



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.

FACULTAD DE QUÍMICA.

**“REORDENAMIENTO ENERGÉTICO DEL TREN DE
INTERCAMBIO DE LA PLANTA COMBINADA PRIMARIA
NO. 5 / PREPARADORA DE CARGA NO. 2 DE LA
REFINERÍA ‘GRAL. LÁZARO CÁRDENAS’, EN
MINATITLÁN, VERACRUZ”.**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUIMICO.

PRESENTA:

FERNANDO RODOLFO PALOMINO VIRUEGA.

MEXICO, D.F. 2015.





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.

PRESIDENTE: CELESTINO MONTIEL MALDONADO.

VOCAL: JOSÉ FERNANDO BARRAGÁN AROCHE

SECRETARIO: MARTÍN RIVERA TOLEDO

1er. SUPLENTE: MILTON THADEU GARCÍA MEDEIROS DE OLIVEIRA

2° SUPLENTE: ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

**FACULTAD DE QUÍMICA, CONJUNTO E, EDIFICIO DE INGENIERÍA QUÍMICA,
LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS (LSYOP)**

ASESOR DEL TEMA:

ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO.

SUPERVISOR TÉCNICO:

ING. ILEANA RODRÍGUEZ CASTAÑEDA.

SUSTENTANTE:

FERNANDO RODOLFO PALOMINO VIRUEGA.

Índice.

I. Introducción.	1
1. Objetivos.	2
2. Antecedentes.	3
2.1 Petróleo.	3
2.2 Origen del petróleo.	4
2.3 Composición.	5
2.4 Tipos de petróleo.	8
2.5 Uso de las curvas TBP.	10
2.6 Sector petrolero industrial.	11
2.7 Gas.	12
3. Refinación del petróleo.	15
3.1 Destilación del petróleo.	16
3.2 Proceso.	16
3.3 Principales insumos de una refinería.	20
3.4 Estructura de una refinería.	22
4. Ingeniería de proceso.	21
4.1 Síntesis de procesos.	21
4.2 Integración de procesos.	21
4.3 Análisis Pinch.	25
II. Desarrollo de la propuesta de integración térmica.	47
1. PEMEX Refinación.	48
2. Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”.	50
2.1 Diagnostico energético.	50
2.2 Descripción breve del proceso.	51
2.3 Objetivo general de producción de una planta de petróleo.	52
2.4 Datos de diseño y condiciones de operación.	53
2.5 Descripción del proceso de la Planta Combinada.	59

2.6 Casos de operación que influyen en la eficiencia energética.	77
2.7 Situación energética.	77
3. Integración energética de la Planta Primaria No. 5 – Preparadora de Carga No. 2.	80
3.1 propósitos de la integración.	80
3.2 Eficiencia de equipo.	82
3.3 Medidas de ahorro de energía.	74
3.4 Medida para el ahorro de energía: operativas.	74
3.5 Medidas para el ahorro de energía: inversión.	74
4. Simulación de las plantas.	83
4.1 Metodología del trabajo.	83
4.2 Pasos a seguir para llevar a cabo la simulación.	84
4.3 Diagramas de la simulación.	85
4.4 Resultados de la simulación.	95
5. Integración térmica.	101
5.1 Red de intercambio actual.	101
5.2 Determinación de la ΔT mínima de proceso.	102
5.3 Desarrollo de la propuesta de redes de intercambio de calor.	103
5.4 Resultados de la simulación de la propuesta de integración térmica.	107
5.5 Reordenamiento energético.	112
III. Conclusiones.	121
IV. Bibliografía.	123
V. Apéndice A.	127

I. Introducción

1. Objetivos

- Realizar la simulación de las Plantas “Primaria No. 5” y “Preparadora de Carga No. 2” situadas en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” en Minatitlán, Veracruz; se contempla incluir en la simulación la ampliación de uno o más Intercambiadores de Calor adicionales (Crudo vs. Gasóleo pesado de vacío) en el circuito de salida de la Desaladora PA – 101 para incrementar la temperatura de carga a la Torre Despuntadora y poder mejorar así la eficiencia de separación de la gasolina ligera. También se contempla incluir en la simulación la ampliación de uno o mas Intercambiadores de Calor adicionales (Crudo vs. Residuo de vacío) en el circuito de salida de fondos de la Torre Despuntadora para incrementar la temperatura de entrada al Calentador BA – 101 aprovechando la energía térmica de corrientes que tienen la posibilidad de transferir calor.
- Aplicar la metodología de punto de pliegue (Pinch) para realizar una propuesta de integración térmica entre las redes de calor en las plantas “Primaria No. 5” y “Preparadora de Carga No. 2” situadas en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” en Minatitlán, Veracruz.

2. Antecedentes

2.1 Petróleo

El petróleo (del griego: πετρέλαιον, lit. «Aceite de roca») es una mezcla homogénea de compuestos orgánicos, principalmente hidrocarburos.

Se produce en la corteza terrestre por la transformación de la materia orgánica acumulada en sedimentos geológicos naturales, de donde se extrae mediante la perforación de pozos.

En condiciones naturales tiene el aspecto de un líquido bituminoso que presenta variaciones en diversos parámetros como color, viscosidad, densidad, capacidad calorífica, etc. Estas variaciones se deben a las distintas concentraciones de los hidrocarburos que componen la mezcla.

Es un recurso natural no renovable y es la principal fuente de energía en la actualidad. El petróleo puede presentarse asociado a capas de gas natural.

En los Estados Unidos, es común medir los volúmenes de petróleo en barriles (de 42 galones estadounidenses, equivalente a 158,99 litros), y los volúmenes de gas en pies cúbicos (equivalente a 28,32 litros); en otras regiones ambos volúmenes se miden en metros cúbicos.

Debido a la importancia del petróleo para la industria y el transporte, las variaciones de su precio producen grandes variaciones en las variables macroeconómicas de las economías que lo producen, provocando fuertes impactos en la economía global.

2.2 Origen del petróleo

El problema de la génesis del petróleo ha sido, por mucho tiempo, un tópico de interés para la investigación. La formación del petróleo está asociada al desarrollo de rocas sedimentarias, depositadas en ambientes marinos o próximos al mar, y que es el resultado de procesos de descomposición de organismos de origen vegetal y animal que en tiempos remotos quedaron incorporados en esos depósitos.

Se sabe que en otro tiempo, pueblos como los árabes y los hebreos emplearon el petróleo con fines medicinales. En México, los antiguos pobladores tenían conocimiento de esta sustancia, fue empleada en la reparación de embarcaciones para la navegación en ríos, aprovechando sus propiedades impermeabilizantes (1).

Las exploraciones petroleras se iniciaron hace más de cien años cuando las perforaciones se efectuaban cerca de filtraciones de petróleo; las cuales indicaban que el petróleo se encontraba bajo la superficie. Actualmente, se utilizan técnicas complejas, como mediciones sísmicas e imágenes de satélite para la detección y ubicación de yacimientos. Potentes computadoras asisten a los geólogos para interpretar sus descubrimientos, pero sólo la perforadora puede determinar si existe o no petróleo bajo la superficie.

Se ha encontrado petróleo en todos los continentes excepto en la Antártida.

En su estado natural se le atribuye un valor mineral, siendo susceptible de generar a través de procesos de transformación industrial, productos de alto valor como combustibles, lubricantes, ceras, solventes y derivados petroquímicos.

El petróleo no se encuentra distribuido de manera uniforme en el subsuelo hay que tener presencia de al menos cuatro condiciones básicas para que éste se acumule:

- Debe existir una roca permeable de forma tal que bajo presión el petróleo pueda moverse a través de los poros microscópicos de la roca.

-
- La presencia de una roca impermeable, que evite la fuga del aceite y gas hacia la superficie.
 - El yacimiento debe comportarse como una trampa, ya que las rocas impermeables deben encontrarse dispuestas de tal forma que no existan movimientos laterales de fuga de hidrocarburos.
 - Debe existir material orgánico suficiente y necesario para convertirse en petróleo por el efecto de la presión y temperatura que predomine en el yacimiento.

2.3 Composición (2)

El petróleo se compone principalmente de hidrocarburos, los cuales presentan diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su uso como combustibles, lubricantes, ceras o solventes, dependiendo del número de átomos de carbono que presenten y de la estructura de estos.

Las parafinas se constituyen por cadenas lineales de carbono asociadas a hidrogeno, en el caso de las isoparafinas las cadenas son ramificadas, las olefinas se forman al presentarse dobles uniones entre los átomos de carbono, los naftenos son moléculas en las que se forman ciclos de carbono y en los compuestos aromáticos estos ciclos presentan dobles uniones alternas (anillo bencénico). Además hay hidrocarburos que contienen átomos de azufre, nitrógeno y oxígeno formando familias bien caracterizadas, y un contenido menor de otros elementos. Al aumentar el peso molecular de los hidrocarburos las estructuras se hacen verdaderamente complejas y difíciles de identificar químicamente con precisión. Un ejemplo de esto son los asfaltenos que forman parte del residuo de la destilación al vacío; además están presentes como coloides en una suspensión estable que se genera por el agrupamiento envolvente de moléculas.

A continuación se presentan diagramas en los que se puede apreciar la estructura de los compuestos de carbono mencionados:

Isoparafinas

ISOPARAFINAS		% EN PESO H ₂ : IDEM		No. DE ISOMEROS		C ₄	C ₅	C ₆	C ₇	C ₈	C ₉	C ₁₂	C ₁₅	C ₁₈
						2	3	5	9	18	35	355	4347	60523
ISOBUTANO	ISOPENTANO	NEOPENTANO	ISO OCTANO											

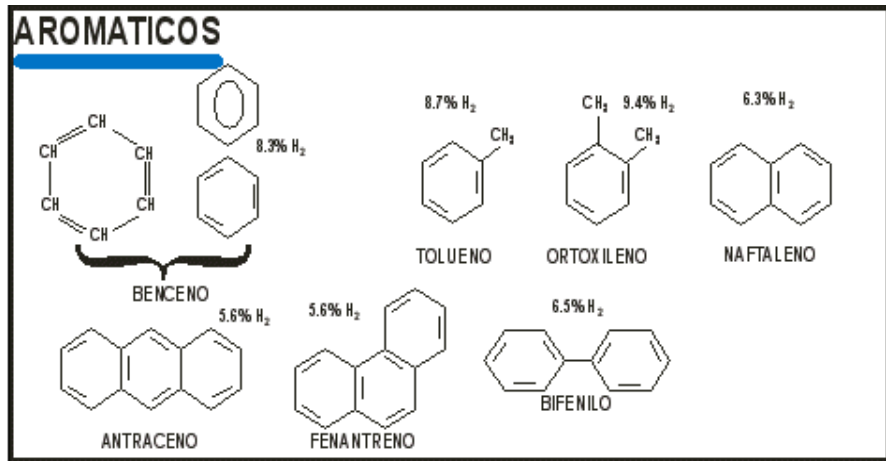
Olefinas

OLEFINAS				
14.3% H ₂ 	14.3% H ₂ 	14.3% H ₂ 	14.3% H ₂ 	11.1% H ₂
ETILENO	PROPILENO	BUTILENO	ISOAMILENO	1,3 BUTADIENO

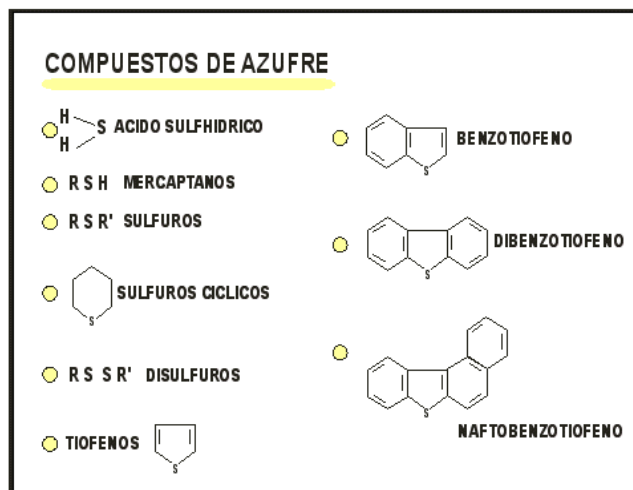
Naftenos

NAFTENOS			
	14.3% H ₂ 	14.3% H ₂ 	13% H ₂
CICLOHEXANO	1,1 DIMETILCICLOPENTANO	1,2,3 TRIMETIL CICLOHEXANO	DECA HIDRONAFTALENO (DECALINA)

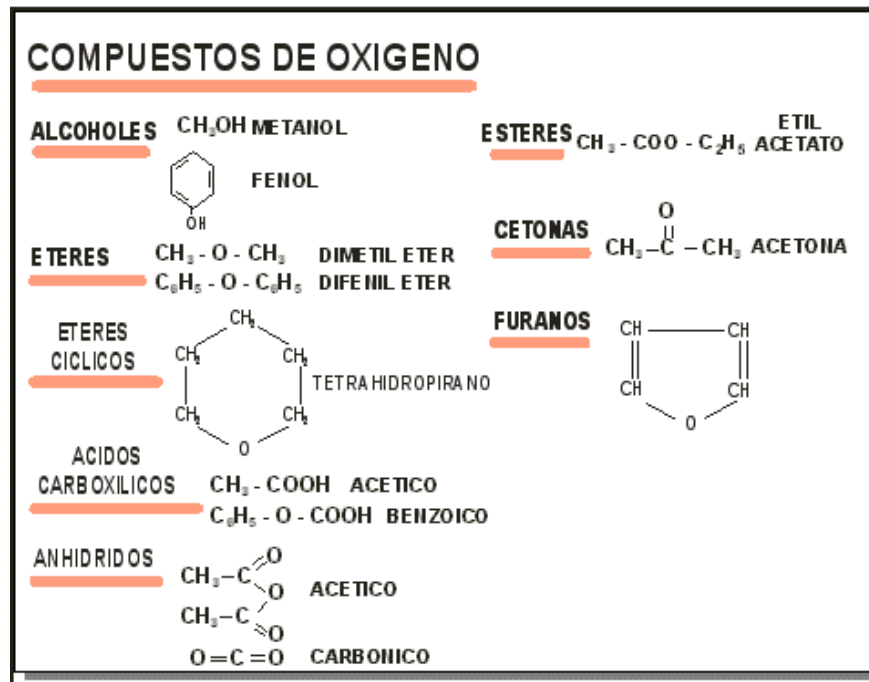
Aromático



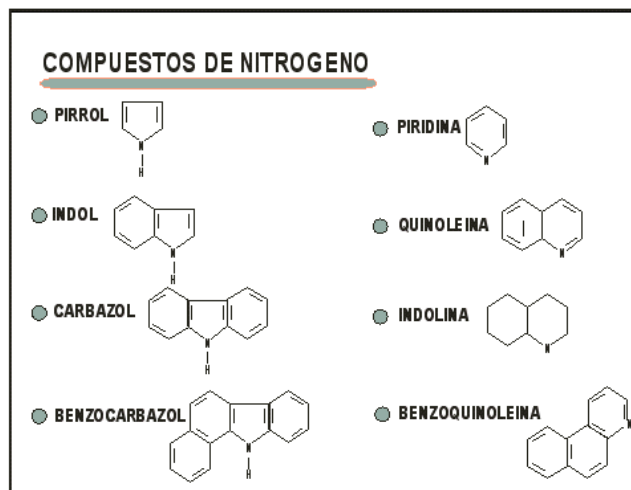
Azufre



Oxígeno



Nitrógeno



2.4 Tipos de petróleo

El petróleo que se comercializa en cualquiera de los mercados mundiales debe responder a ciertas necesidades de la refinería. El petróleo, como ha sido dicho anteriormente, es una mezcla de distintas sustancias, desde el gas metano hasta el

residuo bituminoso, que presentan características físico-químicas diferentes. El petróleo tal cual no puede utilizarse prácticamente en ninguna aplicación. Las unidades de tratamiento no siempre están adaptadas para tratar todos los tipos de petróleo.

Existen diferentes tipos de petróleo en función de sus componentes principales y de su contenido en azufre (3):

Por componentes:

- Parafínicos
- Nafténicos,
- Aromáticos,

Por contenido de azufre:

Petróleo Dulce: este tipo de petróleo contiene menos de 0.5% de azufre. Es de alta calidad y ampliamente utilizado para obtener gasolina.

Petróleo Amargo: este tipo de petróleo contiene al menos 1% de azufre. Dado el mayor contenido de azufre, su costo de refinamiento es mayor, por lo que es usado mayormente para obtener productos destilados como el diésel.

Son muchos los compuestos químicos que constituyen el petróleo, y entre muchas otras propiedades, estos compuestos se diferencian por su volatilidad (dependiendo de la temperatura de ebullición). Al calentarse el petróleo, se evaporan preferentemente los compuestos ligeros (de estructura química sencilla y bajo peso molecular), de tal manera que conforme aumenta la temperatura, los componentes más pesados van incorporándose al vapor.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo con su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que

diferencia las calidades del crudo). A continuación se presenta un cuadro con la clasificación del petróleo:

Tabla 2.4.1 Tipos de petróleo

Aceite crudo	Densidad (g/ cm ³)	Densidad grados API
Extrapesado	>1.0	10.0
Pesado	1.0 - 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 - 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 - 0.83	31.1 - 39
Superligero	< 0.83	> 39

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo:

1. Istmo: Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso.
2. Olmeca: Superligero con densidad de 39.3 grados API y 0.8% de azufre en peso.
3. Maya: Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso.

El petróleo mexicano es materia prima que se encuentra presente en la industria nacional e internacional así como en ámbitos de transporte, alimentos, fármacos, fertilizantes, pinturas y textiles.

2.5 Uso de las curvas TBP

Las curvas de destilación TBP (4) (del inglés “true boiling point”, temperatura de ebullición real) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Por ejemplo, mientras que en el petróleo Istmo se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de

gasolina, en el Maya sólo se obtiene 15.7%. El análisis TBP de acuerdo con el estándar ASTM D – 2892 es una herramienta sencilla usada para la caracterización del petróleo y mezclas de petróleo en relación con la distribución de punto de ebullición. Sin embargo, el procedimiento analítico es caro y tardado, lo que resulta inapropiado para una estimación rápida de las características de destilación del petróleo. Teniendo en cuenta que los costos relacionados con el procesamiento del petróleo representan más del 80 % del presupuesto de una refinería, la operación correcta de la unidad de destilación de petróleo posee un gran impacto en la rentabilidad de la refinería. Para obtener un régimen tecnológico adecuado que provea campos máximos de productos de gran valor en una unidad de destilación de petróleo, el ingeniero de proceso necesita contar con datos de análisis de laboratorio del petróleo que será procesado en la unidad. La TBP es la información sencilla más importante para el modelado de una columna de destilación de petróleo. La destilación TBP tiende a separar los componentes individuales de la mezcla relativamente reducida en relación con el punto de ebullición y es una buena aproximación de la separación que debe esperarse en la planta. Desafortunadamente los análisis TBP son costosos y tardados, un análisis TBP toma alrededor de 48 horas. Es por eso que la TBP resulta impráctica para ser usada como una herramienta para el monitoreo diario de la operación unitaria de destilación de crudo. Para la refinería que usan distintos tipos de petróleo, la carencia de información relativa a la calidad del petróleo puede impactar negativamente en la operación óptima y en la rentabilidad de la unidad de destilación de petróleo.

2.6 Sector petrolero industrial (5)

La transformación y aprovechamiento de los recursos naturales contribuye en gran medida al progreso y desarrollo de un país.

El procesamiento del petróleo y del gas asociado se ha incrementado a nivel mundial en los últimos años como un resultado del crecimiento de la población que demanda mayor cantidad de combustibles y lubricantes, y del desarrollo de tecnologías que permiten el procesamiento de los hidrocarburos para la generación de productos de alto valor agregado de origen petroquímico.

2.7 Gas

El gas natural que se obtiene principalmente en baterías de separación (6) y está constituido por metano con proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos, pentanos y gasolina natural). Representa aproximadamente 47% de los combustibles utilizados en el país y el 72% de nuestra petroquímica se lleva a cabo a partir del metano y etano contenido en el gas, de ahí la importancia de este recurso como energético y como petroquímico. Su uso provoca contaminación por compuestos como los SO₂, CO₂, NO_x y CH₄

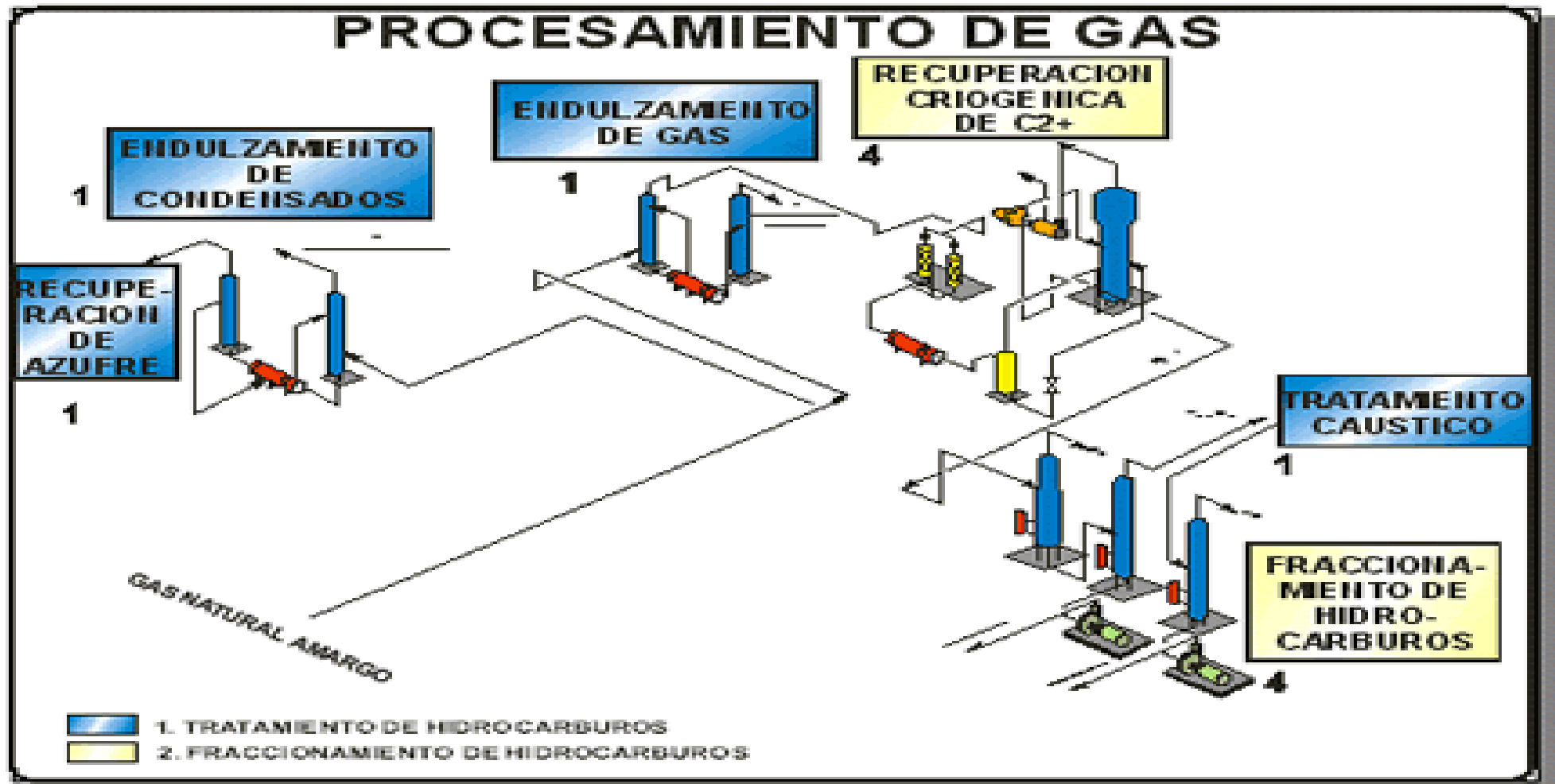
Su procesamiento consiste principalmente en:

- La eliminación de compuestos ácidos (H₂S) y CO₂ mediante el uso de tecnologías que se basan en sistemas de absorción-agotamiento utilizando un solvente selectivo, como las aminas tanto primarias como secundarias y terciarias. El gas alimentado se denomina “amargo”, el producto “gas dulce” y el proceso se conoce generalmente como “endulzamiento” y es uno de los procesos de mayor importancia al que debe ser sometido el gas natural e implica procesos de absorción, lecho fijo o seco, en donde se utilizan tamices moleculares o membranas.
- La recuperación de etano e hidrocarburos licuables mediante procesos criogénicos (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada) previo proceso de deshidratación para evitar la formación de sólidos.
- Recuperación del azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.
- Fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina; en ocasiones también

resulta conveniente separar el isobutano del n-butano para usos muy específicos.

En el siguiente diagrama se muestra de manera resumida las etapas del procesamiento de gas:

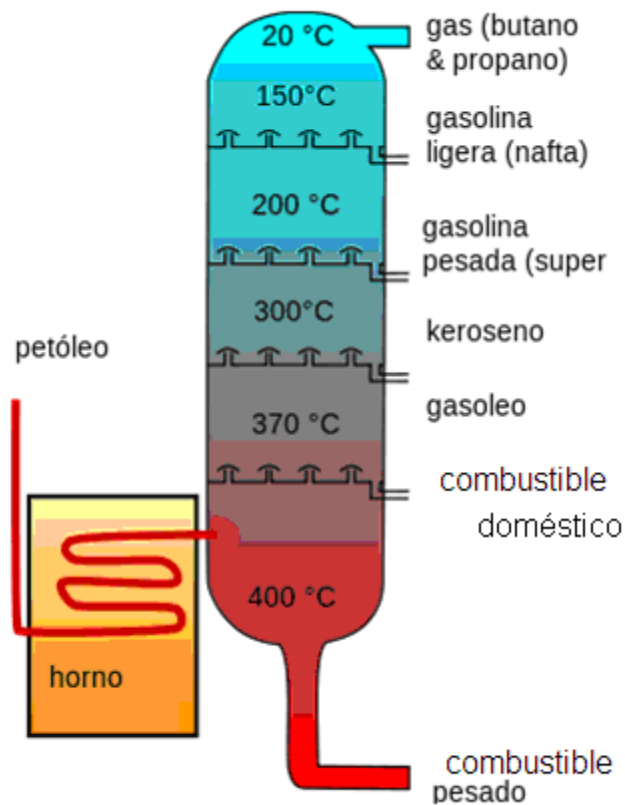
Figura 2.7.1 Procesamiento de gas



3. Refinación del petróleo

La refinación del petróleo es un proceso que incluye el fraccionamiento y transformaciones químicas del petróleo para producir derivados comercializables. En el siguiente diagrama se muestra la estructura general de una torre de destilación, usada durante la refinación del petróleo:

Figura 3.1 Torre de destilación



La estructura de cada refinería debe tener en cuenta todas las diferentes características del petróleo. Además, una refinería debe estar concebida para tratar una gama bastante amplia de crudos. Sin embargo existen refinerías concebidas para tratar

solamente un único tipo de petróleo, pero se trata de casos particulares en los que las reservas estimadas de dicho petróleo son consecuentes.

Existen refinerías simples y complejas. Las simples están constituidas solamente por algunas unidades de destilación, mientras que las refinerías complejas cuentan con un mayor número de estas unidades.

3.1 Destilación del petróleo

La destilación es un proceso fundamental en la industria de refinación del petróleo, pues permite hacer una separación de los hidrocarburos (7) aprovechando sus diferentes puntos de ebullición (temperatura a la cual hierve una sustancia). El primer proceso que aparece en una refinería es la destilación atmosférica y al vacío.

El petróleo se separa en fracciones que después de procesamiento adicional, darán origen a los productos principales que se venden en el mercado: el gas LP (utilizado en estufas domésticas), gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones, diésel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales.

3.2 Proceso (8)

El petróleo, una vez en la refinería, es almacenado en depósitos de gran tamaño, separando generalmente los crudos en función de su contenido en azufre, al igual que en los procesos de tratamiento. En función de la demanda del mercado en un momento dado se trata primero el petróleo de bajo contenido en azufre, antes de pasar a tratar el petróleo de alto contenido en azufre para evitar la contaminación de los productos salidos de cada tipo de petróleo. En el caso inverso, los productos provenientes del tratamiento del petróleo de bajo contenido en azufre son dirigidos en caso necesario hacia depósitos de almacenamiento de productos de alto contenido en azufre durante algunas horas, para ser tratados de nuevo más tarde.

