



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

“ESTUDIO DE LA OPERACIÓN DE LA PLANTA
COMBINADA PRIMARIA 5 (ATMOSFÉRICA) –
PREPARADORA DE CARGA 2 (VACÍO) PARA MEJORAR
SU EFICIENCIA ENERGÉTICA, EN LA REFINERÍA GRAL.
LÁZARO CÁRDENAS DEL RÍO”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA

INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

P R E S E N T A:

I. I. Q. RAFAEL GARDUZA BLAS

TUTOR:

I.Q. CELESTINO MONTIEL MALDONADO



MÉXICO, D.F.

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. en I. Gustavo Grande Mejía

VOCAL: Dr. Fidel Vizcaíno García

SECRETARIO: M. en I. José Antonio Ortiz Ramírez

1er SUPLENTE: Dr. Pedro Roquero Tejeda

2do SUPLENTE: Ing. Celestino Montiel Maldonado

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA DE LA FACULTAD DE QUÍMICA,
UNAM, LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.**

TUTOR DE LA TESIS

I.Q. Celestino Montiel Maldonado

AGRADECIMIENTOS

A Dios por sostenerme a lo largo del camino y haberme permitido llegar hasta aquí.

A mi empresa Petróleos Mexicanos y el personal directivo que la representa por brindarme una invaluable oportunidad para crecer en mi desarrollo profesional.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por abrir sus puertas para impartir la enseñanza de la ingeniería y mantenerla al alcance de todo el que quiera aprender.

A la Facultad de Química, por su alto nivel académico para la formación de profesionales de la industria.

Al Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos por permitirme trabajar en sus instalaciones en un ambiente propicio para el desarrollo de mi trabajo de tesis.

A todos mis maestros por dar el mejor de sus esfuerzos en cada una de sus cátedras para lograr que entendiera cada uno de los conceptos transmitidos.

A mis compañeros y amigos que pertenecen a mi empresa y con los que emprendí esta aventura de cursar la maestría, por haberme permitido convivir y aprender de ellos. A un compañero y amigo que ya no está con nosotros y sin embargo su recuerdo nos sirvió de estímulo para continuar en los momentos difíciles.

A mis compañeros y amigos del estado de Yucatán por su apoyo y paciencia a lo largo del tiempo de estudio y convivencia.

DEDICATORIAS

A mis Amalias (†) porque su ejemplo de valor y lucha sirven para esforzarme y mejorar día a día,

A mis padres, Faustina y Rafael, como un testimonio de que su esfuerzo, sacrificio, ejemplo y cariño me han hecho crecer en todos los aspectos; por haberme enseñado que el trabajo honesto y constante tiene sus recompensas,

A mis hermanos Gloria Hortensia, José Manuel e Isabel por ser como son y tratar de ser mejores día a día, por su paciencia para conmigo,

A mis tío(a)s y sobrino(a)s porque algunos de ello(a)s han roto límites que me han allanado el camino para continuar y darme cuenta que no hay dificultades insalvables,

A mis amigo(a)s, ello(a)s saben a quienes me refiero, por su amistad, apoyo y el estar a mi lado aún través de la distancia,

... a todos ustedes...

¡Gracias!

ÍNDICE

CAPITULO 1	1
1. INTRODUCCIÓN.	1
1.1. OBJETIVOS.	2
CAPITULO 2	4
2. ANTECEDENTES.	4
2.1. FUNDAMENTOS.	4
2.2. BASES TEÓRICAS.	5
2.2.1. DISEÑO DE PROCESOS.	5
2.2.2. SÍNTESIS DE PROCESOS.	6
2.2.3. ANÁLISIS DE PROCESOS.	7
2.2.4. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.	7
2.2.5. SIMULACIÓN DE PROCESOS.	8
2.2.6. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.	9
2.2.7. MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH).	10
2.2.8. INFORMACIÓN NECESARIA.	11
2.2.9. CURVA COMPUESTA.	12
2.2.10. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS.	13
2.2.11. DETERMINACIÓN DE LA ΔT_{MIN}	14
2.2.12. REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR.	16
CAPITULO 3	21
3. GENERALIDADES.	21
3.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA EN EL CONTEXTO DE LA REFINERÍA DE MINATITLÁN.	21
3.2. ANTECEDENTES DE MODIFICACIONES DE LA PLANTA COMBINADA. .	22
3.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA.	23
3.3.1. Sección de precalentamiento del Crudo de carga.	23
3.3.2. Sección de Desalado y Precalentamiento.	24
3.3.3. Sección de Despunte y Precalentamiento.	24
3.3.4. Sección de Destilación Atmosférica.	25
3.3.5. Sección de Destilación al Vacío.	27
CAPITULO 4	29
4. DATOS Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO DE CARGA A LA PLANTA COMBINADA.	29

4.1. DATOS Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO.....	29
4.2. SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA Y CARACTERIZACIÓN DE LOS PRODUCTOS.....	34
CAPITULO 5	51
5. PROPUESTA DE MEJORA EN EL REORDENAMIENTO DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO	51
5.1. RED DE INTERCAMBIO ACTUAL.....	51
5.2. ΔT MÍNIMA DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO.....	55
5.3. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO	55
5.4. PROPUESTAS DE NUEVAS REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR... 60	
5.5. PROPUESTA 1.....	60
5.6. PROPUESTA 2.....	63
5.7. PROPUESTA 3.....	64
5.8. ANÁLISIS DE LAS PROPUESTAS.....	68
CAPITULO 6	74
6. CONCLUSIONES.....	74
CAPITULO 7	78
7. BIBLIOGRAFÍA	78
ANEXO A	79
ANEXO B	80
ANEXO C	81
ANEXO D	82

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 Estructura general del diseño de procesos	6
Figura 2 Generación de las curvas compuestas	12
Figura 3 Requerimientos mínimos de servicios para una ΔT_{\min}	13
Figura 4 Ilustración del punto de Pinch y sus zonas	14
Figura 5 Relación de la ΔT_{\min} con los requerimientos mínimos de servicios.....	15
Figura 6 Relación de los costos de servicios e inversión con el costo total.	16
Figura 7 Diagrama área vs energía para una red existente	17
Figura 8 Ruta para el rediseño de una red existente.....	18
Figura 9 Gráfica de área vs energía con α constante.....	19
Figura 10 Regiones factibles para el rediseño de una red.	19
Figura 11 Diagrama simplificado de la refinería de Minatitlán y la interrelación de la Planta Combinada con otras plantas.....	22
Figura 12 Destilación Técnica de la Caracterización del Crudo.	30
Figura 13 Análisis Cromatográfico de Incondensables.	31
Figura 14 Datos de la Destilación Técnica de Laboratorio trasladados al simulador Hysys para iniciar la caracterización del crudo.....	32
Figura 15 Comparativo Gasolina.....	37
Figura 16 Comparativo Nafta Pesada	38
Figura 17 Comparativo Kerosina.....	38
Figura 18 . Comparativo Diesel.....	39
Figura 19 Comparativo Gasol Primario	39
Figura 20 Comparativo Gasol TAV.....	40
Figura 21 Esquema de la Planta Combinada en el simulador Hysys para caracterizar las fracciones de productos.	41
Figura 22 Especificaciones para la torre DA-100.	42
Figura 23 Especificaciones para la torre DA-101.	43
Figura 24 Especificaciones para la torre DA-151.	44
Figura 25 Arreglo PFD de la torre DA-100.	46
Figura 26 Arreglo PFD de la torre DA-101.	46
Figura 27 Arreglo PFD de la torre DA-151.	47

Figura 28 Esquema del Tren de Precalentamiento simulado en Aspen Hysys para su exportación al Aspen Energy Analyzer.	48
Figura 29 Esquema y Perfil de Temperaturas del Tren de Intercambio de Calor de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.....	54
Figura 30 Curva Compuesta de los intercambiadores considerados en la propuesta de mejora de recuperación de calor de la planta Combinada.	56
Figura 31 Arreglo Actual del Tren de Precalentamiento (Caso Base).....	57
Figura 32 Gráfica Área mín ft ² (Target) vs. Q (MMBtu/hr).	59
Figura 33 Arreglo de la Propuesta 1 del Tren de Precalentamiento, con la adición de los nuevos equipos E-101 y E-103.	62
Figura 34 Arreglo de la Propuesta 2 del Tren de Precalentamiento, con la adición del equipo nuevo E-100.....	65
Figura 35 Arreglo de la Propuesta 3 del Tren de Precalentamiento, con el cambio de servicio del EA-151 A.	67
Figura 36 Gráfica de Áreas Mínimas y a Alfa Constante vs. Q	72
Figura 37 Gráfica de Ahorros vs. Costos para las Propuestas 1, 2 y 3.....	75

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1 Corrientes Principales de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.....	33
Tabla 2 Temperaturas de entrada y salida a los equipos principales y equipos del tren de precalentamiento.....	33
Tabla 3 Destilación Técnica de los Productos obtenidos en el laboratorio.....	35
Tabla 4 Destilación Técnica de los Productos obtenidos con el simulador Aspen-Hysys.....	36
Tabla 5 Comparativo de rendimientos entre los datos de planta y los datos del simulador.....	49
Tabla 6 Comparativo de temperaturas entre los datos de planta y los datos del simulador.....	50
Tabla 7 Equipos considerados en la mejora de recuperación de calor de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.	52
Tabla 8 Corrientes considerados en la mejora de recuperación de calor de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.....	53
Tabla 9 ΔT mín de las corrientes en cada cambiador de calor proceso – proceso del tren de precalentamiento.....	55
Tabla 10 Requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento.....	56
Tabla 11 Datos que muestran la dependencia de la Carga de Calentamiento – Área mínima calculada de la Curva Compuesta en función de la variación de ΔT mín.....	58
Tabla 12 Consumo de Servicios para la Propuesta 1.....	60
Tabla 13 Equipos nuevos y cambio de servicio requeridos para la Propuesta 1... ..	61
Tabla 14 Consumo de Servicios para la Propuesta 2.....	63
Tabla 15 Equipo nuevo requerido para la Propuesta 2.....	63
Tabla 16 Consumo de Servicios para la Propuesta 3.....	64
Tabla 17 Equipos nuevos y cambio de servicio requeridos para la Propuesta 3.....	66
Tabla 18 Comparativo de Caso Base, Meta y Propuestas.....	68
Tabla 19 Costo de los servicios de Calentamiento y Enfriamiento.....	68
Tabla 20 Comparativo de Ahorro entre Propuestas y Caso Base.....	69

Tabla 21 Comparativo de Áreas: Instalada (existente), Caso Base y Área Requerida para las diferentes Propuestas.	69
Tabla 22 Costo del equipo E-101 (Crudo vs. Mezcla de Gasóleos Prim. y de Vacío DA-151) y E-103 (Crudo vs. Combustóleo) de la Propuesta 1	70
Tabla 23 Costo del equipo E-100 (Crudo Despuntado vs. Combustóleo) de la Propuesta 2	71
Tabla 24 Comparativo del tiempo de recuperación de la inversión para cada propuesta.	72
Tabla 25 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 1 a 10).....	75
Tabla 26 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 11 a 20).....	76
Tabla 27 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 21 a 30).....	76

CAPITULO 1

1. INTRODUCCIÓN.

Ésta tesis tiene como objetivo analizar el comportamiento de la planta Combinada Primaria 5 (atmosférica) – Preparadora de Carga 2 (vacío) para mejorar su eficiencia energética debido a las propuestas de re-ordenamiento en su tren de intercambio de calor (precalentamiento) con el fin de obtener ahorros significativos en el consumo de los servicios con los que cuenta.

La importancia de efectuar el análisis anterior se debe a que dicha planta procesa aproximadamente el 30.0 % del petróleo (crudo) de la Refinería de Minatitlán.

Actualmente, el desarrollo de las tecnologías de simulación ha permitido la representación de las plantas de proceso con un mínimo de error, tanto en las propiedades de las corrientes involucradas como en la estructura física de los equipos, llegando a tener una gran aplicación en los sistemas de refinación, lo cual proporciona una herramienta de importancia medular en el modelado de la planta Combinada para el análisis mencionado. Es así como los conocimientos fundamentales y el desarrollo de habilidades a través de estas tecnologías han llegado a estructurar esquemas de simulación compatibles con la realidad, generando resultados confiables y útiles para futuros desarrollos.

Las herramientas principales utilizadas para las propuestas de mejora de la eficiencia energética de la planta Combinada son: los simuladores Aspen – Hysys, el Aspen Energy Analyzer y el Aspen Exchanger Design & Rating; los cuales nos permiten visualizar en un esquema de realidad virtual los efectos que tiene el re-ordenamiento de los intercambiadores de la planta sobre la cantidad de los servicios que utiliza la planta, suministrando así diferentes propuestas, con el fin de elegir la más conveniente para el ahorro de energía.

1.1. OBJETIVOS.

El objetivo principal de este trabajo es el diagnóstico integral de la planta Combinada Primaria 5 (atmosférica) – Preparadora de Carga 2 (vacío) y propuestas de soluciones para recuperar e incrementar su carga optimizando su consumo energético.

Los objetivos particulares son:

El análisis de la disposición del tren de precalentamiento existente (actual) en la planta y su eficiencia en la recuperación de calor.

Lograr la disminución en el consumo energético integral de la planta Combinada Primaria 5 (atmosférica) – Preparadora de Carga 2 (vacío).

Lo anterior se plantea lograr a través de realizar primero, el esquema de simulación en Aspen-Hysys del proceso de la planta Combinada Primaria 5 (atmosférica) – Preparadora de Carga 2 (vacío) de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas del Río”, utilizando para ello datos reales de la caracterización de una mezcla de crudo de carga a la planta y de sus productos; datos de flujos y variables de proceso. Posteriormente, se valida la simulación comparando las características de los productos y los rendimientos obtenidos.

La planta se simula integrada, Tren de intercambiadores-torre Despuntadora-torre Atmosférica-torre de Vacío, con el fin de que los resultados de las características de las corrientes sean utilizadas posteriormente en la generación un tren de precalentamiento base (físicamente instalado y actual en la planta), el cual servirá para iniciar las propuestas para su modificación utilizando la metodología Pinch con el simulador Aspen Energy Analyzer.

Después de obtener varios esquemas modificados del tren de precalentamiento original se recalculan sus áreas requeridas para los flujos de carga y productos en estudio utilizando el Aspen Exchanger Design & Rating.

Finalmente, se efectúa un cálculo aproximado del costo de los equipos, utilizando la metodología de Guthrie, para cada uno de los esquemas modificados (propuestas) y se compara con su respectivo ahorro en el consumo de servicios para obtener el tiempo de recuperación de la inversión para cada una de las propuestas.

CAPITULO 2

2. ANTECEDENTES.

2.1. FUNDAMENTOS.

El petróleo es un recurso natural que aporta el mayor porcentaje del total de la energía que se consume en el mundo, ha contribuido a la formación y crecimiento del mundo actual, haciendo que los países industrializados dependan de él en un grado extraordinario.

Las principales aplicaciones del petróleo son: transporte (terrestre, marítimo y aéreo), calefacción, plásticos, fibras textiles artificiales, pinturas, detergentes, explosivos, fertilizantes, asfaltos, etcétera. De esta manera, los derivados del petróleo se utilizan en prácticamente todos los sectores.

Debido a la dependencia de la economía mundial del petróleo, a la inestabilidad y fluctuaciones de precios al que es sometido en el mercado internacional y al impacto ambiental, el petróleo está sometido a normas de calidad. Todos los productos derivados del petróleo deben cumplir requisitos de calidad y de seguridad para garantizar y controlar tanto su utilización, como el impacto ambiental que tiene su producción y uso.

El petróleo (etimología del latín Petrus - piedra y óleum -aceite; significa aceite de piedra) es una mezcla compleja no homogénea de hidrocarburos, compuestos formados por hidrógeno y carbono. Difieren mucho entre sí, desde amarillentos y líquidos a negros y viscosos. Estas diferencias son debidas a las relaciones entre los tipos de hidrocarburos. Los componentes químicos del petróleo son separados y obtenidos por destilación mediante un proceso de Refinación, donde se extraen diferentes productos, tales como: propano y butano, gasolina, keroseno, gasóleo o diesel, aceites lubricantes, asfaltos, carbón de coque, etcétera.

La industria petrolera clasifica de diversas formas el petróleo crudo, una de estas clasificaciones corresponde a su lugar de origen (por ejemplo, West Texas Intermediate o Brent), otra lo relaciona con su densidad o su viscosidad (ligero, medio o pesado); en Refinación también se clasifica como dulce y amargo, el primero hace referencia al bajo contenido en azufre, mientras que el segundo indica

presencia de mayores cantidades de azufre y, por lo tanto, para éste último se requerirán más operaciones de Refinación para cumplir con las especificaciones actuales de los productos refinados.

2.2. BASES TEÓRICAS.

2.2.1. DISEÑO DE PROCESOS.

El diseño de procesos es la creación de procesos para la transformación física y/o química de materiales, es la parte central de la ingeniería química y se puede considerar su cumbre, colocando a la ingeniería en un contexto social, económico, y ambiental.

En el diseño de procesos se generan los diagramas de flujo del proceso, se especifican los parámetros de diseño, se calculan los balances de materia y energía y las especificaciones para los equipos. Gran parte de las decisiones en el diseño del proceso son a largo plazo y no se pueden revertir de manera sencilla, principalmente cuando se necesita una fuerte inversión de capital. Por lo tanto, es importante que el proceso se diseñe con relación a la postura estratégica de largo plazo de la empresa o institución. El diseño se divide en tres etapas: síntesis, análisis y optimización. La Figura 1 muestra la estructura del diseño de procesos.

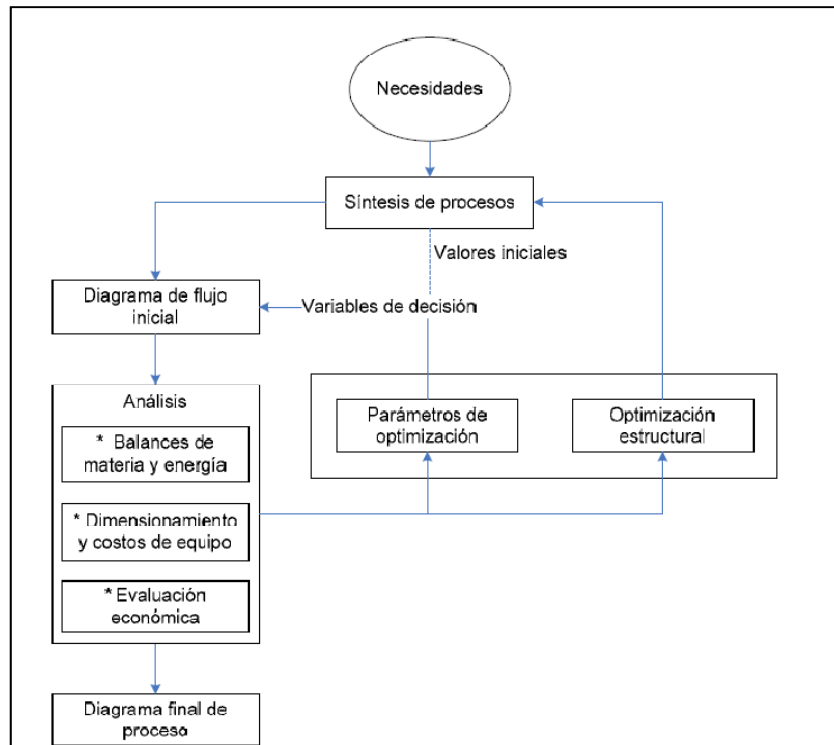


Figura 1 Estructura general del diseño de procesos

2.2.2. SÍNTESIS DE PROCESOS.

La síntesis de procesos es la parte creativa de la ingeniería. En esta etapa se definen las unidades involucradas en el proceso y cómo se encuentran vinculadas dentro del mismo, es decir, se propone la estructura básica del proceso (diagrama de flujo del proceso); se determinan estructuras alternativas que satisfagan las necesidades principales del proceso; además, se establecen los valores iniciales en las variables de procesos (entradas y salidas del sistema), en este caso las características de las materias primas y productos deseados. Los problemas de síntesis de procesos pueden clasificarse en las siguientes categorías:

- Rutas de reacción
- Redes de intercambio de calor
- Secuencias de separación
- Redes de recuperación de energía
- Sistemas de control
- Servicios

- Redes de tuberías
- Diagramas de flujo de proceso

Es en los problemas de síntesis en las redes de intercambio de calor donde se tienen oportunidades de encontrar una red que integre eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible, con la ventaja de una gran disminución de los servicios que generalmente son utilizados en el proceso actual en estudio, lo cual se conoce como integración energética.

2.2.3. ANÁLISIS DE PROCESOS.

La etapa de análisis de procesos consiste en evaluar las estructuras propuestas en la síntesis de procesos. Durante la evaluación del proceso es necesario determinar las variables relevantes y los valores que éstas adquieren durante el proceso, así como los modelos matemáticos que describen las operaciones del proceso, los métodos de convergencia y los modelos termodinámicos que permiten la correcta estimación de las propiedades termodinámicas.

Cada solución al problema original de la síntesis de un proceso implica un nuevo problema de análisis del proceso; una vez que se define el diagrama de flujo del problema original, se plantea el análisis de este proceso para establecer las salidas que se obtienen y compararlas con las que se habían estipulado originalmente.

El avance de la tecnología hace posible el uso de computadoras de alta velocidad, éstas permiten la simulación matemática compleja de procesos. Las simulaciones pueden identificar las debilidades en el diseño y permiten a los ingenieros seleccionar las mejores alternativas.

2.2.4. OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS.

La optimización puede realizarse de dos formas, ya sea involucrando las variables o estructura del proceso; en la primera lo más común es cambiar las condiciones de operación como presiones, temperaturas, etc., y en la segunda opción se realizan propuestas de cambios de equipos o interconexión entre los mismos.

El paso de optimización de procesos nos ayuda a realizar una evaluación de nuestro proceso, ya sea una estructura en operación o una nueva propuesta, con lo que se observa que tan eficiente es nuestro sistema y si es factible realizar un cambio significativo para mejorar el proceso. Ya realizada la comparación entre varias propuestas podremos elegir la estructura más conveniente con un mejor uso de los recursos a un menor costo.

2.2.5. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

En la actualidad los sistemas mediante los cuales es posible diseñar ó re-diseñar un proceso es mediante una simulación. La simulación de procesos es la representación del mismo por medio de un modelo matemático adecuado bajo ciertas condiciones y alcances, donde este modelo se resuelve para obtener información sobre el desempeño del proceso.

La simulación de procesos permite el análisis de sistemas complejos por medio de métodos matemáticos válidos. Por lo tanto, se busca describir el comportamiento de un sistema y usar un modelo para predecir una conducta futura, es decir, los efectos que se producirán por cambios en el sistema y en su operación.

Algunas ventajas que presenta la simulación son las siguientes:

- Estudio. Es posible estudiar procesos existentes de una forma más rápida, económica y completa que en una planta real.
- Extrapolación. Con un modelo matemático adecuado se pueden ensayar intervalos extremos de las condiciones de operación, que pueden ser impracticables o imposibles de realizar en una planta real.
- Estudio de conmutabilidad y evaluación de otros planes. Se pueden introducir nuevos factores o elementos de un sistema y suprimir otros antiguos al examinar el sistema con el fin de ver si estas modificaciones son compatibles. La simulación permite comparar distintos diseños y procesos que todavía no están en operación y ensayar hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarlos a la práctica.
- Repetición de experimentos. La simulación permite estudiar el efecto de la modificación de las variables y parámetros con resultados reproducibles. En el

modelo matemático se puede introducir o retirar a voluntad un error, lo cual no es posible en la planta real.

- Cálculos de Control. La simulación constituye una importante ayuda material para el estudio de los sistemas de control con lazos abiertos y cerrados.
- Ensayos de sensibilidad. Se pueden ensayar la sensibilidad de los parámetros de costos y los parámetros básicos del sistema; por ejemplo, un incremento de un 10% en el flujo de alimentación podrá tener, según los casos, un efecto mínimo o un efecto muy importante sobre el funcionamiento de la instalación.
- Estudio de la estabilidad del sistema. Se puede examinar la estabilidad de sistemas y subsistemas frente a diferentes perturbaciones.

Aunque la simulación tiene muchas fortalezas y ventajas, también presenta desventajas, tales como:

- La simulación es una disciplina que requiere entrenamiento especializado y por lo tanto, las habilidades de los practicantes pueden variar ampliamente. La utilidad del estudio depende de la calidad del modelo y de la habilidad del modelador.
- La obtención de información confiable es altamente cuestionable. La simulación no puede compensar la información inadecuada o la deficiente aptitud en la toma de decisiones. Los modelos de simulación son modelos de entrada y salida, proveen la información de salida probable sobre los datos de entrada proporcionados. Los modelos no dan una solución óptima, sirven como herramienta para el análisis del comportamiento de un sistema a las condiciones especificadas.
- Existen diversos enfoques en los procesos de simulación, según el tipo de procesos (batch o continuo), si involucra el tiempo (estacionario o dinámico, incluye a los equipos batch), si maneja variables cuantitativas o cualitativas.

2.2.6. INTEGRACIÓN ENERGÉTICA.

Con el fin analizar la posibilidad inherente de utilizar en forma eficiente el calor de las corrientes de productos provenientes de las torres de destilación y la red de intercambiadores en la planta Combinada es necesario efectuar un estudio de la

integración energética actual para proponer mejores redes de intercambio, para lo cual se emplea el uso de simuladores.

La síntesis de redes de intercambio de calor tiene dos pasos básicos: el primero es determinar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento, y la segunda es el diseño o rediseño de una red que procure alcanzar estos requerimientos. El objetivo principal de una red de intercambio de calor es el de usar toda la energía disponible de manera más eficiente y minimizando la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento dando como resultado costos más bajos de operación. Existen diversas formas de realizar esto, por medio de métodos heurísticos, métodos evolutivos, métodos algorítmicos y en base a objetivos termodinámicos, este último es el más usado debido a la simplicidad del método (metodología Pinch o de punto de pliegue).

2.2.7. MÉTODO DE PUNTO DE PLIEGUE (PINCH).

La energía es fundamental en la economía de las industrias y a menudo pasa por alto cuando se pretende alcanzar la rentabilidad de un proceso. Recientes desarrollos en los mercados mundiales que incluyen nuevas regulaciones ambientales han incrementado el costo de los combustibles, lo cual además del efecto que tienen sobre el cambio climático han creado un nuevo énfasis en el uso eficiente de la energía.

La metodología Pinch es un método riguroso con un enfoque estructurado para identificar ineficiencias en el uso de la energía de los procesos. Es una buena herramienta y tiene un historial generando proyectos económicamente atractivos que minimizan el consumo de energía y el capital de inversión. El principal interés del método es el uso de energía en procesos individuales, la cantidad mínima de servicios es calculada para todos los servicios disponibles como son vapor de baja, media, alta, agua de servicio, etc. La metodología Pinch resulta en una evaluación de todas las mejoras que son viables para un proceso, individualmente o en combinación con otro; con el fin de proponer esquemas que arrojen ahorros significativos en la estructura y operación del proceso.

Cabe aclarar que no todo el potencial de ahorro es alcanzado en la práctica, algunos proyectos no son implementados debido a malos criterios a la hora del cálculo de los costos de inversión o por representar muchos problemas operativos derivados de su implementación, estos pueden ser el control, la variación de la calidad de los productos entre otros.

El método Pinch, es un método de descomposición, ya que el problema se divide en dos subproblemas: arriba ya abajo del Pinch. Ésta metodología se basa en la utilización de datos sencillos como masa, capacidad calorífica de las corrientes, temperaturas de suministro y a las cuales se debe hacer llegar la corriente; con éstos datos y simples ecuaciones termodinámicas se puede obtener la cantidad mínima de energía que se requiere de los servicios de calentamiento y enfriamiento, el calor intercambiado, los requisitos para el diseño de la red, las corrientes y el número mínimo de unidades que compongan la red.

2.2.8. INFORMACIÓN NECESARIA.

La cantidad de información disponible en las plantas puede ser extensa y la mayoría de ella no es relevante para este estudio, es por ello que es necesario identificar cuidadosamente información que verdaderamente represente las zonas donde se requiere calentamiento y enfriamiento y su interacción con todo el proceso. La búsqueda de información puede llegar a ser lo más tardado del análisis y la más importante.

En general, la información requerida para cada una de las corrientes involucradas es la siguiente:

- Flujo másico
- Capacidad calorífica
- Temperatura de suministro y salida
- Calor de vaporización del vapor con cambio de fase.
- Adicionalmente se debe recabar información de los servicios y de los intercambiadores existentes.
- Área existente
- Coeficiente de transferencia de los intercambiadores

- Servicios disponibles
- Costos de los servicios

2.2.9. CURVA COMPUESTA.

Una de las principales herramientas de la metodología Pinch es la representación grafica de las curvas compuestas. Estas curvas son utilizadas para determinar la cantidad mínima de servicios para un determinado proceso.

Las curvas son perfiles de calor disponible de un proceso (curva compuesta caliente) y de demandas de calor (curva compuesta fría). El grado de sobre posición de estas dos curvas es el potencial de recuperación de calor, como se muestra en la Figura 2.

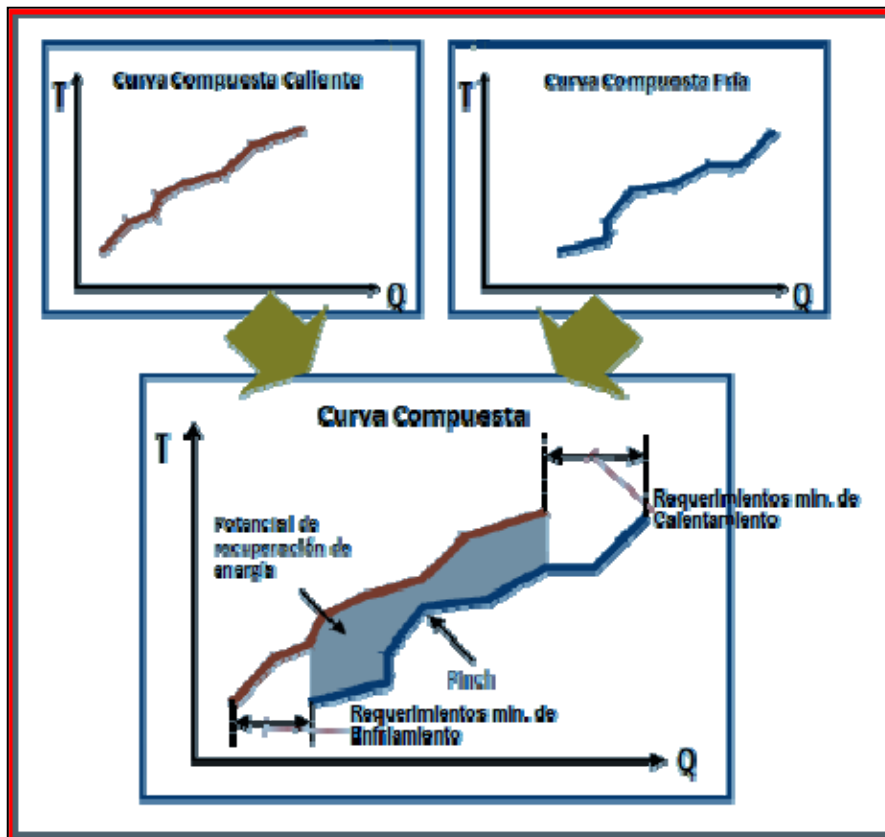


Figura 2 Generación de las curvas compuestas

La construcción de estas curvas requiere solamente de un balance completo de materia y energía del proceso. Datos de estos balances son usados para definir las características de cada una de las corrientes, como son el MC_p , la temperatura de suministro y salida. Una vez identificadas todas las corrientes estas se dividen en corrientes calientes y corrientes frías.

Las corrientes calientes corresponden a las que tienen calor disponible para ser recuperado o en su caso que tienen que ser enfriadas para satisfacer la condición del proceso. Las corrientes frías corresponden a las que deben ser calentadas.

2.2.10. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS.

El mínimo acercamiento entre la curva compuesta caliente y la fría es definido como la diferencia de temperatura mínima permisible o ΔT_{\min} . Este valor determina la mínima diferencia de temperatura aceptada en los intercambiadores. Como se había mencionado, la sobre posición entre las dos curvas compuestas determina la máxima cantidad de calor que puede ser recuperada, indicando que la cantidad restante son los servicios mínimos de calentamiento y enfriamiento para una ΔT_{\min} dada, como se muestra en la Figura 3.

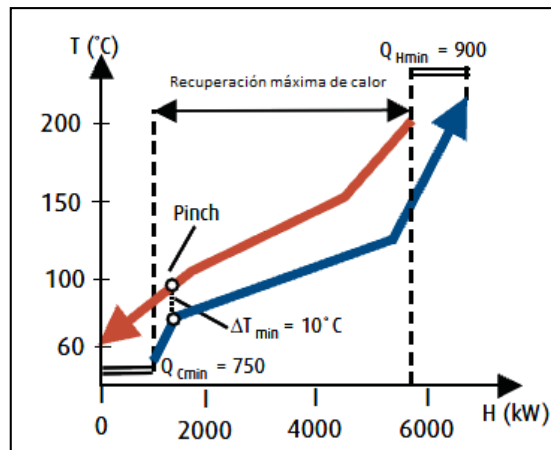


Figura 3 Requerimientos mínimos de servicios para una ΔT_{\min}

Usando la metodología Pinch se tiene la posibilidad de determinar la cantidad mínima de energía necesaria antes de realizar el diseño o el rediseño de la red de intercambiadores lo que nos permite identificar el alcance del ahorro de energía en un punto muy temprano del análisis.

El punto más cercano entre las dos curvas, donde se alcanza la ΔT_{\min} es conocido como punto de pliegue o "Pinch". Este punto divide el problema en dos partes completamente independientes, una es la región arriba del Pinch, la cual en un

principio solamente requiere servicios de calentamiento mientras que la región que queda por debajo del Pinch solamente requiere servicios de enfriamiento, Figura 4.

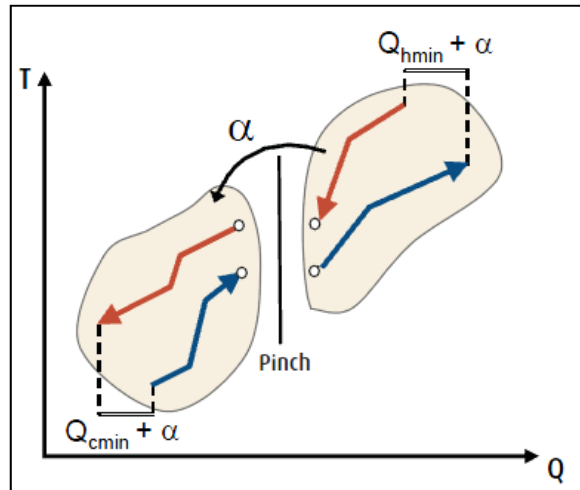


Figura 4 Ilustración del punto de Pinch y sus zonas

La metodología Pinch nos dice que no debemos transferir calor a través del punto de pliegue, si nosotros transferimos calor de la parte caliente a través del Pinch a la parte fría nunca alcanzaremos los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento. En su lugar necesitaríamos reemplazar esa cantidad de calor que cruza el Pinch (α en la Figura 4) con un cantidad de calor de un servicio de calentamiento abajo del Pinch. De esta manera estaríamos creando una cascada innecesaria de energía a través de todo el sistema.

Para alcanzar los requerimientos mínimos se deben encontrar uniones adecuadas de las corrientes. Analizando la curva compuesta, podemos identificar por medio del Pinch uniones inapropiadas que nos pueden llevar a mayores consumos de energía.

