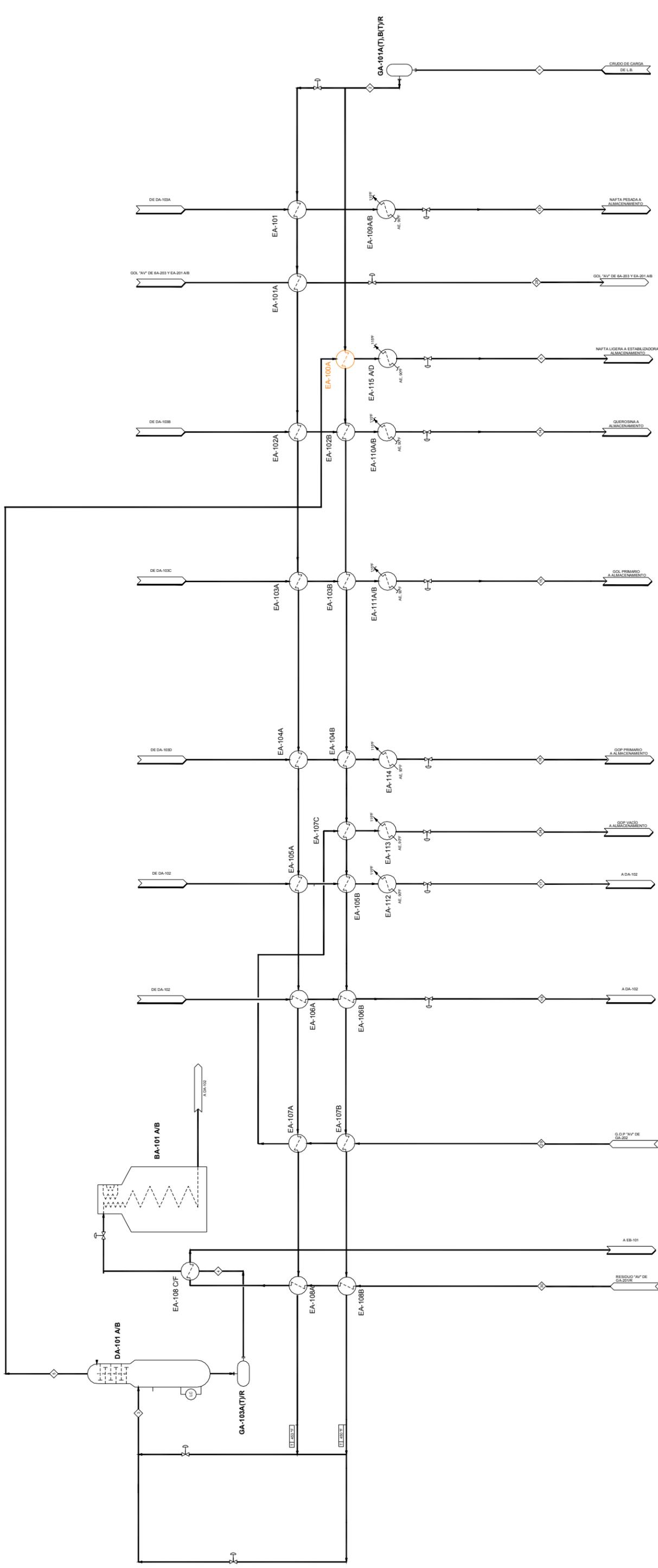


Figura 51 Propuesta 1 de reestructuración para el caso de operación actual

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 1. En la tabla 35 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles. De igual manera en el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.

**Tabla 35 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 1**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	423.34	1.01
2	EA-101A	424.35	424.35	0.00
3	EA-102A	424.35	418.46	5.89
4	EA-102B	424.35	327.93	96.42
5	EA-103A	424.35	424.35	0.00
6	EA-103B	424.35	424.35	0.00
7	EA-104A	424.35	419.53	4.82
8	EA-104B	424.35	424.35	0.00
9	EA-105A	424.35	424.35	0.00
10	EA-105B	424.35	424.35	0.00
11	EA-106A	424.35	229.22	195.13
12	EA-106B	424.35	387.57	36.78
13	EA-107A	424.35	424.35	0.00
14	EA-107B	424.35	424.35	0.00
15	EA-107C	424.35	424.35	0.00
16	EA-107 D/E	848.07	498.59	350.11
17	EA-108A	424.35	424.35	0.00
18	EA-108B	424.35	424.35	0.00
19	EA-108 C/D	848.70	0.00	848.70
20	EA-108 E/F	848.70	848.7	0.00
21	EA-100A/B (NUEVO)	N/A	822.79	N/A

#### **Estimación de costos de inversión para la propuesta 1 del caso de operación actual**

Tomando como referencia las consideraciones, la metodología y los costos mencionados en el apartado anterior se estimó el costo de inversión para la propuesta 1 en US \$ 873,624.73.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$6,790,695.39 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

Lo anterior se calculó de acuerdo con la memoria de cálculo disponible en el anexo 6.

### 6.2.2. Propuesta 2 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de operación actual

Se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de la operación actual.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	1
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	391.22
Servicios de Enfriamiento (MMBtu/h)	159.00

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 26.01 MMBtu/h. En la figura 52 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 2. En la tabla 36 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles.

De igual manera en el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.

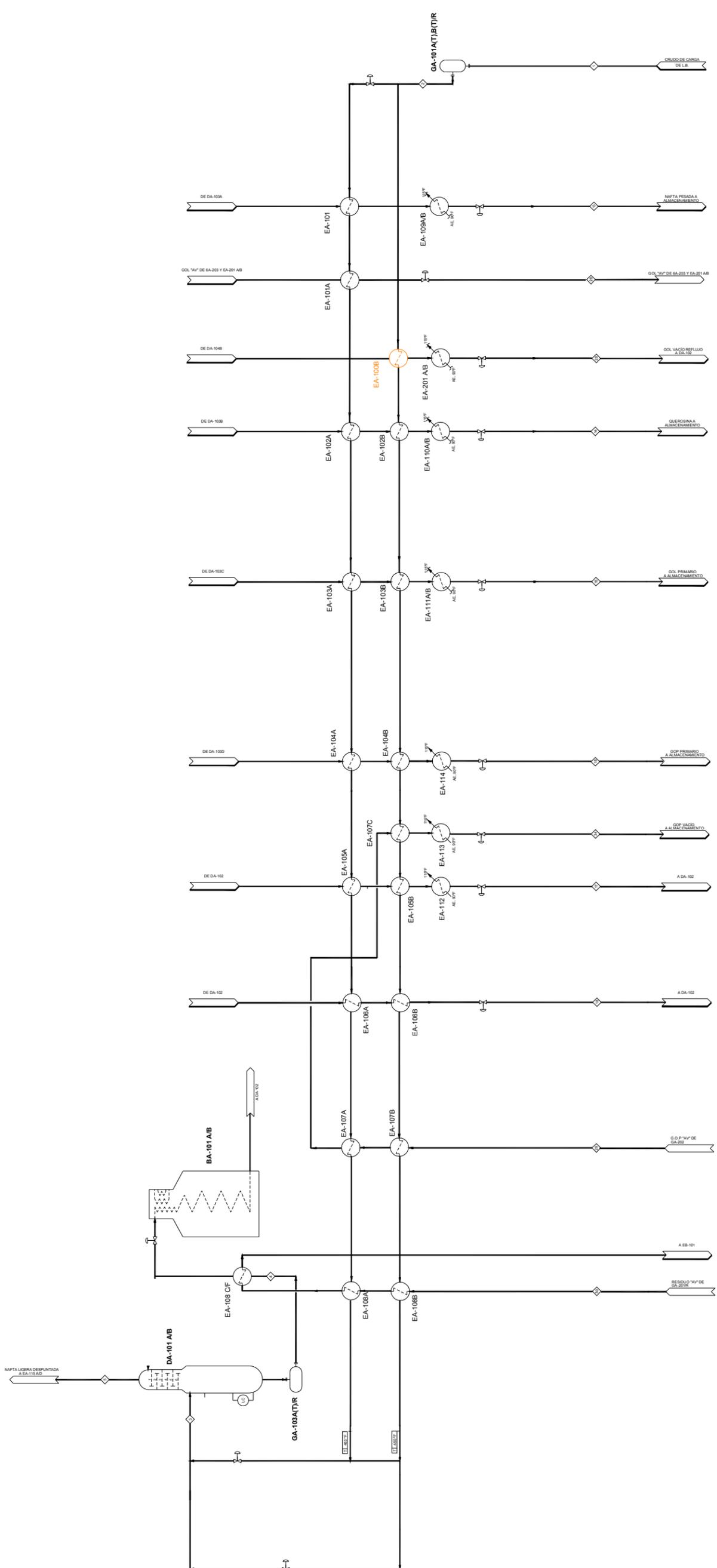


Figura 52 Propuesta 2 de reestructuración para el caso de operación actual

**Tabla 36 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 2**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	423.34	1.01
2	EA-101A	424.35	424.35	0.00
3	EA-102A	424.35	418.46	5.89
4	EA-102B	424.35	424.35	0.00
5	EA-103A	424.35	424.35	0.00
6	EA-103B	424.35	424.35	0.00
7	EA-104A	424.35	419.53	4.82
8	EA-104B	424.35	424.35	0.00
9	EA-105A	424.35	424.35	0.00
10	EA-105B	424.35	424.35	0.00
11	EA-106A	424.35	360.67	63.68
12	EA-106B	424.35	338.04	86.31
13	EA-107A	424.35	424.35	0.00
14	EA-107B	424.35	424.35	0.00
15	EA-107C	424.35	424.35	0.00
16	EA-107 D/E	848.70	848.7	0.00
17	EA-108A	424.35	424.35	0.00
18	EA-108B	424.35	424.35	0.00
19	EA-108 C/D	848.70	0.00	848.70
20	EA-108 E/F	848.70	699.38	149.32
21	EA-100 A/B (NUEVO)	N/A	680.53	N/A

**Estimación de costos de inversión para la propuesta 2 del caso de operación actual**

Tomando como referencia las consideraciones, la metodología y los costos mencionados en el apartado anterior se estimó el costo de inversión para la propuesta 2 en US \$ 748,821.20.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$5,072,636.80 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

Lo anterior se calculó de acuerdo con la memoria de cálculo disponible en el anexo 6.