La primera etapa de la refinación es la destilación atmosférica. Se realiza en una torre de destilación, donde el domo tiene una presión ligeramente superior a la atmosférica. De ella se sacan 4 extracciones, cuyo "corte" viene determinado por un rango de temperaturas, y una salida de gases por el domo. Por lo general, suelen ser: - 4ª Extracción: Gasóleos muy pesados - 3ª Extracción: Gasóleos comunes. - 2ª Extracción: Querosenos. - 1ª Extracción: Naftas pesadas + Naftas ligeras. - Gases de cabeza: Butano, propano y otros gases más ligeros.

En el fondo de la torre queda un residuo del petróleo que no destila, al que comúnmente se le llama "residuo atmosférico" o "crudo reducido". La cantidad de este residuo depende mucho del tipo de petróleo con el que se alimenta a la torre, aunque suele estar alrededor de un 45%. Con este dato, podemos determinar que si el proceso de refinación se queda en este punto, el rendimiento de la refinería sería muy bajo, ya que este residuo sólo se puede aprovechar para hacer asfaltos y algunos lubricantes (productos de bajo coste/tonelada). Por tanto, la mayor parte las refinerías procesan este residuo mediante otras etapas posteriores y tratamientos.

La torre de destilación, comúnmente llamada columna de destilación, donde debido a la diferencias de volatilidades comprendidas entre los diversos cortes presentes en el petróleo va separándose a medida que se desplaza a través de la torre hacia la parte superior o inferior. El grado de separación de los componentes del petróleo está estrechamente ligado al punto de ebullición de cada compuesto.

El lugar al que ingresa el petróleo en la torre o columna se denomina "Zona Flash" y es aquí el primer lugar de la columna en el que empiezan a separarse los componentes del petróleo.

Los compuestos más volátiles, es decir los que tienen menor punto de ebullición, ascienden por la torre a través de platos instalados en forma tangencial al flujo de vapores. En estos platos se instalan varios dispositivos llamados "condensadores", de forma similar a una campana o taza, las cuales son instaladas sobre el plato de forma invertida. Estas estructuras tienen perforaciones o espacios laterales. El fin de los condensadores, es hacer condensar cierto porcentaje de hidrocarburos, los más

pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido entre las copas el plato que lo sostiene, empezando de esta manera a "inundar" el plato. La parte incondensable, el hidrocarburo volátil, escapará de esa copa por los espacios libres o perforaciones con dirección hacia el plato inmediato superior, en el que volverá a atravesarlo para entrar nuevamente en los condensadores instalados en dicho plato, de manera que el proceso se repita cada vez que los vapores atraviesen un plato. Al final, en el último plato superior, se obtendrá un hidrocarburo "relativamente" más ligero que los demás que fueron retenidos en las etapas anteriores, y que regularmente han sido extraídos mediante corrientes laterales.

La temperatura dentro de la torre de fraccionamiento queda progresivamente graduada desde 350°C, en el punto de entrada de la carga, hasta menos de 100. La entrada continua de petróleo caliente pasa por una gama de platos con distinta temperatura y desde donde se extraen diversas fracciones a distintas alturas. Estas fracciones reciben nombres genéricos y responden a características bien definidas, pero su proporción relativa depende de la calidad del petróleo destilado, de las dimensiones de la torre de fraccionamiento y de las presiones, flujos volumétricos y temperaturas de operación.

En la parte alta de la torre están los compuestos ligeros (naftas) y hacia abajo van saliendo los pesados (gasóleo – combustóleo). Del domo de las torres emergen gases que sirven de carga a las petroquímicas para obtener nuevos productos o pueden ser usados como combustible.

Las fracciones líquidas son, de menor a mayor temperatura de destilación:

- Gas licuado. Esta fracción tiene baja temperatura de destilación: menor de 40°C. Está compuesta por hidrocarburos de 1 a 5 átomos de carbono.
- Naftas. Estas fracciones son muy ligeras (densidad= 0,75 g/ml) y de temperatura de destilación de 40 °C a 90 °C. Están compuestas por hidrocarburos de 6 a 10 átomos de carbono.

-
- Kerosenos (incluyen combustible para aviación) destilan entre 150 °C y 275 °C, siendo de densidad promedio (0,8 g/ml). Sus componentes son hidrocarburos de 11 y 12 átomos de carbono.
 - Gasóleo ligero. El gasóleo es un líquido de densidad 0,85 g/ml y aceitoso, que destila entre 180°C y 230°C. Sus componentes son hidrocarburos de 13 y 17 átomos de carbono.
 - Gasóleo pesado. Es un líquido denso (0,9 g/ml) que destila entre 305°C y 405°C. Sus hidrocarburos poseen de 18 a 25 átomos de carbono.
 - Crudo reducido. Es el producto de fondo de la torre, viscoso, que destila a más de 405°C y tiene más 25 átomos de carbono.

Estos productos obtenidos se tratan para conseguir productos comerciales en la forma siguiente:

- Los gases ligeros (metano y etano) se endulzan para eliminar el ácido sulfhídrico y se aprovechan como combustible en la propia refinería.
- El GLP (gas licuado de petróleo) se separa usando propano y butano que son envasados a presión o usados como materia prima para producir etano, propano y combustible para automóviles.
- Las naftas se tratan en las unidades de reformado catalítico para mejorar sus cualidades de combustible y se mezclan para obtener gasolinas comerciales. La fracción ligera de la nafta también se procesa en unidades de isomerización para mejorar su índice de octano; asimismo puede ser usada para producir etano y propano.
- El keroseno es tratado para obtener productos que cumplan las especificaciones de combustible para aviación o para usarse en la formulación del diésel de transporte.

-
- El gasóleo se lleva a las unidades de hidrodesulfuración, donde se reduce su contenido en azufre, tras lo cual se usa para formular diésel de automoción o gasóleo de calefacción.
 - El gasóleo de vacío no es un producto final. Se lleva a las unidades de FCC (cracking catalítico fluidizado) donde a elevada temperatura y con presencia de un catalizador en polvo sus largas moléculas se rompen y se transforman en componentes más ligeros como GLP, naftas o gasóleos. El gasóleo de vacío también puede convertirse en las unidades de hidrocraqueo, donde a unos 400-440 °C y alta presión, en presencia de catalizadores apropiados, se transforma también en gas licuado de petróleo, naftas o gasóleos libres de azufre mediante hidrocraqueo. Estas unidades producen un gasóleo de mejor calidad (con mejor índice de octano) que las unidades de FCC.
 - El residuo de vacío se puede utilizar como asfalto o bien someterlo a grandes temperaturas en las unidades de coque en las que se producen componentes más ligeros y coque que puede calcinarse para formar carbón verde. Este residuo de vacío también puede ser usado para fabricar combustóleo, bien directamente o previa su conversión térmica en unidades de viscorreducción.

En todas las refinerías se produce también azufre sólido, como subproducto, debido a las limitaciones impuestas a la emisión del dióxido de azufre a la atmósfera.

3.3 Principales insumos de una refinería

El petróleo es la materia prima principal, suministrado por el organismo Pemex Exploración y Producción.

Los insumos adicionales que requiere una refinería son (9):

-
- Gas natural. Materia prima generadora de hidrógeno, indispensable en los procesos de hidrodesulfuración y como combustible en los calentadores a fuego directo y en las calderas generadoras de vapor.
 - Energía eléctrica: En buena medida se genera en el interior de las mismas refinerías, pero también depende en parte del suministro adicional de la CFE.
 - Agua. Se emplea básicamente como un medio de enfriamiento en los procesos y como suministro a las calderas generadoras de vapor.
 - Ácido fluorhídrico.
 - Ácido sulfúrico y sosa cáustica como materias primas para la obtención de agua desmineralizada para la generación de vapor.

A continuación se mencionan los principales productos que se obtienen en las refinerías de Pemex.

- Gasolina Pemex Magna
- Gasolina Pemex Premium
- Turbosina
- Combustóleo
- Pemex-Diesel
- Asfalto
- Azufre
- Propileno
- Lubricantes (únicamente en Salamanca).
- Coque
- LPG (Propano-Butano)

3.4 Estructura de una refinería

Una refinería moderna debe contar con infraestructura suficiente para mantener la continuidad de su operación, es decir, tener flexibilidad para realizar mantenimientos, son la interrupción total de la producción.

Las plantas con las que deberá contar la refinería son:

- Destilación combinada primaria y vacío
- Coquización retardada
- Hidrodesulfuración de gasolina
- Hidrodesulfuración de nafta catalítica
- Hidrodesulfuración de destilados intermedios
- Hidrodesulfuración de diésel
- Hidrodesulfuración de gasóleos de coquización y de vacío
- Hidrodesulfuración de naftas de coquización
- Desintegración catalítica FCC
- Reformación de naftas
- Isomerización de pentanos y hexanos
- Isomerización de butanos
- Alquilación
- Hidrógeno
- Azufre
- Hidrocraqueo.

4. Ingeniería de proceso

5.1 Síntesis de procesos (10)

La síntesis es la etapa del diseño de procesos químicos que comprende la generación de estructuras alternativas técnicamente factibles, que satisfagan objetivos previamente establecidos. Esta tarea involucra la selección de la secuencia óptima de las operaciones de un proceso (Flowsheet), que permita la transformación de materias primas en productos.

En la actualidad la síntesis de procesos hace referencia al combinar los distintitos componentes de proceso tal como reactores y separadores para diseñar procesos químicos más optimizados, más verdes y más sustentables.

La síntesis de procesos es un procedimiento sistemático de toma de decisiones para seleccionar las operaciones unitarias requeridas para un proceso. El objetivo de la síntesis de procesos es optimizar la secuencia de etapas de procesamiento (reacciones, destilaciones, extracciones, etc.) dentro de un proceso químico, especialmente al momento en que se relaciona al orden e interacciones entre las etapas de procesamiento (corrientes de circulación). La síntesis de procesos puede ser llevada a cabo para a cabo para revisar un proceso existente o para diseñar nuevos procesos.

5.2 Integración de procesos

Integración de procesos es, en ingeniería química, (11) un término que puede hacer referencia a:

- Un enfoque integral del diseño de procesos que hace hincapié en la unidad del proceso, y que considera las interacciones entre las diferentes unidades de operación desde el principio, en lugar de optimizar por separado.

-
- una técnica para diseñar un proceso a fin de reducir al mínimo el consumo de energía y maximizar la recuperación de calor, también conocida como de integración de calor, de integración de energía o tecnología Pinch. La técnica calcula los objetivos de energía termodinámicamente alcanzable para un proceso determinado, y determina la forma de alcanzarlos. Un elemento clave es la temperatura de Pinch, que es el gradiente mínimo de temperaturas entre dos corrientes para que pueda haber transferencia de calor entre ellas. la explicación más detallada de las técnicas fue propuesta por Linnhoff et al. (1982), Shenoy (1995) y Kemp (2006). Esta definición refleja el hecho de que el primer gran éxito de la integración de procesos fue el análisis Pinch térmico, frente a los problemas de la energía, y por primera vez explorada por Linnhoff y compañeros de trabajo. Más tarde, otros análisis Pinch se desarrollaron para aplicaciones diversas, como el uso de estaciones de trabajo basadas en transferencia de masa y modelos análogos a procesos térmicos (El-Halwagi y Manousiouthakis, 1989), minimización en el consumo de agua (Wang y Smith, 1994) y recirculación de material (El-Halwagi et al., 2003). Una extensión muy exitosa de este tipo de análisis fue Pinch hidrógeno, el cual fue aplicado a la gestión de hidrógeno (Nick Hallale et al., 2002 y 2003). Esto permitió a los refinadores minimizar los costos de capital y de operación de suministro de hidrógeno, para satisfacer las cada vez más estrictas regulaciones ambientales y para incrementar el rendimiento de unidades de hidrotratamiento.
 - En el contexto de la ingeniería química, la integración de procesos puede definirse como una aproximación holística que expone las interacciones entre diferentes unidades a fin de usar los recursos eficientemente y minimizar costos.

Es de observarse que la integración de procesos no está limitada al diseño de nuevas plantas: también incluye la extensión de procesos (por ejemplo, la instalación de nuevas unidades en una planta antigua) y la operación de sistemas existentes. Nick Hallale (2001), provee una revisión técnica sobre este tópico; en él, Hallale explica que el alcance de la integración de procesos contempla cada área en el diseño de procesos, y que, además, se extiende a otras áreas dentro de la planta.

La principal ventaja de la integración de procesos es que considera el sistema como un todo, a fin de mejorar su diseño y su operación. En contraste, una aproximación analítica intenta mejorar u optimizar un proceso considerando a todas sus unidades por separado, sin necesariamente tomar ventaja de las potenciales interacciones presentes entre las unidades.

Por ejemplo, usando las técnicas de integración de procesos, podría ser posible determinar que cierto proceso puede usar el calor expulsado por una unidad anterior y reducir así el uso de energía global, incluso si las unidades no están operando en condiciones óptimas por sí mismas; tal oportunidad podría perderse si se usa una aproximación analítica.

Típicamente, las técnicas de integración de procesos son empleadas al inicio del proyecto (esto es, una planta nueva o la mejora de una existente) para examinar las opciones prometedoras y así optimizar el diseño o la operación de una planta de proceso. También se emplean a menudo en conjunto con herramientas de simulación y optimización matemática, para identificar las oportunidades para mejorar la integración de un sistema (nuevo o ya existente) y reducir los costos de capital o de funcionamiento.

La mayoría de las técnicas de integración de procesos emplean análisis Pinch o herramientas Pinch para evaluar varios procesos como un sistema completo. Estrictamente hablando, ambos conceptos no son lo mismo, aunque en ciertos contextos se usan indistintamente. La revisión de Hallale (2001) explica que, en el futuro, varias tendencias son de esperar en este campo. La frontera entre los objetivos y el diseño será borrosa, y estos se basarán en más información estructural acerca de la red de procesos. En segundo lugar, es probable que veamos una gama mucho más amplia de aplicaciones de integración de procesos. Todavía hay mucho por realizar en el área de separaciones, no solo en sistemas de destilación compleja, sino también en tipos mixtos de sistemas de separación. Esto incluye procesos que involucran sólidos, tales como flotación y la cristalización. El uso de técnicas de integración de procesos para el diseño de reactores ha sido testigo de un rápido progreso, pero todavía está en

sus primeras etapas. En tercer lugar, una nueva generación de herramientas de software se espera; la aparición de software comercial para la integración de procesos es fundamental para su aplicación más amplia en el proceso de diseño.

5.3 Análisis Pinch (12)

El análisis Pinch (en inglés *Pinch Analysis*, o análisis de “pliegue”), también llamado método pinch de diseño de procesos o tecnología pinch, es una metodología para optimizar la recuperación energética en un proceso químico industrial, minimizando la inversión de capital.

Este análisis cuantifica los servicios que existen en una planta industrial (vapor, agua, y en general los servicios de calentamiento y enfriamiento), y los analiza frente a las necesidades de intercambio de calor de la planta.

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

El procedimiento incluye diferentes pasos. Inicialmente se determina la temperatura Pinch y el requerimiento mínimo de enfriamiento y calentamiento estableciendo las curvas compuestas o la tabla de problemas. El diseño de la red de intercambiadores de calor permite situar los intercambiadores dentro del proceso.

La metodología Pinch tiene las siguientes ventajas:

- Es una metodología sistemática para el diseño integrado de plantas de proceso
- Identifica el mínimo consumo de energía necesario
- Permite considerar diferentes opciones de diseño
- Considera al mismo tiempo el coste de energía y de capital
- Se puede aplicar en plantas de proceso nuevas o ya existentes.

Durante las dos décadas siguientes, ésta metodología fue aplicada posteriormente a procesos de transferencia de masa, recuperación de hidrógeno y diseño de procesos de destilación. El resultado fue el desarrollo de una de las principales metodologías de diseño de procesos industriales de finales de siglo.

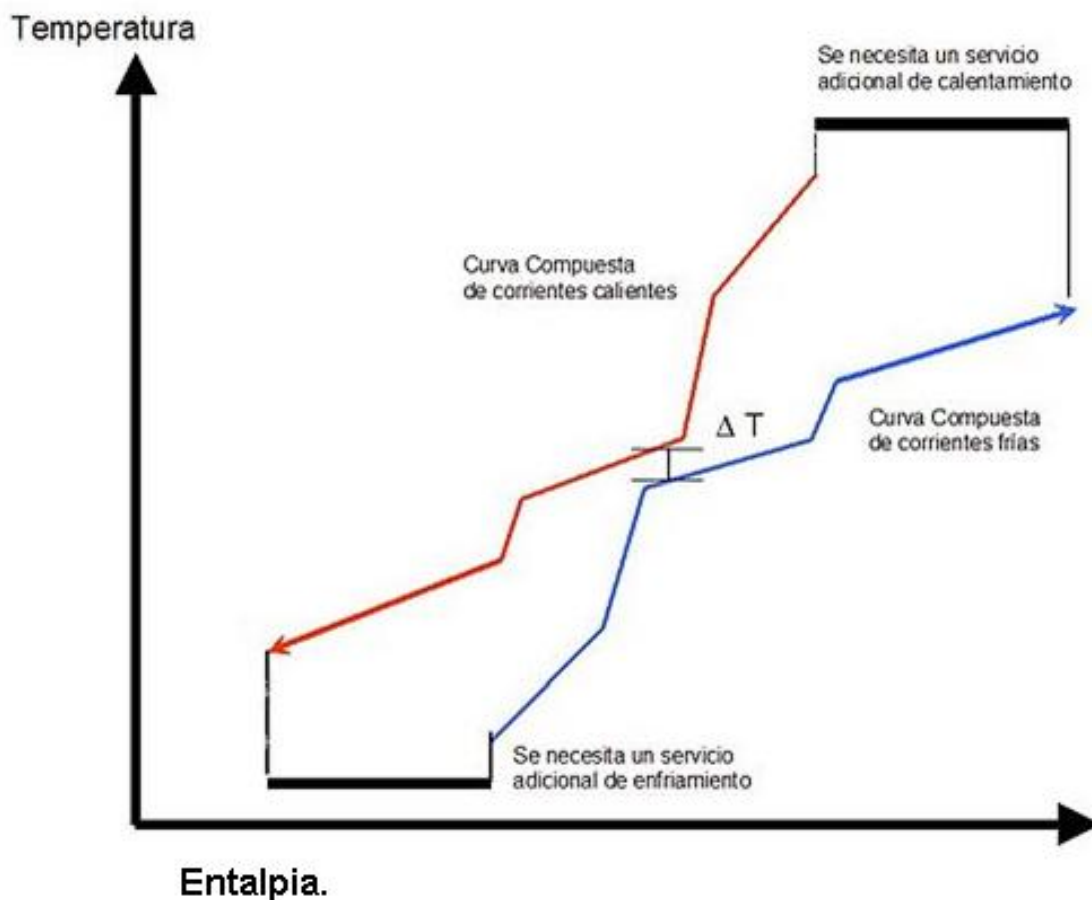
A continuación se desarrollan ejemplos para describir la metodología Pinch. (13)

Ejemplo 1: en este ejemplo se tiene por objetivo ilustrar el concepto los conceptos de corriente fría, corriente caliente y curvas compuestas. Se tiene la corriente de producto A, la cual debe enfriarse para poder ser procesada posteriormente. La temperatura debe disminuir. En un diseño normal, esta operación implica gastar agua de enfriamiento para satisfacer esta necesidad.

Por otro lado, la corriente B necesita calentarse para su proceso. Su temperatura debe aumentar. En un diseño normal, esta operación requeriría de un gasto de vapor para este calentamiento.

Si en vez de usar los servicios de agua y vapor para estas operaciones, se reúne dentro de un mismo intercambiador de calor a las corrientes A y B (el calor de A calienta a B, mientras A se va enfriando), se ahorra gran parte del vapor, y casi toda el agua de enfriamiento. En el siguiente diagrama se muestran las corrientes mencionadas (la corriente A en rojo y la B en azul) y se muestra también la diferencia mínima de temperaturas (conocida como ΔT mínima de proceso), que es la distancia mínima entre ambas curvas.

Figura 4.3.1 Diagrama de corrientes A y B



Curvas compuestas

En este ejemplo, no es posible llegar a un 100% de ahorro de servicios ya que la primera ley de la termodinámica no lo permite. Sin embargo, el ahorro en costo de operación puede ser sustancial. En el ejemplo, esta ley nos pide un gradiente mínimo de temperaturas entre las dos corrientes para que pueda haber transferencia de calor entre ellas (ΔT mínima). A este valor de ΔT se le conoce como el "punto de pinch", ya que es la región más próxima entre las dos corrientes. El valor del pinch es un grado de libertad del diseñador, que debe considerar que a menor valor de pinch se tendrá mayor recuperación energética y mayor inversión de capital en intercambiadores de calor; y viceversa.

El número de corrientes frías y calientes que se puede usar en este análisis es infinito. Cuando se trabaja con múltiples corrientes, la metodología pinch propone la creación

de una curva compuesta que combina todas las corrientes a enfriar (curva caliente), y una curva compuesta que combina todas las corrientes a calentar (curva fría). Estas dos curvas compuestas se pueden manejar de la misma forma para determinar el punto de pinch, y calcular con base en éste el gasto de operación (servicios) y el costo de capital (número de intercambiadores implicado).

El uso de este análisis permite, pues, diseñar la red de intercambio de calor que más economía va a representar, inclusive antes de comenzar la inversión en el equipo.

Ejemplo 2: este ejemplo tiene como objetivo ilustrar el algoritmo usado para la extracción de datos y su uso en la generación de curvas compuestas y elaboración de diagramas de trama. Se tienen los siguientes datos.

Tabla 4.3.1 Tabla de corrientes.

Corriente	Descripción	Tipo	Tipo Calor	T1 (°C)	T2 (°C)	H (kW)	m·cp(kW/°C)
1	1	Caliente	Sensible	205	65	-280	2
2	2	Caliente	Sensible	175	75	-400	4
3	3	Fría	Sensible	45	180	405	3
4	4	Fría	Sensible	105	155	225	4.5

Cálculo de Cascada mediante el Algoritmo de la tabla del problema: En la siguiente tabla se muestra la cascada de energía del problema:

Tabla 4.3.2 Tabla de energía.

Temperatura (°C)	Entalpía (kW)
195	90
190	100
165	75
115	0
65	150
55	140

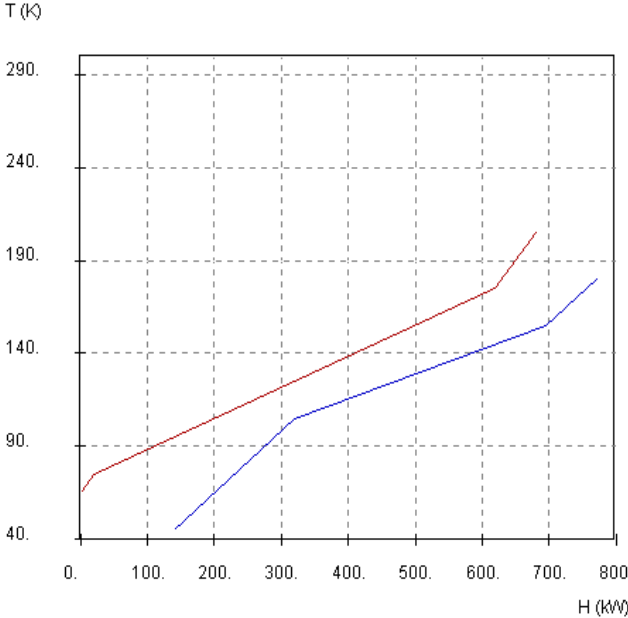
DIFERENCIA MÍNIMA DE TEMPERATURAS: 20 °C

Del cálculo de la cascada de energía, se obtienen los siguientes resultados:

- Temperatura de Pinch: 115 °C
- Necesidades mínimas de calefacción: 90 kW
- Necesidades mínimas de refrigeración: 140 kW

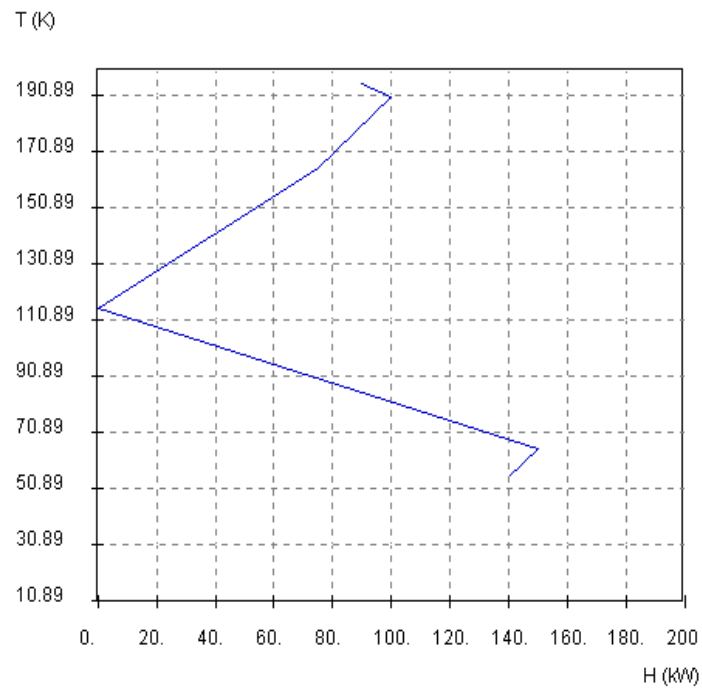
A continuación se muestran las gráficas obtenidas para las curvas compuestas, grand compuestas, compuestas con servicios y la curva de diferencias de temperaturas disponible de las corrientes estudiadas:

Figura 4.3.2 Curvas compuestas.



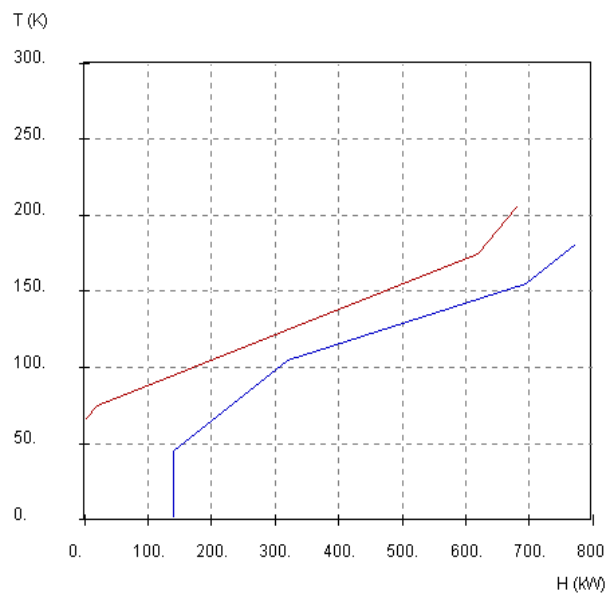
Curvas Compuestas

Figura 4.3.3 Curvas Grand compuestas.



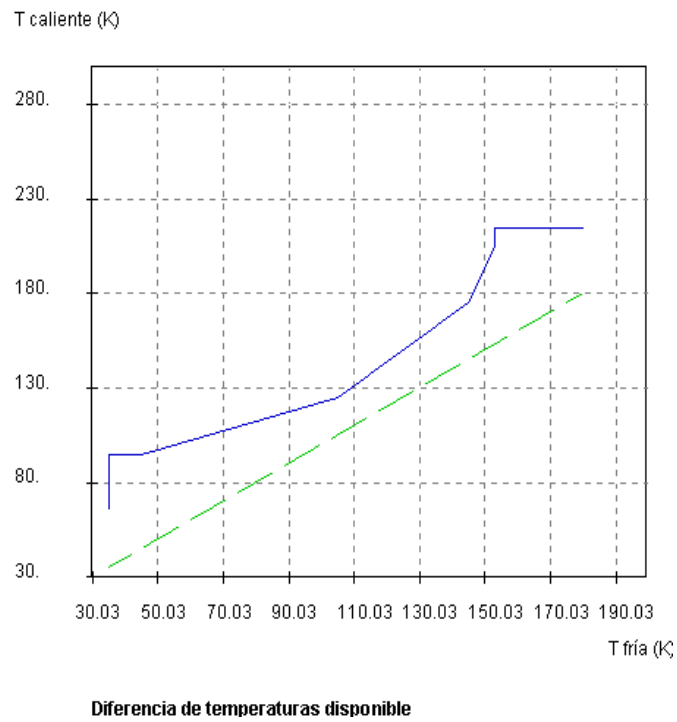
Curva Grand Compuesta

Figura 4.3.4 Curvas Compuestas con servicios.



Curvas Compuestas con Servicios

Figura 4.3.5 Curva de Diferencia de Temperaturas disponible.