2.2.11. DETERMINACIÓN DE LA ΔT_{MIN} .

Generalmente podemos asumir que hay una relación inversa entre la energía y el costo de inversión, y en ocasiones este análisis nos puede indicar la mejor combinación de ellas ya que generalmente la disminución de los servicios implica aumentar los costos de inversión, particularmente en los rediseños.

Nuevamente esto puede ser demostrado observando la curva compuesta, cuando la separación entre la curva compuesta caliente y fría se incrementa, los requerimientos de enfriamiento y calentamiento son mayores, de este modo disminuye las oportunidades de recuperar calor de las corrientes y en consecuencia aumenta la demanda de servicios, Figura 5.

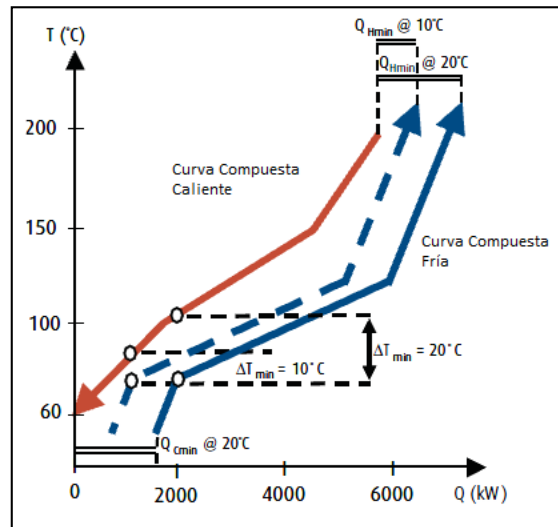


Figura 5 Relación de la ΔT_{\min} con los requerimientos mínimos de servicios

Al mismo tiempo hay un aumento en la distancia vertical entre las curvas, lo que lleva a mayores diferencias de temperaturas en los intercambiadores dando como resultado requerimientos de áreas menores.

En la Figura 6 se presenta la relación entre el costo de inversión y el costo de servicios en función de la ΔT_{\min} .

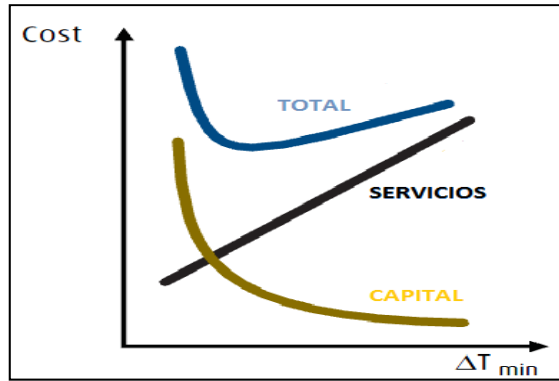


Figura 6 Relación de los costos de servicios e inversión con el costo total.

En la práctica, la selección de la ΔT_{\min} se hace observando el comportamiento de las gráficas. Normalmente cuando las curvas compuestas son paralelas se escogen valores de ΔT_{\min} altos en comparación con comportamientos divergentes. Esto es debido a que las diferencias de temperatura entre las corrientes calientes y frías en todos los intercambiadores son cercanas a la ΔT_{\min} , lo que significa una gran área para cada uno de ellos y no sólo para los que se encuentran en el Pinch, representando altos costos de inversión.

2.2.12. REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR.

El rediseño por medio de la Metodología Pinch está enfocado al criterio de costos, ya que el rediseño de una red es considerado como bueno si cumple con los requerimientos de intercambio y con requisitos previamente fijados, tales como la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento consumidos, costos de infraestructura y tiempo de retorno de inversión.

El análisis previo proporciona el camino más adecuado para hacer el rediseño bajo el criterio de costos. Dicho análisis puede ser explicado dividiéndolo en dos partes: la filosofía y el procedimiento de análisis para obtener los datos necesarios para iniciar el rediseño de la red de intercambio.

La filosofía parte del entendimiento de la forma de evaluar el área mínima requerida y el requerimiento mínimo de servicios para cada ΔT_{\min} . Estas cantidades se trazan para obtener un esquema equivalente al mostrado en la Figura 7, en la cual se puede dibujar el punto de la red existente (área instalada y los consumos de calentamiento y enfriamiento actuales de la planta).

En la Figura 7 se pueden observar cuatro puntos; de los cuales el más importante es el punto A; que representa el valor óptimo para un rediseño de la red existente. Pues equivale a emplear toda el área existente sin invertir nada en equipo; sin embargo, en la práctica se tiene que invertir cierto capital para hacer cambios en una red existente, con lo que se incrementa el área.

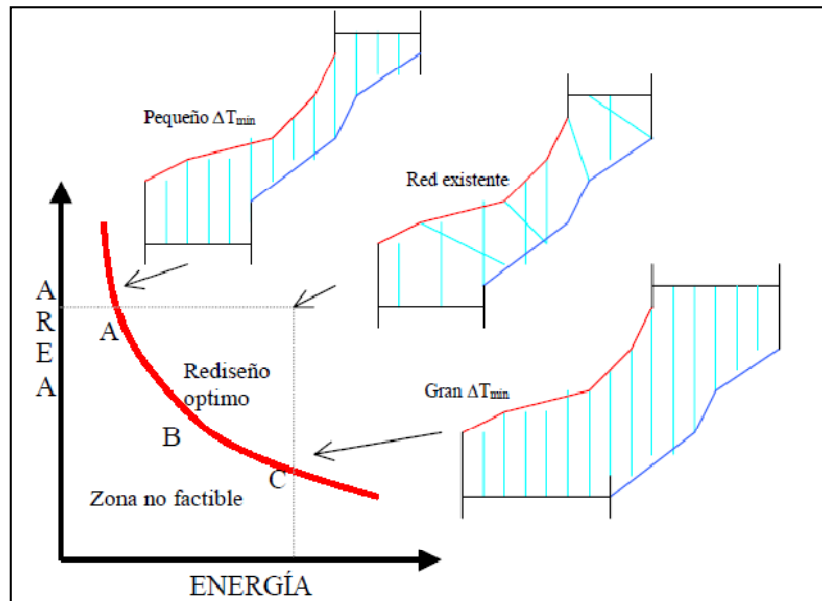


Figura 7 Diagrama área vs energía para una red existente

La ruta de rediseño puede ser como la mostrada en la Figura 8.

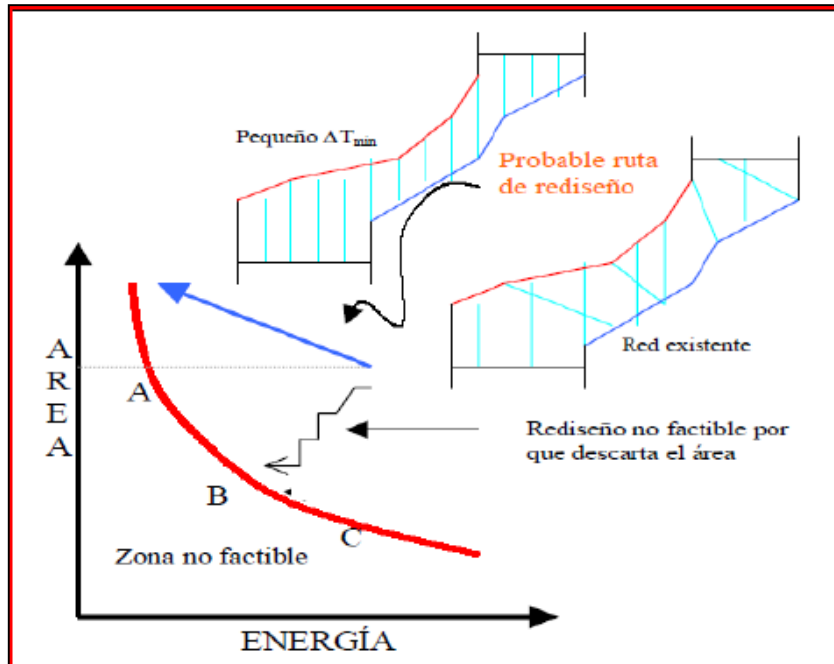


Figura 8 Ruta para el rediseño de una red existente.

Para elegir la mejor de ellas, es preciso transformar en costos el área y la energía requerida y así poder observar el tiempo de retorno para diferentes inversiones a realizar, con lo que se elegirá la inversión más adecuada. Una vez explicada la filosofía, se expondrá a continuación el procedimiento a seguir en el análisis previo.

El análisis previo inicia con la evaluación de la eficiencia del área existente en la red. La eficiencia del área se define como la relación entre el requerimiento mínimo de área (AT_x) y el área empleada actualmente en la red (A_x), para una determinada cantidad de energía empleada (EE).

$$\alpha = \left(\frac{AT_x}{A_x} \right) EE$$

En la práctica, el valor de α esperado es menor a la unidad, e indica que tan bueno es el uso que se está haciendo del área existente. Si se supone que α es constante a lo largo de la curva de requerimiento mínimo de área y energía, se obtiene una nueva curva, Figura 9, la cual se traza considerando la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{AT_y}{A_y}\right) = \left(\frac{AT_x}{A_x}\right) = \alpha$$

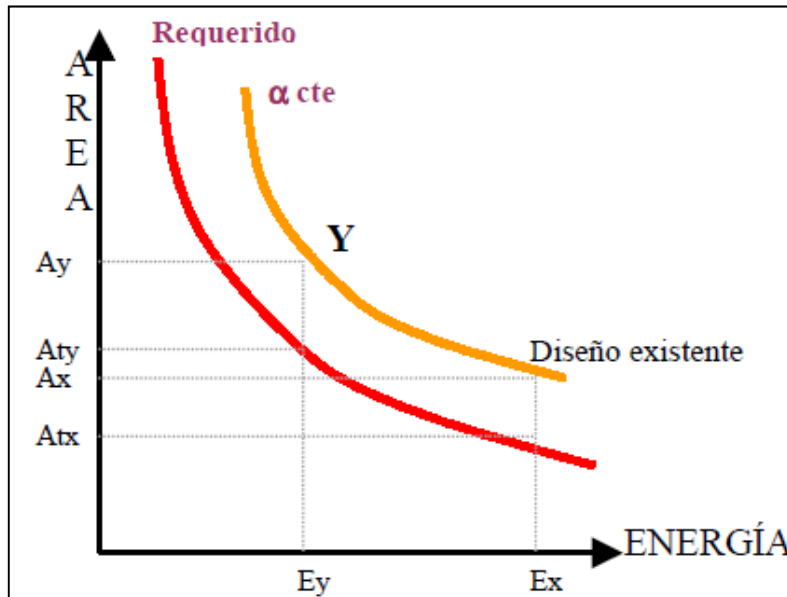


Figura 9 Gráfica de área vs energía con α constante

En la Figura 10 se distinguen cuatro regiones: una en la cual los diseños son no factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de α constante.

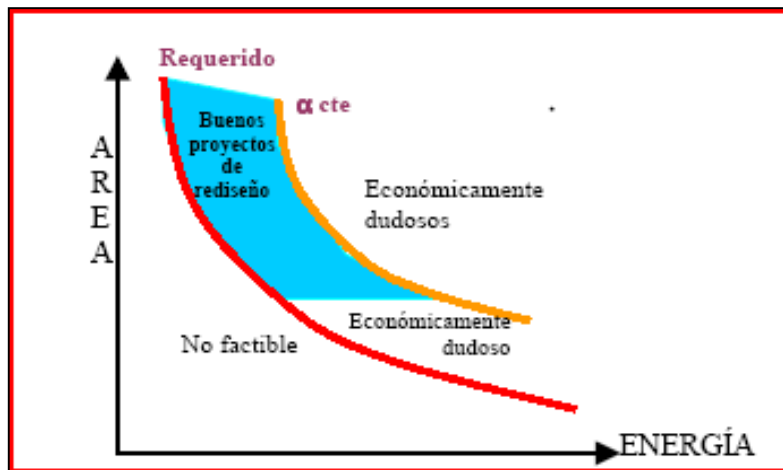


Figura 10 Regiones factibles para el rediseño de una red.

A partir del gráfico de Área mínima contra Energía, se obtiene el área que debe ser incrementada para ahorrar una cierta cantidad de energía.

Se evalúa el costo de este incremento de área y cuál es el ahorro de energía que se tiene.

CAPITULO 3

3. GENERALIDADES.

3.1. UBICACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA EN EL CONTEXTO DE LA REFINERÍA DE MINATITLÁN.

La planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2 se clasifica en el grupo de plantas energéticas las cuales sirven para obtener los combustibles que proceden del crudo, el cual es una materia prima proveniente de los campos petroleros ubicados en las zonas sur y sureste del país. Los productos obtenidos de ésta planta son:

Gas Seco, se utiliza una parte como combustible y otra para enviar a plantas de recuperación de licuables.

Gasolinas, se envían como carga a las plantas de hidrosulfuración y de ahí a las plantas de reformación para obtener gasolinas finales.

Nafta Pesada y Kerosina, se envían a mezcla con diesel para disminuir los compuestos amargos de la carga a las plantas de hidrosulfuración y mejorar su calidad y preparar diesel comercial.

Diesel, se envía como carga a hidrosulfuración para mejorar su calidad y preparar diesel comercial.

Gasóleos Pesados Primario y de Vacío, son utilizados como carga a la planta de desintegración catalítica FCC.

Residuo de Vacío, se utiliza para la preparación de combustóleo al mezclarse con un diluyente (Nafta Pesada, Kerosina ó Diesel).

En la Figura 1 se muestra un diagrama simplificado de la ubicación de la Planta Combinada en la refinería de Minatitlán y su interrelación con otras unidades de producción en el mismo centro de trabajo.

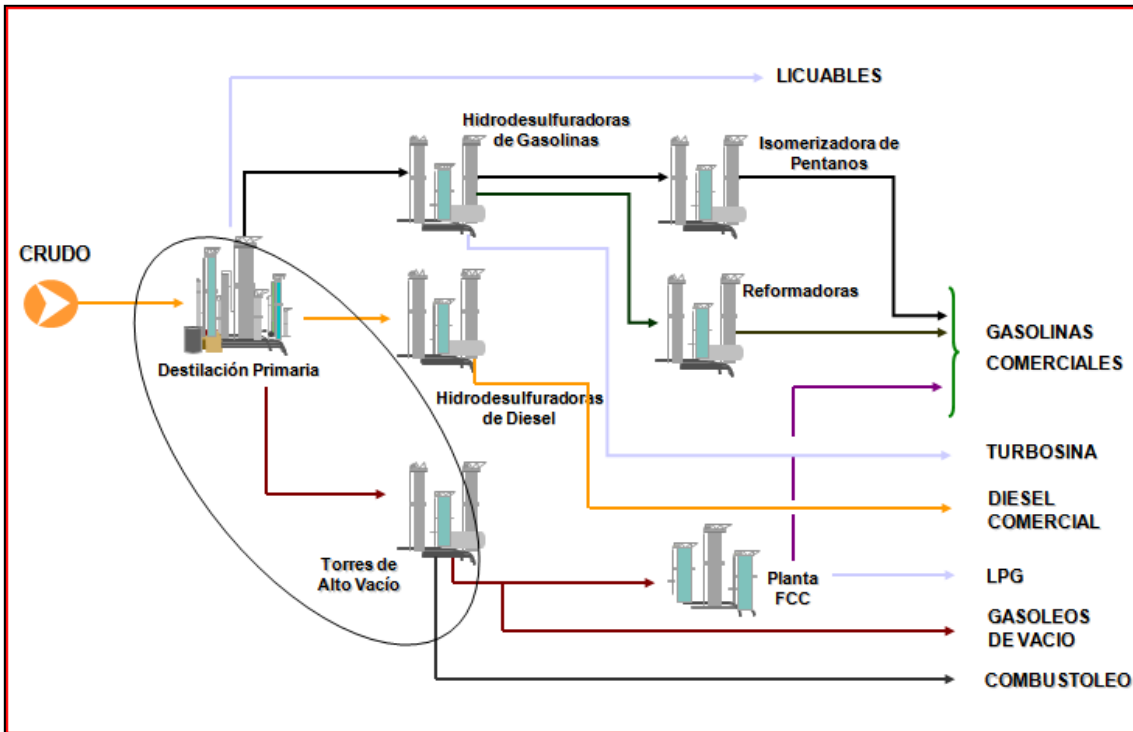


Figura 1 Diagrama simplificado de la refinería de Minatitlán y la interrelación de la Planta Combinada con otras plantas.

3.2. ANTECEDENTES DE MODIFICACIONES DE LA PLANTA COMBINADA.

El licenciador de la planta Combinada fue la compañía UOP, la ingeniería de construcción fue hecha por Societé Francaise des Techniques, LUMMUS bajo el Contrato F-5161 siendo conocido como proyecto Mazatlán. La unidad se puso en operación en el año de 1967.

La planta combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2 se diseñó para procesar una carga de 42,500 B/D de Crudo para los casos:

1. Sección Primaria:
 - a. Caso A: 100 % Crudo Ogarrio de 34.1 °API.
 - b. Caso B: Mezcla de 50 % Crudo Ogarrio y 50 % de Residuo Primario con 24.2 °API.
2. Sección de Alto Vacío:

Se diseñó para procesar el Residuo Primario de la Sección Primaria para los Casos A ó B.

En el año de 1974, fue puesta en operación la Torre Despuntadora dentro de los proyectos de aumento de la capacidad de procesamiento de crudo. La ingeniería de ampliación fue elaborada por la Gerencia de Refinación para un aumento de capacidad a 60,000 B/D de Crudo de 32 °API.

En 1993 se efectuó una modificación de internos a la Torre Fraccionadora DA-101 por la compañía Sulzer Chemtech con el fin de maximizar la producción y la calidad del gasóleo primario. La torre poseía 31 platos de fraccionamiento y la modificación consistió en reemplazar los platos No. 18 al 26 por tres lechos de empaque estructurado.

En el año 2000 se efectuó por el IMP la modernización del esquema de integración térmica de la planta, con el número de Contrato F-00325, consistiendo básicamente en el precalentamiento de la carga de crudo con el combustóleo y la adición de cambiadores para aumentar la recuperación de calor tomando como base una mezcla de crudos Maya, Terciario y Olmeca con 34.0, 64.7 y 43.0 % volumen, respectivamente.

3.3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA COMBINADA.

3.3.1. Sección de precalentamiento del Crudo de carga.

El crudo se recibe en límites de batería (L. B.) desde la Casa Central de Bombas a una presión de 7.0 kg/cm² y 30 °C y entra al intercambiador EA-151 A/B, precalentador Crudo-Residuo de Vacío; posteriormente, mediante la bomba de Crudo de carga, GA-101/S se envía a una presión de 23.0 kg/cm² para continuar su precalentamiento. El Crudo se divide en dos corrientes paralelas; una de ellas se envía al precalentador de Crudo-Nafta Pesada producto, EA-117, y la otra al precalentador de Crudo-Kerosina producto, EA-102. A la salida estas corrientes se unen, y nuevamente se dividen en dos corrientes paralelas; una hacia el precalentador de Crudo-Diesel producto, EA-130, y la otra al segundo precalentador de Crudo-GOPV de la planta Preparadora de Carga 3, EA-104 B; las corrientes de Crudo a la salida de estos se unen y pasan al precalentador de Crudo-Mezcla de

Gasóleos, EA-104, antes de entrar a la desaladora. Previo a la entrada del Crudo al tren de precalentamiento, se efectúa una inyección de agua de lavado proveniente de la bomba de Agua de Desalado, GA-120,C/S. (Dibujo A-EOPCAV-01 en el Anexo A).

3.3.2. Sección de Desalado y Precalentamiento.

El intercambio de calor en la sección anterior proporciona la temperatura adecuada (120 °C) para llevar a cabo el desalado, con lo cual se promueve la solubilización de las sales en el agua que se inyecta; la presión en la desaladora es 20 kg/cm².

El Crudo se continúa precalentando en el EA-107, segundo precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Gasóleo Pesado Primario y después en el EA-132, segundo precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Diesel. Posteriormente, a la salida del EA-132 el Crudo Desalado se divide en dos corrientes, la primera al EA-108, primer precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Diesel y la segunda al EA-108 A, primer precalentador de Crudo Desalado- GOPV de la planta Preparadora de Carga 3. A la salida, estas dos corrientes se unen y nuevamente se dividen para entrar en paralelo al EA-109 A/B y EA-109 C/D, precalentadores de Crudo Desalado-recirculación de GOPV de la torre DA-151 (esta corriente se divide en paralelo antes de entrar a cada uno de los pares de cambiadores). El Crudo Desalado a la salida de éstos cambiadores se une para entrar primero al EA-106 A/B, precalentador de Crudo Desalado-Mezcla de GOPV de DA-151 y Gasóleo Pesado Primario; y después al EA-116 A/B, primer precalentador de Crudo Desalado-recirculación de Gasóleo Pesado Primario. (Dibujo A-EOPCAV-02 en el Anexo A).

3.3.3. Sección de Despunte y Precalentamiento.

El Crudo Precalentado se alimenta a la torre Despuntadora, DA-100, a control de presión de la salida de la desaladora. La válvula que regula el paso del hidrocarburo hacia la torre reduce la presión hasta 3.4 kg/cm², con lo cual se genera una vaporización y la temperatura de alimentación se reduce a 209 °C. La torre DA-100 cuenta con 6 platos tipo válvula con el fin de fraccionar la Gasolina de Despunte. El

vapor de la torre Despuntadora a una presión de 2.4 kg/cm^2 y una temperatura de $140 \text{ }^\circ\text{C}$, se condensa y enfría hasta $60 \text{ }^\circ\text{C}$ en el EA-100 A/D utilizando agua. La Gasolina Despuntada obtenida se mezcla con la Gasolina de la sección de destilación atmosférica.

Por el fondo de la DA-100 se obtiene el Crudo Despuntado a $198 \text{ }^\circ\text{C}$, el cual se envía mediante la bomba BA-100 al EA-110 A/D, precalentador de Crudo Despuntado-Residuo de Vacío hasta $211 \text{ }^\circ\text{C}$, y posteriormente es alimentado al horno BA-101. (Dibujo A-EOPCAV-03 en el Anexo A).

3.3.4. Sección de Destilación Atmosférica.

En el horno BA-101, el Crudo incrementa su temperatura hasta $360 \text{ }^\circ\text{C}$. En la zona de convección del horno se sobrecalienta vapor de baja presión, para utilizarse en las torres Atmosférica y de Vacío, en los agotadores y en el horno de Crudo Reducido.

El Crudo del horno BA-101 se alimenta a la torre de Destilación Atmosférica, DA-101, a una temperatura de $359 \text{ }^\circ\text{C}$ y 1.8 kg/cm^2 , con una vaporización de 44.7% .

De la torre Fraccionadora DA-101 se obtiene Gasolina, Nafta Pesada, Kerosina, Diesel, Gasóleo Pesado Atmosférico y Residuo Primario. La torre cuenta con tres secciones con empaque de alta eficiencia, que son las secciones de Diesel, Gasóleo Pesado Atmosférico y de Lavado. Además, cuenta dos secciones de extracción de calor, la de Diesel y la de Gasóleo Pesado Atmosférico, las cuales son zonas de condensación por contacto directo, que proporcionan el reflujo interno que es fraccionado en la zona inmediata inferior para obtener así especificaciones de producto de la sección correspondiente. El objetivo de retirar calor de la torre es precalentar el Crudo y recircular a la misma líquido frío que condensa hidrocarburos al ponerse en contacto con los vapores ascendentes.

Estos vapores condensados se alimentan como reflujo es sus respectivas zonas de fraccionamiento y descienden hasta el plato de extracción de producto, para ser entonces alimentados a sus correspondientes Agotadores laterales, donde se eliminan los hidrocarburos ligeros por medio de vapor de baja presión sobrecalentado alimentado en el fondo.

El vapor del domo de la torre DA-101 a una presión de 1.7 kg/cm² y una temperatura de 135 °C, se envía al condensador, EA-101 A/B/C, para condensar y enfriar la Gasolina Fraccionada hasta 70 °C (por limitaciones en el agua de enfriamiento) y pasar al Acumulador de Gasolina, FA-102, donde se separan las fases de hidrocarburo/agua. La bomba de reflujo al domo de la torre, GA-102/S, envía Gasolina Fraccionada para enfriar y mantener la temperatura de los vapores de salida.

La primera sección de la torre de destilación es la de Gasolina-Nafta Pesada la cual para el fraccionamiento dispone del reflujo al domo que se distribuye por la parte superior de la sección. La Nafta Pesada que se extrae por la parte inferior de la sección se alimenta al agotador de Nafta Pesada DA-104 que opera a una temperatura de 166 °C. En el agotador que cuenta con 4 platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos ligeros de la corriente por medio de la inyección en el fondo de vapor de agua de baja presión sobrecalentado.

La segunda sección de fraccionamiento de la torre es la de Nafta Pesada-Kerosina de la cual se extrae líquido que se alimenta al agotador de Kerosina DA-102. En el agotador que cuenta con 4 platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos ligeros de la corriente por medio de la inyección en el fondo de vapor de agua de baja presión sobrecalentado.

En la sección de fraccionamiento Kerosina-Diesel, que es la tercera, se extrae líquido que se alimenta al agotador de Diesel DA-103. En este agotador que cuenta con 4 platos tipo válvula se eliminan los hidrocarburos de manera similar que en los agotadores anteriores. También, en esta sección se hace una extracción de calor mediante la bomba de recirculación de Diesel, GA-104/S, para enviarse al tren de precalentamiento, retornando dicha corriente a través de una válvula de control de flujo al plato 13 a una temperatura de 180 °C.

La cuarta y quinta sección de la torre equivalen al primer y segundo lechos empacados, y corresponden a la sección de fraccionamiento de Diesel-Gasóleo Pesado Atmosférico, así como a la sección de extracción de calor. Por la parte inferior del segundo lecho empacado, se extrae líquido por medio de la bomba de Gasóleo Pesado Atmosférico, BA-113/A, hacia dos destinos:

- La recirculación de Gasóleo Pesado Atmosférico al tren de intercambio, para retornar a control de flujo a la parte inferior del primer lecho a 185 °C, y
- Envío de Gasóleo Pesado Atmosférico, a control de flujo, a la línea de mezcla con el Gasóleo Pesado de Vacío de la DA-151, para ceder calor en el tren de precalentamiento.

El tercer lecho empacado es la zona de lavado, el cual es alimentado de la sección inferior del segundo lecho empacado. El líquido que sale de esta zona es conducido a la zona de agotamiento de residuo para descender hasta la zona de alimentación. La fracción líquida de la alimentación y el líquido que sale de la zona de lavado, descienden por los 5 platos de la zona de agotamiento, donde se ponen en contacto con el vapor de baja sobrecalentado que entra por el fondo de la torre, vaporizando material ligero disuelto en los hidrocarburos pesados.

La bomba de fondos, GA-103/S, extrae el Residuo Primario a una temperatura de 354 °C y lo envía al horno BA-151. (Dibujo A-EOPCAV-04 en el Anexo A).

3.3.5. Sección de Destilación al Vacío.

El Residuo Primario se destila al Vacío para evitar problemas de descomposición térmica, que se tendrían por las altas temperaturas de ebullición si se llevara el agotamiento a presión atmosférica. De la torre de Destilación al Vacío se obtienen Gasóleo Ligero y Pesado. Para lograr esto la torre opera a 15 mm de Hg.

El Residuo Primario de la Sección de Destilación Atmosférica se alimenta a 354 °C al horno BA-151 y se mezcla con un flujo controlado de vapor recalentado de baja presión (de 0.5 a 1 % peso) con el fin de incrementar su velocidad y reducir la formación de coque en cada uno de los serpentines.

El Residuo Primario sale del horno a 381 °C para alimentarse a través de la línea de “transfer” a la torre de Destilación al Vacío, a una temperatura de 375 °C y una vaporización del 20 % en peso.

La torre de Vacío opera a 15 mm de Hg en el domo y 30 mm de Hg en el fondo, con temperaturas de 120 °C y 364 °C, respectivamente.

El Gasóleo Ligero de Vacío se extrae del plato colector en la parte inferior del primer lecho a 175 °C. Esta corriente se divide en dos, una parte se envía al primer

enfriador de recirculación de Gasóleo Ligero de Vacío, EC-153, de donde sale a 80 °C como reflujo a la parte superior del lecho empacado de Gasóleo Ligero, la otra parte se envía a almacenamiento previo enfriamiento ó al tanque de balance de carga a la planta FCC.

El Gasóleo Pesado de Vacío se extrae del plato colector de esta sección con la bomba de Gasóleo Pesado de Vacío, GA-153/S. La descarga de la bomba se divide en 3 corrientes:

- Una corriente a control de flujo a la sección superior de la zona de lavado, con el fin de que entre en contacto con los vapores ascendentes para eliminar los contaminantes arrastrados de los hidrocarburos pesados y conducirlos con los líquidos que salen de esta zona.
- La corriente de extracción de calor (recirculación), que se envía a intercambiar calor al tren, para retornar a control de flujo a la sección superior a 191 °C, y
- La corriente de producto a mezcla con el Gasóleo Pesado Atmosférico, para su posterior envío al tren de precalentamiento de carga.

La fracción líquida de la alimentación y el líquido que desciende de la sección superior, caen a través de los platos de agotamiento, donde se ponen en contacto con el vapor de agua sobrecalentado, que se alimenta al fondo de la torre, vaporizando los ligeros que hay en el Residuo de Vacío.

El Residuo de Vacío que se obtiene de la torre DA-151 a una temperatura de 364 °C, se extrae con la bomba GA-151/S, para enviarlo a intercambiar calor con el Crudo. (Dibujo A-EOPCAV-05 en el Anexo A).

CAPITULO 4

4. DATOS Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO DE CARGA A LA PLANTA COMBINADA.

4.1. DATOS Y CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO.

En la caracterización de la mezcla de crudo estudiado para simular la Planta Combinada y los productos de la misma; se utilizaron los datos experimentales del Laboratorio de Control de la Superintendencia de Química de la Refinería de Minatitlán y mediante el uso del procedimiento de caracterización del crudo en el simulador Aspen-Hysys, éstos datos fueron convertidos a componentes hipotéticos para las fracciones pesadas (C_5^+), para los compuestos ligeros la lista incluye de C_1 a C_4 y el agua.

Las propiedades termodinámicas de la mezcla de crudo y sus productos se predicen eligiendo el modelo de la ecuación de Peng – Robinson el cual es aplicable en un amplio rango de condiciones de operación.

Ya que el objetivo del presente estudio es optimizar la red de intercambio del tren de precalentamiento de la planta Combinada, se consideran los datos de la Destilación Técnica correspondientes al mes de Enero del 2010 para la mezcla del crudo y cada uno de los productos. Además, se consideraron los datos de operación de la planta para efectuar la simulación y obtener las características de los productos destilados que intercambian calor. También, se considera la información de las hojas de datos de los equipos con el fin de tomar en cuenta sus parámetros de diseño.

En la Figura 1 y Figura 2 se muestran los datos de Destilación Técnica para la Caracterización del Crudo y el Análisis Cromatográfico de los incondensables, respectivamente, los cuales fueron utilizados para iniciar la simulación de la planta Combinada.


 REFINACIÓN SUBDIRECCIÓN DE PRODUCCIÓN REFINERÍA "GRAL LÁZARO CÁRDENAS"	DESTILACIÓN TÉCNICA CARACTERIZACIÓN MENSUAL FORMATO SDQ-E4			Fecha de emisión: 30/01/2010 Area Emisora: Laboratorio Experimental HOJA 1 DE 5		
	NOMBRE DEL CRUDO : CRUDO DE ENTRADA PROCEDENCIA : PRIMARIAS 1, 2, 3 Y 5 FECHA DE MUESTREO : FEBRERO 2010 (2)					
	TABLA No. 1 CARACTERÍSTICAS DEL CRUDO				DESTILACIÓN DEL CRUDO	
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	T B P	HEMPEL
Gravedad específica 20/4 °C	-----	ASTM D-1298	0.8757	0	25	22
Gravedad a 60 °F ó API	-----	ASTM D-287	29.4	5	79	70
Visc. Saybolt Universal a 21.1 °C	Seg.	ASTM D-445	119	10	114	100
Visc. Saybolt Universal a 37.8 °C	Seg.	ASTM D-445	61	15	138	135
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D-4007	0.05	20	163	164
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D-4006	0.0500	25	185	185
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D-473	0.015	30	230	218
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D-3230	16	35	254	253
Azufre	% Peso	ASTM D-4294	2.31	40	284	279
Cenizas	% Peso	ASTM D-482	0.07	45	313	305
Carbón Ramsbottom	% Peso	ASTM D-524	7.6	50	344	-
Presión Vapor Reid	Lb/Pulg ²	ASTM D-323	6.0	55	371	-
Temp. de Escurrimiento	°C	ASTM D-97	-36	60	406	-
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D-4868	19430	65	444	-
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D-3279	5.35	70	476	-
Factor de Caracterización	K	UOP- 375	11.9	75	529	-
Fierro	ppm	ASTM D-5863	0.49	80	-	-
Cobre	ppm	ASTM D-5863	0.02	85	-	-
Níquel	ppm	ASTM D-5863	26.04	90	-	-
Vanadio	ppm	ASTM D-5863	145.30	95	-	-
Sodio	ppm	ASTM D-5863	1.95	TFE	-	-
Calcio	ppm	ASTM D-5863	1.22	-	-	-
Magnesio	ppm	ASTM D-5863	0.05	DESTILADO A		*****
Potasio	ppm	ASTM D-5863	0.00	A 538 °C	76.0%	*****
Plomo	ppm	ASTM D-5863	-	DEST. HEMPEL VOLAT % V		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D-664	0.17			
Ácidos Nafénicos	ppm	UOP-565	-	185°C		25
Cloruros Orgánicos (1)	ppm	ASTM D-4929	-	205°C		28
H ₂ S	ppm	UOP-163	133.2	260°C		37
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D-2427	8.9	300°C		44
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	485	320°C		47

Figura 1 Destilación Técnica de la Caracterización del Crudo.


 PEMEX REFINACION SUBDIRECCIÓN DE PRODUCCIÓN REFINERÍA "GRAL. LÁZARO CÁRDENAS"	DESTILACIÓN TÉCNICA CARACTERIZACIÓN MENSUAL FORMATO SDQ-E4				Fecha de emisión: 30/01/2010					
					Area Emisora: Laboratorio Experimental					
					HOJA 2 DE 5					
NOMBRE DEL CRUDO :		CRUDO DE ENTRADA								
PROCEDENCIA :		PRIMARIAS 1, 2, 3 Y 5								
FECHA DE MUESTREO :		FEBRERO 2010 (2)								
TABLA No. 2										
PLAN DE DESTILACIÓN			TEMPERATURAS ° C		RENDIMIENTO					
CORTE	TFE ASTM °C	TBP CORTE	A S T M	%						
GAS LICUADO	HASTA BUTANOS			1						
NAFTA PRIMARIA	195	185	188	26						
KEROSINA LIGERA	250	240	256	7						
KEROSINA PESADA	282	270	284	6						
GLEO. LIG. PRIM.	T-90 %=345	371	T-90%=349	16						
GLEO. PES. PRIM.	450	423	455	7						
GLEO. LIG DE VAC.	532	500	534	12						
GLEO. PES. DE VAC.	565	538	*	2						
RESIDUO	TBP 538 °C+	----	----	23						
ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO										
ANÁLISIS	MÉTODO	INCONDEN.			GAS LICUADO		NAFTA PRIMARIA			
		% MOL	% P	% VL	% V. LIQ	% PESO	% MOL	% V. LIQ	% PESO	% MOL
C ₁		10.9	5.2	7.6	2.4	---	---	---	---	---
C ₂		33.1	29.4	36.2	1.0	---	0.3	---	---	---
C ₃		48.7	63.4	55.1	38.3	32.2	0.2	0.9	0.4	0.3
iC ₄		5.7	---	---	13.4	14.8	1.5	1.8	1.1	0.9
nC ₄		0.0	0.0	0.0	34.6	38.3	10.3	10.8	6.7	5.9
iC ₅		---	---	---	5.1	7.0	15.3	12.6	9.6	9.1
nC ₅		---	---	---	4.6	6.3	26.8	22.4	17.1	16.3
2,2DMC ₄		---	---	---	---	---	---	---	---	---
2MC ₅		---	---	---	---	---	---	---	---	---
3MC ₅		---	---	---	---	---	---	---	---	---
nC ₆		---	---	---	---	---	---	---	---	---
IMCC ₅		---	---	---	---	---	---	---	---	---
H ₂ S		---	---	---	---	---	---	---	---	---
CO ₂		1.6	2.1	1.1	---	---	---	---	---	---
AIRE		---	---	---	---	---	---	---	---	---
C ₆ + PES		---	---	---	0.6	1.4	45.6	51.5	65.0	67.5
C ₄ + PES		11.0								
		100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Figura 2 Análisis Cromatográfico de Incondensables.

