

01193



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERÍA

IMPACTO ENERGÉTICO AL INCORPORAR UNA
PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO
PESADO EN UN ESQUEMA DE REFINACIÓN
DE PETRÓLEO

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
DOCTOR EN INGENIERÍA
(ENERGÉTICA)

PRESENTA

JOSE ANTONIO DOMINGO MUÑOZ MOYA

DIRECTOR DE TESIS:
DR. JORGE ANCHEYTA JUÁREZ



MÉXICO, D.F.

2004



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

FACULTAD DE INGENIERÍA

**IMPACTO ENERGÉTICO AL INCORPORAR UNA
PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO
PESADO EN UN ESQUEMA DE REFINACIÓN
DE PETRÓLEO**

JURADO

PRESIDENTE: DR. VÍCTOR RODRÍGUEZ PADILLA

SECRETARIO: DR. JORGE ANCHEYTA JUÁREZ

PRIMER VOCAL: DR JULIO LANDGRAVE ROMERO

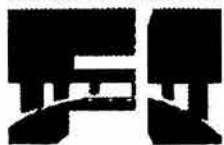
SEGUNDO VOCAL: DR. ERNESTO MARIACA DOMÍNGUEZ

TERCER VOCAL: DR. ARTURO REINKING CEJUDO

PRIMER SUPLENTE: DR. JESÚS OBET MARROQUÍN DE LA ROSA

SEGUNDO SUPLENTE: DR. DANIEL SALAZAR SOTELO

**FACULTAD DE
INGENIERIA**



U N A M

MÉXICO D. F.

2004

DEDICATORIA.

**A mi papá
Fernando Muñoz Hernández
(30/abril/1941 - 03/octubre/1996)**

**Tu tumba guarda tu cuerpo.
Dios tu alma.
Tu esposa e hijos tu recuerdo.**

A Oscar Fernando

**Conformarse con la voluntad de dios,
es la oración más hermosa del alma.**

AGRADECIMIENTOS.

A mi mamá

Josefina Moya Juárez

A quien debo todo en mi vida,
por su ejemplo y amor, que han sido
mi fuente de inspiración en todo momento.

A mi esposa

Winnie Nellie

Por su amor, cariño y por brindarme
alegría y felicidad a mi existencia.

A mi hijos

María Fernanda y Luis Antonio

Quienes llegaron a mi vida para llenarla de
ilusión y alegría.

A mis hermanos

Daniel, Armando, Jorge y Guadalupe

Que sin escatimar esfuerzos, siempre
me han brindado lo mejor de sí mismos.

A Norma, Araceli, Demian, Jorge, Emmanuel y Didier.

A mi asesor.

Dr. Jorge Ancheyta Juárez

Por su apoyo, dedicación y consejos
en el desarrollo de esta tesis.

Al Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) y a la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), por el apoyo brindado para el desarrollo de este trabajo.

CONTENIDO.

	Página
Resumen.	8
Abstract.	10
Presentación.	12
Introducción.	13
1. Antecedentes.	28
1.1. El problema de los crudos pesados.	28
1.1.1. Características de los crudos pesados.	29
1.1.2. Situación mundial.	30
1.1.3. Situación en México.	31
1.1.4. Tecnologías para el mejoramiento de crudos pesados.	35
1.1.5. El proceso de hidrotratamiento catalítico.	37
1.2. Índice de intensidad energética.	41
1.2.1. Clasificación.	42
1.2.2. Método de cálculo.	43
1.2.3. Situación actual.	44
1.3. Optimización energética.	46
1.3.1. Desarrollos más relevantes.	48
1.3.2. Parámetros energéticos.	50
1.4. Experimentación a escala piloto del proceso de HDT de crudo pesado.	59
1.4.1. Descripción de la planta piloto.	60
1.4.2. Resultados experimentales.	61

1.5. Esquema de refinación.	62
1.5.1. Descripción y balance de materia del proceso de refinación real.	63
1.5.2. Esquema de refinación tipo FCC.	65
2. Validación de la operación real de la refinería.	68
2.1. Descripción del esquema de proceso.	68
2.2. Capacidad y tipo de crudo.	70
2.3. Balance de materia.	70
2.4. Capacidad de operación.	73
2.5. Productos.	74
2.6. Análisis energético de la operación real.	78
3. Planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado.	82
3.1. Extrapolación de datos de planta piloto de HDT de crudo pesado a planta industrial.	82
3.1.1. Planteamiento del problema.	84
3.1.2. Procedimiento de extrapolación.	86
3.1.3. Resultados.	87
3.2. Análisis energético de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.	91
3.2.1. Corrientes de proceso.	92
3.2.2. Consumo de servicios auxiliares.	92
3.2.3. Consumo unitario de energía.	93
3.2.4. Área de transferencia de calor.	93
3.2.5. ΔT mínima óptima.	94
3.2.6. Curva compuesta.	94
3.2.7. Gran curva compuesta.	95
3.2.8. Red de intercambio térmico.	95
3.2.9. Índice de intensidad energética.	96

4. Integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema real de refinación.	101
4.1. Experimentación a escala planta piloto.	102
4.2. Análisis técnico.	103
4.2.1. Materias primas.	104
4.2.2. Diagrama de flujo de proceso.	105
4.2.3. Balance de materia.	106
4.2.4. Servicios auxiliares.	107
4.2.5. Balance de hidrógeno.	108
4.2.6. Balance de gas combustible.	109
4.2.7. Balance general.	111
4.3. Análisis económico.	112
4.3.1. Bases económicas.	112
4.3.2. Inversión total.	113
4.3.3. Rentabilidad económica.	113
4.4. Análisis energético.	116
5. Optimización energética del esquema de refinación con la integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.	118
5.1. Análisis técnico.	118
5.2. Análisis económico.	119
5.2.1. Inversión total.	120
5.2.2. Rentabilidad económica.	121
5.3. Análisis energético.	123
5.3.1. Potencial de mejoramiento energético.	123
5.3.2. Optimización energética.	129
6. Análisis energético.	132
6.1. Descripción de los procesos.	133
6.2. Diagramas de flujo energético de proceso.	135
6.3. Tablas de corrientes de proceso y de servicios.	136

6.4. Área de transferencia de calor.	136
6.5. Consumos de servicios auxiliares.	136
6.6. Consumo unitario de energía e índice de intensidad energética.	138
6.7. Curvas compuestas.	141
6.8. Gran curva compuesta.	141
6.9. ΔT mínima óptima y parámetros energéticos.	142
6.10. Red de intercambio térmico.	144
6.11. Índice de intensidad energética global.	144
6.12. Balance energético global.	146
6.13. Análisis de resultados energéticos.	150
6.14. Análisis de resultados técnicos.	158
6.15. Análisis de resultados económicos	161
Conclusiones.	166
Recomendaciones.	170
Bibliografía.	173
Anexos.	177
Anexo A. Diagramas de flujo energético.	178
Anexo B. Tablas de corrientes de proceso y servicios.	186
Anexo C. Áreas de transferencia de calor.	192
Anexo D. Curva compuesta y gran curva compuesta.	198
Anexo E. Redes de intercambio térmico.	206
Índice de figuras.	212
Índice de tablas.	216

RESUMEN.

En este trabajo se estudió el impacto energético al incorporar una planta de hidrotratamiento de crudo pesado en un esquema de refinación de petróleo tipo FCC. Para la simulación del esquema de refinación se utilizaron los datos reales de la operación de una refinería y los resultados experimentales obtenidos a nivel planta piloto de los procesos que integran dicho esquema.

Se evaluaron tres casos para el análisis energético del esquema de proceso: (1) caso base, con la operación real de la refinería; (2) caso de estudio, con la integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema del caso base; y (3) caso de optimización, con el aprovechamiento del potencial energético existente y con el análisis pinch en cada una de las plantas del caso de estudio.

En los casos de estudio y de optimización se observó una disminución de 0.035% vol. en el flujo de crudo pesado procesado, incrementos en los rendimientos volumétricos en los destilados intermedios de 4.23% y de 1.71% en los gasóleos, y una disminución del rendimiento del residuo de vacío de 6.64% vol. Además en las plantas corriente abajo se obtuvieron incrementos en las capacidades de operación de las unidades hidrosulfuradoras de turbosina y de diesel, y en la planta de desintegración catalítica. También se incrementó la producción de propileno en 14.56%, gas LP en 28.86%, gasolina en 1.72%, turbosina en 19.53%, diesel en 13.83% y combustóleo en 19.58%, y disminuyó la producción de asfalto en 48.20% con respecto al caso base. Adicionalmente la gasolina, la turbosina, el diesel y el combustóleo presentaron mayor calidad.

A consecuencia de la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado el nivel de temperatura de operación de los reactores disminuyó en las plantas del esquema de proceso, por lo tanto, disminuyen los requerimientos de servicios de calentamiento y de enfriamiento, obteniendo consumos reales de energía global para los casos base, de estudio y de optimización de 6,774, 6,755 y 5,742 MMKJ/m³

respectivamente, y con ello una disminución en el índice de intensidad energética de 11.37% del caso de estudio y de 27.2% del caso de optimización, ambos con respecto al caso base.

La conclusión principal de este trabajo es que la incorporación de una planta de hidrotratamiento de crudo pesado en un esquema de refinación de petróleo reduce de manera considerable el consumo de energía y el índice de intensidad energética, además de lograr obtener mayor cantidad y calidad de productos.

Palabras clave: Hidrotratamiento, crudo pesado, índice de intensidad energética.

ABSTRACT.

In this work the energetic impact when incorporating a heavy crude oil hydrotreating plant in an FCC type petroleum refining scheme was studied. For the simulation of the refining scheme real operating data of a refinery and experimental results obtained from pilot plant level of those processes integrating the refining scheme were utilized.

For the energetic analysis of the process scheme three cases were evaluated: (1) base case, with the real operation of the refinery; (2) study case, with the integration of the heavy crude oil hydrotreating plant in the scheme of the base case; and (3) optimization case, taking into account the existing energetic potential and pinch analysis in each of the plants of the study case.

In the study case and optimization case a reduction of 0.035% vol. in the flowrate of processed heavy crude oil, increases in the volumetric yields of middle distillates of 4.23% and gas oils of 1.71%, and a decrease of the vacuum residue yield of 6.64% were observed. In addition in the down-stream plants increments in the operating capacity of the jet fuel and diesel hydrodesulfurization units and fluid catalytic cracking plant were obtained. Moreover the production of propylene was increased in 14.56%, LPG in 28.86%, gasoline in 1.72%, jet fuel in 19.53%, diesel in 13.83% and fuel oil in 19.58%, and, the asphalt production was decreased in 48.20% with respect to the base case. Additionally, gasoline, jet fuel, diesel and fuel oil exhibited better quality.

As a consequence of incorporating a heavy crude oil hydrotreating plant the temperature operation level of the reactors diminished in the plants of the process scheme, hence the requirements of heating and cooling services are reduced, resulting in real consumptions of global energy for the base, study and optimization cases of 6,774, 6,755 and 5,742 MMKJ/m³ respectively, and reduction of the

energetic intensity index of 11.37% in the study case and 27.21% in the optimization case both with respect to base case.

The main conclusion of this work is that the incorporation of a heavy crude oil hydrotreating plant in a petroleum refining scheme considerably reduces the energy consumption and the energetic intensity index, moreover higher amount with better quality products are obtained.

Key word: Hydrotreating, heavy crude oil, energetic intensity index.

PRESENTACIÓN.

El presente trabajo se realizó en el proyecto TCM-18 "Producción de crudo sintético por hidrotratamiento de crudo Maya" en el Programa de Tratamiento de Crudo Maya del Instituto Mexicano del Petróleo.

El motivo para el desarrollo de este trabajo es que el proceso de hidrotratamiento de crudo pesado mejora los rendimientos de destilados y reduce el contenido de contaminantes, y que al procesarse en un esquema convencional de refinación de petróleo impactaría entre otras cosas al balance energético.

A la fecha no existen reportes a nivel mundial del comportamiento energético de un esquema de refinación con procesamiento de crudo hidrotratado a escala industrial, por lo tanto, la determinación del análisis energético al incorporar una planta de hidrotratamiento de crudo pesado en un esquema de refinación de petróleo es de gran interés.

La ventaja que se tiene al desarrollar este trabajo en el Instituto Mexicano del Petróleo es que se cuenta con la infraestructura necesaria para la experimentación a nivel piloto en las plantas de hidrotratamiento de crudo pesado, de fraccionamiento, de hidrodesulfurización de nafta, turbosina y diesel, de reformación de naftas y de desintegración catalítica, así como de software especializado para el desarrollo de las simulaciones de proceso (HYSYS-PROCESS) y del análisis energético (XH-NET).

Finalmente agradezco a los integrantes del proyecto TCM-18: Jorge Ancheyta Juárez, Gerardo Betancourt Rivera, Guillermo Centeno Nolasco, Gustavo Marroquín Sánchez, Fernando Alonso Martínez, Patricia Rayo Mayoral y María Teresa Gómez Pérez.

INTRODUCCIÓN.

La problemática de los crudos pesados es diversa si se enfoca en el contexto mundial actual. A continuación se detalla este problema considerando los aspectos geológico, técnico, económico, ambiental y energético.

Geológico.

La formación del petróleo está asociada al desarrollo de rocas sedimentarias, depositadas en ambientes marinos o próximos al mar, y es el resultado de procesos de descomposición de organismos de origen vegetal y animal que en tiempos remotos quedaron incorporados en esos depósitos. Debido a este proceso de formación la diversidad, en cantidad y calidad de petróleo en todo el mundo es diferente, se ha encontrado petróleo en todos los continentes excepto en la Antártida.

Las mayores reservas probadas de crudos pesado y extrapesado se encuentran localizadas en Canadá y Venezuela principalmente; el total de las reservas probadas de crudo en el mundo es de alrededor de 318 billones de metros cúbicos y se estima que con los flujos actuales de producción estas reservas puedan durar 80 años [Tamburano, 1994].

En México se tienen diferentes calidades de crudos que van desde el extraligero al extrapesado, pero el problema principal es que actualmente se cuenta con mayor producción y reservas de crudo pesado, aproximadamente el 68.2% y 52% volumen, respectivamente [Pemex, 2002], siendo la perspectiva que las reservas se incrementen hacia el lado del crudo pesado.

Técnico.

Por varias décadas, las refinerías han procesado crudos ligeros con baja concentración de heteroátomos y metales, pero en los últimos años éstas se han visto en la necesidad de procesar mayores cantidades de crudos pesados debido principalmente a su creciente demanda y disponibilidad a nivel mundial. Con este

cambio en la composición de crudo de alimentación ha crecido la problemática en la infraestructura con que cuentan las refinerías. Por lo anterior, algunas refinerías han realizado modernizaciones en la mayoría de sus plantas de proceso y en algunas se han realizado cambios en las condiciones de operación, además de la sustitución de catalizadores por otros de mayor actividad y otras han cambiado su configuración de proceso. Sin embargo, estas acciones no han sido suficientes para satisfacer el mayor procesamiento de crudos pesados y cumplir con las especificaciones de los productos finales.

Son varias las compañías que se encuentran trabajando para encontrar nuevas rutas para el procesamiento de estos crudos. Entre estas instituciones se encuentran IMP-Pemex, Exxon Research, Idemitsu Kosan, INTEVEP, Mobil Oil, Shell Internationale, Snamprogetti, Chevron y UNOCAL principalmente. Asimismo, como un resultado del cambio continuo en la calidad y especificaciones del crudo hacia el lado de los crudos pesados, se estima que continuará creciendo el interés hacia estos desarrollos. [Del Río y Sánchez, 1988; Idemitsu Kosan, 1999]. El procesamiento de estos crudos debe orientarse a la producción de combustibles que cumplan las especificaciones de calidad y que eviten al máximo posible la contaminación ambiental.

El proceso de hidrotratamiento es una de las opciones más interesantes para lograr lo anterior. Este proceso consiste en poner en contacto la carga con un catalizador en presencia de un gas rico en hidrógeno, con el fin de reducir la concentración de contaminantes tales como, azufre, nitrógeno y metales. El comportamiento de las unidades de hidrotratamiento se ve influenciado fuertemente por el tipo de catalizador que se utiliza para procesar una carga en particular. Los catalizadores, al igual que los reactores que se utilizan para cargas ligeras, difieren bastante de los que se utilizan para cargas pesadas. Esto significa que no existe un catalizador universal o un sistema catalítico favorable para hidroprocesar las cargas derivadas de cualquier crudo.

El problema técnico del procesamiento de crudos pesado se puede resumir en la infraestructura actual con que cuentan las refinerías que no les permite procesar grandes cantidades de crudo pesado, las propiedades físicas y químicas de los crudos pesados que los hace difíciles de procesar, las especificaciones finales de los productos, las características de los catalizadores los cuales deben ser específicos con base en las características de la carga y del crudo hidrotratado deseado, las condiciones de operación de los reactores que a mayor severidad mayor es la inversión de la planta y finalmente que en la actualidad no hay un proceso a nivel industrial que pueda procesar crudo pesado.

Económico.

La energía es un factor que determina el desarrollo económico mundial, en los últimos años el consumo mundial de energía ha crecido en forma acelerada, llegando a tener en la actualidad una tasa media de crecimiento del 5% anual, superior al de la población que es de 2.5% [Pemex-Refinación, 2002], dicho consumo se concentra en los países capitalistas desarrollados, que se abastecen de sus propios recursos y de la importación que hacen de los países subdesarrollados. El energético que tiene mayor movilidad internacional es el petróleo crudo.

El sector energético no sólo ha contribuido al crecimiento industrial en México sino que constituye el principal polo de desarrollo del país, por lo que es indispensable que no sufra retrasos que frenarían el desenvolvimiento económico. Por lo anterior, el principal problema es desarrollar un proceso de hidrotratamiento de crudo pesado rentable, lo que permitirá invertir en las refinerías actuales, acelerando con ello la economía nacional.

Otro problema económico del crudo pesado es la oferta y la demanda, la oferta de crudos ha estado condicionada por las características de la demanda, por la disponibilidad de la producción y de las reservas y en última instancia por el desenvolvimiento económico del país, por lo tanto se debe buscar incrementar la demanda de crudos pesados a nivel nacional e internacional.

Otro problema importante, es el consumo progresivo y la creciente elevación en el costo de los crudos ligeros, así como la diferencial de precios entre los crudos ligero y pesado, cuando esta diferencial es pequeña la rentabilidad del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado disminuye.

Ambiental.

Las regulaciones ambientales cada vez más estrictas requieren del desarrollo de procesos y catalizadores mejorados para la eliminación de heteroátomos y convertir las crudos pesados a crudos ligeros con menor contenido de contaminantes y mayores destilados, de tal forma que se minimice el impacto hacia el medio ambiente [Kum y col, 1985].

Energético.

Los requerimientos energéticos actuales en la mayoría de las refinerías mexicanas son elevados superando el estándar mundial. Tomando como parámetro de comparación el índice de intensidad energética (IIE), las refinerías de Estados Unidos presentan valores entre 98-100, mientras que las refinerías de nuestro país presentan valores entre 120-155 [Solomon Associates, 1998]. Inicialmente se consideró que un valor de 100 en el IIE representaría una refinería con buen aprovechamiento de la energía e instalaciones justificables a los precios prevalecientes de la energía, bajo esas condiciones se requiere la actualización continua del IIE para que refleje la eficiencia energética de las instalaciones de proceso.

Las refinerías mexicanas requieren desarrollar procedimientos de ingeniería y modificar la infraestructura actual, e incluso eliminar plantas altamente consumidoras de energía o adicionar otras con tecnología más avanzada en lo que se refiere a la recuperación de la energía.

Sumado a lo anterior se encuentran las políticas actuales a nivel mundial y de Pemex-Refinación que tienden a elevar la proporción de crudos pesados a procesar

en las refinerías, por lo tanto es necesario enfocar los esfuerzos a la solución de esta problemática.

Cuestiones al problema.

De la problemática de los crudos pesados se pueden formular las siguientes preguntas:

¿Las refinerías mexicanas tienen una configuración de proceso orientada al procesamiento de crudos pesado?, a la mayor producción de combustibles ligeros?, con una buena eficiencia energética?

¿Es posible adicionar una planta de hidrotratamiento de crudo pesado a una refinería existente sin modificar su configuración de proceso?

¿Se incrementará la calidad y cantidad de los productos de refinación al procesar crudo hidrotratado?

¿Se minimizará el impacto ambiental del tren de refinación al procesar crudo hidrotratado?

¿Se logran aprovechar las reservas de crudo pesado con que se cuentan actualmente en México?

¿Se disminuirá la severidad (nivel de temperatura de operación) de los procesos del tren de refinación existentes?

¿Se reducirá el consumo de servicios auxiliares y en consecuencia el IIE por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de proceso de refinación? así como de la optimización energética de las plantas de proceso existentes del tren de refinación?

¿Será rentable el esquema de refinación al adicionar la planta de hidrotratamiento de crudo pesado?

Para empezar a solucionar el problema en este trabajo se realizó una búsqueda bibliográfica para identificar trabajos teóricos y experimentales de tecnologías que permitan procesar crudo pesado, así como de técnicas o metodologías para optimizar energéticamente las plantas de proceso.

Se encontró que los desarrollos tecnológicos en el área de hidroprocesamiento de crudos pesados de manera integral (100 % crudo pesado) han sido efectuados sólo a escala experimental (laboratorio o planta piloto), como lo mencionan las patentes más recientes registradas en Estados Unidos, Japón y Europa, entre otras. Sin embargo, estos desarrollos no son muy numerosos y hasta la fecha no se ha efectuado el escalamiento a nivel industrial [Kum y col, 1985].

En la parte energética, diferentes autores entre los que se encuentran Linnhoff y col, 1982 y 1983; Tjaan y Linnhoff, 1986; Turner y Linnhoff, 1981; Fonseca y col, 1997 y Martínez, 1998, han demostrado los beneficios energéticos obtenidos al optimizar por medio de la tecnología de punto de pliegue (pinch) en diferentes plantas de proceso.

Hipótesis.

Con base en lo anteriormente expuesto la **hipótesis** a probar en este trabajo es la siguiente: “Al incorporar la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y al optimizar energéticamente las plantas del esquema de proceso de refinación de petróleo el índice de intensidad energética disminuirá a valores que representen una buena eficiencia energética con base al indicador de Solomon”.

Al incorporar una planta de hidrotratamiento de crudo pesado en un esquema de refinación de petróleo se estima obtener las siguientes mejoras: reducción de la

concentración de contaminantes en todas las fracciones del crudo, incremento en la calidad y rendimientos de gasolina y destilados intermedios, disminución de la severidad de los procesos del tren de refinación y elaboración de combustibles con mejores especificaciones, así como disminuir el consumo de servicios auxiliares y el IIE en el esquema de proceso.

Asimismo se estima reducir aún más el consumo de servicios auxiliares y minimizar el IIE al optimizar energéticamente las plantas de proceso del tren de refinación.

Objetivos.

Para probar la hipótesis de trabajo se plantearon los siguientes objetivos:

Objetivo general.

Analizar el impacto energético al incorporar una planta de hidrotratamiento de crudo pesado y al optimizar energéticamente las plantas de proceso en un esquema de refinación tipo FCC.

Objetivos particulares.

1. Seleccionar un esquema de refinación tipo FCC con la operación real de una refinería mexicana.
2. Desarrollar la simulación de los procesos del esquema de refinación de petróleo tipo FCC seleccionado y validarlo con los datos estadísticos de la operación real.
3. Realizar el análisis energético del esquema de refinación tipo FCC validado con la operación real.
4. Efectuar la extrapolación de los datos experimentales de la planta piloto de hidrotratamiento de crudo pesado a planta industrial.
5. Realizar el análisis energético de la planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado.
6. Desarrollar la integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de refinación tipo FCC validado.

-
7. Efectuar el análisis energético del esquema de refinación tipo FCC con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.
 8. Realizar la optimización energética de las plantas del esquema de refinación tipo FCC con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.
 9. Describir el impacto técnico, económico y energético por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y por la optimización de las plantas de proceso del esquema de refinación tipo FCC.

Para cumplir con los objetivos planteados se desarrollaron y analizaron tres casos:

1. **Caso Base:** Validación del esquema de proceso real por medio de las simulaciones de las plantas y desarrollo del análisis energético.
2. **Caso de estudio:** Integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema del caso base, con los resultados experimentales a nivel planta piloto en cada una de las plantas que integran el esquema.
3. **Caso de optimización:** Aprovechamiento del potencial energético existente, maximización del área de intercambio actual y minimización del consumo de servicios auxiliares (análisis pinch) en cada una de las plantas del caso de estudio.

Metodología.

La metodología empleada para cumplir con los objetivos planteados es la siguiente:

1. Búsqueda bibliográfica en revistas, patentes y trabajos publicados a nivel nacional e internacional sobre el hidrotratamiento de crudos pesados, de los procedimientos para el cálculo del IIE en centros de refinación y de sus valores actuales, para la optimización energética de procesos. Para realizar esta búsqueda se utilizó la infraestructura del centro de información petrolera del IMP, de internet y de instituciones especialistas en la materia. La información necesaria se solicitó de acuerdo al procedimiento con que cuente cada institución, tratando de evitar contratiempos en la entrega de la información.

2. Análisis de la información solicitada para definir las tendencias en el hidrotreatmento de crudos pesados, de los valores de IIE de las refinerías mexicanas y de la aplicación de la metodología para la optimización energética en plantas de proceso.

3. Analizar las refinerías que conforman el sistema nacional de refinación y seleccionar aquella en la cual se tiene la mayor cantidad de datos de la operación real, así como de las ingenierías básicas de las plantas de proceso que contienen las características de diseño de los equipos de transferencia de calor.

4. Evaluar la estadística operacional de la refinería seleccionada para definir el esquema real de procesamiento tipo FCC.

5. Validar la operación real del esquema de refinación tipo FCC por medio de la simulación de cada uno de los procesos que integran el esquema (caso base). Para realizar las simulaciones de proceso se utilizó el simulador HYSYS PROCESS. La validación consistió en verificar que tanto los balances de materia, las capacidades de operación de las plantas de proceso y los productos obtenidos en el esquema de refinación simulado sean similares a los reportados en la operación real.

6. Desarrollar el análisis energético de la operación real validada del esquema de refinación, para ello se tomaron los resultados obtenidos en el balance de materia y energía realizado para cada planta con el simulador HYSYS PROCESS. El análisis energético se desarrolló con el simulador HX-NET que trabaja con la plataforma del HYSYS PROCESS. El análisis energético se tiene que calcular porque no se tienen datos estadísticos de la operación energética real de la refinería debido a que no es una práctica común el obtenerlos y reportarlos.

7. Con los datos obtenidos y publicados en revistas internacionales por el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) para el hidrotreatmento de crudo pesado a nivel planta piloto se realizó la extrapolación lineal a planta industrial y se simuló el esquema de

proceso para la planta de hidrotratamiento industrial. Para ello se realizó un procedimiento de extrapolación que permite comprobar vía simulación los resultados obtenidos a nivel planta piloto. La capacidad de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado se obtuvo con base en el volumen alimentado a la planta de destilación atmosférica de la operación real y se realizó la simulación del proceso a esa capacidad por medio del simulador HYSYS PROCESS.

8. Realizar el análisis energético de la planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado con los resultados obtenidos del balance de materia y energía. El análisis energético consistió en la determinación de las corrientes calientes y frías de proceso, la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico, para lo cual se utilizó el simulador XH-NET, asimismo se calculó el consumo de servicios auxiliares, el consumo unitario de energía, el área de transferencia de calor y el índice de intensidad energética, por medio de las ecuaciones y metodologías de cálculo reportadas en la literatura.

9. Con el esquema de proceso real de refinación tipo FCC, y la caracterización del crudo hidrotratado obtenido se desarrollaron corridas en las plantas piloto de los procesos considerados en el esquema, lo que permitió establecer las especificaciones de las corrientes de alimentación y productos para cada una de ellas. Para desarrollar esta etapa se utilizaron las instalaciones del área de plantas piloto del IMP. Para determinar la mejor condición de operación con base en la carga alimentada (menos concentración de contaminantes) en algunas plantas se realizaron varias corridas para encontrar el nivel de temperatura óptimo de operación para cumplir con la especificación final de los productos.

10. Análisis de los resultados emitidos en las corridas de procesamiento de las plantas piloto con crudo hidrotratado. Los resultados de las corridas de cada una de las plantas piloto se analizaron y se compararon con las especificaciones de los productos de las plantas con la operación real. Se extrapolaron los resultados a

planta industrial con el mismo procedimiento utilizado en la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

11. Desarrollar las simulaciones de cada una de las plantas del esquema de proceso con crudo hidrotratado. Estas simulaciones se realizaron utilizando las especificaciones de las cargas y productos, las condiciones de operación óptimas obtenidas y el balance de materia extrapolado de las plantas piloto. Para efectuar esta actividad se utilizó el simulador de proceso HYSYS PROCESS.

12. Desarrollar la integración del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de refinación tipo FCC (caso de estudio) con los resultados obtenidos del balance de materia y energía de la simulación de los procesos, para ello se realizaron los balances de materia, de servicios auxiliares, de hidrógeno y de gas combustible del esquema de proceso, asimismo se determinaron las materias primas requeridas, los productos obtenidos y las nuevas capacidades de operación de las plantas de proceso del esquema por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

13. Realizar el análisis energético del esquema de refinación tipo FCC con la adición de la planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado con los resultados obtenidos del balance de materia y energía de cada una de las plantas. El análisis energético consistió en la determinación de las corrientes calientes y frías de proceso, la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico para lo cual se empleó el simulador XH-NET, asimismo se calculó el consumo de servicios auxiliares, el consumo unitario de energía, el área de transferencia de calor y el índice de intensidad energética.

14. Realizar la optimización energética del esquema de refinación tipo FCC con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado (caso de optimización) con base en el potencial energético observado en las plantas de proceso y utilizando la tecnologías de punto de pliegue (pinch) para cada planta de proceso.

15. Analizar del impacto energético, técnico y económico por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema real de refinación tipo FCC, así como del caso de la optimización energética del esquema. Para ello se realizaron tablas comparativas de los tres casos con los datos técnicos (materias primas, capacidades de plantas, productos, etc.) de los datos económicos (inversiones, tasa interna de retorno, período de recuperación de la inversión, etc.) de los datos energéticos (tablas de corrientes calientes y frías, áreas de transferencia de calor, consumo de servicios auxiliares, consumo unitario de energía, índice de intensidad energética, curva compuesta, gran curva compuesta, ΔT mínima óptima, la red de intercambio de calor, etc.).

16. Elaborar las conclusiones y recomendaciones de los resultados obtenidos.

Alcance.

El alcance del trabajo en lo que se refiere al análisis y optimización energética está enfocado únicamente a los equipos de transferencia de calor (calentadores a fuego directo, intercambiadores de calor, enfriadores, calentadores y aerofriadores). Asimismo no se considera el esquema completo actual de la refinería, quedando excluidas plantas como isomerizadora de naftas, isomerizadora de butanos, MTBE, TAME, alquilación, reductora de viscosidad y recuperadora de azufre porque la contribución al índice de intensidad energética es menor al 5% del total de la refinería como lo indica el estudio realizado por Solomon Associates en el año de 1996.

A continuación se presenta la descripción de cada uno de los capítulos desarrollados en este trabajo.

Capítulo 1. Antecedentes.

Este capítulo presenta los antecedentes encontrados en la bibliografía internacional sobre la problemática de los crudos pesados, del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado, de la metodología y valores reportados para el índice de intensidad

energética de algunas refinerías y de la técnica de pinch, así como los resultados experimentales a nivel planta piloto del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado del IMP y de los datos promedios de operación del año 1998 al 2001 de la refinería seleccionada referidos para un esquema de proceso tipo FCC. Aquí se presenta la base y punto de partida para el desarrollo de este trabajo.

Capítulo 2. Validación de la operación real de la refinería.

La validación de la operación real de la refinería es el caso base. Este capítulo demuestra que las simulaciones realizadas a cada una de las plantas de proceso representan de manera confiable los resultados reales de las mismas, para confirmar lo anterior se comparan la capacidad y tipo de crudo alimentado, el balance de materia, la capacidad de operación de las plantas de proceso y la producción de productos.

Capítulo 3. Planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado.

Este capítulo se encuentra dividido en dos partes uno de ellas es la extrapolación de datos de planta piloto a planta industrial con base en los resultados obtenidos en el IMP y reportados en el capítulo 1, para ello se realiza el planteamiento del problema y el procedimiento de la extrapolación, finalmente se comparan los resultados obtenidos entre los datos experimentales extrapolados de la planta piloto y los obtenidos por la simulación del proceso industrial. La otra parte del capítulo corresponde al desarrollo del análisis energético del proceso industrial con los resultados del consumo de servicios auxiliares, del consumo unitario de energía, del área de transferencia de calor, de la ΔT mínima óptima, de la curva compuesta, de la gran curva compuesta, la red de intercambio térmico y del índice de intensidad energética.

Capítulo 4. Integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema real de refinación.

La adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema real de refinación validado es el caso de estudio. Este capítulo presenta los resultados

técnicos, económicos y energéticos obtenidos por la incorporación de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y su comparación con el esquema real de refinación. Para ello se tomaron los datos obtenidos en el capítulo 3 y los resultados experimentales de la planta piloto extrapolados a planta industrial de cada uno de los procesos con el nivel de temperatura óptimo en los reactores para cumplir e igualar las especificaciones de la operación real.

Capítulo 5. Optimización energética del esquema de refinación con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

La optimización energética del esquema real de refinación con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado es el caso de optimización. Este capítulo presenta los resultados técnicos, económicos y energéticos obtenidos por la optimización energética de cada una de las plantas de proceso y su comparación entre los casos base y de estudio, que consiste básicamente del aprovechamiento del potencial energético existente, de la maximización del área de intercambio actual y de la minimización del consumo de servicios auxiliares con la aplicación de la metodología de punto de pliegue pinch.

Capítulo 6. Análisis energético.