Cambiadores

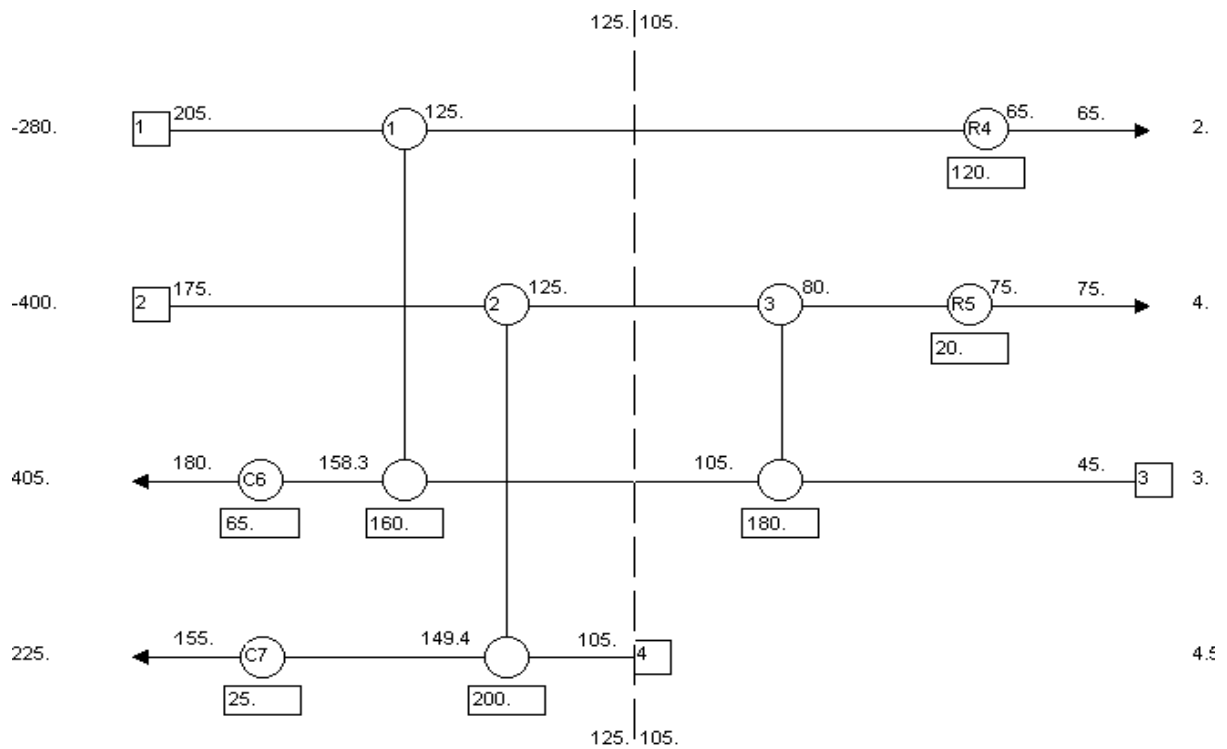
A continuación se presentan los resultados obtenidos para los intercambiadores de calor.

Tabla 4.3.3 Tabla de cambiadores.

Cambiador	Carga (kW)	C. Caliente	T1C (°C)	T2C (°C)	C. fría	T1F (°C)	T2F (°C)	Área (m ²)
1	160	1	205	125	3	105	158.333	5.08379
2	200	2	175	125	4	105	149.444	8.82441
3	180	2	125	80	3	45	105.	6.71539
4	120	1	125	65	SG	-	-	2.19722
5	20	2	80	75	SG	-	-	0.471132
6	65	SG	-	-	3	158.333	180.	1.44551
7	25	SG	-	-	4	149.444	155.	0.39849

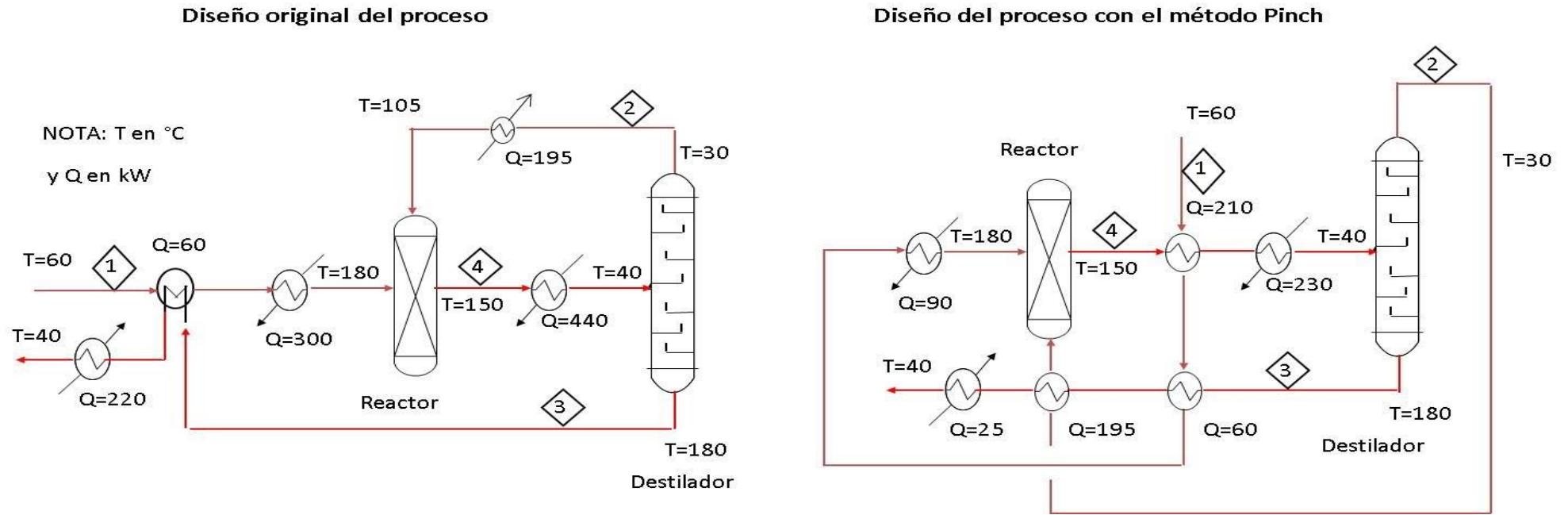
A continuación se muestra el diagrama de trama, que es una representación esquemática de las corrientes frías y calientes así como de los intercambiadores de calor que las relacionan. Los intercambiadores se representan con círculos, las corrientes se representan con líneas horizontales y la línea punteada representa la temperatura Pinch.

Figura 4.3.6 Diagrama de red.



Ejemplo 3. Este ejemplo tiene como objetivo ilustrar el uso de la metodología pinch para generar propuestas de diseño y rediseño en las redes de intercambio de calor. Se tiene el siguiente diagrama de proceso:

Figura 4.3.7. Diagrama de proceso original y modificado mediante el método Pinch.



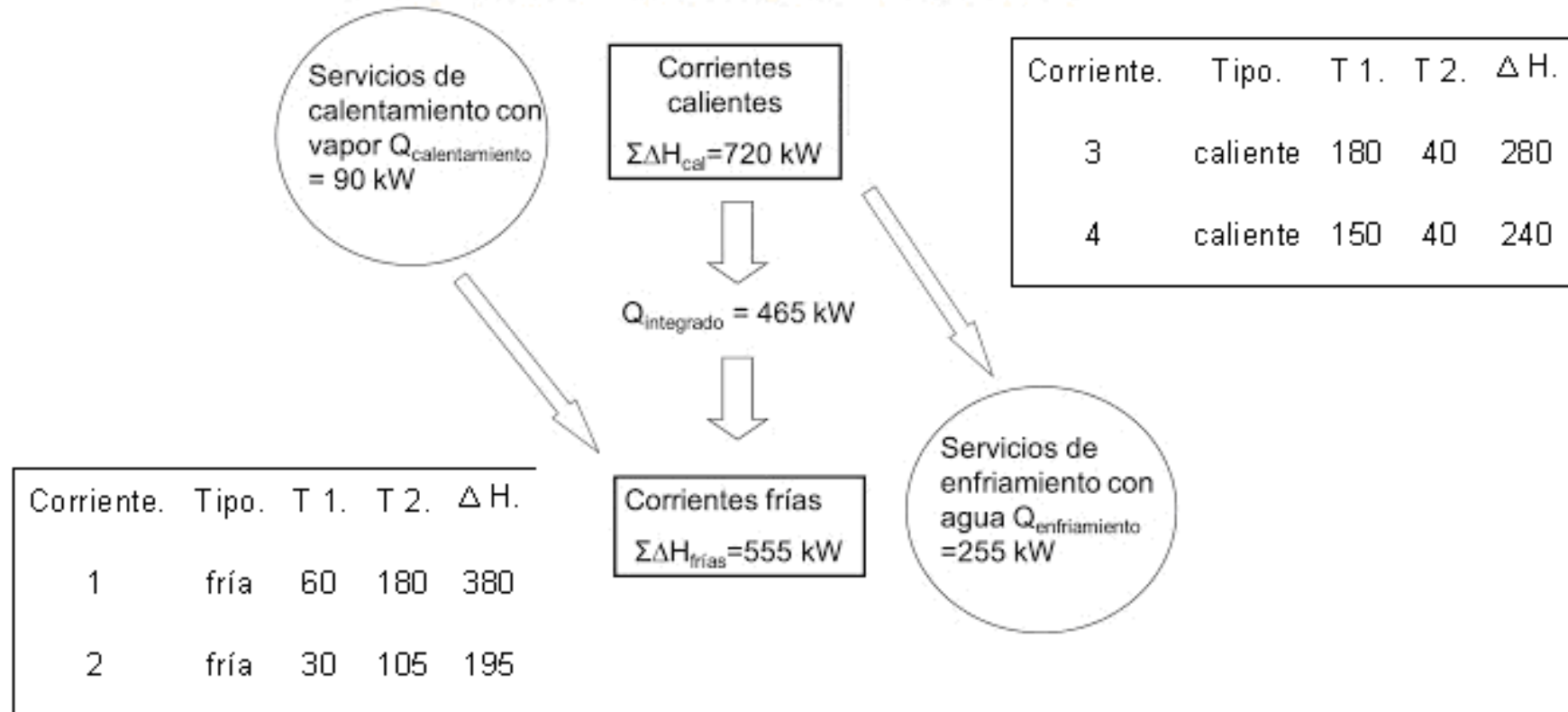
En el diseño original se aprovecha parte del calor de la corriente del fondo del destilador para precalentar la carga al reactor, así se integran 60 kW de calor.

Después de aplicar el análisis Pinch el rediseño del proceso hace una integración de 465 kW de calor, que es mucho más que los 60 kW del diseño original. Esto implica que se hace un mejor aprovechamiento de la energía.

En el proceso antes del rediseño requiere 495 kW de calor, suministrado con vapor, para calentar las corrientes frías. Después del rediseño Pinch sólo se requieren 90 kW de calentamiento. Con ello se logra una disminución de aproximadamente 82% de energía, tan solo en el consumo de vapor. Otro tanto se ahorra en el consumo de agua fría para el enfriamiento. La siguiente figura muestra la distribución de energía del proceso.

Figura 4.3.8. Distribución de energía en el proceso.

Distribución de energía en el proceso



Como se ve en la figura, la suma de entalpías de las corrientes calientes es de 720 kW, esto representa un excedente de energía. Por otro lado, las corrientes frías tienen un déficit de 555 kW de energía.

En este ejemplo, la energía de las calientes es más que suficiente para cubrir la energía requerida de las frías, pero no toda la energía de las calientes es aprovechada por las frías, algo ha de disiparse a través de servicios externos con agua fría (255 kW). Ni tampoco toda la energía que requieren las corrientes frías es suministrada por las corrientes calientes, algo ha de proveerse con servicios externos de calentamiento con vapor (90 kW).

El balance de energía entre las corrientes de proceso cumple con la ley de conservación de la energía. Así, el calor integrado entre las corrientes de proceso es igual a la diferencia de la suma de entalpías, de las corrientes calientes menos la energía de enfriamiento.

$$\text{Calor integrado: } \Sigma\Delta H_{\text{cal}} - Q_{\text{enfriamiento}} = \Sigma\Delta H_{\text{frías}} - Q_{\text{calentamiento}} \quad (4.3.1)$$

$$\text{Calor integrado: } 720 - 255 = 555 - 90 = 465 \text{ kW} \quad (4.3.2)$$

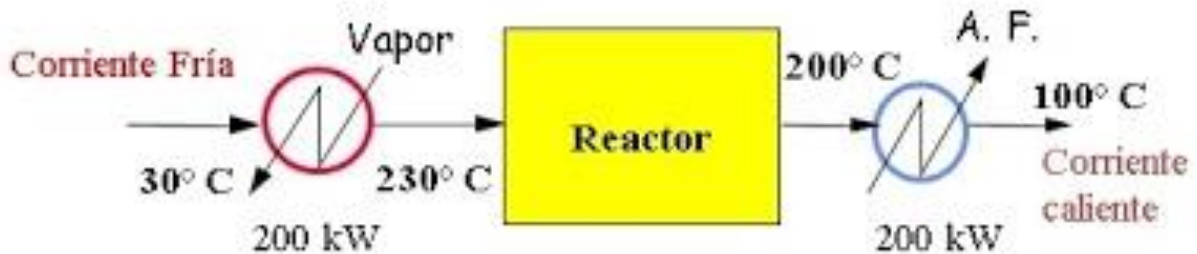
Por otro lado, se comprueba el balance al restar las entalpías de las frías al de las calientes que resulta igual a la diferencia del servicio de calentamiento menos el de enfriamiento.

$$|\Sigma\Delta H_{\text{cal}} - \Sigma\Delta H_{\text{frías}}| = |Q_{\text{calentamiento}} - Q_{\text{enfriamiento}}| = 165 \text{ kW} \quad (4.3.3)$$

Para comprobar que el método Pinch cumple con las metas de ahorro de energía, de capital y de área, se presenta el siguiente ejemplo 2.

Figura 4.3.9. Diseño original.

Diseño original



La corriente de entrada al reactor que lleva los reactantes es tipificada como corriente fría ya que debe elevar su temperatura antes de entrar al reactor. La corriente efluente del reactor lleva los productos y reactivos que no se convirtieron, esta corriente es del tipo caliente ya que sale a alta temperatura del reactor y hay que reducirla a una temperatura menor.

Antes de rediseñar el arreglo de los cambiadores se debe extraer los datos del proceso y hacer el análisis Pinch. En esta tabla se muestran los datos de las corrientes, su tipo, sus temperaturas inicial y final, el flujo de calor entálpico, que es el producto del flujo en la corriente por su capacidad calorífica y finalmente la cantidad de energía de la corriente, es decir el cambio entálpico. Obtener los datos relacionados con las corrientes del proceso es lo que se conoce como la etapa de extracción de datos.

Tabla 4.3.4. Extracción de datos de las corrientes.

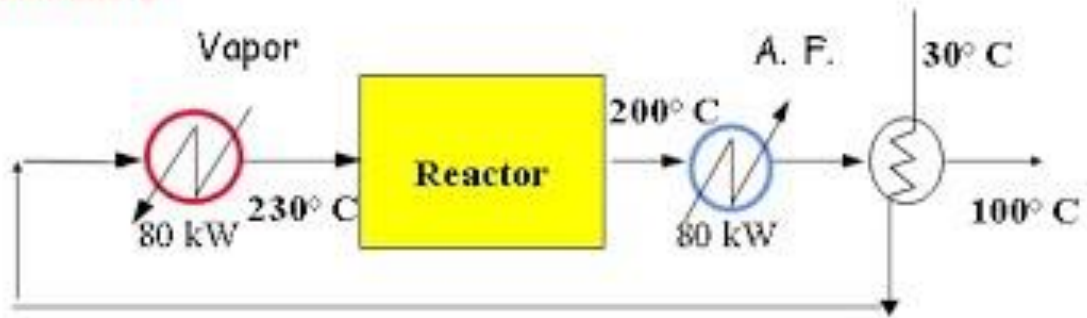
Tipo de corriente	Nombre de corriente	Temperatura inicial °C	Temperatura Final °C	Flujo de calor específico kW/°C	Cambio entalpico
Fría	Reactivos	30	230	1	200
Caliente	Productos	200	100	2	200

La corriente caliente tiene un excedente de energía de 200 kW mientras que la fría tiene un déficit de 200 kW pero no se puede aprovechar todo el calor de la caliente en la fría ya que la temperatura inicial de la caliente (200° C) es menor que la temperatura final de la fría (230° C). Los calores de calentamiento y de enfriamiento son ambos de 200 kW no teniéndose una integración entre las corrientes.

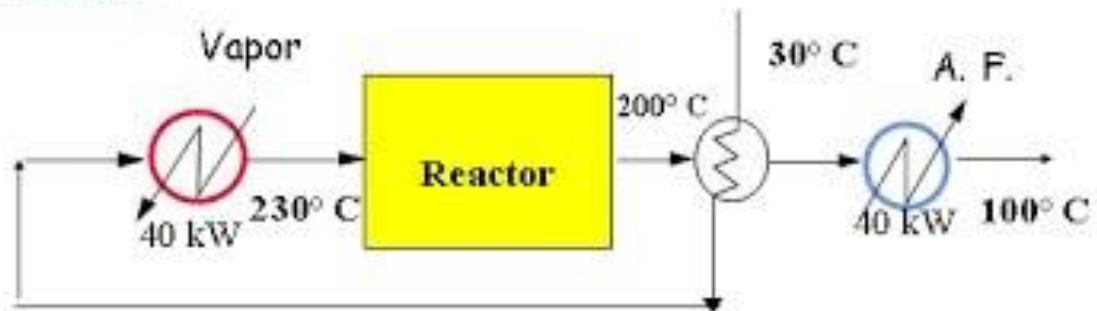
Se proponen dos rediseños del proceso obteniéndose:

Figura 4.3.10. Propuestas de nueva configuración.

Rediseño 1



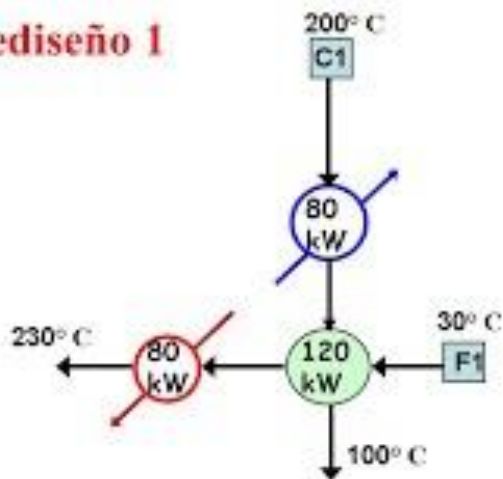
Rediseño 2



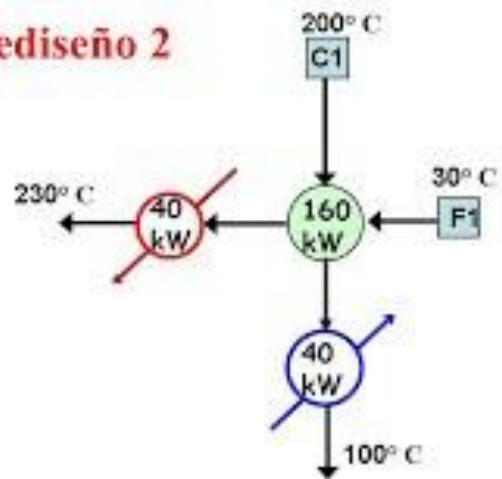
En el rediseño 1, se aprovecha una parte del calor de la caliente para calentar la fría. Se logra una reducción en el uso de servicios de calentamiento y enfriamiento hasta 80 kW . La cantidad de calor que se aprovecha de la caliente en la fría, es decir el calor integrado es de 120 kW .

En el rediseño 2, Se logra una mayor reducción en el uso de servicios de calentamiento y de enfriamiento hasta 40 kW . El calor integrado es de 160 kW . Este segundo diseño es el diseño Pinch, teniéndose, como se había anticipado, un gran ahorro en energía. Los diagramas de la Red de Intercambio Térmico (RIT) son:

Rediseño 1



Rediseño 2



Se observa que el reacomodo de los intercambiadores puede conducir a un mayor ahorro de energía, de eso es lo que trata el análisis Pinch, encontrar el arreglo o red de cambiadores de calor que conduzca al mayor ahorro de energía.

La ecuación de diseño para los cambiadores de calor que operan a contracorriente es.

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{lm} \quad (4.3.4)$$

En donde U es el coeficiente global de transferencia de calor

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_2}} \quad (4.3.5)$$

El coeficiente de película del vapor con el fluido del proceso es: $h\text{-vapor} = 0.5 \text{ kW/}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2$

El coeficiente de película del agua con el fluido del proceso es: $h\text{-agua} = 0.3 \text{ kW/}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2$

El coeficiente de película entre dos fluidos del proceso es: $h\text{-proceso} = 0.8 \text{ kW/}^\circ\text{C}\cdot\text{m}^2$

ΔT_{lm} es la diferencia media logarítmica de temperaturas:

$$DTLM = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \quad (4.3.6)$$

El costo de cada cambiador de calor se calcula con:

$$Costo(\$) = 6,000 + 700 * Area^{0.65} \quad (4.3.7)$$

El factor de servicio se considera de 350 días de operación al año. En la aplicación del análisis Pinch debe tenerse en cuenta la aproximación mínima de acercamiento en las temperaturas, en al menos uno de los extremos de los cambiadores de calor, el ΔT_{min} , que en este ejemplo se especifica es 10° C.

Para el rediseño 1 se resumen los cálculos en la siguiente tabla:

Tabla 4.3.5. Resumen de cálculos opción 1.

Q	T _{caliente-1}	T _{fría-1}	T _{caliente-2}	T _{fría-2}	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_{lm}	Área m ²	Costo \$
80	200	30	160	20	170	140	154.51	2.37	7,227.56
120	160	150	100	30	10	70	30.83	9.73	9,071.56
80	250	230	250	150	20	100	49.71	5.23	8,051.92
							Total:	17.33	24,351.04

Para el rediseño 2 se tiene:

Tabla 4.3.6. Resumen de cálculos opción 2.

Q	T _{caliente-1}	T _{fría-1}	T _{caliente-2}	T _{fría-2}	ΔT_1	ΔT_2	ΔT_{lm}	Área m ²	Costo \$
40	250	230	250	190	20	60	36.41	3.57	7600.93
160	200	190	120	30	10	90	36.4	10.98	9,323.89

40	120	30	100	20	90	80	84.9	2.16	7,154.54
							Total:	16.72	24,,079.36

Aquí se puede observar que el rediseño 2 conduce a una disminución tanto en el área como en el costo de los cambiadores de la red. Además en el rediseño 2 el calor integrado aumenta y el calor de servicios disminuye, comparado con el rediseño 1. Esto conduce a una reducción en las emisiones contaminantes al disminuir la quema de combustibles para generar el vapor y el agua fría.

Se concentran los resultados en una tabla en la que se calculan los costos variables debidos a los servicios. La diferencia entre el costo de capital y los costos variables es el ahorro en capital para cada diseño. Finalmente se calcula el periodo de recuperación económica o ROI, por sus siglas en ingles Return On Investment, que es igual a uno menos el ahorro anual dividido por el costo de capital.

Tabla 4.3.7. Periodo de recuperación económica.

Diseño	Número de cambiadores	Costo de capital	Gastos variables	Ahorro,	ROI/año
Original	2		19,994.69		
Rediseño 1	3	24,351.04	7,997.88	11,996.81	0.5
Rediseño 2	3	24,079.36	3,998.94	15.995.75	0.3

Se observa que con el rediseño 1, la inversión en los nuevos cambiadores se puede recuperar en medio año, tan solo con el ahorro por el costo de servicios, mientras que en el rediseño 2 el ROI es de menos de tres meses. Con esto se demuestra que el

diseño Pinch (rediseño 2) efectivamente conduce a un ahorro en el área de los cambiadores de calor, un ahorro en capital y una disminución en las emisiones contaminantes.

El cálculo de los gastos variables es con los precios de los servicios (2.81 y 0.496, dólares por cada millón de kJ), es:

$$\frac{200kW}{1} \left| \frac{(2.81+0.496)\$}{1000000kJ} \right| \left| \frac{kJ}{kW-s} \right| \left| \frac{3600s}{h} \right| \left| \frac{24h}{día} \right| \left| \frac{350días}{año} \right| = 19,994.7 \frac{\$}{año}$$

II. Desarrollo de la propuesta de integración térmica

1. Pemex Refinación (14)

Petróleos Mexicanos opera por conducto de un corporativo y cuatro organismos subsidiarios:

- PEMEX Exploración y Producción
- PEMEX Refinación
- PEMEX Gas y Petroquímica Básica
- PEMEX Petroquímica

Produce diversos tipos de combustible:

- Gasolina "Magna" (calidad regular grado 87 octanos)
- Gasolina "Premium" (calidad grado 92 octanos)
- Diésel
- Turbosina
- Combustóleo
- Asfalto
- Gas LPG
- Azufre
- Coque.

PEMEX – refinación (PR) es uno de los organismos subsidiarios que está orientado a la producción, distribución y comercialización de productos derivados del petróleo. La industria de refinación contempla el procesamiento del petróleo para obtener diversos hidrocarburos, principalmente combustibles. Las operaciones que determinan habitualmente la capacidad de una refinería son las de destilación atmosférica.

El sistema nacional de refinación se integra por seis refinerías (Cadereyta, Madero, Tula, Salamanca, Minatitlán y Salina Cruz) con una capacidad de refinación equivalentes a 1560 millones de barriles por día de destilación atmosférica. Desde hace

algunos años, PEMEX ha destinado importantes recursos para modernizar la industria de la refinación.

2. Refinería Gral. Lázaro Cárdenas (15)

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas de Minatitlán, Veracruz, proyecto que se inicio en 1906, siendo la primera gran refinería de Latinoamérica, actualmente desarrolla un completo proyecto de reconfiguración, que le permitirá afrontar los retos del siglo XXI, como un centro de trabajo moderno y rentable.

La Refinería hoy cuenta con 27 plantas industriales, dedicadas a la producción de energéticos. Tiene una extensión de 800 hectáreas, donde se ubican las instalaciones necesarias para procesar petróleo y barriles de líquidos de Mezcla de Butanos. Además cuenta con un sector ubicado en la Cangrejera Veracruz, donde existen 3 plantas que procesan diariamente barriles de petróleo tipo Maya.

El área de influencia, donde su producción abastece de combustible al mercado, incluye al sureste del país y parte de la demanda del Distrito Federal. Los estados que reciben energéticos de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, son: Puebla, el sur de Veracruz, Tabasco, Campeche, Yucatán y Quintana Roo.

En cuanto a su política de calidad, la Refinería, consciente de las exigencias del mundo actual, ha implantado un sistema de aseguramiento de calidad, basado en la norma ISO-9002/NMX-CC-004, con el fin de que sus procesos, productos y servicios satisfagan los requisitos de sus clientes, dentro de un ámbito de seguridad, protección del ambiente, productividad, rentabilidad y mejoramiento continuo. Este sistema ha permitido obtener importantes resultados, al certificarse la totalidad de las líneas de producción del centro de trabajo.

2.1 Diagnóstico energético (16)

La Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas”, a través de la Unidad de Ingeniería de Procesos y Gestión del Negocio (UIPyGN), llevó a cabo el presente diagnóstico para determinar

el potencial de ahorro energético en el sector 4 la cual la integran las Plantas Primaria 5 y Preparadoras de Carga No.2 (Combinada) y Preparadora de Carga No.3

Los principales trabajos involucran diseñar, adquirir, instalar e integrar un intercambiador adicional (Crudo Vs Gasóleo pesado de vacío) en el circuito de salida de la desaladora PA-101 para incrementar la temperatura de carga de la torre despuntadora y mejorar así la eficiencia de separación de la gasolina ligera y la instalación de otro intercambiador (Crudo Vs Residuo de vacío) en el circuito de salida de fondos de la torre despuntadora para incrementar la temperatura de entrada al calentador BA-101 de 213°C a 261°C, aprovechando la energía térmica de corrientes que tienen la posibilidad de transferir calor.

Obteniéndose los siguientes Beneficios:

- Se incrementa la temperatura de entrada a la torre despuntadora
- Se incrementa la temperatura de entrada al calentador.
- Disminuir el volumen de consumo de gas combustible
- Beneficio ambiental : Reducción en la emisión de 2,100 Ton CO₂/Año estimado

2.2 Descripción breve del proceso

La planta originalmente fue diseñada para procesar petróleo ceroso en un proceso de destilación a presión atmosférica y posteriormente en otra de alto vacío con el objeto de obtener productos terminados e intermedios que servirán como carga a las plantas de hidrosulfuradoras y de desintegración Catalítica F.C.C.

La ingeniería de la construcción de la unidad combinada fue hecha por la Societé Francaise des Techniques, LUMMUS bajo el contrato No. F-5161. Siendo conocido como proyecto Mazatlán.

La planta combinada primaria No 5 y preparadora de carga No 2, fueron diseñadas para procesar 42,500 BPD de petróleo de 34.1° API o una mezcla al 50% de petróleo maya y residuo Minatitlán con 24.2° API.