Assay:Assay-2

Assay Definition

- Bulk Properties: **Used**
- Assay Data Type: **TBP**
- Light Ends: **Input Composition**
- Molecular Wt. Curve: **Not Used**
- Density Curve: **Not Used**
- Viscosity Curves: **Not Used**

TBP Distillation Conditions

Atmospheric Vacuum

Light Ends Handling & Bulk Fitting Options

Input Data

Bulk Props
 Light Ends
 Distillation

Assay Basis: **Liquid Volume**

Assay Percent	Temperature [C]
0.0000	25.00
5.0000	79.00
10.00	114.0
15.00	138.0
20.00	163.0
25.00	185.0
30.00	230.0
35.00	254.0
40.00	284.0
45.00	313.0
50.00	344.0
55.00	371.0
60.00	406.0
65.00	444.0
70.00	476.0
75.00	529.0

Table is Ready

Input Data | Calculation Defaults | Working Curves | Plots | Correlations | User Curves | Notes

Delete | Name: **Assay-2** | Assay Was Calculated | Calculate

Assay:Assay-2

Assay Definition

- Bulk Properties: **Used**
- Assay Data Type: **TBP**
- Light Ends: **Input Composition**
- Molecular Wt. Curve: **Not Used**
- Density Curve: **Not Used**
- Viscosity Curves: **Not Used**

TBP Distillation Conditions

Atmospheric Vacuum

Light Ends Handling & Bulk Fitting Options

Input Data

Bulk Props
 Light Ends
 Distillation

Light Ends Basis: **Liquid Volume %**

Light Ends	Composition	NBP [C]
Methane	7.600e-002	-161.5
Ethane	0.3620	-88.60
Propane	0.5510	-42.10
i-Butane	0.0000	-11.73
n-Butane	0.0000	-0.5020
i-Pentane	0.0000	27.88
n-Pentane	0.0000	36.06
n-Hexane	0.0000	68.73
n-Heptane	0.0000	98.43
n-Octane	0.0000	125.7
n-Nonane	0.0000	150.8
n-Decane	0.0000	174.1
H2O	0.0000	100.0
H2S	0.0000	-59.65
CO2	1.100e-002	-78.55

Percent of Light Ends in Assay: **1.0000**

Input Data | Calculation Defaults | Working Curves | Plots | Correlations | User Curves | Notes

Delete | Name: **Assay-2** | Assay Was Calculated | Calculate

Figura 3 Datos de la Destilación Técnica de Laboratorio trasladados al simulador Hysys para iniciar la caracterización del crudo.

En la Figura 3 se muestran las “ventanas” en las que se introducen los datos de laboratorio para caracterizar el crudo en el simulador Aspen-Hysys..

En la Tabla 1 y Tabla 2 se muestran los valores de las corrientes principales en BPD de la planta Combinada (datos de planta) y las temperaturas de entrada y salida a los equipos principales, y equipos del tren de precalentamiento, respectivamente.

Tabla 1 Corrientes Principales de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2

CORRIENTE	BPD
Carga	53920
Incondensables	539
Gasolina Despuntada	6844
Gasolina Fraccionada	3524
Nafta Pesada	5697
Kerosina	3753
Diesel	3515
Gasóleo Pesado	6020
Residuo atmosférico	24047

Tabla 2 Temperaturas de entrada y salida a los equipos principales y equipos del tren de precalentamiento

TEMPERATURA	°C
Entrada a la planta	30
Entrada a EA-117 y EA-102	79
Salida de EA-117	95
Salida de EA-102 y entrada a EA-130 y EA-104 B	102
Salida de EA-130 y EA-104 B; y entrada a EA-104	112
Entrada a PA-101	120
Salida de PA-101 y entrada a EA-107	120
Salida de EA-107 y entrada a EA-132	127

TEMPERATURA	°C
Salida de Ea-132 y entrada a EA-108 y EA-108 A	135
Salida de EA-108 y EA-108 A; y entrada a EA-109 A/B y EA-109 C/D	159
Salida de EA-109 A/B y EA-109 C/D; y entrada a 106 A/B	187
Salida de EA-106 A/B y entrada a EA-116 A/B	201
Salida de EA-116 A/B y entrada a la Despuntadora DA-100	209
Salida del fondo de la Despuntadora DA-100 y entrada a EA-110 A/B y EA-110 C/D	198
Salida de EA-110 A/B y EA-110 C/D y entrada al horno BA-101	211
Salida Horno BA-101	360
Entrada al Horno BA-151	354
Salida Horno BA-151	375

4.2. SIMULACIÓN DE LA PLANTA COMBINADA Y CARACTERIZACIÓN DE LOS PRODUCTOS.

Con los datos obtenidos se simula la planta Combinada ajustando el flujo de las extracciones laterales y los reflujos de las bombas de calor tanto en la torre de destilación atmosférica como en la de vacío.

Actualmente las torres de Destilación Atmosférica y de Vacío han sido empacadas en varias secciones modificando su diseño original de platos con el fin de lograr una mejor eficiencia en la separación de productos y ya que el objetivo del presente trabajo es la evaluación del tren de precalentamiento y no el comportamiento hidráulico de las torres, se consideró el número de platos originales con una eficiencia del 60 %, posteriormente se compararon los datos de destilación de los productos obtenidos de la simulación contra los datos de las curvas de destilación técnica de laboratorio para los productos que intervienen en la transferencia de calor al crudo que se va precalentando, con el fin de efectuar su validación.

En las Tabla 3 y Tabla 4 se muestran los datos puntuales los productos obtenidos de la destilación técnica de laboratorio y los datos de destilación obtenidos de los productos en el simulador Aspen-Hysys, respectivamente.

Tabla 3 Destilación Técnica de los Productos obtenidos en el laboratorio

Destilación %	ASTM D86				ASTM D1160	
	Gasolina °C	Nafta Pesada °C	Kerosina °C	Diesel °C	Gasol Prim. °C	GLV °C
0	43	191	221	260	351	378
5	64	196	230	269	367	405
10	74	198	231	270	374	420
15	82	199	232	271	379	435
20	89	201	233	272	383	441
25	96	202	235	277	385	446
30	102	203	236	287	391	452
35	108	205	237	291	393	456
40	113	207	239	299	395	460
45	118	209	240	301	397	465
50	123	210	242	302	399	469
55	128	212	245	306	404	474
60	133	214	247	309	406	479
65	137	216	250	313	410	483
70	143	219	252	316	413	489
75	148	221	256	320	417	497
80	154	225	259	327	423	504
85	159	229	264	336	427	511
90	166	234	269	349	434	522
95	175	242	277	359	445	531
98	188	256	284	370	455	534

Tabla 4 Destilación Técnica de los Productos obtenidos con el simulador Aspen-Hysys

Destilación %	ASTM D86				ASTM D1160	
	Gasolina °C	Nafta Pesada °C	Kerosina °C	Diesel °C	Gasol Prim. °C	GLV °C
0	-25.0	11.1	-15.5	141.6	300.4	317.9
1	-8.4	35.8	3.4	148.7	307.1	334.1
2	7.0	66.3	20.9	153.9	311.4	345.7
3.5	28.2	71.0	44.5	157.5	313.9	353.5
5	47.0	75.2	64.2	160.0	317.4	360.2
7.5	63.9	81.3	68.3	163.6	319.9	366.8
10	67.0	86.3	72.2	165.5	323.2	372.1
12.5	70.0	90.7	75.9	168.5	326.3	376.7
15	72.9	94.5	79.4	169.8	329.2	381.2
17.5	75.7	97.9	82.7	171.0	331.8	385.4
20	78.4	100.9	85.8	172.2	334.3	389.5
25	83.8	106.0	91.7	174.3	338.9	397.1
30	88.9	110.3	97.1	176.0	343.1	404.1
35	94.0	114.0	102.1	177.7	347.2	410.5
40	99.0	117.2	106.7	179.6	351.1	416.5
45	103.8	120.1	111.0	181.7	354.9	422.4
50	108.5	122.7	115.0	184.1	358.9	428.4
55	113.0	125.2	118.7	187.1	363.5	434.6
60	117.4	127.6	122.1	190.6	369.1	440.6
65	121.7	130.0	125.5	194.7	375.7	445.7
70	126.2	132.5	129.1	199.5	383.3	450.8
75	131.2	135.6	133.1	204.7	392.4	456.3
80	137.3	139.6	138.0	210.2	403.2	462.8
85	144.8	143.6	144.1	216.4	416.8	472.5
90	152.8	149.9	152.0	223.3	436.3	484.3
92.5	157.6	154.4	155.3	227.7	448.5	489.3
95	164.4	157.8	161.8	232.5	458.6	493.4
96.5	167.5	161.9	165.4	236.1	471.0	495.2
98	174.8	167.0	172.0	240.1	488.0	496.8
99	181.5	171.1	178.0	243.2	500.7	497.5
100	190.0	175.8	185.6	246.7	514.2	497.9

En la Figura 4 a la Figura 9 se muestran las curvas de los productos obtenidas en la simulación (destilaciones ASTM-D86 y ASTM-D1160) y las curvas de los productos obtenidos de la destilación técnica con fines comparativos. Se observa que las fracciones obtenidas del simulador siguen la tendencia de las curvas obtenidas de los productos de la destilación técnica del crudo. Se debe tener en cuenta que los datos de ésta destilación de laboratorio son datos en el límite superior (máxima agotamiento del crudo).

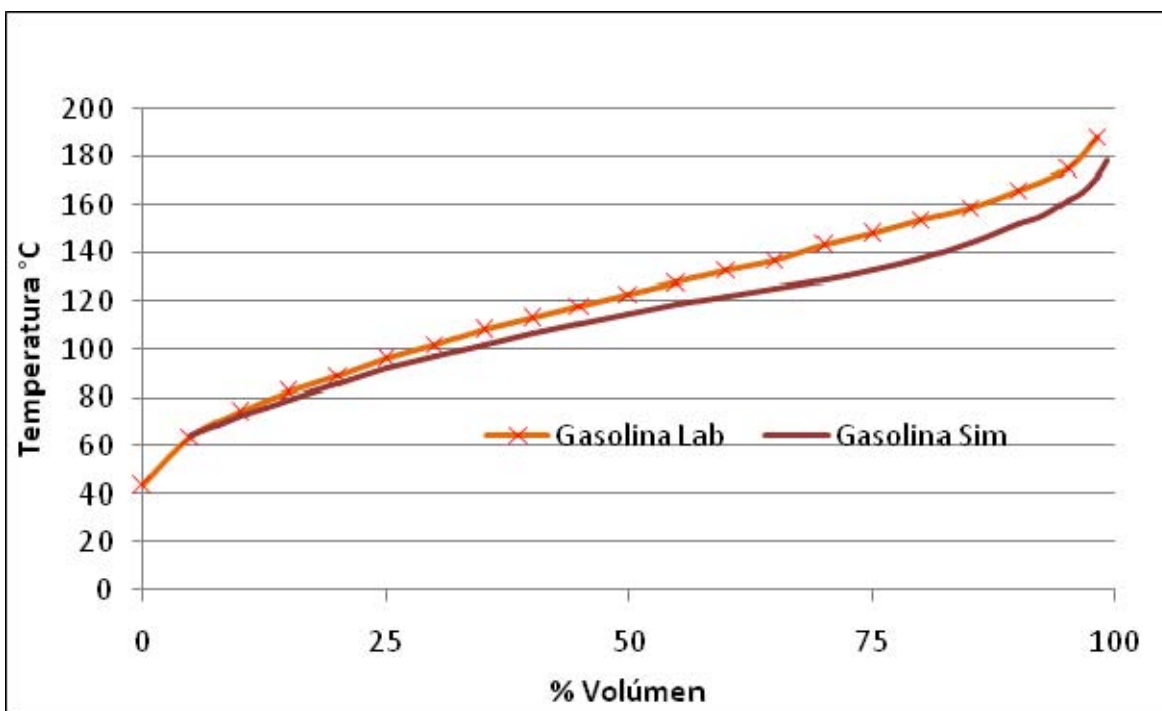


Figura 4 Comparativo Gasolina

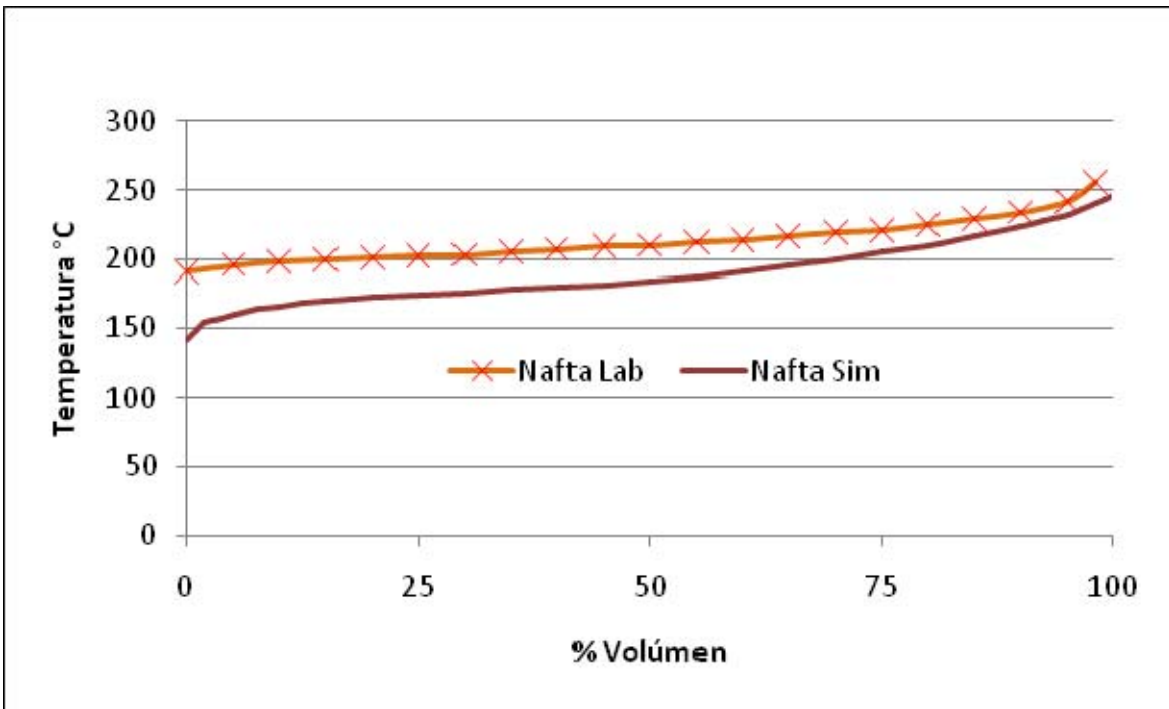


Figura 5 Comparativo Nafta Pesada

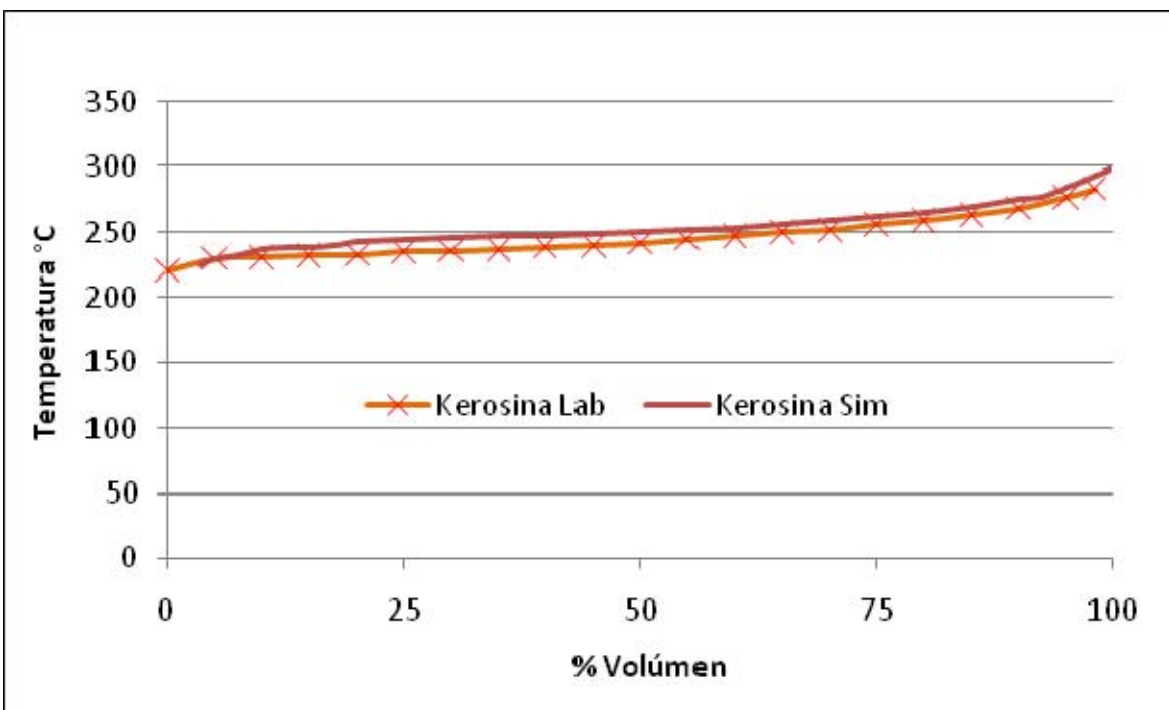


Figura 6 Comparativo Kerosina

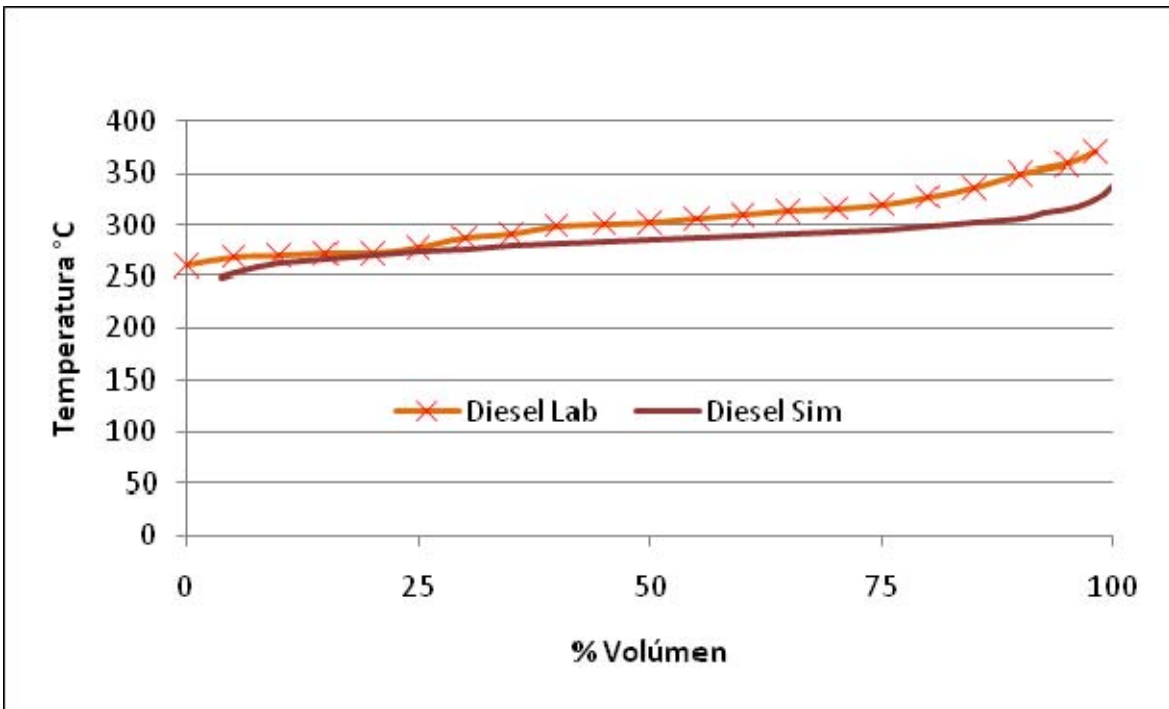


Figura 7 . Comparativo Diesel

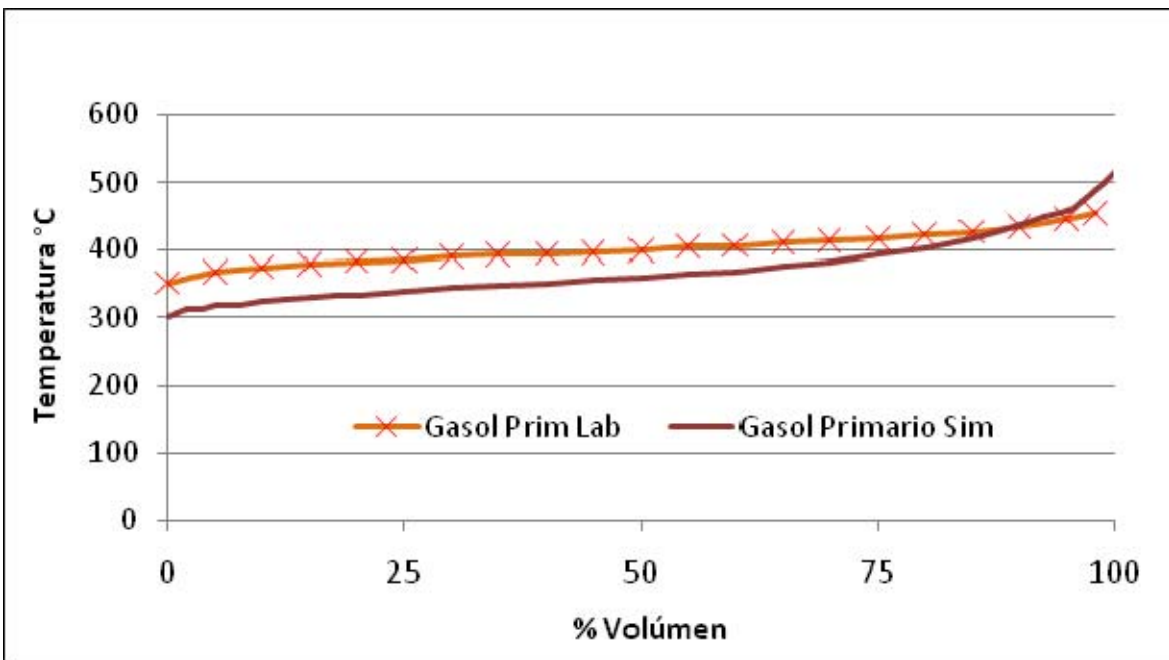


Figura 8 Comparativo Gasol Primario

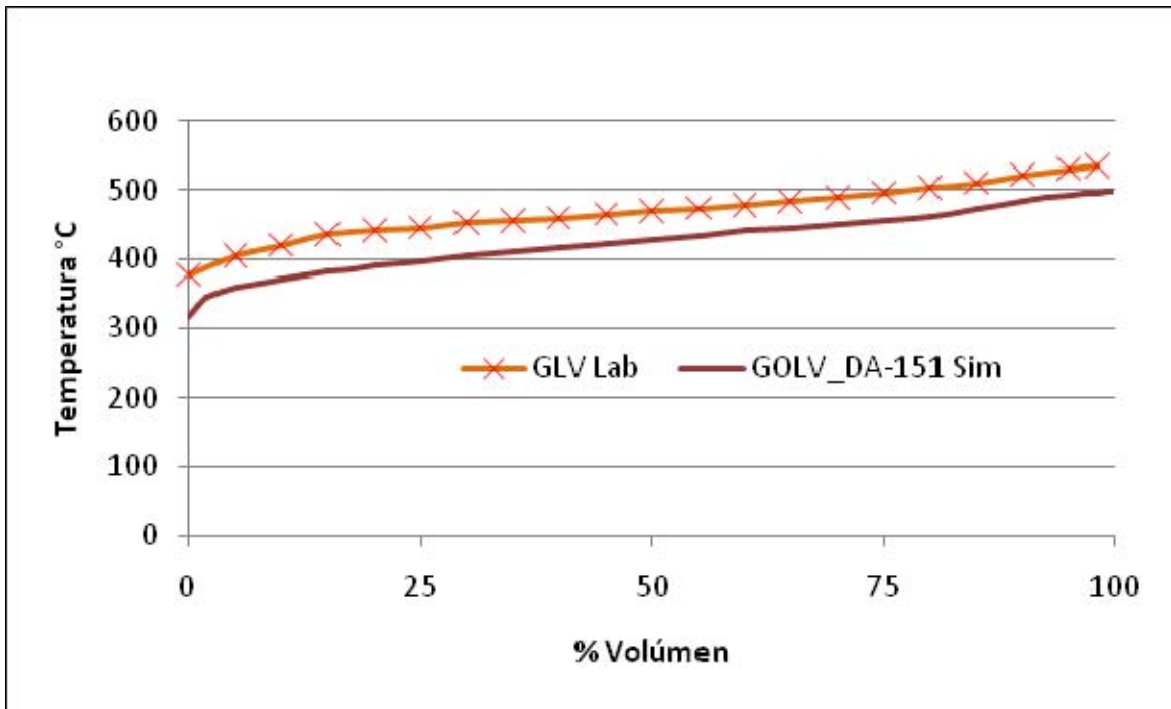


Figura 9 Comparativo Gasol TAV

En la ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia. se muestra el esquema de simulación utilizado para representar la planta Combinada.

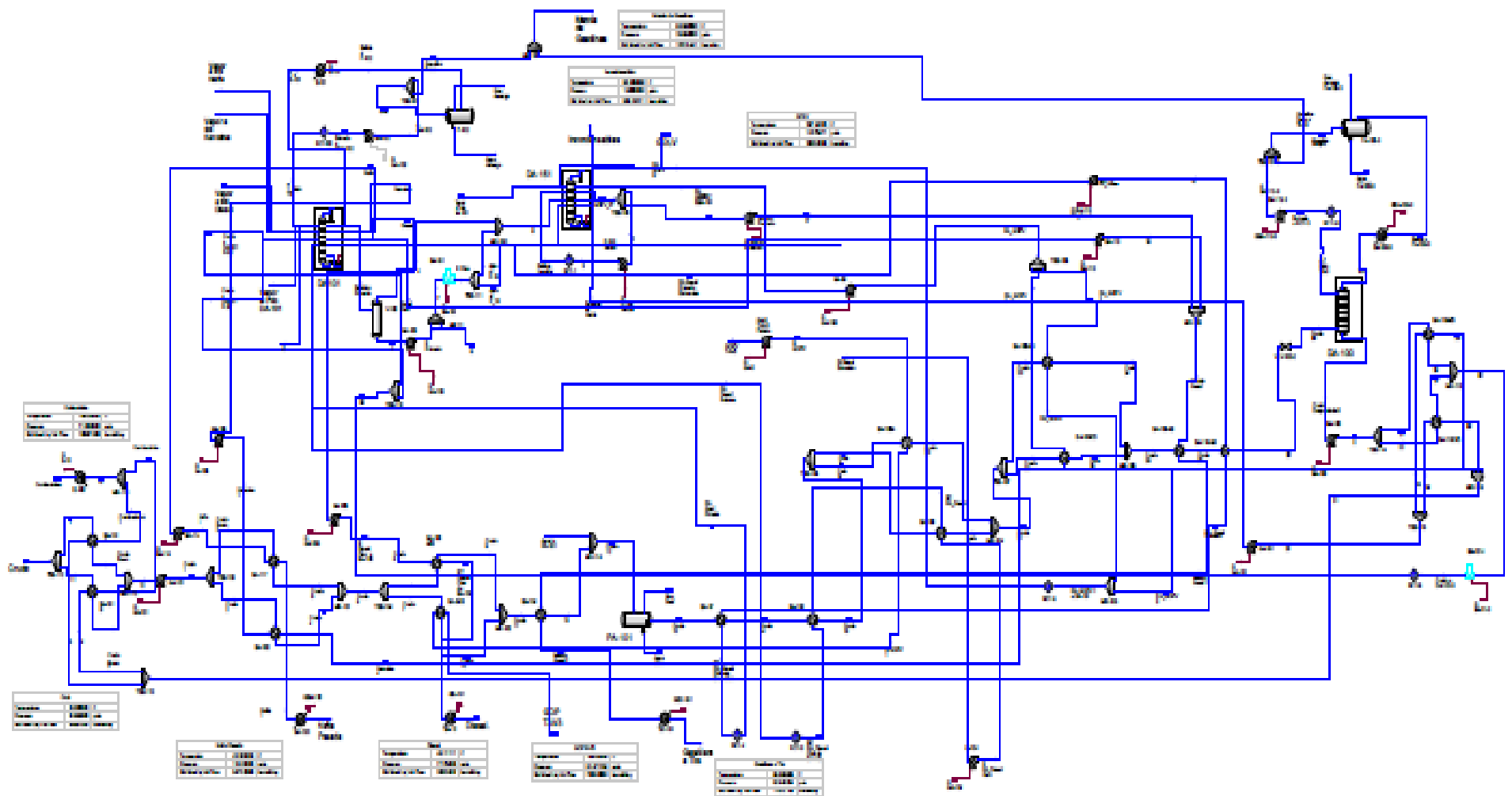


Figura 21 Esquema de la Planta Combinada en el simulador Hysys para caracterizar las fracciones de productos.

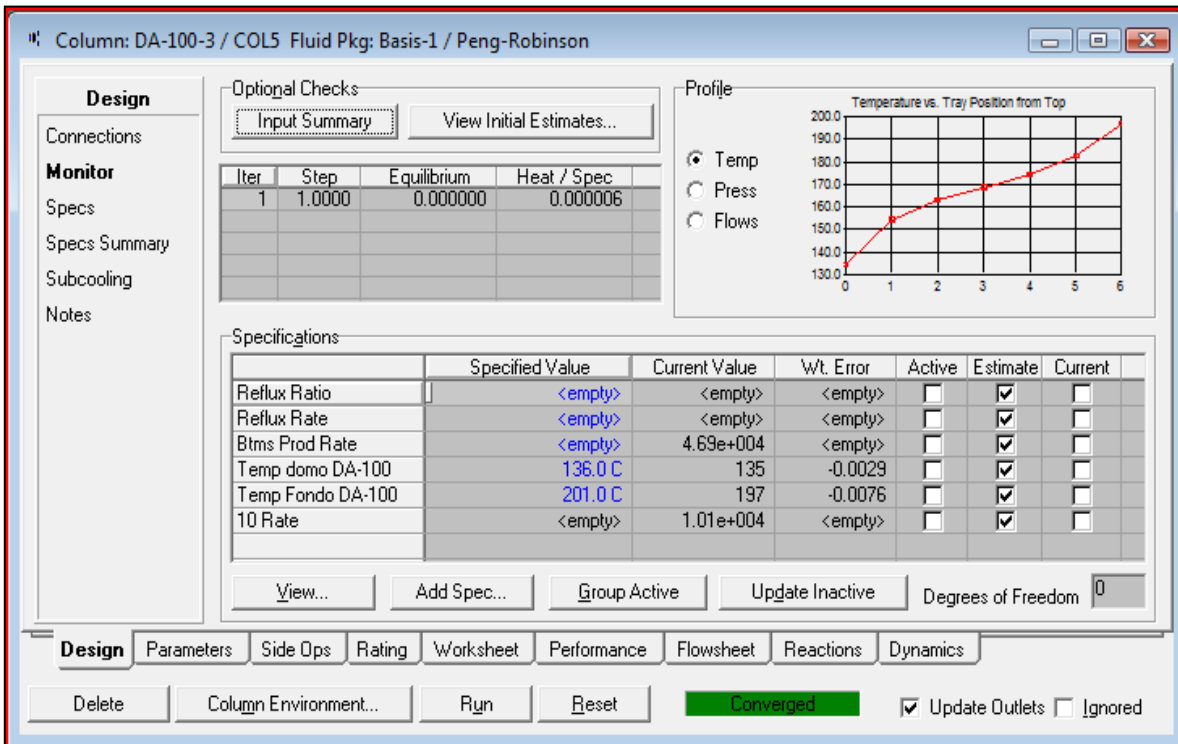
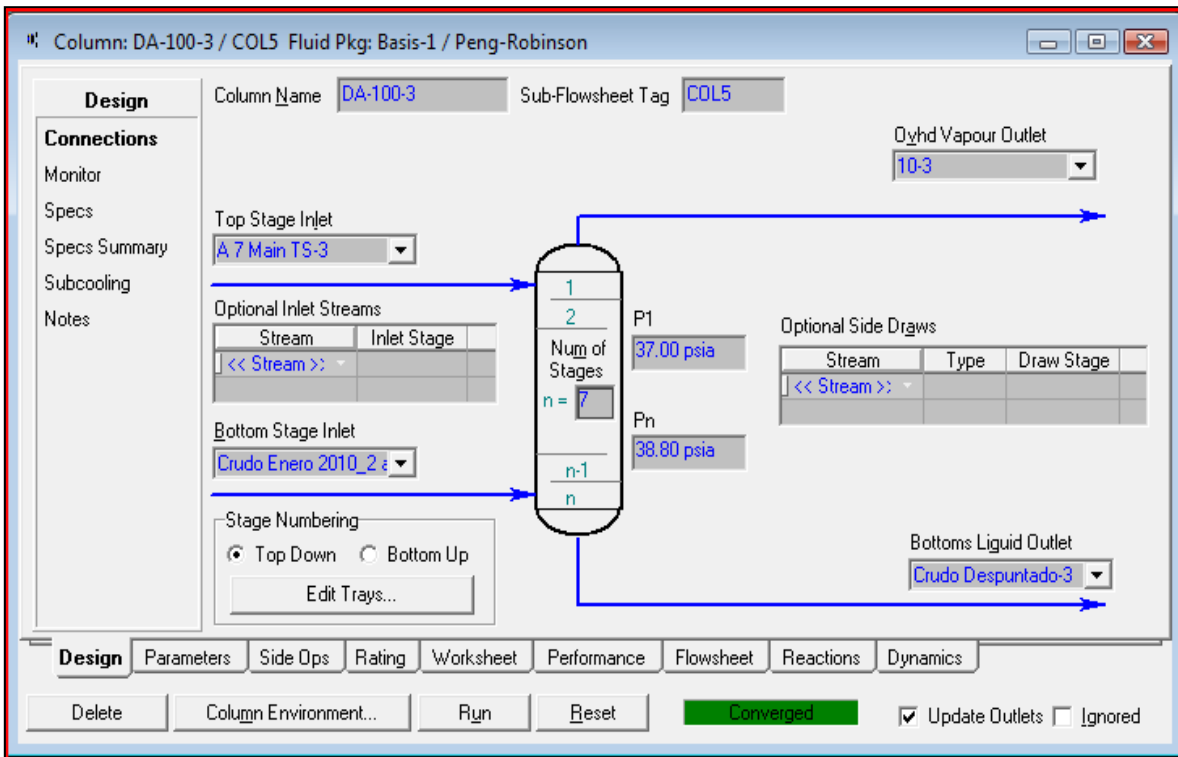


Figura 10 Especificaciones para la torre DA-100.