Este capítulo presenta los resultados energéticos completos de cada uno de los casos desarrollados, el base, el de estudio y el de optimización para su comparación y análisis, los resultados energéticos consisten en el diagrama de flujo energético de proceso, las tablas de corrientes calientes y frías de proceso, el área de transferencia de calor, el consumo de servicios auxiliares, el consumo unitario de energía, el índice de intensidad energética, la curva compuesta, la gran curva compuesta, la ΔT mínima óptima y la red de intercambio térmico para cada planta de proceso, asimismo se presenta el índice de intensidad energética global y el balance energético general con base en materias primas y productos del esquema de refinación, además se compara de manera general los resultados técnicos y económicos entre los casos desarrollados.

Conclusiones y recomendaciones.

En este capítulo se presentan las conclusiones y las recomendaciones observadas en cada uno de los capítulos anteriores.

1. ANTECEDENTES.

En este capítulo se presenta la información reportada en la literatura sobre la problemática de los crudos pesados, de los procesos de hidrotratamiento catalítico, de la metodología de cálculo y de los valores reportados para el índice de intensidad energética para diferentes refinerías, y de la optimización energética con la técnica de punto de pliegue pinch.

Para el desarrollo de este trabajo se parte de dos fuentes de información, la primera son los resultados experimentales obtenidos en una planta piloto de hidrotratamiento de crudo pesado del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), la otra fuente de información son los datos estadísticos de operación del período comprendido del año 1998 al 2001 de la refinería seleccionada.

1.1. El problema de los crudos pesados.

El petróleo crudo es una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, olefínicos, nafténicos y aromáticos; el contenido de carbón usualmente varía entre 82 y 87 % peso y el contenido de hidrógeno entre el 12 y 15% peso, además el crudo contiene pequeñas concentraciones de compuestos orgánicos e inorgánicos como son: azufre, oxígeno, nitrógeno, elementos metálicos (principalmente vanadio y níquel) y sales metálicas alcalinas disueltas (básicamente cloruro de sodio).

El Instituto de Naciones Unidas para el Entrenamiento e Investigación (UNITAR) definió a los crudos pesados como aquellos que tienen una gravedad API menor de 20, con contenidos altos de compuestos polinucleares y con gravedad específica alta. Los crudos pesados tienen otras propiedades en común, incluyendo altos contenidos de metales, nitrógeno, azufre y oxígeno, así como un alto contenido de residuo de carbón conradson (CCR).

El procesamiento de crudos en los centros de refinación, a través de los años ha conducido a la necesidad de procesar crudos cada vez más pesados, debido principalmente a su creciente demanda a nivel mundial. Con este cambio en la composición de crudo de alimentación ha crecido la problemática para la infraestructura con que cuentan las refinerías, por esta situación y con la finalidad de superar este obstáculo, se ha considerado seriamente la necesidad de realizar modificaciones o en muchos casos la instalación completa de nuevas unidades de proceso [Kum y col, 1984].

Por otro lado, el continuo cambio de las especificaciones de los combustibles derivados del petróleo ha acelerado el desarrollo de nuevos procesos y conceptos de ingeniería para el procesamiento de crudos [Guevara y col, 1998]. También el consumo progresivo y la creciente elevación en el costo de los crudos de alta calidad, han provocado la necesidad de desarrollar nuevas tecnologías que puedan convertir de manera económica los crudos pesados a crudos ligeros factibles de ser bombeados y de manera simultánea mejorar su calidad, esta necesidad ha crecido durante las dos últimas décadas [Urquhart, 1986; Schuetze, 1984].

1.1.1. Características de los crudos pesados.

Actualmente se han desarrollado diversos sistemas internacionales para la clasificación de los aceites crudos, esta clasificación puede realizarse por diferentes criterios, ya sea de acuerdo a su naturaleza química, por sus propiedades físicas y químicas o tomando como base dos fracciones recuperadas mediante destilación [Schulman, 1991].

Los aceites crudos con base en el análisis de sus propiedades pueden clasificarse como superligero, ligero, medio, pesado y extrapesado según el Instituto Francés del Petróleo (IFP). En la **tabla 1.1** se presentan algunas de las características típicas de los diversos tipos de aceites crudos.

Tabla 1.1. Características de los diversos aceites crudos.

PROPIEDADES	ACEITE CRUDO				
	Superligero	Ligero	Medio	Pesado	Extra pesado
Gravedad API	70-57	52-37	37-20	20-10	< 10
Azufre, % peso	< 0.1	0.1-1.5	1.5-4.0	≥ 4.0	---
Metales (Ni + V), ppm	----	< 10	10-90	≥ 300	---
Carbón Conradson, % peso	< 0.1	0.1-3.0	3-13	≥ 13	---
Recuperado a 350 °C, % vol.	100-95	95-70	70-55	≤ 25	---

Peries J. P., Laurent J., Espeillac M., Hennico A., "The HYVAHL hydrotreating process, the solution for maximum upgrading of residues and heavy crude oils", UNITAR 5th International Conference (Caracas 8/4-9/91) proceedings, 4 (1991) 25-36.

1.1.2. Situación Mundial.

La producción de crudo pesado en el mundo está limitada por sus precios bajos en el mercado internacional por la demanda actual de crudo ligero y por sus características. La producción actual de crudo y una proyección para el año 2010 se reporta en la **tabla 1.2**.

Tabla 1.2. Producción de crudo pesado a nivel mundial, (Mm³/d).

Zona	1990	1997	2000	2010
California	113	116	109	86
Canadá	71	127	124	198
América Latina	386	573	604	880
Medio Oriente	264	314	315	395
Total	834	1,130	1,152	1,559

Kelly Steven J., "Canadian heavy crude production seen rebounding early next decade", *Oil & Gas Journal*, 97, 26 (1999) 17-24.

Las mayores reservas probadas de crudo pesado y extra pesado se encuentran localizadas en Canadá y Venezuela principalmente. El total de las reservas probadas de crudo pesado en el mundo es de alrededor 318 billones de metros cúbicos y se estima que con los flujos actuales de producción estas reservas puedan durar un promedio de 80 años [Kelly, 1999].

En Venezuela, en la localidad de Orinoco, se encuentra una gran reserva de crudo pesado con una gravedad entre 8 y 10 °API, la cual posee una extensión de 800 km de este a oeste y 200 km de sur a norte, es la reserva más grande de crudo pesado en el mundo. Se estima que esta reserva es de 190.8 billones metros cúbicos, de los cuales 600 billones son considerados como recuperables. Cuando las reservas de Orinoco se incluyeron en las reservas totales, Venezuela ocupó el segundo lugar en el mundo sólo atrás de Arabia Saudita. Actualmente cuenta con proyectos para explotar y procesar crudo pesado [Kum y col, 1984].

En Canadá la producción de crudos pesados y medios se ha incrementado 35% desde 1995, el nivel más grande de producción fue de 131,175 m³/d en el año de 1998. El total de producción de petróleo en Canadá se estima se incremente a 500 Mm³/d en el año 2005. Actualmente Canadá cuenta con dos proyectos para explotar y procesar crudo pesado [Kelly, 1999].

Los proyectos de Venezuela y Canadá son ejemplos del potencial económico de la exportación y procesamiento de crudos pesados. La actualización de tecnologías para procesar crudo pesado y producir crudo ligero es una importante ruta para expandir el mercado del crudo pesado, esta producción remplazará y disminuirá el procesamiento de crudo ligero. Asimismo, las regulaciones ambientales para el contenido de azufre en la gasolina y el diesel se harán más estrictas a mediados de esta década, por tal motivo el procesamiento de crudo pesado para producir crudo ligero ganará mayor importancia en los mercados mundiales [Tamburano, 1994].

1.1.3. Situación en México.

En México, para el mercado de exportación de aceites crudos, Petróleos Mexicanos (PEMEX) prepara dos variedades de aceite crudo con las siguientes propiedades típicas: [Pemex, 2002]

- ◆ Crudo ligero con 33 °API y un contenido de azufre del 1.43% peso.

- ◆ Crudo pesado con 22.7 °API y 3.6 % peso de azufre en promedio.

En términos globales, las reservas totales de hidrocarburos en México a enero de 2003 fueron de 8,419 MMm³PCE (millones de metros cúbicos de petróleo crudo equivalente), de los cuales alrededor del 75.38% corresponden a aceite crudo, teniéndose una contribución aproximada del 52% de aceite pesado [Pemex, 2002].

En la **figura 1.1** se muestran las reservas de hidrocarburos totales, de aceite crudo total y de crudo pesado en México, en donde se observa que a través de los últimos años las reservas de crudo pesado se han mantenido constantes en proporción a las reservas de crudo total.

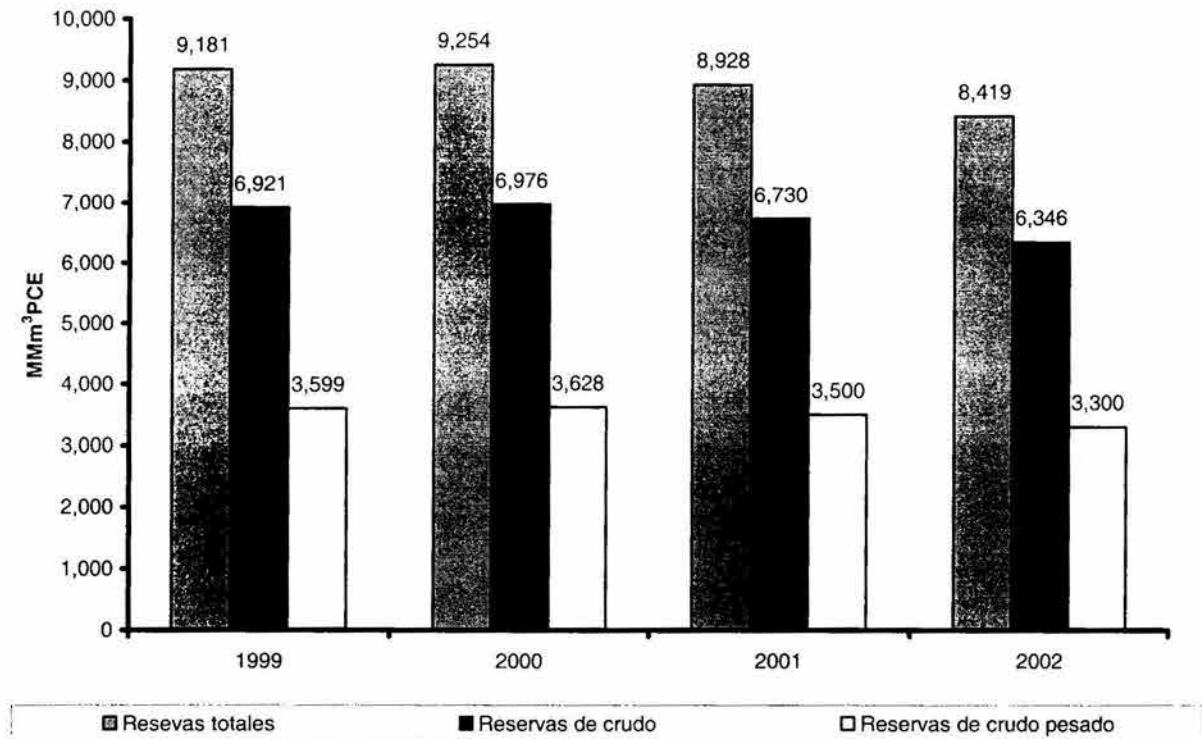


Figura 1.1. Reservas de hidrocarburos totales en México.

Pemex, Anuario estadístico (2002).

En 2002, la producción de crudo ascendió a 505.1 Mm³/d, cantidad que significó un máximo histórico, y fue 1.6% mayor a la obtenida en el año previo. La variación positiva fue el resultado de la producción aportada por el proyecto Cantarell, la

terminación de pozos y la conclusión de importantes obras de infraestructura para la producción. Por tipo de crudo, el pesado contribuyó con 345, el ligero con 88 y el superligero con 73 Mm³/d. La **figura 1.2** presenta la producción de petróleo por tipo para los años 1999-2002.

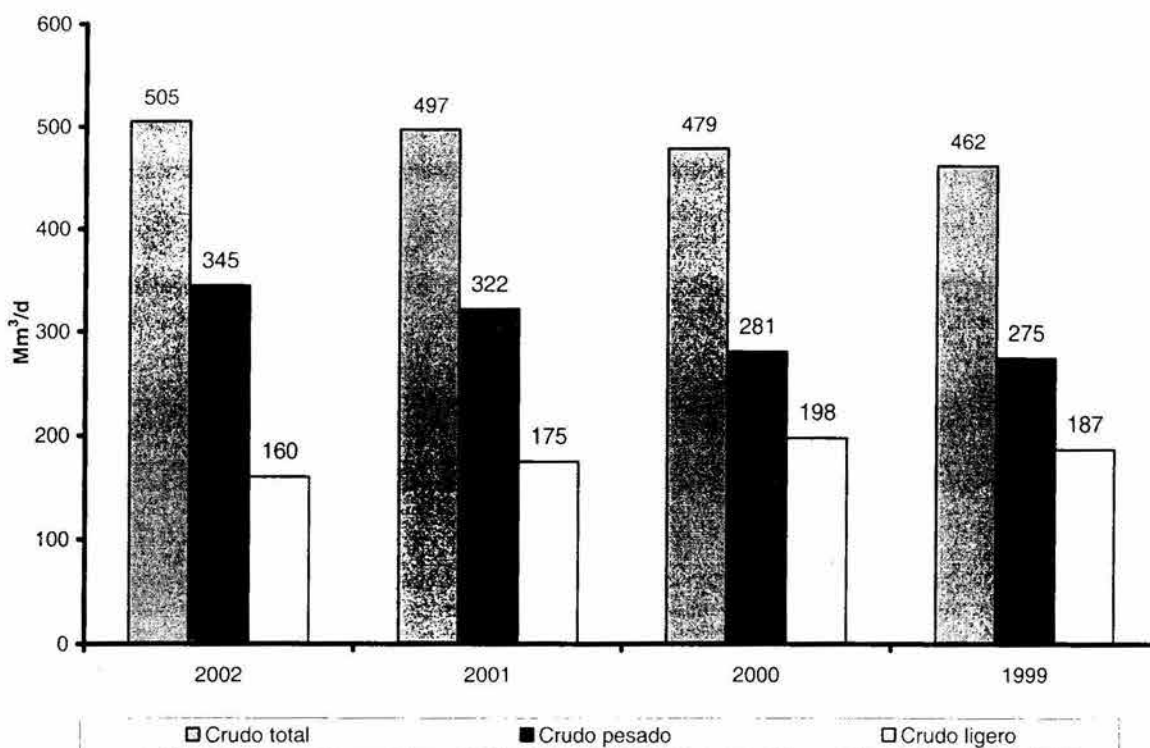


Figura 1.2. Producción de petróleo.

Pemex, Anuario estadístico (2002).

En la **tabla 1.3** se presenta la cantidad y tipo de crudo procesado en cada una de las refinерías del sistema nacional de refinación para los años 2000 a 2002. El volumen de crudo pesado a refinación fue de 345 Mm³/d con sólo el 27.71% volumen del total procesado en el año 2002.

Asimismo en la **figura 1.3** se presenta la cantidad de crudo a exportación por tipo para el año 2002.

Tabla 1.3. Procesamiento de crudo por refinería, (Mm³/d).

	2000	2001	2002
Cadereyta	126	200	196
Pesado	35	47	66
Ligero	59	116	118
Gasolina de Cd. Madero	1	0	2
Reconstituido	32	37	10
Madero	149	106	108
Pesado	46	24	40
Ligero	70	63	60
Reconstituido	33	19	8
Minatitlán	172	177	170
Pesado	55	55	53
Ligero	117	122	116
Salamanca	186	186	185
Pesado	41	32	33
Ligero	132	134	138
Superligero	2	3	12
Reconstituido	11	17	3
Salina cruz	298	293	306
Pesado	113	105	83
Ligero	185	182	181
Reconstituido	0	6	42
Tula	296	290	280
Pesado	90	71	70
Ligero	182	183	205
Reconstituido	25	37	5
Total	1227	1252	1245

Pemex, *Anuario estadístico* (2002).

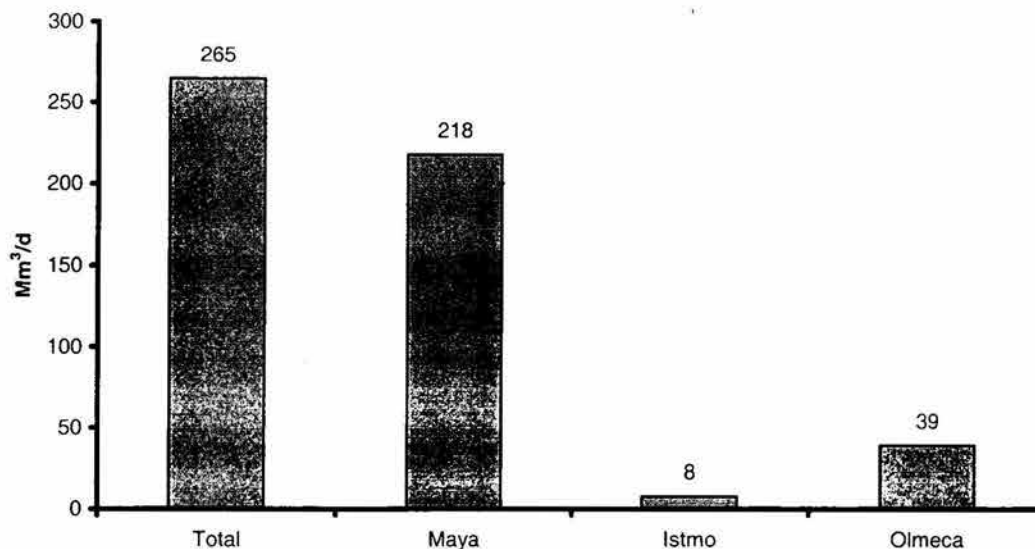


Figura 1.3. Exportación de petróleo en 2002.

Pemex, *Anuario estadístico* (2002).

Dentro del programa de inversiones de Pemex-Refinación para el año 2005 está considerada la reconfiguración de todo el Sistema Nacional de Refinación. Esta reconfiguración involucra varios objetivos, tales como: incremento en la proporción de crudo Maya procesado a nivel nacional de 35% hasta 56.7% volumen, mejoramiento de la calidad de los productos y satisfacción de la demanda nacional de combustibles para el año 2005 [Pemex Refinación, 2002].

De acuerdo con este proyecto de reconfiguración, el consumo de crudos para el Sistema Nacional de Refinación es el que se muestra en la **tabla 1.4**.

Tabla 1.4. Consumo de crudo por refinería con base en los proyectos de reconfiguración.

Tipo de crudo	Cadereyta		Madero		Tula		Salamanca		Minatitlán		Salina Cruz	
	m ³ /d	% vol.	m ³ /d	% vol.	m ³ /d	% vol.	m ³ /d	% vol.	m ³ /d	% vol.	m ³ /d	% vol.
Maya	21,336	49.8	22,657	75.0	17,262	32.9	5,304	15.4	26,644	82.7	46,372	86.0
Istmo	13,351	31.2	302	1.0	35,049	66.8	20,093	58.2	--	--	7,441	13.8
Olmeca	4,550	10.7	60	0.2	157	0.3	4,061	11.7	34	0.1	107	0.2
Zona Madero	--	--	7,189	23.8	--	--	--	--	--	--	--	--
Terciario	--	--	--	--	--	--	--	--	5,197	16.3	--	--
No ceroso	--	--	--	--	--	--	--	--	346	1.08	--	--
Pozóleo	--	--	--	--	--	--	5,088	14.7	--	--	--	--
Despuntado	3548	8.3	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
TOTAL	42,785	100	30,208	100	52,468	100	34,546	100	32,221	100	53,920	100

Pemex-Refinación, *Plan de negocios 2002-2010*, febrero (2002).

Por tal motivo, la tendencia actual en México es hacia la refinación de aceites crudos pesados y por consiguiente el mejoramiento de los mismos mediante alternativas más convenientes que representan íntegramente un equilibrio entre costo y beneficio.

1.1.4. Tecnologías para el mejoramiento de crudos pesados.

El mejoramiento de los crudos pesados se obtiene por diferentes rutas, entre las que destacan: la adición de hidrógeno (H), y el rechazo de carbón (C), además de algunas tecnologías que se encuentran en desarrollo [Cova, 1982]. A continuación se presenta una breve descripción de estas tecnologías.

Rechazo de carbón.

Este grupo se encuentra representado por los siguientes procesos:

Separación física sin conversión. Son los más simples y menos costosos de los procesos de mejoramiento, con base en técnicas físicas de separación, aprovechan diferencias relativas entre propiedades de componentes ligeros y pesados. La separación física de los componentes pesados del crudo aumenta la relación H/C. Algunos de los procesos que incluyen este tipo de separación son la destilación al vacío y el desasfaltado con solventes.

Conversión no catalítica. Convierte los residuos operando a elevadas temperaturas para romper los enlaces C-C, el grado de conversión alcanzado es función de la temperatura y del tiempo de residencia, algunos de los procesos de conversión no catalítica son viscorreducción, coquización retardada, coquización fluida, flexicoking y oxidación parcial.

Conversión catalítica. Es un proceso de rechazo de carbón, el cual se deposita sobre el catalizador. Las reacciones de desintegración (cracking) son más selectivas que el caso de desintegración térmica. La tecnología de la desintegración catalítica de residuos es muy similar a la desintegración catalítica convencional.

Adición de hidrógeno.

Una forma de aumentar la relación H/C es añadir hidrógeno a la alimentación. Los trabajos sobre hidrodeseintegración catalítica desarrollados durante los últimos 10-15 años han generado catalizadores y procedimientos de operación que permiten orientar la producción hacia gasolinas o hacia destilados intermedios, este tipo de procesos se pueden agrupar en dos grandes grupos:

1. Hidrodeseulfuración de residuales.
2. Hidrodeseintegración de residuales.

Tecnologías en desarrollo.

La mayoría de estas tecnologías son de adición de hidrógeno, las cuales se pueden dividir en cuatro grandes grupos:

1. Hidrodesmetalización.
2. Desintegración de asfaltenos.
3. Hidrogenación en fase dispersa.
4. Donación de hidrógeno.

Todas estas tecnologías se han desarrollado y utilizado para el mejoramiento de residuos, en algunos casos se han empleado para residuos pesados, sin embargo, en la actualidad no existen instalaciones industriales en ningún país que lleven a cabo el hidrotratamiento de crudo pesado, ya que sólo se han realizado algunos estudios de hidrotratamiento a nivel laboratorio y planta piloto.

1.1.5. El proceso de hidrotratamiento catalítico.

El hidrotratamiento catalítico (HDT) es un proceso que tradicionalmente se ha venido utilizando en la industria del petróleo, particularmente para las fracciones derivadas de la destilación del mismo, con el fin de reducir la concentración de contaminantes tales como azufre, nitrógeno, metales, etc. El proceso HDT se lleva a cabo por contacto de la carga con un catalizador en presencia de un gas rico en hidrógeno.

Se puede definir al hidrotratamiento catalítico como el proceso que involucra reacciones de hidrodesulfuración (HDS), hidrodesnitrogenación (HDN), hidrodesmetalización (HDM), hidrodesaromatización (HDA) e hidrodesintegración (HDC) principalmente. Si el objetivo principal es la remoción de azufre se trata de un proceso de hidrodesulfuración. En cambio, si además de azufre se requieren eliminar compuestos de nitrógeno, metales y la saturación de compuestos aromáticos, el proceso involucra un hidrotratamiento o hidrogenación no destructiva sin cambio apreciable en el intervalo de ebullición de la carga, como sucede con los gasóleos de

carga a la planta catalítica; por el contrario, si existe modificación en el intervalo de ebullición de la alimentación, como pasa con los residuales, la hidrogenación es destructiva y se trata de una hidrodésintegración.

Para el caso de los crudos pesados, éstos se someten a un hidroprocesamiento o hidrotratamiento en general, ya que se requiere de una hidrodésintegración moderada para reducir el contenido de residuales e incrementar el rendimiento de los destilados ligeros, además de la eliminación de los compuestos contaminantes [Kwak, 1995; Reynolds, 1991].

Tradicionalmente el aceite crudo se ha fraccionado y posteriormente se han tratado las fracciones desde nafta hasta residuales, considerando que las concentraciones de contaminantes en ellas, así como la naturaleza de los mismos es diversa, los sistemas de reacción y los catalizadores empleados para realizar la eliminación de contaminantes, también presentan una gran variedad de alternativas. Por esta razón la mayor cantidad de reportes técnicos en la literatura especializada se han enfocado hacia el tratamiento y conversión de fracciones de petróleo y escasamente hacia el hidroprocesamiento del crudo de manera integral. Sin embargo, la mayor producción de crudos pesados, sobre todo en países como Venezuela, Canadá, México y Rusia ha impulsado a los centros de investigación al desarrollo de tecnologías que resuelvan de origen el problema de los contaminantes [Furimsky, 1998].

Por otro lado, las regulaciones ambientales requieren del desarrollo de catalizadores y procesos mejorados para la eliminación de heteroátomos y convertir las cargas de hidrocarburos a productos con menor intervalo de ebullición, de forma que se minimice el impacto hacia el medio ambiente [Kum y col, 1985]. Es muy importante la eliminación de impurezas metálicas como vanadio, níquel y fierro, puesto que se conoce ampliamente el efecto adverso que tienen éstas sobre la actividad de los catalizadores que se utilizan dentro de los procesos de refinación, tales como hidrotratamiento, hidroconversión y desintegración catalítica [Longstaff y col, 1995; Nag, 1989].

Para lograr un mejor aprovechamiento de los crudos pesados y resolver los problemas de contaminantes desde el origen, debe realizarse un análisis profundo de las alternativas tecnológicas que existen en el campo del hidroprocesamiento de crudos y fracciones pesadas. Para ello existe una amplia diversidad de tecnologías, las cuales se pueden clasificar en tres grandes grupos de acuerdo al sistema de reacción utilizado: lecho fijo, lecho ebullente y como una innovación relativamente reciente los sistemas en fase dispersa, además, es muy importante tomar en cuenta los avances que se tienen en los sistemas catalíticos para obtener mayores rendimientos y calidad de los productos [Baltus, 1993].

Existe un número importante de tecnologías disponibles para convertir residuos del petróleo a destilados ligeros. La capacidad mundial de procesamiento de residuos casi ha alcanzado el doble de su valor en los últimos 10 años logrando un nivel cercano a los 249,526 m³/d. En el caso de México, la capacidad total para conversión de residuos es del orden de 6,837 m³/d, correspondiente al 2.74% de la capacidad mundial [Zambrano, 1982; Pazos y col, 1981].

Algunos procesos cuentan con suficiente experiencia comercial y se pueden considerar como maduros. Otros se encuentran en las primeras etapas de su comercialización junto con otros que ya se han probado de manera satisfactoria en unidades de demostración.

Los avances tecnológicos más sobresalientes a escala comercial se han realizado sobre hidroprocesamiento de residuos en lecho fijo, dando mayor énfasis a las nuevas técnicas para adición y extracción del catalizador sin que se afecte la operación continua del proceso, teniendo de esta manera una mejor utilización total del catalizador.

Los esquemas convencionales de hidroprocesamiento en lecho fijo no son adecuados para conseguir la eliminación de metales para cargas con un contenido superior de 250 ppm. La utilización de un solo lecho catalítico para realizar la

eliminación de metales, azufre e hidrogenación no es adecuada, es decir que un solo catalizador no conseguirá realizar las tres funciones en un solo paso.

Los esquemas modernos llevan a cabo el hidroprocesamiento en varias etapas, primero realizan la hidrodeshidrogenación en un reactor de lecho móvil o bien de tipo "swing", posteriormente la hidrodeshidrosulfuración y conversión en otros reactores en serie con los anteriores. Esta forma de hidroprocesamiento ha mostrado ser la mejor opción para mantener una operación continua y un mejor aprovechamiento del catalizador con ciclos de vida más prolongados [Dickenson y col, 1998].

Los sistemas avanzados de hidroprocesamiento en lecho ebullente no prolongan la vida del catalizador, sino que permiten hacer la adición de catalizador fresco y la extracción del catalizador gastado sin afectar la operación continua del proceso.

El comportamiento de las unidades de hidrotratamiento se ve influenciado fuertemente por el tipo de catalizador que se utiliza para procesar una carga en particular. Las compañías que desarrollan catalizadores han encontrado nuevos prototipos para hidrodeshidrosulfuración profunda, así como para hidrogenación de aromáticos. Los catalizadores, al igual que los reactores que se utilizan para cargas ligeras difieren bastante de los que se emplean para cargas pesadas. Esto significa que no existe un catalizador universal o un sistema catalítico favorable para hidroprocesar las cargas derivadas de cualquier crudo.

Los catalizadores que se desarrollan con el propósito de mejorar los crudos pesados y sus residuos, deben elaborarse tomando en consideración las propiedades físicas poniendo especial atención en el tamaño de partícula, volumen y distribución de diámetro de poro para poder lograr una máxima utilización del catalizador; de igual manera se debe considerar la carga que se ha de hidroprocesar, principalmente en el contenido de contaminantes, como metales, azufre, etc. [Shin-ichi y col, 1998].

Los reportes sobre nuevos catalizadores comerciales incluyen como principales grupos a los catalizadores de molibdatos y tungstatos soportados sobre γ -alúmina, zeolitas, sílice y silicoaluminatos, promovidos por níquel o cobalto, aunque algunas aplicaciones han considerado al carbón como un buen soporte.

Además, existe un esfuerzo considerable en el desarrollo de nuevos catalizadores para el hidrotratamiento de destilados intermedios y fracciones pesadas del petróleo, los cuales se han probado exhaustivamente a escala microreacción, en planta piloto y a nivel industrial [LeRoy y col, 1991; Ozaki y Sakamoto, 1990]. Entre los principales licenciadores y vendedores de catalizadores se encuentran: W. R. Grace, Akzo, Criterion, Procatalyse, UOP, Haldor Topsøe y Exxon. Shell por su parte, desarrolló un catalizador nuevo ultra estable para el hidrotratamiento de residuos, basado en sílice para alta desmetalización y un catalizador basado en alúmina para alta conversión de destilados y alta desulfuración. Estos catalizadores se han usado en la unidad HYCON (dos trenes paralelos) de 3,975 m³/d desde su arranque en 1998 en la refinería de Shell de Pernis, Holanda.

Por otro lado, el IFP desarrolló una nueva serie de catalizadores basados en alúmina. Estos catalizadores operan en la unidad HYVAHL de desulfuración de residuo atmosférico en la refinería de Total Petroleum de Ardmore, Oklahoma. Estos catalizadores se utilizarán en una nueva unidad HYVAHL en la refinería de Sangyong en Corea del Sur. Los catalizadores son de Procatalyse (desarrollados conjuntamente por IFP y Rhône Poulenc).

1.2. Índice de intensidad energética.

El índice de intensidad energética (IIE) es una unidad internacionalmente reconocida de medición de la eficiencia de energía para refinerías de petróleo crudo. Todas las refinerías del mundo tienen la práctica común de evaluar periódicamente el índice de intensidad energética, que sirve para comparar el consumo energético real, con

respecto al consumo estándar de cada una de las unidades de proceso. El IIE representa un parámetro que permite medir la eficiencia energética de una refinería.

En la determinación de este índice además de requerirse la información real del consumo de energía y el grado de uso de las instalaciones, se requiere conocer el consumo estándar de instalaciones de configuración similar.

1.2.1. Clasificación.

En el caso de las refinerías, la compañía SOLOMON (empresa dedicada al cálculo y análisis del IIE) las ha clasificado por localización geográfica y por capacidad de destilación equivalente [Solomon Associates, 1998].

En cuanto a la **localización geográfica** consideró que la refinación de petróleo se comporta diferente al resto de la industria, por lo que en 1986 estableció zonas geográficas o corredores de suministro de refinados, en función de los cambios en los procesos de refinación y las fuentes de abastecimiento de las materias primas, estableciendo seis corredores.

Las características de las refinerías mexicanas en esta clasificación se asemejan al grupo III que incluye refinerías grandes y antiguas, las cuales son alimentadas por productos que manejan crudos procedentes de campos cercanos, cuentan con gas combustible en abundancia para las plantas de proceso, son fuente de materias primas petroquímicas, líderes en aplicación tecnológica y están localizadas en la costa del golfo.

Por su **capacidad de destilación equivalente**, también se establecen seis grupos en los cuales el grupo I corresponde a las refinerías con pocas instalaciones y el grupo VI a los de configuración más compleja. En esta clasificación las refinerías mexicanas pueden compararse con las del grupo IV.

1.2.2. Método de cálculo.

El cálculo detallado del IIE incluye el consumo estándar de energía y el consumo real de energía de las unidades de proceso como una proporción del consumo total de la refinería. Todos los cálculos que participan en la determinación del IIE se basan en la capacidad de proceso utilizada en cada una de las unidades.

El consumo real de energía se divide entre el consumo estándar y se multiplica por cien para obtener el IIE.

$$IIE = \frac{\text{Consumo real}}{\text{Consumo estándar}} \times 100 \quad (1.1)$$

Donde el **Consumo real** se refiere al promedio diario de consumo de diferentes energéticos (gas, combustóleo, vapor, energía eléctrica, agua de enfriamiento, etc.) que se tuvo en el centro de trabajo durante el periodo de evaluación expresado en MMKJ/día, mientras que el **Consumo estándar** se obtiene sumando los consumos estándar de energía de cada planta expresado en MMKJ/día. Por otro lado, es importante considerar el **Factor energético** para el cálculo del IIE, el cual corresponde al consumo típico de energía que presentan los procesos de referencia por barril de carga procesada. Este factor se divide en cuatro, los cuales se mencionan a continuación:

1. Para calor sensible, destilación atmosférica y destilación al vacío la energía estándar requerida es una función de la gravedad API del crudo procesado.
2. En desintegración catalítica el consumo de energía estándar es una función del grado de conversión, expresado como rendimiento de coque.
3. En reformación catalítica la energía estándar es una función del índice de octano (RON).
4. Para otros procesos el consumo estándar por barril procesado es constante en razón a que se trata de procesos de fracciones de petróleo con el mismo

intervalo de ebullición y las características de los productos no tienen variaciones apreciables.

1.2.3. Situación actual.

La **figura 1.4** muestra la comparación de los índices de intensidad energética de las refinerías mexicanas con las de Estados Unidos y otros países para los años de 1990 y 1996 [Pemex Refinación, 1992; Solomon Associates, 1998].