### 6.2.3. Propuesta 3 de reestructuración de la red de intercambio de calor para el caso de operación actual

Se obtuvo la siguiente propuesta de mejora a la red de intercambio de calor para el caso de la operación actual.

Para esta propuesta es necesario:

Intercambiadores nuevos	2
-------------------------	---

Una vez llevada a cabo estas modificaciones se tienen los siguientes consumos de servicios:

Servicios de Calentamiento (MMBtu/h)	388.46
Servicios de Enfriamiento (MMBtu/h)	149.69

Con lo que se obtiene un ahorro en servicios de calentamiento de 28.77 MMBtu/h. En la figura 53 se presenta la propuesta de reestructuración para la red, en donde los intercambiadores nuevos están de color naranja.

Finalmente se determinó la cantidad de área que es necesario añadir a la red de intercambio de calor para poder llevar a cabo la propuesta 3. En la tabla 37 se presenta el comparativo de las áreas calculadas y las áreas disponibles.

De igual manera en el anexo 5 se presenta la información necesaria para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor.

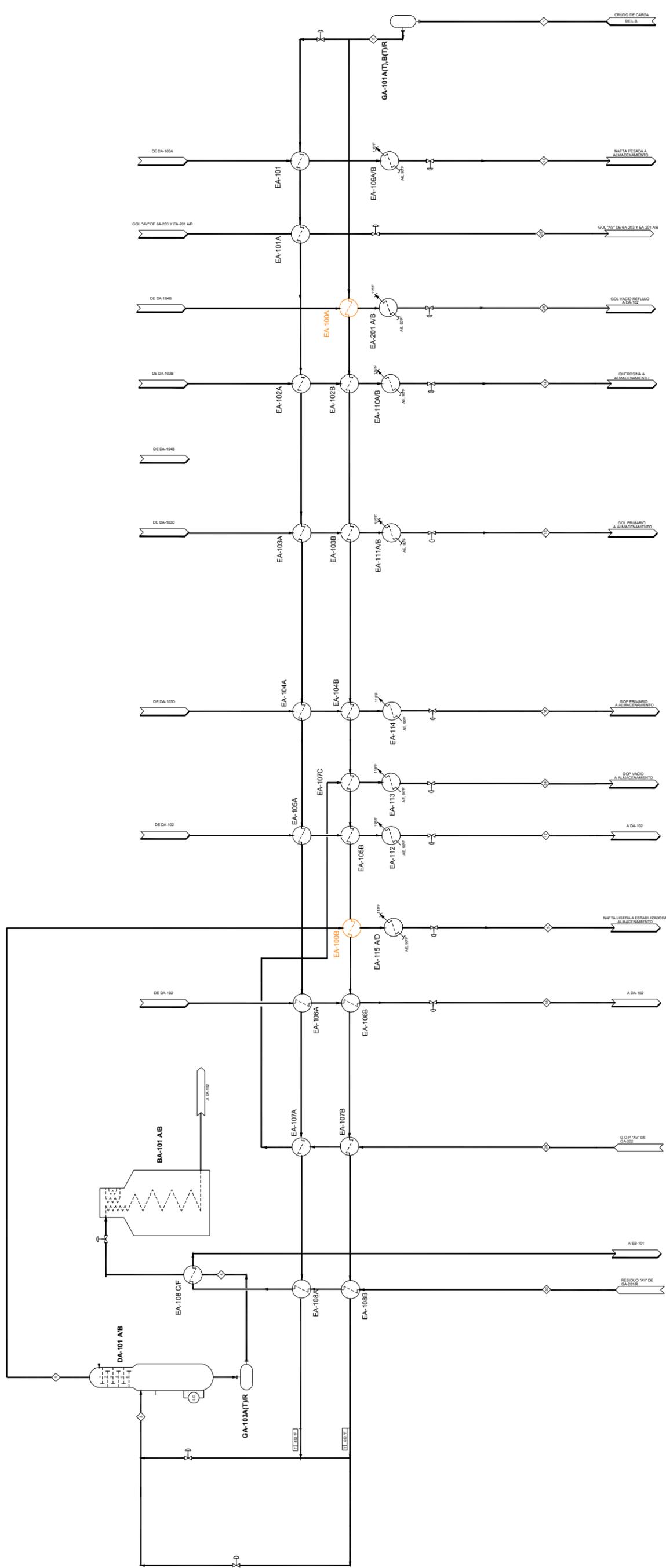


Figura 53 Propuesta 3 de reestructuración para el caso de operación actual

**Tabla 37 Área de transferencia de calor utilizada en la red de intercambio de calor para el caso de operación actual en la propuesta 3**

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	424.35	423.34	1.01
2	EA-101A	424.35	424.35	0.00
3	EA-102A	424.35	418.46	5.89
4	EA-102B	424.35	424.35	0.00
5	EA-103A	424.35	424.35	0.00
6	EA-103B	424.35	424.35	0.00
7	EA-104A	424.35	419.53	4.82
8	EA-104B	424.35	424.35	0.00
9	EA-105A	424.35	424.35	0.00
10	EA-105B	424.35	424.35	0.00
11	EA-106A	424.35	360.67	63.68
12	EA-106B	424.35	292.61	131.74
13	EA-107A	424.35	424.35	0.00
14	EA-107B	424.35	424.35	0.00
15	EA-107C	424.35	424.35	0.00
16	EA-107 D/E	848.70	843.76	4.94
17	EA-108A	424.35	424.35	0.00
18	EA-108B	424.35	424.35	0.00
19	EA-108 C/D	848.70	0.00	848.70
20	EA-108 E/F	848.70	848.7	0.00
21	EA-100A1/A2 (NUEVO)	N/A	680.53	N/A
22	EA-100B1/B2 (NUEVO)	N/A	751.26	N/A

#### **Estimación de costos de inversión para la propuesta 3 del caso de operación actual**

Tomando como referencia las consideraciones, la metodología y los costos mencionados en el apartado anterior se estimó el costo de inversión para la propuesta 3 en US \$1,497,642.39.

A partir de la información dada se tiene que el ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento sería de US \$6,002,085.17 por año, siendo que la inversión efectuada podría recuperarse en medio año.

Lo anterior se calculó de acuerdo con la memoria de cálculo disponible en el anexo 6.

El análisis de los resultados obtenidos a partir de la integración energética de las estimaciones económicas para la operación de diseño y actual se presenta en el capítulo 7.

## **7. ANÁLISIS DE RESULTADOS**

La finalidad de llevar a cabo proyectos de reestructuración y mejora consiste en hacerlos más eficientes, lo cual se refleja en la producción de mejores productos a un menor precio, una mejor calidad y de manera que se cumplan las especificaciones y compromisos nacionales e internacionales en cuanto a impacto ambiental se refiere.

### **7.1. Simulación de la planta combinada 1**

La simulación de procesos es una herramienta que al ser correctamente llevada a cabo puede ser usada para evaluar y analizar modificaciones a un proceso productivo representando de manera confiable la operación real y los resultados de las modificaciones llevadas a cabo. En el caso de este trabajo de tesis al fijar se pudo evaluar las modificaciones en el proceso debido a la introducción de mejoras para aumentar su eficiencia energética.

Los resultados obtenidos para el caso de diseño y para la operación actual son similares, ya que en los dos casos la simulación de procesos obtenida fue adecuada para su uso en la sección de integración térmica.

Los resultados obtenidos en la simulación del proceso se consideran adecuados ya que los errores obtenidos y el error global es menor a 10% de desviación con respecto a las especificaciones establecidas en los datos de diseño en lo que se refiere a rendimiento y calidad de los productos obtenidos.

De igual manera, se generaron las curvas ASTM D86 de cada uno de los productos y se compararon con los datos proporcionados por el laboratorio experimental de la superintendencia de química de la refinería Miguel Hidalgo para el caso de la operación actual y por el libro de proyecto para el caso de diseño. Al comparar las curvas éstas se encontraron dentro del intervalo establecido por el diseño, ya que no se sobrepasa el error establecido de 10%.

Siendo que debido a lo anterior la simulación de procesos efectuada representa de manera confiable la operación del proceso, en lo que se refiere al rendimiento y a la calidad de los productos, de manera que los resultados pueden ser tomados como referencia para la evaluación del proceso.

En lo que respecta al perfil de temperatura en la columna de destilación primaria, se observa la disminución de la pendiente en las etapas en las cuales existe el retorno de un líquido a una menor temperatura, el cual proviene de las extracciones laterales. La disminución en la pendiente se debe a la perturbación térmica en el equilibrio líquido-vapor del plato debido a la introducción de una corriente de proceso fuera de este equilibrio. El perfil dentro de la columna es ascendente en dirección a los fondos de la misma. En el caso de los escalones observados nos indica claramente la presencia de los agotadores, los cuales tienen la misma tendencia para el aumento de la temperatura.

Por otro lado, en lo que respecta a los perfiles de líquido y vapor dentro de la columna de destilación atmosférica, se puede observar que el flujo de líquido disminuye como es de esperarse en los platos que tienen salida de líquido a los agotadores laterales y aumenta considerablemente en los platos de retorno de los mismos. De igual manera que para el caso de la temperatura el perfil del flujo de líquido y calor aumenta hacia los fondos de la columna de destilación. En el anexo 11 se presenta el diagrama de flujo de proceso y el balance de materia correspondiente.

## **7.2. Integración térmica de la planta combinada 1**

De la aplicación de la tecnología de punto de pliegue se deriva un diagnóstico de la situación energética del sistema evaluado, lo cual permite conocer el nivel de utilización de los recursos disponibles y con ello proponer los distintos escenarios para el ahorro de servicios de calentamiento y enfriamiento, lo cual generara una reducción en los costos de operación de la planta analizada.

### **7.2.1. Caso de diseño**

De acuerdo con la información proporcionada para la evaluación de este escenario se puede observar que el sistema tiene un consumo excesivo de servicios de enfriamiento, lo cual se debe a que no se utilizan de manera adecuada las cargas de las corrientes calientes disponibles.

Por otro lado se observa que a pesar de que la corriente de proceso Nafta ligera despuntada a estabilizadora y la corriente de proceso Nafta ligera proveniente del domo de la columna atmosférica tienen una alta carga energética no son consideradas para su uso en el tren de precalentamiento. Debido a lo anterior se consideraron las corrientes de procesos Nafta ligera despuntada a estabilizadora y Nafta ligera proveniente del domo de la columna atmosférica en las propuestas presentadas en este trabajo de tesis.