Column: DA-101 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Column Name: DA-101 Sub-Flowsheet Tag: COL1

Design

Connections

Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Inlet Streams

Internal Stream	External Stream	Inlet Stage	Transfer Basis	Split
Vapor a SS Nafta	Vapor a SS Nafta	4_SS Nafta	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor a SS Keros	Vapor a SS Keros	4_SS Kerosir	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor a SS Diesel	Vapor a SS Diesel	4_SS Diesel	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
a 1_Main TS	a 1_Main TS	1_Main TS	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
5	Vapor al Fdo L	31_Main TS	P-H Flash	<input checked="" type="checkbox"/>

Stage Numbering
 Top Down
 Bottom Up
 Edit Trays...
 Split Inlets

Outlet Streams

Internal Stream	External Stream	Outlet Stage	Type	Transfer Basis
Residuo Primario	Residuo Prima	32_Main TS	L	P-H Flash
Nafta	Nafta	4_SS Nafta	L	P-H Flash
Kerosina	Kerosina	4_SS Kerosir	L	P-H Flash
Diesel	Diesel	4_SS Diesel	L	P-H Flash
F a E-101	F a E-101	1_Main TS	V	P-H Flash
Gasol Prim de SS	Gasol Prim	4_SS Gasol f	L	P-H Flash

dP Top:
 P Top: 32.15 psia
 dP Bot: <empty>
 P Bot: 33.80 psia

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset Converged Update Outlets Ignored

Column: DA-101 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design

Connections
Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Optional Checks
 Input Summary View Initial Estimates...

Iter	Step	Equilibrium	Heat / Spec
1	0.0000	0.000001	0.000482

Profile
 Temp
 Press
 Flows

Specifications

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
SS Nafta Prod Flow	5470 barrel/day	5.47e+003	0.0001	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
SS Kerosina Prod Flow	3650 barrel/day	3.65e+003	0.0009	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
SS Diesel Prod Flow	3500 barrel/day	3.50e+003	0.0002	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Gasol Prim Prod Flow	5600 barrel/day	5.60e+003	-0.0005	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
Domo Temperatura DA-101	139.0 C	138	-0.0029	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Btms Prod Rate	2.624e+004 barrel/day	2.50e+004	-0.0468	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Temperatura Fondo	350.0 C	353	0.0058	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Ratio	<empty>	<empty>	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Reflux Rate	<empty>	<empty>	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
Vap Prod Rate	<empty>	<empty>	<empty>	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
PA Diesel Extraccion Ra	8580 barrel/day	8.58e+003	-0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA Gasol Primario Extrac	7600 barrel/day	7.60e+003	0.0001	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

View... Add Spec... Group Active Update Inactive Degrees of Freedom 0

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset Converged Update Outlets Ignored

Figura 11 Especificaciones para la torre DA-101.

Column: DA-151 / COL3 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Column Name: **DA-151** Sub-Flowsheet Tag: **COL3**

Design

Connections

Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Inlet Streams

Internal Stream	External Stream	Inlet Stage	Transfer Basis	Split
4	Reflujo Lavado	8_TS-1	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor al Fdo DA-	Vapor al Fdo L	18_TS-1	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Alim al P_18	Alim al P_18	18_TS-1	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
8	8	15_TS-1	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
PA GOPV Return	PA GOPV Ret	5_TS-1	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
** New **	<< Stream >>			

Stage Numbering
 Top Down
 Bottom Up
 Edit Trays...
 Split Inlets

Outlet Streams

Internal Stream	External Stream	Outlet Stage	Type	Transfer Basis
Incondensables	Incondensable	1_TS-1	V	P-H Flash
Residuo de Vacío	Residuo de Va	18_TS-1	L	P-H Flash
GOLV_P4	GOLV_P4	4_TS-1	L	P-H Flash
GOPV_P7	GOPV_P7	7_TS-1	L	P-H Flash
PA_GOLV_Q-Coc	<< Stream >>	PA_GOLV_Co	Q	None Req'd
PA GOPV Extrac	PA GOPV Extr	7_TS-1	L	P-H Flash
** New **	<< Stream >>			

dP Top:
 P Top: **1.900 psia**
 dP Bot:
 P Bot: **2.000 psia**

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Column: DA-151 / COL3 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design

Connections
Monitor
Specs
Specs Summary
Subcooling
Notes

Optional Checks
 Input Summary View Initial Estimates...

Iter Step Equilibrium Heat / Spec

1	1.0000	0.000000	0.000001
---	--------	----------	----------

Profile
 Temp
 Press
 Flows

Specifications

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Active	Estimate	Current
GOLV_P4 Rate	1900 barrel/day	1.90e+003	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
GOPV_P7 Rate	9400 barrel/day	9.40e+003	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_GOLV_Rate(Pa)	5000 barrel/day	5.00e+003	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA_GOLV_TRet(Pa)	55.00 C	55.0	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
PA GOPV Extraccion Ra	1.300e+004 barrel/day	1.30e+004	0.0000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>

View... Add Spec... Group Active Update Inactive Degrees of Freedom **0**

Design Parameters Side Ops Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Delete Column Environment... Run Reset **Converged** Update Outlets Ignored

Figura 12 Especificaciones para la torre DA-151.

En la Figura 10, Figura 11 y Figura 12 se muestran los esquemas de conexiones y restricciones utilizados para la simulación total de la planta Combinada.

La planta cuenta con una torre Despuntadora, DA-100, la cual se introduce al simulador Aspen-Hysys como un Absorbedor y se especifican básicamente el número de platos, la presión de operación y la ubicación del plato de alimentación, la corriente de gases del domo pasa a un sistema externo de condensador - separador de 3 fases – bomba, para ser retornado como reflujo y mantener la temperatura del domo. Una torre atmosférica, DA-101, la cual se introduce como un Absorbedor con Reflujo la cual requiere que se especifiquen el número de platos, la presión de operación, la temperatura del condensador o del domo, todas las corrientes de extracción laterales, así como la ubicación del plato de alimentación. Inicialmente se toma en cuenta que en el domo se tiene un condensador y un separador en 3 fases (posteriormente éste es eliminado para instalar una estructura externa de condensador - separador de 3 fases - bomba de reflujo al domo para un mejor ajuste de la temperatura del domo de la torre fraccionadora). También, se instalan 3 Agotadores de vapor directo y 2 reflujo laterales internos.

Una torre de Vacío, DA-151, la cual es instalada como un Absorbedor especificando las mismas variables que en el caso de la Despuntadora, pero adicionalmente se especifican las corrientes laterales; se instalan 2 reflujo laterales internos (el de gasóleo ligero se utiliza como reflujo al domo), las extracciones de los productos (una parte de la extracción de gasóleo pesado se retorna como reflujo lavador a través de un sistema de bomba externa con el fin de lavar los compuestos pesados de la corriente vaporizada de carga a la torre) y los gases del domo (incondensables) se manejan como una corriente de producto.

En la Figura 13, Figura 14 y Figura 15 se muestran los arreglos PFD de las torres DA-100, DA-101 y DA-151.

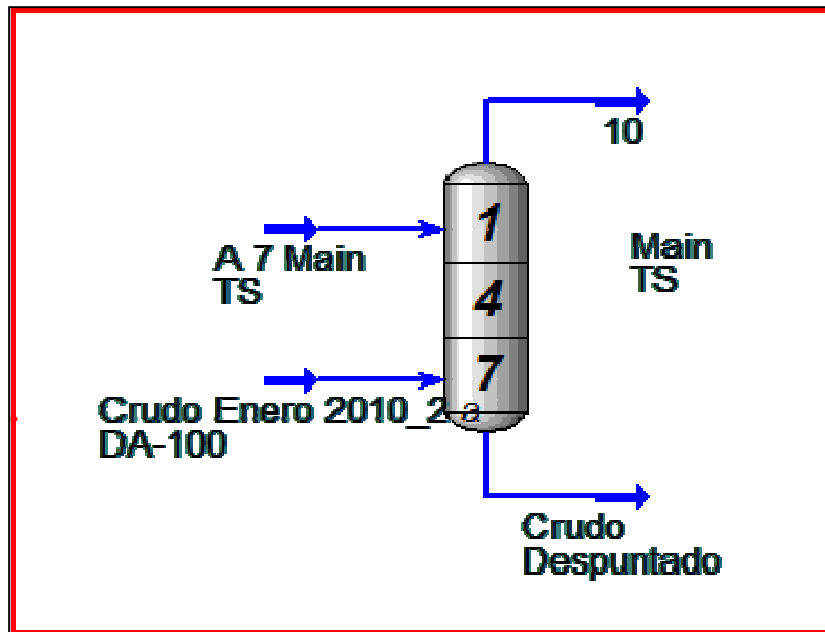


Figura 13 Arreglo PFD de la torre DA-100.

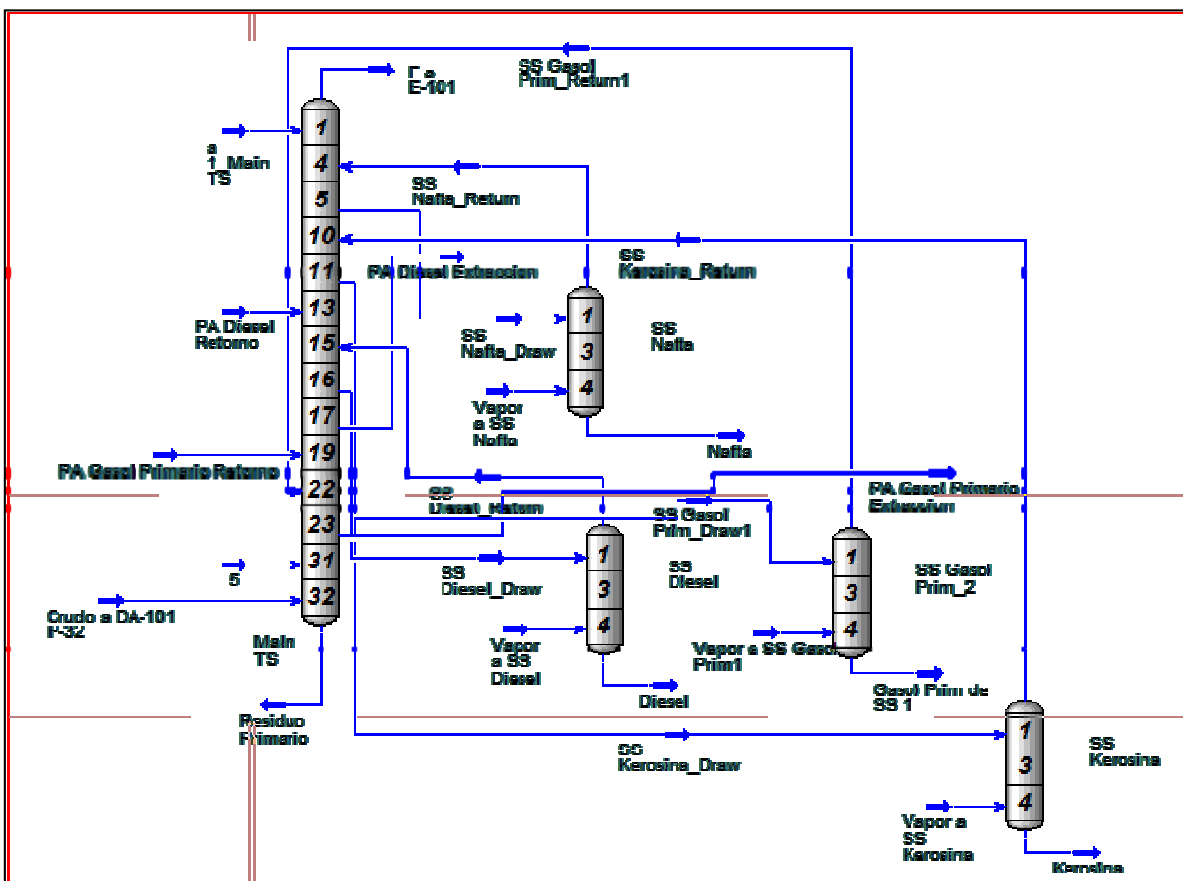


Figura 14 Arreglo PFD de la torre DA-101.

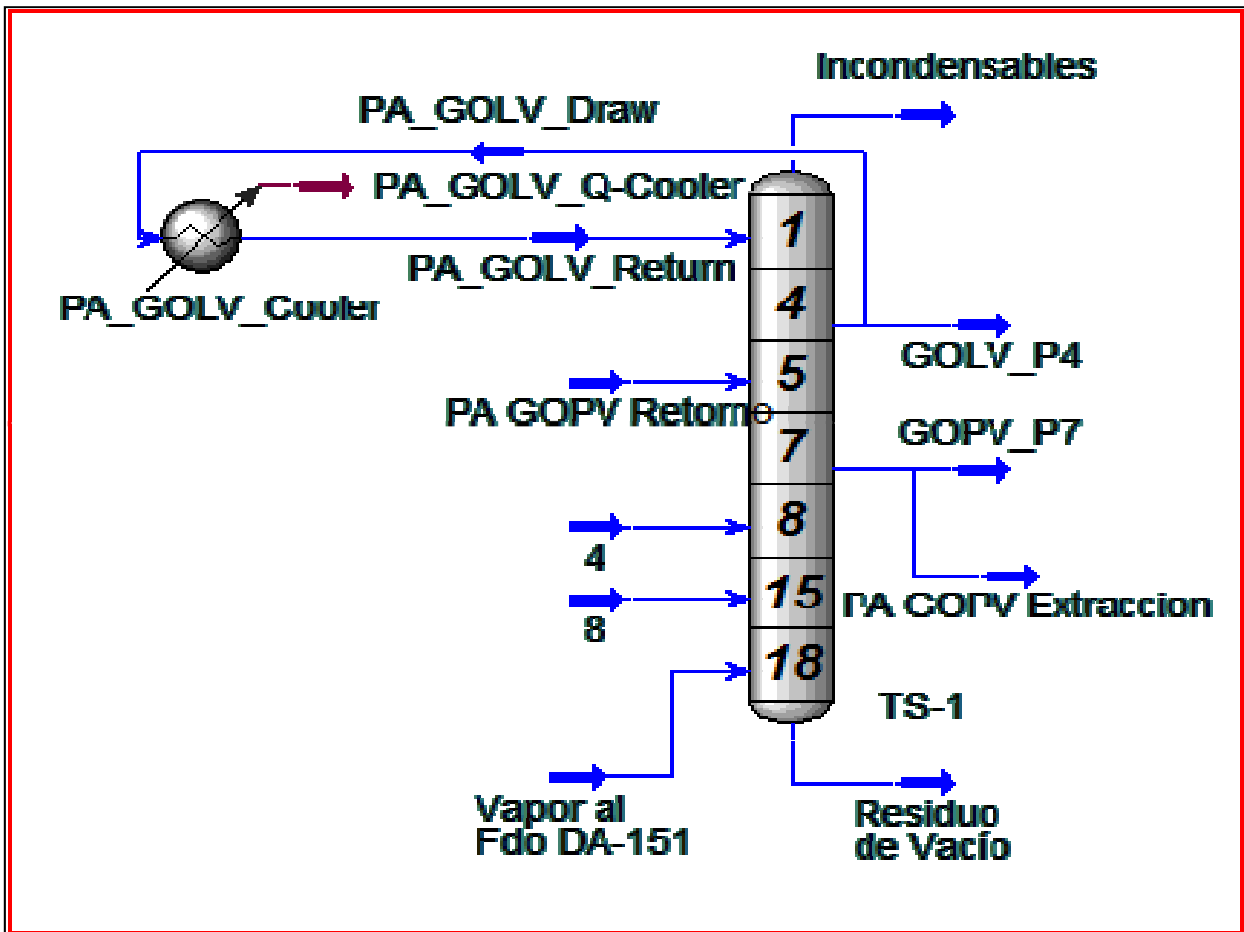


Figura 15 Arreglo PFD de la torre DA-151.

Los resultados de las corrientes caracterizadas (que se obtienen de cada una de las torres de destilación) que intervienen en la red de precalentamiento se utilizan para simular el arreglo de los intercambiadores de la planta Combinada.

En la **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** se muestra el esquema del tren de precalentamiento de la planta Combinada utilizado para establecer el Caso Base en el simulador Aspen Energy Analyzer para iniciar el análisis y optimización del mismo (siguiente capítulo).

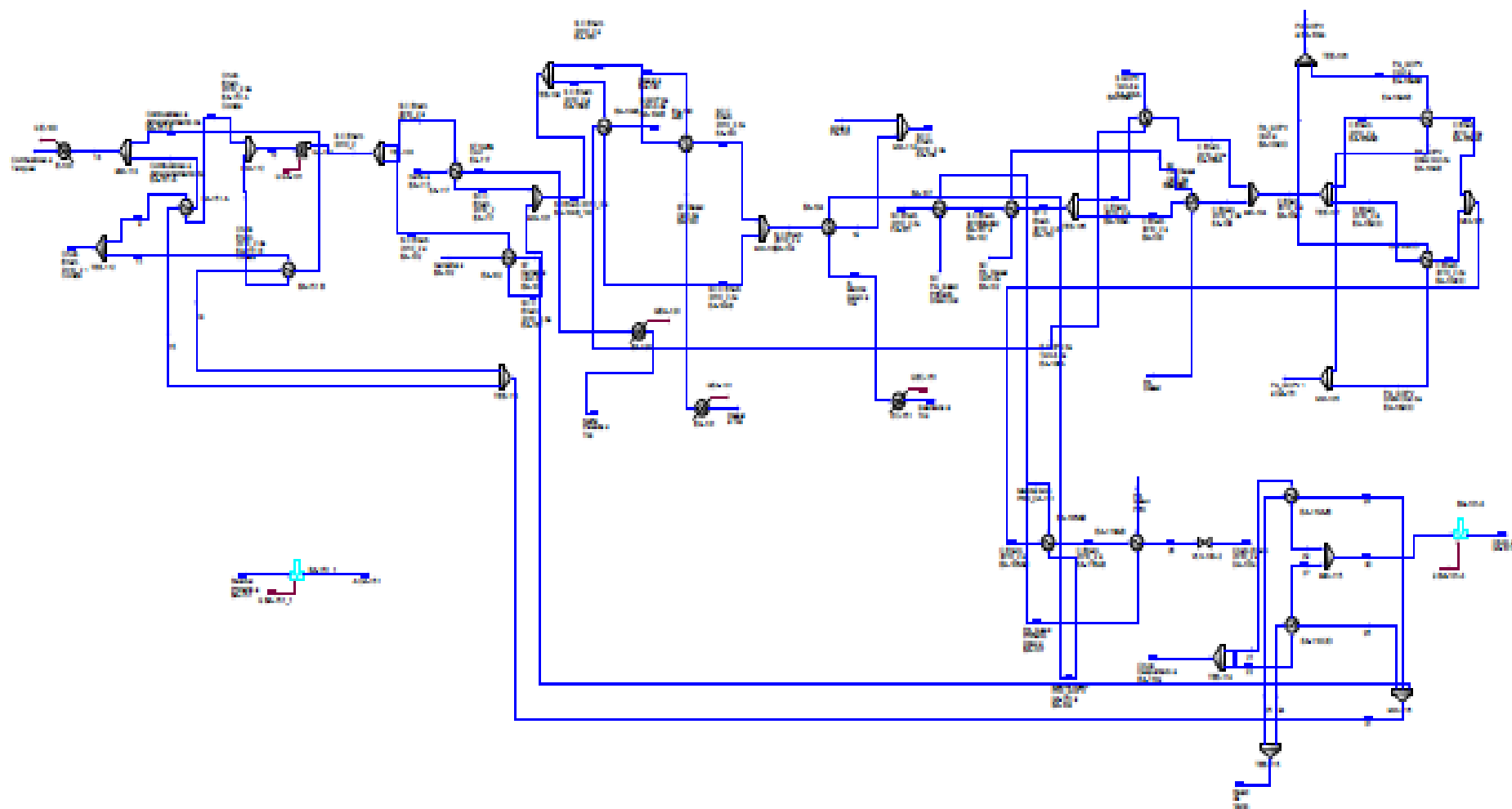


Figura 28. Esquema del Tren de Pre calentamiento simulado en Aspen-HYSYS para su exportación al Aspen Energy Analyzer.

En la Tabla 5 se muestra el comparativo entre los flujos de las corrientes obtenidas del simulador y los datos promedio de la planta Combinada. En los datos de los Gases de Despunte, el Gasóleo Primario y el GOPV (Gasóleo Pesado de Vacío DA-151) se observan las mayores desviaciones.

Para el caso de los Gases de Despunte de la planta el dato se estima como el 1 % de la carga de crudo a la planta; para el GOPV, se reducirá la desviación al 5.5 % considerando la mezcla de el GOLV y el GOPV.

Tabla 5 Comparativo de rendimientos entre los datos de planta y los datos del simulador

CORRIENTE	PROMEDIO ENERO, BPD	VALOR DE LA SIMULACIÓN, BPD	% ERROR
Gases Despunte	539.2	473.3	12.2
Gasolina Desp.	6844.0	6495.4	5.1
Gasolina Fracc.	3524.0	3720.0	5.6
Nafta	5697.0	5470.3	4.0
Kerosina	3753.0	3653.4	2.7
Diesel	3515.0	3500.6	0.4
Gasol. Primario	6020.0	5597.1	7.0
Residuo Primario	24047.0	25009.7	4.0
GOLV	1837.0	1900.0	3.4
GOPV	6539.0	6016.0	8.0
Residuo Vacío	15671.0	16334.0	4.2

En la Tabla 6 se muestra el comparativo de las temperaturas obtenidas del simulador y los datos promedio de la planta Combinada.

Tabla 6 Comparativo de temperaturas entre los datos de planta y los datos del simulador

CORRIENTE	PROMEDIO ENERO, °C	VALOR DE LA SIMULACIÓN, °C	% ERROR
Domo DA-100	136.0	134.5	1.1
Domo DA-101	139.0	137.6	1.0
Temp. Plato Nafta	178.0	185.0	3.9
Temp. Plato Kerosina	238.0	240.0	0.8
Temp. Plato Diesel	291.0	271.5	6.7
Temp. Plato Gasol. Primario	321.0	318.9	0.7
Residuo Primario	350.0	352.9	0.8
Domo DA-151	90.0	95.2	5.8
Temp. Plato GOLV	185.0	197.2	6.6
Temp. Plato GOPV	270.0	291.7	8.0
Residuo Vacío	357.0	366.4	2.6

Las desviaciones mayores de temperatura se observan en los platos la torre DA-151 (domo, plato de GOLV y plato de GOPV). Los resultados de la simulación se presentan en el Anexo B.

CAPITULO 5

5. PROPUESTA DE MEJORA EN EL REORDENAMIENTO DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO

5.1. RED DE INTERCAMBIO ACTUAL

La planta cuenta con una red de cambiadores que precalientan el crudo, proveniente de los tanques de almacenamiento, desde una temperatura de 30 °C hasta 209 °C a la entrada de la torre Despuntadora; la salida de la corriente del fondo de ésta torre nuevamente se precalienta hasta la entrada del Calentador Atmosférico para alimentar a la torre Fraccionadora a 360 °C; por último los fondos de ésta torre pasan a otro Calentador para alimentar la torre de Destilación al Vacío a 375 °C. En la Tabla 1 se relacionan los intercambiadores proceso – proceso, enfriadores y solo-aire, así como los calentadores a fuego directo con los que cuenta la planta, siendo éstos equipos los que se tomaron en cuenta para mejorar la recuperación de calor en el tren de precalentamiento. En la Tabla 2 se listan las corrientes consideradas.

Se consideran 16 unidades de intercambio proceso-proceso, un solo-aire, 2 enfriadores, 2 calentadores a fuego directo y las corrientes que los alimentan con el fin de disminuir la carga térmica a los calentadores a fuego directo.

Con la información de los diagramas de flujo de proceso, de las hojas de datos de los intercambiadores de calor y de los datos obtenidos de la simulación se obtienen los datos de la capacidad calorífica de las corrientes lo cual nos da una idea de las corrientes a combinar para una mejor recuperación de calor en el tren de precalentamiento re-ordenado.


La  muestra el esquema simplificado actual de los equipos involucrados en el análisis de la red de intercambio. Sólo se incluyen los equipos susceptibles de presentar una mejora en la recuperación de calor.

Tabla 1 Equipos considerados en la mejora de recuperación de calor de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.

EQUIPO	TIPO	LADO TUBO	T (°C) ENT/SAL	LADO CORAZA	T (°C) ENT/SAL	ÁREA INSTAL. (ft²)	Q (MMBtu/hr)
EA-104 B	P-P	GOPV de TAV-3	210.8/155.0	Crudo	94.6/111.8	1533.9	5.5
EA-110 C/D	P-P	Residuo de Vacío	366.3/337.7	Crudo Despuntado	197.9/210.2	4021.4	4.4
EA-130 A/B	P-P	Diesel	263.6/124.9	Crudo	94.6/114.9	7457.2	6.6
EA-151 A	P-P	Combustóleo	301.9/214.7	Crudo	30.0/78.3	9426.0	14.3
EA-151 B	P-P	Combustóleo	301.9/214.7	Crudo	30.0/78.3	9426.0	14.3
EA-116 A/B	P-P	Crudo	193.0/208.3	PA_Gasol Primario	322.6/224.1	5168.8	11.6
EA-106 A/B	P-P	Crudo	179.2/193.0	Mezcla Gasol Prim GOPV DA-151	283.3/222.8	8662.8	10.5
EA-110 A/B	P-P	Residuo de Vacío	366.3/337.7	Crudo Despuntado	197.9/210.2	4021.4	4.4
EA-102	P-P	Kerosina	219.7/98.88	Crudo	78.3/96.0	2891.2	5.7
EA-107	P-P	Crudo	120.5/126.6	PA_Gasol Primario	224.1/185.0	1156.0	4.3
EA-104	P-P	Mezcla Gasol Prim GOPV DA-151	222.8/158.9	Crudo	113.3/129.4	2881.5	10.7
EA-108 A	P-P	GOPV de TAV-3	275.0/210.8	Crudo	130.6/150.2	1533.9	6.9
EA-108	P-P	Crudo	130.6/156.1	PA_Diesel	276.2/204.5	1415.5	9.0
EA-109 C/D	P-P	Crudo	153.1/179.2	PA_GOPV DA-151	292.0/195.0	3351.9	9.7
EA-117	P-P	Nafta Pesada	167.4/94.26	Crudo	78.3/93.1	2514.4	4.7
EA-132	P-P	Crudo	126.6/130.6	PA_Diesel	204.5/181.0	3728.6	2.8
EC-151	E	Mezcla Gasol Prim GOPV DA-151	158.9/65.55	Aire	30.0/45.0	10419.5	13.7
E-100	E	Combustóleo	214.7/155.0	Agua	33.8/39.1	9426.0	18.1
EA-120	E	Agua Enfto.	33.0/33.84	Nafta	94.3/45.0	1760.0	2.9
BA-151	C	Residuo Primario	354.7/380.0	Calor	-	-	17.9
BA-101	C	Crudo Despuntado	210.2/360.0	Calor	-	-	130.0

TIPO: P – P Proceso – Proceso; **E** Enfriamiento; **C** Calentamiento.

**Tabla 2 Corrientes considerados en la mejora de recuperación de calor de la planta
Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.**

CORRIENTE	TIPO	T (°C) ENT.	T (°C) SAL.	Q (MMBtu/hr)
Kerosina	Caliente	219.7 157.0	157.0 98.9	5.7
PA GOPV DA-151	Caliente	292.0 240.7	240.7 195.0	19.4
Residuo Primario	Fría	354.7 379.9	379.9 380.0	17.9
PA Diesel	Caliente	276.2 231.8	231.8 181.0	11.8
Combustóleo	Caliente	301.9 231.8	231.8 155.0	46.7
Crudo	Fría	30.0 66.2 109.9	66.2 109.9 129.5	61.8
GOPV TAV-3	Caliente	275.0 217.2	217.2 155.0	12.4
Mez. Gols Prim_DA-151 a Tks	Caliente	283.3 172.3	172.3 65.6	34.9
Diesel a Tks	Caliente	263.7 154.2	154.2 46.1	9.8
PA Gasol Prim	Caliente	322.6 252.9	252.9 185.0	15.9
Residuo Vacío	Caliente	366.3	337.7	4.4
Residuo Vacío	Caliente	366.3	337.7	4.4
Crudo	Fría	120.5 161.5	161.5 208.3	64.5
Nafta Pesada a Tks	Caliente	167.4 108.9	108.9 45.0	7.6
Crudo Despuntado a DA-101	Fría	198.0 292.5 332.4	292.5 332.4 360.0	138.8

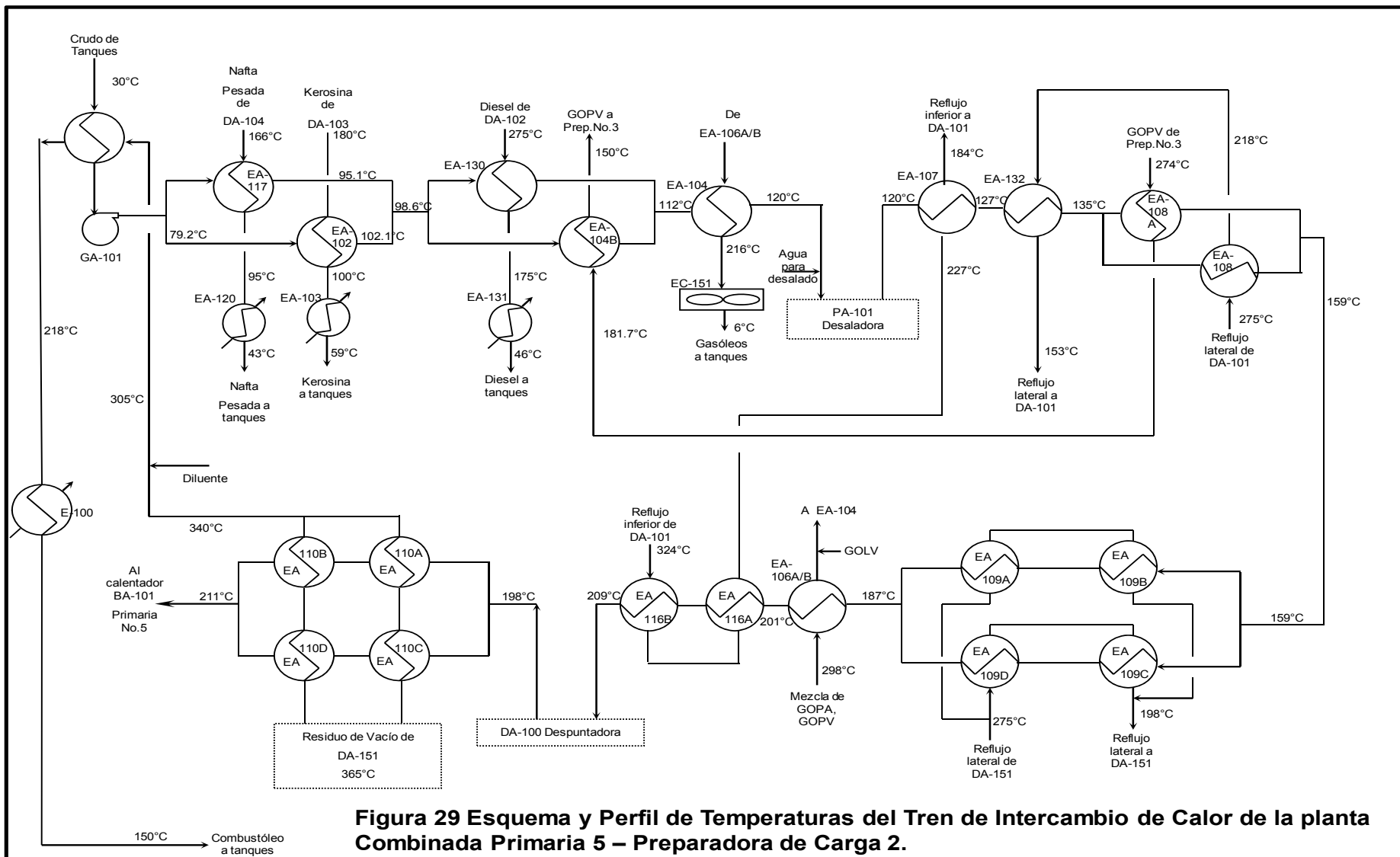


Figura 29 Esquema y Perfil de Temperaturas del Tren de Intercambio de Calor de la planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2.

5.2. ΔT MÍNIMA DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO.

La ΔT mínima se determina con la evaluación de las temperaturas de las corrientes de entrada y salida a los cambiadores proceso- proceso. Analizando los intercambiadores instalados en la planta se observó que el menor aproximado de temperatura (ΔT) es de 15 °C. En la Tabla 3 se presenta el análisis de todos los intercambiadores.

Tabla 3 ΔT mín de las corrientes en cada cambiador de calor proceso – proceso del tren de precalentamiento

EQUIPO	CORRIENTE CALIENTE		CORRIENTE FRÍA		ΔT_{\min} CALIENTE	ΔT_{\min} FRÍA
	T _{in}	T _{out}	T _{in}	T _{out}		
EA-104 B	210.9	155.0	94.6	111.8	99.0	60.4
EA-110 C/D	366.3	337.7	198.0	210.2	156.1	139.8
EA-130 A/B	263.7	125.0	94.6	114.9	148.8	30.4
EA-151 A	301.9	214.7	30.0	78.3	223.6	184.7
EA-151 B	301.9	214.7	30.0	78.3	223.6	184.7
EA-116 A/B	322.6	224.2	193.1	208.3	114.3	31.1
EA-106 A/B	283.3	222.9	179.3	193.1	90.2	43.6
EA-110 A/B	366.3	337.7	198.0	210.2	156.1	139.8
EA-102	219.7	98.9	78.3	96.0	123.7	20.6
EA-107	224.2	185.0	120.5	126.6	97.5	64.5
EA-104	222.9	159.0	113.4	129.5	93.4	45.6
EA-108 A	275.0	210.9	130.6	150.2	124.9	80.2
EA-108	276.2	204.5	130.6	156.2	120.1	73.9
EA-109 C/D	292.0	195.0	153.2	179.3	112.8	41.8
EA-117	167.4	94.3	78.3	93.1	74.3	15.9
EA-109 A/B	292.0	195.0	153.2	179.3	112.8	41.8
EA-132	204.5	181.0	126.6	130.6	73.9	54.4

5.3. REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO

Los requerimientos mínimos de servicios de enfriamiento y calentamiento se determinan mediante un análisis Pinch de las corrientes frías y calientes (proceso – proceso), para lo cual se elabora una curva compuesta con el simulador (Figura 1), la cual toma en cuenta dichas corrientes.