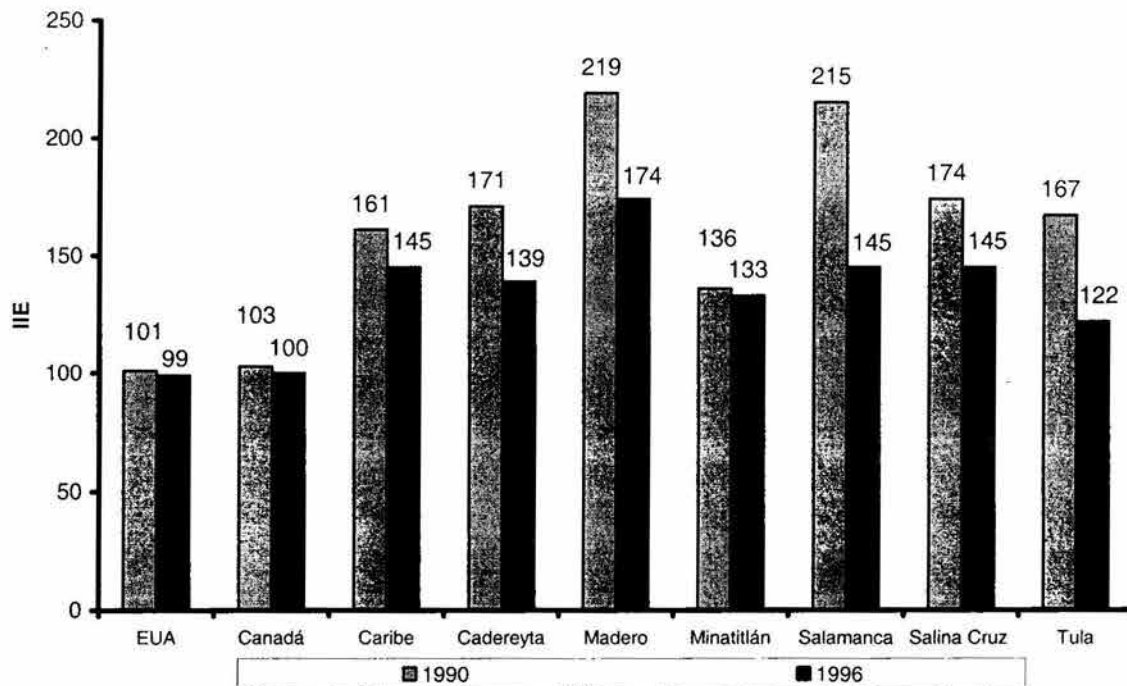


Figura 1.4. Comparación del IIE de refinerías mexicanas con las de Estados Unidos y otros países.

Solomon Associates, "North and South American, 1998 fuel refinery performance analysis", Worldwide Lube Refinery Performance Analysis, USA (1998).

Pemex-Refinación, Gerencia de planeación estratégica, Índice de intensidad energética, febrero (1992).

La **figura 1.5** presenta el IIE en función del tiempo de las refinerías mexicanas [Pemex-Refinación, 2001], en ésta se muestra una disminución progresiva, debido principalmente a procedimientos de operación encaminados al ahorro energético.

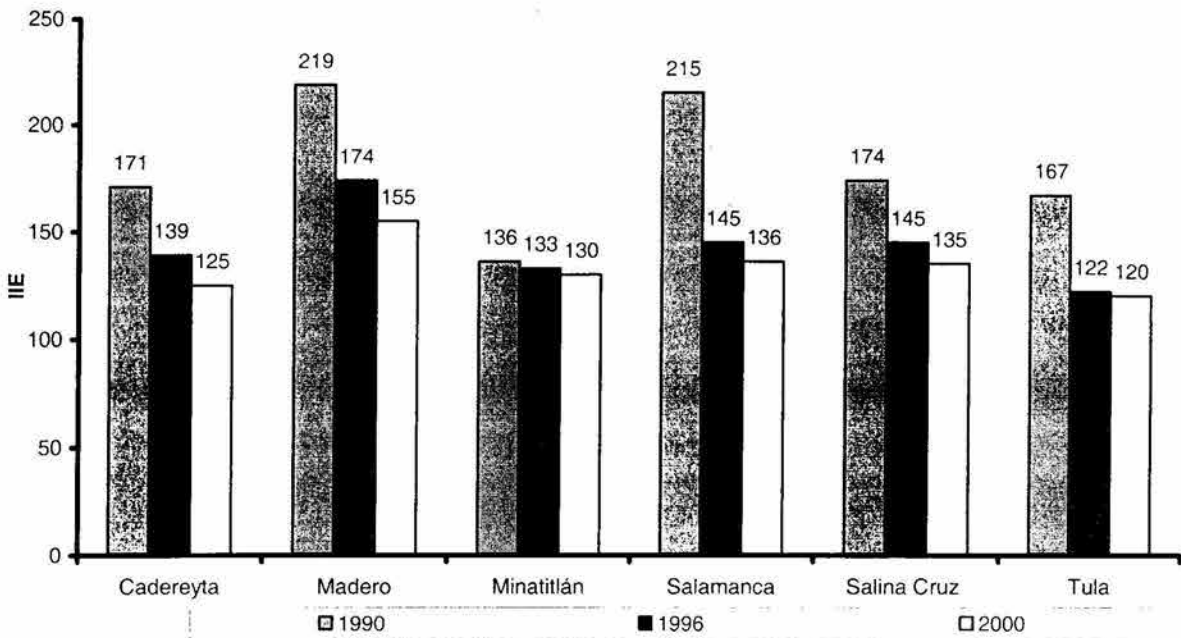


Figura 1.5. IIE para refinерías mexicanas.

Solomon Associates, "North and South American, 1998 fuel refinery performance analysis", *Worldwide Lube Refinery Performance Analysis*, USA (1998).

Pemex-Refinación, Gerencia de planeación estratégica, *Índice de intensidad energética*, febrero, (1992).

Pemex-Refinación, Unidad de evaluación y programación, *"Metodología de análisis para el desempeño comparativo de refinерías"*, noviembre (2000).

De las gráficas anteriores se observa que las refinерías mexicanas requieren de mayor cantidad de energía para procesar un barril de crudo, por lo tanto, es necesario desarrollar procedimientos de ingeniería y modificar la infraestructura actual o adicionar nuevas plantas de proceso para disminuir el índice de intensidad energética.

1.3. Optimización energética.

El análisis pinch es una herramienta que se utiliza en el diseño de redes de recuperación de calor con una metodología de optimización energética tanto para diseñar procesos nuevos como para modificar procesos existentes. Actualmente incluye el diseño de:

- Redes de recuperación de calor.
- Sistemas de separación.
- Sistemas de remoción de desechos.
- Sistemas de calor y potencia.
- Sistemas de servicios auxiliares.
- Complejos industriales.

Sus objetivos, además del mejoramiento de la eficiencia energética del proceso, incluyen:

- Reducción del costo de capital.
- Reducción del costo de la energía.
- Reducción de emisiones contaminantes.
- Optimización del uso del agua.
- Mejoramiento de la operación y de la producción.

La red de recuperación de calor es uno de los componentes cruciales de una planta de proceso, dado que su tarea es intercambiar calor entre corrientes del proceso con el propósito de reducir el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento externos.

El desarrollo de una red de intercambio de calor requiere de técnicas de síntesis y análisis. La síntesis de redes de recuperación de calor se divide en varias etapas: 1) el cálculo del consumo mínimo de servicios de calentamiento y enfriamiento, 2) el cálculo del número mínimo de unidades de intercambio de calor y 3) la determinación de la configuración final de la red. El análisis consiste en determinar la configuración

final de la red que corresponde al costo mínimo de inversión y que cumpla con las restricciones de consumo mínimo de servicios auxiliares y número mínimo de unidades de intercambio térmico.

Para cubrir las necesidades energéticas de las corrientes se puede plantear una estrategia sin integración térmica, esto es, empleando únicamente servicios externos de calentamiento y enfriamiento. En la **figura 1.6** se observan dos rectas sin traslape entre ambas, lo cual llevaría tal vez a gastar poco en equipo pero mucho en energía.

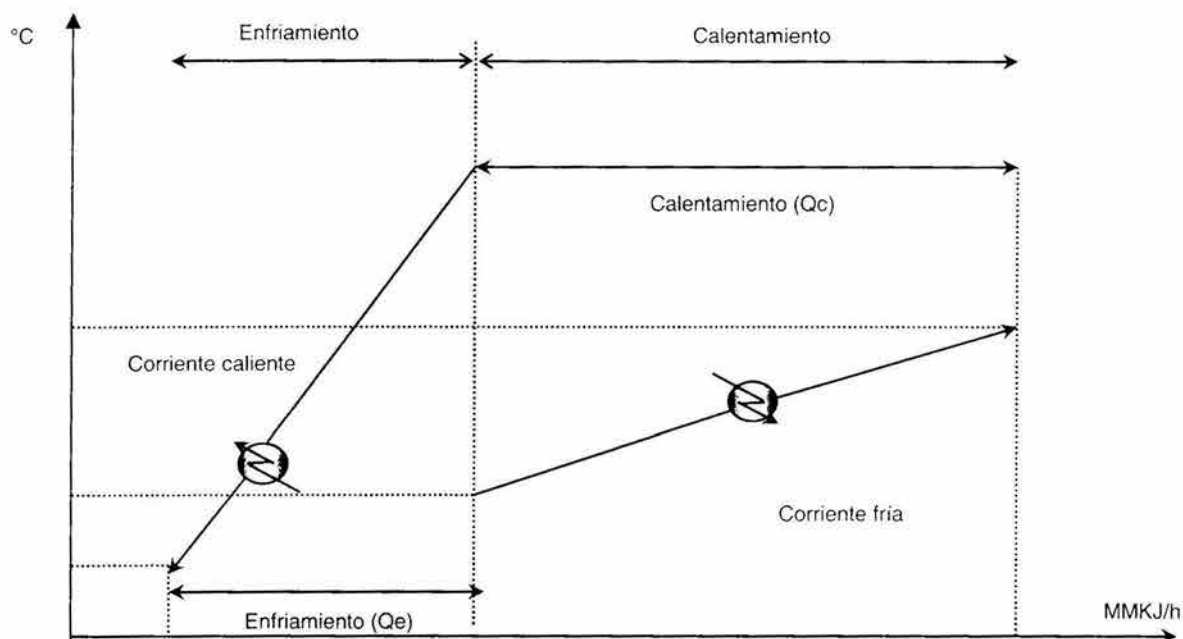


Figura 1.6. Calentamiento y enfriamiento sin integración térmica.

Arriola A., Gutiérrez E., "El análisis de pliegue, una técnica de integración energética de proceso", *Boletín IIE*, julio-agosto (1996).

Otra estrategia más compleja sería la integración de las corrientes del sistema, es decir, el uso del exceso de calor de la corriente caliente para calentar la corriente fría y el empleo de servicios externos para cubrir las necesidades residuales, esto implica emplear equipo adicional además de los servicios. La **figura 1.7** presenta el calentamiento y enfriamiento con integración térmica del proceso. En relación con la estrategia anterior, se gasta tal vez más en equipo pero menos en energía.

El objetivo es llegar al equilibrio económico entre el área de transferencia (equipo de proceso) y el consumo de energía (servicios auxiliares).

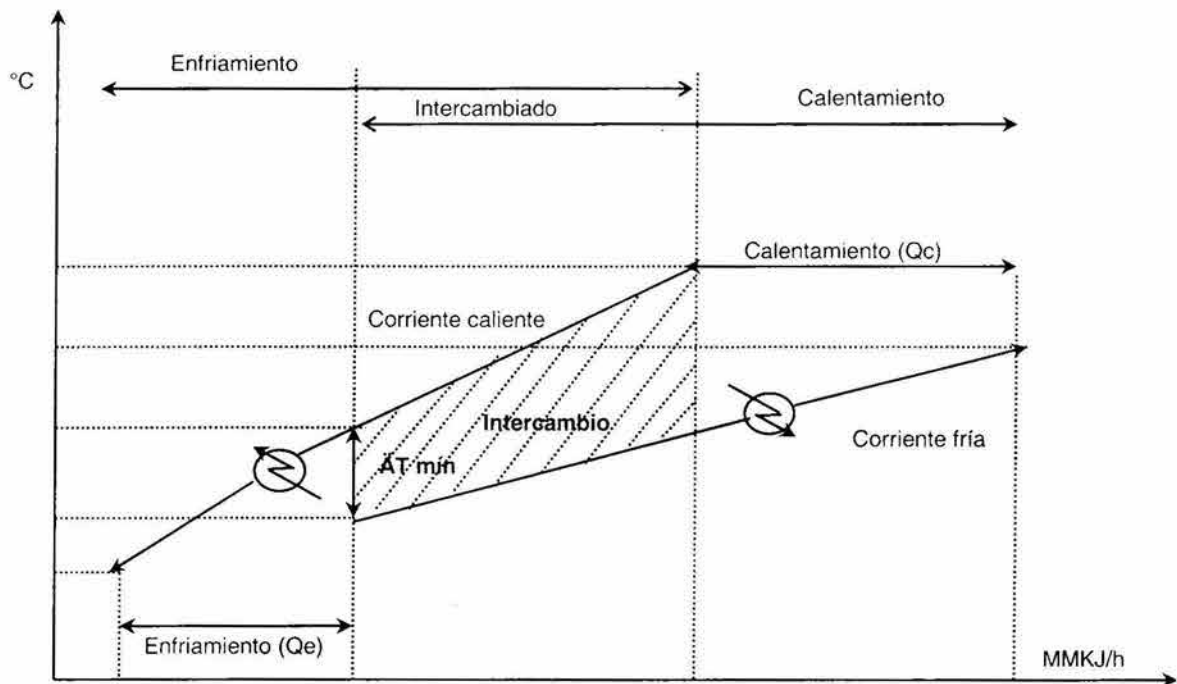


Figura 1.7. Calentamiento y enfriamiento con integración térmica.

Arriola A., Gutiérrez E., "El análisis de pliegue, una técnica de integración energética de proceso", *Boletín IIE*, julio-agosto (1996).

1.3.1. Desarrollos más relevantes.

Los objetivos más importantes pueden resumirse en cuatro desarrollos principales que pueden utilizarse para el diseño de redes energéticas eficientes, estos son: consumo mínimo de servicios, número mínimo de unidades de intercambio de calor, costo mínimo de la inversión de la red y modificación de los puntos de pliegue que limitan la integración de calor. Los primeros dos objetivos fueron identificados primeramente por Hohmann en 1971 y posteriormente por Linnhoff y Flower en 1978, el tercer objetivo fue desarrollado por Floudas y col en 1986, mientras que el cuarto objetivo fue propuesto por Umeda y col en 1979.

-
1. **Consumo mínimo de servicios.** Este es el objetivo más importante para el diseño de una red eficiente de intercambio de calor, dado que corresponde a la máxima integración de calor que puede obtenerse en una red que sea factible para un acercamiento de temperatura establecido, este objetivo permite la eliminación de muchas configuraciones de la red que son ineficientes y costosas.
 2. **Mínimo número de unidades de intercambio de calor.** Otro objetivo importante es la determinación del número mínimo de unidades de intercambio de calor requerido en la red. Este objetivo intenta minimizar indirectamente el costo de la inversión de la red dado que el costo de cada intercambiador se asume como una función cóncava del área de transferencia de calor. De acuerdo con lo señalado por Hohmann, el mínimo número de unidades es comúnmente igual a la suma del número total de corrientes de proceso y corrientes de servicio requeridas, menos una unidad.
 3. **Red de costo mínimo de la inversión.** Este objetivo consiste en determinar la configuración final de la red que corresponde al costo mínimo de la inversión y que cumple con las restricciones de consumo mínimo de servicios y número mínimo de unidades de intercambio de calor. La configuración de la red de recuperación de calor no está limitada, pudiéndose manejar arreglos en serie y/o paralelo de las unidades de intercambio de calor, así como divisiones, mezclados y derivación de las corrientes que intercambian calor.
 4. **Modificación de los puntos de pliegue.** Un punto de pliegue puede considerarse como un cuello de botella que limita la integración de calor que puede alcanzarse en la red, en éste es importante identificar la localización de los puntos de pliegue antes de desarrollar el diseño de una red con el propósito de considerar cambios en el proceso que puede eliminar o modificar estos cuellos de botella y por lo tanto mejorar la integración de calor.

Los resultados obtenidos con esta técnica han sido importantes: En 1984, Union Carbide declaró públicamente el haber logrado ahorros promedio del 50% en los costos energéticos para plantas nuevas y periodos de recuperación de la inversión de seis meses en proyectos de rediseño. En 1992, Shell hizo públicos los resultados obtenidos en un complejo de refinación en Holanda, una disminución global del 40% en el consumo de energía y del 75% en las emisiones líquidas contaminantes. Otras compañías (Exxon, Linde AG, Basf AG, MW Kellogs, Mitsubishi Kasei, entre otras muchas) han hecho declaraciones similares agregando además que sin esta técnica de análisis no hubiera sido posible identificar, ni mucho menos materializar el potencial de mejoras energéticas [Arriola y Gutiérrez, 1996].

1.3.2. Parámetros energéticos.

Los parámetros energéticos obtenidos con el análisis pinch son: la curva compuesta, (ΔT mínima óptima, requerimientos de calentamiento y enfriamiento, calor recuperado), gran curva compuesta y la red de intercambio térmico, cabe mencionar que estos parámetros son los que obtienen directamente con el simulador XH-NET, a continuación se definen los conceptos anteriores.

Curva compuesta.

La curva compuesta se construyen en un diagrama termodinámico Temperatura vs Entalpía (T, H) como se muestra en la **figura 1.8**, en ésta se representan las curvas de las corrientes calientes y frías de proceso La ecuación general que representa las curvas es la siguiente:

$$Q = \Delta H = C_p \cdot \Delta T \quad (1.2)$$

$$C_p = \frac{\Delta H}{\Delta T} \quad (1.3)$$

$$m = \frac{1}{C_p} = \frac{\Delta T}{\Delta H} \quad (1.4)$$

Donde:

Q = Carga térmica.

ΔH = Diferencial de entalpía.

ΔT = Diferencial de temperatura.

C_p = Capacidad calorífica.

m = Pendiente de la recta.

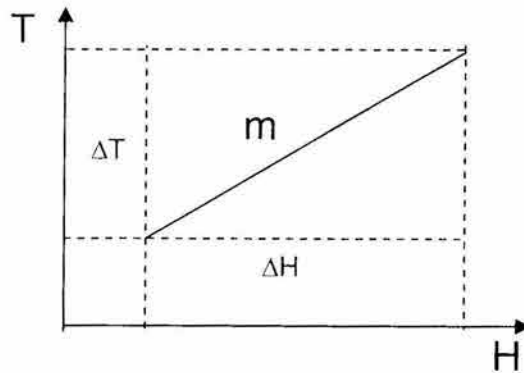


Figura 1.8. Definición de la curva compuesta.

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

El procedimiento de generación de la curva compuesta es el siguiente:

1. Definir el número de corrientes frías (C_p , T entrada, T salida).
2. Definir el número de corrientes calientes (C_p , T entrada, T salida).
3. Ajustar la temperatura para seleccionar la ΔT mínima (ver valores típicos).
4. Establecer los intervalos de temperatura de las corrientes definidas.
 - Con el ajuste de temperatura (paso 3).
 - Eliminar duplicados.
 - Establecer intervalos en orden descendente.
5. Realizar el balance de energía por intervalos.
 - Establecer intervalos.
 - Calcular ΔT entre intervalos.
 - Calcular la $\sum C_{pi}$ entre intervalos.
 - Calcular $\Delta H = \Delta T C_p$.
 - Indicar si hay exceso o déficit.

6. Representar la cascada de calor.

- Valores de ΔH por intervalos.
- Realizar la suma algebraica por intervalo.
- Adicionar el flujo de calor negativo más grande.
- Realizar la suma algebraica por intervalo.
- Obtener requerimientos de calentamiento y enfriamiento, calor recuperado y temperatura de pinch.

7. Localizar la temperatura de pinch (intervalo modificado).

- Localizar la temperatura caliente de pinch = $T_{\text{pinch}} + \Delta T_{\text{mín}}/2$.
- Localizar la temperatura fría de pinch = $T_{\text{pinch}} - \Delta T_{\text{mín}}/2$.

8. Dibujar la curva compuesta, indicando los requerimientos de energía de enfriamiento y calentamiento, el calor recuperado y las temperaturas de pinch.

Del procedimiento anterior se observa que los requerimientos de energía de enfriamiento y calentamiento, el calor recuperado y la temperatura de pinch se definen directamente de la curva compuesta.

Por lo tanto se puede definir el requerimiento de energía de calentamiento como aquella suministrada por servicios auxiliares externos al proceso, como son vapor de alta, media y baja presión, gas combustible, etc.

El requerimiento de energía de enfriamiento se define como aquella suministrada por servicios auxiliares externos al proceso, como son agua de enfriamiento, aire, etc.

El calor recuperado se define como la energía intercambiada entre las corrientes calientes y frías del proceso.

La **figura 1.9** presenta la curva compuesta con los parámetros energéticos más importantes obtenidos.

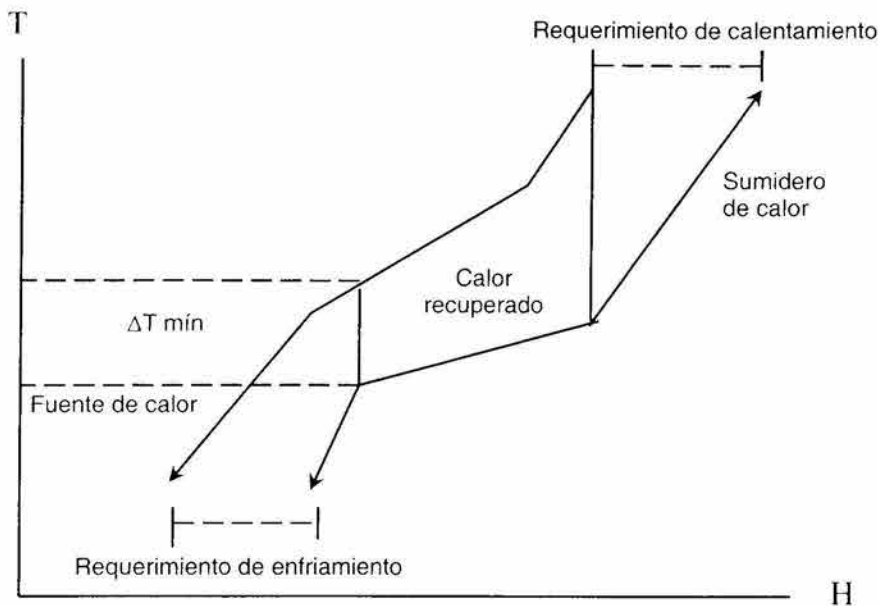


Figura 1.9. Curva compuesta.

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

Gran Curva compuesta.

La gran curva compuesta es una herramienta que sirve para identificar no únicamente la cantidad de energía que requiere el proceso sino para identificar también los niveles de temperatura en que se necesita la energía, esto permite ajustar adecuadamente la carga térmica (cantidad) de los servicios y su nivel de temperatura (calidad) para evitar su degradación prematura al utilizar gradientes de temperatura excesivos entre servicios y proceso. La regla general es maximizar el uso de servicios más baratos.

La generación de la gran curva compuesta está relacionada con las corrientes calientes y frías de proceso, la gran curva compuesta es una gráfica que representa la entalpía en función de la cascada de calor entre cada intervalo de temperatura, en la gran curva compuesta se pueden determinar los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento de la red de intercambio de calor. La **figura 1.10**

presenta una representación de la gran curva compuesta donde se muestran los requerimientos de energía de calentamiento y enfriamiento por tipo.

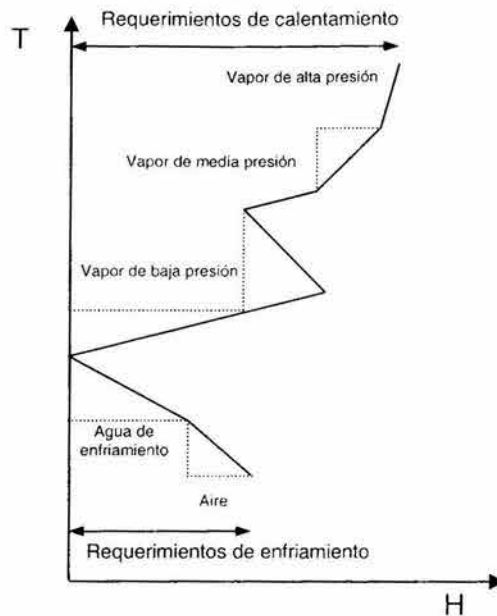


Figura 1.10. Gran curva compuesta.

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

Red de intercambio térmico.

La red de recuperación de calor es uno de los componentes cruciales de una planta de proceso, dado que su tarea es intercambiar calor entre corrientes de proceso con el propósito de reducir el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento. Su objetivo es seleccionar corrientes que puedan intercambiar calor de tal manera que la red resultante sea la más económica en cuanto a inversión de capital y consumo de energía.

El procedimiento para desarrollar la red de intercambio térmico se indica a continuación:

1. Empezar en el pinch.

2. Empezar con las corrientes que entran a la zona pinch.
3. Empezar con la corriente de entrada con el valor mayor de Cp.
4. Respetar $C_p \text{ salida} > C_p \text{ entrada}$.
5. Maximizar cargas (agotar la demanda requerida de energía de cualquiera de las dos corrientes que intervienen en el proceso de transferencia de calor).
6. Agregar calentadores o enfriadores.

La **figura 1.11** presenta en ejemplo de una red de intercambio térmico para un proceso.

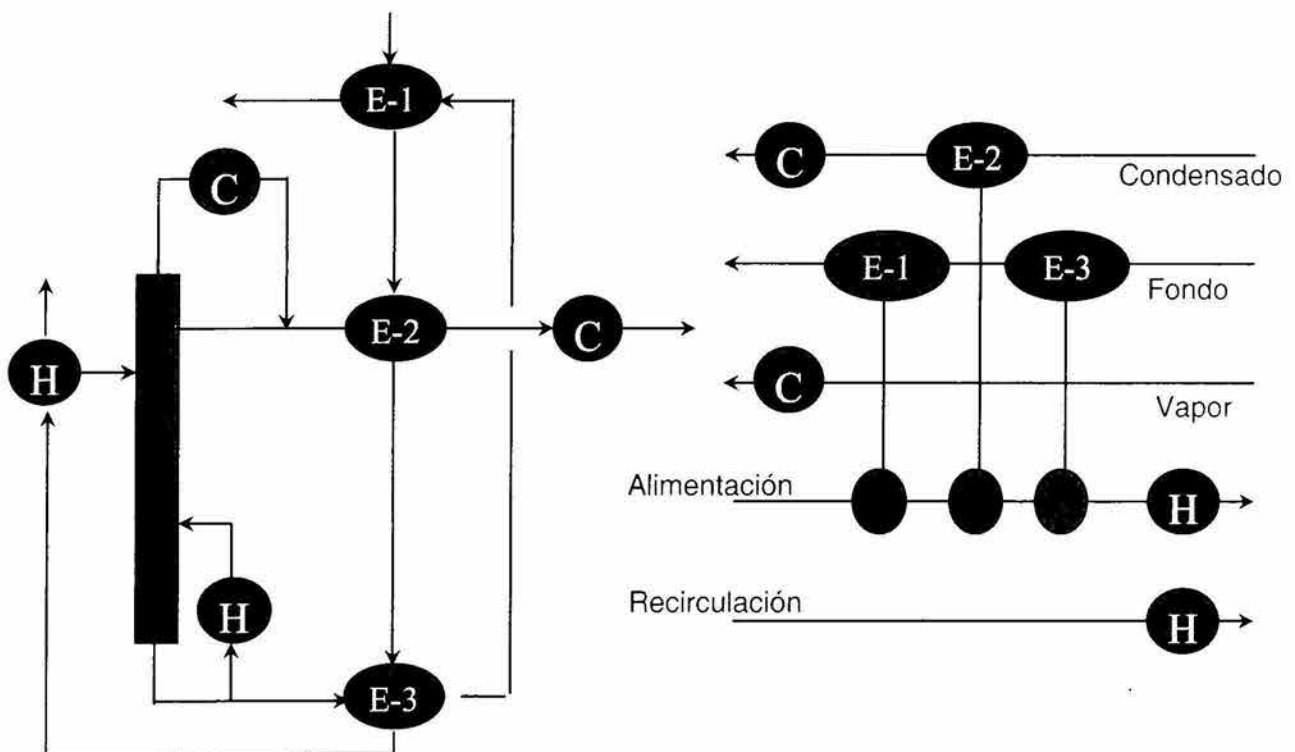


Figura 1.11. Red de intercambio térmico.

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

ΔT mínima óptima.

Es la mejor diferencial de temperatura desde el punto de vista económico, porque es aquella que tiene menores costos de operación de la red (servicios auxiliares) con el menor número de equipos de intercambio térmico (área mínima), ésta depende de

los datos económicos utilizados, con la ΔT mínima óptima se diseña la red de recuperación de calor.

La **figura 1.12** presenta la representación gráfica de la ΔT mínima óptima.

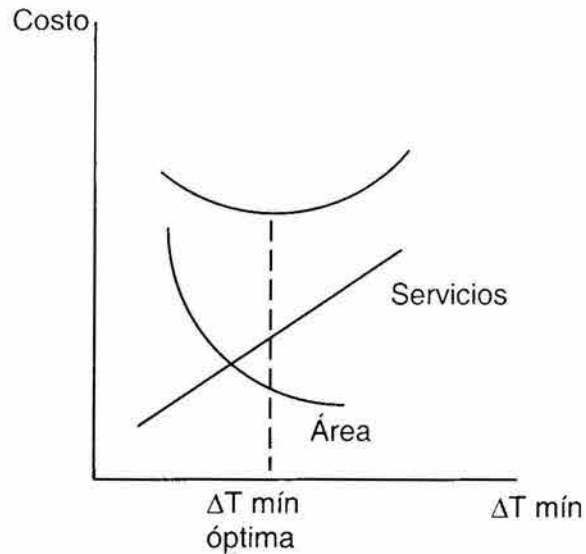


Figura 1.12. Temperatura mínima óptima.

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

El procedimiento para realizar la integración energética de procesos existente es el siguiente.

1. Realizar el balance de materia y energía del proceso.
2. Realizar el análisis pinch.
3. Diseño de la red de recuperación de calor.
4. Relocalizar los cambiadores que cruzan el pinch.
5. Relocalizar los cambiadores existentes y adicionar nuevas unidades.
6. Evaluar los ciclos y rutas.
7. seleccionar la mejor red desde el punto de vista de recuperación energética y económica.

Reglas de diseño para pinch.

De las características de las curvas compuestas se deducen tres reglas de diseño que resumen el principio de la división:

1. No enfriar con servicios arriba de la división.
2. No calentar con servicios debajo de la división.
3. No transferir calor de temperaturas arriba de la división a temperaturas abajo de la división.

En este trabajo el análisis pinch se realizó a las plantas de proceso del esquema de refinación para optimizar energéticamente las redes de intercambio térmico con lo que se logró obtener inversiones más económicas y costos de operación más bajos por el consumo de servicios auxiliares.

A continuación se presentan las ecuaciones utilizadas para el cálculo del área de transferencia de calor y para el consumo de servicios auxiliares, los cuales complementan los parámetros energéticos para cada planta de proceso en los diferentes casos de operación de la refinería.

Área de transferencia de calor.

La ecuación utilizada fue:

$$A = \frac{U * LMTD}{Q} \quad (1.5)$$

Donde:

A = Área de transferencia de calor.

U = Coeficiente global de transferencia de calor.

LMTD = Temperatura media logarítmica.

Q = Carga térmica

Servicios auxiliares.

Los requerimientos de servicios auxiliares para cada una de las plantas de proceso del esquema de refinación son: agua de enfriamiento, gas combustible, vapor de alta, media y baja presión y energía eléctrica. La ecuación utilizada para el consumo de agua de enfriamiento fue:

$$M = \frac{C_p * \Delta T}{Q} \quad (1.6)$$

Donde:

M = Flujo másico de agua de enfriamiento requerida.

C_p = Capacidad calorífica del agua.

ΔT = Diferencial de temperatura del agua.

Q = Carga térmica del enfriador.

Para el consumo de gas combustible se utilizó la siguiente ecuación.

$$V = \frac{Q}{P_c} \quad (1.7)$$

Donde:

V = Volumen de gas combustible requerido.

Q = Carga térmica del calentador a fuego directo.

P_c = Poder calorífico.

Para el consumo de vapor de media, de alta y baja presión se empleó la siguiente ecuación.

$$M = \frac{Q}{H} \quad (1.8)$$

Donde:

M = Flujo másico del vapor requerido.

Q = Carga térmica del calentador.

H = Entalpía másica del vapor (en función de la calidad del vapor).

Para el consumo de vapor motriz se debe considerar la eficiencia de la turbina.

Para el consumo de energía eléctrica se usó la siguiente ecuación.

$$HP = \frac{\Delta P * Q}{1741 * \eta_{bomba} * \eta_{motor}} \quad (1.9)$$

Donde:

HP = Potencia requerida.

ΔP = Diferencial de presión (psig).

Q = Flujo (gpm).

η_{bomba} = Eficiencia de la bomba.

η_{motor} = Eficiencia del motor.

1HP = 0.7456 KW.

Todas las variables utilizadas para las ecuaciones anteriores se obtuvieron directamente del balance de materia y energía obtenido con el simulador HYSYS PROCESS y de la integración térmica del simulador HX-NET.

1.4. Experimentación a escala piloto del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado.

Como parte de un proyecto de investigación dentro del Programa de Tratamiento de Crudo Maya en el Instituto Mexicano del Petróleo se realizaron diversas corridas experimentales en planta piloto, a condiciones de operación variables y por lo tanto a diferente severidad de reacción. Para el hidrotratamiento del crudo pesado se utilizó un esquema de proceso en dos etapas de reacción, hidrodeshmetalización (HDM) e hidrodeshsulfurización (HDS). La planta piloto sólo cuenta con un reactor, y para poder desarrollar el esquema planteado con dos reactores, primero se usó dicha planta para obtener un crudo hidrodeshmetalizado, el cual se alimentó nuevamente a la planta piloto para llevar a cabo la segunda etapa de reacción (HDS), obteniendo como producto el crudo hidrotratado [Ancheyta y col, 2001].