Ya que las propuestas deben ser operativamente adecuadas, rentables y ajustables a posibles cambios futuros, estas deben considerar la seguridad operativa y la calidad de los productos. Es por esto que el uso de la corriente de proceso Nafta ligera proveniente del domo de la columna atmosférica y la corriente de proceso Nafta ligera despuntada a estabilizadora debe ser analizado a detalle debido a su localización e importancia para el funcionamiento de la columna de destilación atmosférica.

Entre las corrientes disponibles cabe destacar el caso de la corriente de proceso GOL vacío, la cual es un área importante de oportunidad en cuanto a su carga energética y a que su ubicación es muy adecuada para aprovecharla al máximo en el tren de precalentamiento.

Cabe destacar que de igual manera que el consumo de servicios de calentamiento sobrepasa el consumo mínimo de servicios calculado, este consumo se disminuyó al mejorar la integración energética y el aprovechamiento de las corrientes calientes disponibles en el proceso.

A partir del análisis de las curvas compuestas caliente y fría se observa en que niveles energéticos es posible llevar a cabo la integración energética, lo cual se tomó en cuenta al efectuar las propuestas de mejora.

De igual manera, se observó un desbalance importante en las cargas energéticas de los intercambiadores de calor lo cual es un indicio más de que el proceso puede ser mejorado al hacer un uso más eficiente de la energía.

La  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso es de 21.5 °C, la cual se obtuvo a partir del análisis de los intercambiadores presentes en la red de intercambio de calor.

De acuerdo con esto el objetivo de las propuestas de mejora debe ser disminuir las pérdidas de energía en el tren de precalentamiento y reducir los requerimientos de servicios consumidos. De acuerdo con las curvas compuestas se tiene el nivel de intercambio proceso-proceso entre las siguientes temperaturas: 248.32°C-226.82°C

Los requerimientos mínimos de servicios para el proceso para la son calentamiento 349.87 MMBtu/h y enfriamiento 0 MMBtu/h, para el caso base. Mientras que los requerimientos mínimos de servicios para el proceso para la son calentamiento 249.13 MMBtu/h y enfriamiento 79.43 MMBtu/h, para el caso en el que se incluyen las naftas ligeras.

La carga necesaria para el tren de precalentamiento A es de 248.89GJ/h, y para el tren de precalentamiento B es de 214.44 GJ/h.

Los intercambiadores de calor EA-102A, EA-103A, EA-105A, EA-107B y los enfriadores EA-114, EA-116A/H y EA-203 operan con altas cargas térmicas mientras que los intercambiadores EA-102B, EA-103B, EA-105B y los equipos EA-110A/B, EA-111A/B y EA-202 operan de manera deficiente.

Es importante recalcar que al introducir las corrientes de proceso Nafta ligera despuntada a estabilizadora y Nafta ligera proveniente del domo de la columna atmosférica al diseño se obtiene una disminución posible de servicios de calentamiento de 55.73 MMBtu/h, lo cual impacta de manera considerablemente positiva en la rentabilidad del proceso y en la factibilidad de llevar a cabo las propuestas de mejora.

Entre los cuellos de botella para la integración energética se encuentran las desaladoras, ya que como estas deben operar entre 110°C y 135°C, esto limita la recuperación de calor de las corrientes a niveles energéticos menores a este intervalo y dificulta la transferencia lineal entre intervalos de temperatura después del intervalo, sin embargo se trato de aprovechar las corrientes al máximo antes y después de las desaladoras.

Debe notarse que al calcular y comprar el área necesaria para el intercambio de calor y el área disponible de cada uno de los intercambiadores, se observa que el área de intercambio no es utilizada de manera adecuada, ya que es ilógico que intercambiadores con cargas muy dispares utilicen la misma área, estas irregularidades se consideraron al momento de generar las propuestas de mejora.

Finalmente, se busca la reutilización del área existente, de manera que las propuestas expuestas utilicen al máximo los recursos existentes con la mayor cantidad ahorro posible, de igual manera se buscó tener una recuperación de la inversión en menos de dos años.

Con resultado de la aplicación de estas consideraciones se obtuvieron los siguientes resultados:

- Propuesta 1: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 48.26 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$2,825,681.83 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$840,301.27.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	T diseño salida (°C)	T propuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	332	161	172	
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	245	153	120	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío reflujo	245	245	224	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío (reflujo y producto)	291	245	245	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	150	150	136	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario reflujo	292	150	140	Se aprovecha mejor la carga
Residuo vacío	360	297	297	
Gasóleo ligero vacío a almacenamiento	98	98	98	
Gasóleo ligero vacío reflujo	98	98	98	
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	213	98	98	
Kerosina a almacenamiento	248	53	43	Se aprovecha mejor la carga
Nafta pesada a almacenamiento	221	85	53	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	290	56	59	
Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora	140	140	140	

- Propuesta 2: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 46.38 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$5,917,213.78 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$840,301.27.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	T diseño salida (°C)	T propuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	332	161	172	
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	245	153	120	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío reflujo	245	245	224	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío (reflujo y producto)	291	245	245	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	150	150	150	
Gasóleo ligero primario reflujo	292	150	140	Se aprovecha mejor la carga
Residuo vacío	360	297	297	
Gasóleo ligero vacío a almacenamiento	98	98	98	
Gasóleo ligero vacío reflujo	98	98	98	
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	213	98	98	
Kerosina a almacenamiento	248	53	43	Se aprovecha mejor la carga
Nafta pesada a almacenamiento	221	85	53	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	290	56	59	
Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora	140	140	139	Se aprovecha mejor la carga

- Propuesta 3: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 42.52 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$3,788,027.56 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$1,277,253.14.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	T diseño salida (°C)	T propuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	332	161	170	
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	245	153	123	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío reflujo	245	245	224	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío (reflujo y producto)	291	245	245	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	150	150	150	
Gasóleo ligero primario reflujo	292	150	150	
Residuo vacío	360	297	297	
Gasóleo ligero vacío a almacenamiento	98	98	66	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío reflujo	98	98	49	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	213	98	98	
Kerosina a almacenamiento	248	53	51	Se aprovecha mejor la carga
Nafta pesada a almacenamiento	221	85	59	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	290	56	67	
Mezcla de naftas a hidrodesulfuradora	140	140	140	

### 7.2.2. Operación actual

De acuerdo con la información proporcionada para la evaluación de este escenario se puede observar que el sistema tiene un consumo mayor a los mínimos de servicios de enfriamiento y calentamiento, lo cual se debe a que no se utilizan de manera adecuada las cargas de las corrientes calientes disponibles, así como a que las áreas de transferencia de calor no son utilizadas de manera adecuada.

Por otro lado se observa que a pesar de que la corriente de proceso Nafta ligera despuntada a estabilizadora tienen una alta carga energética no es considerada para su uso en el tren de precalentamiento. Debido a lo anterior, se considero esta corriente en las propuestas presentadas en este trabajo de tesis.

Ya que las propuestas deben ser operativamente adecuadas, rentables y ajustables a posibles cambios futuros, estas deben considerar la seguridad operativa y la calidad de los productos. Es por esto que el uso de la corriente de proceso Nafta ligera despuntada a estabilizadora debe ser analizado a detalle debido a su localización e importancia para el funcionamiento de la columna de destilación atmosférica.

Entre las corrientes disponibles cabe destacar el caso de la corriente de proceso GOL vacío, la cual es un área importante de oportunidad en cuanto a su carga energética y a que su ubicación es muy adecuada para aprovecharla al máximo en el tren de precalentamiento.

El consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento se disminuyó al mejorar la integración energética y el aprovechamiento de las corrientes calientes disponibles en el proceso.

A partir del análisis de las curvas compuestas caliente y fría se observa en que niveles energéticos es posible llevar a cabo la integración energética, lo cual se tomó en cuenta al efectuar las propuestas de mejora.

De igual manera, se observó un desbalance importante en las cargas energéticas de los intercambiadores de calor lo cual es un indicio más de que el proceso puede ser mejorado al hacer un uso más eficiente de la energía.

La  $\Delta T_{\text{mínima}}$  del proceso es de 12.5°C, la cual se obtuvo a partir del análisis de los intercambiadores presentes en la red de intercambio de calor.

De acuerdo con esto el objetivo de las propuestas de mejora debe ser disminuir las pérdidas de energía en el tren de precalentamiento y reducir los requerimientos de servicios consumidos. De acuerdo con las curvas compuestas se tiene el nivel de intercambio proceso-proceso entre las siguientes temperaturas: 42.10°C - 29.60 °C.

Los requerimientos mínimos de servicios para el proceso para la son calentamiento 359.50 MMBtu/h y enfriamiento 0.2293 MMBtu/h, para el caso base. Mientras que los requerimientos mínimos de servicios para el proceso para la son calentamiento 321.50 MMBtu/h y enfriamiento 3.913 MMBtu/h, para el caso en el que se incluyen las naftas ligeras.

La carga necesaria para el tren de precalentamiento A es de 207.90 MMBtu/h, y para el tren de precalentamiento B es de 217.20 MMBtu/h.

Los intercambiadores de calor EA-101A, EA-103A, EA-104A, EA-107B, EA-108B y los enfriadores EA-111A/B, EA-113, EA-114, EA-201A/B y EA-202 operan con altas cargas térmicas mientras que los intercambiadores EA-101, EA-103B, EA-107A, EA-108A y el equipo EA-112 operan de manera deficiente.

Entre los cuellos de botella para la integración energética se encuentran las desaladoras, ya que como estas deben operar entre 110°C y 135°C, esto limita la recuperación de calor de las corrientes a niveles energéticos menores a este intervalo y dificulta la transferencia lineal entre intervalos de temperatura después del intervalo, sin embargo se trato de aprovechar las corrientes al máximo antes y después de las desaladoras.

Debe notarse que de igual manera que en el caso de diseño al calcular y comprar el área necesaria para el intercambio de calor y el área disponible de cada uno de los intercambiadores se observa que el área de intercambio no es utilizada de manera adecuada, ya que es ilógico que intercambiadores con cargas muy dispares utilicen la misma área, estas irregularidades se consideraron al momento de generar las propuestas de mejora.