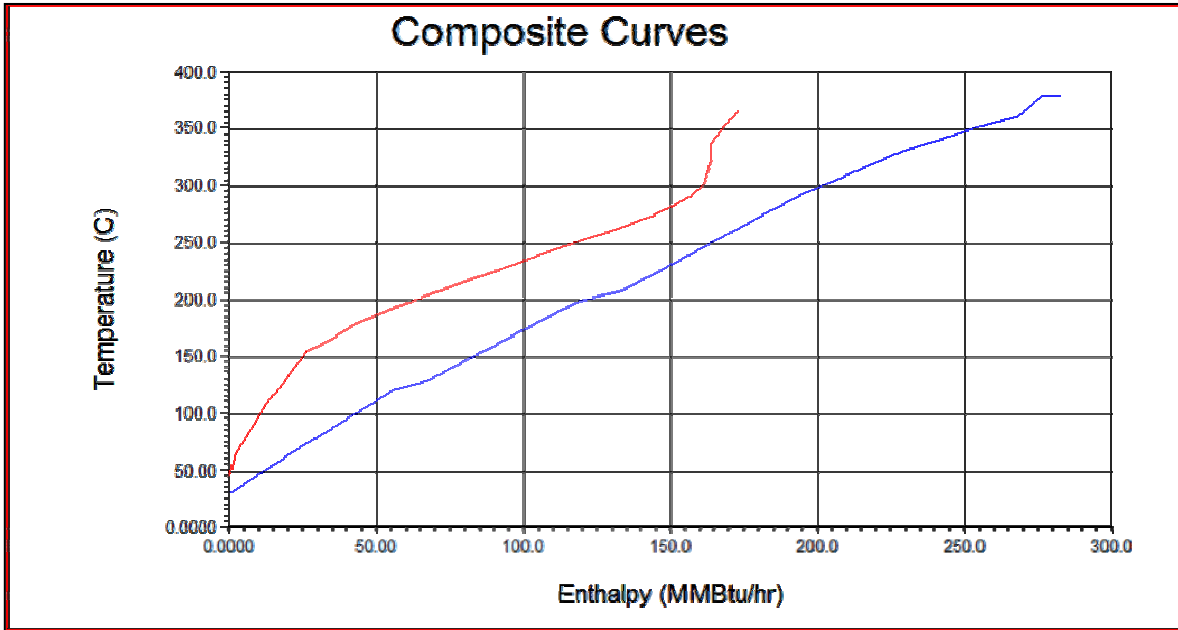


Figura 1 Curva Compuesta de los intercambiadores considerados en la propuesta de mejora de recuperación de calor de la planta Combinada.

Tabla 4 Requerimientos mínimos de enfriamiento y calentamiento

	MÍNIMOS (META)	ACTUALES
CALENTAMIENTO (MMBtu/hr)	109.9	147.9
ENFRIAMIENTO (MMBtu/hr)	0.0	37.9

De la Tabla 4 anterior se tiene que los requerimientos actuales de calentamiento son superiores en 34.58 % de los requerimientos mínimos por lo cual se visualiza una posible mejora mediante el re-ordenamiento y/o adición de equipos. De la misma manera se visualizan los requerimientos actuales de enfriamiento.

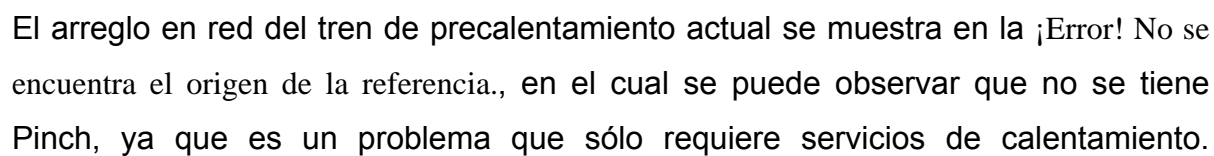
El arreglo en red del tren de precalentamiento actual se muestra en la . No se encuentra el origen de la referencia., en el cual se puede observar que no se tiene Pinch, ya que es un problema que sólo requiere servicios de calentamiento. También, se tiene que en la corriente de Combustóleo es necesario utilizar agua de enfriamiento para lograr una menor temperatura antes de enviar a almacenamiento; de manera similar en la corriente de mezcla de gasóleo primario y de vacío es necesario utilizar un enfriador de aire para alcanzar una menor temperatura previo a enviar a almacenamiento ó al tanque de balance de carga de la planta catalítica. Lo anterior son ejemplos puntuales de áreas de oportunidad en la recuperación de calor a lo largo del tren de precalentamiento, los cuales ya re-ordenados impactarán en un menor consumo de gas combustible en el horno BA-101. Del Caso Base en la simulación se obtienen los datos que nos muestran la relación de la carga de calentamiento y el área mínima en función de la variación de ΔT mínima, los datos se listan en la Tabla 5.

Tabla 5 Datos que muestran la dependencia de la Carga de Calentamiento – Área mínima calculada de la Curva Compuesta en función de la variación de ΔT mín

ΔT mín	Q (MMBtu/hr)	Área mín (ft ²)
1	109.9	45195.4
6	109.9	45195.4
11	109.9	45195.4
16	110.0	45108.0
21	110.5	44444.0
26	111.0	43880.0
31	111.5	43385.8
36	112.1	42883.4
41	113.3	41868.1
46	114.5	40972.2
51	115.7	40172.6
56	117.0	39452.4
61	118.4	38834.2
66	124.0	36716.5
71	129.4	35138.3
76	134.7	33936.7

ΔT_{\min}	Q (MMBtu/hr)	Área \min (ft ²)
81	139.3	33119.4
86	143.5	32484.5
91	147.3	31980.7
96	151.1	31530.6

Éstos datos se grafican (Figura 2) para dar una idea del área de oportunidad o “brecha” que existe entre el área mínima - transferencia de calor requeridas y el tren de precalentamiento instalado –área actual– (representado puntualmente).

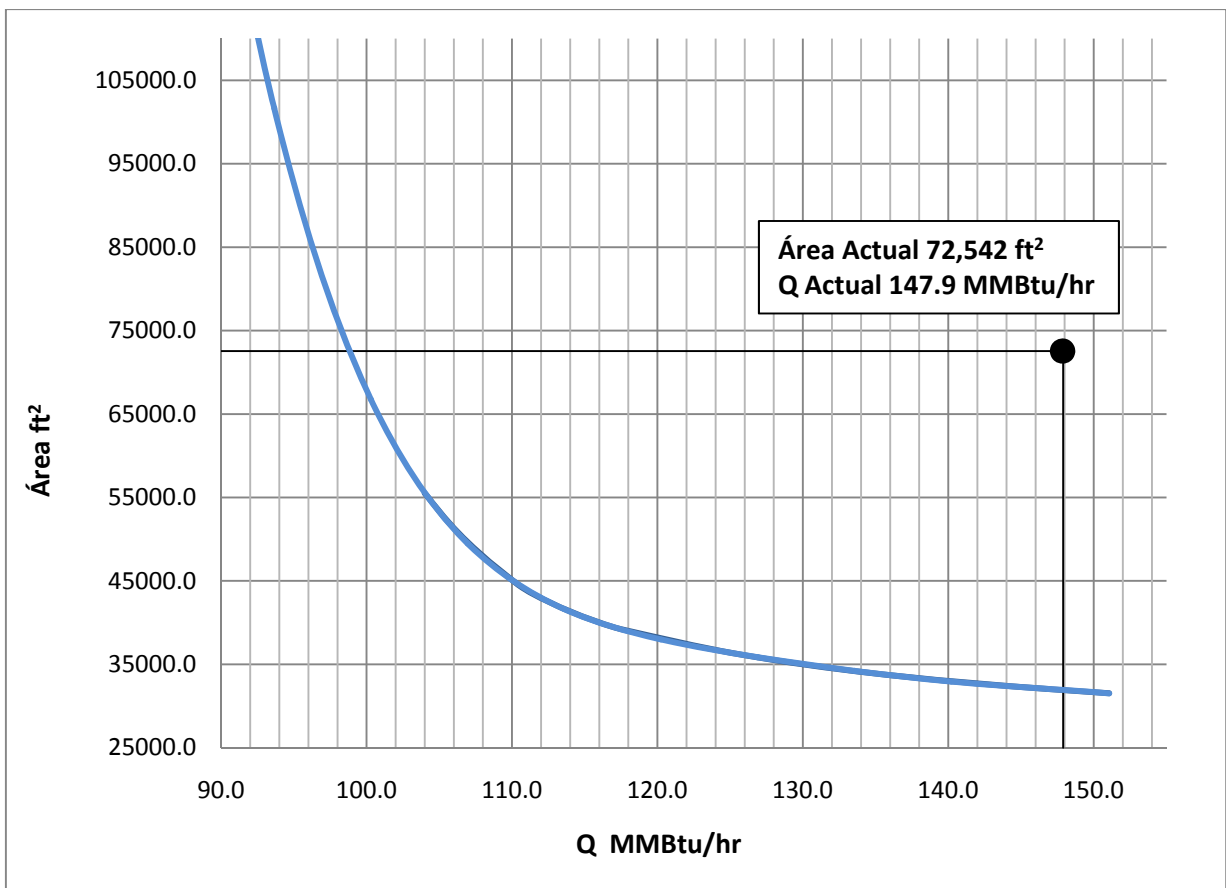


Figura 2 Gráfica Área mín ft2 (Target) vs. Q (MMBtu/hr).

5.4. PROPUESTAS DE NUEVAS REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.

En el arreglo de la red de cambiadores del caso actual se propusieron tres modificaciones con el fin de reducir los servicios de calentamiento y enfriamiento a valores mínimos posibles con la adición de equipos nuevos, evaluando también el costo de inversión por cada equipo y su tiempo de recuperación.

5.5. PROPUESTA 1.

En ésta propuesta se adicionan dos equipos: primero, el E-101 (Crudo vs. Mezcla de Gasóleos Primario y de Vacío DA-151) en la corriente de entrada de Crudo a la planta con el fin de aprovechar el calor remanente de la corriente caliente que es retirado por el solo-aire EC-151 (Mezcla de Gasóleos Primario y de Vacío DA-151 vs. Aire); el segundo equipo es el E-103 (Crudo vs. Combustóleo a tanques), colocado inmediatamente después del E-101, con el fin de aprovechar el calor remanente de la corriente caliente a la salida de los intercambiadores EA-151 A y EA-151 B, que es retirado por el enfriador antes de enviar el Combustóleo a almacenamiento. También, se propone el cambio de servicio para los equipos EA-151 A y EA-151 B (actualmente Crudo vs. Combustóleo a tanques) para operar con las corrientes de Crudo Despuntado vs. Combustóleo a tanques. Con ésta propuesta se logra incrementar la temperatura del Crudo Despuntado hacia el horno BA-101 de 210 °C a 250 °C. El consumo de servicio de calentamiento se logra reducir en un 19.3 %. El resumen se muestra en la Tabla 6.

Tabla 6 Consumo de Servicios para la Propuesta 1

Servicio	Caso Base	Propuesta 1	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hr)	147.9	119.3	28.6
Enfriamiento (MMBtu/hr)	37.9	9.3	28.6

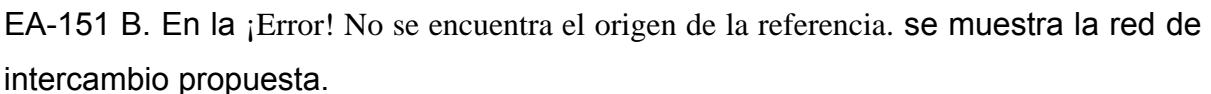
En la Tabla 7 se muestra un resumen de los equipos nuevos propuestos para ser adicionados, así como el cambio de servicio de los intercambiadores EA-151 A y EA-151 B. En la  se muestra la red de intercambio propuesta.

Tabla 7 Equipos nuevos y cambio de servicio requeridos para la Propuesta 1

EQUIPO	CORRIENTE FRÍA		CORRIENTE CALIENTE		CORRIENTE FRÍA	CORRIENTE CALIENTE	ÁREA ft ²
	T _{in}	T _{out}	T _{in}	T _{out}			
E-101 (Nuevo)	30.0	53.8	158.9	65.6	Crudo (Coraza)	Mezcla de Gasóleos Prim. y Vacío DA-151 (Tubos)	3445
E-103 (Nuevo)	53.8	83.3	214.7	154.9	Crudo (Coraza)	Combustóleo a Tanques (Tubos)	3619
EA-151 A (Cambio de servicio)	197.9	239.5	301.9	214.7	Crudo Despuntado (Coraza)	Combustóleo (Tubos)	8827
EA-151 B (Cambio de servicio)	197.9	239.5	301.9	214.7	Crudo Despuntado (Coraza)	Combustóleo (Tubos)	8827

Las hojas de datos de los nuevos intercambiadores propuestos y el cálculo de las áreas de los intercambiadores con cambio de servicio se presentan en el Anexo B.

En la disminución del consumo de servicios de enfriamiento y calentamiento entre el Caso Base y la Propuesta 1 prácticamente el calor transferido de las corrientes calientes de la Mezcla de Gasóleos Prim. y Vacío DA-151 y el Combustóleo es la cantidad de calor que se ahorra en el horno BA-101 y se traduce en un menor consumo de Gas Combustible. Además, se tiene una disminución en el consumo de Agua de Enfriamiento en 2370 gpm (14.95 MMBtu/hr). La reducción en el consumo de calor para ésta Propuesta 1 es de 28.6 MMBtu/hr (19.3 %).

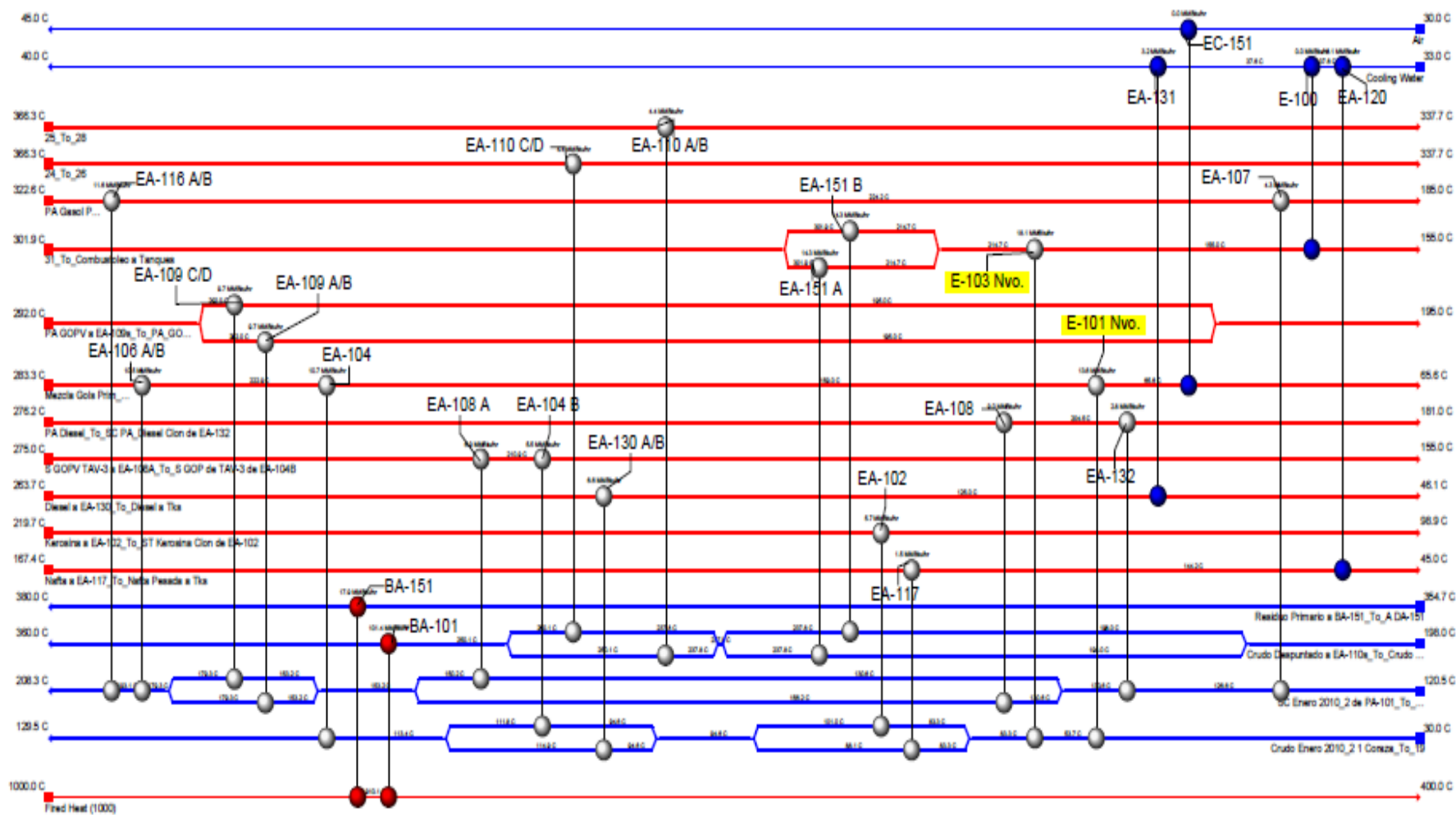


Figura 33 Arreglo de la Propuesta 1 del Tren dePrecaentamiento, con la adición de los nuevos equipos E-101 y E-103

5.6. PROPUESTA 2.

En ésta propuesta se adiciona un equipo: el E-100 (Crudo Despuntado vs. Combustóleo) corriente arriba a los equipos ya existente EA-151 A y EA-151 B (Crudo vs. Combustóleo a tanques) para mejorar el aprovechamiento del calor en la corriente caliente, con el cual se logra incrementar la temperatura del Crudo Despuntado de 210 °C a 235.5 °C. El consumo de servicio de calentamiento se logra reducir en un 12.3 %. El resumen se muestra en la Tabla 8.

Tabla 8 Consumo de Servicios para la Propuesta 2

Servicio	Caso Base	Propuesta 2	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hr)	147.9	129.7	18.2
Enfriamiento (MMBtu/hr)	37.9	19.7	18.2

En la Tabla 9 se muestra un resumen del equipo nuevo propuesto para ser adicionado y en la ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia. se muestra la red de intercambio con los cambios planteados.

Tabla 9 Equipo nuevo requerido para la Propuesta 2

EQUIPO	CORRIENTE FRÍA		CORRIENTE CALIENTE		CORRIENTE FRÍA	CORRIENTE CALIENTE	ÁREA ft²
	T_{in}	T_{out}	T_{in}	T_{out}			
E-100 (Nuevo)	210.2	236.5	301.9	247.6	Crudo Despuntado (Coraza)	Combustóleo (Tubos)	4210
La hoja de datos del nuevo intercambiador propuesto se presenta en el Anexo B.							

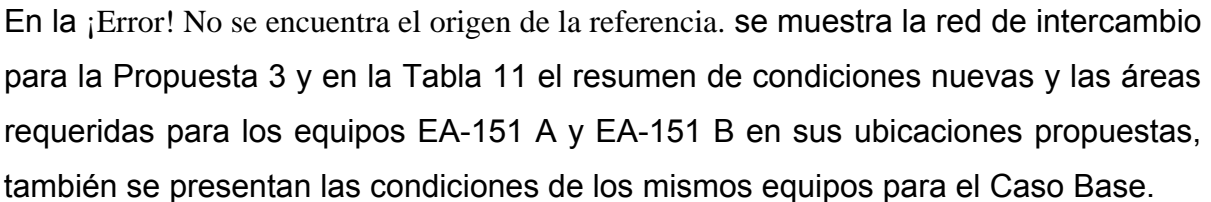
En la disminución del consumo de servicios de enfriamiento y calentamiento entre el Caso Base y la Propuesta 2 el calor transferido de la corriente caliente de Combustóleo se refleja en la temperatura de entrada al horno BA-101 y se traduce en un menor consumo de Gas Combustible; además, se tiene una disminución de 2877 gpm (18.15 MMBtu/hr) en el consumo de Agua de Enfriamiento. La reducción en el consumo de calor para ésta Propuesta es de 18.2 MMBtu/hr (12.3 %).

5.7. PROPUESTA 3.

En ésta propuesta no se adicionan nuevos equipos; el intercambiador EA-151 A (Crudo vs. Combustóleo a tanques) se reposiciona en la red para cambiar de servicio (se propone Crudo Despuntado vs. Combustóleo a tanques) y el intercambiador EA-151 B queda manejando los flujos totales de Crudo y Combustóleo a tanques, lo cual es factible ya que su área instalada es mucho mayor a la requerida. Con éste arreglo se logra incrementar la temperatura del Crudo Despuntado de 210 °C a 230.2 °C a la entrada del horno BA-101 y la ganancia de cantidad de calor se refleja en el menor consumo de Gas Combustible. El consumo de servicio de calentamiento se logra reducir en un 9.7 %. El resumen se muestra en la Tabla 10.

Tabla 10 Consumo de Servicios para la Propuesta 3

Servicio	Caso Base	Propuesta 2	Disminución
Calentamiento (MMBtu/hr)	147.9	133.6	14.3
Enfriamiento (MMBtu/hr)	37.9	23.6	14.3

En la  se muestra la red de intercambio para la Propuesta 3 y en la Tabla 11 el resumen de condiciones nuevas y las áreas requeridas para los equipos EA-151 A y EA-151 B en sus ubicaciones propuestas, también se presentan las condiciones de los mismos equipos para el Caso Base.

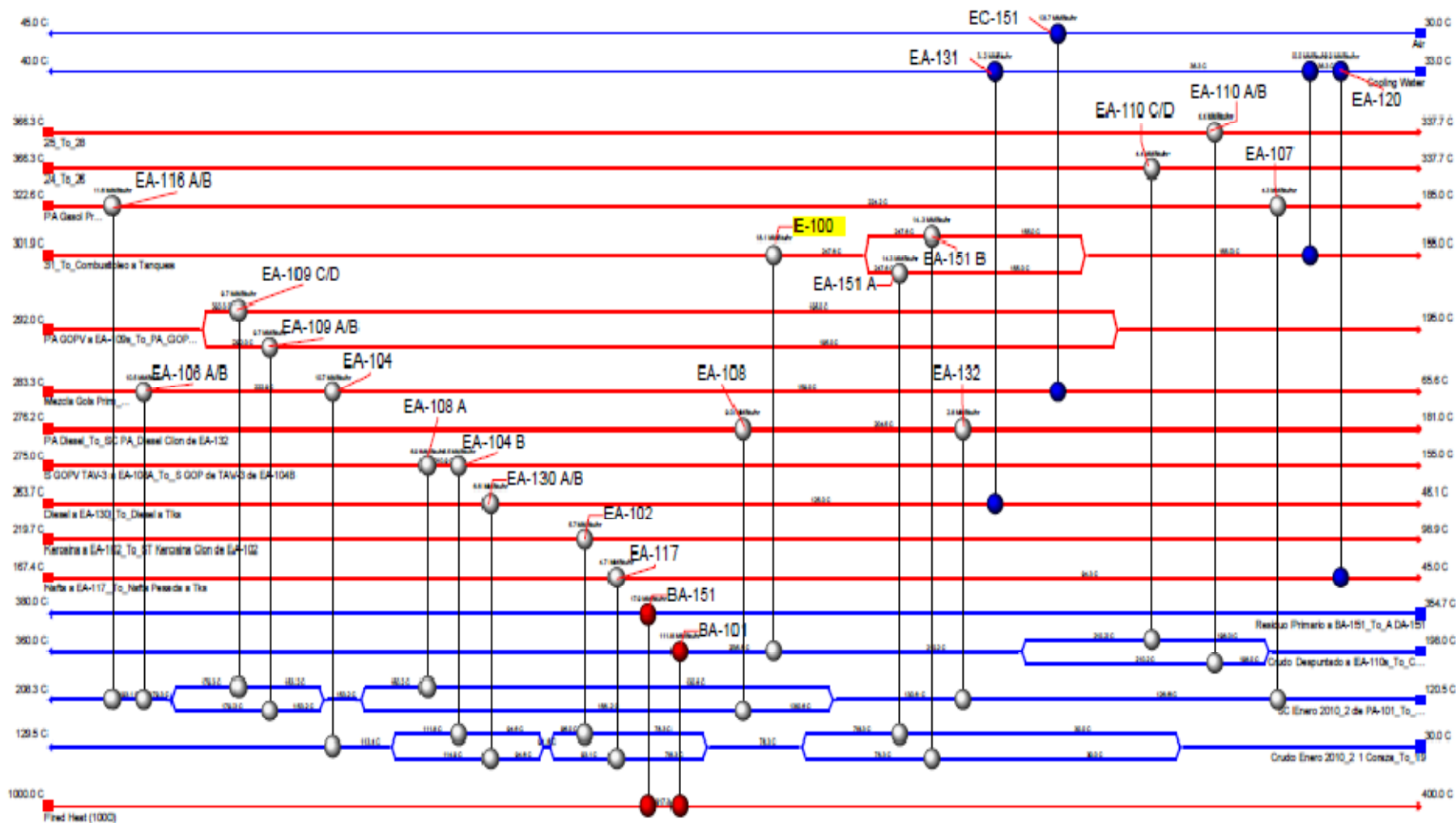


Figura 34 Arreglo de la Propuesta 2 del Tren de Precaentamiento, con la adición del equipo nuevo E-100.

Tabla 11 Equipos nuevos y cambio de servicio requeridos para la Propuesta 3

EQUIPO	CORRIENTE FRÍA		CORRIENTE CALIENTE		CORRIENTE FRÍA	CORRIENTE CALIENTE	ÁREA ft ²
	T _{in}	T _{out}	T _{in}	T _{out}			
E-151 A (P3)	210.2	231.2	301.9	259.1	Crudo Despuntado (Coraza)	Combustóleo (Tubos)	3843
E-151 B (P3)	30.0	83.6	259.1	157.2	Crudo (Coraza)	Combustóleo a Tanques (Tubos)	4021
EA-151 A (C B)	30.0	79.0	301.9	215.4	Crudo (Coraza)	Combustóleo a Tanques (Tubos)	9426
EA-151 B (C B)	30.0	79.0	301.9	215.4	Crudo (Coraza)	Combustóleo a Tanques (Tubos)	9426

Las hojas de datos de los intercambiadores con cambio de servicio se presentan en el Anexo B.

En la disminución del consumo de servicios de enfriamiento y calentamiento entre el Caso Base y la Propuesta 3, el calor transferido de las corrientes calientes se refleja en una mayor temperatura de entrada al horno BA-101 y se traduce en un menor consumo de Gas Combustible; además, se tiene una disminución de 2266 gpm (14.30 MMBtu/hr) en el consumo de Agua de Enfriamiento. La reducción en el consumo de calor para ésta Propuesta 3 es de 14.3 MMBtu/hr (9.7 %).

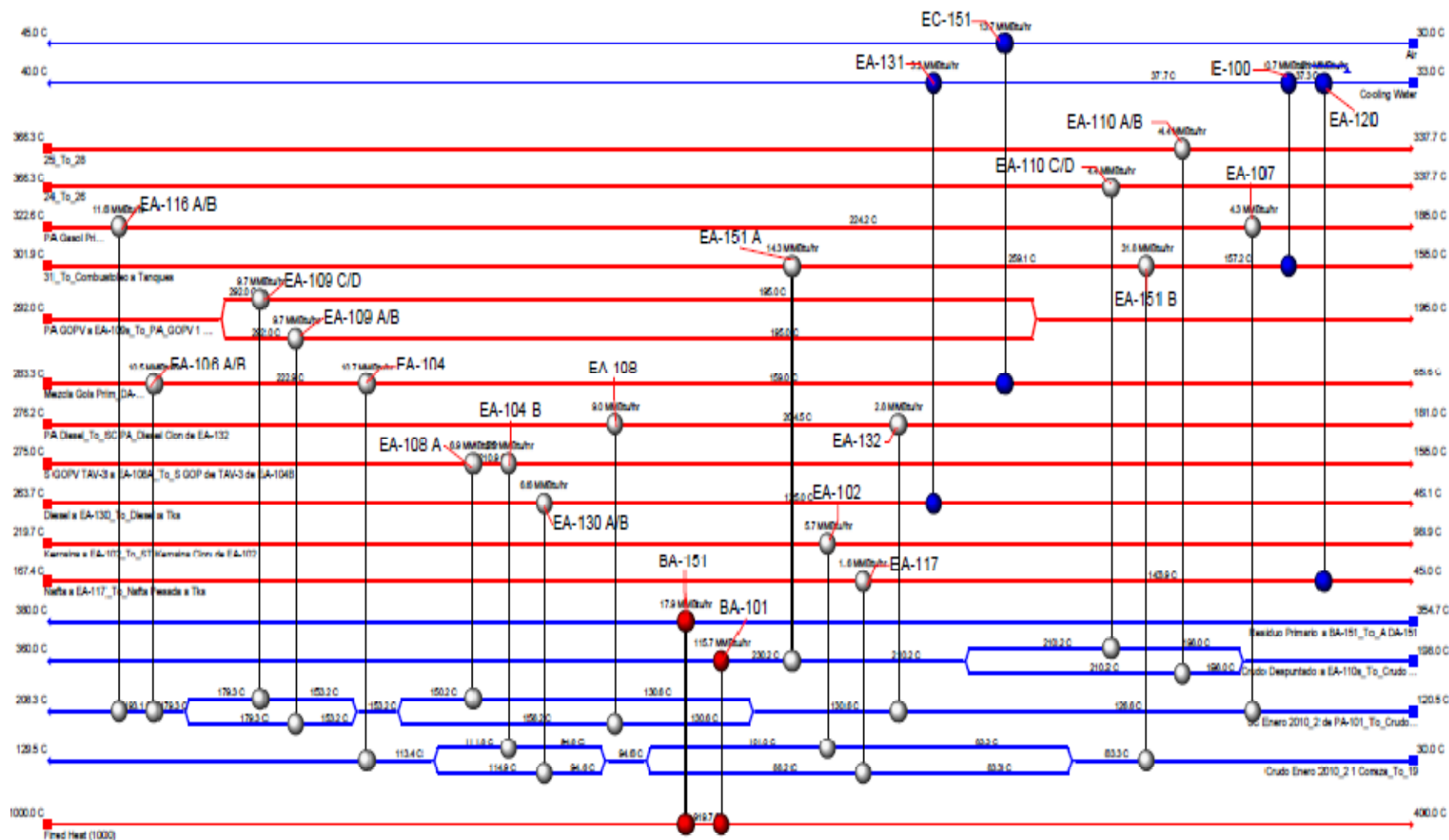


Figura 35 Arreglo de la Propuesta 3 del Tren de Pre calentamiento, con el cambio de servicio del EA-151 A.

5.8. ANÁLISIS DE LAS PROPUESTAS.

La Tabla 12 resume los requerimientos de servicios y consumos para el Caso Base, la Meta y las Propuestas.

Tabla 12 Comparativo de Caso Base, Meta y Propuestas

SERVICIOS Y CONSUMOS	CASO BASE	MÍNIMOS (META)	PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
CALENTAMIENTO (MMBtu/hr)	147.9	109.9	119.3	129.7	133.6
ENFRIAMIENTO (MMBtu/hr)	37.9	0.0	9.3	19.7	23.6
GAS COMBUSTIBLE (MMBtu/hr)	147.9	109.9	119.3	129.7	133.6
AGUA DE ENFTO. (gpm)	3847.8	0.0	1477.7	970.7	1581.3

De acuerdo con la tabla comparativa anterior, las 3 propuestas presentan reducciones en el consumo de Agua de Enfriamiento y disminuyen los requerimientos de Gas Combustible. Para el cálculo del Agua de Enfriamiento se consideran temperaturas de entrada y salida de 33 °C y 40 °C, respectivamente, con una capacidad calorífica de 1 Btu/lb °F.

Para elegir entre estas 3 propuestas es necesario tomar en cuenta el área nueva a instalar (número de equipos) a través de evaluar el costo aproximado de cada una. El costo de los servicios de Gas Combustible por MMBtu y Agua de Enfriamiento por gal se resume en la Tabla 13.

Tabla 13 Costo de los servicios de Calentamiento y Enfriamiento.

Gas Combustible (USD/MMBtu)	4.41
Enfriamiento (USD/gal)	0.0006
Fuente: Base de datos de Pemex-Refinación (BDR).	

Los ahorros por consumo de servicios, en MUSD/año, para cada una de las propuestas se tienen en la Tabla 14.

Tabla 14 Comparativo de Ahorro entre Propuestas y Caso Base

SERVICIO	PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
GAS COMBUSTIBLE (MUSD/año)	1,105	701	552
AGUA DE ENFTO. (MUSD/año)	747	907	715
AHORRO TOTAL (MUSD/año)	1,852	1,608	1,267

Los costos por incremento de área en cada una de las propuestas se calculan en base a los resultados del simulador. En la Tabla 15 se muestra el área de cada uno de los equipos instalados y los requerimientos de área para cada propuesta.

Cabe mencionar que el área presentada para cada una de las propuestas se obtuvo del Simulador Aspen Exchanger Design & Rating y son calculadas en base a las condiciones de las corrientes consideradas en cada equipo y las propiedades físicas de las mismas; y dado que la capacidad y las condiciones son menores a las de diseño se obtuvieron áreas menores a las instaladas.

Tabla 15 Comparativo de Áreas: Instalada (existente), Caso Base y Área Requerida para las diferentes Propuestas.

INTERCAMBIADOR	EXISTENTE (ft ²)	CASO BASE (ft ²)	PROPUESTA 1 (ft ²)	PROPUESTA 2 (ft ²)	PROPUESTA 3 (ft ²)
EA-104 B	1533.9	857.9	857.9	857.9	857.9
EA-110 C/D	4021.4	350.9	565.1	565.1	350.9
EA-130 A/B	7457.2	1219.6	1219.6	1219.6	1219.6
EA-151 A	9426.0	1099.6	8826.4	1814.8	3842.7
EA-151 B	9426.0	1099.6	8826.4	1814.8	4021.4
EA-116 A/B	5168.8	2816.9	2816.9	2816.9	2816.9
EA-106 A/B	8662.8	1989.2	1989.2	1989.2	1989.2
EA-110 A/B	4021.4	350.9	565.1	565.1	350.9
EA-102	2891.2	1795.4	1518.8	1518.8	1795.4
EA-107	1156.0	570.5	570.5	570.5	570.5

EA-104	2881.5	1932.1	1932.1	1932.1	1932.1
EA-108 A	1533.9	817.0	817.0	817.0	817.0
EA-108	1415.5	1418.7	1418.7	1418.7	1418.7
EA-109 C/D	3351.9	2142.0	2142.0	2142.0	2142.0
EA-117	2514.4	1822.3	276.6	276.6	1822.3
EA-109 A/B	3351.9	2142.0	2142.0	2142.0	2142.0
EA-132	3728.6	509.1	509.1	509.1	509.1
E-101 P1 Nvo	-	-	3445.5	-	-
E-103 P1 Nvo	-	-	3618.8	-	-
E-100 P2 Nvo	-	-	-	4208.7	-

Para la estimación del costo aproximado por cada equipo propuesto se utiliza el método de Guthrie, como un método de evaluación inicial para el cálculo del tiempo de recuperación de la inversión por propuesta. La metodología se refiere en el Anexo C. En las Tabla 16 y Tabla 17 se resumen los costos por propuesta.