1.4.1. Descripción de la planta piloto.

La planta piloto para el hidrotratamiento de crudo pesado consta de las siguientes secciones (*figura 1.13*):

Sección de alimentación.

La carga se almacena en un tanque antes de iniciar la operación y trabaja a presión constante utilizando hidrógeno como gas presurizante, esta sección cuenta con dos bombas para dosificar la carga al reactor (una bomba en operación y otra de relevo). El hidrógeno se alimenta a la planta mediante un compresor de tipo diafragma. La presión de alimentación al reactor se controla con un regulador de presión, asimismo, el control de flujo de hidrógeno se realiza a través de un medidor/controlador de flujo másico. La corriente de hidrógeno se mezcla con la corriente de carga antes de entrar al reactor.

Sección de reacción.

La sección de reacción consiste de un reactor de lecho fijo de acero inoxidable. El reactor está diseñado para trabajar en forma isotérmica a través de un sistema de resistencias eléctricas. La mezcla hidrógeno-hidrocarburo se alimenta a este reactor a las condiciones de operación seleccionadas, pasando a través del lecho catalítico donde se llevan a cabo las reacciones de hidrotratamiento.

Sección de separación.

El efluente del reactor se envía a un tanque de separación de alta presión que opera a la misma presión del reactor, el gas rico en hidrógeno que sale del separador se envía a unirse con el gas amargo del separador de baja presión. La corriente líquida que sale del separador de alta presión pasa a un tanque separador de baja presión, la corriente líquida que sale de este último separador se almacena en el tanque de almacenamiento de producto para su caracterización, la corriente gaseosa se junta con la fase gas del separador de alta presión, el gas total se analiza en un cromatógrafo en línea que determina la concentración de H_2 , H_2S e hidrocarburos

ligeros, y se envía a la trampa de ligeros y después al neutralizador de gases para finalmente enviarse al quemador.

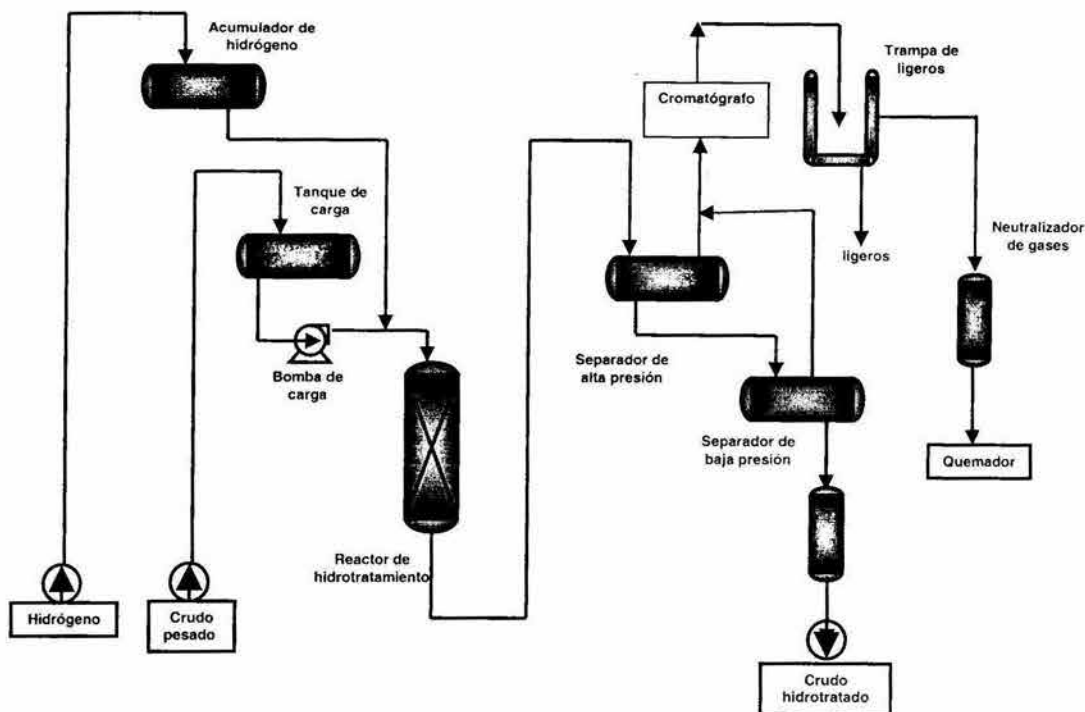


Figura 1.13. Diagrama de flujo de proceso de la planta piloto de hidrotratamiento.

Ancheyta J., Betancourt G., Marroquín G., Centeno G., Castañeda C., Alonso F., Muñoz J. A., Rayo P., Gómez T., "Hydroprocessing of Maya heavy crude oil in two reaction stages", *Applied Catalysis A* 233 (2002) 159-170.

1.4.2. Resultados experimentales.

Los resultados experimentales reportados se presentan en la **tabla 1.5**, en donde se indican las propiedades físicas y químicas y las fracciones destilables tanto para el crudo pesado de carga, como para el crudo hidrotratado. También se muestran las propiedades de un crudo ligero para comparación. Este crudo hidrotratado es sólo uno de varios que se obtuvieron (corridas a nivel planta piloto a diferente severidad de reacción) y se seleccionó porque algunas de sus propiedades son iguales o mejores que las del crudo ligero.

Cabe destacar que el crudo hidrotratado obtenido tiene un contenido de azufre total menor que el del crudo ligero y presenta mayor recuperación de destilados, lo que garantiza que el procesamiento de éstos en un esquema convencional de refinación tendría un beneficio adicional en las unidades de hidrodesulfuración de destilados intermedios del sistema de refinación actual, ya que se tendrían menores contenidos de este compuesto y de otros contaminantes en las cargas a dichas plantas, trabajando a menor severidad [Ancheyta y col, 2002].

Tabla 1.5. Propiedades de los crudos pesado, hidrotratado y ligero.

	Crudo pesado	Crudo hidrotratado	Crudo ligero
Propiedades físicas y químicas			
Peso específico 20/4°C	0.9232	0.8836	0.8563
Gravedad API	21.31	28.64	33.18
Azufre total, %peso	3.57	0.787	1.80
Nitrógeno total, ppm	3,200	2,250	1446
Ni, ppm	53.4	29.3	20.4
V, ppm	298.1	98.9	79.3
Asfaltenos, %peso	11.32	5.26	3.06
Fracciones destilables (TBP. °C)			
Gasolina (C5-170), %vol.	15.6	17.5	23.8
Destilados Intermedios (170-360), %vol.	25.5	33.9	33.6
Gasóleos a FCC (360-538), %vol.	21.4	32.1	25.3
Residuo (538+), %vol.	37.5	16.5	17.3

Ancheyta J., Betancourt G., Marroquín G., Centeno G., Castañeda C., Alonso F., Muñoz J. A., Rayo P., Gómez T., "Hydroprocessing of Maya heavy crude oil in two reaction stages", *Applied Catalysis A* 233 (2002) 159-170.

1.5. Esquema de refinación.

El sistema nacional de refinación consta de seis refinerías, cada una de ellas procesa diferente proporción de crudo y tienen configuración similar. Para seleccionar el esquema de refinación se tomó como base la información estadística de la operación real de cada una de ellas (mayor intervalo de tiempo) y la información del diseño de las plantas de proceso, con relación a lo anterior la refinería que cumple estos requisitos fue el tren número dos de la refinería de Salina Cruz hasta un esquema tipo FCC porque se cuenta con los datos de operación de 1998 a 2001 y con los

documentos de diseño de los equipos de proceso de cada una de las plantas de proceso, ya que fueron diseñadas por el Instituto Mexicano del Petróleo a excepción de la planta de desintegración catalítica.

1.5.1. Descripción y balance de materia del proceso de refinación real.

En el esquema de proceso de refinación de petróleo de la refinería se procesan actualmente 47,223 m³/d de una mezcla de crudos con 38% vol. de crudo pesado; para ello se dispone de dos trenes de proceso, el primero tiene una planta de destilación primaria que procesa de un 30 a 35% vol. de crudo pesado y en el segundo se tiene una planta primaria que procesa en promedio 43% vol. de crudo pesado. Se cuenta también con una planta de reducción de viscosidad para procesar residuales; cuatro plantas hidrosulfuradoras para el tratamiento de destilados intermedios, así como con dos plantas FCC. Para la producción de gasolina se dispone de dos plantas de hidrosulfuración de nafta, dos unidades de reformación, plantas de MTBE, TAME, alquilación e isomerización de pentanos. El esquema de proceso general de la refinería se presenta en la **figura 1.14**.

En la **figura 1.15** se presenta el balance de materia de las corrientes de proceso del esquema real, en éste se indican los flujos y concentraciones de azufre para las corrientes de entrada y salida de cada planta de proceso. El balance de materia sólo presenta las plantas de los dos trenes de proceso de la refinería que integran un esquema tipo FCC.

En esta figura se observa que las plantas reformadoras de naftas 1 y 2 operan prácticamente a su capacidad de diseño y es por ese motivo que las plantas primarias 1 y 2 no pueden procesar más crudo mezcla, aunque las otras plantas (hidrosulfuradoras de nafta, turbosina y diesel, y de desintegración catalítica) sí tengan capacidad de procesamiento.

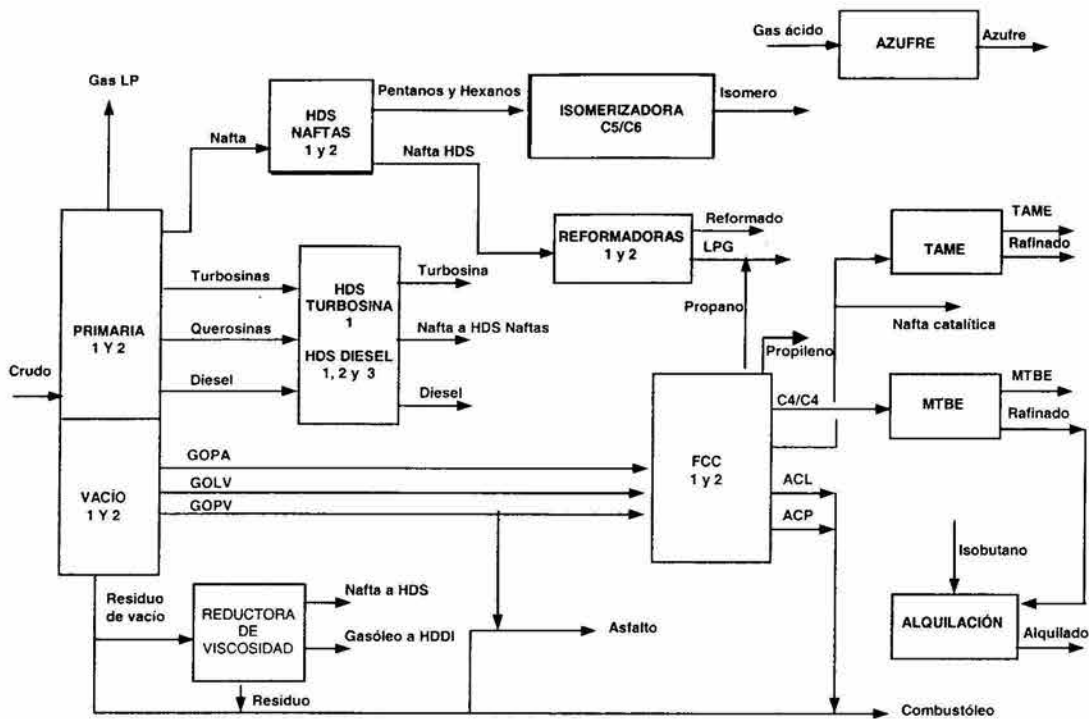


Figura 1.14. Esquema general de proceso de la refinera.

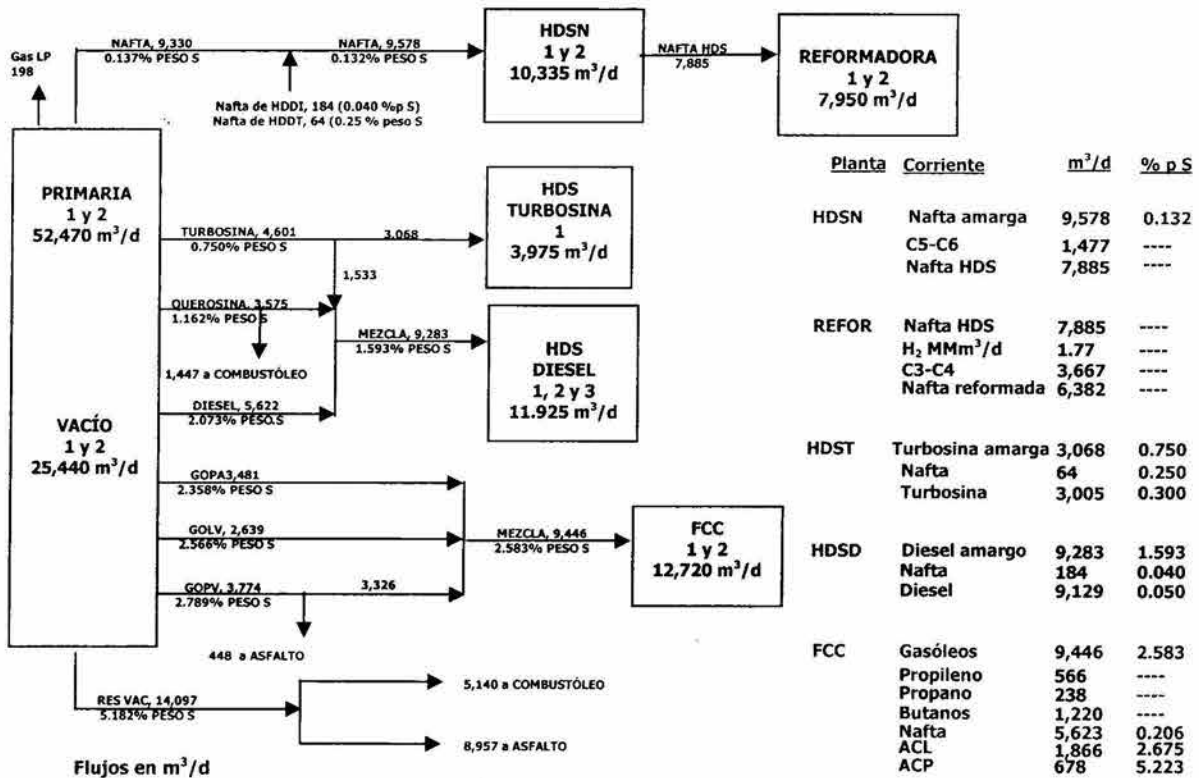


Figura 1.15. Balance de materia real de la refinera con esquema de proceso tipo FCC.

1.5.2 Esquema de refinación tipo FCC.

El esquema de proceso de refinación de petróleo (caso base) se desarrolló a partir de los datos reales de la refinería con las plantas que representan un esquema tipo FCC, para lo cual sólo se utilizaron los datos estadísticos de operación real del tren número 2 (**figura 1.16**), además este esquema no considera aportaciones de corrientes de proceso del tren número 1. Las plantas que integran este esquema son las siguientes:

1. Destilación atmosférica 2.
2. Destilación al vacío 2.
3. Hidrodesulfuradora de naftas 2.
4. Hidrodesulfuradora de turbosina 1.
5. Hidrodesulfuradora de diesel 2.
6. Desintegración catalítica 2.
7. Reformadora de naftas 2.

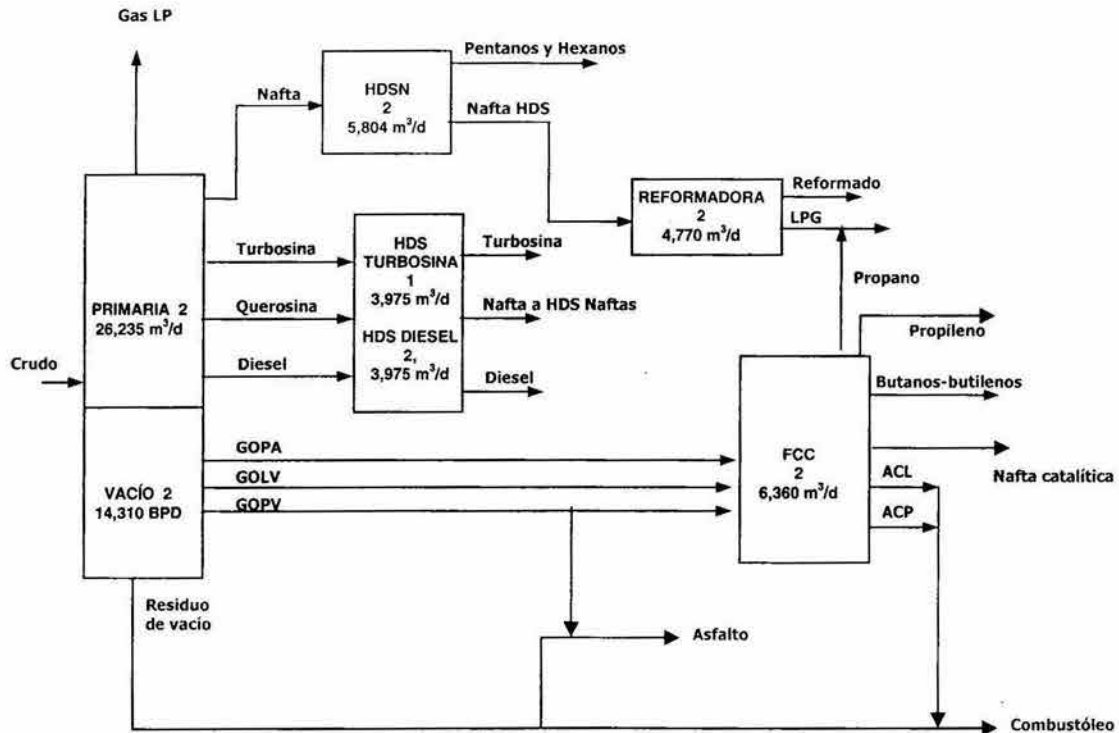


Figura 1.16. Esquema de proceso tipo FCC del tren No. 2.

La **figura 1.17** presenta las propiedades del crudo mezcla alimentado a las plantas primaria-vacío, así como las temperaturas de corte inicial (TIC) y final (TFC) de las fracciones de destilación, la distribución de productos y la concentración de azufre en cada corte.

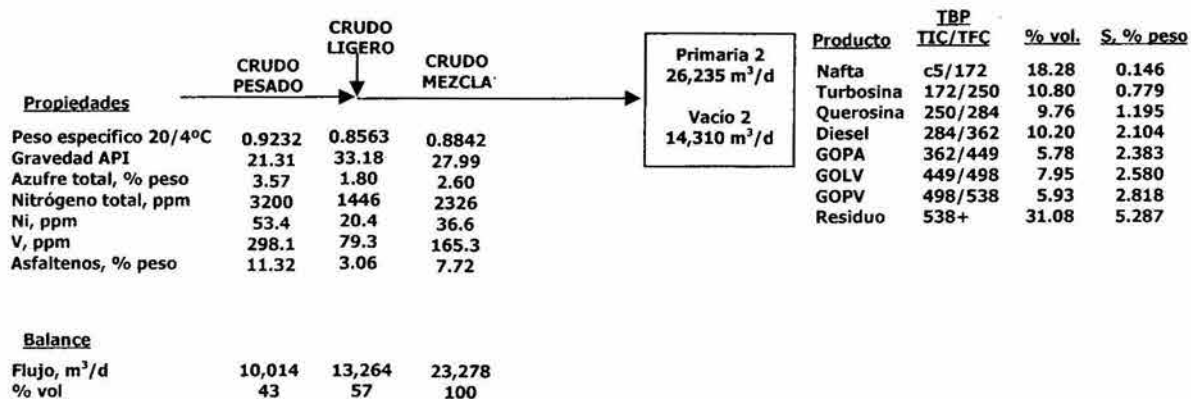


Figura 1.17. Propiedades de la mezcla de crudos y de las fracciones de destilación del tren No. 2.

Balance de materia.

En la **figura 1.18** se presenta el balance de materia de las corrientes de proceso del tren No. 2, en éste se indican los flujos y concentraciones de azufre para las corrientes de entrada y salida de cada planta de proceso.

Productos.

Los productos obtenidos en este esquema de refinación se presentan en la **tabla 1.6**.

Tabla 1.6. Productos del tren No. 2.

Producto	m ³ /d	BPD
Propileno	265	1,668
Gas LP	1,116	7,020
Gasolina	6,232	39,198
Turbosina	2,461	15,476
Diesel	3,674	23,105
Combustóleo 4% peso S	4,695	29,530
Asfalto	4,828	30,361

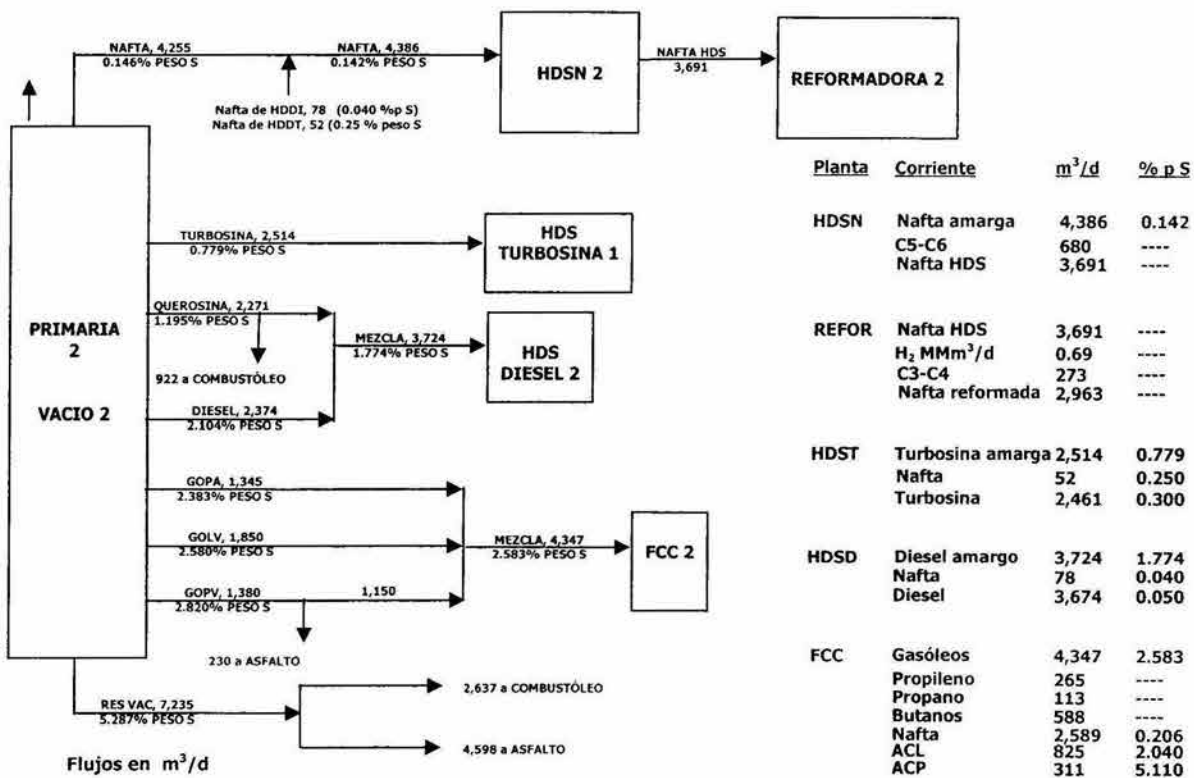
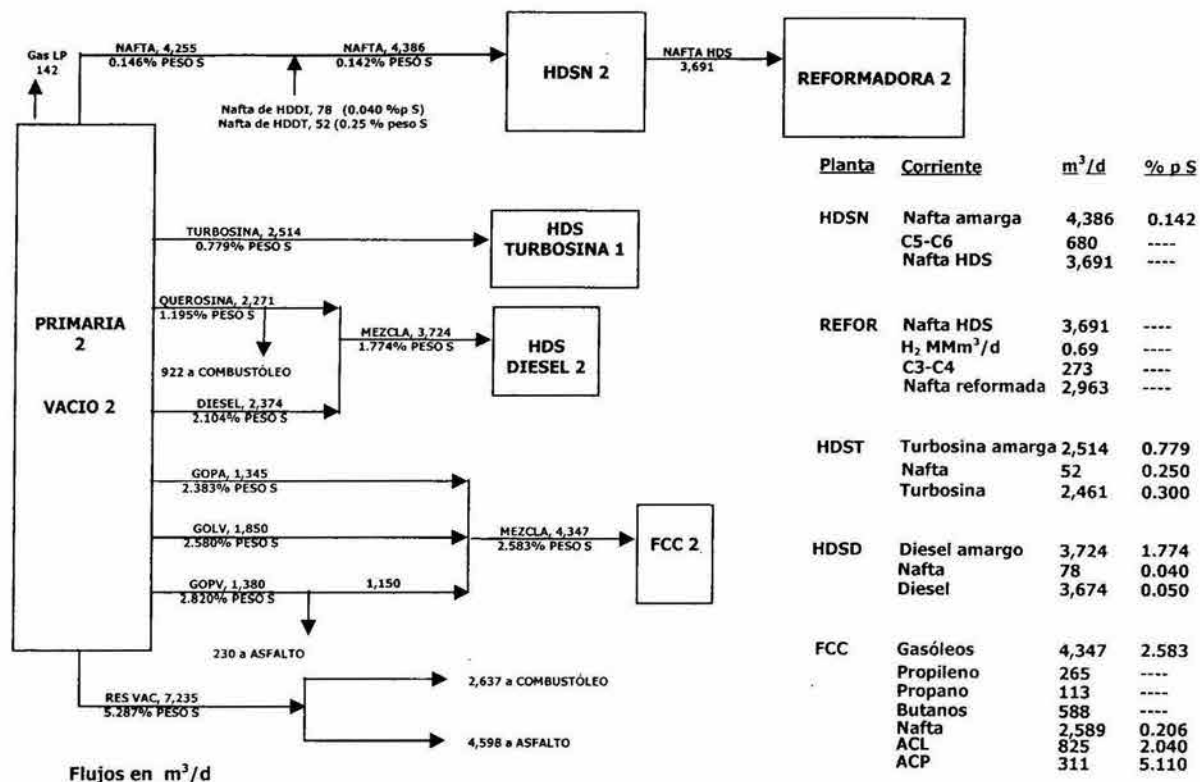


Figura 1.18. Balance de materia del esquema de refinación del tren No. 2.

Capacidades de operación de plantas de proceso.

La **tabla 1.7** presenta las capacidades de diseño y de operación de las plantas del esquema de refinación del tren No. 2.

Tabla 1.7. Capacidades de diseño y de operación de las plantas de proceso del tren No. 2, (m³/d).

Planta	Diseño	Operación	% Capacidad
Primaria	26,235	23,278	88.72
Vacío	14,310	10,466	73.14
Hidrosulfuradora de naftas	5,804	4,386	75.57
Hidrosulfuradora de turbosina	3,975	2,514	63.24
Hidrosulfuradora de diesel	3,975	3,724	93.68
Reformadora de naftas	4,770	3,691	77.37
Desintegración catalítica	6,360	4,347	68.34

De esta tabla se observa que las plantas de proceso operan a una capacidad menor a la de diseño.

2. VALIDACIÓN DE LA OPERACIÓN REAL DE LA REFINERÍA.

En el capítulo anterior se mostró la operación real de la refinería con la información estadística promedio de los años 1998 a 2001, asimismo se determinó el balance de materia, las capacidades de operación de las plantas de proceso y la producción de productos hasta un esquema de refinación tipo FCC. Esta última información se utiliza en este capítulo para realizar la validación por medio de la simulación de cada uno de los procesos que integran el esquema de refinación.

La validación del esquema se desarrolló para determinar la confiabilidad de los resultados obtenidos por simulación al compararse con la operación real (caso base).

Para la validación del esquema de proceso se realizó el balance de materia y energía para cada planta utilizando el simulador comercial HYSYS PROCESS. Con este balance se determinaron los flujos de cargas y de productos para cada planta además de su capacidad de operación. Para el desarrollo de las simulaciones de los procesos se tomaron como parámetros principales las especificaciones de las cargas y productos, los flujos de los productos y las condiciones de operación de los equipos de proceso.

En la validación del esquema refinación tipo FCC se compararon los siguientes conceptos: capacidad y tipo de crudo alimentado, el balance de materia por planta y el global, la capacidad de operación de las plantas de proceso y la producción de productos entre la operación real y la obtenida por simulación.

2.1. Descripción del esquema de proceso.

La mezcla de crudos se recibe en tanques de almacenamiento en donde se reposa con objeto de eliminar agua y sedimento mediante drenado, una vez que el crudo tenga las especificaciones adecuadas (2.0% en volumen máximo de agua y sedimento) se alimenta a la planta primaria.

En la planta primaria se obtienen nafta, turbosina, querosina, gasóleo ligero (diesel), gasóleo pesado y residuo atmosférico. En la planta de vacío se obtienen los gasóleos ligero y pesado y el residuo de vacío.

La nafta primaria se envía al tanque de carga de la planta hidrosulfuradora de naftas, en ésta se elimina el azufre con una conversión alta para obtener niveles en el efluente de esta planta (nafta hidrosulfurada) de hasta 0.1 ppm de azufre. Los pentanos-hexanos producidos en la planta hidrosulfuradora de naftas se envían al "pool" de gasolinas.

La nafta hidrosulfurada se envía a la unidad de reformación de naftas, en la cual mediante un catalizador a base de platino, se cambia la estructura molecular de algunos componentes de la nafta incrementando el número de octano en el producto (este cambio resulta básicamente de la transformación de compuestos nafténicos a aromáticos).

La turbosina primaria se envía a la planta hidrosulfuradora de turbosina, para producir un efluente con 3,000 ppm de azufre total máximo, el cual se envía a ventas.

Una parte de la querosina primaria se envía como carga a la planta hidrosulfuradora de diesel con objeto de reducir el contenido de azufre en el producto. Otra parte de la querosina se usa como diluyente para la preparación de combustóleo.

El gasóleo ligero atmosférico se envía a la planta hidrosulfuradora de diesel junto con la querosina, con objeto de eliminar el azufre, obteniendo un producto con una concentración de azufre menor al 0.05% peso, el cual se envía a tanques de almacenamiento de diesel para ventas.

Los gasóleos de vacío y el gasóleo pesado atmosférico se envían como carga a la planta de desintegración catalítica, en donde en presencia de un catalizador zeolítico

se favorece el rompimiento de estructuras moleculares produciendo nafta de alto octano, gas seco dulce, propano, propileno y butano-butileno. Asimismo se obtienen productos pesados como aceite cíclico ligero y aceite decantado, los cuales se utilizan para la preparación de combustóleo.

2.2. Capacidad y tipo de crudo.

La **tabla 2.1** presenta los flujos y tipos de crudos que se utilizan en la operación real de la refinería y que fueron los mismos empleados en la simulación.

Tabla 2.1. Flujo y tipo de crudo, (m³/d).

Crudo	Real	Simulación
Pesado	10,014	10,014
Ligero	13,264	13,264
Total	23,278	23,278

2.3. Balance de materia.

La **figura 2.1** presenta las características principales de los crudos que se alimentan a la planta primaria, asimismo se indican las temperaturas de corte de los destilados, la distribución volumétrica y la concentración de azufre para cada corte en cada uno de los casos, el real y el de simulación. La distribución de azufre se estimó considerando la relación volumétrica, el contenido de azufre de los crudos y la temperatura de corte de cada fracción.

De la **figura 2.1** se observa que la composición, flujos y propiedades de los crudos alimentados y las temperaturas de corte de los productos son los mismos para los casos real y simulación. La distribución volumétrica de los productos en ambos casos es bastante cercana. La diferencia máxima entre los valores reales y los simulados es 0.74 % vol. para el residuo de vacío. Los demás productos presentan diferencias volumétricas entre 0.05 y 0.25 %.

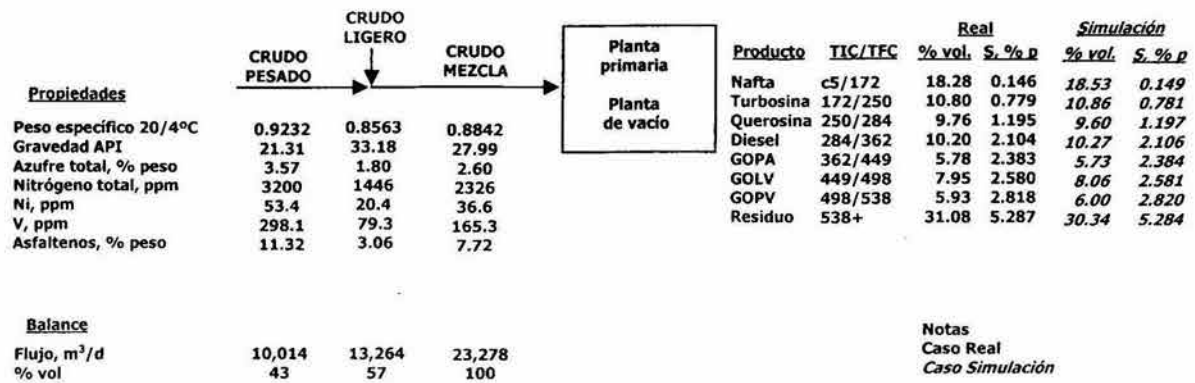


Figura 2.1. Propiedades principales de los crudos, temperatura de corte, distribución volumétrica y de azufre para los casos real y simulación.

El porcentaje de error absoluto promedio entre los valores reales y los simulados para la distribución de productos es de 1.26%. Para el contenido de azufre en los productos el error absoluto es de 0.26%. Con estos resultados se aprecia que la simulación reproduce de manera adecuada la distribución de productos y de azufre reportados en la operación real.

El balance de materia para los casos real y simulación se presenta en la **figura 2.2**, en ésta se indican los flujos de cargas y productos en cada una de las plantas que integran el esquema de proceso.

El balance de materia y energía para cada una de las plantas que integran el esquema de refinación tipo FCC se realizó con el simulador HYSYS PROCESS. La metodología utilizada para el desarrollo del balance de materia y energía es la que se indica a continuación.