Finalmente, se busca la reutilización del área existente, de manera que las propuestas expuestas utilicen al máximo los recursos existentes con la mayor cantidad ahorro posible, de igual manera se buscó tener una recuperación de la inversión en menos de dos años.

Con resultado de la aplicación de estas consideraciones se obtuvieron los siguientes resultados:

- Propuesta 1: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 30.53 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$6,790,695.39 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$873,624.73.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	Tdiseño salida (°C)	Tpropuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	314	89	98	
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	214	119	118	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado primario reflujo	316	169	169	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	155	155	90	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario reflujo	297	134	135	
Residuo vacío	342	305	305	
Residuo reductora	381	217	175	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío reflujo	82	82	82	
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	103	82	82	
Kerosina a almacenamiento	235	62	76	
Nafta pesada a almacenamiento	172	87	87	
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	283	88	88	
Gasóleo primario vacío (reflujo y producto)	252	214	214	

- Propuesta 2: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 26.01 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$5,072,636.80 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$748,821.20.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	Tdiseño salida (°C)	Tpropuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	314	89	85	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	214	119	118	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado primario reflujo	316	169	169	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	155	155	155	
Gasóleo ligero primario reflujo	297	134	135	
Residuo vacío	342	305	305	
Residuo reductora	381	217	214	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío reflujo	82	82	55	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	103	82	82	
Kerosina a almacenamiento	235	62	55	Se aprovecha mejor la carga
Nafta pesada a almacenamiento	172	87	87	
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	283	88	88	
Gasóleo primario vacío (reflujo y producto)	252	214	214	

- Propuesta 3: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 28.77 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$6,002,085.17 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$1,497,642.39.

A continuación se presenta un análisis de las corrientes calientes del proceso.

NOMBRE	T entrada (°C)	Tdiseño salida (°C)	Tpropuesta salida (°C)	COMENTARIOS
Gasóleo pesado primario a almacenamiento	314	89	85	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado vacío a almacenamiento	214	119	118	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo pesado primario reflujo	316	169	169	
Nafta ligera despuntada a planta estabilizadora	155	155	140	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero primario reflujo	297	134	135	
Residuo vacío	342	305	305	
Residuo reductora	381	217	158	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío reflujo	82	82	55	Se aprovecha mejor la carga
Gasóleo ligero vacío (reflujo y producto)	103	82	82	
Kerosina a almacenamiento	235	62	55	Se aprovecha mejor la carga
Nafta pesada a almacenamiento	172	87	87	
Gasóleo ligero primario a almacenamiento	283	88	88	
Gasóleo primario vacío (reflujo y producto)	252	214	214	

## 8. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El sector energético es una prioridad para el desarrollo económico y dentro de este sector el Sistema Nacional de Refinación tiene un papel importante en la seguridad energética nacional. Debido a lo anterior es indispensable la aplicación de las líneas de acción establecidas para remediar sus problemáticas fomentando su disponibilidad a largo plazo, a través de un uso eficiente para el aporte de beneficios económicos dentro de un marco de respeto ambiental.

Desde el punto de vista de internacional cada vez es considerado de mayor importancia el control del impacto ambiental, por lo cual este factor deberá ser considerado siempre al llevar a cabo las propuestas de mejora y reestructuración de este y cualquier otro proceso evaluado.

El presente trabajo de tesis tuvo como fin proponer propuestas de mejora al proceso de diseño y al existente de la planta combinada 1 de la refinería Miguel Hidalgo, contribuyendo de esta manera al uso más eficiente de la energía, de los servicios de calentamiento y enfriamiento, de los recursos disponibles y disminuir el impacto ambiental y la producción de efluentes.

Entre las herramientas utilizadas para llevar a cabo el presente estudio se emplearon simuladores de proceso para representar el proceso de manera confiable y a partir de esto evaluar las opciones de mejora. Siendo que los simuladores comerciales utilizados fueron una herramienta valiosa y adecuada de acuerdo con las necesidades del estudio, proporcionando un nivel de confiabilidad alto y la seguridad de evaluar la simulación del proceso por etapas.

Se generó el esquema de simulación de la planta combinada 1 de la refinería Miguel Hidalgo con ayuda del simulador de procesos comercial Hysys V. 7.0 de Aspen Technology, para la construcción de los modelos se utilizó la información disponible en el libro de proyecto para el caso de diseño y la proporcionada por la refinería Miguel Hidalgo para el caso de la operación actual. Siendo que fue posible reproducir las condiciones de los equipos y del proceso de manera adecuada y dentro de las desviaciones establecidas.

De igual manera se realizó el estudio de la red de intercambio de calor, evaluándose las mejoras a esta mediante la ayuda del simulador de procesos comercial Aspen Energy Analyzer V. 7.0 de Aspen Technology, terminándose este análisis de manera adecuada.

Se obtuvieron seis propuestas de mejora, tres para el caso de diseño y tres para el caso de la operación actual, en las cuales a partir de la reconfiguración de la red de intercambio de calor existente y la inversión en área de transferencia de calor se redujo el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento, a continuación las propuestas presentadas:

Caso de diseño:

- Propuesta 1: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 48.26 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$2,825,681.83 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$840,301.27.
- Propuesta 2: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 46.38 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$5,917,213.78 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$840,301.27.

- Propuesta 3: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 42.52 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$3,788,027.56 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$1,277,253.14.

Caso de operación actual:

- Propuesta 1: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 30.53 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$6,790,695.39 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$873,624.73.
- Propuesta 2: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 26.01 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$5,072,636.80 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$748,821.20.
- Propuesta 3: Ahorro en servicios de calentamiento y enfriamiento de 28.77 MMBtu/h cada uno, correspondiente a un ahorro de US \$6,002,085.17 por año, siendo necesaria una inversión recuperable en medio año de US \$1,497,642.39.

La propuesta a elegir dependerá del presupuesto y el tiempo de recuperación de la inversión disponible, así como de la eficiencia y seguridad operativa del proceso.

A continuación se presentan varias recomendaciones adicionales para mejorar la eficiencia del proceso:

- Se deben modificar los intercambiadores existentes de manera que se mejore la eficiencia de transferencia de calor por unidad de área.
- Se deben aprovechar de manera más eficiente las cargas energéticas de las corrientes de proceso disponibles de manera que se reduzca el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento.
- Llevar a cabo la evaluación económica de las propuestas de manera más detallada para validar las opciones disponibles.
- Una vez seleccionadas las propuestas más adecuadas de acuerdo al presupuesto disponible y al tiempo de recuperación de la inversión elaborar los planos necesarios para evaluar las posibilidades operativas de llevarlas a cabo.

Debe tenerse en cuenta que los procesos productivos deben ser evaluados y mejorados continuamente ya que siempre existirán cambios en las condiciones y en las características de las materias primas y los servicios disponibles, por lo cual es de suma importancia la generación de recursos humanos calificados y en constante capacitación, así como grupos de investigación y análisis que den respuesta a las problemáticas que se presenten y a los cambios a los que se enfrente la industrial de la refinación nacional en los próximos años.

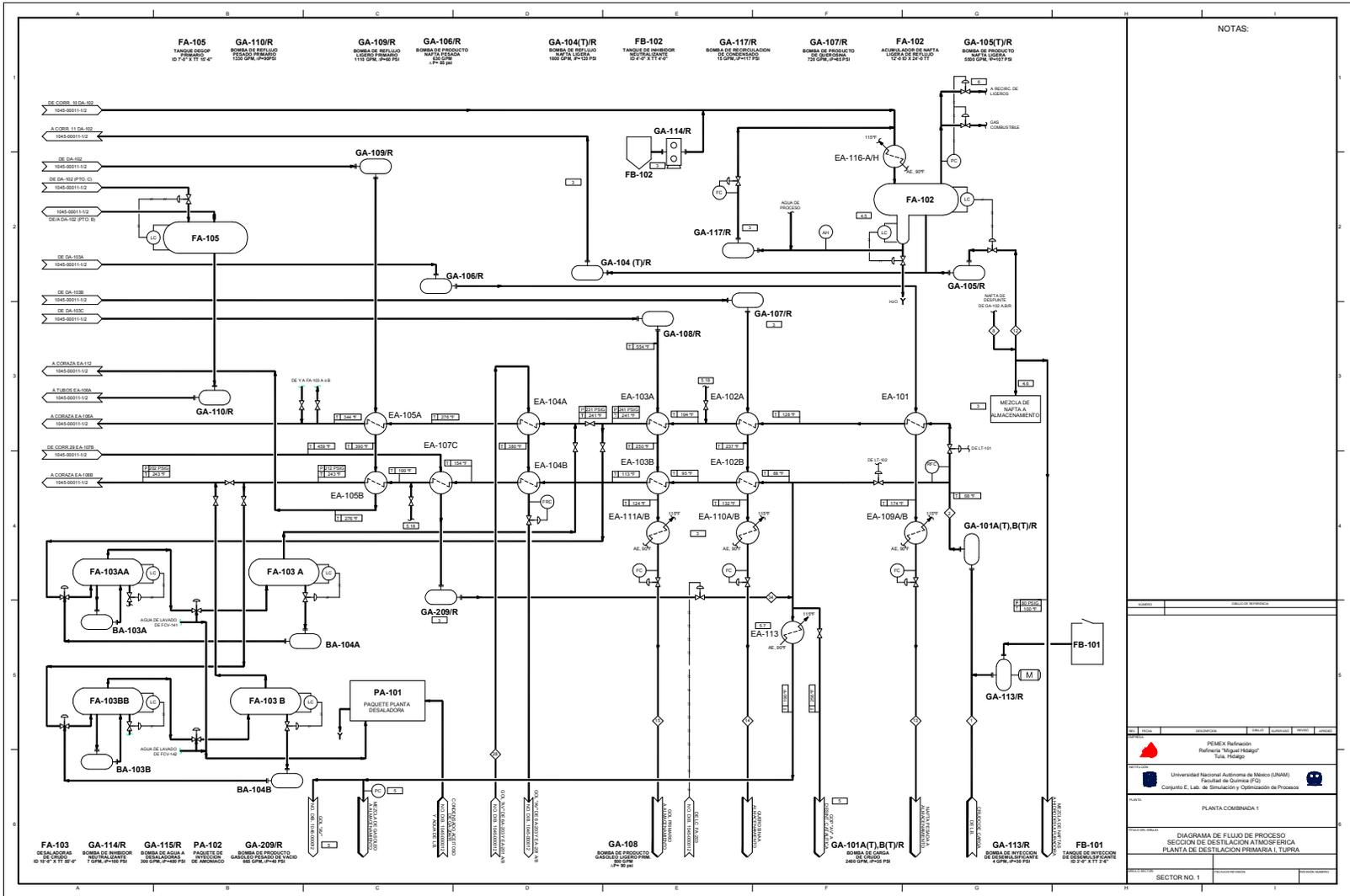
La inversión en las mejoras de un proceso enfocadas a la disminución del impacto ambiental implicará siempre una ganancia, debido a la reducción de los consumos de servicios auxiliares y a la disminución del pago de multas debidas penalizaciones por daños causados al medio ambiente.