Tabla 16 Costo del equipo E-101 (Crudo vs. Mezcla de Gasóleos Prim. y de Vacío DA-151) y E-103 (Crudo vs. Combustóleo) de la Propuesta 1

	E-101	E-103
ÁREA CALCULADA (ft ²)	3445.53	3618.83
COSTO BASE (USD)	18000.00	19000.00
FACTORES DE AJUSTE		
F _d (CABEZAL FLOTANTE)	1.00	1.00
F _p (327 psia)	0.25	0.10
F _m (AC/AC)	2.15	2.15
COSTO AJUSTADO (C _{fob})	48375.00	44935.00
FACTOR DE MÓDULO	3.39	3.39
COSTO DE MÓDULO (C _{md})	61020.00	64410.00
COSTO DE MÓDULO AJUSTADO PARA 1968 (C _{mda})	91395.00	90345.00
ÍNDICE 1968	113.70	113.70
ÍNDICE 2008	575.40	575.40
COSTO (USD)	462521.40	457207.68
COSTO +15% CONTINGENCIAS (USD)	531899.61	525788.83
Total Equipos Propuesta 2 (MUSD)		1057.69

Tabla 17 Costo del equipo E-100 (Crudo Despuntado vs. Combustóleo) de la Propuesta 2

ÁREA CALCULADA (ft ²)	4208.69
COSTO BASE (USD)	22000.00
FACTORES DE AJUSTE	
F _d (CABEZAL FLOTANTE)	1.00
F _p (260 psia)	0.25
F _m (AC/AC)	2.15
COSTO AJUSTADO (C _{fob})	59125.00
FACTOR DE MÓDULO	3.39
COSTO DE MÓDULO (C _{md})	74580.00
COSTO DE MÓDULO AJUSTADO PARA 1968 (C _{md})	111705.00
ÍNDICE 1968	113.70
ÍNDICE 2008	575.40
COSTO (USD)	565303.93
COSTO +15% CONTINGENCIAS (USD)	650099.52
Total Equipos Propuesta 2 (MUSD)	650.10

En la Propuesta 3 no se adicionan equipos, únicamente se tienen equipos que cambian de servicio, por lo cual el costo involucrado no es significativo.

No se consideran costos de tubería por ser distancias relativamente cortas en la planta y a que en este punto del análisis no se cuenta con diagramas de tubería e instrumentación para los nuevos equipos.

En la Figura 3 se muestra la gráfica de Energía (transferencia de calor requeridas) contra el área de cada una de las propuestas y la líneas de Energía contra Áreas Mínima y a Alfa Constante.

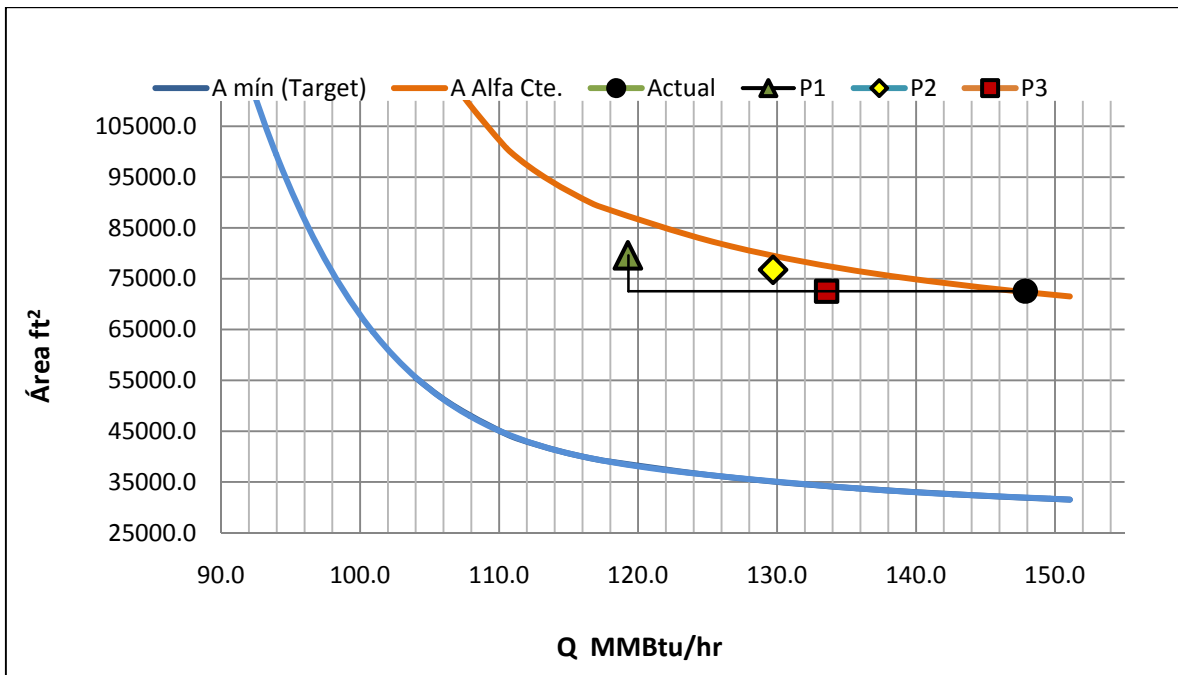


Figura 3 Gráfica de Áreas Mínimas y a Alfa Constante vs. Q

En ésta gráfica se ve que las tres Propuestas se encuentran en la zona de factibilidad económica. Para la Propuesta 1 se ve que la relación entre el área nueva (ft²) calculada por la instalación de los dos cambiadores y la recuperación de calor es pequeña, lo que nos arroja que con un área relativamente pequeña se logra una gran recuperación de calor.

El tiempo de recuperación, en años, para cada propuesta se calcula en base a la siguiente fórmula:

$$\text{tiempo de recuperación (meses)} = \frac{\text{Costo de la inversión (MUSD)} * 12}{\text{Ahorro Total} \left(\frac{\text{MUSD}}{\text{año}} \right)}$$

La Tabla 18 resume para cada propuesta el tiempo de recuperación (en meses) del capital invertido.

Tabla 18 Comparativo del tiempo de recuperación de la inversión para cada propuesta.

	PROPUESTA 1	PROPUESTA 2	PROPUESTA 3
TIEMPO DE RECUPERACIÓN (meses)	6.85	4.85	0.00

Por lo anterior se puede visualizar que las tres Propuestas son buenas, ya que tienen un tiempo de recuperación menor a un año y las tres caen en la zona de factibilidad económica de acuerdo a la gráfica de la Figura 5.8.

CAPITULO 6

6. CONCLUSIONES.

Para las propuestas de re-ordenamiento de la red de precalentamiento de la Planta Combinada Primaria 5 – Preparadora de Carga 2 de la refinería de Minatitlán, encaminadas a mejorar la recuperación de calor de las corrientes calientes y por ende a disminuir el consumo de Gas Combustible en los hornos, se desarrolló un modelo en estado estable en el simulador Aspen Hysys de la Planta Combinada con el fin de caracterizar las corrientes que intercambian calor en la red de precalentamiento. Posteriormente, se utilizó el simulador Aspen Energy Analyzer para estudiar la red de cambiadores junto con las corrientes calientes y frías del proceso; y establecer propuestas de re-arreglo que disminuyeran el consumo de los servicios de calentamiento y enfriamiento. Establecidas éstas, se revisó su factibilidad y el tiempo de recuperación de la inversión para cada propuesta.

Se tiene que las Propuestas 1 y 2 son bastante atractivas porque los tiempos de recuperación son bastante cortos, sin embargo la Propuesta 3 es en apariencia la mejor ya que sin una inversión significativa se tienen ahorros desde el mes uno.

Por lo anterior se requiere un análisis más detallado las propuestas, para lo cual se grafican el ahorro de cada una de ellas proyectado a 24 meses contra el costo por la instalación del equipo nuevo (no se consideran costos de tubería, costo de mano de obra y materiales por instalación). En la Figura 1 se muestran los datos proyectados y, en la Tabla 1, la Tabla 2 y la Tabla 3 el resumen de datos: ahorro acumulado mensual, costos por instalación de equipo y la diferencia del ahorro acumulado mensual menos el costo por instalación de equipo para cada Propuesta. Lo anterior con el fin de visualizar el mes en el cual se amortiza el costo de la inversión y el mes a partir del cual la relación entre el ahorro acumulado para las diferentes Propuestas se hace la unidad y cuál es la tendencia de dicha relación entre las diferentes Propuestas.

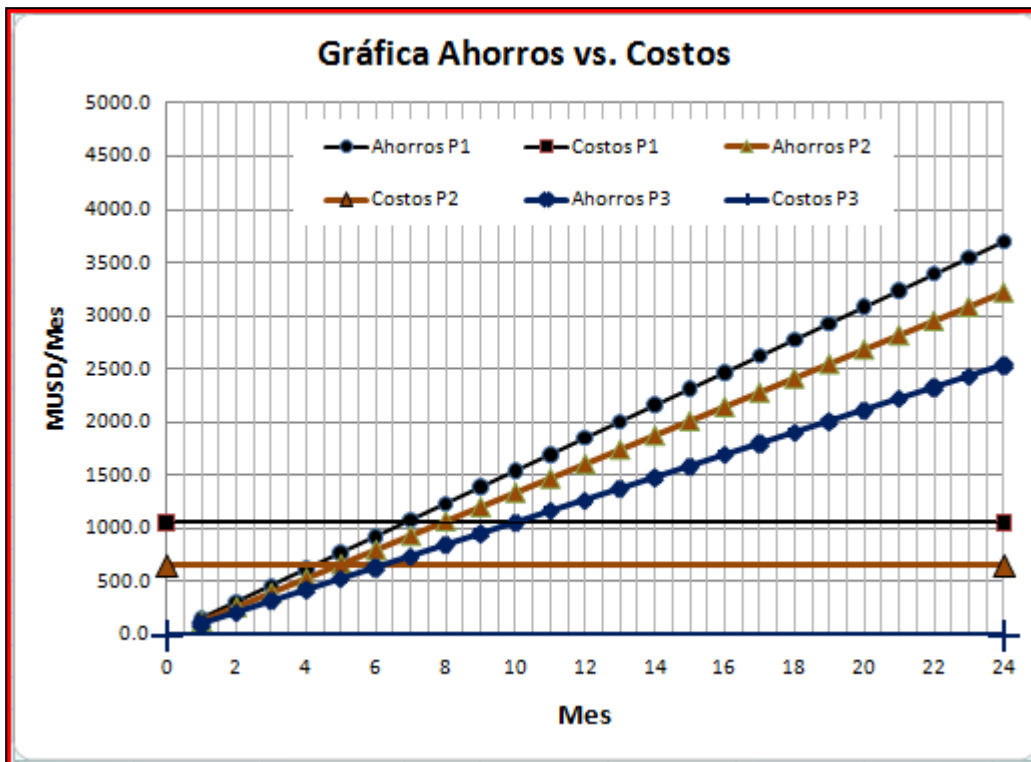


Figura 1 Gráfica de Ahorros vs. Costos para las Propuestas 1, 2 y 3.

Tabla 1 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 1 a 10).

	Costo	Ahorro	MES									
			1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
P1	1058	1852	154	309	463	617	772	926	1080	154	309	463
P2	650	1608	134	268	402	536	670	804	938	1072	1206	1340
P3	0	1267	106	211	317	422	528	634	739	845	950	1056
P1	Ahor. Acum. Mens. Cto. Tot.		-903	-749	-595	-440	-286	-132	23	154	309	463
P2	Ahor. Acum. Mens. Cto. Tot.		-516	-382	-248	-114	20	134	268	402	536	670
P3	Ahor. Acum. Mens. Cto. Tot.		106	211	317	422	528	634	739	845	950	1056

Tabla 2 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 11 a 20).

	Costo	Ahorro	MES									
			11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
P1	1058	1852	617	772	926	1080	1235	1389	1543	1698	1852	2006
P2	650	1608	804	938	1072	1206	1340	1474	1608	1742	1876	2010
P3	0	1267	1161	1267	1373	1478	1584	1689	1795	1901	2006	2112
P1	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		617	772	926	1080	1235	1389	1543	1698	1852	2006
P2	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		804	938	1072	1206	1340	1474	1608	1742	1876	2010
P3	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		1161	1267	1373	1478	1584	1689	1795	1901	2006	2112

Tabla 3 Resumen de Ahorro acumulado mensual y Costo de instalación de equipos para las Propuestas 1, 2 y 3 (meses 21 a 30).

	Costo	Ahorro	MES									
			21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
P1	1058	1852	2161	2315	2469	2624	2778	2932	3087	3241	3395	3550
P2	650	1608	2144	2278	2412	2546	2680	2814	2948	3082	3216	3350
P3	0	1267	2217	2323	2428	2534	2640	2745	2851	2956	3062	3168
P1	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		2161	2315	2469	2624	2778	2932	3087	3241	3395	3550
P2	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		2144	2278	2412	2546	2680	2814	2948	3082	3216	3350
P3	Ahor. Acum. Mens. – Cto. Tot.		2217	2323	2428	2534	2640	2745	2851	2956	3062	3168

De acuerdo con la Figura 1 y la Tabla 1 se puede observar que para las Propuestas 1, 2 y 3 el costo de inversión por instalación de equipos se amortiza durante los meses 6, 4 y 1 respectivamente; y a partir de los meses 7, 5 y 1 inicia el ahorro para cada una. Para el mes 23 prácticamente el ahorro acumulado para cada una de las Propuestas se iguala y a partir del mes 24 el ahorro acumulado de la Propuesta 1 es mayor comparativamente respecto de las Propuestas 2 y 3, y su proporción crece en función del tiempo.

Por lo anterior, la Propuesta 1 se elige como la mejor, ya que se amortiza desde el mes 7 y en el mes 23 el ahorro acumulado iguala y supera al ahorro acumulado de las Propuestas 2 y 3. Así, la Propuesta 1 reduce sustancialmente el consumo de Gas Combustible en 28.6 MMBtu/hr (19.3 % respecto al Caso Base ó Actual) y el consumo de Agua de Enfriamiento en 1477.7 gpm.

Cabe mencionar que la recuperación de calor es atractiva ya que se aprovecha calor de corrientes que van a enfriamiento con aire (menor contaminación térmica y menor consumo de energía eléctrica) y con agua (lo cual disminuye la carga térmica a la torre de enfriamiento), además del calor recuperado de las corrientes calientes de proceso.

Es importante destacar que el proceso estudiado es cambiante día con día debido a las variaciones de carga, ajustes en los productos y disponibilidad de servicios; sin embargo, el presente trabajo nos establece un punto de referencia para la recuperación de calor en el proceso, por lo que ésta será variable dependiendo de los cambios en las condiciones de operación de la planta.

Como comentario final se establece que si no hay una recuperación exhaustiva del calor de las corrientes de proceso caliente, éste al final pasará a incrementar la carga térmica de la torre de enfriamiento y/o a contaminar térmicamente el aire del medio ambiente.

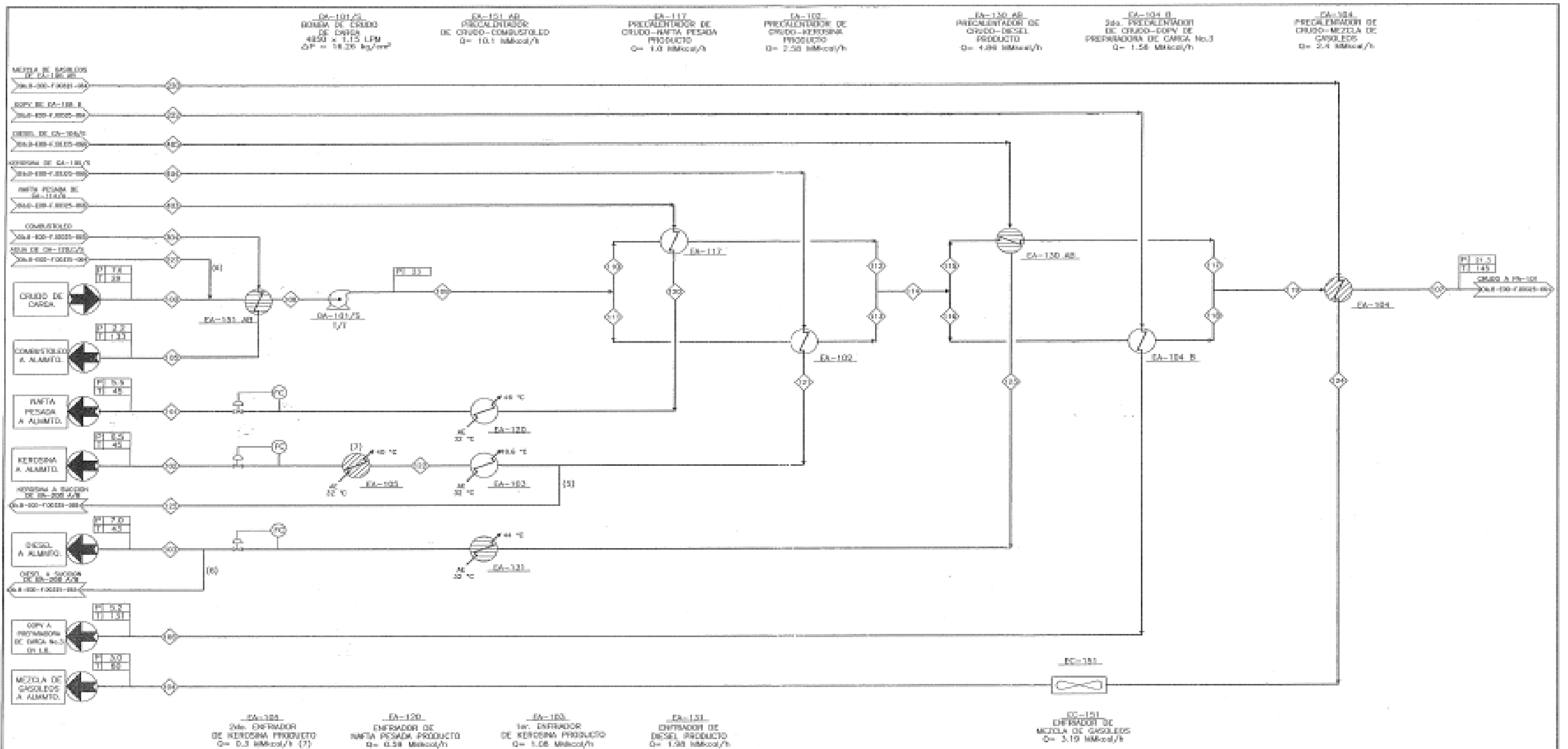
CAPITULO 7

7. BIBLIOGRAFÍA

1. Grande Mejía, 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.
2. Laguna Plata, Santa, 2001. Propuesta de mejoramiento del tren de intercambio de calor de la planta atmosférica de Tula, Hgo, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, México, D.F.
3. Natural Resources Canada, 2003. Pinch Analysis: For the efficient use of energy, water and hydrogen. Canada.
4. Jiménez Gutiérrez, Arturo, (2003). Diseño de Procesos en Ingeniería Química. (Reverte S.A).
5. Peters, M, S., Timmerhaus, K.D, and West, R.E, 2003. Plant Design and Economics for Chemical Engineers, (McGraw Hill).
6. Smith, R., (2005). Chemical Process Design and Integration. (John Wiley & Sons Ltd).
7. Akbarnia, M., Amidpour, M., Shadaram, A., (2009). A new approach in pinch technology considering piping costs in total cost targeting for heat exchanger network, Department of Energy system Engineering, K.N. Toosi University of Technology, No. 15.
8. 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.
9. 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.
10. Refinery Comparative Performance Analysis Methodology, Solomon Associates, 2005.

ANEXO A

DFP'S

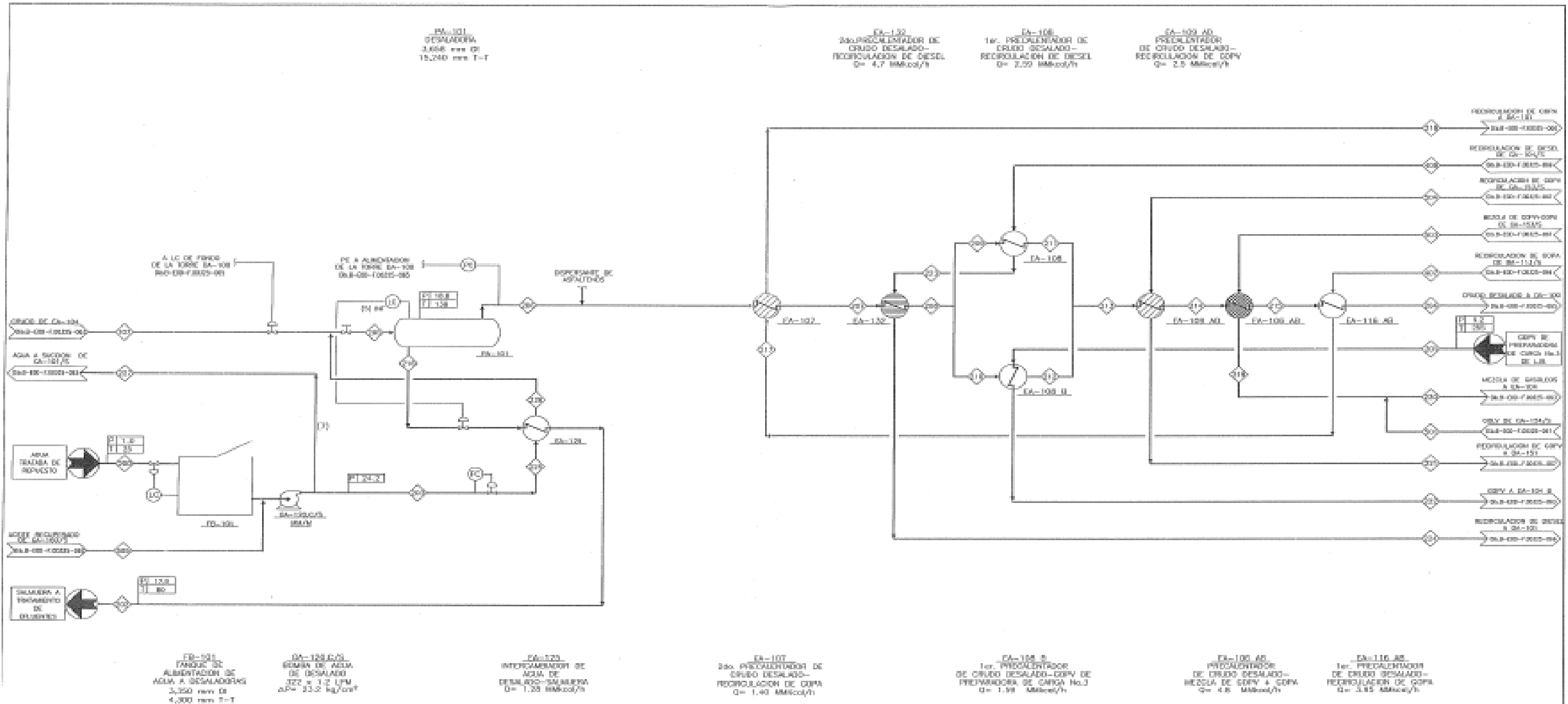


NOTAS:

- 1.- PRESIÓN EN kg/cm²man., TEMPERATURA EN °C.
- 2.- INDICA EQUIPO NUEVO (EXISTENTE).
- 3.- INDICA EQUIPO MODIFICADO O CON CAMBIO DE SERVICIO.
- 4.- LAS CARACTERÍSTICAS DE LOS EQUIPOS SON LAS DE DISEÑO.
- 5.- RELOCALIZACIÓN PROPUESTA DE ESTA CORRIENTE PARA PROPORCIONAR LA ENERGÍA NECESARIA EN EL SERVO.
- 6.- NORMALMENTE SIN FLUJO
- 7.- NORMALMENTE FUERA DE OPERACIÓN

CORRIENTE	101	102	103	104	105	106	107
FASE							
FLUJO TOTAL, kg/ml/h	1887.00	196.90	243.60	205.00	197.6	377.00	111.00
FLUJO TOTAL, kg/h	382480	27820	44470	37220	40280	78820	23050
D.P.D. del @ 15.8°C	69660	5200	8000	9500	11300	21050	7000
M ³ STRO/D @ 15.8°C Y 1 ATM							
TEMPERATURA, °C	25	45	45	43	60	133	131
PRESIÓN, kg/cm ² man.	7.0	5.5	6.5	7.0	3.0	2.2	5.2
ENTALPIA, M kcal/h	-195.10	-14.31	-22.74	-26.57	-34.01	-72.72	-19.77
ENTALPIA @ P y T, kcal/cm ³	0.6809	0.7084	0.6184	0.8254	0.8758	0.6821	0.8383
P.M. PRODUCTO	226.00	141.3	182.80	354.70	345.50	420.40	388.00
A.P.I.	29.20	42.50	38.58	29.91	24.17	14.48	23.00
S (en PPM)	2.22	0.19	0.95	1.32	2.37	2.92	2.55

Planta Combinada Primaria 5 - Preparadora de Carga 2 (Sección de precalentamiento del Crudo de carga). Dibujo A-EOPCAV-01



NOTAS:

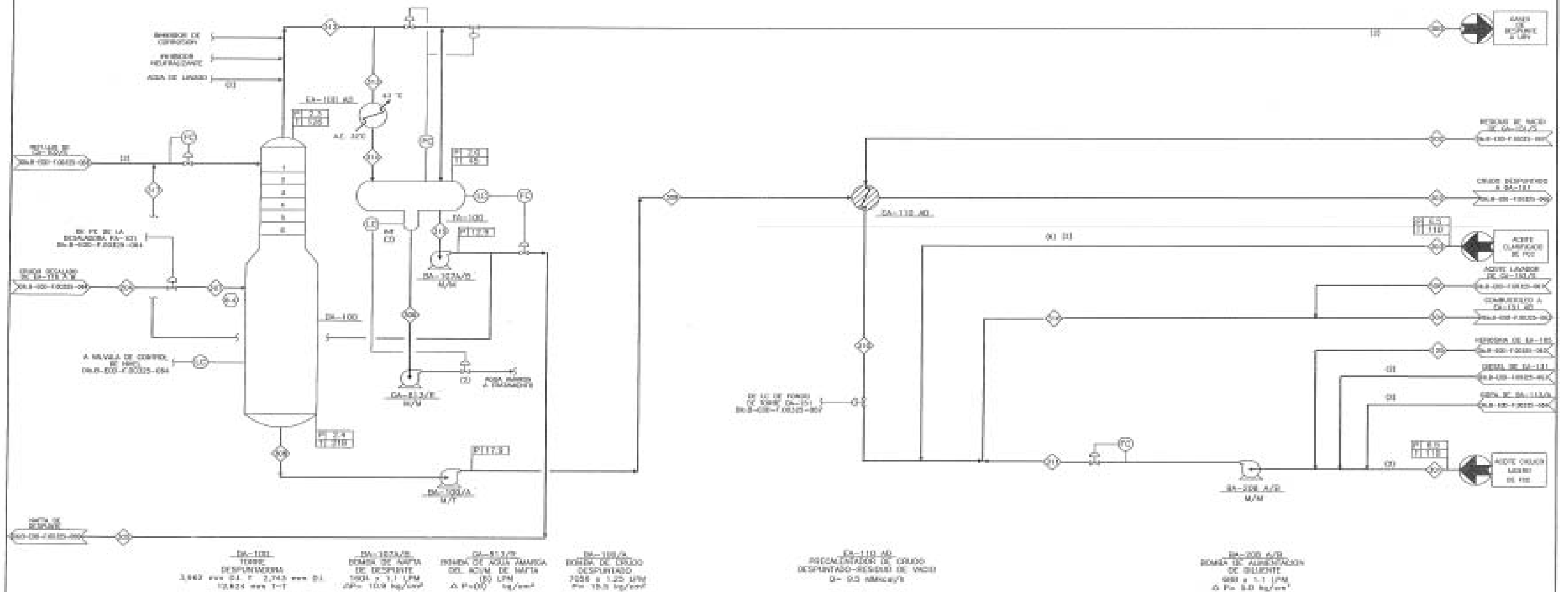
- 1.- PRESION EN kg/cm²absol., TEMPERATURA EN °C.
- 2.- [Hatched Box] EQUIPO RELOCALIZADO.
- 3.- [Horizontal Lines Box] INDICA EQUIPO NUEVO (EXISTENTE).
- 4.- [Diagonal Lines Box] INDICA EQUIPO MODIFICADO O CON CAMBIO DE SERVICIO.
- 5.- CONTROL DE INTERFASE.
- 6.- LAS CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS SON LAS DE DISEÑO.
- 7.- NORMALMENTE SIN FLUJO.

CORRIENTE	①	②	③
FASE	L	L	L
FLUJO TOTAL, kgmol/h	1305.00	1111.00	1167.00
FLUJO TOTAL, kg/h	21750	45850	21000
M.P.D. a 15°C	3283	2000	3180
M ³ /DIA @ 15°C Y 1 atm	---	---	---
TEMPERATURA, °C	25	255	80
PRESION, kg/cm ² abs.	1.0	9.2	17.9
ENTALPIA, MMcal/h	-82.18	-16.58	-78.4
DENSIDAD @ P y T, g/cm ³	1.0070	0.7478	0.8848
P.M. PROMEDIO	18.02	386.00	18.02
A.P.L.	7.851	32.02	7.651
S (R P30)	---	2.55	---

Planta Combinada Primaria 5 - Preparadora de Carga 2 (Sección de Desalado y Precalentamiento). Dibujo A-EOPCAV-02

EA-100 A/D
CONDENSADOR
DE TORRE
DESPUNTEADORA
Q= 7.57 a 1.1 MMca/h

EA-100
ACUMULADOR DE
MATERIA DE
DESCENTE
1,828 mm Ø I
3,884 mm T-T



EA-100
TORRE
DESPUNTEADORA
1,842 mm Ø I 2,745 mm Ø I
12,824 mm T-T

GA-102A/B
BOMBA DE AGUA
DE DESCENTE
1,801 a 1.1 LPM
Δ P= 10.9 kg/cm²

GA-101/B
BOMBA DE AGUA AMARCA
DEL ACUM. DE MATERIA
180 LPM
Δ P=00 kg/cm²

EA-101/A
BOMBA DE TRUENO
DESPUNTEADO
7,528 a 1.25 LPM
P= 15.5 kg/cm²

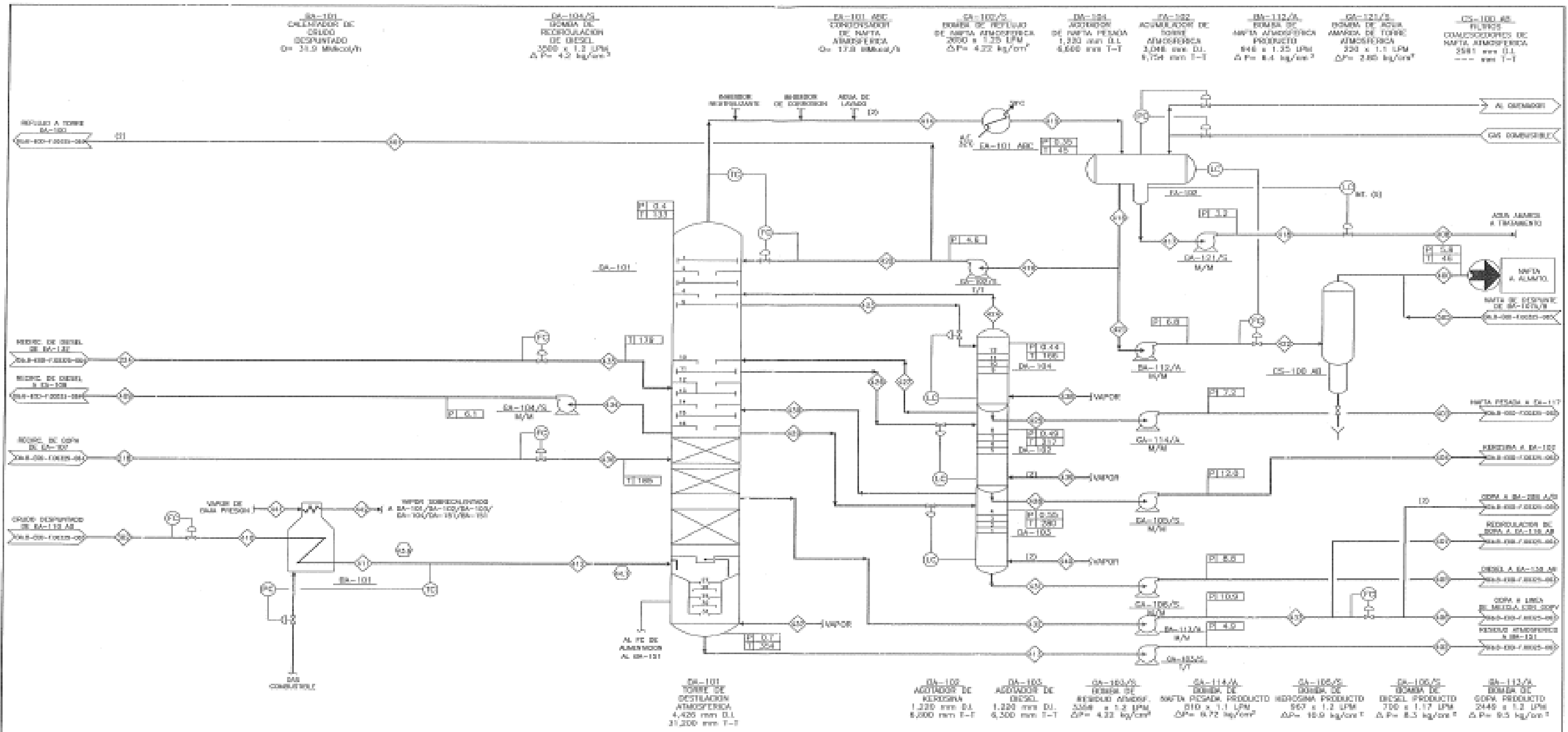
EA-110 A/D
PRECALENTADOR DE CARGA
DESPUNTEADO-RESERVA DE VACIO
Q= 0.0 MMca/h

EA-108 A/D
BOMBA DE ALIMENTACION
DE DILUYENTE
980 a 1.1 LPM
Δ P= 5.0 kg/cm²

CORRIENTE	100	101	102
FASE	V	L	L
FLUJO TOTAL, kgm ³ /h	121	121	121
FLUJO TOTAL, kg/h	121	121	121
DESPUNTEADO @ 15.0°C	---	---	---
MATERIA @ 15.0°C Y 1 ATM.	---	---	---
TEMPERATURA, °C	---	---	---
PRESION, kg/cm ² man.	---	---	---
ENTRADA, MMca/h	0.00000	0.000	0.018
DESCENTE @ P y T, μ/cm ²	33.41	337.8	317.4
P.V. PROMEDIO	---	16.75	27.5
Δ P.	---	---	---
Q (S. PECO)	---	2.86	---

- NOTAS :**
- 1.- REGION CH kg/cm²man., TEMPERATURA DE °C.
 - 2.- NORMALMENTE SIN FILLO.
 - 3.- CONTROL DE INTERFERE.
 - 4.- ○ INDICA PERICULO DE IMPRESIONES EN FERR.
 - 5.- LAS CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS SON LAS DE DESPO.
 - 6.- PRESION A CONFIRMAR CON PEMEX.
 - 7.- ▨ INDICA EQUIPO MODIFICADO O CON CAMBIO DE SERVICIO.
 - 8.- DERIVACIONES A CONFIRMAR POR PEMEX.