1. Ingresar al programa de simulación.
2. Seleccionar caso nuevo.
3. Seleccionar el método termodinámico.
4. Seleccionar los componentes de las corrientes de entrada (componentes puros o pseudocomponentes) para el caso de fracciones de petróleo ingresar la curva de destilación con la cual se generan los pseudocomponentes.

5. Entrar al ambiente de simulación y empezar a construir la topología del proceso.
6. Especificar las corrientes de entrada (presión, temperatura, flujo y composición).
7. Adicionar los equipos de proceso correspondientes (líneas, recipientes, bombas, cambiadores de calor, compresores, torres, reactores, etc.).
8. Especificar los equipos de proceso (presión, temperatura, diferencial de presión, número de platos, etc.)
9. Converger la simulación.
10. Obtener reporte de resultados.
11. Revisar y aprobar los resultados.
12. Imprimir resultados.

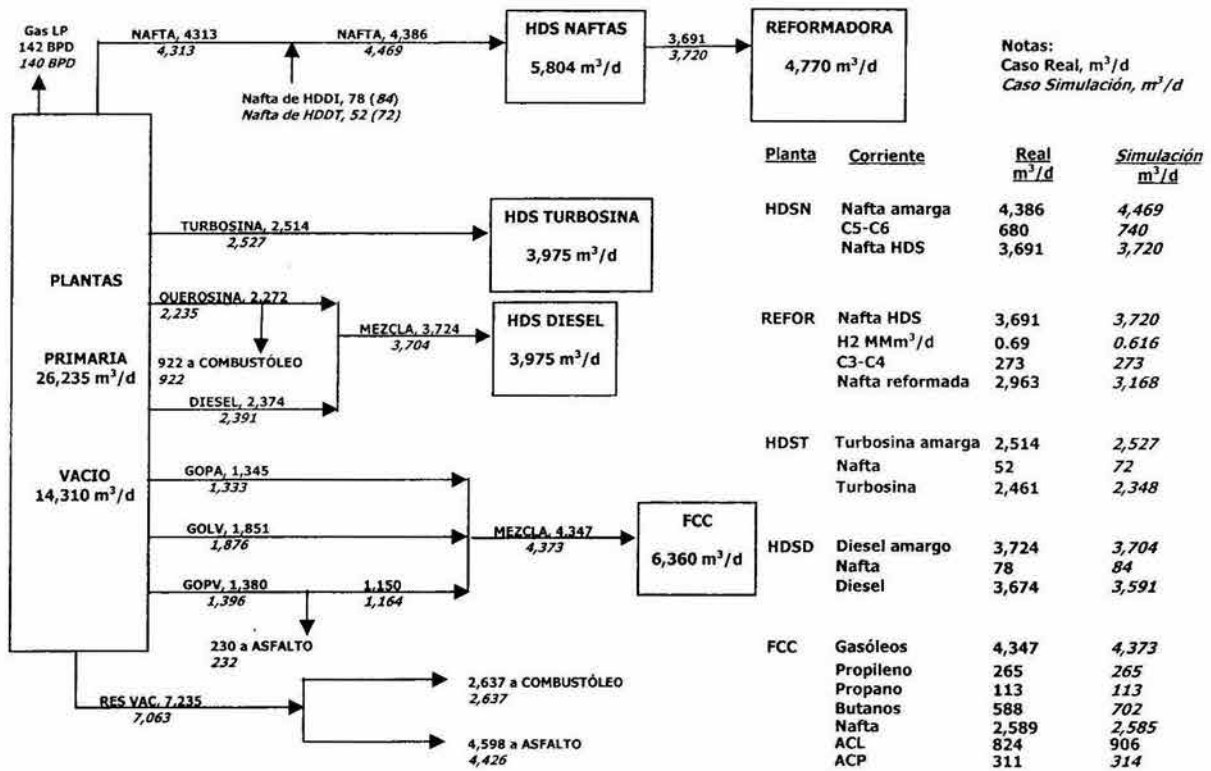


Figura 2.2. Balance de materia del esquema de proceso de refinación de los casos real y simulación.

Un ejemplo del procedimiento anterior se muestra en la **figura 2.3**, ésta presenta la pantalla de la simulación del proceso de la planta de hidrodesulfuradora de diesel del caso base.

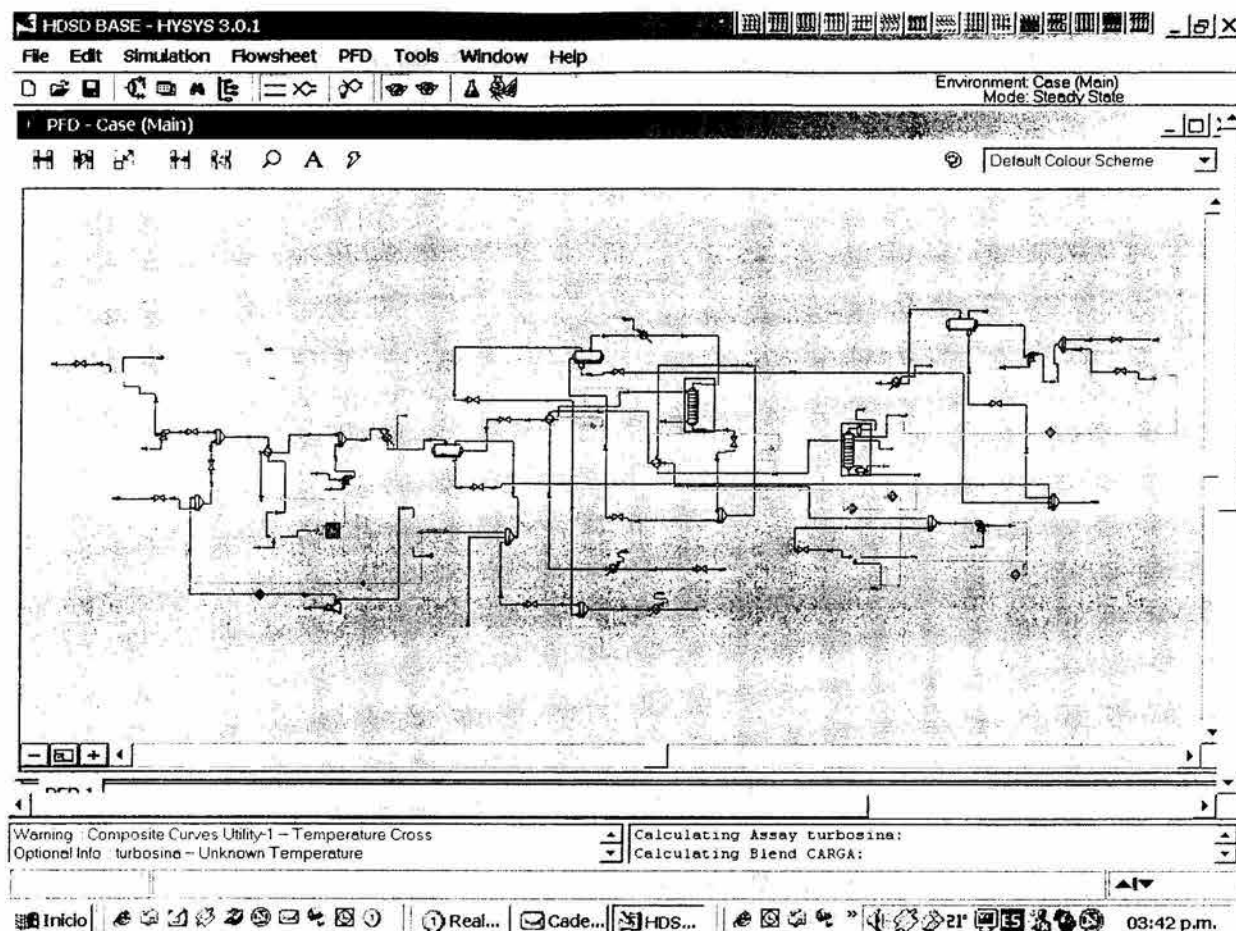


Figura 2.3. Simulación de la planta hidrodesulfuradora de diesel.

Con los resultados del balance de materia de cada una de las plantas se realizó el balance global del esquema de refinación tipo FCC con lo cual se estimaron las capacidades de operación de las plantas, las especificaciones y cantidad de productos finales.

2.4. Capacidad de operación.

En la **tabla 2.2** se presentan las capacidades de diseño y de operación de los casos real y simulación de las plantas de proceso que integran el esquema de refinación tipo FCC.

Tabla 2.2. Capacidades de diseño y de operación de los casos real y simulación, (m³/d).

Planta	Real	Simulación	% error abs.
Primaria	23,278	23,278	1.24
Vacío	10,466	10,336	1.89
Hidrosulfuradora de naftas	4,386	4,469	0.53
Hidrosulfuradora de turbosina	2,514	2,527	0.53
Hidrosulfuradora de diesel	3,724	3,704	0.80
Reformadora de naftas	3,691	3,720	0.59
Desintegración catalítica	4,347	4,373	0.80

De la tabla se observa que las capacidades de operación de las plantas en ambos casos son muy similares, se tiene un porcentaje promedio de error absoluto de 0.80, por lo que se puede considerar que las capacidades de operación de las plantas del esquema de proceso obtenido por simulación representan adecuadamente las del caso real.

2.5. Productos.

Uno de los parámetros principales para validar la especificación de los productos es la curva de destilación, por lo que, para los productos de las plantas primaria y vacío en la **figura 2.4** se comparan la curva ASTM D-86 para la nafta, turbosina, querosina y diesel, y la curva ASTM D-1160 para el gasóleo pesado atmosférico y los gasóleos ligero y pesado de vacío. Cabe mencionar que tanto experimentalmente como por simulación la evaluación de las temperaturas inicial y final de corte no es muy precisa, por tal motivo sólo se comparan las curvas desde 5 a 95% vol.

De esta figura se observa que las curvas de destilación reales y por simulación de todos los productos son prácticamente las mismas. La diferencia máxima de temperaturas actual y calculada fue de 3°C. Las curvas de destilación del caso real son las reportadas por el laboratorio analítico de la refinería, mientras que las del caso simulación son las obtenidas directamente del simulador.

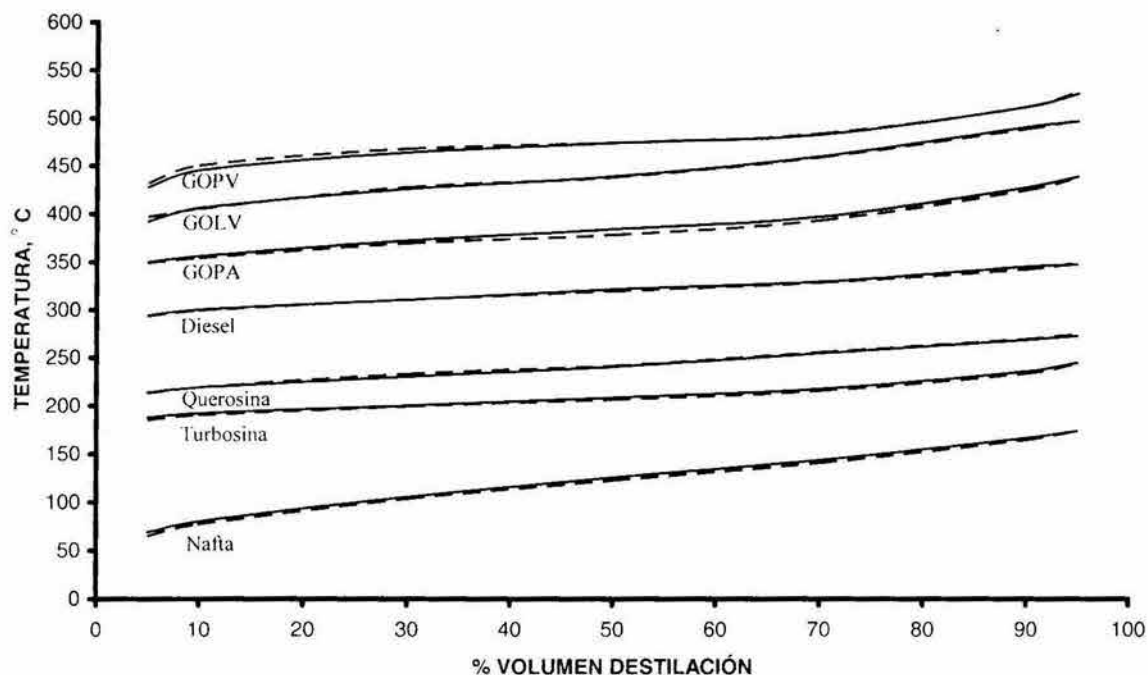


Figura 2.4. Curvas de destilación de los productos las plantas de destilación atmosférica y de vacío para los casos real (—) y simulación (- -).

En las **tablas 2.3-2.7** se presentan las especificaciones requeridas para los productos obtenidos en las diferentes plantas del esquema FCC, así como los valores reales y las obtenidas por simulación. Los productos principales obtenidos en la planta hidrosulfuradora de naftas son la nafta ligera (pentanos-hexanos) y la nafta hidrosulfurada que se envía como carga a la planta reformadora de naftas; de la planta HDST es la turbosina que se envía como producto final; de la planta HDSD es el diesel sin que se envía como producto final; de la planta reformadora son nafta reformada, hidrógeno y gas LP, la nafta reformada se envía a “pool” de gasolina, el hidrógeno como carga a las plantas hidrosulfuradoras y el gas LP se manda al “pool” de gas LP; los productos de la planta FCC son: propileno para ventas, propano y butanos-butilenos que se envían a “pool” de gas LP, nafta catalítica que se envía a “pool” de gasolina y los aceites cíclico ligero y pesado que se mandan a formulación de combustóleo.

Tabla 2.3. Especificaciones de los productos de la planta HDSN.

	Especificación	Real	Simulación
Nafta ligera			
Azufre, ppm	0.5 máx.	< 0.5	< 0.5
C7 +, % peso	2 máx.	1.02	0.55
Agua, ppm	0.10 máx.	0	0.02
Destilación, °C	ASTM D86		
10 % vol	36 máx.	25	16
95 % vol	140 máx.	123	114
Nafta a reformación			
Azufre, ppm	0.5 máx.	< 0.5	< 0.5
Gravedad API	60	60	61.21
Destilación, °C	ASTM D86		
10 % vol	106 máx.	102	97
95 % vol	182 máx.	181	182

Tabla 2.4. Especificaciones de los productos de la planta reformadora de naftas.

	Especificación	Real	Simulación
Nafta Reformada			
Gravedad API	60	60	61.33
RON	92 mín.	92	91.38
MON	83 mín.	83	83.5
Butanos, % mol	1.0 máx	0.8	0.32
PVR, psi	6.5 - 9.5	7.3	7.10
Gas hidrógeno			
Composición	% mol	% mol	% mol
Hidrógeno	83.38	84.20	83
Metano	4.45	5.12	4.52
Etano	4.47	4.82	4.51
Propano	4.78	4.29	4.77
i- Butano	0.85	0.82	0.85
n-Butano	1.08	0.75	1.05
C5+	1.00	0	0.12
Gas LP			
PVR, psi	200 máx.	165	170
Azufre, ppm	40 máx.	< 20	< 20

Tabla 2.5. Especificaciones de los productos de la planta HDST.

Turbosina	Especificación	Real	Simulación
Gravedad API	40.8	40	40.64
Azufre, ppm peso	3,000	< 3,000	< 3,000
Destilación, °C	ASTM D-86		
10 % vol	210 máx.	205	206
95 % vol	260 máx.	253	255

Tabla 2.6. Especificaciones de los productos de la planta HDSD.

Diesel	Especificación	Real	Simulación
Azúfre, ppm	500 máx.	< 500	< 500
Gravedad API	33.4	33	37.55
Destilación, °C	ASTM D-86		
10% vol	275 máx.	270	228
90% vol	345 máx.	340	332

Tabla 2.7. Especificación de los productos de la planta FCC.

	Especificación	Real	Simulación
Propileno			
Pureza	95% mol mín.	98	98.24
Propano			
C3	95% mol mín.	96	95.5
C3=	5% mol máx.	3.5	2.49
C4+	2.5% mol máx.	0.5	1.96
Butanos			
C4's	98% mol mín.	99	98
C3's	2% mol máx.	1	1.57
C5+	1% mol máx.	0	0.43
Nafta catalítica			
RON	93 mín.	93	93
MON	81 mín.	81	81
PVR	7.0	7.2	7.1
Gravedad API	57.2	57	56.52
Destilación 90% vol, ASTM D-86	196 °C mín.	198	197
Destilación 98% vol, ASTM D-86	220 °C máx.	220	218
ACL			
Destilación 10% vol, ASTM D-86	275 °C máx.	254	249
Destilación 90% vol, ASTM D-86	350 °C máx.	340	326
Destilación 98% vol, ASTM D-86	---	---	344
Gravedad API	17.7	18.1	17.8
ACP			
Gravedad API	2.2	2.3	2.57

Los valores para el caso real para todas las plantas de proceso corresponden al promedio de un mes de operación.

Con los productos de todas las plantas que integran el esquema tipo FCC y que no son materia prima de otra planta se obtuvieron los productos finales del esquema de

proceso. La distribución de los productos obtenidos en ambos casos se presenta en la **tabla 2.8**.

El producto que presenta un mayor porcentaje de error absoluto es el gas LP con 10.03%, los otros productos tienen errores menores a 4.6%. El promedio del porcentaje de error absoluto de los productos es de 3.75%.

Tabla 2.8. Distribución de productos para los casos real y simulación, (m³/d).

Producto	Real	Simulación	% error abs.
Propileno	265	265	0.00
Gas LP	1,116	1,228	10.03
Gasolina	6,232	6,493	4.18
Turbosina	2,461	2,348	4.56
Diesel	3,674	3,591	2.24
Combustóleo 4% peso S	4,695	4,778	1.77
Asfalto	4,827	4,658	3.50
Total	23,271	23,363	0.40

2.6. Análisis energético de la operación real.

Para el desarrollo del análisis energético de la operación real del esquema de refinación validado con la simulación de cada planta se utilizó el balance de materia y energía obtenido en el simulador HYSYS PROCESS. Los resultados de la simulación (balance de masa, balance de energía y propiedades fisicoquímicas) para cada planta de proceso permitieron realizar el análisis energético.

El análisis energético desarrollado para el esquema real de refinación tipo FCC (caso base) considera cada planta individualmente, con la descripción del proceso, el diagrama de flujo energético de proceso, las tablas de las corrientes calientes y frías del proceso, el consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo unitario de energía y el índice de intensidad energética (IIE), el área de transferencia de calor y el porcentaje de la utilización del área actual, la determinación de la ΔT mínima óptima, las curvas compuestas, la gran curva compuesta y la red de

intercambiadores de calor. Para el análisis energético se utilizó el simulador HX-NET que trabaja con la plataforma del simulador HYSYS.

La metodología utilizada para realizar las simulaciones para la integración energética se muestra a continuación, con esta sólo se calcularon la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico, los demás parámetros energéticos se calcularon con las ecuaciones indicada en los apartados 1.2.2 y 1.3.2 del capítulo 1.

1. Ingresar al programa de simulación.
2. Seleccionar caso nuevo (integración energética).
3. Seleccionar el sistema de unidades.
4. Extraer la información del balance de materia y energía obtenida en el HYSYS PROCESS de cada una de las corrientes de proceso (temperatura, flujo másico, capacidad calorífica, entalpía, coeficiente de transferencia de calor, etc.).
5. Especificar las corrientes de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, vapor, gas combustible, aire, etc.) en temperatura de entrada y salida, y el costo unitario expresado en USD/KJ.
6. Especificar los datos económicos de los materiales de construcción de los equipos de intercambio térmico.
7. Correr la integración energética. Optimizar la red de intercambio térmico resultante minimizando el área total de transferencia de calor y/o minimizando los costos de operación anuales totales (consumo de energía) y obtener la ΔT mínima óptima de la red.
8. Obtener los resultados (requerimientos de calentamiento y enfriamiento, calor recuperado, temperatura de pinch, ΔT mínima óptima, etc.).
9. Obtener la gráfica de la curva compuesta y gran curva compuesta.
10. Obtener la red de intercambio térmico.
11. Revisar y aprobar resultados.
12. Imprimir resultados.

Un ejemplo del procedimiento anterior se muestra en la **figura 2.5**, ésta presenta la pantalla de la simulación energética de la planta de hidrodesulfuradora de diesel del caso base.

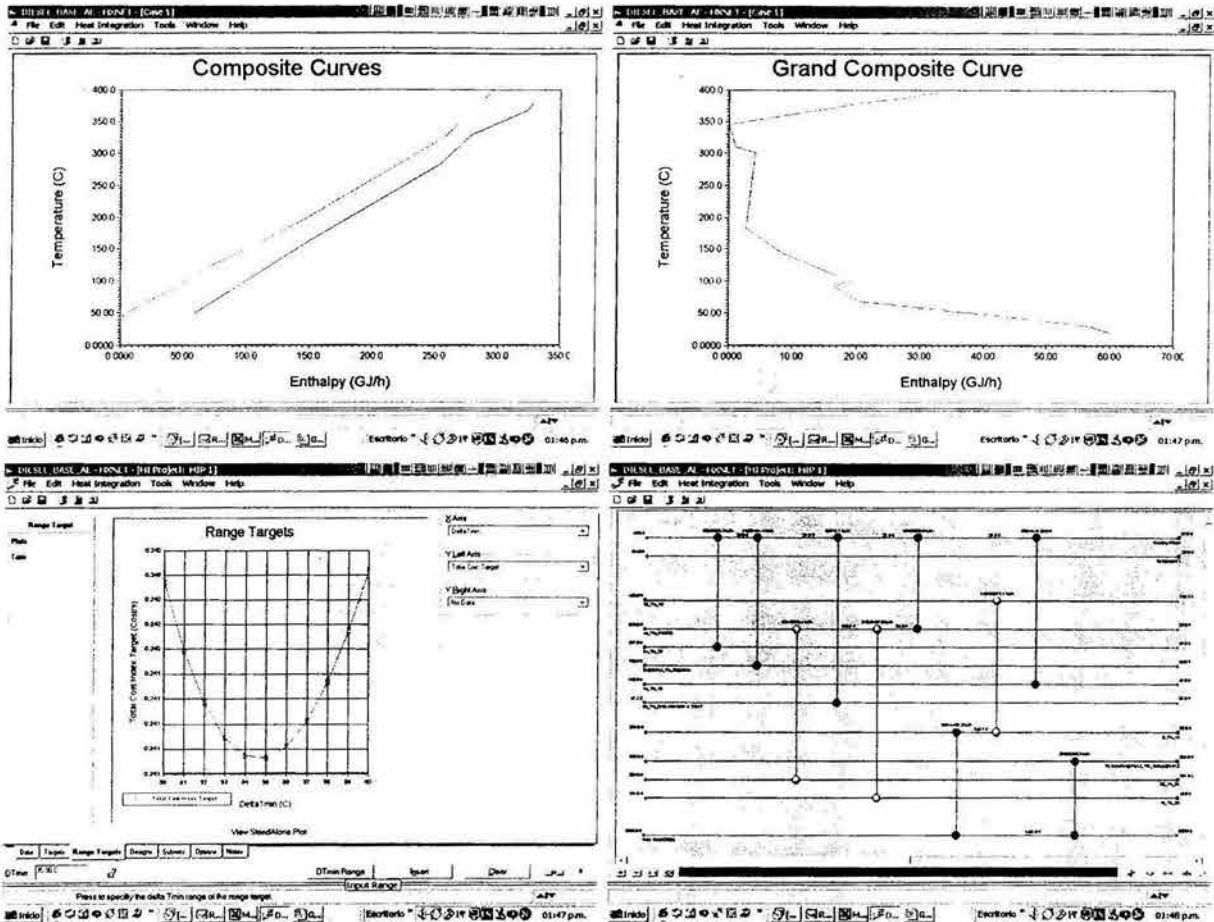


Figura 2.5. Simulación energética de la planta hidrodesulfuradora de diesel.

Para fines de comparación el análisis energético del esquema real de refinación tipo FCC (caso base) se presenta junto con el análisis energético del caso de estudio y del caso de optimización en el capítulo 6.

Como conclusión a este capítulo se puede decir que:

El esquema de refinación obtenido por simulación está validado con el esquema de la operación real porque los resultados obtenidos son muy similares en lo que se

refiere a capacidad de operación de plantas y formulación de los productos finales con diferencias porcentuales de error absoluto de 0.8 y 1.26%, respectivamente, además los productos satisfacen las especificaciones del caso real.

3. PLANTA INDUSTRIAL DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO PESADO.

Los resultados experimentales obtenidos a nivel planta piloto del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado del IMP reportados en el capítulo 1 se utilizaron para la extrapolación a planta industrial con capacidad de 9,672 m³/d.

En este capítulo se realiza la extrapolación lineal de los datos experimentales a nivel industrial y se efectúa la simulación del proceso. Se comprueban los resultados obtenidos en lo que se refiere al balance de materia, de hidrógeno, de azufre, de la curva de destilación del crudo hidrotratado y de la composición de los gases entre los resultados experimentales extrapolados a nivel planta industrial y los obtenidos por la simulación del proceso.

También se presenta el análisis energético del proceso industrial con los parámetros energéticos más importantes.

3.1 Extrapolación de la planta piloto de HDT de crudo pesado a planta industrial.

En esta parte se presenta la metodología empleada para utilizar los resultados obtenidos a escala piloto en el hidrotratamiento de crudo pesado y estimar el comportamiento de una planta industrial.

El problema del escalamiento.

El escalamiento de plantas de proceso nuevas es un problema en cualquier actividad industrial, la planta no se puede construir sin tener un soporte de cálculos, estudios y demostraciones de las actividades realizadas a nivel laboratorio o planta piloto del proceso a las condiciones de diseño establecidas, así como un modelo que permita representar la operación de la planta a nivel industrial.

El escalamiento de la planta incluye muchos aspectos como son: diseño del producto, pruebas del producto, diseño y construcción de la planta, etc., en las cuales se encuentran problemas de naturaleza física y química.

Una clasificación para el escalamiento para plantas nuevas se presentan a continuación [Kline y col, 1974]:

1. Escalamiento con base en plantas industriales existentes similares.
2. Uso de correlaciones o modelos.
3. Aproximaciones empíricas.

En la actualidad no se cuenta con una planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado en ninguna parte del mundo, por lo cual no se puede realizar el escalamiento con base en plantas industriales existentes.

El escalamiento de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado es muy complejo porque el comportamiento de la planta piloto difiere del proceso industrial por muchos factores, entre los que destacan: los flujos de carga; el modo de operación del reactor, isotérmico para planta piloto y adiabático para la planta industrial; el tipo y geometría del reactor, aspectos hidrodinámicos, el número de lechos catalíticos, materiales de construcción, etc.

Para efectuar el escalamiento de esta planta se puede desarrollar un modelo matemático que represente primero de forma adecuada el comportamiento del proceso a escala piloto. Este modelo debe estar orientado a fenómenos críticos como son: cinética química, transferencias de masa y calor, entre otros, que determinen los cambios en el tamaño de equipo y en los rendimientos y calidad de productos. Para ello se requiere de información experimental detallada diseñada específicamente para tales fines, la cual no se tiene hasta el momento, ya que en el proyecto en desarrollo en el IMP, se continúa con las actividades de investigación para poder obtenerla y en un futuro construir este modelo.

Lo anterior, limita por el momento, el escalamiento mediante la aplicación de aproximaciones empíricas. La extrapolación lineal es una de ellas, que se puede utilizar como un buen comienzo para el escalamiento de procesos nuevos a nivel industrial [Attilio Bisio y col, 1985].

Adicionalmente, el IMP en estudios experimentales previos realizados en diferentes plantas piloto ha demostrado que la extrapolación lineal proporciona rendimientos similares a los reportados a nivel industrial (Marroquín y col, 2001; Ancheyta y Rodríguez, 2002).

Por todo lo anterior, en este trabajo, los resultados obtenidos en la planta piloto de hidrotratamiento de crudo pesado se extrapolaron linealmente con el fin de estimar el comportamiento industrial y con ello determinar el impacto energético por la adición de la planta de HDT de crudo pesado al esquema de refinación.

Cabe mencionar que durante la experimentación se utilizó la planta piloto con un solo reactor para simular dos etapas de reacción. En la primera etapa se alimentó crudo pesado y se obtuvo un crudo hidrodeshmetalizado y en la segunda etapa se alimentó este crudo hidrodeshmetalizado al mismo reactor y se obtuvo un crudo hidrotratado [Ancheyta y col, 2002]. En cada etapa de reacción también se obtuvo de forma separada gas amargo como subproducto.

3.1.1. Planteamiento del problema.

La planta piloto sólo cuenta con un reactor y con tanques de separación de alta (SAP) y baja presión (SBP) sin recirculación de hidrógeno, mientras que en el diseño del proceso industrial se plantea el uso de dos reactores conectados en serie, un calentador de carga, un compresor de recirculación de hidrógeno y los tanques de separación de alta y baja presión. La **figura 3.1** presenta el diagrama de bloques de proceso de la planta piloto y de la industrial.

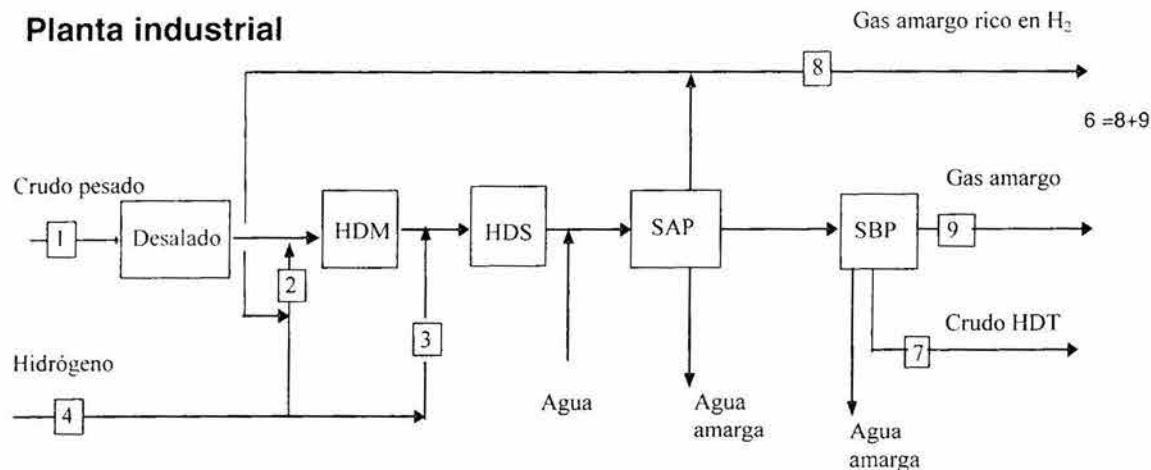
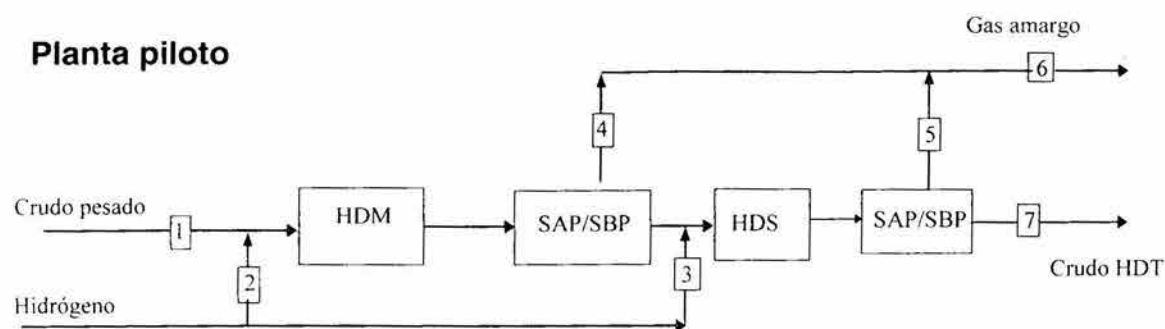


Figura 3.1. Representación de los esquemas de proceso de las plantas piloto e industrial.

Como se puede apreciar, el problema para la extrapolación es que la planta piloto tiene un esquema de proceso diferente al diseño planteado para uso industrial. Las diferencias principales son:

1. La planta piloto no cuenta con calentamiento de carga y el reactor opera en forma isotérmica.
2. La planta piloto no cuenta con recirculación de la corriente de hidrógeno.
3. En la planta piloto no se pueden cuantificar los flujos y composiciones de las corrientes de gas amargo rico en hidrógeno y gas amargo obtenidas en los separadores de alta y de baja presión, respectivamente, pero sí se puede cuantificar el total de ambos gases.
4. El hidrógeno alimentado a cada reactor en la planta piloto es el requerido para cumplir con la relación H_2/HC , por lo tanto, éste es el hidrógeno de recirculación

más el hidrógeno de reposición que se tendría a escala industrial. En este caso es necesario conocer el flujo y la composición de cada corriente para calcular la capacidad del compresor de recirculación, el consumo de hidrógeno y el flujo de hidrógeno de reposición en cada reactor.

Por lo anterior es importante considerar las diferencias entre ambas escalas para fines de extrapolación, tomando en cuenta además las condiciones de operación de los equipos de proceso y las especificaciones de cargas y productos.

3.1.2. Procedimiento de extrapolación.

El procedimiento para extrapolar los resultados de planta piloto a planta industrial es el que se indica a continuación. Los cálculos se realizaron para una planta con capacidad de 9,672 m³/d (porque es la capacidad requerida para alimentar la misma cantidad de la mezcla de crudos a la planta primaria que el caso base). Para el desarrollo de los balances de materia y de energía se utilizó el simulador de procesos HYSYS PROCESS.