Finalmente, es necesario dejar la evaluación, el análisis de la operabilidad y la factibilidad de la aplicación de las propuestas a cargo del personal operativo. De manera, que las propuestas de mejora al diseño y a la operabilidad de la planta se ajusten a las necesidades y posibilidades de la misma.

## REFERENCIAS

1. API, 1993. Environmental desing considerations for petroleum refining crude processing units, Health and environmental affairs department, API publications No. 311, Febrero 1993.
2. Chwan Yee, F., Abdul Manan, Z., Mohd Yunus, R., Abdul Aziz, R., 2003. Maximising water recovery through water pinch technology the use of water cascade table, Shell Student Presentation Contest.
3. Dunn, R.F., El-Halwagi, M. M., 2003. Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry, Journal of Chemical Technology and Biotechnology, Vol.78, pp. 1011-1021, 2003.
4. Ebrahim, M., Kawari, A., 2000. Pinch technology: an efficient tool for chemical-plant energy and capital-cost saving, Applied Energy, Elsevier, Vol. 65, pp. 45-49, 2000.
5. El-Halwagi, M., Lovelady, E., Abdel-Wahab, A., Linke, P., Alfadala, H., 2009. Apply process integration to environmental impact assessment, Chemical Engineering Progress, Vol. 105, No. 2, pp. 36, Febrero 2009.
6. EPA, 1995. Profile of the petroleum refining industry, Environmental Protection Agency, Office of Enforcement and Compliance Assurance (EPA/310-R-95-013). <http://www.epa.gov>, Septiembre 1995.
7. Gary, J., Handwerk, G., Kaiser, M., 2007. Petroleum Refining, Technology and Economics, CRS Press, quinta edición, USA, 2001.
8. Grande Mejia, Gustavo, 1997. Integración térmica y reducción de efluentes contaminantes en unidades de destilación del crudo de la refinería de Tula, Hidalgo, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, tesis con opción a grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos), 1997, México, D.F.
9. IFC, 2007. Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad. Refinación de petróleo, Corporación Financiera Internacional, Grupo del Banco Mundial, <http://www.ifc.org>. Abril de 2007.
10. King, C.J., Grantz, D.W., Barnés, F.J., 1972. Systematic Evolutionary Process Synthesis, Ing. Eng. Chem. Process Des. Develop, Vol.11, No.2, pp. 271-283, 1972.
11. King, C.J., 1974. Understanding and conceiving chemical processes, American Institute of Chemical Engineers, AIChE monograph series No. 8-9, Vol. 70, New York, 1974.
12. Mahmoud, A., Shuhaimi, M., Abdel Samed M., A combined process integration and fuel switching strategy for emissions reduction in chemical process plants, Energy, Elsevier, No. 34, pp. 190-195, 2009.
13. OSHA, 2009. OSHA Technical Manual-Petroleum Refining Processes. Occupational Safety y Health Administration-United States Department of Labor. <http://www.osha.gov>. 2009.
14. PEMEX, 2003. Manual de operación planta combinada, libro de proyecto, volumen II, Petróleos Mexicanos, diciembre 2003.

15. PEMEX, 2008. Estudio de viabilidad para construir una refinería en México. Petróleos Mexicanos. <http://www.pemex.com>. Julio 2008.
16. PEMEX, 2008. Informe Anual PEMEX 2008. Petróleos Mexicanos. <http://www.pemex.com>. 2008.
17. PEMEX, 2008. Situación actual y perspectivas de la Industria Nacional de Refinación. Petróleos Mexicanos. <http://www.pemex.com>. Junio 2008.
18. PEMEX, 2008. Reporte de Desarrollo Sustentable-Desempeño ambiental 2008. Petróleos Mexicanos. México D.F. México. [Http://www.pemex.com](http://www.pemex.com). 2008.
19. Raskovic, P., 2007, Water pinch technology for designing wastewater reduction and wáter conservation systems, Faculty of technology engineering, Leskovac, Serbia.
20. Secretaría de Energía, 2007. Prospectiva de petrolíferos 2007-2016. Secretaría de Energía del Gobierno de México. <http://www.energia.gob.mx>. 2007.









## ANEXO 5 MEMORIA DE CÁLCULO PARA EL ÁREA DE TRANSEFERENCIA DE CALOR NECESARIA

En la siguiente tabla se muestran los datos generados por el simulador comercial Aspen Energy Analyzer V. 7.0 y empleados para el cálculo del área de transferencia de calor necesaria, para el caso base de diseño, como se describe a continuación.

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO CASO BASE DE DISEÑO							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	7356.33	262.23	170.27	64.88	0.9376	273.92
2	EA-102A	9123.26	262.23	160.68	62.83	0.9136	365.43
3	EA-102B	3484.65	253.36	78.19	32.95	0.9425	278.71
4	EA-103A	6521.87	260.96	176.16	39.92	0.8952	304.21
5	EA-103B	2410.00	248.72	82.31	21.49	0.9329	229.36
6	EA-104A	5441.75	292.31	78.21	49.39	0.9543	311.11
7	EA-104B	6620.89	243.60	90.69	52.83	0.9344	415.16
8	EA-105A	10176.28	408.96	123.31	68.91	0.9392	283.41
9	EA-105B	5412.91	321.41	85.49	52.41	0.9585	259.91
10	EA-106A	11268.79	413.59	126.71	71.03	0.9325	303.73
11	EA-106B	8456.13	377.36	91.39	43.02	0.8927	390.99
12	EA-107A	7989.00	421.42	58.24	65.24	0.9768	314.68
13	EA-107B	10578.51	400.54	85.48	97.17	0.9802	295.44
14	EA-107C	6023.20	253.95	147.53	80.05	0.9667	222.27
15	EA-108A	9959.00	332.22	111.11	99.73	0.9930	286.64
16	EA-108B	11050.59	237.06	117.60	115.48	0.9889	404.49
17	EA-108 C/F	1401.35	404.50	71.69	70.27	0.9997	48.82

Partiendo de la expresión de la velocidad de transmisión de calor en un intercambiador de calor, indicada a continuación:

$$Q = U * A * \Delta T_m * F_t$$

donde:

$U$ = Coeficiente global de transmisión de calor para todo el intercambiador de calor.

$A$ = Área de intercambio de calor.

$\Delta T_m$ = Diferencia de temperaturas promedio entre el fluido caliente y el fluido frío.

$F_t$ = Factor de corrección para intercambiadores de carcasa y tubos como paso múltiple.

Se obtiene la siguiente expresión para el cálculo del área de transferencia de calor:

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_m * F_t}$$

A continuación se presenta la secuencia de cálculo para el cálculo del área del intercambiador EA-101.

A partir de los siguientes datos del simulador comercial:

$$Q = 25.10 \text{ MMBtu/h (7,356,810. W)}$$

$$U = 262.23 \text{ W/m}^2 \text{ - } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{caliente}} = 170.27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{\text{fría}} = 64.88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$F_t = 0.9376$$

Calculando la  $\Delta T_m$  como se indica a continuación:

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_{\text{caliente}} - \Delta T_{\text{fría}}}{\ln\left(\frac{\Delta T_{\text{caliente}}}{\Delta T_{\text{fría}}}\right)} = \frac{170.27 \text{ } ^\circ\text{C} - 64.88 \text{ } ^\circ\text{C}}{\ln\left(\frac{170.27 \text{ } ^\circ\text{C}}{64.88 \text{ } ^\circ\text{C}}\right)} = 109.23 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Y aplicando la fórmula ya descrita:

$$A = \frac{7,356,810. \text{ W}}{(262.23 \text{ W/m}^2 \text{ - } ^\circ\text{C}) * 109.23 \text{ } ^\circ\text{C} * 0.9376} = 273.95 \text{ m}^2$$

A continuación se presentan los datos para el cálculo de las áreas necesarias de transferencia de calor para los demás casos.

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 1 DE DISEÑO							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	8939.76	260.82	163.83	32.59	0.9590	439.77
2	EA-102A	9304.98	260.73	153.51	53.28	0.8868	424.88
3	EA-102B	3887.83	253.36	73.40	22.93	0.8869	398.91
4	EA-103A	6083.01	399.46	158.00	32.07	0.8783	219.56
5	EA-103B	2777.78	252.30	92.00	21.90	0.9215	244.65
6	EA-104A	6030.10	398.25	60.75	25.88	0.8729	424.49
7	EA-104B	6032.54	242.41	84.58	49.62	0.9374	404.96
8	EA-105A	9019.01	406.57	86.90	38.68	0.8732	426.40
9	EA-105B	7586.31	380.39	80.26	33.69	0.8663	429.09
10	EA-106A	10105.47	413.59	94.17	44.23	0.8778	421.21
11	EA-106B	8502.36	377.04	85.59	38.76	0.8723	437.29
12	EA-107A	6566.79	395.01	42.64	36.17	0.9831	430.09
13	EA-107B	12000.71	303.30	70.90	81.75	0.9651	538.04
14	EA-107C	7965.33	266.51	138.85	46.70	0.8872	398.35
15	EA-108A	1582.04	320.15	111.11	107.64	0.9999	45.19
16	EA-108B	5284.01	200.72	97.48	93.49	0.9971	276.55
17	EA-108 C/F	15544.89	404.50	100.88	85.10	0.9760	424.47
18	E-100A	3343.44	257.57	41.90	41.81	0.9821	315.82
19	E-100B	6861.68	414.29	70.34	71.86	0.9838	236.78