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 la ampliación fue elaborada por la gerencia de refinación. Con esto la capacidad de procesamiento de la unidad aumentó a 60,000 BPD de crudo de 32° API.

En 1995 quedó fuera de operación y desmantelada la torre debutanizadora DA-110 por desgaste de los circuitos y equipos de proceso, que resultó incosteable su reparación.

En 1995 se llevó a cabo la modernización de los calentadores BA-101 y BA- 151, para instalación de quemadores de alta eficiencia.

2.3 Objetivo general de producción de una planta procesadora de petróleo.

La Unidad de Ingeniería de Procesos en una planta procesadora de petróleo generalmente contempla los siguientes objetivos de producción:

Elaborar productos energéticos finales e intermedios a partir del petróleo mediante proceso de destilación (Atmosférica y de Alto Vacío) que satisfagan en calidad a los clientes; cuidando la seguridad de recurso humano e instalaciones, así como el entorno ecológico, atendiendo las áreas de oportunidad para la obtención de la mejora continua y desarrollo personal.

Procesar petróleo para obtener productos finales en las plantas primarias a través de un proceso de destilación atmosférico (gasolina, kerosina y diesel), y productos intermedios (nafta pesada, gasóleo pesado primario) de valor agregado.

Procesar el petróleo reducido de las plantas primarias para obtener gasóleos(Ligero y Pesado) por medio un proceso de una destilación de alto vacío y que se servirán de cargas a las plantas catalíticas.

Proceso de endulzamiento de Nafta Pesada, provenientes de las plantas primarias con la finalidad de mejorar la calidad de la Turbosina en los tanques finales, tanto en color como en mercaptanos, disminuir los sólidos totales y agua en la Turbosina.

2.4 Datos de diseño y condiciones de operación

Bases de diseño para las unidades de destilación (secciones primaria y alto vacío), tratamiento MEROX para nafta primaria y tratamiento cúprico para kerosina del sector no 5 (sector exmazatlan) de la Refinería de Minatitlán (actualmente sector no. 4 planta combinada primaria no. 5 / t.a.v. no. 2 y tratamiento MEROX). (17)

- **Unidad de destilación.- Sección primaria.** Se diseñó para procesar una carga de 42,000 BPD para la mezcla de petróleo maya (40%) e istmo (60%).

Sección de alto vacío. Se diseñó para procesar el residuo primario de la sección primaria

- **Unidad de tratamiento MEROX.-** Se diseñó para procesar la nafta primaria de la unidad de destilación.

Productos y sus especificaciones. Los productos y sus especificaciones cuando se suministren las cargas de diseño serán:

Nafta primaria estabilizada:	
C4 (% mol):	2.0
Punto final de ebullición ASTM:	200-220°C
% en peso de azufre total:	0.2
% en peso de mercaptanos	0.0005
Kerosina:	
5% de destilado ASTM:	232.2°C (450°F)
Final de ebullición ASTM:	285 °C (545°F)
Inflamación T.A.G: copa cerrada:	40.5 °C (105°F)
% en peso de azufre:	0.35

Prueba doctor:	Dulce.
Diesel:	
5% de destilado ASTM:	304.4°C (580°F)
Punto final de ebullición:	371.1°C (700°F)
°API:	31.9
% en peso de azufre:	0.77
Punto de solidificación:	1.6°C (35°F)
No. De cetano calculado:	55
P.M: de inflamación:	60°C (140°F)
Gasóleo de vacío:	
PTB Volatilidad a 1000°F:	537.7°C
Viscosidad:	
SSU. a 100°F (37.8°C)	420
SSU. a 210°F (198°C):	55
% en peso de azufre:	1.5

Prueba doctor. (18) Se aplica a los productos livianos. Se emplea para determinar mercaptanos, los cuales en general, no son corrosivos. Para descubrir compuestos corrosivos del azufre, esta prueba es inferior a la prueba de la lámina de cobre; es una determinación cualitativa para mercaptanos. Para la realización de la prueba se combinan 10 cc de muestra y 5 cc de solución doctor y se agita la mezcla

vigorosamente durante 15 segundos. Luego se agrega una azufre (puro y seco) y nuevamente se agita durante 15 segundos. Se deja que la solución doctor se vaya al fondo y transcurridos 2 minutos, se hacen las siguiente observaciones: • Si la muestra es decolorada ó el color amarillo del azufre es enmascarado, la prueba será reportada como positiva y la muestra es catalogada como “agria”. • Si la muestra permanece sin cambio de color, y si el azufre permanece amarillo, la muestra es catalogada como “dulce”.

CANTIDAD DE PRODUCTOS DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN.

Con las cargas de diseño, las cantidades de productos serán:

Crudo maya e istmo:	
Producto	Bls/día
Gasolina	6544
Kerosina	4355
Diesel	8200
Gasóleo de vacío	12,000
* Combustóleo (residuo)	12,000-14,000
Residuo Primario	
Producto	Bls/día
Gasóleo de vacío	12,000
* Combustóleo (residuo)	12,000-14,000

CONDICIONES DE ESTADO FISICO, TEMPERATURAS Y PRESIONES DE LOS PRODUCTOS A TANQUES.

	<u>ESTADO</u>	<u>TEMPERATURA °C</u>	<u>PRESION Kg/Cm²</u>
CARGA.	Líquido	32-40	0.35

PRODUCTO:

GNA. ESTAB.	Líquido	37.8	3.5
KEROSINA	Líquido	37.8	3.5
DIESEL	Líquido	46.1	3.5
GASÓLEO DE VACÍO	Líquido	37.8	3.5
RESIDUO (COMBUSTÓLEO)	Líquido	135	3.5

1. Vapor:

- a) Vapor de alta presión: 20 Kg/cm², 310°C, T. T.
- b) Vapor de baja presión: 3.5 Kg/cm², saturado.

2. Agua de enfriamiento:

Suministro de agua de torres.

Presión (suministro).	4.6 Kg/cm ² .
Temperatura (suministro).	32 °C.
Presión (retorno).	3.0 Kg/cm ²
Temperatura (retorno).	46 °C.
Presión de condensado	8.7 Kg/cm ²
Presión de agua de lavado	4.0 Kg/cm ²

3. Gas combustible:

Presión	3.5 Kg/Cm ² man
Vapor de calentamiento inferior	8000 Kcal/M ³ , 15.5 °C y 1 Atm.

4.- Electricidad:

Voltajes de motores:

Debajo de 1 HP.

1 HP – 200 HP.

Arriba de 200 HP.

Frecuencia

115 Volt. , 1 fase.

440 Volt. , 3 fases.

4,000 Volt. , 3 fases.

60 ciclos.

5.- Aire:

a) Aire de plantas.-

Presión

9.85 Kg/Cm²

b) Aire de instrumentos.-

Presión

6.50 Kg/Cm²

DATOS DE DISEÑO Y DE OPERACIÓN ACTUAL DE LAS TORRES DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICO Y DE ALTO VACIO.

**TORRE DESPUNTADORA DA-100
TORRE FRACCIONADORA DA-101
TORRE DE ALTO VACIO DA-151**

TORRE DESPUNTADORA DA-100.

Datos	Diseño	Operación	Unidades
Carga	64000	60000	B / D
P. domo	2.4	1.55	Kg / cm ²
P. fondo	2.7	1.6	Kg / cm ²
T. carga	197	193	° C
T. domo	149	140	° C
T. fondo	187	192	° C
Reflujo domo	3054	3800	B/D

TORRE FRACCIONADORA DA-101

Datos	Diseño	Operación	Unidades
Carga	60000	56000	B / D
P. domo	1.2	0.558	Kg / cm ²
P. fondo	1.7	0.600	Kg / cm ²
T. carga	351	358	° C
T. domo	177	140	° C
T. fondo	345	350	° C
T. plato N. Pesada	201	156	° C
T. plato Kerosina	240	220	° C

T. plato Diesel	293	280	° C
T. Plato G.p.p	319	315	° C
Reflujo domo	11776	11850	B / D
Reflujo lateral	16500	16670	B / D

TORRE DE ALTO VACIO DA-151

Datos	Diseño	Operación	Unidades
Carga	27000	26500	B / D
P. domo	79	90	Mm Hg
P. fondo	100	150	Mm Hg
T. carga	390	385	° C
T. domo	66	95	° C
T. fondo	390	380	° C
T. plato Gol	196	220	° C
T. plato Gop	296	304	° C
T. plato AC. lavador	357	366	° C
Reflujo domo	4000	5743	B / D
Reflujo lateral	6000	6421	B / D

2.5 Descripción del proceso de la Planta Combinada

Originalmente la planta fue diseñada para procesar 42000 BPD de crudo. La necesidad de aumentar el proceso, obligo a un rediseño en el año de 1974, mediante el cual se incremento su capacidad de proceso a 60000 B /D. Actualmente opera entre 60000 BPD y 64000 BPD respectivamente.

Esta planta consiste en una destilación a presión atmosférica y posteriormente otra de alto vacío. A continuación se muestran los diagramas simplificados de las secciones de la planta:

Figura 2.5.1. Diagrama simplificado de la Planta Primaria No. 5.

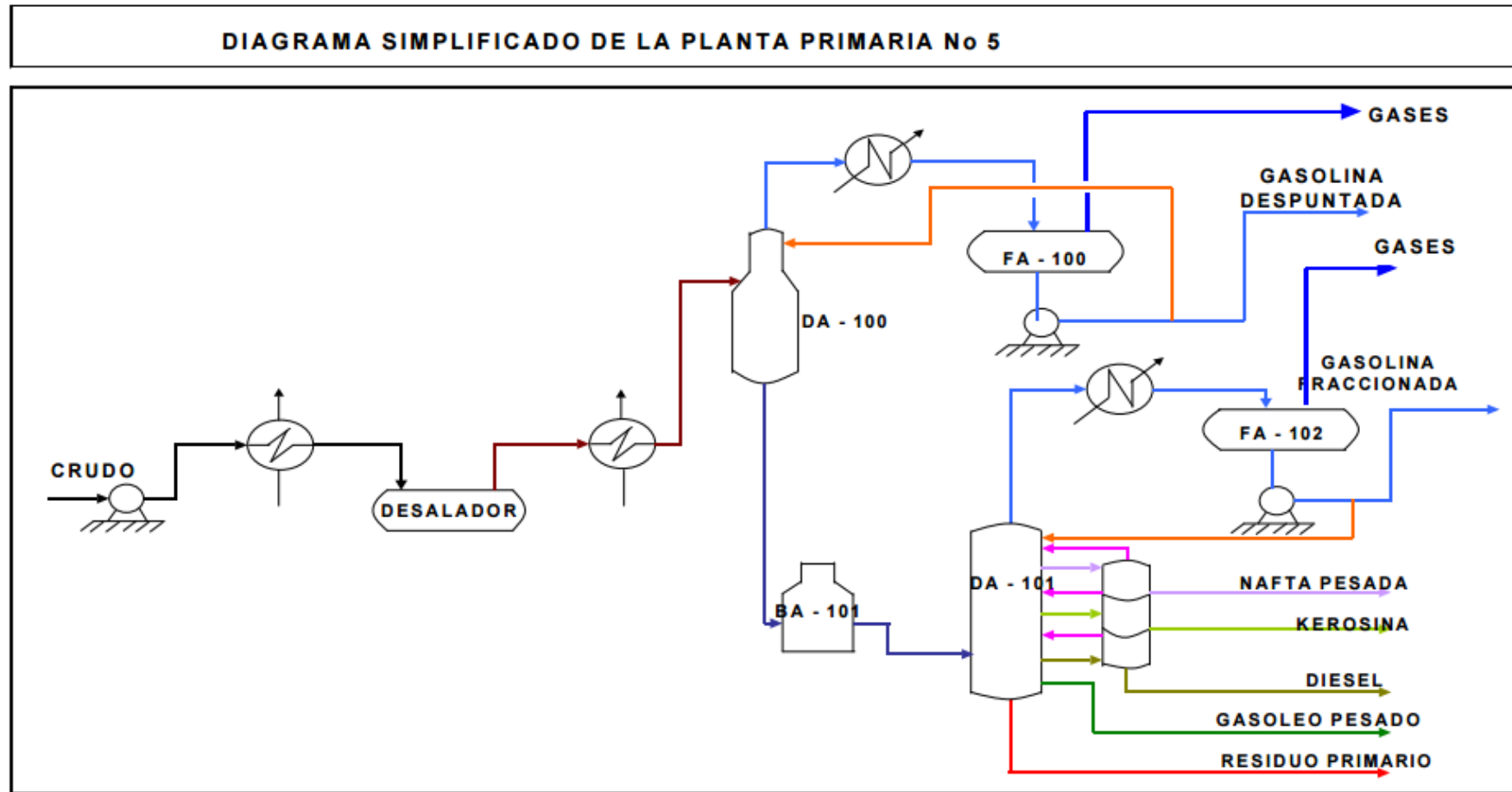


Figura 2.5.2 Diagrama simplificado de la Planta Preparadora de Carga No. 2.

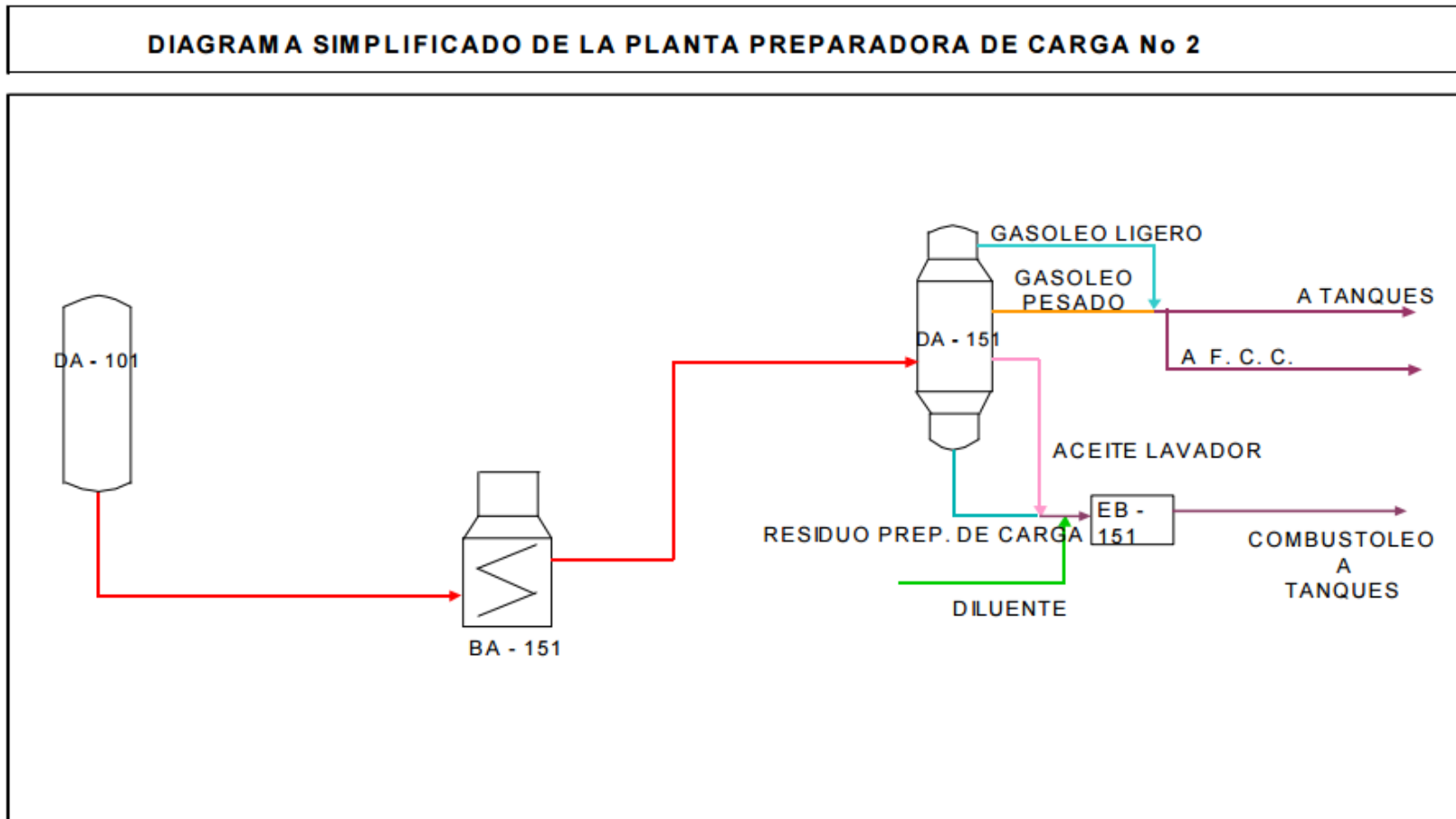
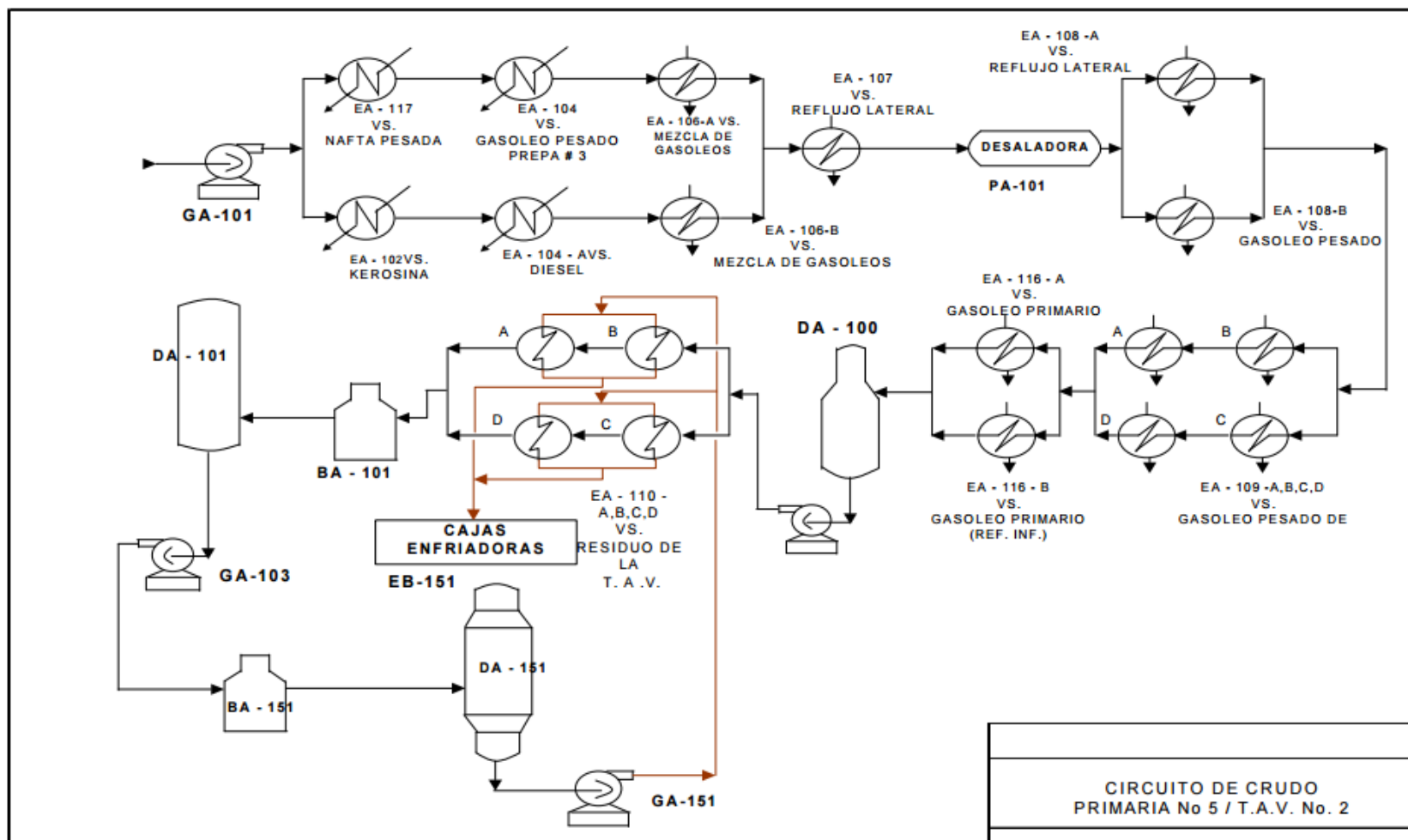
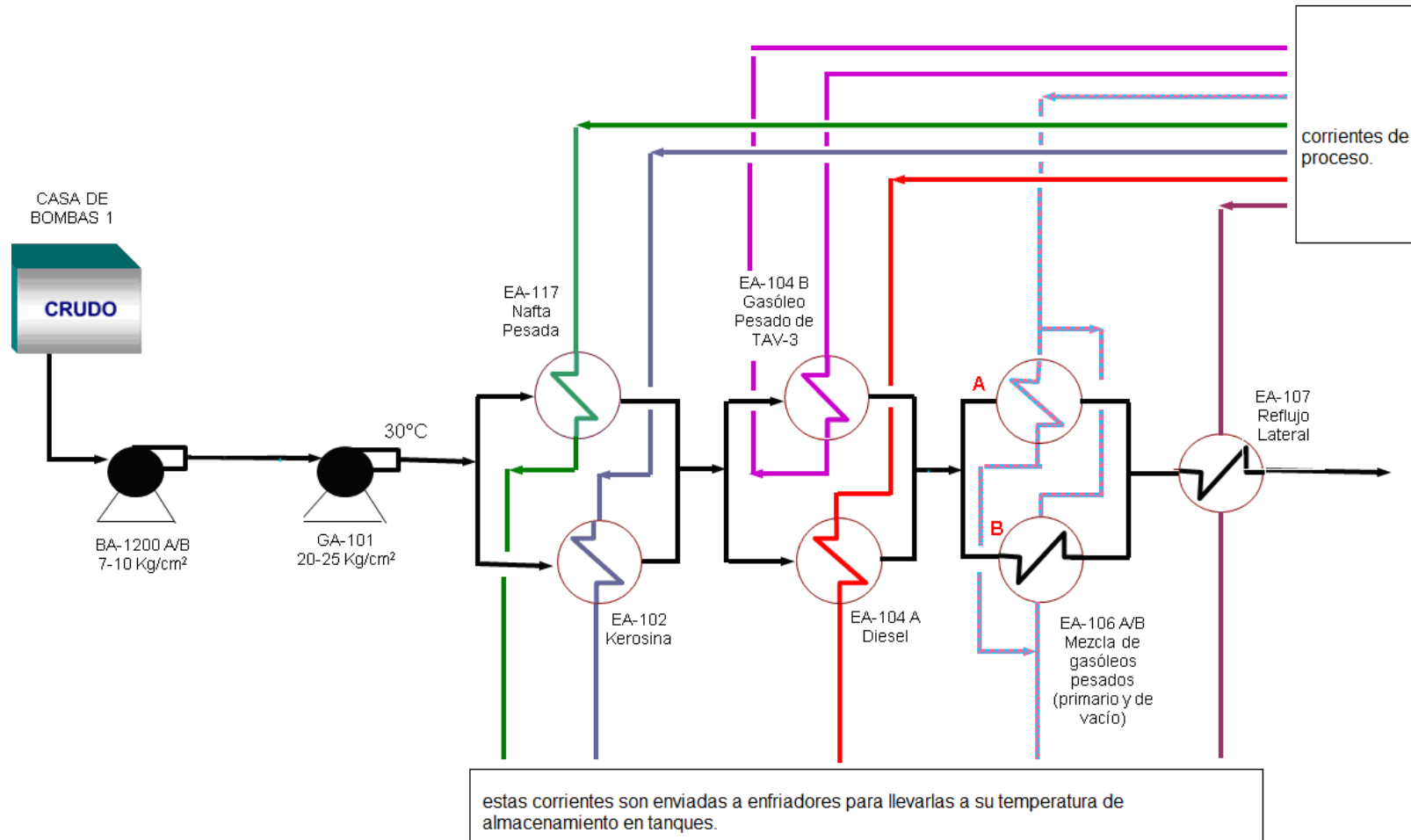


Figura 2.5.3 Diagrama simplificado de del circuito de crudo de la Planta Primaria No. 5 / T.A.V. No. 2.



El petróleo de alimentación a la planta primaria No 5, se envía mediante la bomba BA-1200 A o B con una temperatura aproximado de 38 °C y una presión de 7 kg/cm² a la succión de la bomba GA-101 o GA-101-S localizada en la planta primaria No 5 / TAV No 2, que se encarga de incrementar la presión a 25 kg/cm² , descargando el producto en el tren de precalentamiento del petróleo hasta la torre despuntadora DA-100.

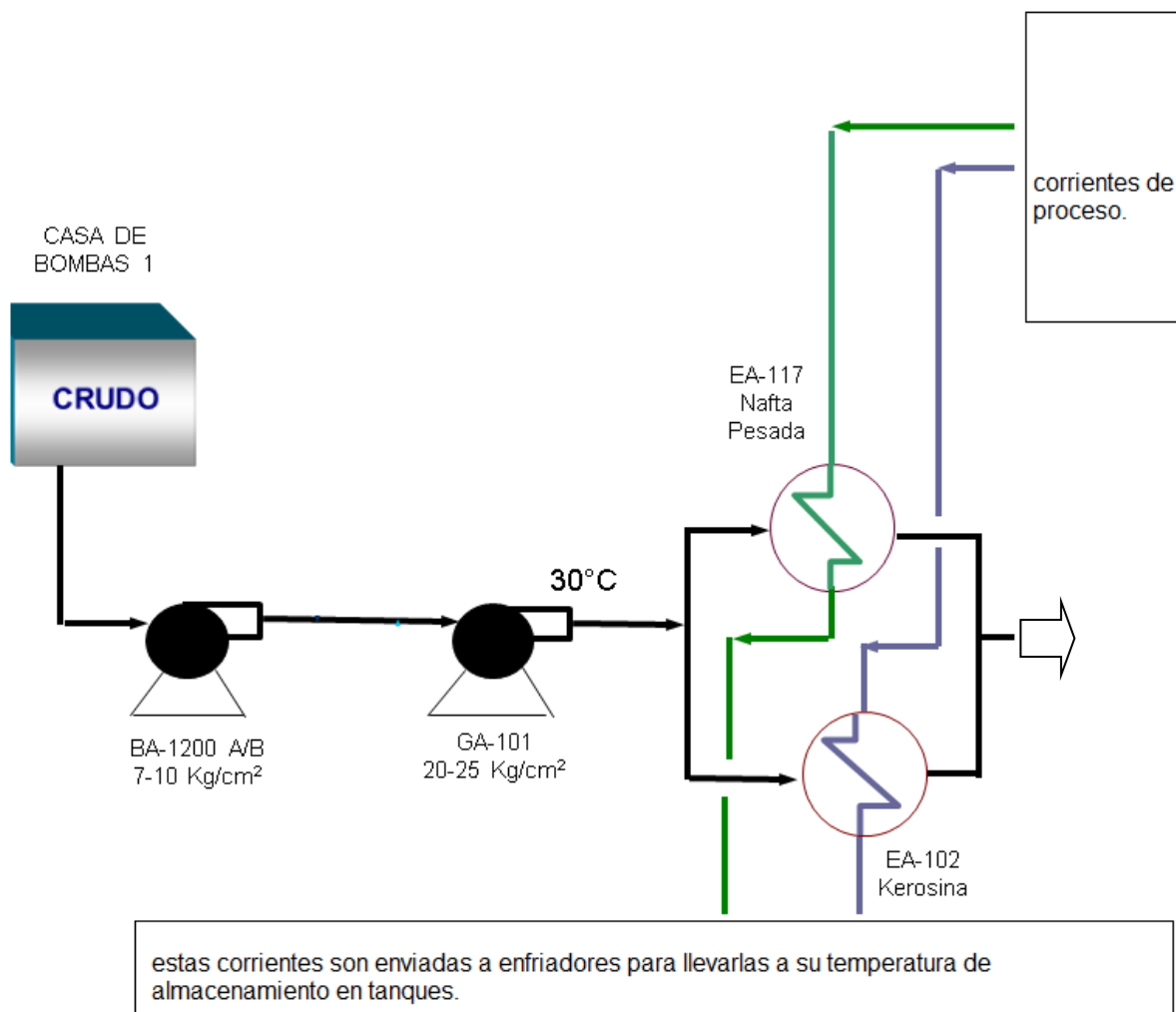
Figura 2.5.4 Primer parte del tren de precalentamiento de la Planta Primaria No 5



En la succión de las bombas GA-101 y GA-101-S se le inyecta una cantidad de aproximadamente de 800 a 1500 B /D de agua para el desalado.