1. Identificar las corrientes del proceso industrial considerando el mismo número de corriente que se tiene para la planta piloto (ver figura 3.1).
2. Determinar la composición y el flujo del gas amargo y del crudo hidrotratado con base en los resultados del balance de materia obtenido en la planta piloto. Para esto se usaron los datos de flujos y composiciones de la carga y productos en cada etapa de reacción.
3. Realizar la extrapolación lineal para una carga de 9,672 m³/d con los rendimientos de la planta piloto. La suma de los gases amargos producidos en cada etapa de reacción y el crudo de la segunda etapa de reacción es el que se consideró como especificación a la salida del reactor en la simulación del proceso.
4. Desarrollar la simulación de la planta industrial tomando como datos de entrada la curva de destilación del crudo pesado, la composición a la salida del reactor, la composición de la corriente de hidrógeno y los flujos calculados con la

extrapolación, así como las condiciones de operación de los reactores y los separadores de alta y baja presión de la planta piloto. Los resultados de la simulación permitieron realizar el balance global de materia, de hidrógeno y de azufre. La simulación converge cuando la masa de entrada al reactor es igual a la masa de salida.

5. Desarrollar el balance de hidrógeno de la planta y determinar el flujo de alimentación, el consumo de hidrógeno a cada reactor, el flujo de hidrógeno de reposición, el flujo y la composición del hidrógeno de recirculación, y el flujo y la composición del gas amargo rico en hidrógeno.
6. Determinar el flujo de H₂S contenido en el gas amargo rico en hidrógeno (purga), el flujo de H₂S en la corriente de gas amargo (separador de baja presión) que se envían a endulzamiento y recuperación de azufre y determinar su conversión a azufre.

3.1.3. Resultados.

El balance de materia y energía se realizó con el simulador HYSYS PROCESS siguiendo el procedimiento indicado en el punto 2.3 del capítulo 2. A partir de este balance se efectuó el balance de hidrógeno y de azufre, además se obtuvo la composición del gas amargo rico en hidrógeno y del gas amargo.

Los balances de materia, de hidrógeno y de azufre de la planta piloto y su extrapolación a 6,972 m³/d se presentan en las **tablas 3.1-3.3**, respectivamente.

La extrapolación de la planta piloto a planta industrial se realizó a partir del balance de materia obtenido a nivel piloto, se calcularon los porcentajes peso en la carga y en los productos y con ellos se extrapolaron a una capacidad de planta industrial de 9,672 m³/d como se muestra en la **tabla 3.1**, en ésta se presentan los flujos máxicos de las cargas y productos para cada etapa de reacción (HDM y HDS) y la suma de gases producidos en ambas etapas.

Tabla 3.1. Extrapolación de la planta piloto de HDT de crudo pesado.

	Reactor de HDM			Reactor de HDS			Salida total de gases		
	Piloto		Industrial	Piloto		Industrial	Piloto		Industrial
	g	% peso	kg/h	g	% peso	kg/h	g	% peso	kg/h
Entrada									
Crudo	1125.00	90.43	372,036	1123.95	90.11	371,689			
Hidrógeno	119.00	9.57	39,353	123.38	9.89	40,802			
Total	1244.00	100.00	411,389	1247.33	100.00	412,491			
Salida									
Crudo (C5+)	1123.95	90.35	371,689	1119.25	89.73	370,135			
Gases	120.05	9.65	39,700	128.08	10.27	42,356			
Total	1244.00	100.00	411,389	1247.33	100.00	412,491			
Composición gases									
	g	% peso	kg/h	g	% peso	kg/h	g	% peso	kg/h
H ₂	101.50	84.55	33,566	104.36	81.48	34,512	205.86	82.96	34,512
H ₂ S	12.50	10.41	4,134	18.59	14.51	6,148	31.09	12.53	10,281
C1	1.29	1.07	427	0.94	0.73	311	2.23	0.90	737
C2	1.19	0.99	394	1.38	1.08	456	2.57	1.04	850
C3	1.17	0.97	387	1.25	0.98	413	2.42	0.98	800
C4	0.81	0.67	268	0.75	0.59	248	1.56	0.63	516
C5+	1.59	1.32	526	0.81	0.63	268	2.40	0.97	794
Total	120.05	100.00	39,700	128.08	100.00	42,356	248.13	100.00	48,490

Tabla 3.2. Balance de hidrógeno de las plantas piloto e industrial.

Corriente	Planta piloto (kg/h)	Planta industrial (kg/h)
Hidrógeno alimentado		
Reactor HDM	39,353	39,353
Reactor HDS	40,802	40,802
Hidrógeno consumido		
Reactor HDM	5,787	5,787
Reactor HDS	6,290	6,290
Hidrógeno de reposición		
Reactor HDM	----	6,078
Reactor HDS	----	7,236
Hidrógeno de recirculación	----	33,276
H ₂ en el gas amargo rico en hidrógeno	----	1,029
H ₂ en el gas amargo	----	207
H ₂ en el gas amargo total	34,512	34,512

La suma del hidrógeno de recirculación más el hidrógeno del gas amargo rico en hidrógeno (purga) y el gas amargo de la planta industrial es igual al hidrógeno contenido en la corriente de gas amargo total reportado en la planta piloto.

Tabla 3.3. Balance de azufre de las plantas piloto e industrial.

Corriente	Planta piloto			Planta industrial		
	Masa (kg/h)	Azufre (% peso)	Azufre (kg/h)	Masa (kg/h)	Azufre (% peso)	Azufre (kg/h)
Entrada						
Crudo pesado (S)	372,036	3.57	13,283	372,036	3.57	13,283
Salida						
Crudo HDT (S)	370,135	0.787	2,913	370,135	0.787	2,913
Crudo HDT (H ₂ S)	370,135		749	304,272		1,380
Gas amargo rico en H ₂ (H ₂ S)			-----			1,615
Gas amargo (H ₂ S)			-----			7,353
Gas amargo total (H ₂ S)			9,532			-----
Total			13,194			13,261

Cabe mencionar que una pequeña cantidad de azufre se va con el agua amarga utilizada en el proceso industrial.

En la **figura 3.2** se muestra una comparación entre las curvas de destilación TBP del crudo hidrotratado obtenido en la planta piloto y la estimada mediante simulación de la planta industrial. Se puede observar que la predicción es aceptable por que se encontraron desviaciones máximas de 5°C.

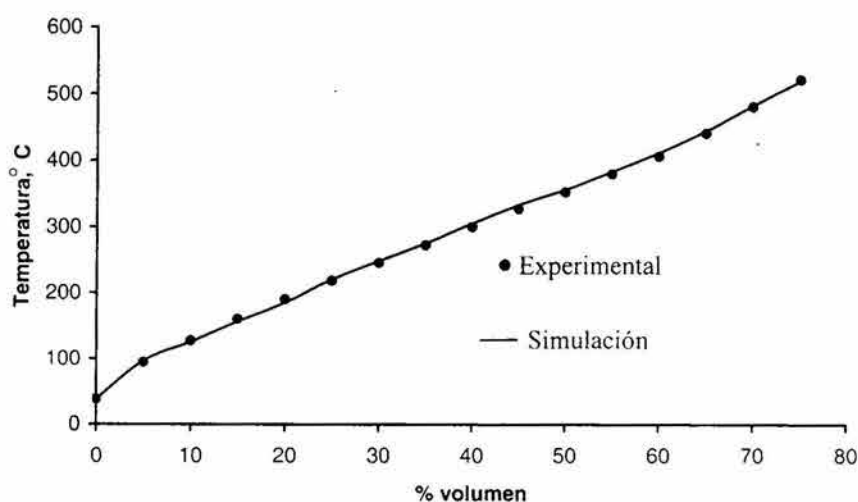


Figura 3.2. Curvas de destilación del crudo hidrotratado.

En la **tabla 3.4** se presentan los flujos por componente de los productos gaseosos obtenidos en la planta piloto extrapolada a 9,672 m³/d y para la planta industrial simulada.

Tabla 3.4. Composición de gases de la planta piloto e industrial.

Componente	Planta piloto	Planta industrial		
	Gas amargo total kg/h	Gas H ₂ (SAP) kg/h	Gas amargo (SBP) kg/h	Gas amargo total kg/h
H ₂	34,512	1,029	206	1,235
H ₂ S	10,281	1,717	7,815	9,532
C1	737	398	322	720
C2	850	188	545	733
C3	800	467	77	544
nC4	516	21	218	239
H ₂ O	0	23	45	68
C5 +	794	114	1,483	1,597
Total	48,490	3,957	10,711	14,668

De esta tabla se observa que el flujo másico del hidrógeno es mayor en la planta piloto que en la simulación de la planta industrial (34,512 vs 1,325 kg/h). El valor de 34,512 kg/h corresponde al producto del segundo reactor. En la planta industrial los gases amargos formados y el hidrógeno que no reaccionó en el primer reactor pasan al segundo reactor, en éste se agrega un volumen de hidrógeno de reposición para cumplir con la relación H₂/HC establecida, los gases amargos formados en este reactor se suman con los gases amargos formados en el primer reactor, y el hidrógeno que no reaccionó se envía al separador de alta presión junto con los gases amargos totales y de ahí se separa la corriente de recirculación de hidrógeno que alimenta al primer reactor.

La corriente de recirculación de la planta industrial es de 33,276 kg/h de hidrógeno (**tabla 3.2**), por lo que la diferencia de estos valores es de 1,236 kg/h, que es el valor reportado en el gas amargo total de la planta industrial.

Los flujos de todos los demás componentes que integran el gas amargo son muy similares, la suma de los componentes H₂S hasta C5+ del gas es de 13,978 kg/h para la planta piloto y 14,433 kg/h para la planta industrial, con lo cual se obtiene un porcentaje de error de 3.89%. Mediante la simulación fue posible determinar cuánto y qué composición presenta el gas amargo rico en hidrógeno obtenido en el separador de alta presión y el gas amargo producido en el separador de baja presión, lo cual no se dispone con los datos de la planta piloto.

3.2. Análisis energético de la planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado.

El análisis energético desarrollado para la planta de hidrotratamiento de crudo pesado consistió en la determinación de las tablas de las corrientes calientes y frías del proceso, el consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo unitario de energía, el área de transferencia de calor, la determinación de la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta, la red de intercambiadores de calor y el índice de intensidad energética. Para el análisis energético se utilizó el simulador XH-NET que trabaja con la plataforma del simulador HYSYS PROCESS.

Para el análisis energético se empleó el procedimiento indicado en el punto 2.6 del capítulo 2 (cálculo del la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambiadores de calor) y las ecuaciones reportadas en los apartados 1.2.2 y 1.3.2 del capítulo 1 (cálculo del consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo unitario de energía, el índice de intensidad energética y el área de transferencia de calor).

La planta de hidrotratamiento de crudo pesado está diseñada para procesar 9,672 m³/d de crudo 100% pesado. La finalidad de la planta es la hidrogenación catalítica de los compuestos metálicos, azufre, nitrógeno y aromáticos presentes en la carga, para obtener crudo hidrotratado con características similares al crudo ligero. Para cumplir con esta función la planta de hidrotratamiento consta de las siguientes secciones: de precalentamiento de carga y desalado, de reacción y de separación.

3.2.1. Corrientes de proceso.

Los datos de las corrientes de proceso de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado se muestran en la **tabla 3.5**, ésta presenta las temperaturas de las corrientes frías, las temperaturas de las corrientes calientes y el coeficiente global de transferencia de calor.

Tabla 3.5. Corrientes de proceso de la planta HDT de crudo pesado.

Clave	Servicio	Q	T1	T2	t1	t2	U
		MMKJ/h	°C	°C	°C	°C	KJ/h m ² °C
EA-101	Cambiador crudo-efluente del reactor	87.01	432	95	30	144	1350.05
EA-102	Cambiador agua p/desalado-salmuera	11.19	143	50	20	111	654.32
EA-103	Cambiador agua p/desalado-efluente del reactor	4.09	432	418	112	144	856.32
EA-104	Cambiador crudo desalado-efluente del reactor	443.90	383	125	111	370	1430.92
EA-105	Segundo enfriador del efluente del reactor	76.54	93	50	32	42	1234.27

3.2.2. Consumo de servicios auxiliares.

La **tabla 3.6** presenta el consumo neto de servicios auxiliares para la operación de la planta de HDT de crudo pesado.

Tabla 3.6. Consumo de servicios auxiliares de la planta HDT de crudo pesado.

Servicio	Unidad	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	1,621	56.31
Vapor de media presión	ton/h	11.2	13.94
Vapor de baja presión	ton/h	-4.11	-4.93
Agua de enfriamiento	m ³ /h	1,681	76.54
Energía eléctrica	Kw/h	112.4	0.41
Total			142.27

Nota: el valor negativo indica generación.

3.2.3. Consumo unitario de energía.

Una forma de evaluar el comportamiento energético de la planta de HDT de crudo pesado es utilizar el consumo de energía por barril de carga alimentado. En la **tabla 3.7** se presentan estos resultados.

Tabla 3.7. Consumo de energía de la planta HDT de crudo pesado.

Concepto	Unidad	Valor
Consumo real de energía	MMKJ/h	142.27
Capacidad de operación	m ³ /d	9,672
Consumo de energía	MKJ/ m³	353.02

3.2.4. Área de transferencia de calor.

Los resultados del cálculo del área de transferencia de calor se presentan en la **tabla 3.8**, en ésta se muestran las temperaturas del fluido caliente y del fluido frío, la temperatura media logarítmica (LMTD) y el área de transferencia para cada intercambiador de calor. De esta tabla se puede observar que el área total de transferencia del proceso es de 28,584 m².

Tabla 3.8. Área de transferencia de calor de los intercambiadores.

Clave	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²
EA-101	288	65	150	473
EA-102	31.5	30	31	651
EA-103	288	307	297	18
EA-104	13	14	13	25,289
EA-105	51	18	32	2,153
Total				28,584

3.2.5. ΔT mínima óptima.

La ΔT mínima óptima obtenida en el análisis energético resultó de 37°C , la cual es similar a la reportada para plantas de hidrotreatmento de residuos de 40°C [Linnhoff March, 1998].

3.2.6. Curva compuesta.

La **figura 3.3** muestra la curva compuesta (corrientes calientes y frías) de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado.

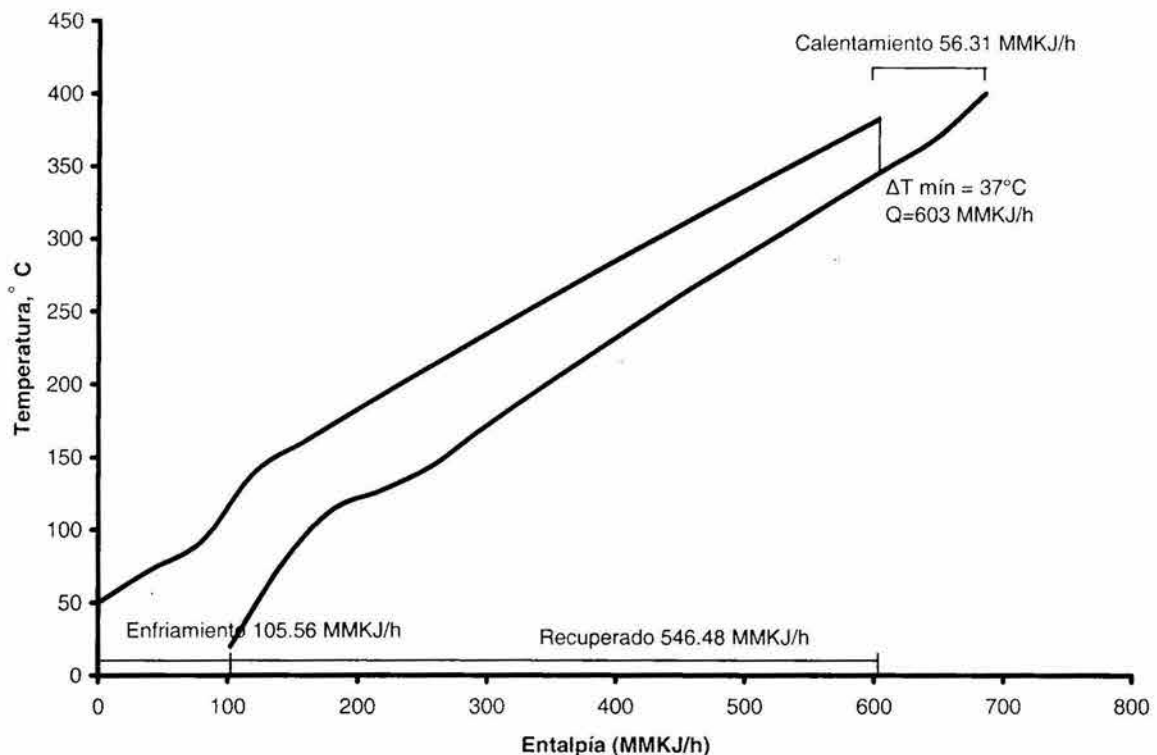


Figura 3.3. Curva compuesta de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado.

En la **tabla 3.9** se observan los requerimientos de calentamiento y de enfriamiento, el calor recuperado y la temperatura de pinch para las corrientes caliente y fría.

Tabla 3.9. Resultados energéticos de la planta HDT de crudo pesado.

Concepto	Unidades	Valor
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	56.31
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	105.56
Calor recuperado	MMKJ/h	546.48
Temperatura pinch corriente caliente	°C	382.15
Temperatura pinch corriente fría	°C	345.10

3.2.7. Gran curva compuesta.

La **figura 3.4** muestra la gran curva compuesta de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado. En esta figura se observa la cantidad de energía requerida en el proceso y los niveles de temperatura en que se necesita la energía.

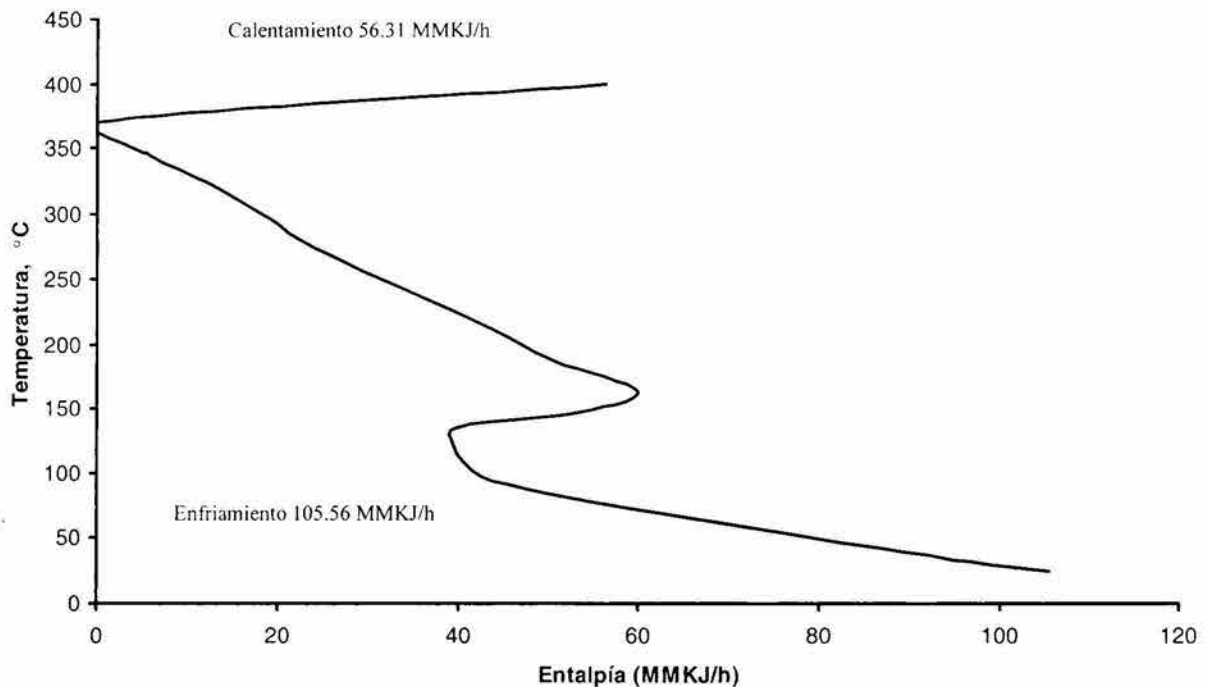


Figura 3.4. Gran curva compuesta de la planta de HDT de crudo pesado.

3.2.8. Red de intercambio térmico.

La red de recuperación de calor es uno de los componentes cruciales de una planta de proceso, dado que su tarea es intercambiar calor entre las corrientes de proceso con el propósito de reducir los requerimientos de calentamiento y de enfriamiento. La **figura 3.5** presenta la red de intercambio térmico para la planta de HDT de crudo pesado.

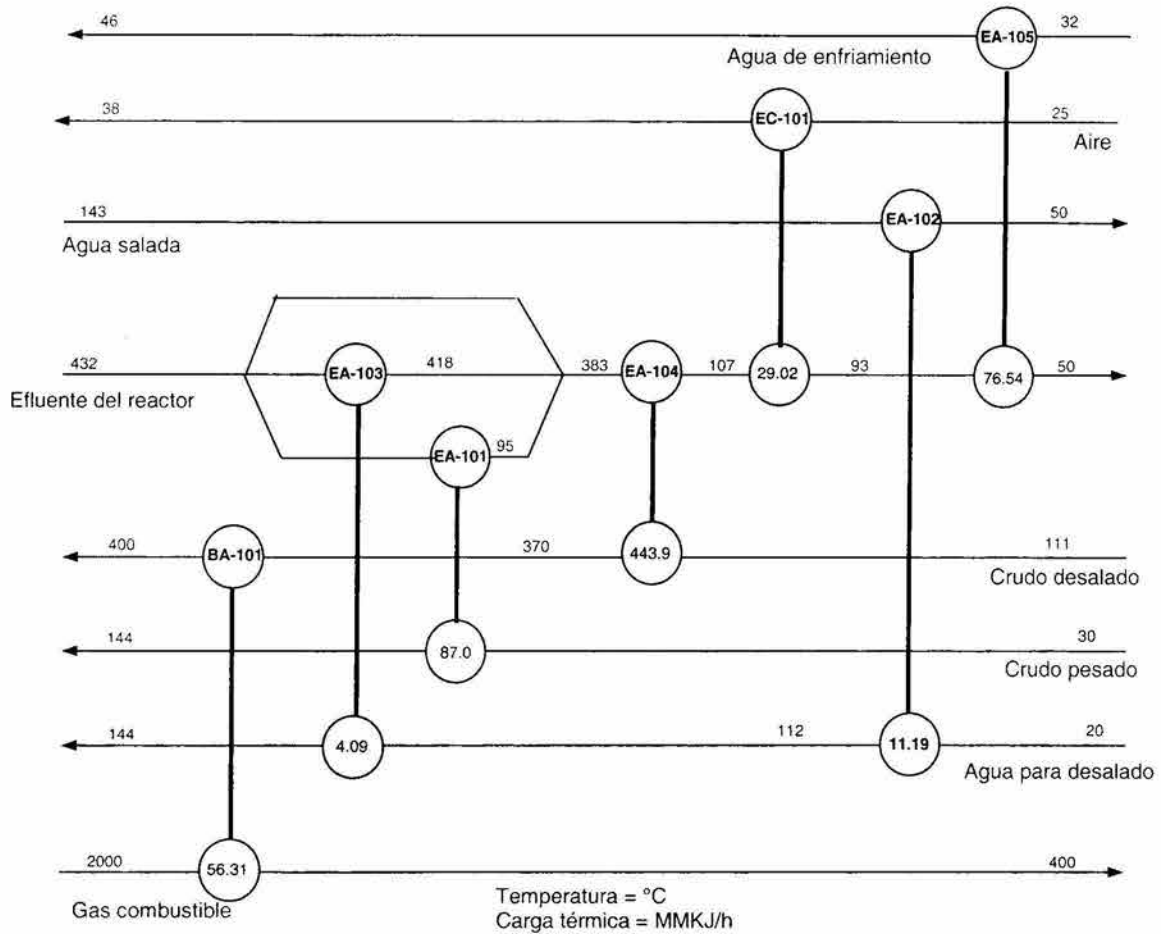


Figura 3.5. Red de intercambio térmico de la planta de HDT de crudo pesado.

3.2.9. Índice de intensidad energética.

En la actualidad no se encuentra a nivel industrial una planta de hidrot ratamiento de crudo pesado, por tal motivo no se tiene evaluado el consumo estándar de energía,

lo que se tiene es el consumo en plantas similares. La **tabla 3.10** presenta el consumo estándar de plantas similares y las secciones que las integran.

Tabla 3.10. Consumo de energía estándar de plantas de hidrotratamiento.

Planta	Consumo estándar (MKJ/m ³)	Secciones
Hidrodesulfuradora de naftas	530.88	Reacción y fraccionamiento.
Hidrodesulfuradora de turbosina	597.23	Reacción y fraccionamiento.
Hidrodesulfuradora de diesel	597.23	Reacción y fraccionamiento.
Hidrodesulfuradora de gasóleos		Reacción, fraccionamiento, purificación y compresión de hidrógeno de recirculación.
Presión < 10,443 kPa	796.29	
Presión > 10,443 kPa	1,128.05	
Hidrodesintegradora de residuales, H-Oil	1,658.87	Compresión, purificación y recirculación de hidrógeno, fraccionamiento, reactor, calentadores y procesamiento de ligeros, producción de hidrógeno y recuperación de azufre.
LC-fining	2,322.45	Compresión, purificación y recirculación de hidrógeno, fraccionamiento, reactor, calentadores y procesamiento de ligeros, producción de hidrógeno y recuperación de azufre.

Solomon Associates Inc., "North and South American, 1998 fuels refinery performance analysis", Worldwide Lube Refinery Performance Analysis, USA (1998).

La planta de hidrotratamiento de crudo pesado cuenta con el calentador de carga, los reactores y la recirculación de hidrógeno, lo cual equivale a la sección de reacción de las plantas de hidrotratamiento de naftas, turbosina, diesel y gasóleos, como se puede ver en éstas el consumo de energía estándar está en función de las características de la carga (°API), de la presión de operación del reactor y de la reposición y recirculación de hidrógeno.

La **tabla 3.11** presenta la comparación entre el hidrógeno de reposición, el hidrógeno de recirculación y el hidrógeno alimentado al reactor, asimismo se presenta la relación hidrógeno-hidrocarburo requerido para plantas de hidrotratamiento de nafta,

turbosina, diesel, gasóleos, H-Oil e hidrotratamiento de crudo pesado. El flujo de hidrógeno se encuentra a una pureza de 100%.

Tabla 3.11. Hidrógeno de reposición, de recirculación y de alimentación al reactor en plantas de hidrotratamiento.

Planta	Densidad de carga kg/m ³	H ₂ de reposición m ³ H ₂ /m ³ carga	H ₂ de recirculación m ³ H ₂ /m ³ carga	Alimentación al reactor m ³ H ₂ /m ³ carga
Hidrodesulfuradora de naftas	747	18.0	337.8	356.0
Hidrodesulfuradora de turbosina	814	40.4	315.4	356.0
Hidrodesulfuradora de diesel	869	61.8	29.4	356.0
Hidrodesulfuradora de gasóleos	912	171.6	972.9	1144.5
Hidrotratamiento de crudo pesado	923	156.8	733.2	890.0
Hidrodesintegradora de residuales	1042	414.9	769.0	1183.9

De las tablas anteriores se concluye que la planta de hidrotratamiento con base en la carga (densidad 923 kg/m³) y por la presión del sistema de reacción se parece a la planta de hidrotratamiento de gasóleos con presión menor a 10,443 kPa. Por el flujo de reposición y recirculación de hidrógeno se parece también a la planta de hidrotratamiento de gasóleos. Por lo anterior el valor del consumo estándar de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado debe estar por debajo de 796.29 MKJ/m³. A este valor se le debe eliminar el consumo estándar de la sección de fraccionamiento y de la purificación del hidrógeno de recirculación, ya que la planta de hidrotratamiento de crudo pesado no presenta estas secciones.

La sección de fraccionamiento de la planta de hidrotratamiento de gasóleos consta de una torre de fraccionamiento con una torre agotadora de diesel operando a 196 kPa man. de presión, con calentador de la carga, por lo tanto el consumo estándar debe ser menor a una planta de destilación atmosférica, porque esta última contiene la sección de desalado, de despunte, de precalentamiento de la carga y agotadores de turbosina, querosina y diesel. El consumo de energía estándar para una planta primaria con carga de crudo pesado hidrotratado (28.64 °API) es de 501.82 MKJ/ m³ (ver integración energética de la planta en el capítulo 6). Realizando un análisis porcentual del consumo de servicios auxiliares y la energía asociada en los equipos por unidad de carga y con la eliminación de los agotadores de turbosina y querosina,

del desalado y del precalentamiento de carga de la planta primaria se obtiene una contribución del 43.16%. Afectando este porcentaje al consumo estándar de la misma se obtiene un valor de 216.54 MKJ/ m³, el cual es el equivalente a la sección de fraccionamiento de la planta de hidrotreatmento de gasóleos.

La sección de purificación y compresión de hidrógeno de recirculación equivale a una planta purificadora de hidrógeno (PSA), la cual tiene un consumo estándar de energía de 132.70 MKJ/ m³ [Solomon Associates, 1998].

Con lo anterior se estima que la planta de hidrotreatmento de crudo pesado presenta un consumo estándar de 447.04 MKJ/ m³.

Por otro lado, se dispone de la ecuación general para el cálculo de consumo estándar en procesos de hidrotreatmento en función de la presión y del flujo de reposición de hidrógeno [Solomon Associates, 1998].

$$MBTU/bbl = 70 + (0.055 \times \text{presión de reacción (psig)}) \quad (3.1)$$

Esta ecuación es válida para presiones entre 4,238 y 17,338 kPa y para flujos de reposición de hidrógeno de 26.7 y 178 m³H₂/m³carga. La cual incluye procesos con las siguientes secciones: calentador de carga, reactores, purificación y compresión de hidrógeno y fraccionamiento.

El consumo estándar de energía calculado con la ecuación anterior es de 827.79 MKJ/ m³, si se elimina la sección de fraccionamiento y la purificación de hidrógeno (349.24 MMKJ/ m³) se obtiene un valor de 478.55 MKJ/ m³.

Lo anterior confirma el consumo estándar de energía encontrado previamente para la planta de hidrotreatmento de crudo pesado. El promedio de ambos valores es de 462.79 MKJ/ m³.

Con este valor promedio el índice de intensidad energética calculado para la planta de hidrotratamiento de crudo pesado es de 76.27.

Como conclusiones a este capítulo se puede afirmar que:

1. Con base en los resultados comparativos del balance de materia, de hidrógeno y de azufre se observaron diferencias porcentuales de 0.5% entre la planta piloto extrapolada y los calculados por simulación, por lo que se puede concluir que aún con configuraciones diferentes es posible realizar la extrapolación de resultados experimentales de planta piloto a planta industrial con el fin de realizar el análisis energético del proceso.
2. El análisis energético realizado a la planta de hidrotratamiento de crudo pesado indica que éste es un proceso con alto potencial, lo que permitió la optimización de las redes de intercambio de calor utilizando la tecnología de punto de pliegue (pinch), minimizando con ello los requerimientos de energía de calentamiento y de enfriamiento externos e incrementando el calor recuperado entre las corrientes de proceso.
3. El proceso de hidrotratamiento de crudo pesado presenta un consumo unitario de energía de 353.02 MKJ/m³, una área de transferencia total de 28,584 m², una ΔT mín óptima de 37°C, requerimientos de calentamiento y enfriamiento de 56.31 y 105.56 MMKJ/h, respectivamente, un calor recuperado de 546.48 MMKJ/h y un índice de intensidad energética de 76.27.

4. INTEGRACIÓN DE LA PLANTA DE HIDROTRAMIENTO DE CRUDO PESADO EN EL ESQUEMA REAL DE REFINACIÓN.

Se realizó la integración de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado en el esquema de refinación tipo FCC (caso de estudio), tomando como base las simulaciones de la validación del esquema del caso base (capítulo 2) y los resultados experimentales de las plantas piloto (de destilación primaria, de destilación al vacío, hidrotreatmento de naftas, de turbosina y de diesel, reformadora de naftas y desintegración catalítica) con procesamiento del crudo hidrotreatado y sus fracciones; es decir, se cambiaron únicamente las especificaciones de la carga y las condiciones de operación de los reactores en las simulaciones de cada una de las plantas.

El caso de estudio presenta el mismo esquema de proceso que el caso base, la única diferencia es que el crudo pesado que se alimenta a la refinería se procesa en la planta de hidrotreatmento de crudo pesado, el crudo hidrotreatado producto se mezcla con el crudo ligero y ambos se alimentan a la planta primaria, para continuar con el mismo esquema de procesamiento.

Por lo anterior, los casos base y de estudio son muy similares, la única diferencia es la calidad del crudo alimentado a la planta primaria, y que al incorporarse al esquema de procesamiento provoca que las capacidades de operación de las plantas de proceso sean diferentes, por lo tanto, el volumen de productos finales también es diferente con base en los rendimientos del crudo alimentado al esquema de refinación.

Por otro lado, al alimentar la carga con menor concentración de contaminantes (azufre, metales, nitrógeno, asfaltenos, etc.) a las plantas hidrosulfuradoras de naftas, turbosina y diesel, y de desintegración catalítica, éstas operaran a menor temperatura de reacción, con menor consumo de hidrógeno y de servicios auxiliares, etc., obteniendo con ello ahorros energéticos y por lo tanto económicos.

Este capítulo presenta los resultados de la experimentación realizada en las plantas piloto y los análisis técnico, económico y energético efectuados al esquema de refinación por la adición de la planta de hidrotreamiento de crudo pesado, con lo anterior, se realizó un análisis diferencial entre el caso base y el caso de estudio.

4.1. Experimentación a escala planta piloto.

La experimentación a escala planta piloto con la mezcla de crudo hidrotreadado y ligero se inició con la destilación TBP. Se preparó una mezcla en la relación volumétrica requerida con base al caso actual, 43% crudo hidrotreadado y 57% crudo ligero. La temperatura de corte de cada una de las fracciones fue la misma que para el caso base. Las fracciones obtenidas de la destilación se caracterizaron (propiedades físicas y químicas) antes de alimentarse a las plantas corriente abajo.

Para la planta hidrodeshulfuradora de naftas (corte C5-172°C) se diseñó una serie de experimentaciones con tres niveles de temperatura 270, 290 y 310°C y a las mismas condiciones de presión, de espacio velocidad y relación hidrógeno/hidrocarburo del reactor de hidrodeshulfuración que el caso base. Con las características de la carga alimentada (0.059% peso de azufre), la temperatura de operación resultante para igualar la especificación de los productos del caso base fue 270°C.