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 2 DE DISEÑO							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	8939.76	261.13	163.83	32.59	0.9590	439.24
2	EA-102A	9304.98	261.94	153.51	53.28	0.8868	422.92
3	EA-102B	3887.83	253.36	73.40	22.93	0.8869	398.91
4	EA-103A	6083.01	266.16	160.00	34.52	0.8866	315.07
5	EA-103B	2777.78	248.72	92.00	21.90	0.9215	248.17
6	EA-104A	6030.10	398.25	62.75	27.88	0.8870	397.15
7	EA-104B	6032.54	242.42	84.58	49.62	0.9374	404.94
8	EA-105A	9134.39	408.96	88.52	39.68	0.8758	418.96
9	EA-105B	7470.93	381.24	79.67	33.69	0.8695	421.85
10	EA-106A	10226.50	413.59	95.38	44.85	0.8782	420.45
11	EA-106B	8432.13	379.73	85.25	38.67	0.8735	431.41
12	EA-107A	6566.79	392.61	42.86	37.39	0.9821	425.12
13	EA-107B	12000.71	363.41	71.28	82.40	0.9654	445.94
14	EA-107C	7965.33	248.15	138.85	46.70	0.8872	427.82
15	EA-108A	1947.84	320.15	111.11	106.84	0.9999	55.84
16	EA-108B	5469.63	200.72	98.00	93.87	0.9969	284.98
17	EA-108 C/F	14993.47	404.50	100.84	85.63	0.9778	407.52
18	E-100A	2741.23	290.08	34.35	44.31	0.9986	241.94
19	E-100B	6861.68	414.29	72.34	73.86	0.9847	230.09

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 3 DE DISEÑO							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	8645.52	261.24	158.41	31.97	0.9596	436.56
2	EA-102A	9071.71	262.17	149.03	51.85	0.8865	424.03
3	EA-102B	3703.16	253.36	69.75	21.67	0.8857	401.22
4	EA-103A	5793.90	263.70	167.47	49.67	0.9326	243.07
5	EA-103B	2777.78	248.72	92.85	22.75	0.9252	242.20
6	EA-104A	6428.77	343.14	67.83	31.47	0.8890	445.13
7	EA-104B	5633.87	242.17	74.71	41.97	0.9263	442.37
8	EA-105A	9538.22	408.96	92.25	41.26	0.8750	420.61
9	EA-105B	6054.17	381.08	76.73	39.22	0.9264	306.80
10	EA-106A	10468.55	413.59	98.32	46.58	0.8810	414.81
11	EA-106B	8342.44	379.22	84.12	37.73	0.8706	436.70
12	EA-107A	6566.79	398.26	43.40	40.32	0.9798	402.19
13	EA-107B	12000.71	369.27	71.79	83.28	0.9657	434.84
14	EA-107C	7786.57	256.68	134.38	43.71	0.8839	425.07
15	EA-108A	2830.78	320.15	111.11	104.90	0.9998	81.90
16	EA-108B	5716.99	200.72	98.69	94.38	0.9966	296.09
17	EA-108 C/F	13863.17	404.50	100.39	86.32	0.9811	374.90
18	E-100A	2021.19	216.93	68.97	28.48	0.9649	210.93
19	E-100B	1630.35	228.85	70.76	45.15	0.9888	126.40
20	E-100C	6861.68	414.29	77.42	78.94	0.9866	214.72

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO CASO OPERACIÓN ACTUAL							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	4680.79	132.50	120.92	56.88	0.9548	5.43
2	EA-101A	2517.39	124.34	40.39	30.77	0.9665	0.00
3	EA-102A	4105.95	132.36	153.59	60.66	0.9623	3.58
4	EA-102B	1918.49	130.28	84.33	32.40	0.9653	0.00
5	EA-103A	8980.89	132.50	160.47	67.88	0.9114	9.21
6	EA-103B	3458.26	127.77	93.61	49.07	0.9621	0.00
7	EA-104A	6136.37	179.01	167.37	40.04	0.9076	9.75
8	EA-104B	2586.11	127.29	94.37	33.78	0.9518	0.00
9	EA-105A	8033.52	218.98	119.98	56.18	0.9261	3.84
10	EA-105B	5198.30	132.70	89.42	45.63	0.9256	0.00
11	EA-106A	5963.84	217.12	116.42	42.82	0.9251	4.69
12	EA-106B	2928.71	129.93	92.27	55.35	0.9761	0.00
13	EA-107A	2242.22	216.57	12.75	14.75	0.9492	0.00
14	EA-107B	10779.75	214.67	42.71	54.04	0.8958	0.00
15	EA-107C	4132.94	125.93	126.11	50.81	0.9496	5.84
16	107 D/E	9737.69	200.15	178.27	89.68	0.9462	4.63
17	EA-108A	18271.33	401.57	98.14	96.44	0.9956	-25.62
18	EA-108B	22902.91	344.05	104.00	111.86	0.9914	-53.49
19	EA-108 C/D	0.00	0.00	179.21	179.21	1.0000	N/A
20	EA-108 E/F	2849.00	242.22	150.58	127.04	0.9960	0.00

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 1 OPERACIÓN ACTUAL							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	$\Delta t$ caliente	$\Delta t$ fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	4641.87	132.51	121.10	57.65	0.9562	428.54
2	EA-101A	2517.39	124.34	40.57	30.95	0.9668	589.12
3	EA-102A	4615.76	131.96	151.44	44.57	0.9325	429.32
4	EA-102B	971.45	130.28	39.38	13.08	0.9528	327.93
5	EA-103A	8884.50	132.57	158.75	67.44	0.9120	688.92
6	EA-103B	3555.10	127.77	66.16	20.38	0.8539	838.09
7	EA-104A	6191.94	187.07	165.74	36.75	0.8973	430.75
8	EA-104B	2228.65	127.29	65.37	13.16	0.8618	623.61
9	EA-105A	9376.06	218.92	113.27	36.74	0.8203	768.06
10	EA-105B	3768.83	136.99	51.32	19.16	0.8295	1015.99
11	EA-106A	4295.79	219.36	116.02	64.27	0.9751	229.22
12	EA-106B	4596.77	210.15	96.19	35.06	0.9269	389.62
13	EA-107A	1960.91	216.57	12.61	14.35	0.9600	700.81
14	EA-107B	11061.05	214.67	42.02	53.64	0.8867	1220.96
15	EA-107C	4174.09	125.49	98.49	22.37	0.8407	770.42
16	107 D/E	3690.52	200.08	64.64	23.64	0.9076	498.59
17	EA-108A	18448.09	398.78	98.30	97.11	0.9954	475.66
18	EA-108B	22726.15	345.31	104.00	111.32	0.9916	616.73
19	EA-108 C/D	0.00	0.00	179.21	179.21	1.0000	N/A
20	EA-108 E/F	11673.21	235.84	114.48	13.00	0.8261	1284.35
21	EA-100A	6870.56	118.97	92.08	60.36	0.9318	825.18

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 2 OPERACIÓN ACTUAL							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> ·°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	4641.87	132.51	121.10	57.65	0.9562	428.54
2	EA-101A	2517.39	124.34	40.57	30.95	0.9668	589.12
3	EA-102A	4615.76	131.96	151.44	44.57	0.9325	429.32
4	EA-102B	1629.53	130.28	57.38	13.27	0.9089	456.75
5	EA-103A	8884.50	132.57	158.75	67.44	0.9120	688.92
6	EA-103B	3555.10	127.77	84.17	38.38	0.9425	506.32
7	EA-104A	6191.94	187.07	165.74	36.75	0.8973	430.75
8	EA-104B	2682.58	127.29	81.18	18.33	0.8859	563.25
9	EA-105A	7943.90	218.99	118.69	55.74	0.9265	470.10
10	EA-105B	5200.98	132.70	78.78	34.96	0.8866	819.66
11	EA-106A	5668.12	217.65	116.25	46.69	0.9386	363.86
12	EA-106B	3224.44	159.68	85.83	43.52	0.9645	336.08
13	EA-107A	1960.91	216.57	12.83	14.58	0.9613	688.23
14	EA-107B	11061.05	214.67	41.78	53.40	0.8855	1228.83
15	EA-107C	4174.09	125.76	114.29	38.18	0.9236	517.73
16	107 D/E	6953.88	200.56	83.02	6.83	0.8410	1351.73
17	EA-108A	18507.91	397.86	98.36	97.34	0.9953	477.66
18	EA-108B	22666.33	345.74	104.00	111.14	0.9917	614.79
19	EA-108 C/D	0.00	0.00	179.21	179.21	1.0000	N/A
20	EA-108 E/F	10366.26	242.18	117.38	31.61	0.9367	698.95
21	EA-100A	2495.19	120.61	40.12	25.36	0.9448	680.53

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO PROPUESTA 3							
OPERACIÓN ACTUAL							
Intercambiador	Clave	Q (kW)	U (W/m <sup>2</sup> -°C)	Δt caliente	Δt fría	Ft	Área (m <sup>2</sup> )
1	EA-101	4641.87	132.51	121.10	57.65	0.9562	428.54
2	EA-101A	2517.39	124.34	40.57	30.95	0.9668	589.12
3	EA-102A	4615.76	131.96	151.44	44.57	0.9325	429.32
4	EA-102B	1629.53	130.28	57.38	13.27	0.9089	456.75
5	EA-103A	8884.50	132.57	158.75	67.44	0.9120	688.92
6	EA-103B	3555.10	127.77	84.17	38.38	0.9425	506.32
7	EA-104A	6191.94	187.07	165.74	36.75	0.8973	430.75
8	EA-104B	2682.58	127.29	81.18	18.33	0.8859	563.25
9	EA-105A	7943.90	218.99	118.69	55.74	0.9265	470.10
10	EA-105B	5200.98	132.70	78.78	34.96	0.8866	819.66
11	EA-106A	5668.12	217.65	116.25	46.69	0.9386	363.86
12	EA-106B	3224.44	209.51	79.54	35.99	0.9577	292.61
13	EA-107A	1960.91	216.57	12.83	14.58	0.9613	688.23
14	EA-107B	11061.05	214.67	41.78	53.40	0.8855	1228.83
15	EA-107C	4174.09	125.76	114.29	38.18	0.9236	517.73
16	107 D/E	5358.71	200.08	72.07	12.54	0.9326	843.76
17	EA-108A	18507.91	397.86	98.36	97.34	0.9953	477.66
18	EA-108B	22666.33	345.74	104.00	111.14	0.9917	614.79
19	EA-108 C/D	0.00	0.00	179.21	179.21	1.0000	N/A
20	EA-108 E/F	11164.22	239.52	115.61	20.66	0.8944	945.17
21	EA-100A	2495.19	120.61	40.12	25.36	0.9448	680.53
22	EA-100B	1595.17	124.20	22.25	14.78	0.9403	748.02

## ANEXO 6 MEMORIA DE CÁLCULO PARA LA INVERSIÓN Y RECUPERACIÓN DE LAS PROPUESTAS DE MEJORA

Para calcular la inversión es necesario calcular el costo de cada uno de los intercambiadores, a continuación se describe la metodología empleada para la anterior.