El petróleo inicia su precalentamiento en los equipos de intercambio EA-102 contra kerosina y en el EA-117 contra nafta pesada, productos que tienen su destino hacia tanques de almacenamiento o a tratamiento MEROX, previamente pasando por sus enfriadores correspondientes EA-120 Y EA- 103.

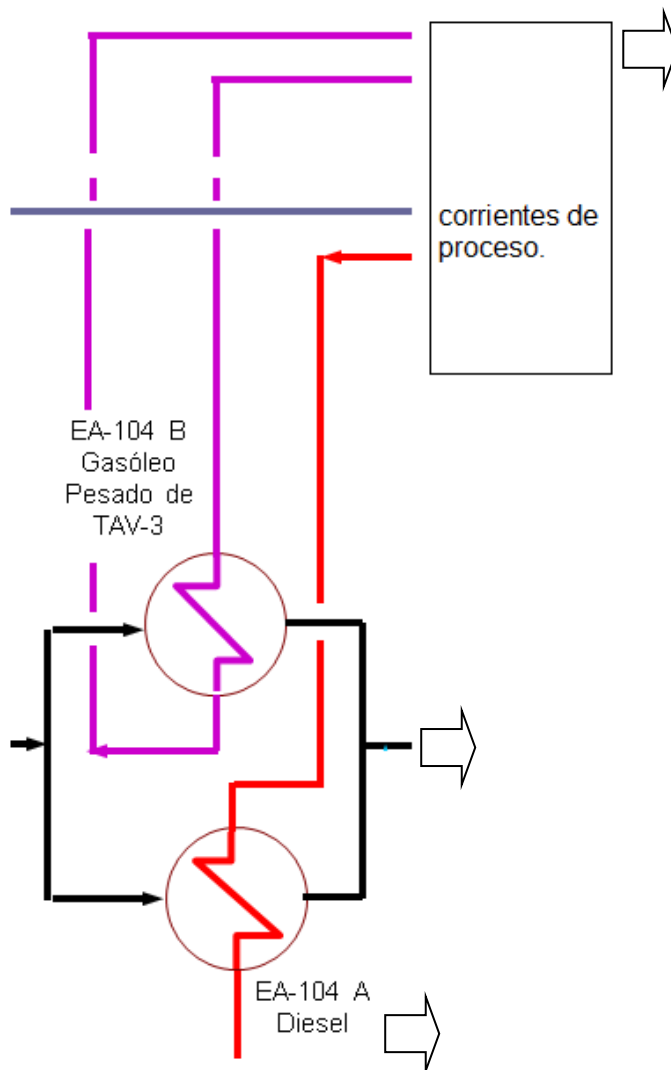
Figura 2.5.5 Segunda parte del tren de precalentamiento de la Planta Primaria No. 5.
Primera sección



El petróleo que sale de los EA-102 Y EA-117 con una temperatura de 68 ° C para entrar al cambiador EA-104 contra diésel y en el EA-104 A contra gasóleo pesado de la preparadora de carga No 3 del cual el petróleo sale con una temperatura de 80 ° C. La corriente del diésel pasa a enfriarse en el EA- 105 y se envía a tanques de almacenamiento, sector 5 o como diluyente al combustóleo; la corriente del gasóleo pesado de TAV-3 se envía a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC como mezclas de gasóleos.

Figura 2.5.6 Segunda parte del tren de precalentamiento de la Planta Primaria No 5.

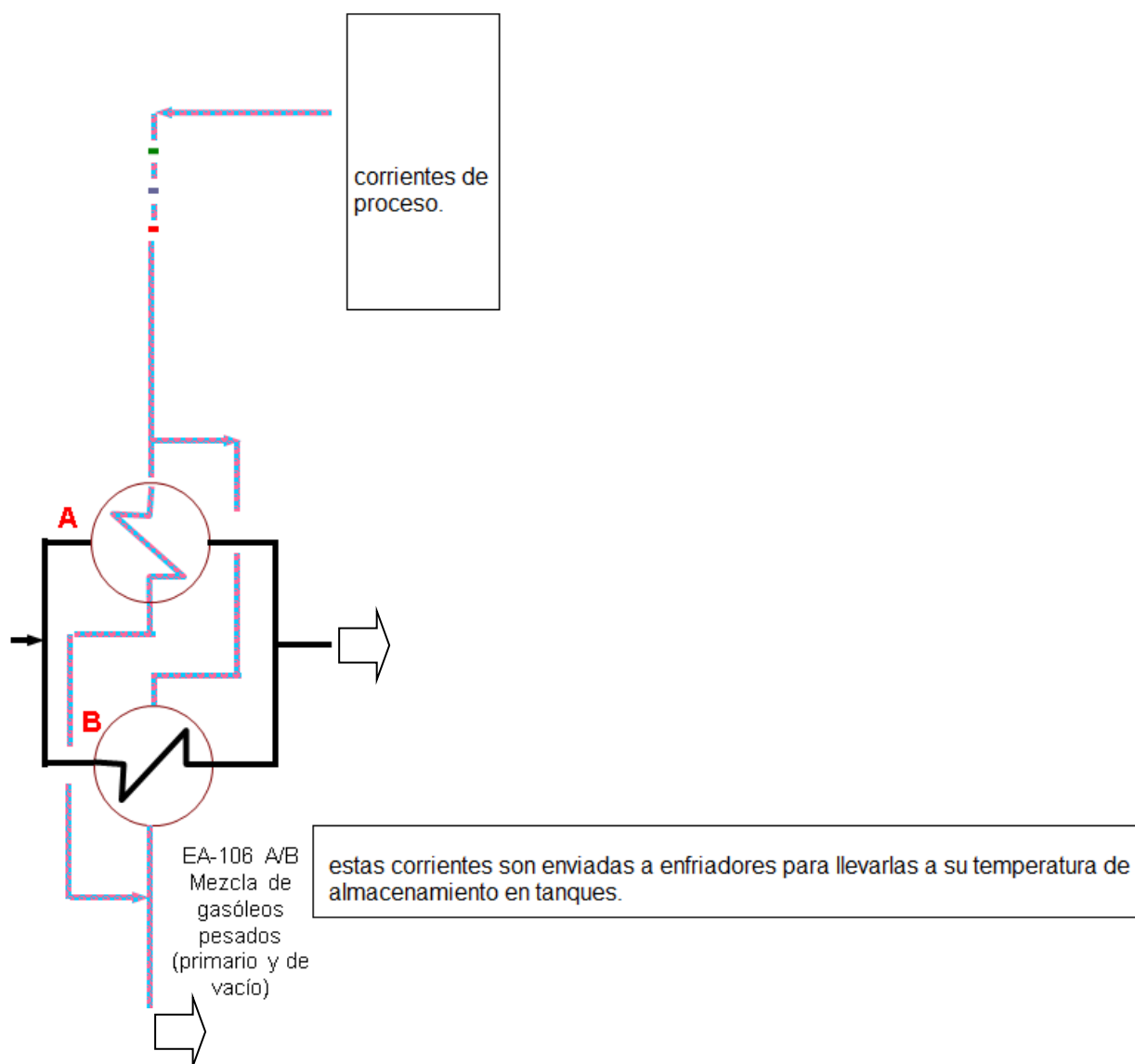
Segunda sección



estas corrientes son enviadas a enfriadores para llevarlas a su temperatura de almacenamiento en tanques.

El petróleo que entra en el EA-106 A Y B contra la mezcla de gasóleos pesado de vacío y pesado primario , los cuales salen a una temperatura de 110 ° c, para entrar en el cambiador EA-107 contra el reflujo del diesel lateral de la torre fraccionadora . La corriente de la mezcla de gasóleos que sale de los cambiadores EA-106 A y B, se envían a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC.

Figura 2.5.7 Segunda parte del tren de precalentamiento de la Planta Primaria No. 5.
Tercera sección

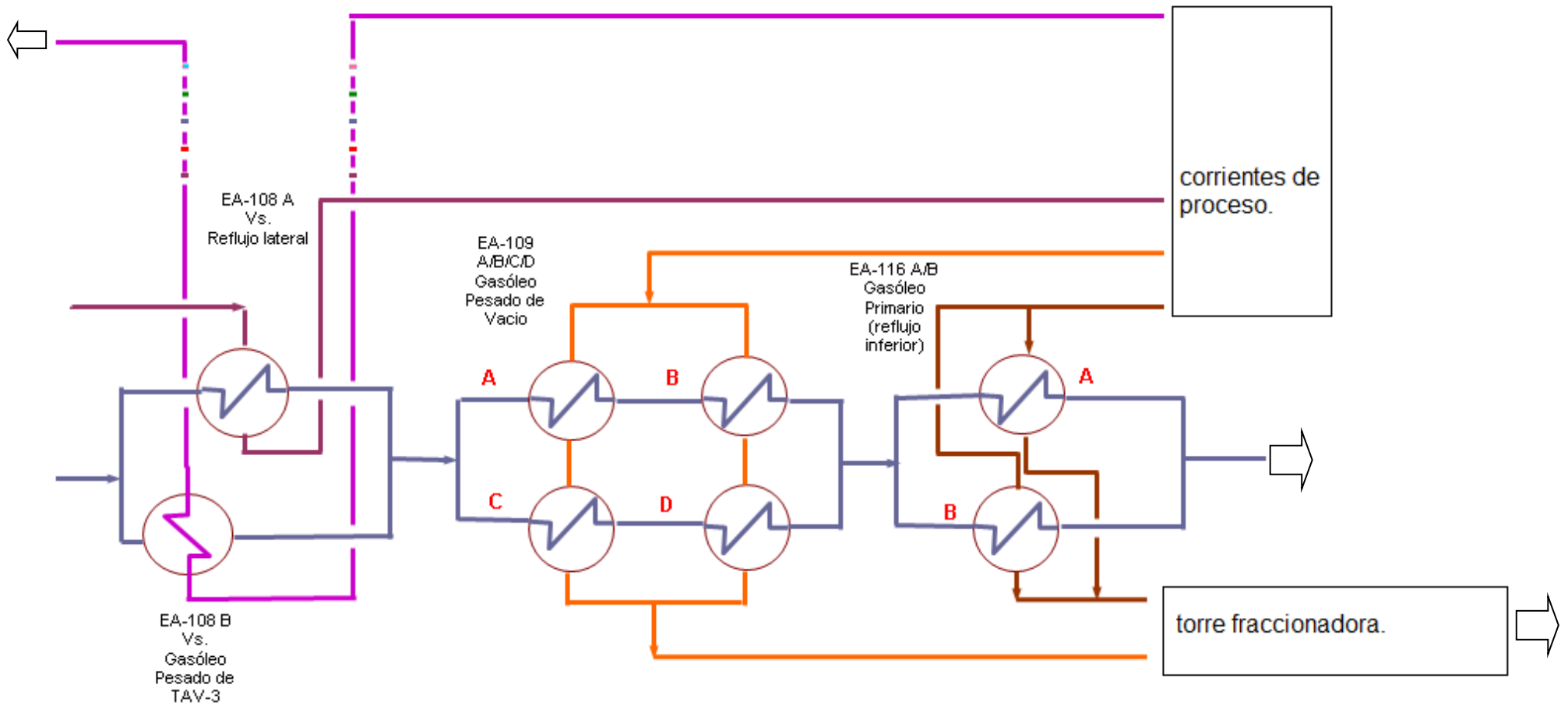


La corriente de petróleo que sale del intercambiador EA-107 con 129 ° C y antes de entrar a la desaladora PA-101 se localiza la válvula de control de nivel ICN-100 del fondo de la torre despuntadora DA-100, en este punto se le inyecta mas o menos 3000 BPD de agua para pasar a una válvula mezcladora y entrar a la desaladora a una temperatura de 122 °C y con una presión de aproximadamente de 14 kg/cm² controlado a través de la válvula de control de presión PC-116.

El petróleo que sale de la desaladora a 110 ° C intercambia calor contra el diésel de reflujo lateral de la torre fraccionadora en el cambiador EA-108.

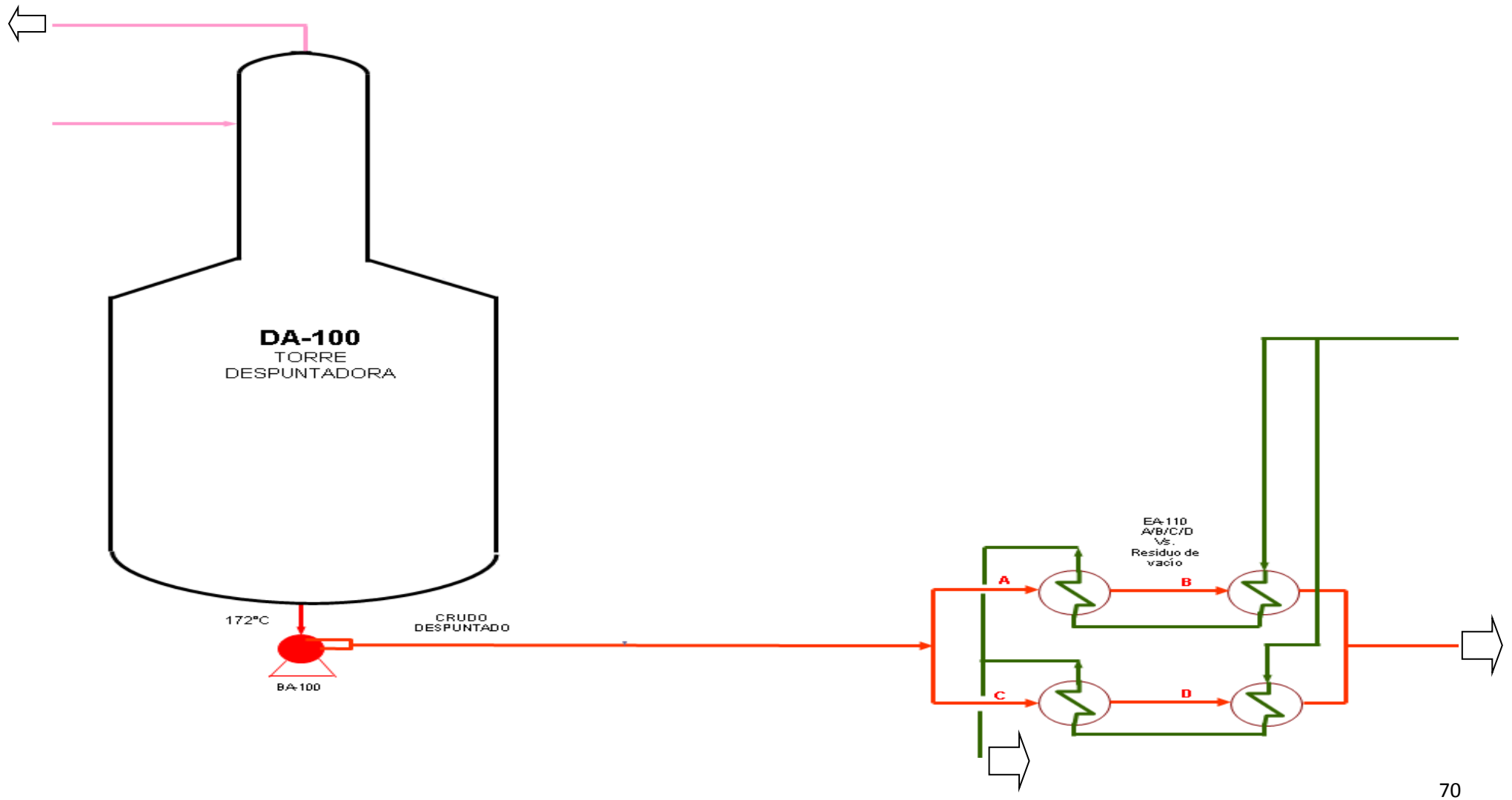
El petróleo que sale del EA-108 con una temperatura de 160°C y entra a intercambiar calor en los EA-109 A , B, C, y D contra el reflujo de gasóleo pesado de vacío , a 185 ° C sale de los cambiadores ,para entrar a los EA- 116 A y B contra el reflujo de gasóleo pesado primario para llegar a tener la temperatura propicia y entrar como carga a la torre despuntadora DA-100 con una temperatura de 193 °C, y una presión de 1.5 kg/cm². La corriente del gasóleo pesado primario que sale de los cambiadores EA-116 A y B una parte es la que se emplea como reflujo inferior de la torre y la otra se envía al enfriador EA-115 para salir con destino a tanques de almacenamiento o a la planta FCC como mezclas de gasóleos y finalmente cuenta con un disparo para alimentarse como diluyente a combustóleo.

Figura 2.5.8 Tercera parte del tren de precalentamiento de la Planta Primaria No. 5



Por el domo de la torre despuntadora se obtiene un corte de gasolina despuntada.

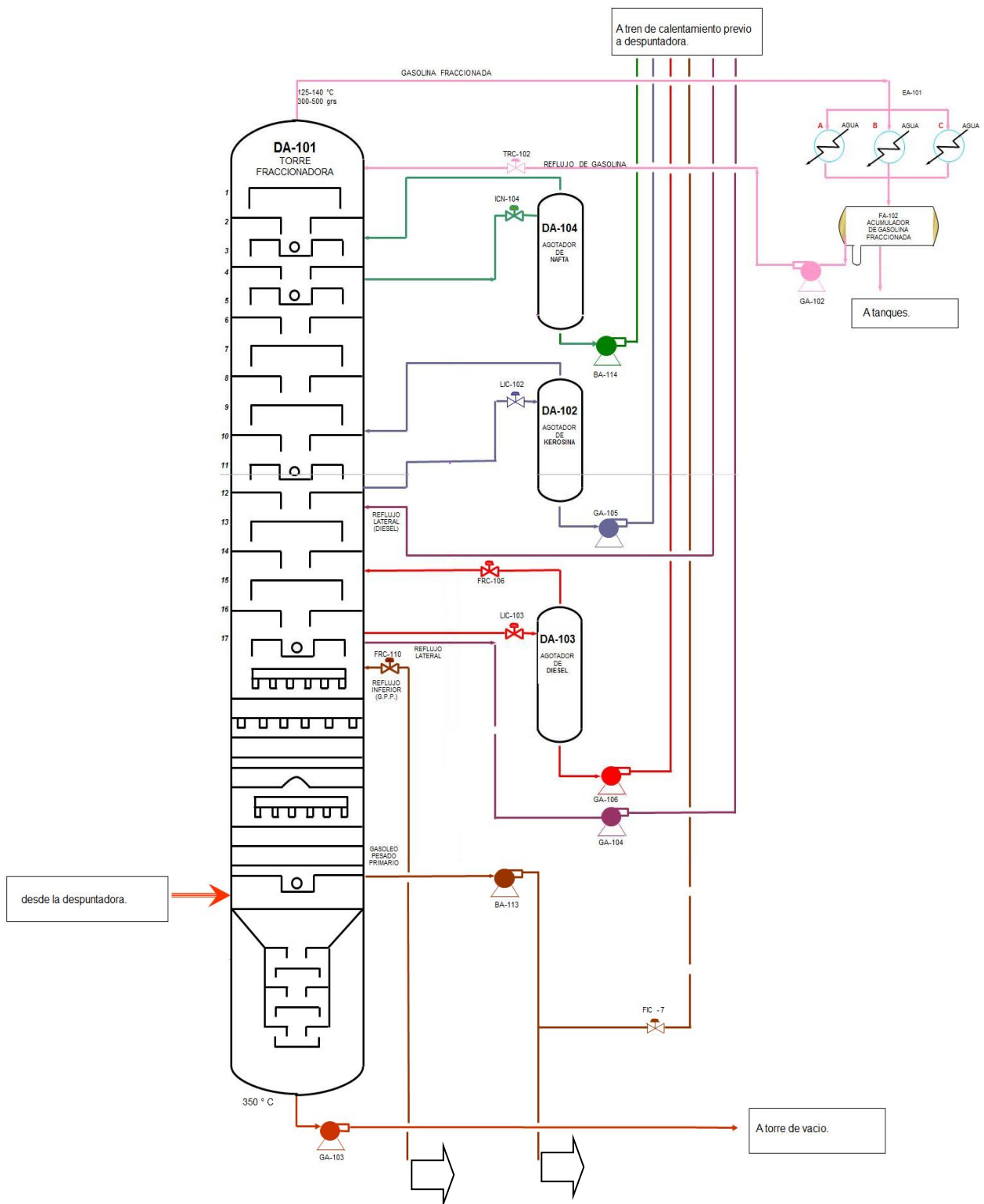
Figura 2.5.9 Torre despuntadora DA – 100



Por el fondo de la torre despuntadora y con la bomba BA-00 A o B se envía el petróleo despuntado con una temperatura de 190 °C a los cambiadores de calor EA-110 A, B ,C, D , contra el residuo de vacío del fondo de la torre de alto vacío DA-151, saliendo de estos cambiadores de calor a una temperatura de 220 a 225 °C hacia el calentador BA-101 y a la salida se tiene arreglos para inyectar flujo de vapor de agua con el objeto de bajar la presión de vapor de los hidrocarburos (actualmente no se lleva a cabo). y a una temperatura de 356 °C en la salida del calentador BA-101 y a través de las 4 líneas de salida normal para entrar a la zona de flash de la torre fraccionadora DA-101, donde se lleva a cabo la destilación y el fraccionamiento de los productos intermedio y terminados como son : Gasolina , Nafta Pesada, Kerosina, Diesel, Gasoleo Pesado Primario Y Residuo Primario.

La corriente de la gasolina fraccionada sale por el domo de la torre y es condensada en los condensadores EA-101-A , B Y C y colectada en el acumulador FA-102, el cual se separa el interfase agua-gasolina, el agua acumulada en esta corriente es parte del vapor de agotamiento que se inyecta a los agotadores y al fondo de la misma torre y además la inyección de agua de lavado a la entrada de los condensadores.

Figura 2.5.10 torre fraccionadora DA – 101



Del plato 5 del domo de la torre fraccionadora , se extrae la corriente de nafta pesada a control de nivel del plato LIC-104 a través del agotador de nafta DA-104 y con inyección

de vapor de agotamiento sobrecalentado en el fondo se eliminan los ligeros en el agotador a contra corriente y retornan a la torre. Del fondo del agotador y mediante las bombas BA-114 o BA-114-A es enviado el producto al EA-117 donde intercambia calor al petróleo de carga, después es enfriado en el EA-120 para ser enviada a tanques de almacenamiento o al tratamiento MEROX de nafta pesada a control de flujo FIC-105 y FI-171.

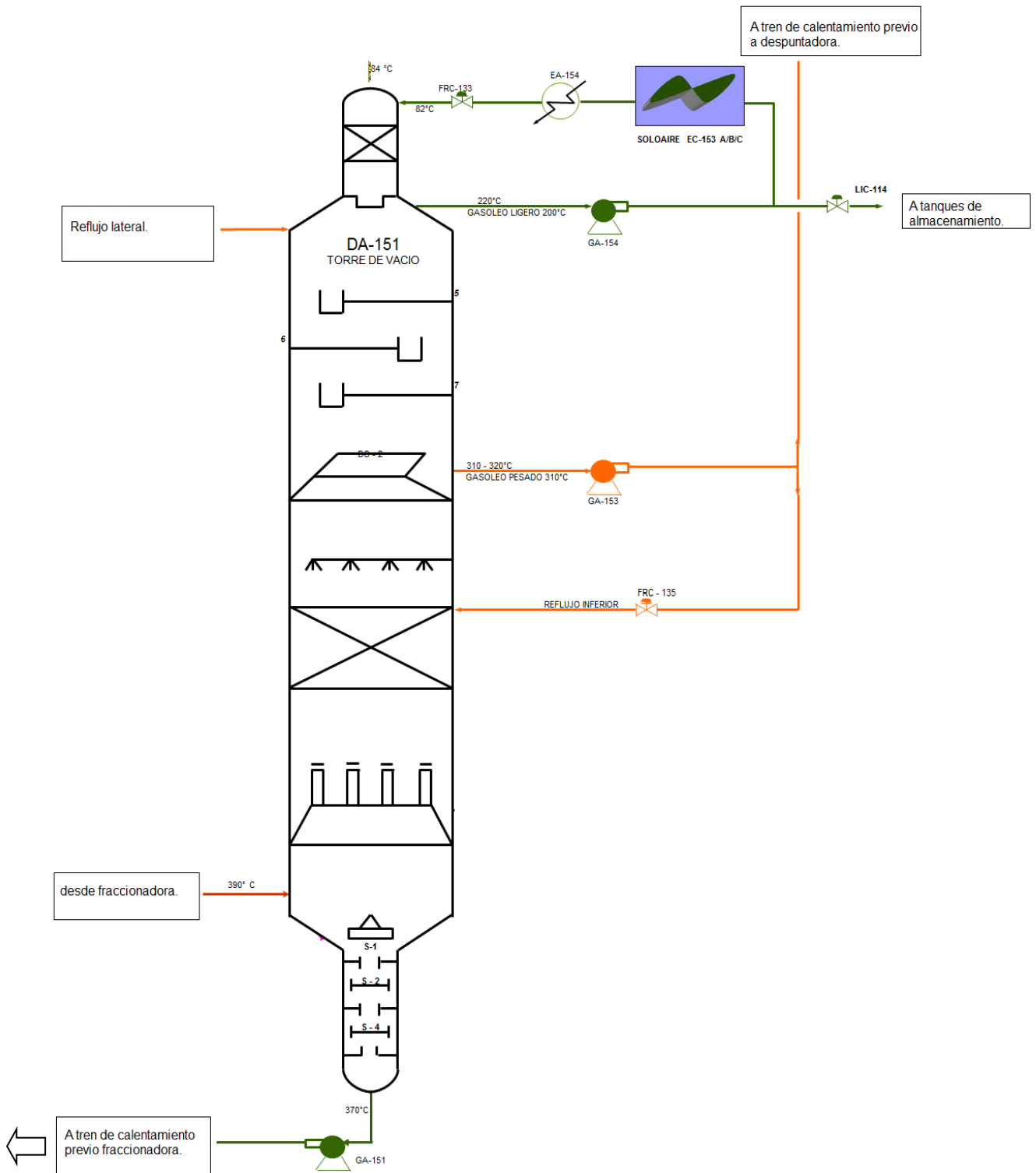
La extracción de kerosina se extrae en el plato 11 a control de nivel a través del LIC-103 del agotador de kerosina DA-102 y con la bomba GA-105 o GA-105-S se envía el petróleo producto del fondo del agotador al cambiador EA-102 donde intercambia calor con el de carga y posteriormente se enfría al enfriador de kerosina EA-103 para ser enviada a tanques de almacenamiento del área No 5 y 6 a través del control de flujo FIC-7 o finalmente al combustóleo como diluyente. Este agotador cuenta con línea de inyección de vapor de agotamiento sobrecalentado para mejorar la calidad del producto y la temperatura de inflamación y los ligeros que sale del domo agotador retornan a la torre fraccionadora.

La corriente del diésel se extrae del plato 17 a control de nivel a través del LIC-104 de agotador de diésel DA-104 y es bombeado con la bomba GA-106 o GA-106-S hacia el EA-104 donde intercambia calor con el petróleo de carga , para finalmente pasar a enfriarse en el enfriador EA-105 y salir a tanques de almacenamiento del área No 5 y 6 a través del control de flujo FIC-8 o se envía a combustóleo como diluyente. También cuenta con línea de inyección de vapor de agotamiento sobrecalentado por el fondo del agotador para controlar la temperatura de inflamación y mejorar la calidad del producto y los ligeros que sale del domo del agotador retornan a la torre fraccionadora La otra corriente de diésel se extrae del mismo plato No 17 en forma lateral y es succionado y bombeado en forma directa con la bomba GA-104 o GA-104-S para intercambiar calor en los cambiadores EA-108 y EA-107 contra el petróleo de carga y retornar al plato No 19 de la torre fraccionadora como reflujo de diésel lateral a través del control de flujo FIC-106 para el balance térmico de la torre.

Del plato No 21 se extrae la corriente de gasóleo pesado primario a control de flujo FIC-7 y succionado mediante la bomba BA-113 o BA-113-A y es enviado el producto hacia la torre fraccionadora como reflujo caliente inferior al plato No 19 a control de flujo FIC-110 y la otra parte es enviada a intercambiar calor en el EA-116 A y B , posteriormente se envía a mezclas de gasóleo a intercambiar calor el EA-106 A y B , para salir finalmente a tanques de almacenamiento y / o a la planta FCC. También se cuenta con una corriente que sale de un disparo en la salida de los EA-116 A y B que alimenta al enfriador de gasóleo pesado primario EA-115, después de ser enfriado, se envía a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica como mezclas de gasóleos, y además cuenta con un disparo mas para enviar el producto como diluyente a combustóleo a través del control de flujo FIC-103, que llega a la succión de la bomba BA-208 A o B. En el fondo de la torre fraccionadora DA-101 se encuentra instalada 5 platos de agotamiento a través de los cuales se le inyecta una corriente de vapor de agotamiento sobrecalentado a contracorriente de la carga, con el objeto de eliminar fracciones ligeras que trae consigo para mejorar la destilación y el fraccionamiento de los productos.