Para la planta hidrodeshulfuradora de turbosina (corte 172-250°C) también se realizaron tres corridas con niveles de temperatura de 280, 300 y 320°C a las mismas condiciones de presión, de espacio velocidad y relación hidrógeno/hidrocarburo del reactor de hidrodeshulfuración que el caso base. La carga alimentada a la planta tiene 0.374 % peso de azufre y la especificación de la turbosina producto del caso base es de 0.3% peso, sólo se tiene que remover al menos 0.074% peso de azufre. La temperatura que cumplió la especificación fue la de 280°C, además el producto tuvo 60% menos concentración de azufre que la especificación del caso base.

Para la planta hidrodesulfuradora de diesel (corte 250-362°C) se preparó una serie de experimentaciones con tres niveles de temperatura 340, 360 y 380°C y a las mismas condiciones de presión, relación hidrógeno/hidrocarburo y de espacio velocidad del reactor de hidrodesulfurización que el caso base. Con las características de la carga alimentada (1.023% peso de azufre), la temperatura de operación resultante para igualar la especificación del diesel producto de 0.5% peso del caso base fue 340°C. Cabe mencionar que el diesel producto presentó 75% menos concentración de azufre que la especificación del caso base.

La experimentación de la planta catalítica (corte 362-538°C) se llevó a cabo a nivel microreacción a una temperatura de reacción de 520°C con las mismas condiciones de presión, espacio velocidad y relación C/O que el caso base. La concentración de azufre en la carga disminuyó en 35.71% en el caso de estudio con respecto al caso base, por lo mismo, la concentración de azufre en la nafta producto disminuyó en 38.46%.

Para la planta reformadora de naftas sólo se realizó una experimentación a las mismas condiciones de reacción del caso base y únicamente se cambió la carga de alimentación.

Además de la mejora en la calidad de los productos en la mayoría de las plantas se observaron mayores rendimientos de productos que en el caso base.

4.2. Análisis técnico.

El análisis técnico de la integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de refinación (caso de estudio) consiste en la determinación de las materias primas requeridas, del diagrama de flujo de proceso, del balance de materia, de los requerimientos de servicios auxiliares, del balance de hidrógeno y gas combustible y del balance general de materia donde se indica los productos finales, y su comparación con los obtenidos en el caso base.

4.2.1. Materias primas.

En la **figura 4.1** se observa la tabla comparativa de las propiedades principales de los crudos alimentados, las temperaturas de corte, la distribución volumétrica y de azufre para el caso base y caso de estudio.

En esta figura se observa que con las mismas temperaturas de corte los rendimientos de destilados intermedios y gasóleos son mayores en el caso de estudio que en el caso base, asimismo la concentración de azufre en los destilados son menores en el caso de estudio que en el caso base por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

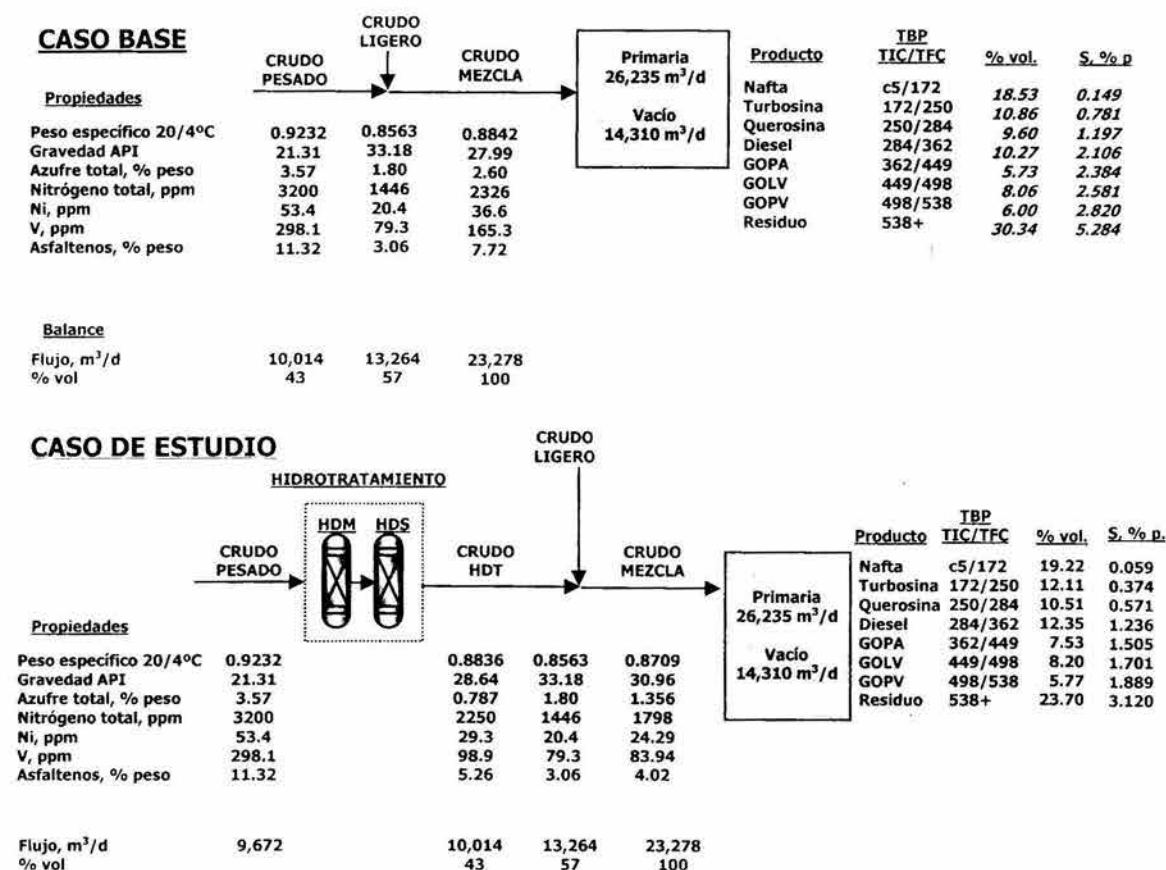


Figura 4.1. Propiedades principales de los crudos, temperatura de corte, distribución volumétrica y de azufre para los casos base y de estudio.

El volumen de la mezcla de crudo alimentado en el caso de estudio es de 22,935 m³/d y en el caso base es de 23,278 m³/d. Esta diferencia se debe a que en la planta de hidrotreatmento de crudo pesado se tiene una expansión volumétrica con base al crudo alimentado debido a la desintegración de los compuestos pesados. Con la carga de 9,672 m³/d de crudo a la planta de hidrotreatmento de crudo pesado se obtienen 10,014 m³/d de crudo hidrotreatado los cuales se mezclan con 13,264 m³/d de crudo ligero y se envían a la planta de destilación primaria con el fin de mantener la misma base de comparación que con el caso base (10,014 m³/d de crudo pesado y 13,264 m³/d de crudo ligero).

4.2.2. Diagrama de flujo de proceso.

Los diagramas de flujo de proceso de los casos desarrollados se presentan en las *figura 4.2.a y 4.2.b.*

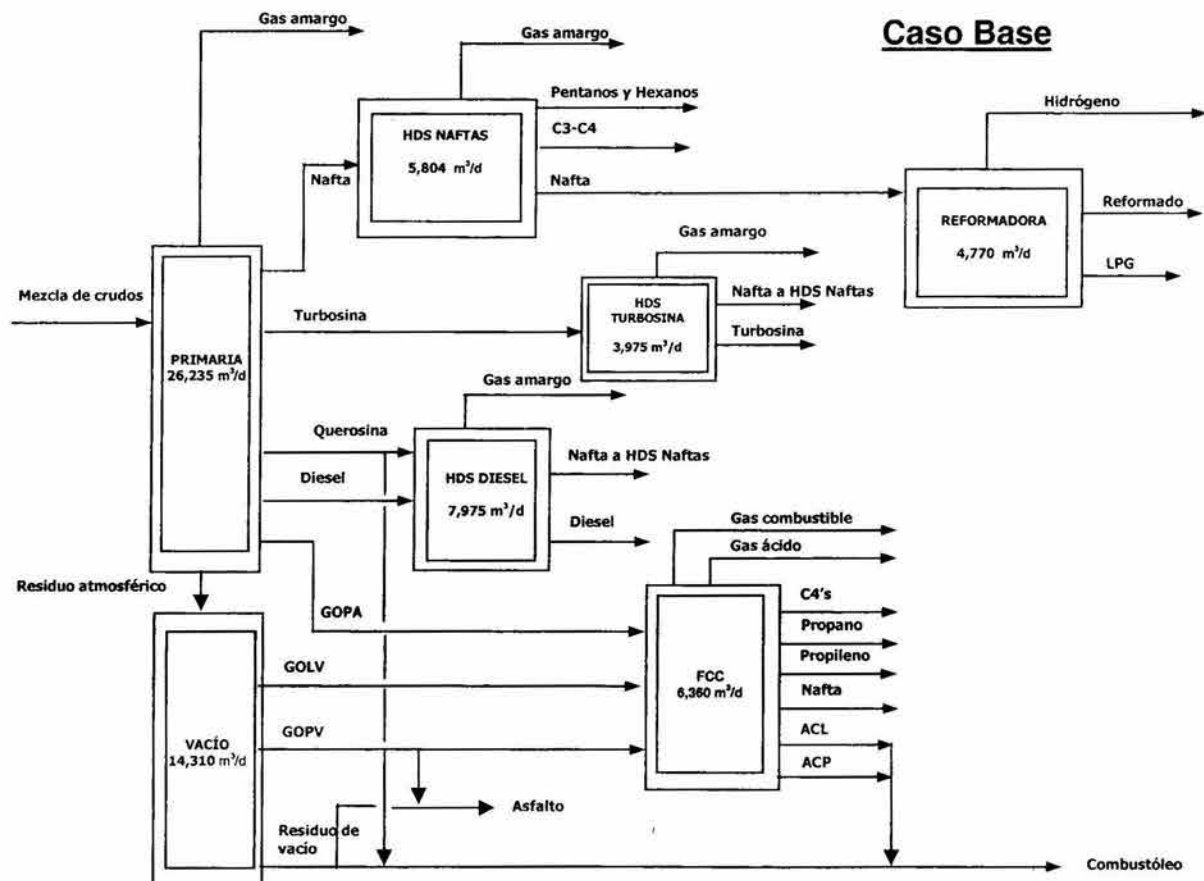


Figura 4.2.a. Diagrama de flujo de proceso del caso base.

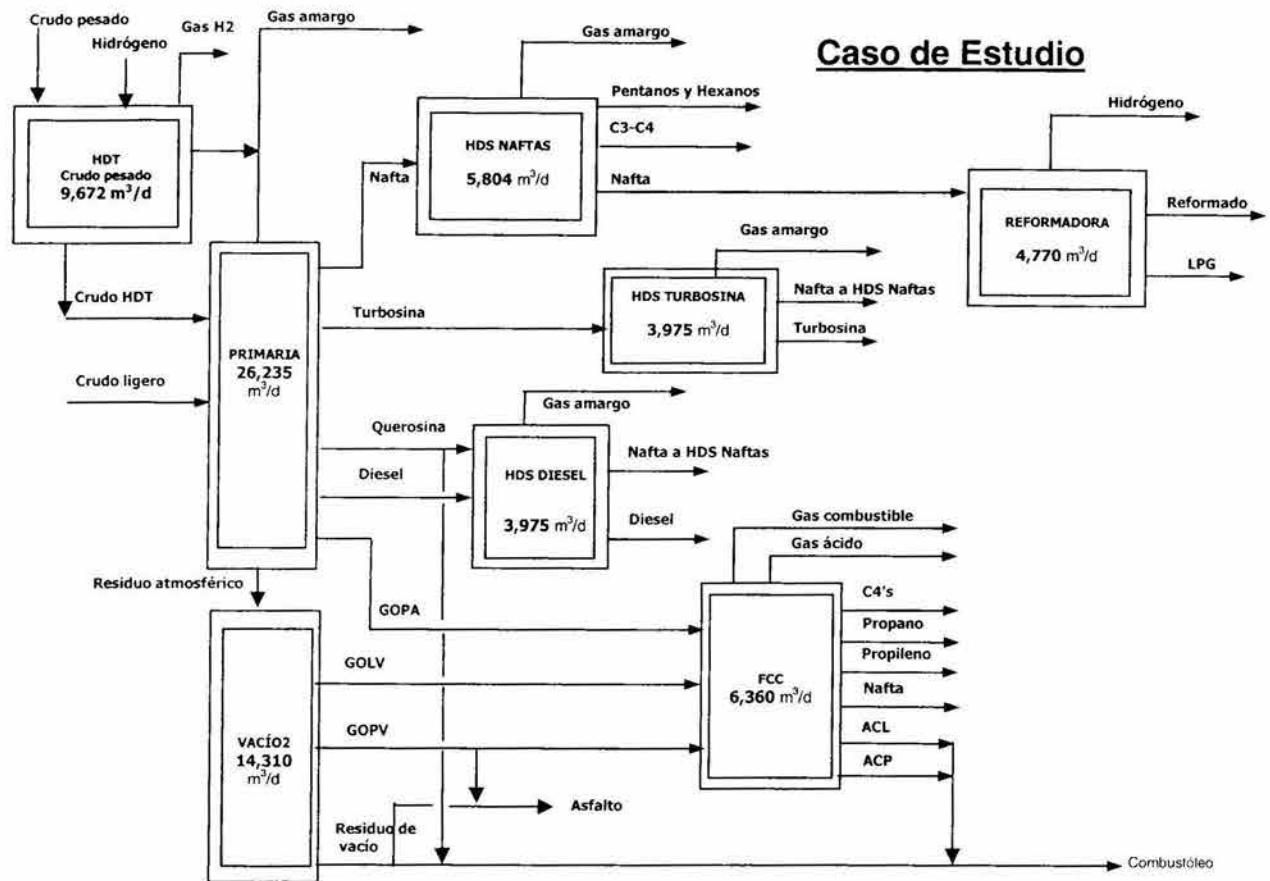


Figura 4.2.b. Diagrama de flujo de proceso del caso de estudio.

4.2.3. Balance de materia.

El balance global de materia para el caso de estudio se desarrolló tomando como base los rendimientos obtenidos a nivel piloto de las plantas primaria, hidrodesulfuradoras de naftas, turbosina y diesel, reformadora y FCC, con su extrapolación a nivel industrial por medio de la simulación de los procesos. La extrapolación se realizó en forma lineal siguiendo el procedimiento indicado en el apartado 3.1 del capítulo 3.

La **figura 4.3** presenta el balance global de materia para el caso de estudio y la comparación con el caso base.

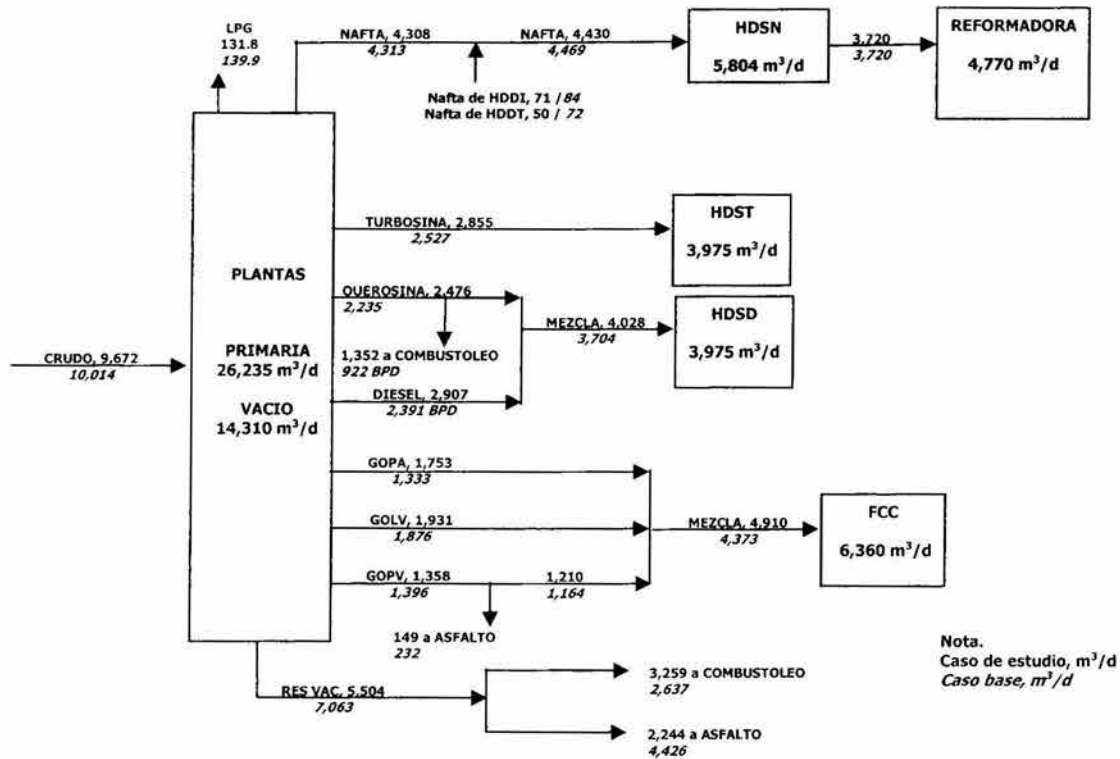


Figura 4.3. Balance de materia de los casos base y de estudio.

De la figura se observa que en el caso de estudio las capacidades de operación de las plantas hidrodesulfuradora de diesel y turbosina incrementan en 8.5 y 12.9 %, respectivamente, en comparación con el caso base, asimismo la planta FCC se incrementa en 12.3%. La planta de vacío disminuye en 14.9% su capacidad de operación, mientras que la planta hidrodesulfuradora de naftas presenta una diferencia porcentual de 0.88, la planta reformadora de naftas permanece igual. Este incremento en la capacidad de operación se debe principalmente a que el crudo hidrotratado alimentado en la planta primaria tiene mayores rendimientos de destilados intermedios y gasóleos, y menor rendimiento de residuo en comparación con el crudo pesado.

4.2.4. Servicios auxiliares.

En la **tabla 4.1** se indican los requerimientos de servicios auxiliares para cada uno de los casos desarrollados.

Tabla 4.1. Consumo de servicios auxiliares para los casos base y de estudio.

Servicios auxiliares	Unidad s	Base	Estudio
Vapor de alta presión	Kg/h	49,740	52,700
Vapor de media presión	Kg/h	60,870	70,238
Vapor de baja presión	Kg/h	75,810	75,007
Energía eléctrica	Kw-h	6,053	6,730
Agua de enfriamiento	m ³ /h	13,303	14,298
Gas combustible	m ³ std/h	20,626	21,569
Agua de proceso	m ³ /h	17	37
Condensado	Kg/h	-103,995	-125,003
Agua para desalado	m ³ /h	78	96

Nota: El signo negativo indica generación

De la tabla se observa que el consumo de servicios auxiliares (vapor de alta y media presión, energía eléctrica y agua de enfriamiento, de proceso y de desalado) son mayores en el caso de estudio debido a la adición de la planta de hidrotreamiento de crudo pesado y porque las plantas hidrosulfuradoras de destilados intermedios y de desintegración catalítica tienen mayor capacidad de operación. Si se compara el consumo de energía por barril procesado entre ambos casos, las plantas de proceso del caso de estudio son mejores energéticamente (ver análisis energético por planta en el capítulo 6).

4.2.5. Balance de hidrógeno.

En la **figura 4.4** se presenta el balance de hidrógeno de los dos casos desarrollados, este balance indica los flujos volumétricos de hidrógeno al 100% de pureza de las plantas que generan y consumen. El hidrógeno excedente de la planta reformadora que no se consume en las plantas hidrosulfuradoras se envía como gas combustible en el caso base, mientras que en el caso de estudio este hidrógeno se alimenta a la planta de hidrotreamiento de crudo pesado y sólo se demanda como materia prima el faltante para el proceso.

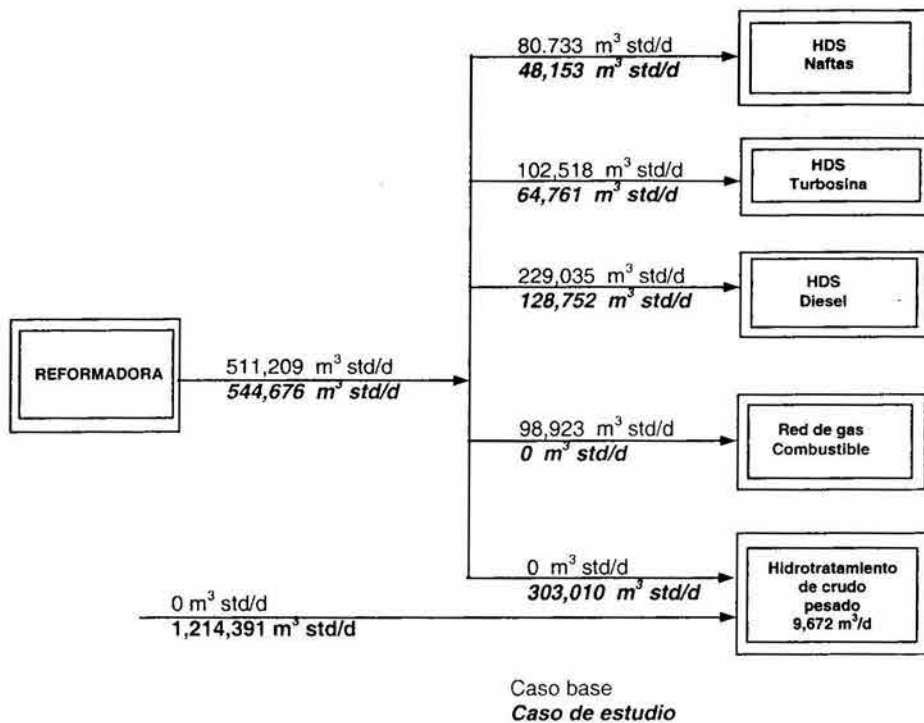


Figura 4.4. Balance de hidrógeno de los casos base y de estudio.

4.2.6. Balance de gas combustible.

El gas combustible que se genera en las plantas de refinación se envía a la red de gas combustible y de ahí a los equipos de calentamiento a fuego directo, para ambos casos se requiere de la importación de gas combustible para satisfacer los requerimientos en las plantas de proceso. La **tabla 4.2** presenta el balance de gas combustible, la carga térmica requerida y la producida por cada planta de proceso. Cabe mencionar que las únicas plantas que generan gas combustible en el esquema de proceso tipo FCC son las plantas reformadora de nafta y de desintegración catalítica.

Se requieren 276,952 m³std/d de gas combustible para el caso base y 170,252 m³std/d para el caso de estudio para cumplir con el requerimiento de gas combustible en el esquema de proceso.

Tabla 4.2. Balance de gas combustible para los casos base y de estudio.

Planta	Caso base		Caso de estudio	
	Consumo m ³ std/d	Generación m ³ std/d	Consumo m ³ std/d	Generación m ³ std/d
Hidrotratamiento de crudo pesado			38,904	
Destilación primaria	293,712	---	208,888	---
Destilación al vacío	85,056	---	64,037	---
Hidrosulfuradora de naftas	32,136	---	25,800	---
Hidrosulfuradora de turbosina	20,718	---	19,282	---
Hidrosulfuradora de diesel	21,062	---	15,749	---
Reformadora de naftas	63,024	15,534	64,992	16,231
Desintegración catalítica	---	184,907	---	251,168
Total	515,708	200,441	398,748	267,399
Total (MMKJ/d)	17,666	6,866	14,992	9,160
H ₂ a gas combustible	---	98,926	---	---
Total (MMKJ/d)	---	1,315	---	---
Requerimiento				
Gas combustible (MMKJ/d)	9,487		5,832	
Gas combustible (m ³ std/d)	276,952		170,252	

Por otro lado, en la **tabla 4.3** se presenta la generación de gas amargo rico en hidrógeno producido en las plantas hidrosulfuradoras y el gas amargo producto de las plantas de proceso que integran el esquema, los cuales se envían como producto final.

El gas amargo rico en hidrógeno se genera en los separadores de alta presión de las plantas hidrosulfuradoras, la concentración de hidrógeno en esta corriente se encuentra en el intervalo de 75 a 80% de pureza. Los gases amargos se obtienen en los separadores de baja presión y en las torres fraccionadoras de las plantas.

Tabla 4.3. Generación de gas amargo rico en hidrógeno y gas amargo.

Planta	Caso base		Caso de estudio	
	Gas amargo rico en H ₂ m ³ std/d	Gas amargo m ³ std/d	Gas amargo rico en H ₂ m ³ std/d	Gas amargo m ³ std/d
Hidrotratamiento de crudo pesado	---	---	312,869	343,565
Destilación primaria	---	46,837	---	5,426
Destilación al vacío	---	32,225	---	4,265
Hidrosulfuradora de naftas	58,392	60,260	59,529	61,265
Hidrosulfuradora de turbosina	30,831	31,478	31,540	32,662
Hidrosulfuradora de diesel	41,558	43,091	42,306	43,528
Reformadora de naftas	---	---	---	---
Desintegración catalítica	---	---	---	---
Total	130,781	213,891	446,244	490,711

4.2.7. Balance general.

La **figura 4.5** presenta el balance general de materias primas y productos del esquema de proceso para los casos desarrollados.

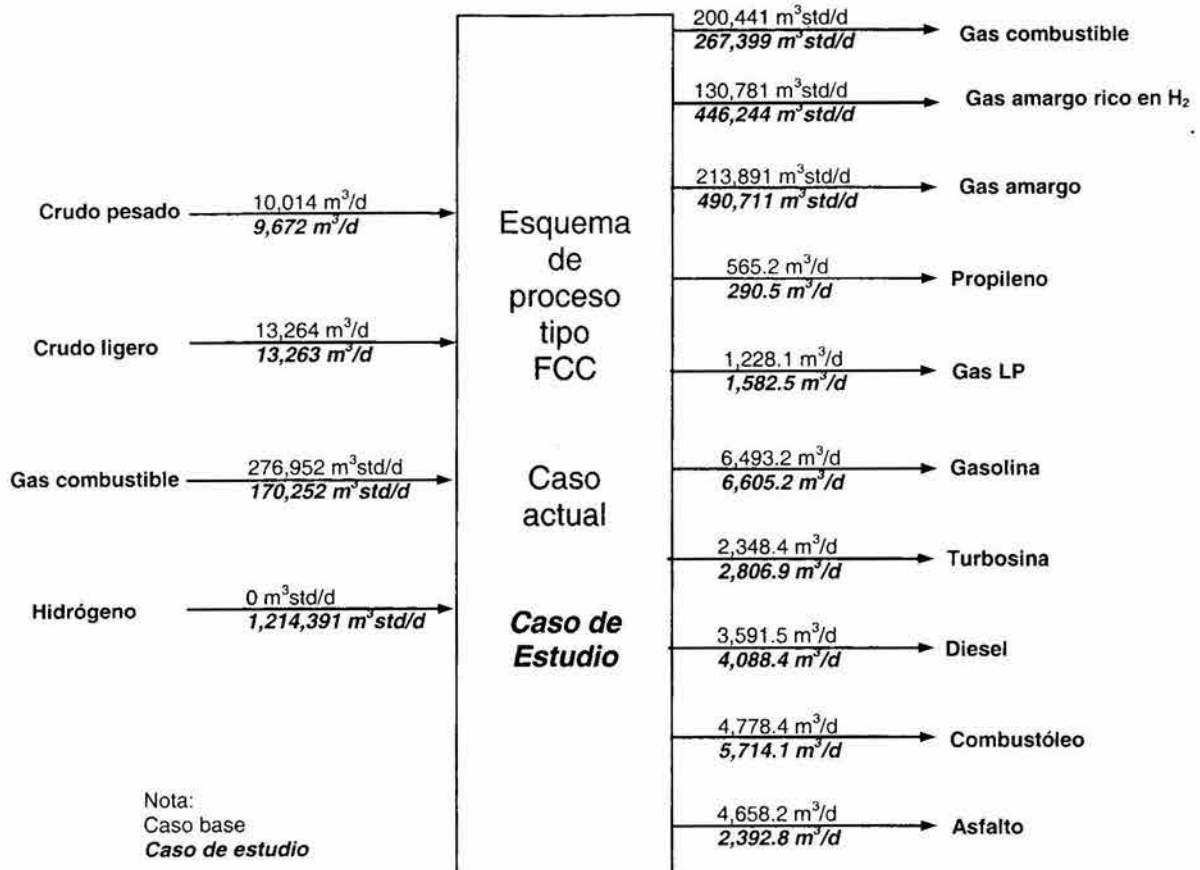


Figura 4.5. Balance de materias primas y productos de los casos base y de estudio.

De la figura se observa lo siguiente:

1. Se obtiene 112 m³/d más de gasolina en el caso de estudio en comparación con el caso base, además la gasolina producida tiene mayor calidad y menor concentración de azufre.
2. Se obtiene mayor cantidad de turbosina en el caso de estudio que en el caso base (458.5 m³/d), porque el rendimiento de esta en el crudo hidrotratado es mayor, teniendo con ello mayor volumen disponible a hidrodesulfurar.

Asimismo la producción de diesel es mayor en el caso de estudio en comparación con el caso base en 496.9 m³/d.

3. La producción de combustóleo es mayor en el caso de estudio con 935.71 m³/d y de mayor calidad (concentración de azufre menor al 3% peso).
4. La producción de asfalto se reduce en 2,265.4 m³/d en el caso de estudio en comparación con el caso base.
5. La producción de LPG es mayor en 354.4 m³/d en el caso de estudio en comparación con el caso base.
6. La producción de propileno se incrementa en el caso de estudio 38.6 m³/d en comparación con el caso base porque se tiene mayor disponibilidad de gasóleos de carga a la planta FCC.

4.3. Análisis económico.

El presente análisis tiene como objetivo obtener la rentabilidad económica de la integración del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de procesamiento de la refinería tipo FCC. La rentabilidad se determinó con el análisis económico diferencial entre el caso base y el caso de estudio. Para determinar la rentabilidad económica de la integración del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado se consideran los siguientes parámetros: bases económicas, inversión total y rentabilidad económica.

4.3.1. Bases económicas.

Las bases económicas consideradas para la integración del proceso de HDT de crudo en el esquema de procesamiento tipo FCC se describen a continuación:

1. Horizonte de planeación de 20 años.
2. Tasa de descuento del 10% anual.
3. Se consideran valores presentes netos a diciembre del año 2000, y un período de construcción de 30 meses.

-
4. La capacidad de procesamiento de la refinería es de 23,278 m³/d de alimentación a la planta de destilación primaria.
 5. Se consideran los resultados obtenidos de consumo de materias primas, servicios auxiliares, químicos y catalizadores, así como la generación de productos de cada proceso con base en su capacidad de operación para cada caso desarrollado.
 6. Se considera un valor de rescate igual a cero.
 7. Se consideró únicamente la mano de obra necesaria para la operación de las plantas del esquema (personal mínimo requerido).
 8. Los costos de materia prima, así como de servicios auxiliares se tomaron de los precios del catálogo de resultados de operación promedio del año 2000, emitidos por Petróleos Mexicanos [Pemex Refinación, 2002].
 9. Los ingresos corresponden a los productos generados en el esquema, los precios se tomaron también del catálogo de resultados de operación promedio del año 2000, emitidos por Petróleos Mexicanos [Pemex Refinación, 2002].

4.3.2. Inversión total.

No se requiere inversión para el caso base por que todas las plantas son existentes y se encuentran actualmente en operación. Para el caso de estudio únicamente se tiene el costo de inversión de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado, la integración de las corrientes de proceso. La inversión para las planta de hidrotratamiento de crudo pesado se calculó considerando el predimensionamiento de los equipos de proceso con base en la simulación del proceso para la planta industrial y su integración en el esquema. La inversión total requerida para el caso de estudio es de 101,651,335 USD.

4.3.3. Rentabilidad económica.

La rentabilidad económica consiste en la estimación de los costos totales de producción, ingreso por venta de productos, valor presente neto, tasa interna de retorno y período de recuperación de la inversión.

Costos totales de producción.

El costo total efectivo de producción es la suma de los costos variables totales de producción, costos de operación y gastos fijos. Los costos totales de producción son la suma de los costos totales efectivos de producción y los cargos de capital. Los costos totales de producción se presentan en la **tabla 4.4**.

Tabla 4.4. Costo total de producción para el caso de estudio, USD/año

Costos	Estudio
Materia prima	4,285,581
Catalizadores	7,058,837
Químicos	1,927,437
Servicios auxiliares	1,216,228
Costos variables total de producción	14,488,083
Costos de operación	2,900,309
Gastos fijos	3,491,463
Costo total efectivo de producción	20,878,854
Cargos de capital	5,082,567
Costo total de producción	25,962,420

Ingresos por productos.

Estos ingresos se calcularon tomando en cuenta la capacidad de procesamiento de la refinería, de la cual se obtienen los productos finales dentro de las especificaciones requeridas. Los ingresos indicados en la **tabla 4.5** corresponden a los productos generados en el esquema de procesamiento. Los precios de los productos se tomaron del catálogo de resultados de operación promedio del año 2000, emitidos por Petróleos Mexicanos.

Tabla 4.5. Ingresos por productos de los casos base y de estudio, USD/Año.

Producto	Caso base	Caso estudio
Propileno	8,118,990	9,301,793
Gas LP	48,403,991	62,372,465
Gasolina	310,229,951	315,577,957
Turbosina	110,934,516	132,595,663
Diesel	156,534,840	178,191,090
Combustóleo	124,365,325	182,636,916
Asfalto	99,097,103	50,903,243
Gas amargo	4,527,815	6,040,469
Gas amargo rico en H ₂	1,960,002	6,688,836
Gas combustible	4,250,123	9,749,863
Total	868,422,654	954,058,294

De la tabla se observa lo siguiente:

1. Los ingresos por producto son diferentes para el caso base y el de estudio, porque la producción es diferente debido a las capacidades de operación de cada una de las plantas que integran el esquema de procesamiento.
2. El caso de estudio presenta mayor ingreso por la calidad y rendimientos del crudo hidrotratado producido en la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y alimentado a la planta de destilación primaria, el cual provoca el incremento en la capacidad de operación de las plantas hidrodesulfuradoras de destilados intermedios y plantas catalíticas, y con ello el rendimiento global de productos.