- Obtener el costo base para una geometría base, acero al carbón y 1968,  $C_b$ . Lo cual está disponible en la tabla 26 del capítulo 6.
- Ajustar el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el material de construcción (lo cual está disponible en la figura 49 y en la tabla 25 del capítulo 6). 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. A continuación se presenta la fórmula empleada.

$$C_{fob} = C_b * (F_{\text{geometría}} + F_{\text{presión}}) * \text{Factormaterial}$$

donde:

$C_b$ = Costo base

$F_{\text{geometría}}$ = Factor de ajuste por efecto de la geometría.

$F_{\text{presión}}$ = Factor de ajuste por efecto de la presión.

$\text{Factormaterial}$ = Factor de ajuste por efecto del área y del material empleado.

- Para obtener el costo del módulo: Usar el factor del módulo desnudo:  $C_b \times \text{factor} = C_{md}$  y sumar diferencia entre la unidad deseada y la base:  $C_{md} + (C_{fob} - C_b) = C_{mda}$ . El factor de módulo se encuentra en la tabla 24 del capítulo 6.
- Ajustar el costo hacia el año deseado usando los índices de costos como los del Chemical Engineering. Lo cual está disponible en la tabla 26 del capítulo 6
- Añadir contingencias. Guthrie recomienda usar un factor del 15%.

Una vez calculados los costos de los intercambiadores se suman para obtener el costo de inversión. Posteriormente se calcula el ahorro generado por la disminución del consumo de los servicios de calentamiento y enfriamiento. Consideraremos el costo del gas combustible en US \$4.500/MMBtu-h y el del agua de enfriamiento en US \$0.0021/gal.

Para calcular el ahorro en servicios de calentamiento únicamente será necesario multiplicar la carga energética ahorrada por el costo del gas combustible, mientras que para los servicios de

enfriamiento será necesario realizar un balance de energía. A continuación se describe este cálculo.

Partiendo de la expresión general para el balance de energía:

$$Q = m * C_p * \Delta T$$

donde:

Q= Carga energética de enfriamiento.

m=Masa de agua de enfriamiento necesaria.

C<sub>p</sub>= Capacidad calorífica del agua de enfriamiento.

ΔT= Diferencia entre la temperatura de salida y de entrada del agua de enfriamiento.

Se despeja la masa de agua necesaria de la expresión anterior resultando:

$$m = \frac{Q}{C_p * \Delta T}$$

Una vez calculada la cantidad de agua de enfriamiento necesaria se multiplica por el costo de las mismas.

Una vez anualizados los costos de los servicios de calentamiento y enfriamiento necesarios es posible calcular el tiempo de retorno de la inversión al dividir el monto de la inversión entre el ahorro en servicios.

A continuación se presenta la secuencia de cálculo para la propuesta 1 del caso de diseño.

Siendo que:

DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO				
Intercambiador	Clave	Área Total Existente (m <sup>2</sup> )	Área Calculada Necesaria (m <sup>2</sup> )	Área Sobrada (m <sup>2</sup> )
18	EA-100A (NUEVO)	N/A	315.82	N/A
19	EA-100B (NUEVO)	N/A	236.78	N/A

- Estimación del costo del intercambiador de calor EA-100A

Se tiene obtiene la siguiente información de la figura 49 y de las tablas 24, 25, 26 y 27:

		FACTOR
<b>EQUIPO</b>	INTERCAMBIADOR DE CALOR	3.39
<b>TIPO</b>	TUBOS U	0.85
<b>AÑO</b>	2,000	394.10
<b>AREA (FT2)</b>	3,400	20,000.00
<b>MATERIAL</b>	ACERO INOXIDABLE	2.81
<b>PRESION (PSI)</b>	370	0.25
<b>AÑO BASE</b>	1,968	113.70

Se ajusta el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el material de construcción:

$$C_{\text{fob}} = \$20,000.00 * (0.85 + 0.25) * 2.81 = \$61,820.00$$

Se obtiene el costo modular:

$$C_{\text{md}} = \$20,000.00 * 3.39 = \$67,800.00$$

$$C_{\text{mda}} = \$67,800.00 + (\$61,820.00 - \$20,000.00) = \$109,620.00$$

Se ajusta el costo al año deseado:

$$C_{\text{mda}2000} = \frac{\$109,620.00 * 394.10}{113.70} = \$379,958.15$$

Para finalmente añadir las contingencias:

$$C_{\text{final}} = \$379,958.15 * 1.15 = \$436,951.88$$

- Estimación del costo del intercambiador de calor EA-100B

Se tiene obtiene la siguiente información de la figura 49 y de las tablas 24, 25, 26 y 27:

		FACTOR
<b>EQUIPO</b>	INTERCAMBIADOR DE CALOR	3.39
<b>TIPO</b>	TUBOS U	0.85
<b>AÑO</b>	2,000	394.10
<b>AREA (FT2)</b>	2,549	20,000.00
<b>MATERIAL</b>	ACERO INOXIDABLE	2.81
<b>PRESION (PSI)</b>	370	0.10
<b>AÑO BASE</b>	1,968	113.70

Se ajusta el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el material de construcción:

$$C_{\text{fob}} = \$20,000.00 * (0.85 + 0.10) * 2.81 = \$53,390.00$$

Se obtiene el costo modular:

$$C_{\text{md}} = \$20,000.00 * 3.39 = \$67,800.00$$

$$C_{\text{mda}} = \$67,800.00 + (\$53,390.00 - \$20,000.00) = \$101,190.00$$

Se ajusta el costo al año deseado:

$$C_{\text{mda}2000} = \frac{\$101,190.00 * 394.10}{113.70} = \$350,738.60$$

Para finalmente añadir las contingencias:

$$C_{\text{final}} = \$379,958.15 * 1.15 = \$403,349.39$$

- Siendo que el costo de inversión se estima en \$840,301.27.
- Cálculo del ahorro anualizado de servicios de calentamiento:

$$\begin{aligned} \text{Scalent}_{\text{ahorro}} &= 442.90 \text{ MMBtu/h} - 394.64 \text{ MMBtu/h} = 48.26 \text{ MMBtu/h} \\ &= 422,755.33 \text{ MMBtu/año} \end{aligned}$$

$$\text{Ahorro}_{\text{Calentamiento}} = 422,755.33 \text{ MMBtu/año} * 4.5 \text{ USD/MMBtu} = \$1,902,399.43 \text{ USD}$$

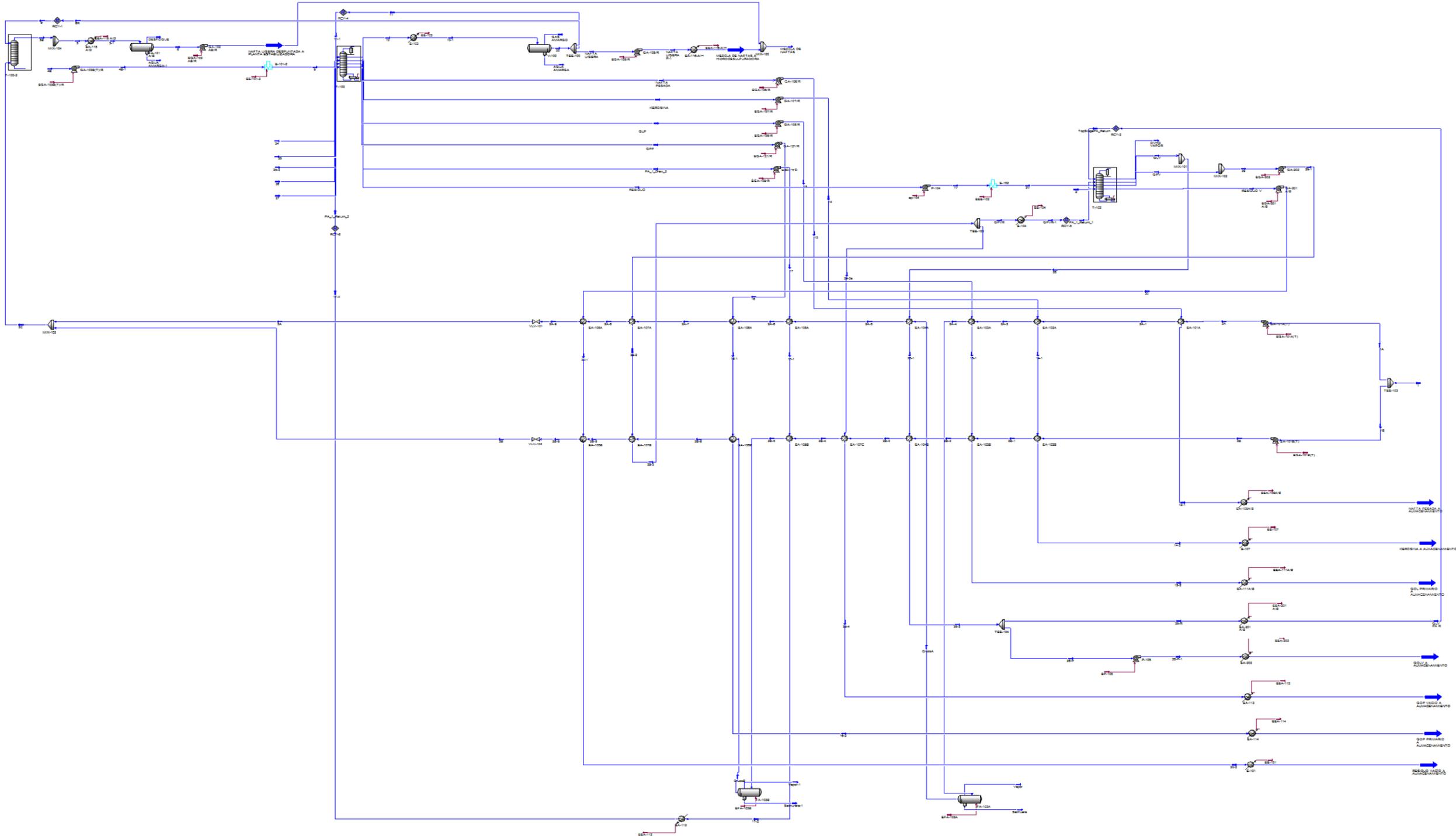
- Cálculo del ahorro anualizado de servicios de enfriamiento

$$m = \frac{91,735.49 \text{ MMBtu/año}}{(0.000015 \text{ MMBtu/galón} - ^\circ\text{C}) * (46.11^\circ\text{C} - 32.22^\circ\text{C})} = 439,658,284.58 \text{ galón/año}$$

$$\text{Ahorro}_{\text{Enfriamiento}} = 439,658,284.58 \text{ galón/año} * 0.0021 \text{ USD/galón} = \$923,282.40 \text{ USD}$$

- Siendo el ahorro anual de \$2,825,681.83 USD y recuperándose la inversión en medio año.