La corriente de residuo primario que se extrae del fondo de la torre es succionada con la bomba GA-103 o GA-103-S y se envía al calentador BA- 151 a una temperatura de aproximadamente de 350 °C y con una presión de 6.5 kg/cm², para entrar a la zona de convección con una presión de 1.5 kg/cm², en esta zona de convección del calentador se le inyecta una corriente de vapor de dilución a cada uno de los serpentines con el objeto de aumentar la velocidad del flujo y evitar la carbonización de los tubos. La mezcla parcialmente vaporizada que sale del calentador BA-151 a través de los 4 serpentines alimenta la torre de alto vacío DA-151, la cual opera con una presión de 80 mm Hg absolutos de presión de vacío.

Figura 2.5.9 Torre de vacío DA – 151



En esta torre de alto vacío se obtienen los siguientes cortes o productos que son: Incondensables, Gasóleo Ligero, gasóleo Pesado, Aceite Lavador y Residuo de vacío. El vacío de esta torre se mantiene mediante un juego de eyectores de dos pasos J-1 A y BX y J-2 A y B X y sus condensadores CS-1, CS-2 Y CS-3. La cantidad de vacío producida en la torre se controla por medio del vapor suministrado a los eyectores y el grado de condensación de los mismos Del plato No 4 del domo de la torre DA-151, se extrae la corriente de gasóleo ligero a través del control de nivel de plato con el LIC-114 y mediante la bomba GA-154 o GA-154-S se envía una corriente a los enfriadores solo aire EC-153 A y B y EA-154 para ser enfriado y retornar a la torre como reflujo al domo y rectificación del plato de extracción La corriente de gasóleo pesado se extrae del plato No 7 a través del control de nivel de plato LIC-113, y mediante la bomba GA-153 o GA-153-S es bombeada y dividiéndose en tres corrientes. Una intercambia calor contra el petróleo de carga de la primaria 5 en el EA-109 A, B, C, D, y retornar al plato 5 como reflujo de gasóleo pesado a la torre de vacío DA-151 a través del control de flujo FIC-134, la otra corriente se envía al EA-106 A y B, a intercambiar calor con el petróleo de carga y posteriormente se envía al enfriador de mezcla de gasóleo pesado EC-151 A y B saliendo finalmente a tanques de almacenamiento o a la planta catalítica FCC a control de nivel con el LIC-114. la otra corriente se maneja como reflujo caliente a la torre a través del control de flujo FIC-135 para el balance térmico . Del plato No 13 se extrae la corriente de aceite lavador a control de nivel de plato LIC-111 y es succionado mediante la bomba GA-152 y GA-152-S se divide en dos corrientes, la primera se envía como reflujo lavador al plato No 10, para el balance térmico de la torre y evitar la carbonización en los internos y la otra corriente se envía a combustóleo como diluyente a control de nivel con el LIC-111. Por el fondo de la torre de alto vacío DA-151 se le inyecta vapor de agotamiento sobrecalentado para agotar mejor los productos ligeros y mejorar la destilación de la torre. El producto del fondo es manejado mediante la bomba GA-151 o GA-151-S, que se encarga de enviar el residuo de vacío a intercambiar calor en los EA- 110 A, B, C, D, contra el petróleo despuntado a través del control de nivel del fondo, LIC-112 y finalmente se envía a las caja enfriadoras de combustóleo EB-151 A y B, donde se le inyecta una corriente de diluyente que es aceite clarificado, aceite cíclico ligero, kerosina o diésel a través del control de flujo de diluyente FIC-147 para controlar la viscosidad del combustóleo a tanques, y mediante la bomba booster de combustóleo BA-207 A o BA-207-B se envía el producto a tanques finales de

Almacenamiento de combustóleo en el área No 6.. La inyección de diluyente al combustóleo se realiza mediante la bomba BA- 208 A o BA-208-B las cuales son las encargadas de recibir y bombear la cantidad necesaria de diluyente para controlar la viscosidad del combustóleo a tanques a través del control de flujo FIC-147.

2.6 Casos de operación que influyen en la eficiencia energética

El desempeño energético de la planta combinada que procesa el petróleo a través de la destilación fraccionada y de vacío depende de múltiples factores, entre ellos los principales son los siguientes:

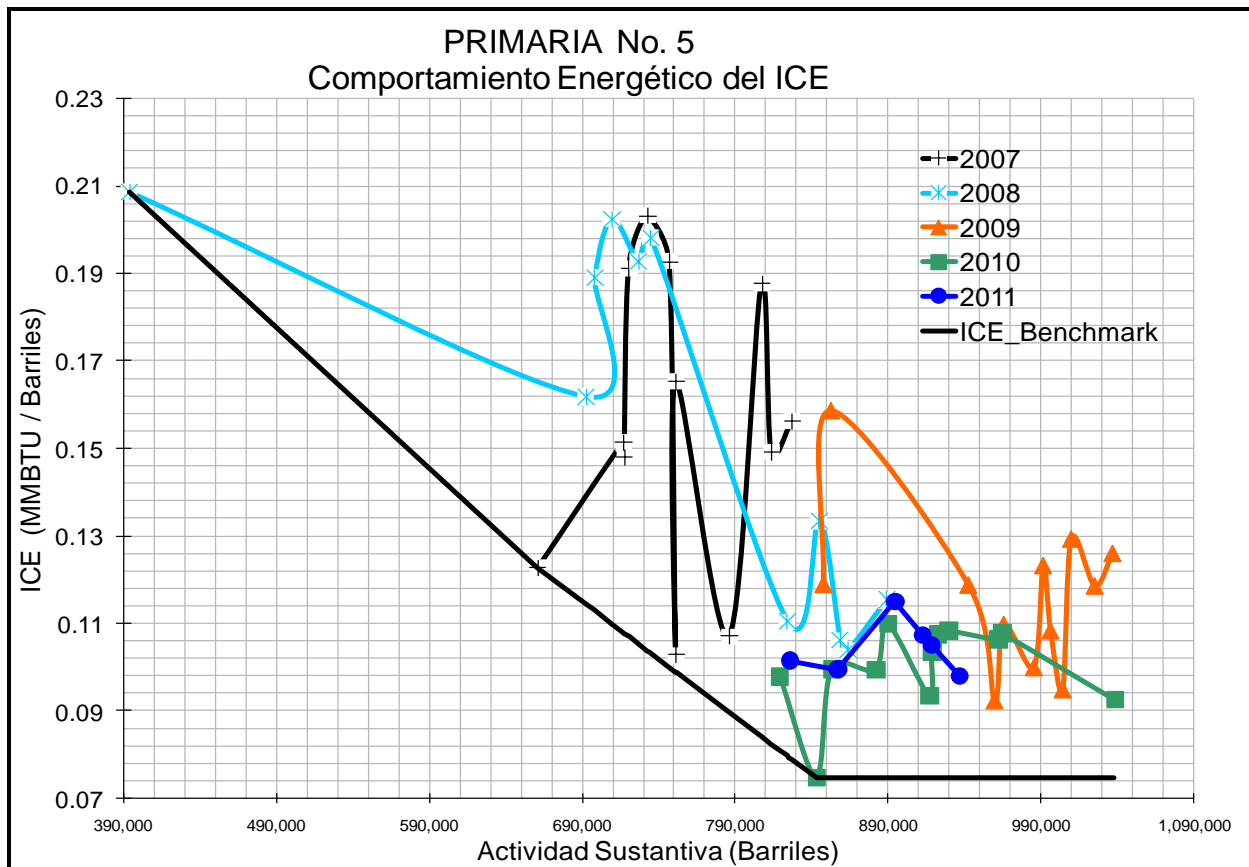
Calidad de la Carga: A medida que se procesen crudos más pesados se requiere mayor consumo energético.

Rendimiento de Productos: El procesar un petróleo más pesado con llevará a disminuir los destilados e incrementará los residuales.

2.7 Situación energética

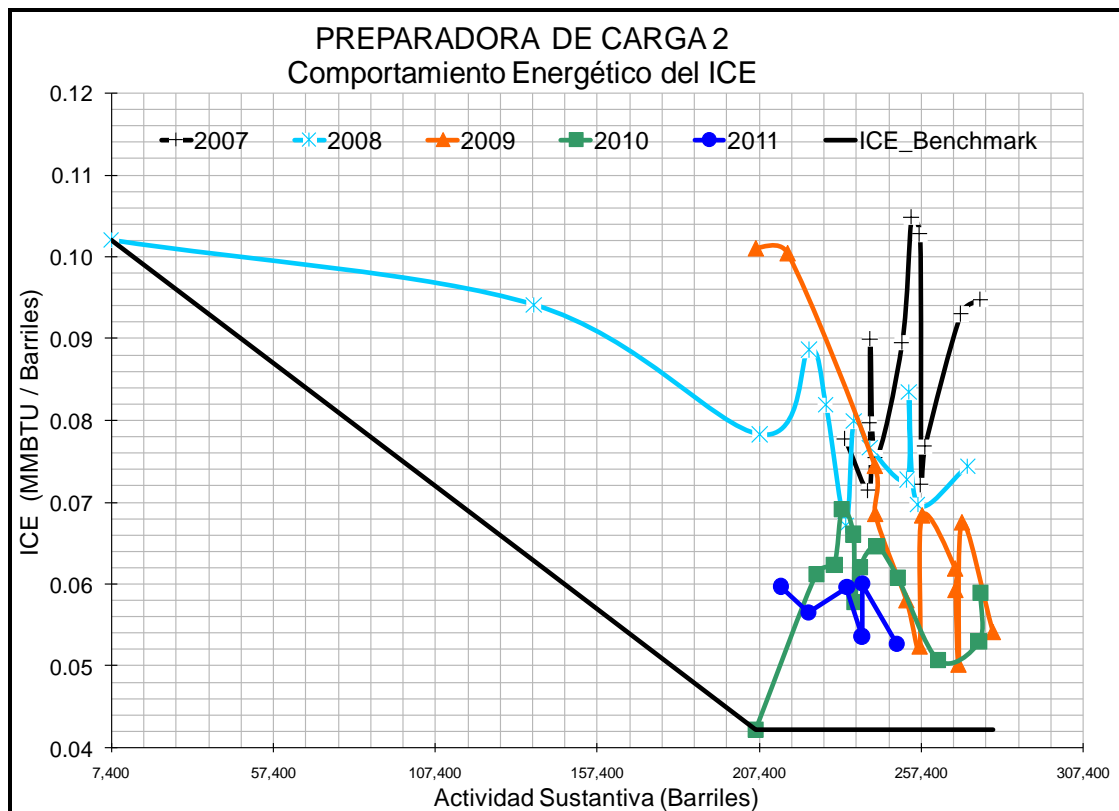
A continuación se presenta la gráfica en la que se muestra el comportamiento de la producción de la Planta Primaria No. 5 en relación con el Índice de Comportamiento Energético (ICE).

Figura 2.7.1 Planta Primaria No. 5. Comportamiento energético.



A continuación se presenta la gráfica en la que se muestra el comportamiento de la producción de la Planta Preparadora de Carga No. 2 en relación con el Índice de Consumo Energético (ICE).

Figura 2.7.2 Planta Preparadora de Carga No. 2. Comportamiento energético.



Las gráficas indican que existe un potencial que separa la condición actual de consumo de energía con referencia a la curva del Benchmark.

3. Integración energética de las plantas Primaria 5 – Preparadora de Carga No. 2

3.1 Propósitos de la integración:

- Ahorrar al efectuar la integración térmica de las corrientes calientes de proceso de las plantas Primaria 5 y preparadora de Carga No. 2.
- Operar en forma más confiable y segura los calentadores de fuego directo de ambas plantas ya que trabajarán a menor severidad al incrementar la temperatura de entrada a estos calentadores.
- Beneficio ambiental: Reducción en la emisión de 2,100 Ton CO₂/Año estimado

El esquema productivo de la planta es:

Tabla 3.1.1 Esquema productivo de la planta.

Producto	Unidad	Producción
Gasolina Primaria	BPA	3,760,965
Nafta Pesada	BPA	1,378,717

Kerosina	BPA	1,581,110
Diesel Primario	BPA	2,113,057
Gasóleo Pesado	BPA	2,110,024
Gasóleo Ligero de Vacío PC-2	BPA	602,279
Gasóleo Pesado de Vacío PC-2	BPA	2,312,789
Gasóleo Ligero de Vacío PC-3	BPA	391,157
Gasóleo Pesado de Vacío PC-3	BPA	2,829,845

El esquema Energético de la planta es:

Figura 3.1.2 Esquema energético de la planta.

Energético	Unidad	Consumo	Energía (MMBTU)
Gas combustible de la Planta Primaria No.5	m3/Año	31,453,824	1,095,765
Gas combustible de la Planta PC-2	m3/Año	4,926,945	171,641
Gas combustible de la Planta PC-3	m3/Año	10,831,426	377,337
Energía Eléctrica Planta Primaria No.5 y PC-2	Mw/Año	8382.841	28,603
Energía Eléctrica Planta PC-3	Mw/Año	3606.27	12,305

3.2 Eficiencia de equipo

El buen desempeño energético de las plantas primaria 5 y PC-2 en el área térmica, depende de la eficiencia de estos equipos, que a su vez es afectada por su tiempo de corrida operacional y el porcentaje de utilización.

Para el caso de los motores eléctricos, la sustitución de 29 de estos equipos, aumento su eficiencia actual que es en promedio del 84.0% a una eficiencia de operación 94.0%

4. Simulación de las plantas

4.1 Metodología del trabajo

1. Búsqueda de información y datos
2. Realización de la simulación
3. Análisis de los resultados de la simulación
4. Propuesta de optimización

Durante la primera etapa de desarrollo se realizó investigación bibliográfica y recopilación de datos, incluyendo el análisis de los documentos reservados que son proporcionados por Pemex. Así, se pudo generar la información necesaria para poder delimitar el problema y comenzar la simulación.

Durante la segunda etapa se comenzó a estructurar la simulación, utilizando Aspen Plus V. 8.4, Aspen Energy Analyzer ®, y se trabajó en el proceso de corrección.

Después de hacer las correcciones pertinentes, se recopilaron los datos producidos por la simulación, para su posterior análisis.

Una vez hecho el análisis de datos, se hizo una propuesta de optimización según los requerimientos que el proceso demanda.

Así, se reportaron los resultados y la propuesta de optimización, tomando en cuenta también, los aspectos económicos que limitan la implementación.

Para obtener la composición estable de cada una de las corrientes de proceso de las plantas, se realizó el cálculo detallado de los balances de materia y energía a través de la simulación en estado estacionario, para lo cual se usó el simulador ASPEN plus y los diagramas de flujo de proceso. La simulación se efectuó de manera integral, es decir, todos y cada uno de los equipos se encuentran interconectados entre sí, de tal manera que la simulación representa el comportamiento real de las unidades de proceso. Lo anterior se realizó con el propósito de reproducir las condiciones reales de operación y de calidad de las corrientes que intervienen en el tren de precalentamiento de crudo, ya que el objetivo es realizar una integración térmica con información real y generar propuestas de ahorro de energía.

4.2 Pasos a seguir para llevar a cabo la simulación

Para llevar a cabo la simulación de manera exitosa, es necesario llevar un orden en su realización, por lo que es importante determinar los pasos a seguir para realizar el esquema de simulación que facilite el manejo de datos y por consecuencia se obtengan resultados correctos y confiables.

El algoritmo de simulación a seguir consta de las siguientes etapas:

- Definir sistema de unidades. Se especifican las unidades que se requieren para cada variable, actividad importante para que la introducción de datos e interpretación de resultados se lleve a cabo con mayor rapidez. ASPEN plus permite el cambio de unidades durante cualquier etapa de la simulación, sin embargo es preferible definir las desde el inicio.

-
- Definir el modelo para el cálculo de propiedades termodinámicas. El modelo elegido para la simulación fue Peng – Robinson, ya que es una de las ecuaciones de estado que mejor se aproxima a los valores reales de las propiedades de hidrocarburos.
 - Caracterización del crudo. En este paso se captura la mayor información posible para la caracterización del crudo, generando un “assay”, y que determine las propiedades del crudo.
 - Especificar módulos de cálculos, se determinan que módulos representan a cada unidad de proceso. (columna absorber, cooler, heater, etc.).
 - Especificar condiciones de diseño. Se especifican las variables necesarias en cada equipo de proceso, tales como flujo, presión y temperatura de las principales corrientes de proceso. Dependiendo de la unidad de proceso que se este calculando era el numero variables a especificar para que el simulador pueda resolver dicho equipo. Es decir, el número de grados de libertad para cada uno de los equipos deber ser igual a cero.
 - La validez de la simulación. Con base en los datos reales proporcionados para la refinería se procedió a comparar esta información con los resultados obtenidos en la simulación, con el fin de determinar la validez de los mismos.

4.3 Diagramas de la simulación

A continuación se presenta el diagrama principal de la simulación dividido en varios diagramas:

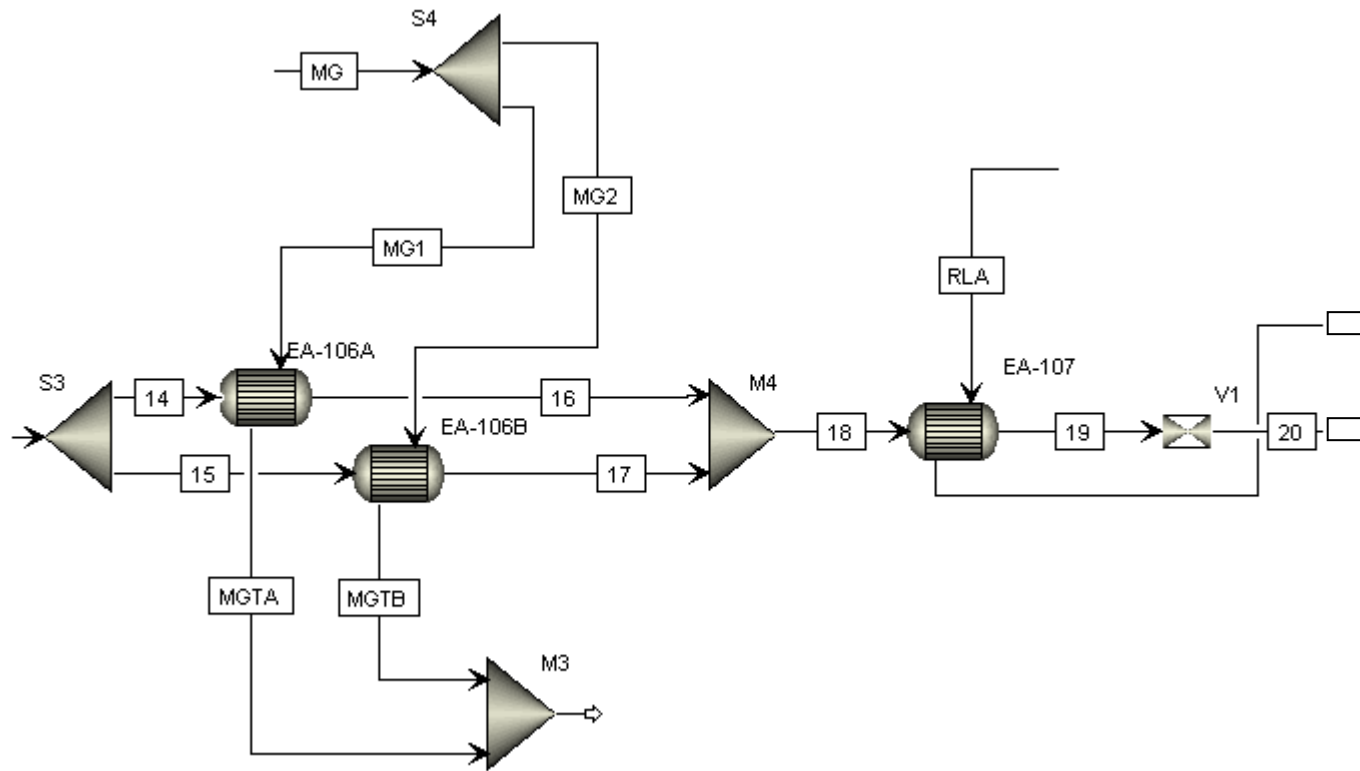


Figura 4.3.2 Segunda parte del tren de precalentamiento.

Para estas dos primeras secciones se presentan las temperaturas de las corrientes principales:

	Alimentación.	Después de desaladora.	Alimentación despuntadora.	Domo despuntadora.	Fondo despuntadora.	Alimentación fraccionadora.	Domo fraccionadora.	Agotador nafta.	Agotador keroseno.
Corriente.	1	20	37	38	39	47	48	49	50
temperatura C.	37.00	129.78	203.24	139.21	187.34	356.00	135.45	157	216.35

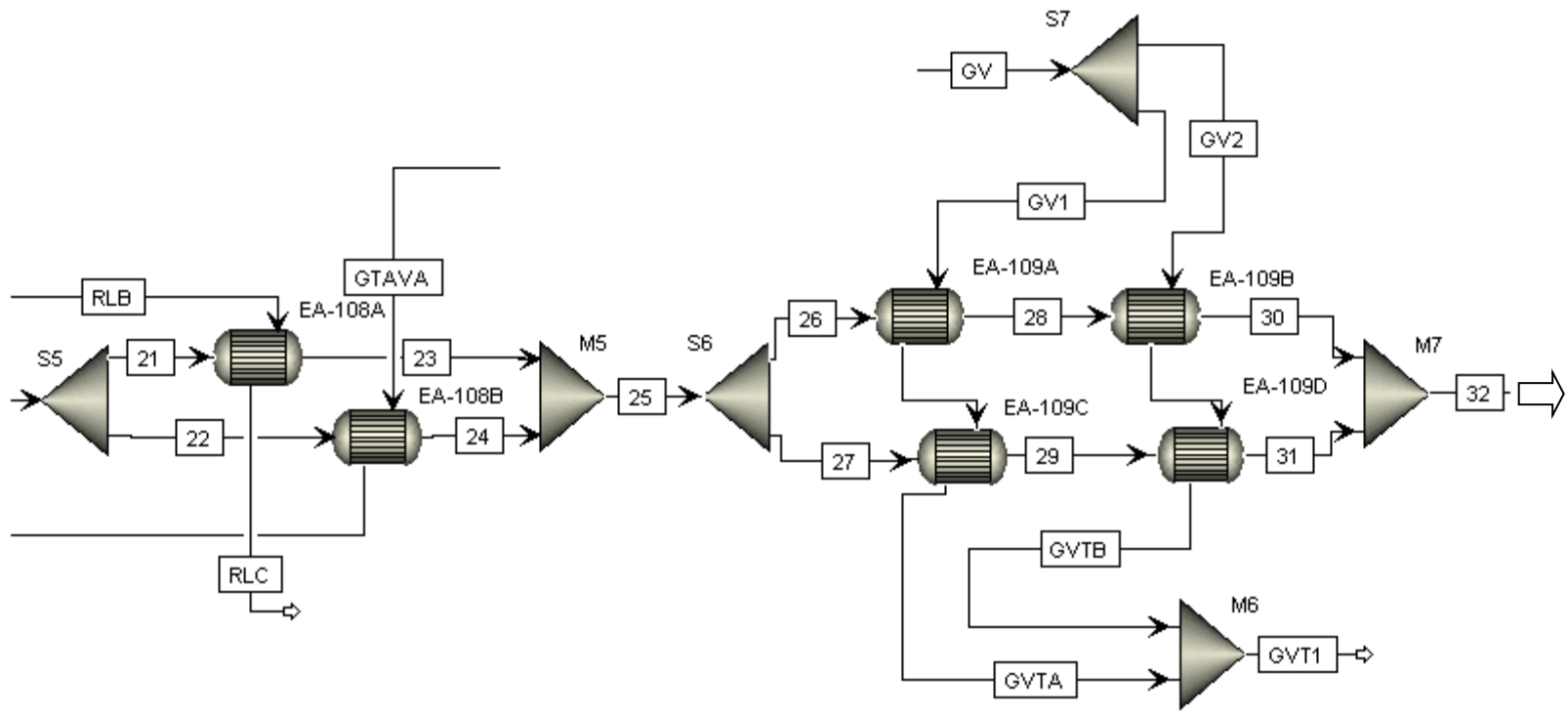


Figura 4.3.3 Tercera parte del tren de precalentamiento.

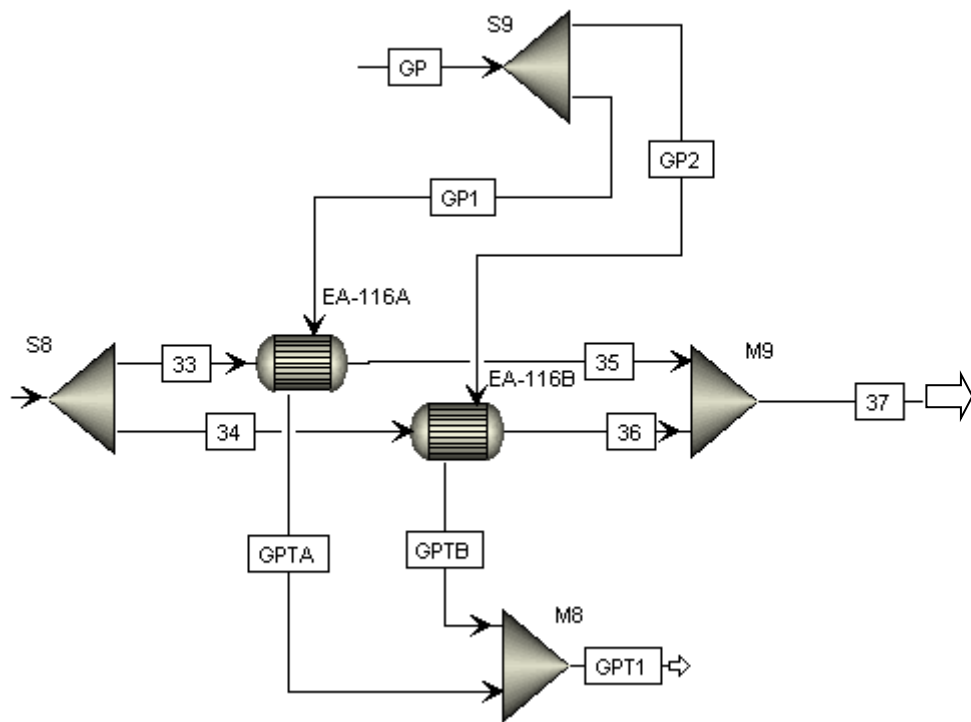


Figura 4.3.4 Cuarta parte del tren de precalentamiento.

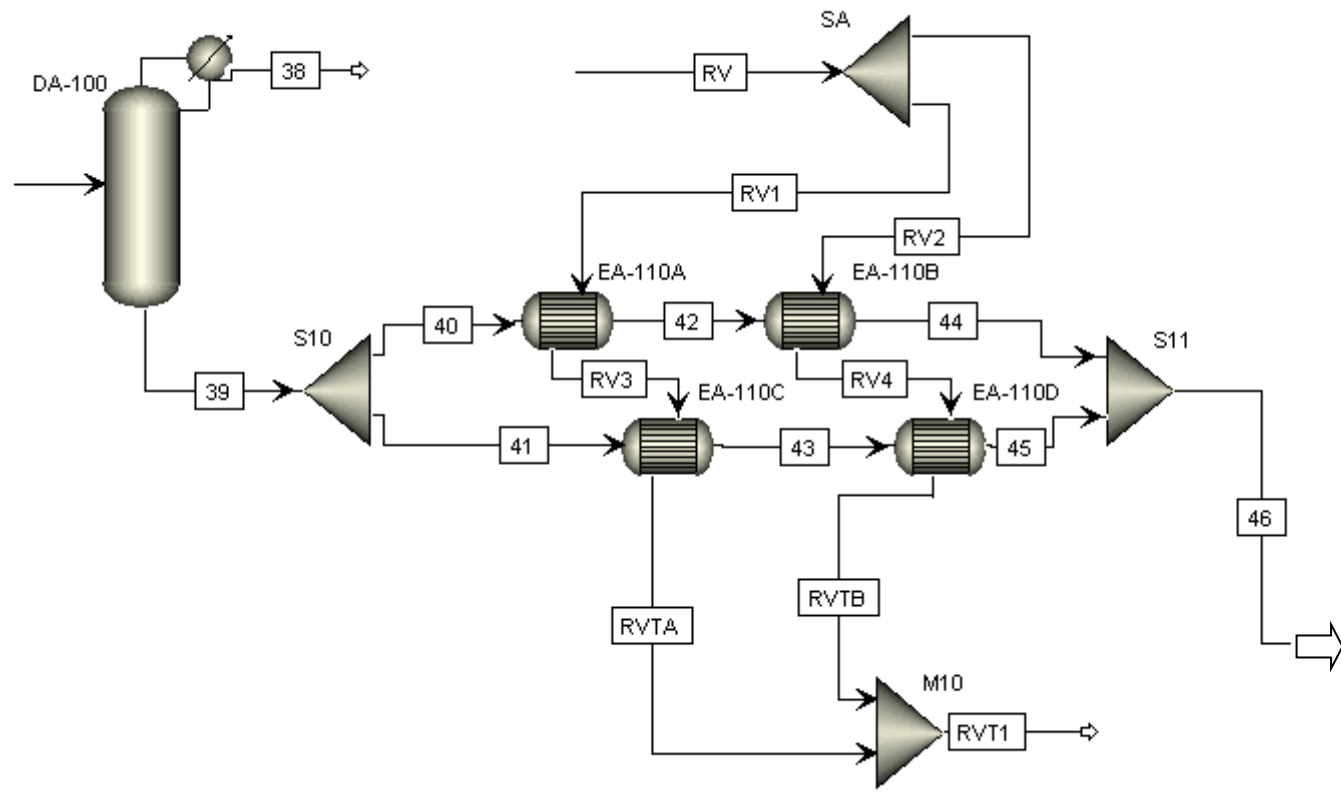


Figura 4.3.5 Sección de despunte.