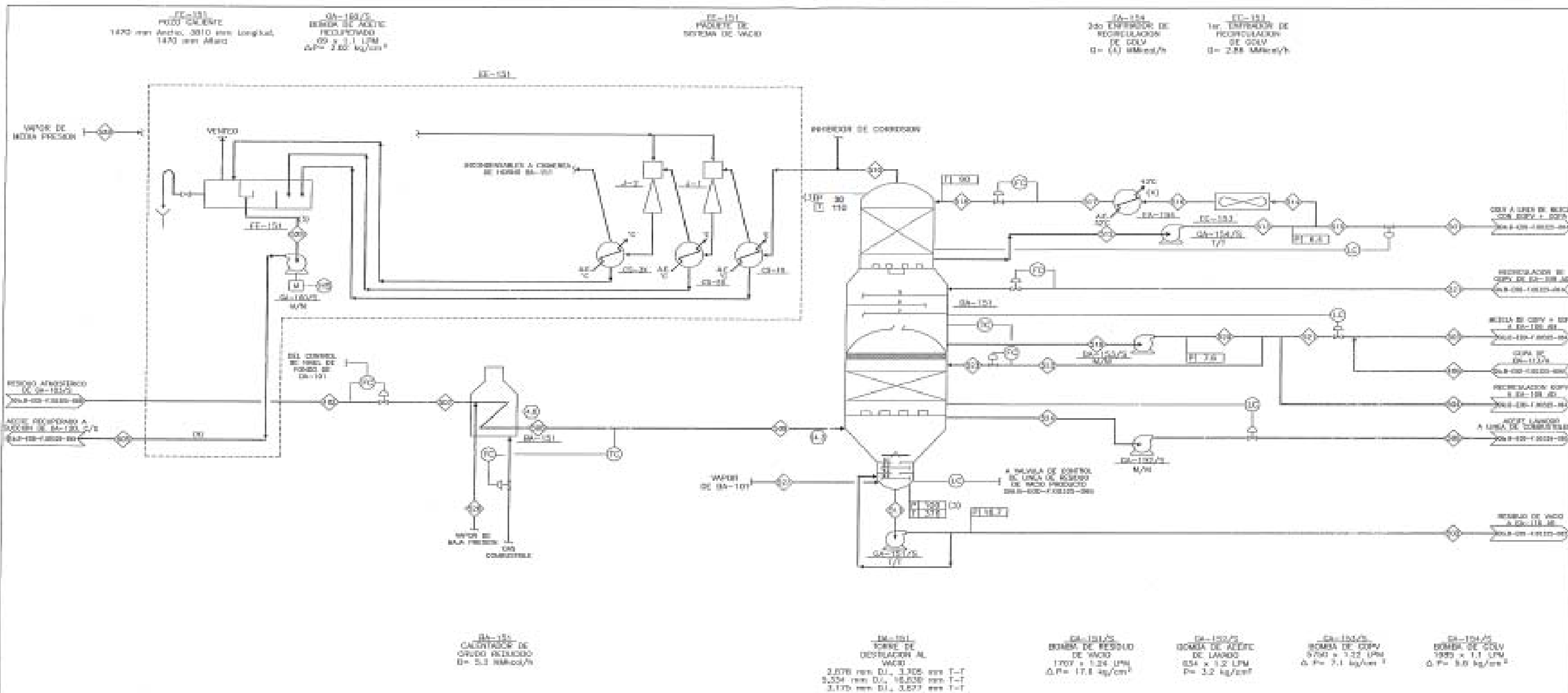
Planta Combinada Primaria 5 - Preparadora de Carga 2 (Sección de Despointe y Precalentamiento). Dibujo A-EOPCAV-03



CORRIENTE	452
FASE	L
FLUJO TOTAL, kmol/h	642.0
FLUJO TOTAL, kg/h	61820
REC. sid. @ 15.6°C	12610
REC. sid. @ 15.6°C Y 1 ATM.	---
TEMPERATURA, °C	49
PRESION, kg/cm ² abs.	0.8
ENTALPIA, MMcal/h	-31.60
ENTALPIA @ P y T, kcal/cm ³	0.7202
P.M. PROMEDIO	96.26
A.P.	57.62
S (% H ₂ O)	0.67

- NOTAS:**
- 1.- PRESION EN kg/cm² abs., TEMPERATURA EN °C
 - 2.- NORMALMENTE SIN FLUJO.
 - 3.- ○ INDICA PERCENTO DE VAPORIZACION EN POCO.
 - 4.- LAS CARACTERISTICAS DE LOS EQUIPOS SON LAS DE DISEÑO.
 - 5.- CONTROL DE INTERFASE

Planta Combinada Primaria 5 - Preparadora de Carga 2 (Sección de Destilación Atmosférica). Dibujo A-EOPCAV-04



Planta Combinada Primaria 5 - Preparadora de Carga 2 (Sección de Destilación al Vacío). Dibujo A-EOPCAV-05

ANEXO B

RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero2010_1_3 Integrando PA_Entr 2 y 3_2 Imprimi.hac
Unit Set: NewUser1
Date/Time: Wed Jul 28 17:11:48 2010

Workbook: DA-101 (COL1)

		Material Streams				Fluid Pkg:	All
11	Name	F a E-101 @COL1	Residuo Primario @C	SS Nafta_Draw @CO	SS Nafta_Return @C	Nafta @COL1	
12	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
13	Temperature (C)	137.6	352.9	188.0	179.4	167.2	
14	Pressure (psia)	32.15	33.80	32.38	32.38	32.38	
15	Molar Flow (lbmole/hr)	3816	688.1	517.3	199.6	424.4	
16	Mass Flow (kg/h)	34.17	44.74	9.528	1.722	7.957	
17	Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.442e+004	2.501e+004	6572	1164	5470	
18	Heat Flow (Btu/hr)	-3.025e+006	-2.016e+006	-5.891e+007	-1.495e+007	-5.080e+007	
19	Name	Vapor a SS Nafta @C	SS Karolina_Draw @C	SS Karolina_Return @C	Karolina @COL1	Vapor a SS Karolina @C	
20	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	
21	Temperature (C)	315.6	240.0	234.3	219.4	315.6	
22	Pressure (psia)	50.00	32.68	32.68	32.68	50.00	
23	Molar Flow (lbmole/hr)	66.61	257.7	146.1	220.4	77.71	
24	Mass Flow (kg/h)	0.1512	7.040	1.668	5.581	0.1784	
25	Liquid Volume Flow (barrel/day)	62.33	4947	1090	3653	96.06	
26	Heat Flow (Btu/hr)	-8.632e+006	-3.662e+007	-1.465e+007	-3.262e+007	-7.746e+006	
27	Name	SS Diesel_Draw @C	SS Diesel_Return @C	Diesel @COL1	Vapor a SS Diesel @C	a 1_Main TS @COL1	
28	Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	
29	Temperature (C)	271.6	269.7	263.4	315.6	70.06	
30	Pressure (psia)	32.95	32.95	32.95	50.00	45.15	
31	Molar Flow (lbmole/hr)	211.9	43.92	188.0	19.98	1990	
32	Mass Flow (kg/h)	6.013	0.6290	5.408	4.536e-002	26.24	
33	Liquid Volume Flow (barrel/day)	3683	407.1	3501	24.70	1.916e+004	
34	Heat Flow (Btu/hr)	-3.211e+007	-4.567e+006	-2.951e+007	-1.992e+006	-1.680e+006	
35	Name	S @COL1	Crudo a DA-101 P-27	Crudo a DA-101 P-32	SS Gasol Prim_Return	Gasol Prim de SS 1 @C	
36	Vapour Fraction	1.0000	0.6366	0.6366	1.0000	0.0000	
37	Temperature (C)	315.6	360.0	360.0	302.2	272.6	
38	Pressure (psia)	50.00	34.83	34.83	33.32	33.40	
39	Molar Flow (lbmole/hr)	494.0	1958	170.3	628.2	231.6	
40	Mass Flow (kg/h)	1.121	71.66	6.230	8.748	9.096	
41	Liquid Volume Flow (barrel/day)	610.6	4.312e+004	3758	5460	5527	
42	Heat Flow (Btu/hr)	-4.824e+007	-2.666e+006	-2.526e+007	-9.040e+007	-4.667e+007	
43	Name	Vapor a SS Gasol Prim	SS Gasol Prim_Draw1	PA Diesel Retorno @C	PA Diesel Extraccion @C	PA Gasol Primario Ret	
44	Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
45	Temperature (C)	315.6	318.9	181.0	276.2	188.0	
46	Pressure (psia)	50.00	33.32	34.19	33.00	124.6	
47	Molar Flow (lbmole/hr)	590.0	469.8	457.8	457.8	346.0	
48	Mass Flow (kg/h)	1.339	16.50	13.34	13.34	12.16	
49	Liquid Volume Flow (barrel/day)	729.3	1.032e+004	8681	8680	7596	
50	Heat Flow (Btu/hr)	-5.000e+007	-8.015e+007	-8.244e+007	-7.061e+007	-7.446e+007	
51	Name	PA Gasol Primario Ex					
52	Vapour Fraction	0.0000					
53	Temperature (C)	318.9					
54	Pressure (psia)	33.32					
55	Molar Flow (lbmole/hr)	346.0					
56	Mass Flow (kg/h)	12.16					
57	Liquid Volume Flow (barrel/day)	7601					
58	Heat Flow (Btu/hr)	-5.904e+007					



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero 2010_1_5 Integrando PA_Entr 2 y 3_2 Imprimi.doc
Unit Set: NewUser1
Date/Time: Wed Jul 28 17:11:48 2010

Workbook: DA-151 (COL3)

Material Streams

Fluid Pkg:

All

Name	Incondensables @C	Residue de Vapor @C	GOLV_P4 @COL3	GOPV_PT @COL3	PA_GOLV_Dew @COL3
Vapour Fraction	0.9273	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	95.19	368.4	197.2	291.7	197.2
Pressure (psia)	1.900	2.000	1.916	1.935	1.916
Molar Flow (lbmole/hr)	217.4	331.5	66.70	327.2	238.1
Mass Flow (kg/hr)	1.471	30.54	3.034	15.70	7.984
Liquid Volume Flow (barrel/day)	956.2	1.533e+004	1900	9400	5000
Heat Flow (Btu/hr)	-2.327e+007	-1.348e+008	-1.826e+007	-8.054e+007	-4.806e+007
Name	PA_GOLV_Return @C	4 @COL3	Vapor al Fdo DA-151	Almal P_16 @COL3	8 @COL3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	0.4051	0.4912
Temperature (C)	55.00	291.7	315.6	393.0	377.8
Pressure (psia)	1.916	3.935	50.00	4.000	4.000
Molar Flow (lbmole/hr)	238.1	117.8	105.5	155.4	594.2
Mass Flow (kg/hr)	7.984	5.653	0.2394	9.945	34.92
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5000	3394	130.4	5525	1.955e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-5.590e+007	-2.903e+007	-1.051e+007	-4.197e+007	-1.467e+008
Name	PA_GOPV Retorno @C	PA_GOPV Extraccion			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000			
Temperature (C)	195.0	291.7			
Pressure (psia)	1.223	1.935			
Molar Flow (lbmole/hr)	452.8	452.8			
Mass Flow (kg/hr)	21.72	21.72			
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.300e+004	1.300e+004			
Heat Flow (Btu/hr)	-1.308e+008	-1.115e+008			

Workbook: DA-100 (COL5)

Material Streams

Fluid Pkg:

All

Name	Crudo Despuntado @C	A.7 Main TS @COL5	10 @COL5	Crudo Enero 2010_2 @C
Vapour Fraction	0.0000 *	0.0000	0.7562	0.1985
Temperature (C)	197.2	60.03	134.5	207.8
Pressure (psia)	35.90	44.00	37.00	67.53
Molar Flow (lbmole/hr)	21.28	335.8	1173	2988
Mass Flow (kg/hr)	77.88	4.095	13.40	67.19
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.595e+004	3042	1.007e+004	5.326e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-4.546e+008	-2.270e+007	-8.466e+007	-5.155e+008

Workbook: Case (Main)

Material Streams

Fluid Pkg:

Base-1

Name	Vapor a SS Nafta	Nafta	Vapor a SS Kerosina	Kerosina	Vapor a SS Diesel
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	315.6 *	167.2	315.6 *	219.4	315.6 *
Pressure (psia)	50.00 *	32.36	50.00 *	32.68	50.00 *
Molar Flow (lbmole/hr)	66.81	424.4	77.71	223.4	19.98
Mass Flow (kg/hr)	0.1512 *	7.957	0.1764 *	5.561	4.536e-002 *
Liquid Volume Flow (barrel/day)	62.33	5470	95.05	3653	24.70
Heat Flow (Btu/hr)	-5.539e+008	-5.060e+007	-7.345e+008	-3.252e+007	-1.992e+008



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero 2010_1_5 Integrando PA_Entr 2 y 3_2 Imprinti.hsc

Unit Set: NewUser1

Date/Time: Wed Jul 28 17:11:48 2010

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg:

Base-1

Name	Diesel	Salida a P-102	F a E-101	Gas Amargo	Gas
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	253.4	70.00 *	137.8	70.00	70.00
Pressure (psia)	32.85	29.65	32.15	29.65	29.65
Molar Flow (lbmole/hr)	180.0	3015	3015	0.0000	2375
Mass Flow (kg/h)	5.435	34.17	34.17	0.0000	31.35
Liquid Volume Flow (barnl/day)	3501	2.442e+004	2.442e+004	0.0000	2.209e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-2.951e+007	-3.753e+008	-3.025e+008	0.0000	-2.246e+008
Name	Ai GA-102	a 1_Main TG	Gasolina Friso	Agua Amarga	Entrada a RCY-102
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	70.00	70.05 *	70.00	70.00	70.05
Pressure (psia)	29.65	45.15 *	29.65	29.65	45.15
Molar Flow (lbmole/hr)	1990	1990	588.2	1240	1990
Mass Flow (kg/h)	28.28	28.28	5.090	2.814	28.28
Liquid Volume Flow (barnl/day)	1.917e+004	1.919e+004 *	3720 *	1533	1.917e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-1.881e+008	-1.880e+008	-3.651e+007	-1.507e+008	-1.881e+008
Name	Ri Primario	Ri Prim	Vapor al Pdo DA-15 i	Incondensables	GOLV
Vapour Fraction	0.0000	0.4061	1.0000	0.9273	0.0000
Temperature (C)	350.8	300.0 *	315.6 *	95.19	197.2
Pressure (psia)	73.80	4.000 *	50.00 *	1.900	1.918
Molar Flow (lbmole/hr)	622.0	675.5	105.5	217.4	60.70
Mass Flow (kg/h)	43.12	43.24	0.2584 *	1.471	3.034
Liquid Volume Flow (barnl/day)	2.395e+004	2.402e+004	130.4	958.2	1900
Heat Flow (Btu/hr)	-1.955e+008	-1.825e+008	-1.051e+007	-2.327e+007	-1.829e+007
Name	GOLV_P7	Residuo de Vapor	GOLV DA-15 i	2	3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	291.7	307.4	291.7	291.7	291.7
Pressure (psia)	1.935	2.000	1.935	1.935	3.935
Molar Flow (lbmole/hr)	327.2	331.5	209.4	117.8	117.8
Mass Flow (kg/h)	15.70	30.54	10.58	5.883	5.883
Liquid Volume Flow (barnl/day)	9400	1.633e+004	6015	3384	3384
Heat Flow (Btu/hr)	-6.004e+007	-1.346e+008	-5.161e+007	-2.900e+007	-2.903e+007
Name	Reflujo Lavador	Vapor al Pdo DA-101	Crudo 1	Crudo Enero 3	Crudo 2
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	291.7 *	315.6 *	78.17	78.17	78.17
Pressure (psia)	3.935 *	50.00 *	327.0 *	327.0	327.0
Molar Flow (lbmole/hr)	117.8 *	494.0	2919	1490	1490
Mass Flow (kg/h)	5.883	1.121 *	87.08	43.54	43.54
Liquid Volume Flow (barnl/day)	3384	910.0	5.392e+004	2.696e+004	2.696e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-2.903e+007	-4.004e+007	-6.012e+008	-3.006e+008	-3.006e+008
Name	Nafta 3	Nafta 1	Crudo 5	Crudo 4	Nafta 1
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	187.5	95.00 *	94.40	97.23	219.8
Pressure (psia)	125.0 *	119.3	315.8	322.2	170.7 *
Molar Flow (lbmole/hr)	424.4	424.4	1490	1490	220.4
Mass Flow (kg/h)	7.957	7.957	43.54	43.54	5.581
Liquid Volume Flow (barnl/day)	5470	5470	2.696e+004	2.696e+004	3883
Heat Flow (Btu/hr)	-5.057e+007	-6.531e+007	-2.950e+008	-2.949e+008	-3.250e+007

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)

		Fluid Pkg:	Scale:
11	Name	Crudo 4	Crudo 6
12	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	90.89 *	95.85
14	Pressure (psia)	160.0	310.0
15	Molar Flow (lbmole/hr)	200.4	2919
16	Mass Flow (kg/s)	5.561	87.06
17	Liquid Volume Flow (barnel/day)	3653	5.362e+004
18	Heat Flow (Btu/hr)	-3.602e+007	-5.906e+008
19	Name	Crudo 8	Crudo 7
20	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
21	Temperature (C)	127.0 *	113.0
22	Pressure (psia)	94.76	310.0
23	Molar Flow (lbmole/hr)	160.0	1480
24	Mass Flow (kg/s)	5.436	43.54
25	Liquid Volume Flow (barnel/day)	3501	2.696e+004
26	Heat Flow (Btu/hr)	-3.602e+007	-2.696e+008
27	Name	Crudo 9	Crudo 10
28	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
29	Temperature (C)	114.6	130.5
30	Pressure (psia)	310.0	305.1
31	Molar Flow (lbmole/hr)	2919	6479
32	Mass Flow (kg/s)	87.06	19.15
33	Liquid Volume Flow (barnel/day)	5.362e+004	1.101e+004
34	Heat Flow (Btu/hr)	-5.796e+008	-1.001e+009
35	Name	Crudo 11	Crudo 12
36	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
37	Temperature (C)	114.6	130.5
38	Pressure (psia)	310.0	305.1
39	Molar Flow (lbmole/hr)	2919	6479
40	Mass Flow (kg/s)	87.06	19.15
41	Liquid Volume Flow (barnel/day)	5.362e+004	1.101e+004
42	Heat Flow (Btu/hr)	-5.796e+008	-1.001e+009
43	Name	Crudo 13	Crudo 14
44	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
45	Temperature (C)	120.5	127.0
46	Pressure (psia)	305.1	124.0
47	Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	2965
48	Mass Flow (kg/s)	0.0000	87.19
49	Liquid Volume Flow (barnel/day)	0.0000	5.362e+004
50	Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	-5.796e+008
51	Name	Crudo 15	Crudo 16
52	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
53	Temperature (C)	131.2	131.2
54	Pressure (psia)	275.0	275.0
55	Molar Flow (lbmole/hr)	457.0	1483
56	Mass Flow (kg/s)	13.34	43.59
57	Liquid Volume Flow (barnel/day)	8590	5.362e+004
58	Heat Flow (Btu/hr)	-8.242e+007	-5.724e+008
59	Name	Crudo 17	Crudo 18
60	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
61	Temperature (C)	211.1 *	157.2
62	Pressure (psia)	67.47	271.7
63	Molar Flow (lbmole/hr)	242.7	1483
64	Mass Flow (kg/s)	11.70	43.59
65	Liquid Volume Flow (barnel/day)	7000	2.696e+004
66	Heat Flow (Btu/hr)	-6.666e+007	-2.772e+008
67	Name	Crudo 19	Crudo 20
68	Vapour Fraction	0.0000	0.0000
69	Temperature (C)	211.1 *	154.2
70	Pressure (psia)	67.47	271.3
71	Molar Flow (lbmole/hr)	242.7	2965
72	Mass Flow (kg/s)	11.70	87.19
73	Liquid Volume Flow (barnel/day)	7000	5.362e+004
74	Heat Flow (Btu/hr)	-6.666e+007	-5.666e+008



LD-GENCO
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero 2010_1_5 Integrando PA_Entre 2 y 3_2 Impedir.hoc

Unit Set: NewUser1

Date/Time: Wed Jul 28 17:11:40 2010

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg:

Base-1

Name	Crudo 24	PA_GOPV	PA_GOPV 1	PA_GOPV 2	Crudo 25
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	181.0	185.0 *	202.0	202.0	184.2
Pressure (psia)	248.0	122.3	122.6	122.6	271.3
Molar Flow (lbmole/hr)	1483	226.3	226.3	226.3	1483
Mass Flow (kg/h)	43.59	10.86	10.86	10.86	43.59
Liquid Volume Flow (barel/day)	2.699e+004	6500	6500	6500	2.699e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-2.699e+008	-6.541e+007	-6.570e+007	-6.570e+007	-2.782e+008
Name	Crudo 22	Crudo 26	PA_GOPV 3	PA_GOPV 1 g DA-15	Crudo 28
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	184.2	181.0	185.0 **	185.0	181.0
Pressure (psia)	271.3	248.0	122.3	122.3	248.0
Molar Flow (lbmole/hr)	1483	1483	226.3	452.5	2985
Mass Flow (kg/h)	43.59	43.59	10.86	21.72	87.19
Liquid Volume Flow (barel/day)	2.699e+004	2.699e+004	6500	1.300e+004	5.399e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-2.782e+008	-2.685e+008	-6.541e+007	-1.308e+008	-5.371e+008
Name	Crudo 27	Mezcla Gasol 1	PA_Gasol Primario	Nafta Pesada	Diesel
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	194.8	225.0 *	225.0 **	43.33 *	46.11 *
Pressure (psia)	241.9	118.1	125.2	115.3	77.78
Molar Flow (lbmole/hr)	2985	441.0	348.0	424.4	168.0
Mass Flow (kg/h)	87.19	19.15	12.18	7.957	5.435
Liquid Volume Flow (barel/day)	5.399e+004	1.181e+004	7801	5470	3501
Heat Flow (Btu/hr)	-5.267e+008	-1.105e+008	-7.017e+007	-5.831e+007	-3.629e+007
Name	Gasoline a Tia	Crudo a DA-101 P-27	Crudo a DA-101 P-32	5	Gasol Prim
Vapour Fraction	0.0000	0.8386	0.8386	1.0000	0.0000
Temperature (C)	65.58 *	360.0	360.0	315.6 *	272.8
Pressure (psia)	67.95	34.83	34.83	50.00 *	33.40
Molar Flow (lbmole/hr)	441.0	1688	170.3	890.0 *	231.8
Mass Flow (kg/h)	19.15	71.65	6.230	1.339	9.095
Liquid Volume Flow (barel/day)	1.181e+004	4.312e+004	3756	729.3	5597
Heat Flow (Btu/hr)	-1.349e+008	-2.988e+008	-2.596e+007	-5.880e+007	-4.857e+007
Name	1	4	8	7	Air a P-15
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0844	0.4081
Temperature (C)	352.5	352.5	315.6 **	352.0	360.0
Pressure (psia)	13.80	13.80	50.00 **	50.00	4.000
Molar Flow (lbmole/hr)	622.0	64.05	53.50 **	675.5	520.1
Mass Flow (kg/h)	43.12	1.621	0.1214	43.24	33.29
Liquid Volume Flow (barel/day)	2.325e+004	1055	66.13	2.402e+004	1.850e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-1.259e+008	-6.184e+006	-5.332e+006	-2.009e+008	-1.405e+008
Name	Air a P_16	8	Crudo	Crudo Entero	Combustible 1
Vapour Fraction	0.4081	0.4812	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	360.0	377.8	30.00 **	79.00 *	214.3
Pressure (psia)	4.000	4.000	99.50 **	95.87	164.6
Molar Flow (lbmole/hr)	155.4	584.2	2919	1480	276.0
Mass Flow (kg/h)	9.045	34.92	87.08	43.54	18.05
Liquid Volume Flow (barel/day)	5525	1.265e+004	5.392e+004 **	2.696e+004	9994
Heat Flow (Btu/hr)	-4.157e+007	-1.467e+008	-6.305e+008	-3.010e+008	-1.051e+008



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero2010_1_5 Integrando PA_Entrada 2 y 3_2 Impprimir.hsc

Unit Set: NewUser1

Date/Time: Wed Jul 28 17:11:46 2010

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg:

Base-1

Name	9	11	Crudo Enero 2	Combustibles	12
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	30.00	30.00	78.00 *	214.3	78.00
Pressure (psia)	99.58	99.58	99.87	194.8	99.87
Molar Flow (lbmole/hr)	1490	1490	1490	278.0	2919
Mass Flow (kg/h)	43.54	43.54	43.54	18.05	87.08
Liquid Volume Flow (barnl/day)	2.896e+004	2.896e+004	2.896e+004	9994	5.302e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-3.153e+008	-3.153e+008	-3.010e+008	-1.051e+008	-6.019e+008
Name	13	14	15	GOPIV TAV3	16
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	214.3	301.0	301.0	274.8 *	272.9
Pressure (psia)	194.8	199.8	199.8	1.935 *	128.7
Molar Flow (lbmole/hr)	551.9	278.0	278.0	242.7	231.8
Mass Flow (kg/h)	36.11	18.05	18.05	11.70	9.095
Liquid Volume Flow (barnl/day)	1.999e+004	9994	9994	7000 *	5957
Heat Flow (Btu/hr)	-2.103e+008	-8.064e+007	-8.064e+007	-6.202e+007	-4.853e+007
Name	17	Agua a PA-101	19	18	Crudo Despuntado-3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	292.0	70.00 *	139.8	319.3	197.2
Pressure (psia)	122.8	210.0 *	305.1	126.8	38.80
Molar Flow (lbmole/hr)	209.4	3590	2919	348.0	2128
Mass Flow (kg/h)	15.88	8.588	87.58	15.18	77.88
Liquid Volume Flow (barnl/day)	8018	4400 *	5.392e+004	7801	4.689e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-5.156e+007	-4.326e+008	-5.679e+008	-5.896e+007	-4.648e+008
Name	Crudo a DA-101-3	Solida a FA-100-3	Gas Amargo FA-100-3	Gasolina Desp-3	Agua Amarga FA-100
Vapour Fraction	0.6398	0.0714	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	360.0 *	60.00 *	60.00	60.00	60.00
Pressure (psia)	34.83	38.00	38.00	38.00	38.00
Molar Flow (lbmole/hr)	2128	1173	83.81	1053	38.24
Mass Flow (kg/h)	77.88	13.40	0.4800	12.88	8.278e-002
Liquid Volume Flow (barnl/day)	4.695e+004	1.007e+004	473.3	9552	44.79
Heat Flow (Btu/hr)	-3.248e+008	-1.022e+008	-4.285e+006	-9.354e+007	-4.417e+006
Name	Gasolina Desp a Tis-	A BA-112-3	Entrada a RCY-3	A 7 Main TS-3	10-3
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7582
Temperature (C)	60.00	60.00	60.03	60.03 *	134.5
Pressure (psia)	38.00	38.00	44.00	44.00 *	37.00
Molar Flow (lbmole/hr)	716.1	337.0	337.0	336.6	1173
Mass Flow (kg/h)	8.745	4.115	4.115	4.085	13.40
Liquid Volume Flow (barnl/day)	6495	3057	3057	3042 *	1.007e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-8.361e+007	-2.993e+007	-2.993e+007	-2.978e+007	-8.489e+007
Name	Crudo 28	20	21	22	23
Vapour Fraction	0.1985	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	207.8	209.5	197.5	197.5	368.3
Pressure (psia)	67.83	215.3	260.0	260.0	237.1 *
Molar Flow (lbmole/hr)	2985	2985	1054	1054	331.5
Mass Flow (kg/h)	87.19	87.19	38.94	38.94	30.54
Liquid Volume Flow (barnl/day)	5.368e+004	5.368e+004	2.347e+004	2.347e+004	1.633e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-5.155e+008	-5.155e+008	-2.329e+008	-2.329e+008	-1.343e+008



LEGENDS
Burlington, MA
USA

Case Name: Primaria 5 Febrero 2010_1_5 Integrando PA_Entre 2 y 3_2_ Impedir.hoc

Unit Set: NewUser1

Date/Time: Wed Jul 28 17:11:48 2010

Workbook: Case (Main) (continued)

Material Streams (continued)

Fluid Pkg:

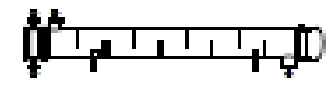
Base-1

Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	366.3	366.3	306.7	211.0 *	366.7
Pressure (psia)	237.1	237.1	217.7	246.2	217.7
Molar Flow (lbmole/hr)	165.8	165.8	165.8	1064	165.8
Mass Flow (kg/h)	15.27	15.27	15.27	36.94	15.27
Liquid Volume Flow (barnel/day)	6167	6167	6167	2.347e+004	6167
Heat Flow (Btu/hr)	-6.715e+007	-6.715e+007	-7.172e+007	-2.275e+008	-7.172e+007
Name	29	30	31	Combustoles	Residuo Primario
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0010
Temperature (C)	211.0 *	211.0	301.0	165.0 *	354.7
Pressure (psia)	246.2	246.2	166.6	71.00 *	33.80
Molar Flow (lbmole/hr)	1064	2128	551.9	551.9	606.1
Mass Flow (kg/h)	36.94	77.88	36.11	36.11	44.74
Liquid Volume Flow (barnel/day)	2.347e+004	4.695e+004	1.666e+004	1.666e+004	2.501e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-2.275e+008	-4.549e+008	-1.617e+008	-2.261e+008	-2.016e+008
Name	PA Diesel Extraccion	PA Diesel Rotomo	PA Gasol Primario Ect	PA Gasol Primario	PA GOPY Ect
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	276.2	161.0 *	316.9	165.0 *	291.7
Pressure (psia)	33.00	64.18 *	33.32	124.6 *	1.635
Molar Flow (lbmole/hr)	457.8	457.8 *	346.0	346.0 *	452.5
Mass Flow (kg/h)	13.34	13.34	12.16	12.16	21.72
Liquid Volume Flow (barnel/day)	6590	6591	7601	7598	1.300e+004
Heat Flow (Btu/hr)	-7.091e+007	-8.244e+007	-5.904e+007	-7.446e+007	-1.115e+008
Name	PA GOPY R	32	33	Mezcla de Gasolinas	
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0386	0.0023	
Temperature (C)	165.0 *	167.5	360.0 *	63.53	
Pressure (psia)	122.3 *	260.0	34.63 *	29.65	
Molar Flow (lbmole/hr)	452.6 *	2128	2128 *	1102	
Mass Flow (kg/h)	21.72	77.88	77.88	13.64	
Liquid Volume Flow (barnel/day)	1.300e+004	4.695e+004	4.695e+004	1.022e+004	
Heat Flow (Btu/hr)	-1.300e+008	-4.640e+008	-3.246e+008	-1.001e+008	

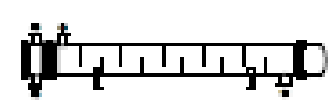
ANEXO C

HOJA DE DATOS DE LOS INTERCAMBIADORES

Heat Exchanger Specification Sheet

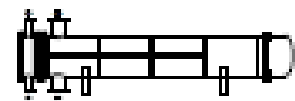
1	EA-102 Propuesta 1 (Cambio de Posición)											
2												
3												
4												
5												
6	Size	533.4-8098	mm	Type	AES Hor	Connected in	1 parallel	2 series				
7	Surf/Unit(eff.)	1448.8	#	Shell/Unit	2	Surf/Shell (eff.)	724.4	#				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side							
10	Fluid name	Crude			Kerosene							
11	Fluid quantity, Total	kg/h	48.8985			5.5552						
12	Vapor (In/Out)	kg/h	0	0	0	0						
13	Liquid	kg/h	48.8985	48.8985	5.5552	5.5552						
14	Noncondensable	kg/h	0	0	0	0						
15												
16	Temperature (In/Out)	°C	83.3	101.23	210.73	98.89						
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 828.48	/ 828.48	/ 873.93	/ 873.93						
19	Viscosity	mPa.s	/ 3.3	/ 3.3	/ 0.245	/ 0.245						
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat	kJ/(kg.K)	/ 2.087	/ 2.087	/ 2.728	/ 2.728						
23	Thermal conductivity	W/(m.K)	/ 0.127	/ 0.127	/ 0.108	/ 0.108						
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar	22.54588	22.18118	11.78729	11.51222						
26	Velocity	m/s	0.99			0.69						
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0.49987	0.38488	0.25855	0.25507						
28	Fouling resist. (min)	m ² KW	0.0009			0.0009	0.00104(Ao based)					
29	Heat exchanged	8.24	MBTU/h		MTD corrected		49.73	°C				
30	Transfer rate, Service	273.3	Dirty		273.8	Clean		582.8	W/(m ² .K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch					
32				Shell Side	Tube Side							
33	Design/Test pressure	bar	25.51081/	/Code	14.479/	/Code						
34	Design temperature	°C	108.89			321.11						
35	Number passes per shell	1			6							
36	Corrosion allowance	mm	3.18			3.18						
37	Connections	In	mm	254/	-	78.2/	-					
38	Sizing/ing	Out	mm	203.2/	-	78.2/	-					
39	Nominal	Intermediate	mm	203.2/	-	78.2/	-					
40	Tube No. 145	OD	25.4	Tis-Avg	1.85	mm	Length		8098	mm	Pitch	31.75
41	Tube type	Plain	mm	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90					
42	Shell	Carbon Steel	ID	539.75	OD	558.8	mm	Shell cover	-			
43	Channel or Bonnet	Carbon Steel	Channel cover	Carbon Steel								
44	Tubeheet-stationary	Carbon Steel	Tubeheet-floating	Carbon Steel								
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection	None								
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	40	H	Spacing: o/c	809.8	mm		
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	774.71	mm			
48	Supports-tube	U-bend	Type									
49	Bypass seal	Tube-tubeheet joint			Exp.							
50	Expansion joint	-	Type									
51	RhoV2-Inlet nozzle	1115	Bundle entrance	301	Bundle exit	311	kg/(m ² .s)					
52	Gaskets - Shell side	Flat/Metal Jacket Fibre	Tube Side	Flat/Metal Jacket Fibre								
53	Floating head	Flat/Metal Jacket Fibre										
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class	IR - refinery service					
55	Wt/Shell	2985.2	Filed with water	4458.3	Bundle	1157.6	kg					
56	Remarks											
57												
58												

Heat Exchanger Specification Sheet


1	EA-110 C/D Propuesta 1 (Cambio de Posición)												
2													
3													
4													
5													
6	Size	533.4-5488.4	mm	Type	AET	Hor	Connected in	1 parallel	1 series				
7	Surf(unit/eff.)	537.5	#	Shell/unit	1		Surf/shell (eff.)	537.5	#				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
9	Fluid allocation	Shell Side				Tube Side							
10	Fluid name	Crudo Despuntado				Residuo Vacío							
11	Fluid quantity, Total	39.5636				15.2772							
12	Vapor (In/Out)	kg/s	0	0	0	0	0	0	0				
13	Liquid	kg/s	39.5636	39.5636	15.2772	15.2772							
14	Noncondensable	kg/s	0	0	0	0							
15													
16	Temperature (In/Out)	°C	237.78	250.1	388.32	337.73							
17	Dew / Bubble point	°C											
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 729.12	/ 729.12	/ 788.54	/ 788.54							
19	Viscosity	mPa s	/ 0.568	/ 0.568	/ 1.75	/ 1.75							
20	Molecular wt, Vap												
21	Molecular wt, LC												
22	Specific heat	kJ/kg K	/ 2.683	/ 2.683	/ 2.994	/ 2.994							
23	Thermal conductivity	W/m K	/ 0.0964	/ 0.0964	/ 0.1288	/ 0.1288							
24	Latent heat	kJ/kg											
25	Pressure	bar	17.92837	17.77254	18.35023	18.27719							
26	Velocity	m/s	0.83		0.84								
27	Pressure drop, allow./calc.	bar	0.49987	0.15383	0.2835	0.07304							
28	Fouling resist. (min)	m ² KW	0.0009		0.0009	0.00104Ao based							
29	Heat exchanged	4.48	MRTUth		MTD corrected		107.34	°C					
30	Transfer rate, Service	244	Dirty	350.4	Clean	488.6	W/(m ² K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch						
32		Shell Side			Tube Side								
33	Design/Test pressure	bar	0.88428/	/Code	18.81585/	/Code							
34	Design temperature	°C	354.44			463.33							
35	Number passes per shell		1			2							
36	Corrosion allowance	mm	3.18			3.18							
37	Connections	In	mm	203.2/	-	127/	-						
38	Size/rating	Out	mm	152.4/	-	101.6/	-						
39	Nominal	Intermediate		/	-	/	-						
40	Tube No.	120	OD	25.4	Tls-Avg	1.85	mm	Length	5488.4	mm			
41	Tube type	Plain	ID	539.75	Material	Carbon Steel	Tube pattern	90					
42	Shell	Carbon Steel	OD	558.8	mm	Shell cover	-						
43	Channel or bonnet	Carbon Steel			Channel cover	Carbon Steel							
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel			Tubesheet-floating	Carbon Steel							
45	Floating head cover	Carbon Steel			Impingement protection	None							
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	40.20	H	Spacing: c/c	438.15	mm			
47	Baffle-long	-	Seal type		Inlet				835.8	mm			
48	Supports-tube	U-band	Type										
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint	Exp.									
50	Expansion joint	-	Type										
51	RhoVQ-Inlet nozzle	2081	Bundle entrance	182	Bundle exit	183			kg/(m ²)				
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre	Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre								
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre											
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service							
55	Weight/Shell	2673.6	Filled with water	3952.5	Bundle	937.6			kg				
56	Remarks												
57													
58													