ANEXO 11 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA 1



NOMBRE	DISEÑO				SIMULACIÓN DISEÑO				SIMULACIÓN OPERACIÓN ACTUAL			
	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)
1	0.0000	68.00	0.00	150,000	0.0000	68.00	9.53	150,000	0.0000	84.20	9.79	133,800
11					0.0000	184.04	9.00	74,891	0.0000	184.04	9.00	38,000
13				15,000	0.0000	185.30	87.60	15,024	0.0000	189.05	87.60	15,800
14				17,550	0.0000	239.00	87.00	17,545	0.0000	255.54	87.00	9,500
14-1				17,550	0.0000	125.35	86.30	17,545	0.0000	146.62	86.30	9,500
15				9,750	0.0000	265.79	87.70	9,748	0.0000	302.99	87.70	16,000
15-1				9,750	0.0000	135.93	87.45	9,748	0.0000	195.61	87.45	16,000
16									0.0000	328.10	109.48	9,120
16-1									0.0000	193.54	107.00	9,120
17					0.0000	398.25	76.00	26,124	0.0000	398.13	76.00	19,700
17-1					0.0000	304.43	74.00	26,124	0.0000	273.73	74.00	19,700
18				3,900	0.0000	465.84	107.00	26,242	0.0000	425.42	111.48	10,100
18-1				3,900	0.0000	327.00	107.00	26,242				
2	0.0000	68.00	426.00	150,000	0.0000	68.73	390.00	150,000	0.0000	85.36	384.03	133,800
28					0.0000	324.34	115.00	26,066				
28-1					0.0000	208.03	112.52	26,066	0.0000	179.33	117.00	33,000
28-P					0.0000	208.03	112.52	14,211	0.0000	179.33	117.00	6,000
28-R					0.0000	208.03	112.52	11,855	0.0000	179.33	117.00	27,000
29					0.0000	520.39	143.00	80,917	0.0000	429.63	143.00	75,000
29-1					0.0000	473.29	121.00	80,917	0.0000	417.79	121.00	75,000
29-1A					0.0000	473.29	121.00	66,706	0.0000	417.79	121.00	10,500
29-1B				14,214	0.0000	473.29	121.00	14,212	0.0000	417.79	121.00	64,500
29-2				14,214	0.0000	308.15	120.00	14,212	0.0000	247.89	120.00	10,500
2A	0.0000	68.00	426.00		0.0000	68.73	390.00	75,000	0.0000	85.36	384.03	68,900
2A-1		128.00			0.0000	128.00	374.20	75,000	0.0000	127.40	368.23	68,900
2A-1A									0.0000	149.00	374.20	68,900
2A-2		194.00			0.0000	195.00	359.00	75,000	0.0000	183.20	359.00	68,900

NOMBRE	DISEÑO				SIMULACIÓN DISEÑO				SIMULACIÓN OPERACIÓN ACTUAL			
	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)
2A-3		241.00			0.0000	240.00	346.10	75,000	0.0000	253.40	346.10	68,900
2A-4		278.00			0.0000	276.00	332.90	75,000	0.0000	298.40	332.90	68,900
2A-5		344.00			0.0000	340.00	320.40	75,000	0.0000	354.20	320.40	68,900
2A-6		412.00			0.0000	407.00	236.00	75,000	0.0000	393.80	236.00	68,900
2A-7		458.00			0.0000	452.00	223.70	75,000	0.0000	408.20	223.70	68,900
2A-8		505.00	40.50		0.3407	480.00	40.50	75,000	0.5718	433.40	40.50	68,900
2B	0.0000	68.00	426.00		0.0000	68.73	390.00	75,000	0.0000	85.36	384.03	64,900
2B-1		95.00			0.0000	97.00	375.10	75,000	0.0000	104.00	369.13	64,900
2B-2		113.00			0.0000	116.00	360.40	75,000	0.0000	136.40	354.43	64,900
2B-3		154.00			0.0000	165.00	347.10	75,000	0.0000	159.80	341.13	64,900
2B-4		199.00			0.0000	208.00	334.67	75,000	0.0000	195.80	328.70	64,900
2B-5		243.00			0.0000	245.00	321.77	75,000	0.0000	239.00	315.80	64,900
2B-6		294.00			0.0000	300.00	321.77	75,000	0.0000	262.40	315.80	64,900
2B-6-1									0.0000	336.20	315.80	64,900
2B-7		365.00			0.0000	365.00	308.87	75,000	0.0000	411.80	302.90	64,900
2B-8		414.00	40.50		0.1770	418.00	40.50	75,000	0.6541	460.40	40.50	64,900
3									0.0260	311.00	128.01	30,031
30				33,372	0.0000	631.23	159.00	72,747	0.0000	610.40	158.75	220,000
30-1				33,372	0.0000	574.09	152.75	72,747				
30-2				33,372	0.0000	566.76	152.75	72,747				
4					0.0000	440.27	130.00	122,205				
4-1		454.00	224.00	135,232	0.0000	445.00	130.00	122,205				
40									0.0000	718.17	152.75	16,000
40-1									0.0000	656.60	152.75	16,000
4A					0.0000	472.66	26.55	56,948	0.0000	470.39	106.68	49,062
4A-1					0.0000	473.09	130.00	56,948	0.0000	470.73	152.75	49,062
4A-1-1									0.0000	395.60	152.75	52,172

NOMBRE	DISEÑO			SIMULACIÓN DISEÑO				SIMULACIÓN OPERACIÓN ACTUAL				
	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)
4A-1-2									0.0000	395.60	152.75	52,172
4B					0.0000	410.28	26.55	65,257	0.0000	530.26	213.35	52,794
4B-1					0.0000	410.70	130.00	65,257	0.0000	530.26	213.35	52,794
4B-1-1									0.0000	424.40	213.35	51,926
4b-1-2									0.0000	447.80	213.35	51,926
5					0.9955	411.79	25.13	30,741	1.0000	482.13	128.01	32,800
5-1				24,375	0.4869	302.00	25.13	30,741				
5A					1.0000	437.72	25.13	19,524	1.0000	463.12	128.01	20,443
5B					1.0000	359.68	25.13	11,216	1.0000	534.56	284.47	12,356
6		100.00		9,607	0.0000	184.04	9.00	2,946	0.0000	184.04	9.00	856
6A		100.00		0	0.0000	184.04	9.00	1,473	0.0000	184.04	9.00	605
6B		100.00		4,804	0.0000	184.04	9.00	1,473	0.0000	184.04	9.00	250
9					0.5970	721.00	30.00	122,205				
9A									0.9391	680.00	30.00	52,172
9B									0.9502	680.00	30.00	51,926
CR-1									0.0000	426.37	165.00	16,000
CR-2									0.0000	248.00	165.00	16,000
GOL PRIMARIO A ALMACENAMIENTO		110.00	50.00	9,750	0.0000	110.00	50.00	9,748	0.0000	118.40	50.00	16,000
GOL PRIMARIO REFLUJO					0.0000	250.00	74.00	26,124	0.0000	261.78	74.00	19,700
GOL VACÍO A ALMACENAMIENTO		150.00	70.00	14,214	0.0000	150.00	80.00	14,211	0.0000	131.00	117.00	27,000
GOL VACÍO REFLUJO					0.0000	120.00	112.52	11,855				
GOLP				9,750	0.0000	554.00	88.00	9,748	0.0000	541.40	88.00	16,000
GOLP REF					0.0000	557.00	78.00	26,124	0.0000	566.60	78.00	19,700
GOLV					0.0000	415.00	117.00	26,066	0.0000	217.40	117.00	33,000
GOP PRIMARIO A ALMACENAMIENTO		200.00	70.00	3,900	0.0000	200.00	70.00	26,242	0.0000	185.30	70.00	9,120

NOMBRE	DISEÑO			SIMULACIÓN DISEÑO				SIMULACIÓN OPERACIÓN ACTUAL				
	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)	FRACCION VAPOR	T (°F)	P (Psig)	FLUJO (BPD)
GOP PRIMARIO REFLUJO									0.0000	303.67	111.48	10,100
GOP VACÍO A ALMACENAMIENTO		190.00	70.00	14,214	0.0000	190.00	70.00	14,212	0.0000	190.00	80.00	10,500
GOP VACÍO REFLUJO					0.0000	435.00	121.00	66,706				
GOPP				3,900	0.0000	630.50	107.00	26,242	0.0000	597.20	111.48	9,120
GOPP REF									0.0000	600.80	111.48	10,100
GOPV					0.0000	555.00	165.00	80,917	0.0000	485.60	165.00	75,000
HLA									0.0000	253.40	346.10	0
HLB									0.0000	239.00	315.80	0
Kerosina				17,550	0.0000	478.46	87.00	17,545	0.0000	455.00	87.00	9,500
KEROSINA A ALMACENAMIENTO		110.00	50.00	17,550	0.0000	110.00	50.00	17,545	0.0000	104.00	50.00	9,500
LLA									0.0000	253.40	346.10	68,900
LLB									0.0000	239.00	315.80	64,900
MEZCLA DE NAFTAS A HIDRODESULFURADORA				42,000	0.0000	100.00	80.00	42,000				
Nafta ligera				62,038	0.0000	184.04	9.00	119,837	0.0000	184.04	9.00	40,056