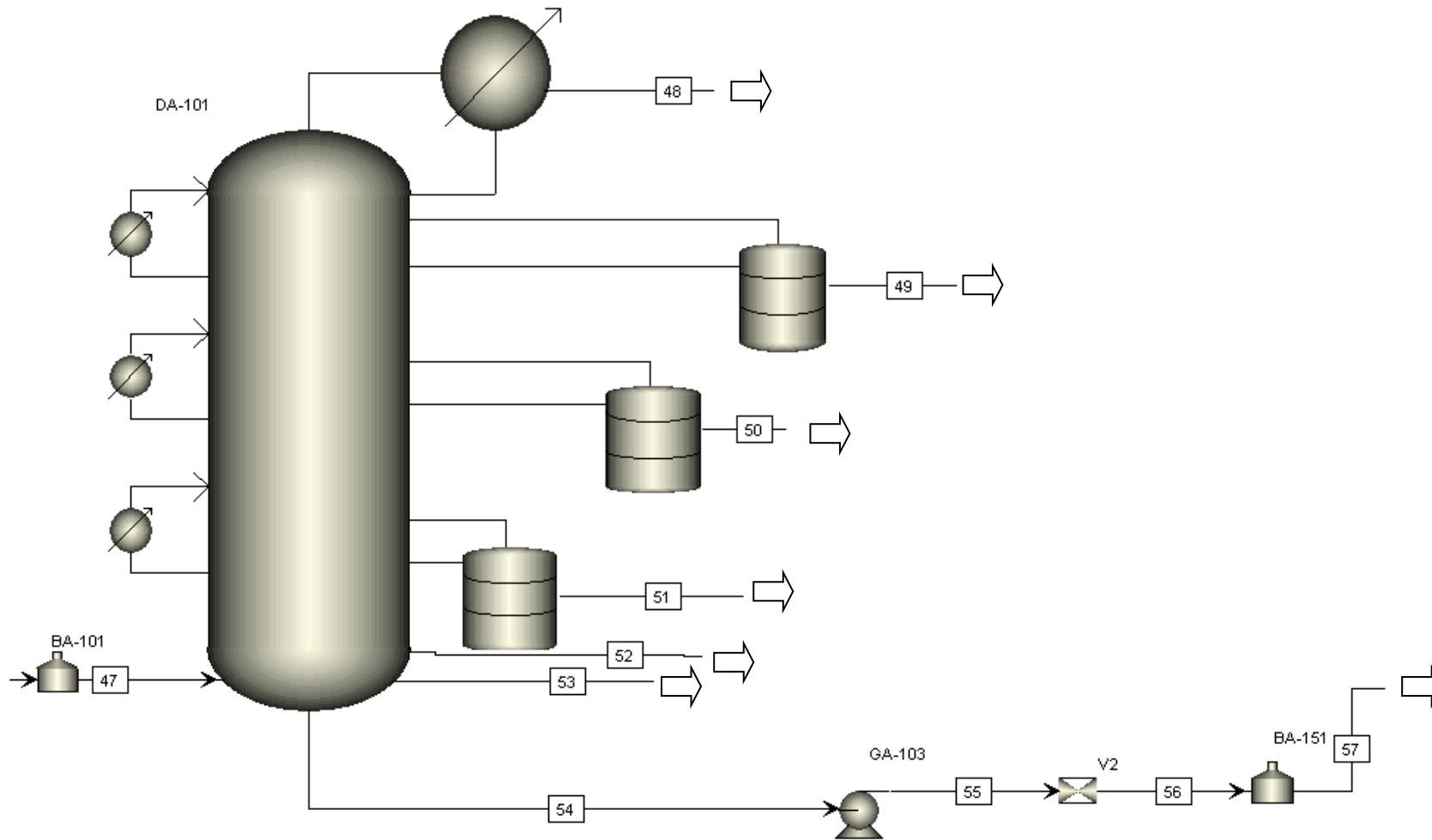


Figura 4.3.6 Sección de fraccionamiento.

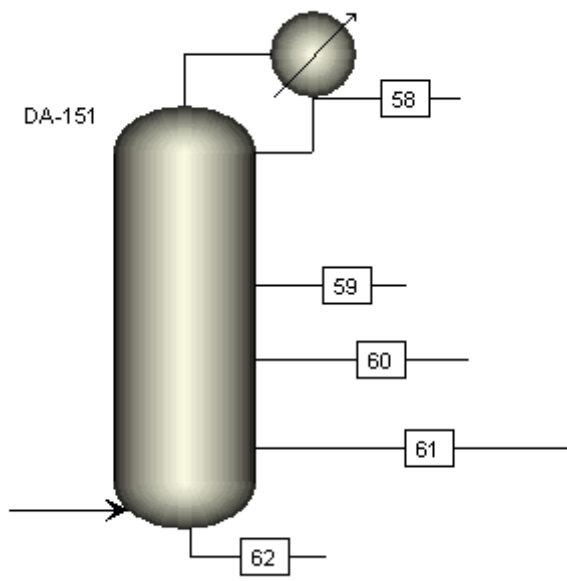


Figura 4.6. 7 Sección de vacío.

Para el resto de las secciones se presentan las temperaturas de las corrientes principales:

	Agotador diésel.	Reflujo lateral.	Reflujo gasóleo.	Fondo fraccionadora.	Alimentación torre vacío.	Domo torre vacío.	Gasóleo ligero.	Gasóleo pesado.	Reflujo.	Fondo torre vacío.
Corriente.	51	52	53	54	57	58	59	60	61	62
temperatura C.	281.06	244.52	347.46	359.27	395.00	103.46	224.27	312.95	373.05	393.64

4.4 Resultados de la simulación

A continuación se presentan los resultados de las corrientes principales y el balance de materia y energía generado por el simulador se presenta en el apéndice A.

Tabla 4.4.1 Tren de calentamiento.			
Parámetro medido.	Datos A: valores reportados en planta.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.	Desviación (%).
Temperatura de carga (°C).	35 - 39	37	Dentro del rango.
Temperatura de salida (°C).	193 - 197	203.24	3.18 de exceso.

Tabla 4.4.2 Torre despuntadora.

Parámetro medido.	Datos A: valores reportados en planta.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.	Desviación (%).
Flujo de carga (kmol / h).	1156.09 – 1233.16	1194.62	Dentro del rango.
Presión domo (bar).	1.52 – 2.35	1.47	3.29 de déficit.
Presión fondo (bar).	1.57 – 2.65	1.63	Dentro del rango.
Temperatura de carga (°C).	193 – 197	203.24	3.18 de exceso.
Temperatura de domo (°C).	140 – 149	139.21	0.56 de déficit.

Temperatura de fondo (°C).	187 - 192	187.34	Dentro del rango.
----------------------------	-----------	--------	-------------------

Tabla 4.4.3 Torre fraccionadora.			
Parámetro medido.	Datos A: valores reportados en planta.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.	Desviación (%).
Flujo de carga (kmol / h).	1079.1 – 1156.09	1014.62	5.96 de déficit.
Presión domo (bar).	0.55 – 1.18	1.02	Dentro del rango.
Presión fondo (bar).	0.59 – 1.67	1.03	Dentro del rango.

Temperatura de carga (°C).	351 – 358	356	Dentro del rango.
Temperatura de domo (°C).	140 – 177	135.45	3.25 de déficit.
Temperatura de fondo (°C).	345 – 350	359.27	2.65 de exceso.
Temperatura plato nafta (°C).	156 – 201	157	Dentro del rango.
Temperatura plato kerosina (°C).	220 – 240	216.35	1.65 de déficit.
Temperatura plato diesel (°C).	280 – 293	281.06	Dentro del rango.
Temperatura plato gasóleo (°C).	315 – 319	327.5	2.63 de exceso.

Tabla 4.4.4 Torre de vacío.

Parámetro medido.	Datos A: valores reportados en planta.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.	Desviación (%).
Flujo de carga (kmol / h).	510.6 – 520.24	500.5	1.98 de déficit.
Presión domo (bar).	0.1 – 0.12	0.107	Dentro del rango.
Presión fondo (bar).	0.13 – 0.2	0.12	7.69 de déficit.
Temperatura de carga (°C).	385 – 390	395	1.29 de exceso.
Temperatura de domo (°C).	66 – 95	103.46	9 de exceso.

Temperatura de fondo (°C).	380 – 390	393.64	0.93 de exceso.
Temperatura gasóleo ligero (°C).	196 – 220	224.27	1.94 de exceso.
Temperatura gasóleo pesado (°C).	296 – 304	312.95	2.94 de exceso.

5. Integración térmica.

5.1 Red de intercambio actual.

Para la aplicación de la tecnología Pinch en el tren de precalentamiento es necesario el utilizar la síntesis de procesos para realiza un mejor uso de la energía con un intercambio de calor, esto debe disminuir el costo del proceso.

El objetivo de este estudio es utilizar el área disponible y con esto disminuir los servicios auxiliares realizando un mejor uso del área existente en la red actual, combinando adecuadamente las distintas corrientes, considerando los costos de inversión y el ahorro de servicios, utilizando el tiempo de retorno de la inversión como una herramienta de decisión para un futuro proyecto.

El tren actual de precalentamiento de petróleo involucra varios intercambiadores proceso – proceso y dos hornos de las torres fraccionadora y de vacío.

Adicionalmente a los equipos presentes, se cuenta con una serie de enfriadores con agua que tienen el propósito de mantener las condiciones de temperatura necesarias en diferentes secciones del proceso y para almacenamiento de los productos de estas plantas de proceso.

Se puede obtener el tren de precalentamiento de petróleo considerando la simulación por medio de ASPEN PLUS de las plantas integradas. Por medio de ASPEN Energy Analyzer se simularon las corrientes del tren de precalentamiento para simular el estado de la red de calor actual.

Los datos de las corrientes que se extrajeron del tren de precalentamiento sirvieron para hacer los cálculos, tomando en consideración que los valores de capacidad calorífica y del coeficiente de transferencia de calor individual, cambian con la

temperatura, por eso se dividieron las corrientes principales frías para obtener una mejor caracterización y valores más reales, ya que no sería válido el realizar un promedio entre estas corrientes debido a que abarca un gran intervalo de temperatura.

5.2 Determinación de la ΔT mínima del proceso

Una vez identificadas las corrientes se procedió a analizar los equipos que intercambian calor a fin de identificar el ΔT mínimo al que la red fue diseñada

Las curvas compuestas indican que solo se presenta el requerimiento mínimo de servicio de calentamiento; sin embargo, el simulado ASPEN Energy Analyzer también reporta los valores calculados de los consumos actuales por el servicio de calentamiento y enfriamiento. Para validar el consumo por el servicio de calentamiento que resulta de la simulación, se hace la comparación con lo reportado por la refinería.

La simulación puede calcular un consumo de energía de gas combustible para la red actual y el consumo real reportado resultando un error, por lo que se puede considerar que esta diferencia es muy admisible debido a las condiciones operativas que carecen de estabilidad e incertidumbres en las mediciones, concluyendo que la simulación reproduce de manera aceptable la red de intercambio actual.

A continuación se presentan los valores de ΔT mínima de proceso obtenidos:

Figura 5.3.1 valores obtenidos.

	Energy			Greenhouse Gases			Energy Cost Savings		ΔT_{min} (C)
	Current (cal/sec)	Target (cal/sec)	Saving Potential (cal/sec)	Current (kg/hr)	Target (kg/hr)	Reduction Potential (kg/hr)	\$/Yr	%	
Fired Heat (1000)	2.692E+08	2.409E+08	2.83E+07	0	0	0	15,887,382	11 %	25.0
HP Steam	5.44E+05	0	5.44E+05	0	0	0	179,697	100 %	10.0
Total Hot Utilities	2.698E+08	2.409E+08	2.884E+07	0	0	0	16,067,079	11 %	
Air	1.521E+08	1.508E+08	1.299E+06	0	0	0	172	1 %	10.0
MP Steam Generation	8.587E+07	7.975E+07	6.116E+06	0	0	0	-1,769,602	-7 %	10.0
Cooling Water	4.951E+04	0	4.951E+04	0	0	0	1,390	100 %	5.0
HP Steam Generation	9.346E+05	4.032E+06	-3.098E+06	0	0	0	1,019,119	331 %	10.0
Total Cold Utilities	2.39E+08	2.346E+08	4.367E+06	0	0	0	-748,921	-3 %	

Como ya se obtuvo el ΔT mínimo del proceso, se procede por medio de un análisis Pinch a determinar los requerimientos mínimos de los servicios de calentamiento y de enfriamiento, con este análisis podremos observar cómo se encuentra el sistema actual y con esto conocer las deficiencias con las cuales cuenta la red.

5.3 *Desarrollo de propuestas de redes de intercambio de calor*

A continuación se presenta el diagrama principal de la simulación de la propuesta de red de intercambio de calor, dividida en varios diagramas. Se muestra únicamente la parte anterior a la torre despuntadora debido a que es la que recibió los cambios. Las leyendas de las corrientes integradas son: HN (nafta pesada), K (keroseno), D (diésel).

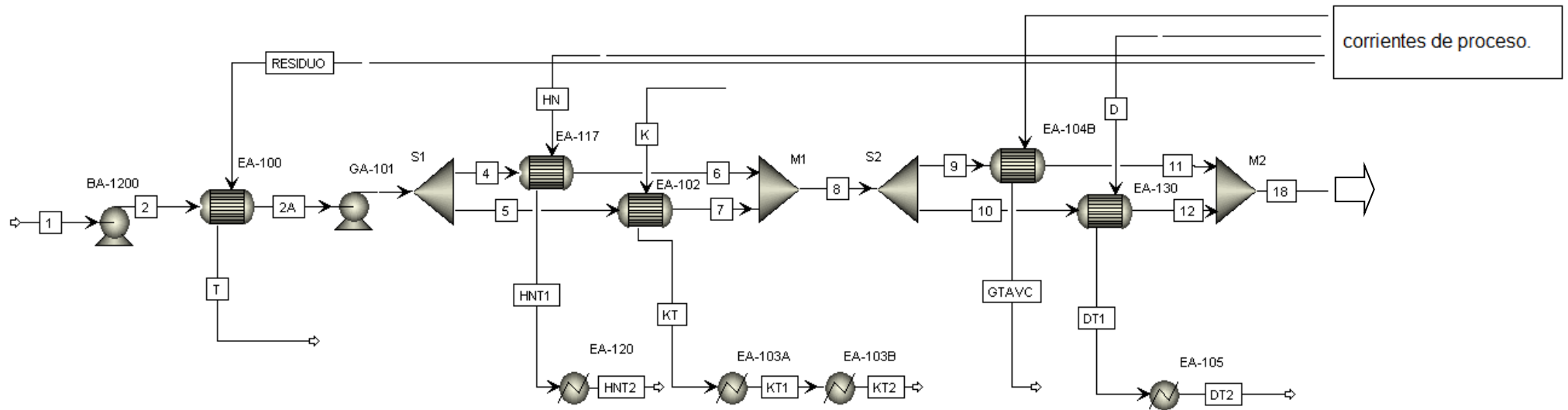


Figura 5.3.1 Primer parte del tren de precalentamiento.

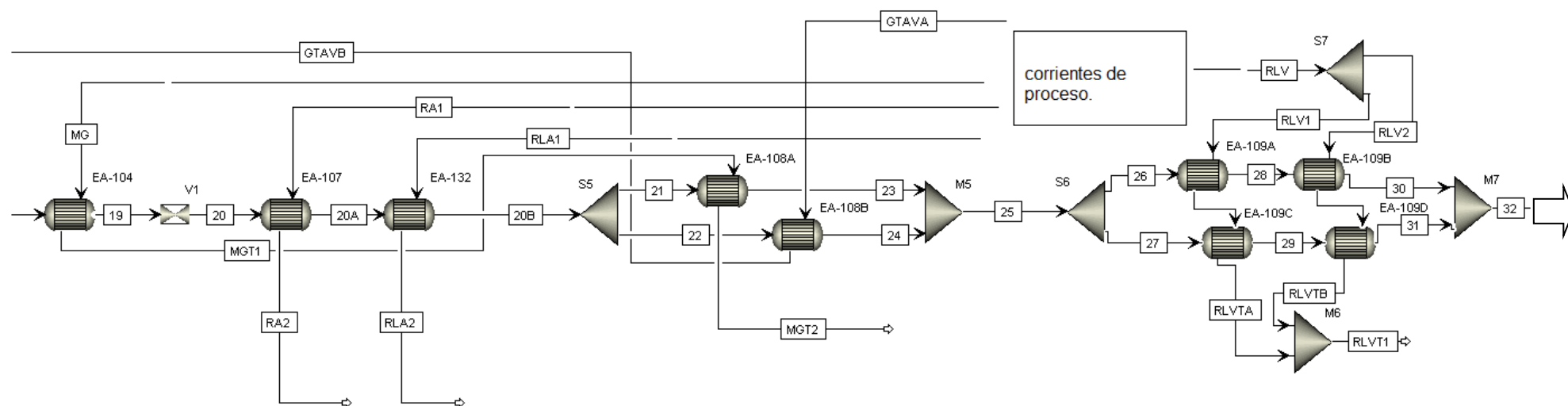


Figura 5.3.2 Segunda parte del tren de precalentamiento.

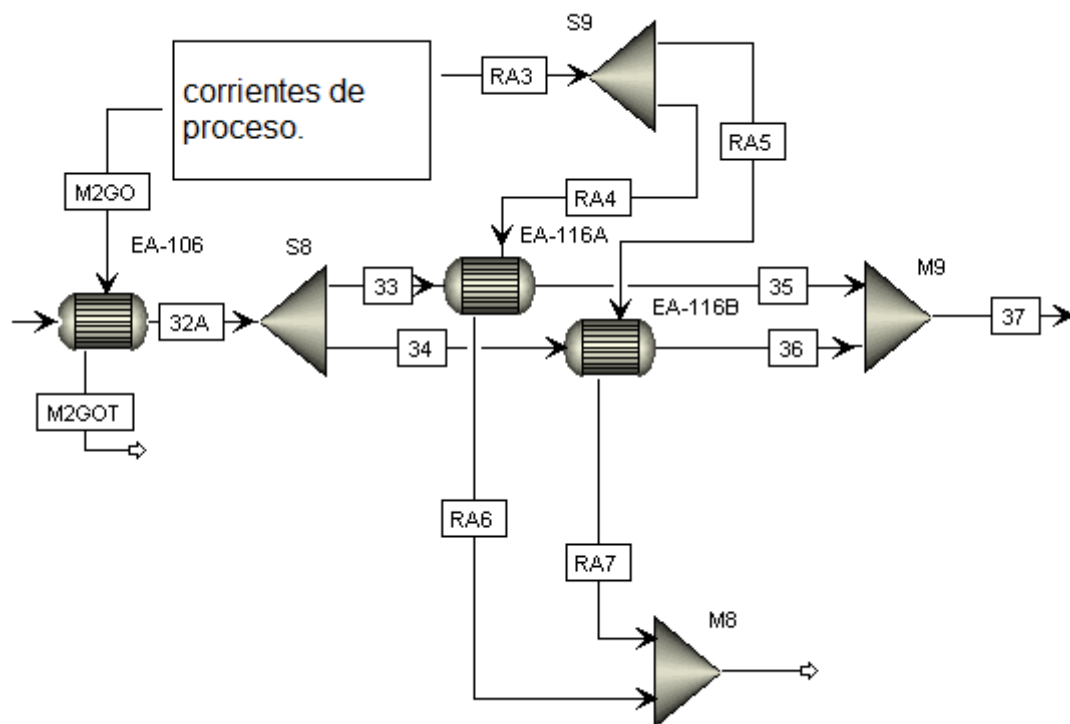


Figura 5.3.3 Tercera parte del tren de precalentamiento.

5.4 Resultados de la simulación de la propuesta de integración térmica

A continuación se presentan los resultados de las corrientes principales y el balance de materia y energía generado por el simulador se presenta en el apéndice A.

Tabla 5.5.1 Tren de calentamiento.	
Parámetro medido.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.
Temperatura de carga (°C).	35 - 39
Temperatura de salida (°C).	193 - 197

Tabla 5.5.2 Torre despuntadora.

Parámetro medido.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.
Temperatura de carga (°C).	238.31
Temperatura de domo (°C).	145.24
Temperatura de fondo (°C).	195.23

Tabla 5.5.3 Torre fraccionadora.

Parámetro medido.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.
Temperatura de carga (°C).	356
Temperatura de domo (°C).	145.24
Temperatura de fondo (°C).	370.34
Temperatura plato nafta (°C).	184.54
Temperatura plato kerosina (°C).	230.46

Temperatura plato diesel (°C).	291.47
Temperatura plato gasóleo (°C).	347.49

Tabla 5.5.4 Torre de vacío.	
Parámetro medido.	Datos B: valores obtenidos en la simulación.
Temperatura de carga (°C).	395
Temperatura de domo (°C).	103.46

Temperatura de fondo (°C).	393.64
Temperatura gasóleo ligero (°C).	224.27
Temperatura gasóleo pesado (°C).	312.95

5.5 Reordenamiento energético

Para dar solución a la problemática de eficiencia de transferencia de calor en los trenes de precalentamiento, que afectaba el desalado y generaba disminución de temperatura de las corrientes a la entrada de calentadores de carga, se propuso la Unidad de Inversión que consiste en desarrollar la ingeniería básica, ingeniería de detalle, procura y construcción que permita hacer un uso adecuado del área de transferencia de calor en el tren de precalentamiento. Implementar esta Unidad de Inversión permitió disminuir el consumo de combustible al aprovechar la energía contenida en las corrientes de proceso con alta temperatura de esta planta. Los ahorros energéticos por las integraciones energéticas de intercambio de calor de la primaria 5 se certificaron una vez concluida la ingeniería básica y de detalle necesaria, incluidos los análisis Pinch respectivos. Algunos de los beneficios obtenidos son:

- Se ahorra energía al efectuar la integración térmica de las corrientes calientes de proceso de la planta Primaria 5.
- Disminución en el IIE.
- Operar en forma más confiable y segura los calentadores de fuego directo de esta planta ya que trabajarán a menor severidad al incrementar la temperatura de entrada a estos calentadores.
- Disminuir el impacto de los GEI en la actividad industrial de la refinería al disminuir la Emisión de CO₂ por año.

A partir de esta información Pemex llevó a cabo la evaluación económica de la unidad de inversión, con los siguientes resultados:

5.9 reporte del análisis Pinch

A continuación se presenta la tabla de datos extraídos de los diversos diagramas y listados de condiciones de operación para la planta combinada.

Tabla A. Datos de corriente.

ID	T 1.	T 2.	Carga térmica	capacidad calorífica
1	39.00	68.00	87.0000	3.0000
2	68.00	80.00	36.0000	3.0000
3	80.00	110.00	90.0000	3.0000
4	110.00	129.00	57.0000	3.0000
5	129.00	160.00	93.0000	3.0000
6	160.00	180.00	60.0000	3.0000
7	180.00	185.00	15.0000	3.0000
8	185.00	195.00	30.0000	3.0000
9	145.00	37.00	324.0000	3.0000
10	190.00	223.00	99.0000	3.0000
11	223.00	356.00	399.0000	3.0000
12	158.00	37.00	363.0000	3.0000
13	347.00	387.00	120.0000	3.0000
14	179.00	63.00	348.0000	3.0000
15	230.00	76.00	462.0000	3.0000
16	287.00	66.00	663.0000	3.0000
17	317.00	113.00	612.0000	3.0000
18	347.00	387.00	120.0000	3.0000
19	81.00	37.00	132.0000	3.0000
20	208.00	77.00	393.0000	3.0000
21	300.00	77.00	669.0000	3.0000
22	362.00	37.00	975.0000	3.0000

Para extraer los datos de las corrientes a integrar se eliminan los cambiadores de calor. Se obtiene un listado de corrientes frías y calientes.

El valor de acercamiento mínimo de temperaturas d es de 10 °C. Se determina el valor de $F C_p$ usando los datos de la las corrientes.

Se clasifican las corrientes de proceso como frías o calientes de acuerdo a sus requerimientos energéticos. Para facilitar el trazado de las gráficas se recomienda ajustar las temperaturas del proceso, sumando el valor de ΔT mínimo / 2 a las temperaturas de entrada y salida de las corrientes frías y sustrayendo de las temperaturas de entrada y salida de las corrientes calientes. Se ordenan las temperaturas ajustadas de mayor a menor y se remueve de la lista ordenada aquellas temperaturas que se repiten. Las temperaturas de esta lista definen los intervalos de temperaturas del problema.

Tabla B. Corrientes frías que requieren calentamiento.

ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
1	39.00	68.00	87.0000	3.0000
2	68.00	80.00	38.0000	3.0000
3	80.00	110.00	90.0000	3.0000
4	110.00	129.00	57.0000	3.0000
5	129.00	160.00	93.0000	3.0000
6	160.00	180.00	60.0000	3.0000
7	180.00	185.00	15.0000	3.0000
8	185.00	195.00	30.0000	3.0000
10	190.00	223.00	99.0000	3.0000
11	223.00	356.00	399.0000	3.0000
13	347.00	387.00	120.0000	3.0000
18	347.00	387.00	120.0000	3.0000

Tabla C. corrientes calientes que requieren enfriamiento

ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
9	37.00	145.00	324.0000	3.0000
12	37.00	158.00	363.0000	3.0000
14	63.00	179.00	348.0000	3.0000
15	76.00	230.00	462.0000	3.0000
16	66.00	287.00	663.0000	3.0000
17	113.00	317.00	612.0000	3.0000
19	37.00	81.00	132.0000	3.0000
20	77.00	208.00	393.0000	3.0000
21	77.00	300.00	669.0000	3.0000
22	37.00	362.00	975.0000	3.0000

Tabla D. corrientes calientes encima del Pinch.

ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
22A-1	317.00	362.00	135.0000	3.0000

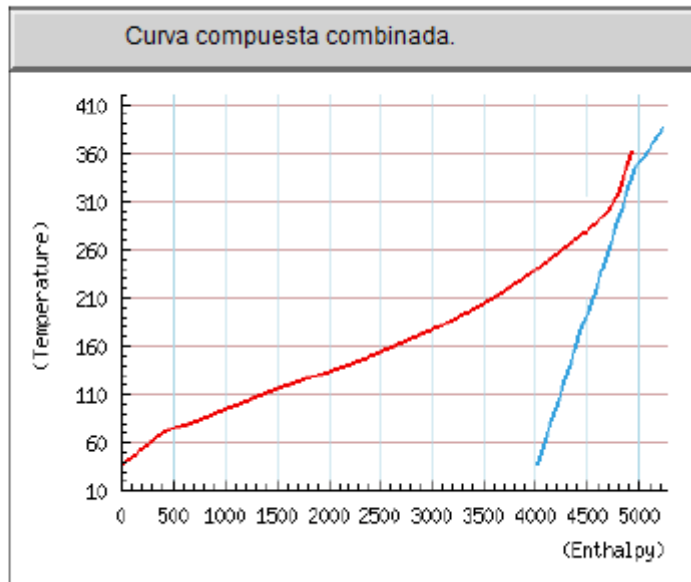
Tabla E. corrientes frías encima del Pinch.