Heat Exchanger specification sheet

1	EA-117 Propuesta 1 (Cambio de Posición)											
2												
3												
4												
5												
6	Size	482.8-3857.8	mm	Type	AFT	Hor	Connected in	1 parallel	1 series			
7	Surfunit(eff.)	280.5	m ²	Shell/unit	1		Surfshell (eff.)	280.5	m ²			
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side							
10	Fluid name	Crudo a EA-117 P1			Nafte a EA-117 P1							
11	Fluid quantity, Total	kg/s			7.9559							
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0	0	0	0				
13	Liquid	kg/s			44.3932	44.3932	7.9559	7.9559				
14	Noncondensable	kg/s			0	0	0	0				
15												
16	Temperature (In/Out)	°C			83.53	88.47	187.44	144.2				
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density	kg/m ³			/ 808.44	/ 808.44	/ 871.08	/ 871.08				
19	Viscosity	mPa.s			/ 3.3	/ 3.3	/ 0.248	/ 0.248				
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat	kJ/kg.K			/ 2.087	/ 2.087	/ 2.575	/ 2.575				
23	Thermal conductivity	W/m.K			/ 0.127	/ 0.127	/ 0.108	/ 0.108				
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar			22.54	22.1739	8.81	8.47239				
26	Velocity	m/s			1.99			1.4				
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			0.49987	0.3681	0.25855	0.13751				
28	Fouling resist. (min)	m ² kW			0.0009			0.00104As based				
29	Heat exchanged	182	MBTU/h	MTD corrected			89.48	°C				
30	Transfer rate, Service	293.3	Dirty	312.8	Clean	793.8	W/(m ² K)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch					
32		Shell Side			Tube Side							
33	Design/Test pressure	kgf/cm ²	25.51081/	/Code	1.03182/	/Code						
34	Design temperature	°C	187.78			285.56						
35	Number passes per shell	2			4							
36	Corrosion allowance	mm	3.18			3.18						
37	Connections	In	mm	203.2/	-	88.9/	-					
38	Sizinging	Out	mm	203.2/	-	76.2/	-					
39	Nominal	Intermediate	/ -			/ -						
40	Tube No. 88	OD	25.4	Tra-Avg	1.85	mm	Length	3957.8	mm	Pitch	31.75	mm
41	Tube type	Plain	Material			Carbon Steel	Tube pattern	90				
42	Shell	Carbon Steel	ID	488.95	OD	508	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover			Carbon Steel						
44	Tube-sheet-stationary	Carbon Steel	Tube-sheet-floating			Carbon Steel						
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection			None						
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%cd)	39.29	V	Spacing: o/c	844.55	mm		
47	Baffle-long	Carbon Steel	Seal type			Inlet			878.69	mm		
48	Supports-tube	U-bend			Type							
49	By-pass seal	Tri-Shell/Tube-sheet joint			Esp.							
50	Expansion joint	-			Type							
51	Rho/G-Inlet nozzle	2284	Bundle entrance			102	Bundle exit	102	kg/(m ²)			
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre			Tube Side			Flat Metal Jacket Fibre				
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre										
54	Code requirements	ASME Code Sec VII Div 1					TEMA class	R - refinery service				
55	Weight/Shell	1794.3	Filled with water			2488.6	Bundle	588.5	kg			
56	Remarks											
57												
58												



Heat Exchanger Specification Sheet

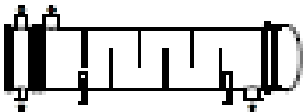
1	EA-151 A Propuesta 1 (Cambio de Servicio)									
2										
3										
4										
5										
6	Size	985.2-8098	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	3 series	
7	Surf/unit(eff.)	8271.5	m ²	Shell/unit	3		Surf/shell (eff.)	2757.2	m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side					
10	Fluid name	Crudo Despartado@EA-110			Combustible					
11	Fluid quantity, Total	42.3284			18.0549					
12	Vapor (In/Out)	0			0					
13	Liquid	42.3284			18.0549					
14	Noncondensable	0			0					
15										
16	Temperature (In/Out)	197.95			239.5					
17	Dew / Bubble point									
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 761.09	/ 761.09	/ 774.07	/ 774.07			
19	Viscosity		mPa s	/ 0.871	/ 0.871	/ 1.5	/ 1.5			
20	Molecular wt, Vap									
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 2.531	/ 2.531	/ 2.825	/ 2.825			
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0.111	/ 0.111	/ 0.1153	/ 0.1153			
24	Latent heat	kJ/kg								
25	Pressure	17.92837			17.88528					
26	Velocity	0.47			0.43					
27	Pressure drop, allow./calc.	0.49987			0.24111					
28	Fouling resist. (min)	0.0009			0.0009					
29	Heat exchanged	15.19	MBTU/h	MTD corrected			32.8	°C		
30	Transfer rate, Service	178.8	Dirty	179.8	Clean	275.8	W/(m ² K)			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch			
32		Shell Side			Tube Side					
33	Design/Test pressure	kgf	0.88428/	/Code	15.78952/	/Code				
34	Design temperature	°C	343.33			415.56				
35	Number passes per shell	1			4					
36	Corrosion allowance	mm	3.18			3.18				
37	Connections	In	mm	254/	-	152.4/				-
38	Sizing ring	Out	mm	254/	-	127/				-
39	Nominal	Intermediate	mm	254/	-	127/				-
40	Tube No. 562	OD	25.4	Tra-Avg	1.85	mm	Length	8098	mm	
41	Tube type	Plain	Material			Carbon Steel	Tube pattern	90		
42	Shell	Carbon Steel	ID	985.2	OD	990.8	mm	Shell cover	-	
43	Channel or bonnet	Carbon Steel				Channel cover	Carbon Steel			
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel				Tubesheet-floating	Carbon Steel			
45	Floating head cover	Carbon Steel				Impingement protection	None			
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental		Cut(%d)	34.7	H Spacing: c/c	495.3	mm
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	827.07		mm
48	Supports-tube	U-band			Type					
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint	Exp.				
50	Expansion joint				Type					
51	RhoV2-Inlet nozzle	910	Bundle entrance			187	Bundle exit	198	kg/(m s ²)	
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre			Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre			
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre								
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1				TEMA class				R - refinery service
55	Weight/Shell	9948.8	Filled with water	15023.2	Bundle	4805.5	kg			
56	Remarks									
57										
58										

Heat Exchanger Specification Sheet


1	E-101 Propuesta 1 (Nuevo)											
2												
3												
4												
5												
6	Size	838.2-8095	mm	Type	AET Hor	Connected in	1 parallel	2 series				
7	Surf/Unit(eff.)	3299	ft ²	Shell/Unit	2	Surf/Shell (eff.)	1649.5	ft ²				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT											
9	Fluid allocation	Shell Side		Tube Side								
10	Fluid name	Crudo a E-101 P1		Mezcla Gasol Prim. GOPV DA-151 a E-101 P1								
11	Fluid quantity, Total	kg/s		98.7888		19.1478						
12	Vapor (In/Out)	kg/s		0		0						
13	Liquid	kg/s		98.7888		19.1478						
14	Noncondensable	kg/s		0		0						
15												
16	Temperature (In/Out)	°C		30		53.8						
17	Dew / Bubble point	°C										
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m ³	/ 888.88	/ 888.88	/ 797.38	/ 797.38					
19	Viscosity		mPa s	/ 0.67	/ 0.67	/ 0.914	/ 0.914					
20	Molecular wt, Vap											
21	Molecular wt, NC											
22	Specific heat		kJ/(kg K)	/ 1.857	/ 1.857	/ 2.302	/ 2.302					
23	Thermal conductivity		W/(m K)	/ 0.139	/ 0.139	/ 0.1393	/ 0.1393					
24	Latent heat	kJ/kg										
25	Pressure	bar		21.42843		21.62169						
26	Velocity	m/s		0.78		0.78						
27	Pressure drop, allow./calc.	bar		0.49987		0.40474						
28	Fouling resist. (min)	m ² KW		0.0009		0.0009						
29	Heat exchanged	14.59	MBTU/h	MTD corrected		62.73	°C					
30	Transfer rate, Service	222.4	Dirty	224.4	Clean	387.4	W/(m ² K)					
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch						
32		Shell Side		Tube Side								
33	Design/Test pressure	bar	4.82114/	/Code	10.34214/	/Code						
34	Design temperature	°C	154.44		260							
35	Number passes per shell	1		4								
36	Corrosion allowance	mm	3.18		3.18							
37	Connections	In	mm	304.8/	-	152.4/	-					
38	Steering	Out	mm	304.8/	-	127/	-					
39	Nominal	Intermediate	mm	304.8/	-	127/	-					
40	Tube No. 329	OD	25.4	Tra-Avg	1.85	mm	Length	8098	mm	Pitch	31.75	mm
41	Tube type	Plain	mm	Material	Carbon Steel	Tube pattern	45					
42	Shell	Carbon Steel	ID	838.2	OD	863.8	mm	Shell cover	-			
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover	Carbon Steel								
44	Tube-sheet-stationary	Carbon Steel	Tube-sheet-floating	Carbon Steel								
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection	None								
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	39.29	H	Spacing: oc	571.5	mm		
47	Baffle-long	-	Seal type					Inlet	918.38	mm		
48	Support-tube	U-bend	Type									
49	Bypass seal	-	Tube-tube-sheet joint	Exp.								
50	Expansion joint	-	Type									
51	RhoV2-Inlet nozzle	2028	Bundle entrance	239	Bundle exit	542	kg/(m ²)					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibre								
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre										
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service						
55	Weight/Shell	7080.1	Filled with water	10481.5	Bundle	2752.6	kg					
56	Remarks											
57												
58												



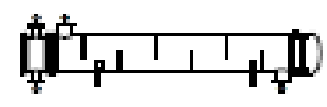
Heat Exchanger Specification Sheet

1	E-103 Propuesta 1 (Nuevo)												
2													
3													
4													
5													
6	Size	1117.6-5488.4	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series				
7	Surf/unit(eff.)	3397.1	m ²	Shells/unit	1		Surf/shell (eff.)	3397.1	m ²				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name	Crudo a E-103 P3			31. Combustibles E-103 P3								
11	Fluid quantity, Total	93.901			38.1121								
12	Vapor (In/Out)	0			0								
13	Liquid	93.901			38.1121								
14	Noncondensable	0			0								
15													
16	Temperature (In/Out)	83.72			83.33								
17	Dew / Bubble point												
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³			kg/m ³								
19	Viscosity	mPa s			mPa s								
20	Molecular wt, Vap												
21	Molecular wt, NC												
22	Specific heat	kJ/kg K			kJ/kg K								
23	Thermal conductivity	W/m K			W/m K								
24	Latent heat	kJ/kg											
25	Pressure	bar			bar								
26	Velocity	m/s			m/s								
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			bar								
28	Fouling resist. (min)	m ² KW			m ² KW								
29	Heat exchanged	18.81	MBTU/h		MTD corrected	113.17	°C						
30	Transfer rate, Service	152.7	Dirty	155.1	Clean	221.8	W/(m ² K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch						
32		Shell Side		Tube Side									
33	Design/Test pressure	bar	3.96319/	/Code	13.78952/		/Code						
34	Design temperature	°C	182.22		315.98								
35	Number passes per shell		1		8								
36	Corrosion allowance	mm	3.18		3.18								
37	Connections	In	304.8/	-	203.2/		-						
38	Sizing	Out	254/	-	152.4/		-						
39	Nominal	Intermediate	/	-	/		-						
40	Tube No. 788	OD	25.4	Tia-Avg	1.65		mm	Length	5488.4	mm	Pitch	31.75	mm
41	Tube type	Plain		#/m	Material		Carbon Steel	Tube pattern	80				
42	Shell	Carbon Steel	ID	1117.6	OD	1143	mm	Shell cover	-				
43	Channel or bonnet	Carbon Steel			Channel cover	Carbon Steel							
44	Tubeheet-stationary	Carbon Steel			Tubeheet-floating	Carbon Steel							
45	Floating head cover	Carbon Steel			Impingement protection	None							
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%S)	35.51	H	Spacing: c/c	615.95	mm			
47	Baffle-long	-	Seal type				Inlet	1035.08	mm				
48	Support-tube	U-bend	Type										
49	Bypass seal		Tube-tubeheet joint	Exp.									
50	Expansion joint	-	Type										
51	Rho/V2-Inlet nozzle	1950	Bundle entrance	328	Bundle exit	420	kg/m s ²						
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibe	Tube Side		Flat Metal Jacket Fibe								
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibe											
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service							
55	Weight/Shell	11162.8	Filled with water	17763.8	Bundle	5496.7	kg						
56	Remarks												
57													
58													

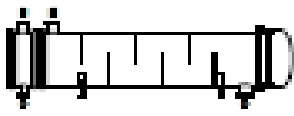
Heat Exchanger Specification Sheet

1	EA-151 A Propuesta 2 (Cambio de Posición)												
2													
3													
4													
5													
6	Size	812.8-5488.4	mm	Type	AE8	Hor	Connected in	1 parallel	1 series				
7	Surfunit(eff.)	1717.2	m ²	Shell/unit	1		Surfshell (eff.)	1717.2	m ²				
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name	Crudo			Combustibles								
11	Fluid quantity, Total	kg/s			18.0540								
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0								
13	Liquid	kg/s			18.0540								
14	Noncondensable	kg/s			0								
15													
16	Temperature (In/Out)	°C			247.58								
17	Dew / Bubble point	°C			155.3								
18	Density	Vapor/Liquid	kg/m ³			/ 857.09 / 857.09 / 811.8 / 811.8							
19	Viscosity	mPa s			/ 0.65 / 0.65 / 2.80 / 2.80								
20	Molecular wt, Vap												
21	Molecular wt, NC												
22	Specific heat	kJ/(kg K)			/ 1.858 / 1.858 / 2.843 / 2.843								
23	Thermal conductivity	W/(m K)			/ 0.139 / 0.139 / 0.1279 / 0.1279								
24	Latent heat	kJ/kg											
25	Pressure	bar			8.85488 8.83415 11.48338 11.25489								
26	Velocity	m/s			0.7 0.9								
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			0.49987 0.2305 0.25855 0.22887								
28	Fouling resist. (min)	m ² KW			0.0009 0.0009 0.00104Ao based								
29	Heat exchanged	15.02	MBTU/h		MTD corrected		141.05	°C					
30	Transfer rate, Service	195.8	Dirty		198.8	Clean		317.8	W/(m ² K)				
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch					
32				Shell Side		Tube Side							
33	Design/Test pressure	bar	8.98310/	/Code		13.78952/	/Code						
34	Design temperature	°C	178.87		354.44								
35	Number passes per shell	1			8								
36	Corrosion allowance	mm	3.18		3.18								
37	Connections	In	mm	254/	-		152.4/			-			
38	Straining	Out	203.2/		-		101.8/			-			
39	Nominal	Intermediate	/		-		/			-			
40	Tube No.	385	OID	25.4	Thro-Avg	1.85	mm	Length	5488.4	mm	Pitch	31.75	mm
41	Tube type	Plain	#mm			Material	Carbon Steel	Tube pattern		80			
42	Shell	Carbon Steel	ID	812.8	OD	835.02	mm	Shell cover	-				
43	Channel or bonnet	Carbon Steel					Channel cover	Carbon Steel					
44	Tube-sheet-stationary	Carbon Steel					Tube-sheet-floating	Carbon Steel					
45	Floating head cover	Carbon Steel					Impingement protection	None					
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental		Cut(%S)	30.06	H Spacing: o/c	387.35	mm			
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet			485.04	mm			
48	Supports-tube	U-band			Type								
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint			Exp.								
50	Expansion joint	-							Type				
51	RhoV2-Inlet nozzle	1071	Bundle entrance			488	Bundle exit			1143	kg/(m s ²)		
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre			Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre						
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre											
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1					TEMA class				R - refinery service		
55	Weight/Shell	5822.1	Filled with water			8105.8	Bundle		2731.8	kg			
56	Remarks												
57													
58													

Heat Exchanger Specification Sheet

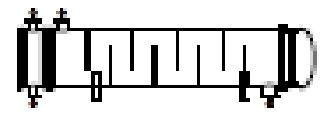
1	E-100 Propuesta 2 (Nuevo)								
2									
3									
4									
5									
6	Size	685.8--8095	mm	Type	AES Hor	Connected in	1 parallel	3 series	
7	Surfunt(eff.)	3987.2	m ²	Shell/unit	3	Surf/shell (eff.)		1329.1 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation		Shell Side			Tube Side			
10	Fluid name		Crudo Despuntado a E-100 P2			31. Combustible a E-100 P2			
11	Fluid quantity, Total		kg/s			81.9013			
12	Vapor (In/Out)		kg/s			0			
13	Liquid		kg/s			81.9013			
14	Noncondensable		kg/s			0			
15									
16	Temperature (In/Out)		°C			210.24			
17	Dew / Bubble point		°C			296.51			
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³			/ 751.42			
19	Viscosity		mPa s			/ 0.758			
20	Molecular wt, V'ap								
21	Molecular wt, NIC								
22	Specific heat		kJ/kg K			/ 2.578			
23	Thermal conductivity		W/m K			/ 0.107			
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar			17.92837			
26	Velocity		m/s			1.23			
27	Pressure drop, allow./calc.		bar			0.46987			
28	Fouling resist. (min)		m ² KW			0.00052			
29	Heat exchanged		18.93 MBTU/h			MTD corrected			
30	Transfer rate, Service		302.1 Dirty			475.7 Clean			
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch		
32			Shell Side		Tube Side				
33	Design/Test pressure		bar		/Code				
34	Design temperature		°C		/Code				
35	Number passes per shell		1		2				
36	Corrosion allowance		mm		3.18				
37	Connections		In mm		304.8/ -				
38	Steering		Out mm		254/ -				
39	Nominal		Intermediate		304.8/ -				
40	Tube No. 268		OD 25.4		Tie-Avg 1.65 mm		Length 6096 mm		
41	Tube type Plain		#/m		Material Carbon Steel		Tube pattern 90		
42	Shell Carbon Steel		ID 685.8		OD 708.02 mm		Shell cover -		
43	Channel or bonnet Carbon Steel				Channel cover Carbon Steel				
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Tubesheet-floating Carbon Steel				
45	Floating head cover Carbon Steel				Impingement protection None				
46	Baffles-crossing Carbon Steel		Type Single segmental		Cut(%d) 39.51		H Spacing o/c 844.55 mm		
47	Baffles-long -		Seal type		Inlet		775.5 mm		
48	Supports-tube		U-band		Type				
49	Bypass seal		Tube-tubesheet joint		Exp.				
50	Expansion joint		-		Type				
51	RhoV2-Inlet nozzle		1877		Bundle entrance 704		Bundle exit 838 kg/(m s ²)		
52	Decklets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre		
53	Floating head		Flat Metal Jacket Fibre						
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell		4690.7		Filled with water 7457.5		Bundle 2082 kg		
56	Remarks								
57									
58									

Heat Exchanger Specification Sheet

1	EA-151 A Propuesta 3 (Cambio de Servicio)												
2													
3													
4													
5													
6	Size	1092.2-8098	mm	Type	AES Hor	Connected in	1 parallel	1 series					
7	SurfUnit(eff.)	3580	m ²	ShellUnit	1	SurfShell (eff.)	3580	m ²					
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT												
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side								
10	Fluid name	Crudo Deep P3			Combustibleo								
11	Fluid quantity, Total	kg/s			80.9955								
12	Vapor (In/Out)	kg/s			0								
13	Liquid	kg/s			80.9955								
14	Noncondensable	kg/s			0								
15													
16	Temperature (In/Out)	°C			210.24								
17	Dew / Bubble point	°C			231.17								
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³			/ 751.42 / 751.42								
19	Viscosity	mPa s			/ 0.758 / 0.758								
20	Molecular wt, Vap				/ 774.07 / 774.07								
21	Molecular wt, LIC				/ 1.5 / 1.5								
22	Specific heat	kJ/kg K			/ 2.578 / 2.578								
23	Thermal conductivity	W/m K			/ 0.107 / 0.107								
24	Latent heat	kJ/kg											
25	Pressure	bar			17.82537								
26	Velocity	m/s			0.57								
27	Pressure drop, allow./calc.	bar			0.49987								
28	Fouling resist. (min)	m ² KW			0.0009								
29	Heat exchanged	14.91	MBTU/h	MTD corrected		56.5	°C						
30	Transfer rate, Service	232.8	Dirty	238.2	Clean	442.8	W/(m ² K)						
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL						Sketch						
32			Shell Side		Tube Side								
33	Design/Test pressure	kgf/cm ²	5.68428/	/Code	1.78952/	/Code							
34	Design temperature	°C	332.22		415.56								
35	Number passes per shell	1		8									
36	Corrosion allowance	mm	3.18		3.18								
37	Connections	In	mm	304.8/	-	203.2/ -							
38	Sizing/ing	Out	254/		152.4/ -								
39	Nominal	Intermediate	/ -		/ -								
40	Tube No. 734	OD	25.4	Tls-Avg	1.85	mm		Length	8098	mm	Pitch	31.75	mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material	Carbon Steel	Tube pattern		80					
42	Shell	Carbon Steel	ID	1092.2	OD	1120.78	mm	Shell cover	-				
43	Channel or bonnet	Carbon Steel	Channel cover			Carbon Steel							
44	Tubesheet-stationary	Carbon Steel	Tubesheet-floating			Carbon Steel							
45	Floating head cover	Carbon Steel	Impingement protection			None							
46	Baffle-crossing	Carbon Steel	Type	Single segmental	Cut(%d)	98.53	H Spacing	dc	754.85	mm			
47	Baffle-long	-	Seal type			Inlet	1077.12	mm					
48	Supports-tube	U-band		Type									
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint			Exp.								
50	Expansion joint	-	Type										
51	Rho/Inlet nozzle	1840	Bundle entrance		228	Bundle exit	277	kg/(m a ²)					
52	Gaskets - Shell side	Flat Metal Jacket Fibre			Tube Side	Flat Metal Jacket Fibre							
53	Floating head	Flat Metal Jacket Fibre											
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class	R - refinery service							
55	Weight/Shell	12973.5	Filled with water		19683	Bundle	5952.1	kg					
56	Remarks												
57													
58													

Heat Exchanger Specification Sheet

1	EA-151 B Propuesta 3 (Cambio de Posición)								
2									
3									
4									
5									
6	Size	1117.8-8098	mm	Type	AES	Hor	Connected in	1 parallel	1 series
7	Surfarea(eff.)	3798.1	m ²	Shell/Unit	1		Surfshell (eff.)	3798.1	m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation		Shell Side		Tube Side				
10	Fluid name		Crudo P3		Combustóleo				
11	Fluid quantity, Total		kg/s		99.143		38.1121		
12	Vapor (In/Out)		kg/s		0		0		
13	Liquid		kg/s		99.143		38.1121		
14	Noncondensable		kg/s		0		0		
15									
16	Temperature (In/Out)		°C		30		83.58		
17	Dew / Bubble point		°C				256.1		
18	Density Vapor/Liquid		kg/m ³		/ 887.09		/ 887.09		
19	Viscosity		mPa s		/ 0.85		/ 0.85		
20	Molecular wt, Vap						/ 803.9		
21	Molecular wt, NC						/ 803.9		
22	Specific heat		kJ/kg K		/ 1.858		/ 1.858		
23	Thermal conductivity		W/m K		/ 0.138		/ 0.1384		
24	Latent heat		kJ/kg						
25	Pressure		bar		8.86488		8.80523		
26	Velocity		m/s		0.77		0.92		
27	Pressure drop, allow./calc.		bar		0.49987		0.25842		
28	Fouling resist. (min)		m ² KW		0.0009		0.0009		
29	Heat exchanged		33.68		MBTU/h		MTD corrected		
30	Transfer rate, Service		195.1		Dirty		198.2		
31					Clean		318.8		
32	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch	
33			Shell Side		Tube Side				
34	Design/Test pressure		bar		5.98319/		/Code		
35	Design temperature		°C		182.22		985.58		
36	Number passes per shell				1		8		
37	Corrosion allowance		mm		3.18		3.18		
38	Connections		In mm		304.8/		-		
39	Size/ending		Out		254/		-		
40	Nominal		Intermediate		/		-		
41	Tube No. 788		OD 25.4		Tia-Avg 1.85		mm		
42	Tube type Plain		mm		Material Carbon Steel		Tube pattern 80		
43	Shell Carbon Steel		ID 1117.8		OD 1143		mm		
44	Channel or bonnet Carbon Steel				Shell cover		-		
45	Tubesheet-stationary Carbon Steel				Channel cover		Carbon Steel		
46	Floating head cover Carbon Steel				Tubesheet-floating		Carbon Steel		
47	Baffle-crossing Carbon Steel		Type Single segmental		Cut(%d) 29.83		H Spacing: c/c 558.8		
48	Baffle-long -		Seal type				Inlet 921.55		
49	Supports-tube		U-bend		Type				
50	Bypass seal				Tube-tubesheet joint		Exp.		
51	Expansion joint				Type				
52	RhoV2-Inlet nozzle		2129		Bundle entrance 451		Bundle exit 579		
53	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibre		Tube Side		Flat Metal Jacket Fibre		
54	Gaskets - Floating head		Flat Metal Jacket Fibre						
55	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service		
56	Weight/Shell		11889.3		Filled with water 19032		Bundle 6015.2		
57	Remarks								
58									



ANEXO D

METODOLOGÍA PARA EL CÁLCULO PRELIMINAR DEL COSTO DE LOS INTERCAMBIADORES

MÉTODO DE GUTHRIE

Cuando una tecnología es bien conocida, puede tenerse acceso a su costo de inversión a través de fuentes especializadas o del licenciador de la tecnología.

Cuando el proceso está en desarrollo a escala laboratorio, sin embargo, esta estimación generalmente no está disponible. Es necesario en estos casos tener alguna estimación razonable del potencial económico del proceso en desarrollo, aún cuando esta estimación no sea completamente precisa. Una estimación aceptable en un momento dado puede servir para discriminar alternativas, o para evitar esfuerzos de tiempo y dinero en proyectos que no ofrezcan un buen potencial económico.

El nivel de precisión en las estimaciones de costos de inversión varía dependiendo del nivel de desarrollo del proyecto. La Tabla 1 muestra este aspecto; el nivel de precisión puede variar desde un 40 % para una estimación preliminar hasta un 3 % para una estimación detallada.

Tabla 1 Precisión de estimación de inversiones.		
TIPOS DE ESTIMACIÓN	BASE GENERAL	PRECISIÓN PROBABLE %
Orden de Magnitud	Información previa sobre costos similares	40
Estudio vía factores de estimación	Conocimiento de un diagrama de flujo	25
Estudio preliminar	Datos suficientes para la preparación de un presupuesto	12
Definitivo (control del proyecto)	Datos detallados, pero diagramas incompletos	6
Detallado (firma constructora)	Diagramas y especificaciones completas	3
Fuente: Pikulik y Díaz. "Cost Estimating for Major Process Equipment", Chemical Engineering, 107 (10 de octubre de 1977).		

Este método hace uso de factores de estimación. En general, cualquier método de estimación requiere primero de un diagrama de flujo que muestre los principales componentes de equipos y sus dimensiones. Este proceso de estimación tiene dos pasos generales:

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

Guthrie publicó en 1969 una de las mejores recopilaciones que se tengan sobre estimación de costos. Para el manejo de ésta información, se divide la planta en módulos. Esta técnica se usa para estimar el costo de una unidad instalada o una planta instalada. La información del artículo se basó en datos de 42 proyectos de plantas de proceso. Aún cuando este tratado está basado en datos de costos de 1968, es útil, ya que su uso para estimación de costos de inversión ha sido notable. Aunque el trabajo de Guthrie incluye la posibilidad de estimar módulos como edificios, oficinas administrativas, terrenos y desarrollo del lugar, los módulos de equipos de proceso son los que representan el mayor interés y utilidad en nuestro caso. Los módulos de equipos consisten de una combinación de varios elementos de costo, tales como:

- a) Costo del equipo (fob)
- b) Material directo
- c) Mano de obra directa en campo
- d) Costo directo de material y mano de obra
- e) Costos indirectos
- f) Costo del módulo desnudo
- g) Costo del módulo total

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

El método comienza con la estimación de un costo base en función de alguna dimensión del equipo. Este costo base implica acero al carbón como material de construcción, una geometría base del equipo, una presión de operación moderada y un año base de 1968. Ese costo debe corregirse luego al incorporar los datos de material de construcción, geometría, presión y año para la estimación del equipo deseado. Los costos base para los cambiadores de calor se muestran en las Figuras 1 y 2.

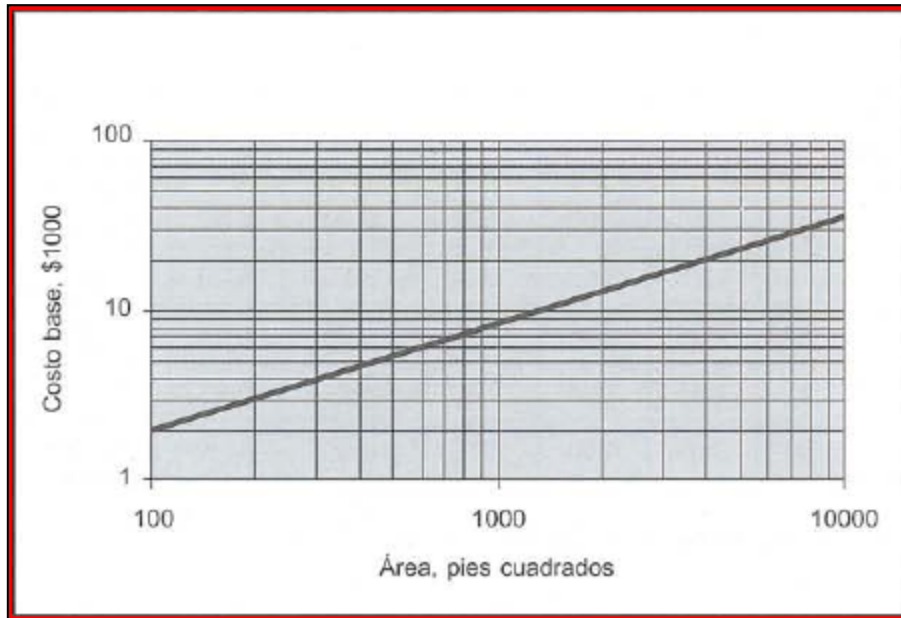


Figura 1 Costo base de intercambiadores de calor.

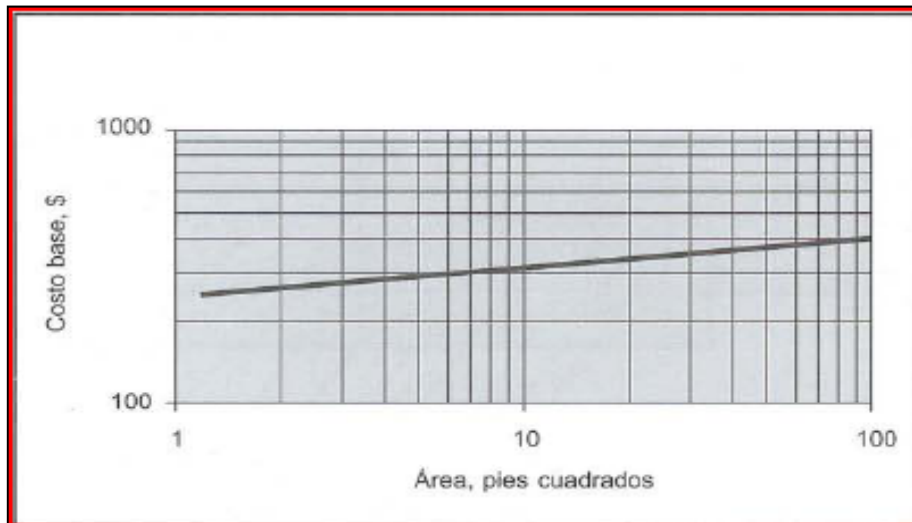


Figura 2 Costo de intercambiadores de calor (áreas pequeñas).

Para los cambiadores de calor, se incluyen tablas que contienen las ecuaciones básicas de estimación de la inversión, así como los valores de los factores de ajuste respectivos.

Otra parte del ajuste implica el uso de factores de módulo, aplicables al costo base para luego corregir ese valor por el efecto de las características de la unidad deseada. Los factores de módulo se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2 Factores de módulos.	
Unidad	Factor del 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

Para procesar la información por el método de Guthrie, se tiene que:

- a) Obtener el costo base para una geometría base, acero al carbón y 1968, C_b ,
- b) Ajustar el costo base por efecto de la geometría requerida para el equipo y el material de construcción. Se obtiene en costo C_{fob} , que implica que no se incluyen costos de transporte y por la base de datos usados, éste costo aplica al año 1968.
- c) Para obtener el costo del módulo:

– Usar el factor del módulo desnudo: $C_b \times \text{factor (Tabla 2)} = C_{md}$

– Sumar la diferencia entre la unidad deseada y la base:

$$C_{md} + (C_{fob} - C_b) = C_{mda}$$

– Ajustar el costo hacia el año deseado usando índices de costos como los del *Chemical Engineering* (Tabla 3).

– Añadir contingencias, Guthrie recomienda usar un factor del 15 %:

$$C_{\text{módulo}} = 1.15 C_{mda}$$

Costo del intercambiador			
$\$ = [\text{costo base } (F_d + F_p) * F_m] = C_{fob}$			
Factores de ajuste			
Tipo de diseño	F _d	Presión de diseño (psi)	F _p
Reboiler, Kettle	1.35	Inferior a 150	0.00
Cabezal flotante	1.00	300	0.10
Tubo U	0.85	400	0.25
Hoja d tubos fijos	0.80	800	0.52
		1000	0.55

Material de la coraza / tubo, F_m									
Área, ft ²	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	4.25	8.95	13.05
5000 a 10000	1.00	1.52	2.50	3.52	4.50	3.75	4.95	11.1	16.60

Tabla 3 Valores del índice de construcción de plantas <i>Chemical Engineering</i>			
1957-59	100.0	1986	318.4
1966	107.2	1987	323.8
1968	113.7	1988	342.5
1970	125.7	1989	355.4
1975	182.4	1990	357.6
1976	192.1	1991	361.3
1977	204.1	1992	358.2
1978	218.8	1993	359.2
1979	238.7	1994	368.1
1980	261.2	1995	381.1
1981	297.0	1996	381.7
1982	314.0	1997	386.5
1983	316.9	1998	389.5
1984	322.7	1999	390.6
1985	325.3	2000	394.1