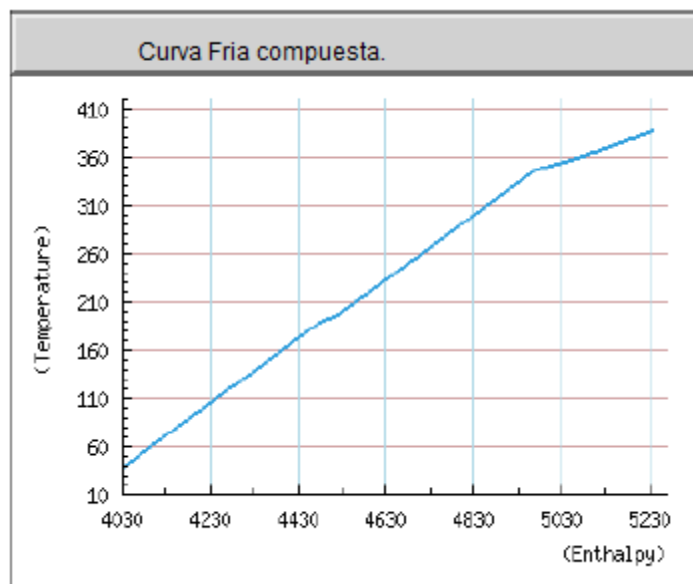
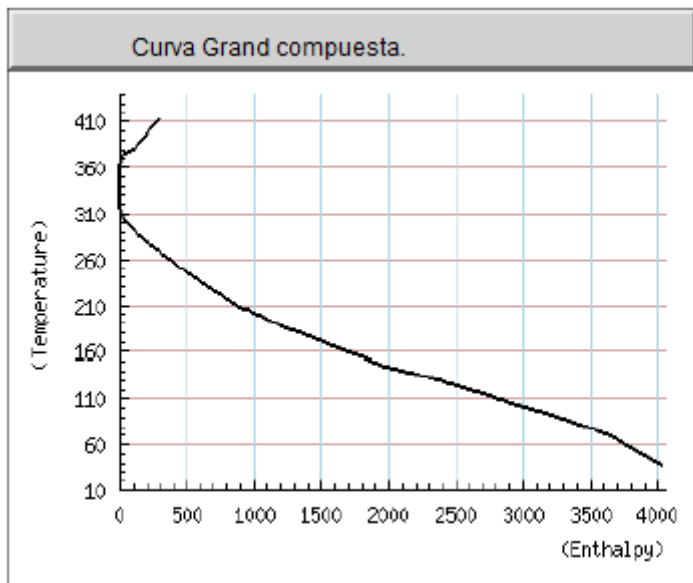
ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
11A-1	292.00	356.00	192.0000	3.0000
13A-1	347.00	387.00	120.0000	3.0000
18A-1	347.00	387.00	120.0000	3.0000

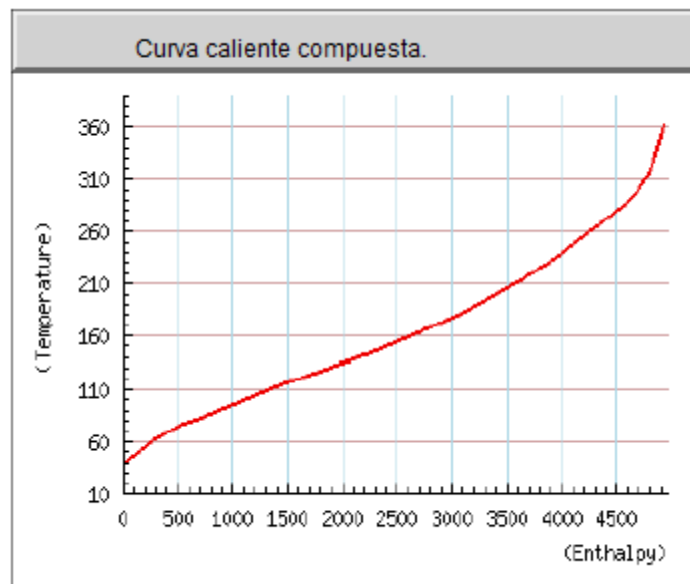
ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
9B-1	37.00	145.00	324.0000	3.0000
12B-1	37.00	158.00	363.0000	3.0000
14B-1	63.00	179.00	348.0000	3.0000
15B-1	76.00	230.00	462.0000	3.0000
16B-1	66.00	287.00	663.0000	3.0000
17B-1	113.00	317.00	612.0000	3.0000
19B-1	37.00	81.00	132.0000	3.0000
20B-1	77.00	208.00	393.0000	3.0000
21B-1	77.00	300.00	669.0000	3.0000
22B-1	37.00	317.00	840.0000	3.0000

Curvas Compuestas.

Parámetro	Valor
DTmin	25.0000
Pinch Temp	317.0000
Min Cooling	4032.0000
Min Heating	297.0000







La curva compuesta caliente se obtiene usando los valores de entalpías calientes y las temperaturas de los intervalos pero se corrigen los valores sumando el ΔT mínimo / 2. La curva compuesta fría se obtiene usando los valores de entalpías frías a las temperaturas de esta curva pero sustrayendo los valores de ΔT mínimo / 2.

La cantidad de calor integrado que corresponde a la máxima recuperación de energía en el sistema se puede determinar usando los valores de la curva fría o la caliente. Usando la curva fría se toma el valor de entalpía fría a la temperatura mayor de las corrientes frías sustrayendo el enfriamiento mínimo. Si se usa la curva caliente será el valor de entalpía caliente sustrayendo el calentamiento mínimo. La diferencia de las entalpías de los servicios siempre debe ser igual a la diferencia total de las entalpías de las corrientes frías y calientes.

Se puede calcular el número mínimo de cambiadores de calor a partir de la gráfica de las curvas compuestas, contando el número de corrientes situadas en ambos lados del punto Pinch. Se consideran además de las

corrientes de proceso, las corrientes de servicios servicio, las de calentamiento arriba del pinch y las de enfriamiento abajo del pinch.

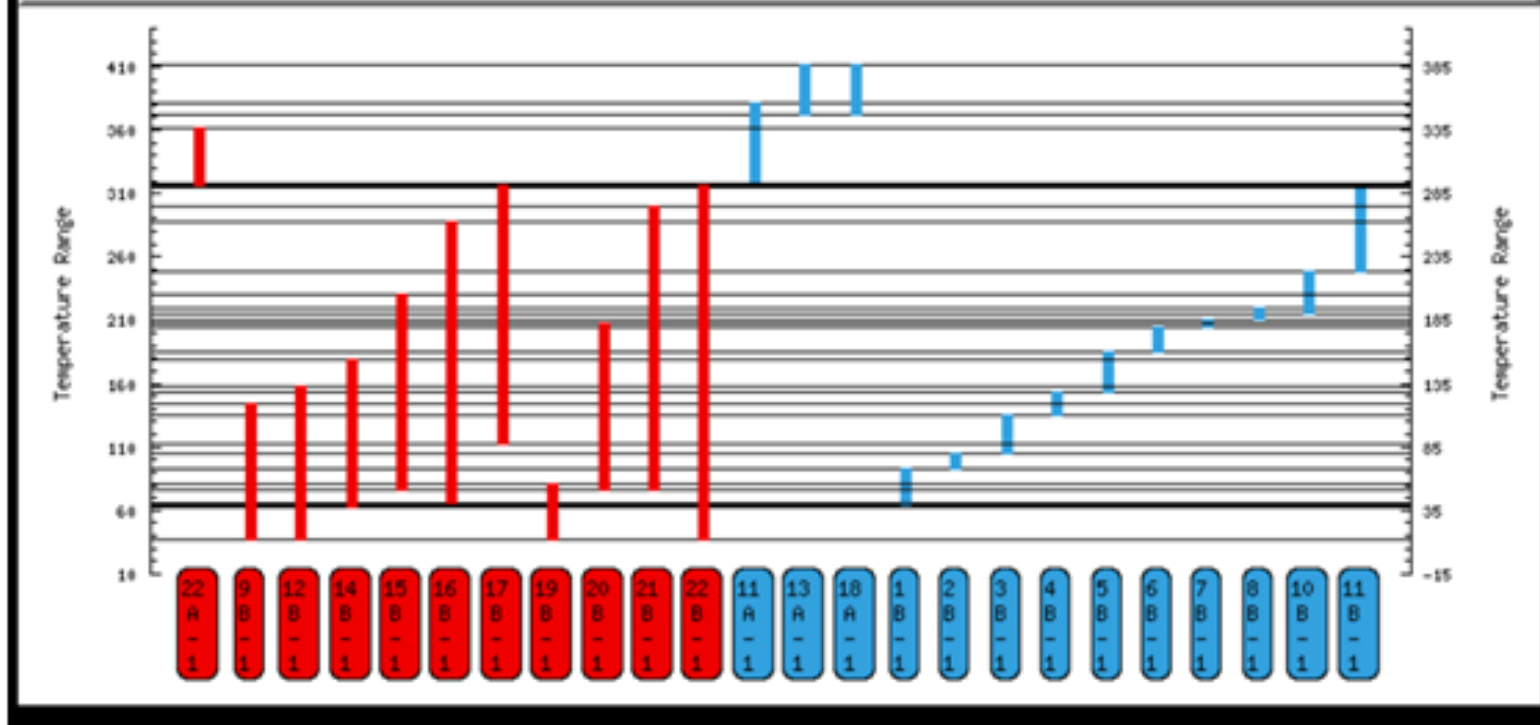
Servicios de calentamiento requeridos (Corrientes frías que requieren ser calentadas).

ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
11A-1	292.00	356.00	3.0000	192.0000
13A-1	347.00	387.00	3.0000	120.0000
18A-1	347.00	387.00	3.0000	120.0000
1B-1	39.00	68.00	3.0000	87.0000
2B-1	68.00	80.00	3.0000	36.0000
3B-1	80.00	110.00	3.0000	90.0000
4B-1	110.00	129.00	3.0000	57.0000
5B-1	129.00	160.00	3.0000	93.0000
6B-1	160.00	180.00	3.0000	60.0000
7B-1	180.00	185.00	3.0000	15.0000
8B-1	185.00	195.00	3.0000	30.0000
10B-1	190.00	223.00	3.0000	99.0000
11B-1	223.00	292.00	3.0000	207.0000
Total Heating Utility Required				1206.0000
Ideal Heating Utility Required				1206.0000

Servicios de enfriamiento requeridos. (Corrientes calientes a ser enfriadas).

ID	T min.	T max.	carga térmica	capacidad calorífica
22A-1	317.00	362.00	3.0000	135.0000
9B-1	37.00	145.00	3.0000	324.0000
12B-1	37.00	158.00	3.0000	363.0000
14B-1	63.00	179.00	3.0000	348.0000
15B-1	76.00	230.00	3.0000	462.0000
16B-1	66.00	287.00	3.0000	663.0000
17B-1	113.00	317.00	3.0000	612.0000
19B-1	37.00	81.00	3.0000	132.0000
20B-1	77.00	208.00	3.0000	393.0000
21B-1	77.00	300.00	3.0000	669.0000
22B-1	37.00	317.00	3.0000	840.0000
Total Cooling Utility Required				4941.0000
Ideal Cooling Utility Required				4941.0000

Diagrama de intervalos de temperatura.



Para el diagrama de intervalos de temperatura se uso los valores de tempeartura de los intervalos, las diferencias de temperatura y se identificaron dichos segementos dentro de los intervalos que abaca cada corriente.

III. Conclusiones.

-
- La integración térmica de la planta Primaria 5 y PC-2, permite rediseñar la red de intercambio con un mayor aprovechamiento energético del proceso, haciendo eficiente así el desempeño operativo de la planta.
 - Desde el punto de vista ambiental, dada la reducción de los consumos energéticos implica menor emisión de contaminantes formados por la combustión, SO₂ y NO_x, junto a la reducción del CO₂, principal causa del efecto invernadero en el planeta.
 - El método pinch es una tecnología para el diseño o rediseño de procesos con niveles mínimo de consumo de energía y responde a la necesidad que se ha dado en la industria de los procesos químicos por eficientar el uso de energía y la reducción de emisiones contaminantes.
 - El método Pinch permite rediseñar las redes de intercambiadores de calor.
 - El método Pinch predice el mínimo consumo de servicios de vapor para calentamiento y de agua de enfriamiento, el costo mínimo por concepto de unidades de intercambio de calor y el área de transferencia de calor. Estas predicciones se consideran objetivos o metas de diseño y permiten determinar los costos de operación y costos fijos. La estimación de dicho costos se puede hacer sin haber realizado el diseño detallado de la red de intercambio térmico, lo que constituye la mayor ventaja del método Pinch.
 - El arreglo de cambiadores de calor que se obtiene con las combinaciones de las corrientes frías y calientes se conoce como red de intercambiadores de calor.

IV. Bibliografía

Libros:

- Douglas, J. M., Conceptual Design of Chemical Processes, New York, Mcgraw Hill, 1988.

- Smith, R., Chemical Process Design, New York, Mc Graw-Hill, 1995.

- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., Westerberg, A. W., Systematic Methods of Chemical Process Design, Upper Saddle River, New Jersey, Prentice - Hall, 1997.

- Turton, R., Bailie, R. C., Whiting, W. B., Shaeiwitz, T.A., Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes, Upper Saddle River, New Jersey, Prentice-Hall, 1998.

- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., Process Design Principles: Synthesis, Analysis And Evaluation, New York, John Wiley and Sons, Inc. 1999.

Manuales:

<http://web.ist.utl.pt/ist11038/acad/Aspen/AspUserGuide10.pdf>

http://profsite.um.ac.ir/~fanaei/_private/AspenPlusPetroleum2006-Start.pdf

<http://www.just.edu.jo/~yahussain/files/Getting%20Started.pdf>

Referencias web y archivos:

<http://www.imp.mx/petroleo/>

<http://www.ref.pemex.com/octanaje/23laza.htm>

<http://www.ref.pemex.com/files/content/03transparencia/RC/REF01.pdf>

http://www.academia.edu/10364759/Capitulo_5_metodo_pinch

<http://www.iie.org.mx/publica/boljul96/aplitec.htm>

- “Diagnostico energético sector 4 plantas primaria 5 y de vacío 2-3”. PEMEX refinación. Subdirección de producción refinería “Gral. Lázaro cárdenas” unidad de ingeniería de procesos y gestión del negocio subdirección de producción refinería “Gral. Lázaro cárdenas” Minatitlán, Veracruz.

- Justificación de la unidad de inversión: Unidad de inversión Reordenamiento energético del tren de intercambio de la planta combinada primaria no.5/preparadora de carga no. 2 de la refinería “Gral. Lázaro cárdenas”, Minatitlán, ver. Del proyecto integral uso eficiente de la energía en la refinería “Gral. Lázaro cárdenas”

Citas:

1. <http://www.imp.mx/petroleo/>
2. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=comp>
3. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=tipos>
4. http://www.vurup.sk/sites/default/files/downloads/pc_4_2011_stratiev_140.pdf
5. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=sector>
6. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=gas>
7. <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=ref>
8. Smith, R., Chemical Process Design, New York, Mc Graw-Hill, 1995.

-
9. "Diagnostico energético sector 4 plantas primaria 5 y de vacío 2-3". PEMEX refinación. Subdirección de producción refinería "Gral. Lázaro cárdenas" unidad de ingeniería de procesos y gestión del negocio subdirección de producción refinería "Gral. Lázaro cárdenas" Minatitlán, Veracruz.
 10. Smith, R., Chemical Process Design, New York, Mc Graw-Hill, 1995.
 11. Smith, R., Chemical Process Design, New York, Mc Graw-Hill, 1995.
 12. Smith, R., Chemical Process Design, New York, Mc Graw-Hill, 1995.
 13. http://www.academia.edu/10364759/Capitulo_5_metodo_pinch
 14. Manual de operación de la Planta Combinada Planta Primaria 5 / Preparadora de Carga 2.
 15. Manual de operación de la Planta Combinada Planta Primaria 5 / Preparadora de Carga 2.
 16. Manual de operación de la Planta Combinada Planta Primaria 5 / Preparadora de Carga 2.
 17. Manual de operación de la Planta Combinada Planta Primaria 5 / Preparadora de Carga 2.
 18. Manual de operación de la Planta Combinada Planta Primaria 5 / Preparadora de Carga 2.

V. Apéndice A.

Las corrientes que corresponden a las corrientes de productos de la torre despuntadora son: 38 (gasolina despuntada), 39 (crudo despuntado). Las corrientes que corresponden a las corrientes de productos de la torre fraccionadora son: 48 (gasolina fraccionada), 49 (nafta), 50 (kerosina), 51 (diésel), 52 (reflujo lateral 'diesel'), 53 (gasóleo primario). Las corrientes que corresponden a las corrientes de productos de la torre de vacío son: 59 (gasóleo ligero), 60 (gasóleo pesado), 61 (reflujo), 62 (residuo de vacío).

Tabla 4.4.1 Balance de materia y energía de las corrientes principales.

	Alimentación.	Después de desaladora.	Alimentación despuntadora.	Domo despuntadora.	Fondo despuntadora.	Alimentación fraccionadora.	Domo fraccionadora.	Agotador nafta.	Agotador keroseno.
	1	20	37	38	39	47	48	49	50
Substream: MIXED									
Mole Flow kmol/hr									
WATER	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC35C	61.86143	61.86143	61.86143	43.05275	18.80868	18.80868	8.218042	10.58624	0.00440139
PC59C	27.62705	27.62705	27.62705	16.83276	10.79429	10.79429	0.5839416	10.20423	0.00611937
PC73C	30.2428	30.2428	30.2428	16.71937	13.52342	13.52342	0.1503399	13.35032	0.0227624
PC87C	35.71909	35.71909	35.71909	17.61961	18.09948	18.09948	0.0377484	17.91912	0.1425821
PC101C	41.17354	41.17354	41.17354	17.75334	23.4202	23.4202	0.00836809	22.33654	1.07447
Total Flow kmol/hr	1194.62	1194.62	1194.62	180	1014.62	1014.62	8.999943	105.4701	116.57
Total Flow kg/hr	265692	265692	265692	16807.85	248884	248884	637.0823	9426.614	13674.15
Total Flow l/min	5731.326	6360.818	7052.26	441.3291	6312.759	361877	16.82935	254.8643	385.2682
Temperature C	37	129.7768	203.2388	139.21	187.343	356	135.49776	157.00403	216.358
Pressure bar	1.01	13.73	13.73	1.47	1.63	1.63	1.02	1.02	1.02

Vapor Frac	0	0	0	0	0	0.6222068	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	1	0.3777932	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy cal/mol	-107860	-94966.61	-84004.08	-49094.67	-94345.87	-57194.35	-41429.92	-47691.79	-52081.75
Enthalpy cal/gm	-484.9532	-426.9944	-377.704	-525.7685	-384.6175	-233.1628	-585.2727	-533.6017	-443.989
Enthalpy cal/sec	-35791000	-31514000	-27876000	-2454700	-26590000	-16120000	-103570	-1397200	-1686400
Entropy cal/mol-K	-377.0997	-341.0251	-316.0696	-152.9365	-354.209	-285.9506	-125.3126	-147.5934	-176.3839
Entropy cal/gm-K	-1.695538	-1.533337	-1.42113	-1.637839	-1.443995	-1.165728	-1.770267	-1.651355	-1.503646
Density mol/cc	0.00347395	0.00313015	0.00282326	0.00679765	0.00267876	4.67E-05	0.00891294	0.00689714	0.00504281
Density gm/cc	0.772631	0.6961684	0.6279123	0.6347436	0.657093	0.0114626	0.6309239	0.6164465	0.5915422
Average MW	222.4071	222.4071	222.4071	93.37697	245.2979	245.2979	70.78737	89.37714	117.3042
Liq Vol 60F l/min	5659.033	5659.033	5659.033	397.7632	5261.269	5261.269	15.90266	225.777	312.839

	Agotador diésel.	Reflujo lateral.	Reflujo gasóleo.	Fondo fraccionadora.	Alimentación torre vacío.	Domo torre vacío.	Gasóleo ligero.	Gasóleo pesado.	Reflujo.	Fondo torre vacío.
	51	52	53	54	57	58	59	60	61	62
Substream: MIXED										

Mole Flow kmol/hr										
WATER	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC35C	2.01E-10	1.99E-08	2.26E-16	6.84E-28	6.84E-28	0	0	0	0	0
PC59C	2.03E-09	1.55E-07	5.31E-15	6.42E-26	6.42E-26	0	0	0	0	0
PC73C	2.60E-08	1.69E-06	1.16E-13	3.36E-24	3.36E-24	0	0	0	0	0
PC87C	5.96E-07	3.27E-05	4.60E-12	3.32E-22	3.32E-22	0	0	0	0	0
PC101C	1.74E-05	0.00080476	2.36E-10	4.31E-20	4.31E-20	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	68.87998	270	68.40001	376.3001	500.50	2	100	100	99.99999	74.30006
Total Flow kg/hr	11489.55	42345.08	11025.08	160287	160287	310.2103	16822.09	17638.42	27272.79	98243.11
Total Flow l/min	336.1045	1193.461	361.832	6376.063	2134480	8.242636	455.8142	524.0715	1050.375	3908.026
Temperature C	281.0579	244.5205	327.4557	359.2657	395	103.4677	224.27	312.9588	373.0492	393.6416
Pressure bar	1.02	1.02	1.02	1.03	0.12	0.107	0.107	0.107	0.107	0.120
Vapor Frac	0	0	0	0	0.7440641	0	0	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	0.2559359	1	1	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy cal/mol	-56359.78	-56656.08	-47624.75	-67684.7	-73254.44	-59050.23	-61807.02	-61441.95	-75727.39	-99963.61
Enthalpy cal/gm	-337.8775	-361.2495	-295.4658	-158.9013	-171.9772	-380.711	-367.4158	-348.3416	-277.6664	-75.60125

Enthalpy cal/sec	-1078400	-4249200	-904870	-7074900	-7657100	-32805.68	-1716900	-1706700	-2103500	-2063100
Entropy cal/mol-K	-218.2896	-212.0413	-197.631	-468.0274	-473.7535	-211.9224	-225.4886	-229.7431	-337.0185	-1361.006
Entropy cal/gm-K	-1.308649	-1.352014	-1.22611	-1.098774	-1.112217	-1.366314	-1.340432	-1.302515	-1.235732	-1.029312
Density mol/cc	0.0034156	0.00377055	0.00315063	0.00098363	2.94E-06	0.00404401	0.00365646	0.00318023	0.00158674	0.00031687
Density gm/cc	0.5697409	0.5913484	0.507836	0.4189801	0.00125157	0.6272474	0.6150931	0.560942	0.4327468	0.4189801
Average MW	166.8053	156.8337	161.1853	425.9543	425.9543	155.1051	168.2209	176.3842	272.7279	1322.248
Liq Vol 60F l/min	243.3043	906.4397	230.8545	3326.152	3326.152	6.485377	349.0638	368.8756	572.1388	2029.589

Tabla 5.5.1 balance de materia y energía de las corrientes principales.

	Alimentación.	Después de desaladora.	Alimentación despuntadora.	Domo despuntadora.	Fondo despuntadora.	Alimentación fraccionadora.	Domo fraccionadora.	Agotador nafta.	Agotador keroseno.
	1	20	37	38	39	47	48	49	50
Substream: MIXED									
Mole Flow kmol/hr									
WATER	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC35C	61.86143	61.86143	61.86143	43.05275	18.80868	18.80868	8.218042	10.58624	0.00440139
PC59C	27.62705	27.62705	27.62705	16.83276	10.79429	10.79429	0.5839416	10.20423	0.00611937

PC73C	30.2428	30.2428	30.2428	16.71937	13.52342	13.52342	0.1503399	13.35032	0.0227624
PC87C	35.71909	35.71909	35.71909	17.61961	18.09948	18.09948	0.0377484	17.91912	0.1425821
PC101C	41.17354	41.17354	41.17354	17.75334	23.4202	23.4202	0.00836809	22.33654	1.07447
Total Flow kmol/hr	1194.62	1194.62	1194.62	180	1014.62	1014.62	8.999943	105.4701	116.57
Total Flow kg/hr	265692	265692	265692	16807.85	248884	248884	637.0823	9426.614	13674.15
Total Flow l/min	5731.326	6475.231	7399.324	441.3291	6312.759	361877	16.82935	254.8643	385.2682
Temperature C	32	142.7858	238.3081	83.99999	187.343	356	145.24	184.54	230.4612
Pressure bar	1.01	13.73	13.73	1.47	1.63	1.63	1.02	1.02	1.02
Vapor Frac	0	0	0	0	0	0.6222068	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	1	0.3777932	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy cal/mol	-107860	-93110.11	-78364.64	-49094.67	-94345.87	-57194.35	-41429.92	-47691.79	-52081.75
Enthalpy cal/gm	-484.9532	-418.6471	-352.3476	-525.7685	-384.6175	-233.1628	-585.2727	-533.6017	-443.989
Enthalpy cal/sec	-35791000	-30898000	-26004000	-2454700	-26590000	-16120000	-103570	-1397200	-1686400
Entropy cal/mol-K	-377.0997	-336.4907	-304.6502	-152.9365	-354.209	-285.9506	-125.3126	-147.5934	-176.3839
Entropy cal/gm-K	-1.695538	-1.512949	-1.369786	-1.637839	-1.443995	-1.165728	-1.770267	-1.651355	-1.503646
Density mol/cc	0.00347395	0.00307485	0.00269083	0.00679765	0.00267876	4.67E-05	0.00891294	0.00689714	0.00504281

Density gm/cc	0.772631	0.6838675	0.5984601	0.6347436	0.657093	0.0114626	0.6309239	0.6164465	0.5915422
Average MW	222.4071	222.4071	222.4071	93.37697	245.2979	245.2979	70.78737	89.37714	117.3042
Liq Vol 60F l/min	5659.033	5659.033	5659.033	397.7632	5261.269	5261.269	15.90266	225.777	312.839

	Agotador diésel.	Reflujo lateral.	Reflujo gasóleo.	Fondo fraccionadora.	Alimentación torre vacío.	Domo torre vacío.	Gasóleo ligero.	Gasóleo pesado.	Reflujo.	Fondo torre vacío.
	51	52	53	54	57	58	59	60	61	62
Substream: MIXED										
Mole Flow kmol/hr										
WATER	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
PC35C	2.01E-10	1.99E-08	2.26E-16	6.84E-28	6.84E-28	0	0	0	0	0
PC59C	2.03E-09	1.55E-07	5.31E-15	6.42E-26	6.42E-26	0	0	0	0	0
PC73C	2.60E-08	1.69E-06	1.16E-13	3.36E-24	3.36E-24	0	0	0	0	0
PC87C	5.96E-07	3.27E-05	4.60E-12	3.32E-22	3.32E-22	0	0	0	0	0
PC101C	1.74E-05	0.00080476	2.36E-10	4.31E-20	4.31E-20	0	0	0	0	0
Total Flow kmol/hr	68.87998	270	68.40001	376.3001	376.3001	2	100	100	99.99999	74.30006
Total Flow kg/hr	11489.55	42345.08	11025.08	160287	160287	310.2103	16822.09	17638.42	27272.79	98243.11

Total Flow l/min	336.1045	1193.461	361.832	6376.063	2134480	8.242636	455.8142	524.0715	1050.375	3908.026
Temperature C	291.4651	244.5205	347.4557	370.3423	395	251.4677	274.28	312.9588	373.0492	493.6416
Pressure bar	1.02	1.02	1.02	1.03	0.12	0.107	0.107	0.107	0.107	0.107
Vapor Frac	0	0	0	0	0.7440641	0	0	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	0.2559359	1	1	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy cal/mol	-56359.78	-56656.08	-47624.75	-67684.7	-73254.44	-59050.23	-61807.02	-61441.95	-75727.39	-99963.61
Enthalpy cal/gm	-337.8775	-361.2495	-295.4658	-158.9013	-171.9772	-380.711	-367.4158	-348.3416	-277.6664	-75.60125
Enthalpy cal/sec	-1078400	-4249200	-904870	-7074900	-7657100	-32805.68	-1716900	-1706700	-2103500	-2063100
Entropy cal/mol-K	-218.2896	-212.0413	-197.631	-468.0274	-473.7535	-211.9224	-225.4886	-229.7431	-337.0185	-1361.006
Entropy cal/gm-K	-1.308649	-1.352014	-1.22611	-1.098774	-1.112217	-1.366314	-1.340432	-1.302515	-1.235732	-1.029312
Density mol/cc	0.0034156	0.00377055	0.00315063	0.00098363	2.94E-06	0.00404401	0.00365646	0.00318023	0.00158674	0.00031687
Density gm/cc	0.5697409	0.5913484	0.507836	0.4189801	0.00125157	0.6272474	0.6150931	0.560942	0.4327468	0.4189801
Average MW	166.8053	156.8337	161.1853	425.9543	425.9543	155.1051	168.2209	176.3842	272.7279	1322.248
Liq Vol 60F l/min	243.3043	906.4397	230.8545	3326.152	3326.152	6.485377	349.0638	368.8756	572.1388	2029.589