Cabe mencionar que el ingreso neto por venta de productos es la diferencial entre el caso base y el de estudio, esta diferencial es de 85,035,640 USD/año.

Índices de rentabilidad, VPN, TIR, PRI.

Con el fin de determinar la rentabilidad del esquema de procesamiento de la refinería del caso de estudio se deben calcular otras variables económicas como son: la tasa interna de retorno (TIR), el valor presente neto (VPN) y el período de recuperación de la inversión (PRI), los cuales son indicativos de la viabilidad del proyecto. Para la determinación de estas variables, se requiere disponer de otras, tales como, la determinación del costo total de producción, los ingresos por venta de productos, la inversión total y el flujo de efectivo, para un horizonte de 20 años de operación a una tasa de interés anual de 10%; finalmente, se obtienen como resultado los datos de la rentabilidad indicados en la **tabla 4.6**.

Tabla 4.6. Rentabilidad del esquema de refinación del caso de estudio.

Parámetro	Unidades	Estudio
Inversión	USD	101,651,335
Valor presente neto	USD	115,019,457
Tasa interna de retorno	%	25.20
Período de recuperación de la inversión	Año/mes	2/11

4.4. Análisis energético.

El análisis energético desarrollado para el esquema del caso de estudio considera cada planta individualmente, con la descripción del proceso, el diagrama de flujo energético de proceso, las tablas de las corrientes calientes y frías del proceso, el consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo unitario de energía y el índice de intensidad energética (IIE), el área de transferencia de calor y el porcentaje de la utilización del área actual, la determinación de la ΔT mín óptima, las curvas compuestas, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico. Para el análisis energético se utilizó el simulador HX-NET.

Para el análisis energético se utilizó el procedimiento indicado en el punto 2.6 del capítulo 2 (cálculo del la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico) y las ecuaciones reportadas en el apartado 1.2.2 y 1.3.2 del capítulo 1 (cálculo del consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo de energía por barril de carga, el índice de intensidad energética y el área de transferencia de calor).

Para fines de comparación el análisis energético del esquema del caso de estudio se presenta junto con el análisis energético del caso de base y del caso de optimización en el capítulo 6.

Como conclusiones de este capítulo se puede afirmar que:

1. Desde el punto de vista técnico se observa una disminución en el volumen de crudo pesado a procesamiento ($342.3 \text{ m}^3/\text{d}$), un incremento en el rendimiento volumétrico de destilados intermedios y gasóleos de 4.24 y 1.74%, respectivamente, y la disminución del rendimiento volumétrico del residuo de vacío en 6.64%, y que al procesarse en las plantas corriente abajo se incrementan las capacidades de operación de las plantas hidrosulfuradora de turbosina, de diesel y FCC en 327.2, 327.4 y $537.26 \text{ m}^3/\text{d}$, respectivamente.

-
2. Se incrementa la producción de propileno, gas LP, gasolina, turbosina, diesel y combustóleo en 38.6, 354.4, 112, 458.5, 496.9, y 935.7 m³/d, respectivamente, además la gasolina, turbosina, diesel y combustóleo presentan mayor calidad al tener menor concentración de azufre total.

 3. Desde el punto de vista económico la integración de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado es rentable porque presenta un valor presente neto de 115,019,457 USD, una tasa interna de retorno de 25.20% y un período de recuperación de 2 años 11 meses.

5. OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DEL ESQUEMA DE REFINACIÓN CON LA ADICIÓN DE LA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO PESADO.

La optimización energética del esquema de refinación con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado (caso de optimización), se desarrolló con base en los resultados obtenidos en el capítulo anterior, con el potencial energético observado en cada planta de proceso y con la aplicación de la metodología de pinch. El caso de optimización se realizó sin restricción de las áreas de transferencia de calor de diseño de los equipos de intercambio térmico.

En este capítulo se presenta el análisis técnico y económico del caso de optimización, estos análisis se efectuaron en forma diferencial con el caso base.

5.1. Análisis técnico.

El análisis técnico de la optimización energética del esquema de refinación con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado (caso de optimización), consiste en la determinación de las materias primas requeridas, del diagrama de flujo de proceso, del balance de materia, de los servicios auxiliares, del balance de hidrógeno y gas combustible y del balance general donde se indican los productos finales, y su comparación con los obtenidos en el caso base.

El caso de optimización presentó los mismos valores en lo que se refiere al análisis técnico que el caso de estudio, debido a que todas las plantas del esquema de refinación se optimizaron desde el punto de vista energético y no hubo cambio en los rendimientos volumétricos de las plantas y por lo tanto, en los balances de materia y la producción de productos. El cambio se observó en el consumo de servicios auxiliares los cuales disminuyeron en general con respecto al caso base y al caso de estudio. La **tabla 5.1** presenta los requerimientos de servicios auxiliares para cada uno de los casos desarrollados.

Tabla 5.1. Consumo de servicios auxiliares para los casos desarrollados.

Servicios auxiliares	Unidades	Base	Estudio	Optimización
Vapor de alta presión	Kg/h	49,740	52,700	52,700
Vapor de media presión	Kg/h	60,870	70,238	70,238
Vapor de baja presión	Kg/h	75,810	75,007	81,837
Energía eléctrica	Kw-h	6,053	6,730	7,304
Agua de enfriamiento	m ³ /h	13,303	14,298	9,413
Gas combustible	m ³ std/h	20,626	21,569	19,020
Agua de proceso	m ³ /h	17	37	37
Condensado	Kg/h	-103,995	-125,003	-125,003
Agua para desalado	m ³ /h	78	96	96

Nota: El signo negativo indica generación

De la tabla se observa que el consumo de servicios auxiliares (vapor de alta y media presión, condensado y agua de proceso y de desalado) en el caso de optimización son iguales al caso de estudio pero mayores que el caso base. La disminución importante se observa en el consumo de agua de enfriamiento y gas combustible. Se incrementó el consumo de energía eléctrica en el caso de optimización, pero el análisis económico realizado indicará la rentabilidad de la optimización energética. Si se compara el consumo de energía por barril procesado entre los casos, las plantas de proceso del caso de optimización son mejores energéticamente (ver capítulo 6).

A primera vista no se observan beneficios importantes en la reducción del consumo de servicios auxiliares, pero si se considera que la mayoría de las plantas incrementan su capacidad de operación y que ya se incluyen los servicios auxiliares requeridos para la operación de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado, estos beneficios energéticos son mayores como se demuestran en el capítulo siguiente.

5.2. Análisis económico.

El presente análisis tiene como objetivo obtener la rentabilidad económica del caso de optimización. La rentabilidad se calculó con el análisis económico diferencial entre el caso de optimización y el caso base. Para realizar el análisis económico de la

integración del proceso HDT de crudo pesado se consideran los siguientes parámetros: bases económicas, inversión total y rentabilidad económica.

Las bases económicas consideradas para la evaluación del caso de estudio son las mismas que para el caso de optimización, las cuales se establecieron en el apartado 4.3.1 del capítulo 4.

5.2.1. Inversión total.

La inversión del caso de optimización es la suma de la inversión de la planta de hidrotreamiento de crudo pesado más la inversión requerida por los cambiadores adicionales en cada una de las plantas de proceso del esquema. La **tabla 5.2** presenta el desglose de la inversión requerida para el caso de optimización.

Tabla 5.2. Inversión para el caso de optimización.

Planta	Clave	Inversión (USD)
Cambiadores de calor		
Hidrosulfuradora de naftas	EA-404-N	615,375
Hidrosulfuradora de turbosina	EA-701-N	977,843
Hidrosulfuradora de diesel	EA-806-N	328,505
Hidrosulfuradora de diesel	EA-804-N	284,155
Reformadora de naftas	EA-501-N	1,669,229
Reformadora de naftas	EA-505-N	262,277
Desintegración catalítica	EA-9-N	671,759
Aeroenfriadores		
Destilación primaria	EC-6-N	165,274
Destilación primaria	EC-7-N	165,274
Destilación primaria	EC-8-N	1,119,075
Hidrosulfuradora de diesel	AC-801-N	277,530
Total		6,536,294
Planta de HDT de crudo pesado		101,651,335
Total		108,187,629

La inversión de los cambiadores de calor y aeroenfriadores incluye: equipo, materiales (tubería, concreto, acero, eléctrico, instrumentos, aislamiento y pintura),

construcción (mano de obra e indirectos), partes de repuesto, fletes, ingeniería y administración.

5.2.2. Rentabilidad económica.

La rentabilidad económica consiste en la estimación de los costos totales de producción, ingreso por venta de productos, valor presente neto, tasa interna de retorno y período de recuperación de la inversión.

Costos totales de producción.

El costo total efectivo de producción es la suma de los costos variables totales de producción, costos de operación y gastos fijos. Los costos totales de producción son la suma de los costos totales efectivos de producción y los cargos de capital. Los costos totales de producción se presentan en la **tabla 5.3**.

Tabla 5.3. Costo total de producción para el caso de optimización, USD/año.

Costos	Optimización
Materia prima	4,285,581
Catalizadores	7,058,837
Químicos	1,927,437
Servicios auxiliares	-456,379
Costos variables total de producción	12,815,476
Costos de operación	3,086,802
Gastos fijos	3,715,967
Costo total efectivo de producción	19,618,245
Cargos de capital	5,409,381
Costo total de producción	25,027,626

Ingresos por productos.

Los ingresos indicados en la **tabla 5.4** corresponden a los productos generados en el esquema de procesamiento. Los precios de los productos se tomaron del catálogo de resultados de operación promedio del año 2000, emitidos por Petróleos Mexicanos.

El ingreso neto por venta de productos es la diferencial entre el caso base y el de optimización, esta diferencial es de 85,035,640 USD/año.

Tabla 5.4. Ingresos por productos del caso de optimización, USD/Año.

Producto	Caso base	Caso optimización
Propileno	8,118,990	9,301,793
Gas LP	48,403,991	62,372,465
Gasolina	310,229,951	315,577,957
Turbosina	110,934,516	132,595,663
Diesel	156,534,840	178,191,090
Combustóleo	124,365,325	182,636,916
Asfalto	99,097,103	50,903,243
Gas amargo	4,527,815	6,040,469
Gas amargo rico en H ₂	1,960,002	6,688,836
Gas combustible	4,250,123	9,749,863
Total	868,422,654	954,058,294

Índices de rentabilidad, VPN, TIR, PRI.

Con el fin de determinar la rentabilidad del esquema de procesamiento de la refinería del caso de optimización se deben calcular otras variables económicas como son: la tasa interna de retorno (TIR), el valor presente neto (VPN) y el período de recuperación de la inversión (PRI), los cuales son indicativos de la viabilidad del proyecto. Para el cálculo de estas variables, se requiere disponer de otras, tales como, el costo total de producción, los ingresos por venta de productos, la inversión total y flujo de efectivo, para un horizonte de 20 años de operación a una tasa de interés anual de 10%; finalmente, se obtienen como resultado los datos de la rentabilidad indicados en la **tabla 5.5**.

Tabla 5.5. Rentabilidad del esquema de refinación del caso de optimización.

Parámetro	Unidades	Estudio
Inversión	USD	108,187,629
Valor presente neto	USD	140,315,978
Tasa interna de retorno	%	27.10
Período de recuperación	Año/mes	2/8

5.3. Análisis energético.

El caso de optimización es igual que el caso de estudio en lo que se refiere al balance general de materia del esquema de proceso, la diferencia entre estos casos es que el primero se optimizó energéticamente aprovechando el potencial energético existente, la maximización del área de transferencia actual y la minimización en el consumo de servicios auxiliares por medio de la técnica de punto de pliegue pinch en cada una de las plantas que integran el esquema de proceso de refinación tipo FCC.

5.3.1. Potencial de mejoramiento energético.

Las plantas de proceso originalmente se diseñaron considerando criterios de operación y energéticos que en su momento fueron adecuados, pero hoy en día existen herramientas de ingeniería que permiten optimizar y utilizar ese potencial energético.

El mejoramiento energético considera los siguientes puntos:

1. Optimización de las redes de intercambio de calor utilizando la técnica de punto de pliegue (pinch).
2. Para cubrir los requerimientos de energía en cada unidad, se consideran en primera instancia los arreglos necesarios en los equipos de intercambio térmico que permitan minimizar el consumo de energía externa mediante su aprovechamiento con las corrientes de proceso. La aplicación de este principio está sujeto a los niveles de temperatura disponibles considerando los arreglos que permitan la optimización de la recuperación de calor y el área de transferencia.

-
3. Se consideran las limitaciones en la disponibilidad de agua de enfriamiento y el costo asociado a ésta por la cantidad requerida, se maximiza el uso de enfriadores con aire en donde así lo permita el proceso.
 4. Maximización del área de transferencia actual.
 5. Minimización del consumo de servicios auxiliares.

A continuación se presenta el potencial de mejoramiento energético para cada planta de proceso que integra el esquema de refinación.

Plantas de destilación atmosférica y de vacío

1. Integración de la planta atmosférica con la planta de vacío sin equipo adicional y sin reestructurar la ubicación física actual de los equipos. Se refiere a la utilización del residuo atmosférico sin enfriarlo antes de enviarlo a la planta de vacío, es decir, a la temperatura que sale del cambiador de carga a la torre despuntadora EA-13 y EA-14 (sin utilizar el residuo atmosférico como calentamiento en los rehervidores de turbosina, querosina y diesel), combinando de esta manera las plantas. Esta medida permite un mejor aprovechamiento del área de transferencia de calor disponible y una mejor integración de las corrientes de proceso, teniendo como consecuencia una disminución en la carga térmica del horno de vacío y en los consumos de servicios de enfriamiento. La **figura 5.1** presenta el diagrama de flujo de proceso de esta alternativa y la situación actual de la planta.

2. Utilización de vapor en agotadores de la planta de destilación atmosférica. Se refiere a la utilización de vapor de baja presión sobrecalentado en los agotadores de turbosina, querosina y diesel sustituyendo los rehervidores con calentamiento de la corriente de residuo atmosférico.

3. Productos calientes. Se refiere a enviar los productos calientes de la planta sin pasar por enfriamiento a las plantas corriente abajo. Analizar la alternativa de recibir

la carga caliente en las plantas hidrodesulfuradoras y catalítica, con ello se dejaría de utilizar el enfriador de nafta EA-32, el enfriador de turbosina EA-25, los enfriadores de diesel EC-3 y EA-27 (o uno de ellos), los enfriadores de querosina EC-1 y EA-25 (o sólo uno de ellos) y los enfriadores de gasóleo pesado atmosférico EC-2 y EA-28.

4. Aplicación de la técnica de pinch.

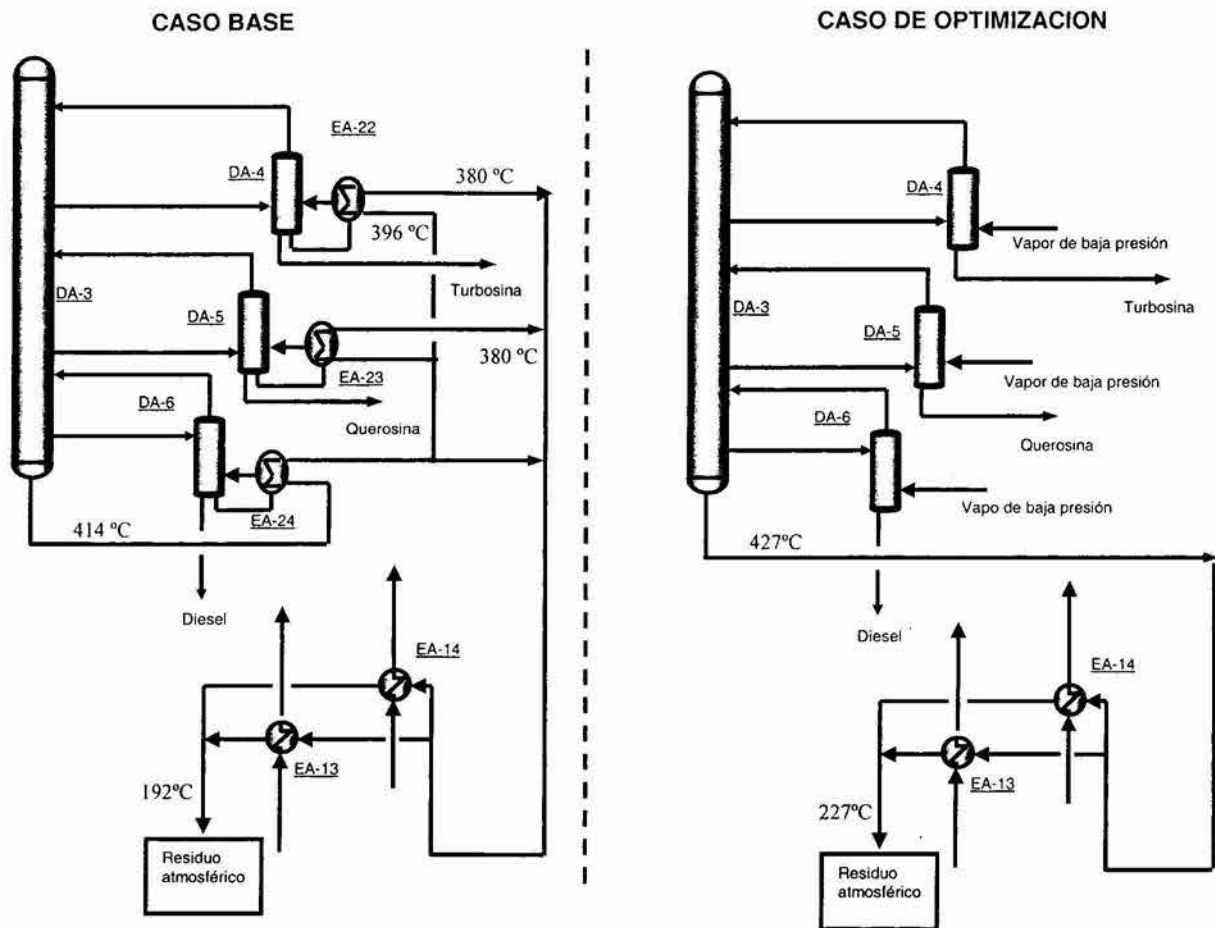


Figura 5.1. Integración de la corriente de residuo primario.

Planta hidrodesulfuradora de naftas.

Aplicación de la tecnología de punto de pliegue pinch para optimizar energéticamente la planta.

Planta hidrodesulfuradora de turbosina.

1. Carga caliente. Se refiere a la utilización de la turbosina amarga producida en la planta atmosférica sin enfriarla antes de enviarla a la planta hidrodesulfuradora de turbosina, es decir, a la temperatura que sale del precalentamiento del crudo EA-1 y EA-2, sin pasar por el enfriador de diesel EA-25. Esta medida permite una mejor integración de las corrientes de proceso, teniendo como consecuencia la disminución en la carga térmica del calentador de carga BA-701 y en los consumos de servicios de enfriamiento. La **figura 5.2** presenta el diagrama de flujo de la integración de la corriente de turbosina amarga de la planta de destilación primaria a la planta hidrodesulfuradora de turbosina.

2. Aplicación de la técnica de pinch.

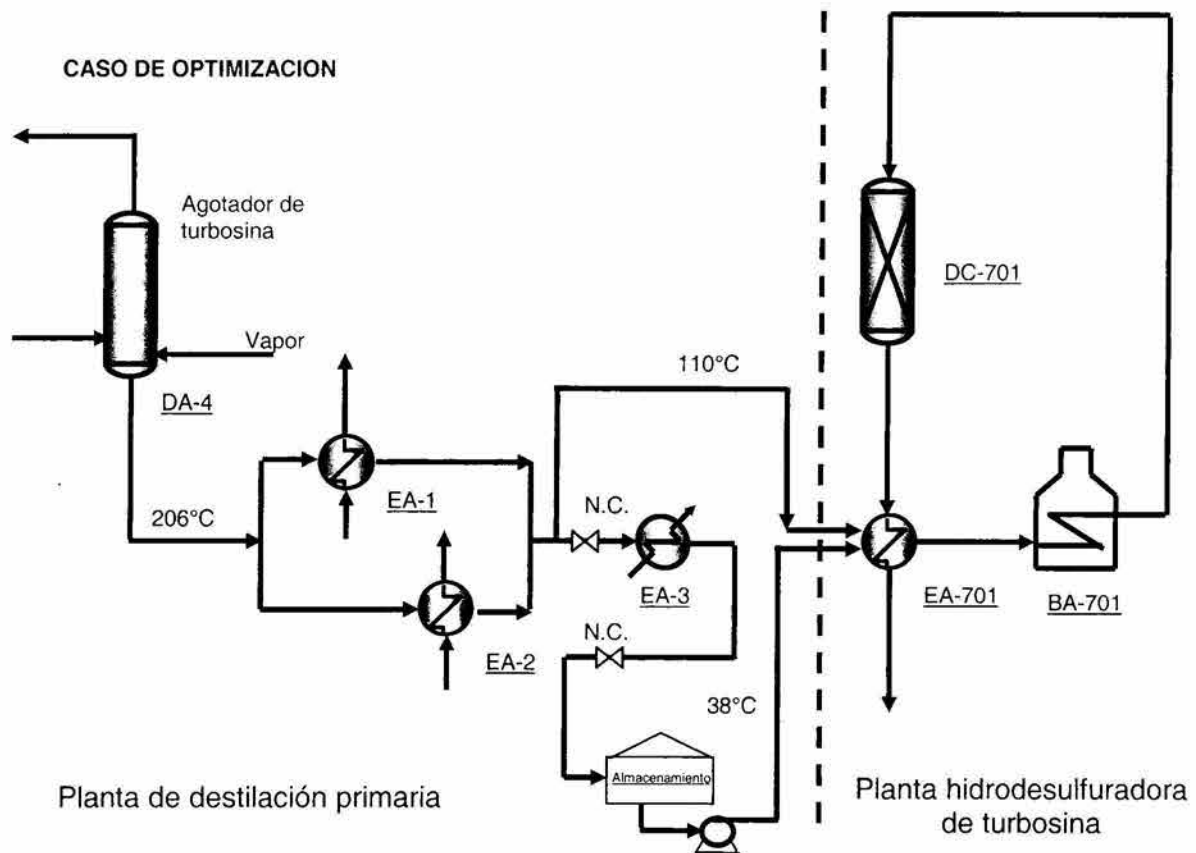


Figura 5.2. Integración de la corriente de turbosina amarga.

Hidrodessulfuradora de diesel.

1. Carga caliente. Se refiere a la utilización del diesel y querosina amargos producidos en la planta atmosférica sin enfriarlos antes de enviarlos a la planta hidrodessulfuradora de diesel, es decir, a la temperatura que sale el diesel del precalentamiento del crudo EA-8 y EA-9, sin pasar por el primer enfriador de diesel EC-3 y segundo enfriador de diesel EA-27 y a la temperatura que sale la querosina del EA-7 y EA-8, sin pasar por el primer enfriador EC-1 y segundo enfriador EA-26. Esta medida permite un mejor aprovechamiento del área de transferencia de calor disponible y una mejor integración de las corrientes de proceso, teniendo como consecuencia una disminución en la carga térmica del calentador de carga BA-801 y en los consumos de servicios de enfriamiento. La **figura 5.3** presenta el diagrama de flujo de la integración de las corrientes de querosina y diesel amargos de la planta de destilación atmosférica con la planta hidrodessulfuradora de diesel.

2. Aplicación de la técnica de análisis pinch

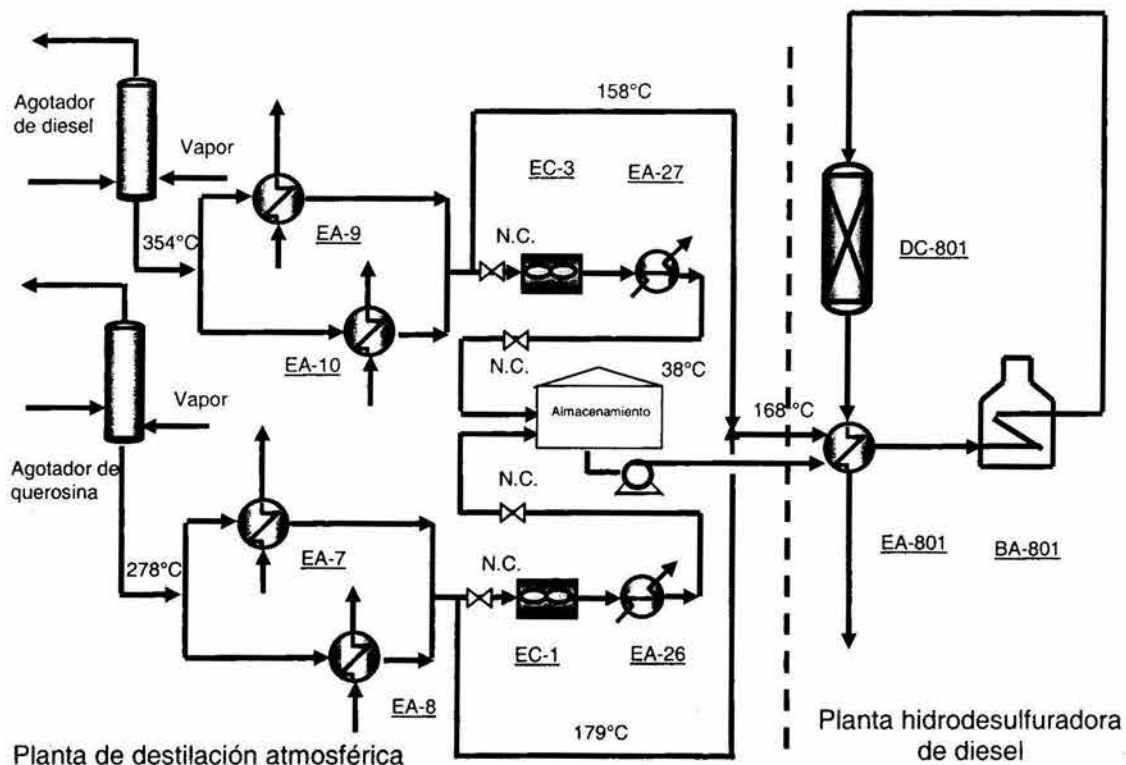


Figura 5.3. Integración de la corriente de querosina y diesel amargos.

Reformadora de naftas

Aplicación de la técnica de punto de pliegue pinch para optimizar energéticamente la planta.

Planta de desintegración catalítica.

1. Carga caliente. Se refiere a la utilización de gasóleo pesado atmosférico como carga caliente sin pasar por los enfriadores EC-2 y EA-28. Los gasóleos de la planta de vacío (GOLV y GOPV) se alimentan calientes a la planta FCC. La **figura 5.4** presenta la integración de la corriente de gasóleo pesado atmosférico de la planta de destilación atmosférica a la planta de desintegración catalítica.

2. Aplicación de la técnica de pinch.

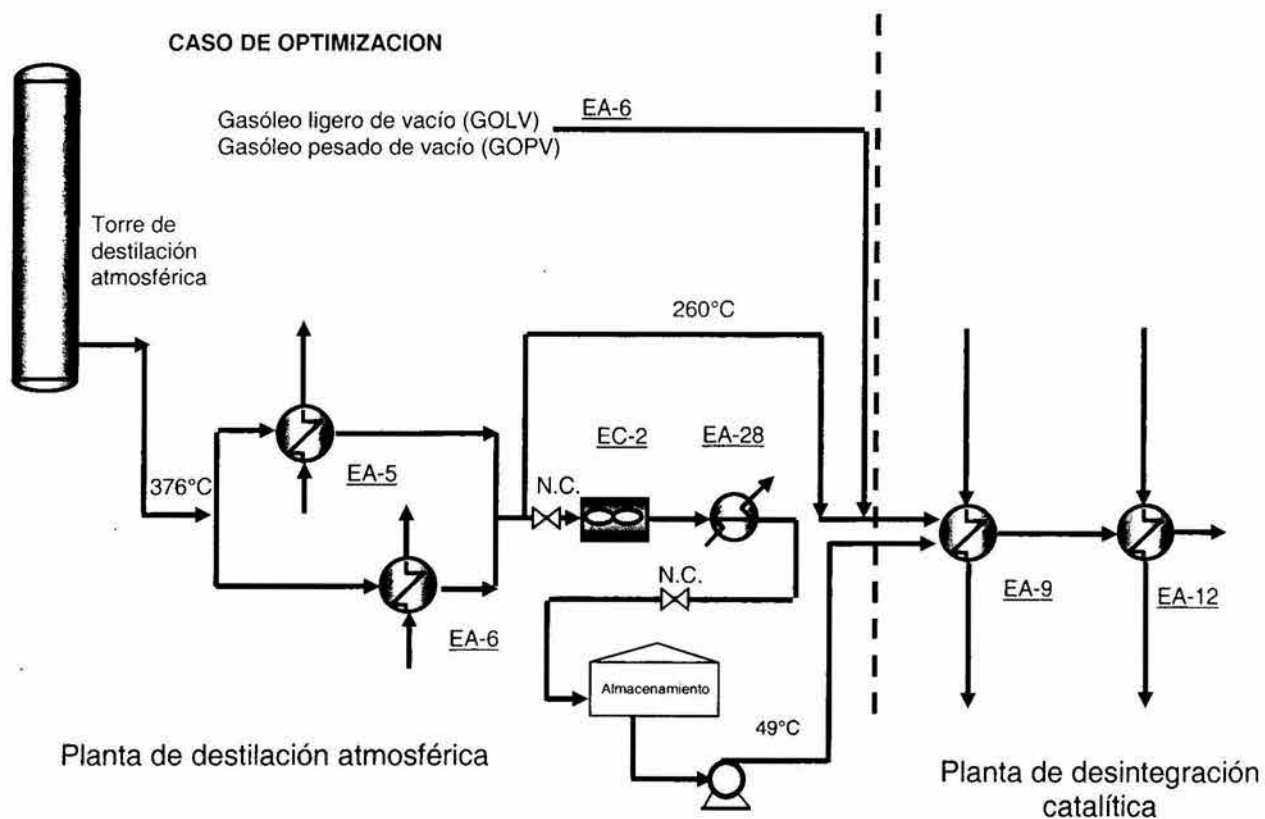


Figura 5.4. Integración de la corriente de gasóleo pesado atmosférico.

Con todo lo anterior se modificaron las temperaturas en algunas corrientes de proceso en cada una de las plantas y con ello se modificaron las cargas térmicas de algunos intercambiadores, lo que permitió incrementar el área de transferencia y la minimización del consumo de servicios auxiliares.

Por lo tanto, se requiere de equipo de intercambio térmico nuevo en las plantas de destilación primaria, hidrodesulfuradoras de nafta, turbosina y diesel, reformadora de naftas y FCC. La **tabla 5.6** presenta la planta de proceso, la clave y el área de transferencia requerida de los equipos nuevos.

Al incrementar el área de transferencia de calor en las plantas de proceso como se muestra en la **tabla 5.1**, se disminuyó el consumo de servicios auxiliares, principalmente en agua de enfriamiento y gas combustible.

Tabla 5.6. Equipos de transferencia de calor nuevos.

Planta	Clave	Área de transferencia (m²)
Hidrodesulfuradora de naftas	EA-404-N	464
Hidrodesulfuradora de turbosina	EA-701-N	1,004
Hidrodesulfuradora de diesel	EA-806-N	163
Hidrodesulfuradora de diesel	EA-804-N	128
Reformadora de naftas	EA-501-N	2,848
Reformadora de naftas	EA-505-N	112
Desintegración catalítica	EA-9-N	537
Destilación primaria	EC-6-N	94
Destilación primaria	EC-7-N	94
Destilación primaria	EC-8-N	2,278
Hidrodesulfuradora de diesel	AC-801-N	223

5.3.2. Optimización energética.

El análisis energético desarrollado para el esquema del caso de optimización considera cada planta individualmente, con la descripción del proceso, el diagrama de flujo energético de proceso, las tablas de las corrientes calientes y frías del proceso, el consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo unitario de energía y el índice de intensidad energética (IIE), el área de transferencia de calor y

el porcentaje de utilización del área actual, la determinación de la ΔT mín óptima, las curvas compuestas, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico. Para la integración energética se utilizó el simulador HX-NET.

Para el análisis energético se empleó el procedimiento indicado en el punto 2.6 del capítulo 2 (cálculo del la ΔT mínima óptima, la curva compuesta, la gran curva compuesta y la red de intercambio térmico) y las ecuaciones reportadas en el apartado 1.2.2 y 1.3.2 del capítulo 1 (cálculo del consumo de servicios auxiliares, el cálculo del consumo de energía por barril de carga, el índice de intensidad energética y el área de transferencia de calor).

Para fines de comparación el análisis energético del esquema del caso de optimización se presenta junto con el análisis energético del caso de base y del caso de estudio en el capítulo 6.

Como conclusiones a este capítulo se puede afirmar que:

1. Desde el punto de vista técnico se observa que el análisis diferencial entre el caso base y el de optimización es el mismo que entre el caso base y el de estudio. La única diferencia es que en el primer análisis se disminuye el consumo de servicios auxiliares, principalmente agua de enfriamiento en 29.24% y gas combustible en 7.79%.
2. Desde el punto de vista económico la optimización del esquema de refinación con la integración de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado es rentable porque presenta un valor presente neto de 140,315,978 USD, una tasa interna de retorno de 27.10% y un período de recuperación de 2 años 8 meses. Incluso es más rentable en 1.9 unidades porcentuales de tasa interna de retorno que el caso de estudio, a pesar de que la inversión es mayor en el caso de optimización en 6,536,294 USD por la adición de los nuevos equipos de intercambio térmico.

3. Desde el punto de vista energético se observa que los procesos tienen alto potencial para el ahorro energético y aun más con la aplicación de la tecnología de punto de pliegue pinch en cada una de las plantas del esquema de proceso.

6. ANÁLISIS ENERGÉTICO.

En este capítulo se muestra la información obtenida del análisis energético desarrollado para el caso base y presentado en el capítulo 2, para el caso de estudio indicado en el capítulo 4 y para el caso de optimización presentado en el capítulo 5.

La intención de presentar los análisis energéticos de todos los casos desarrollados en este capítulo es para comparar cada parámetro energético y observar los beneficios por la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado en el esquema de refinación tipo FCC y por la optimización energética del mismo.

El análisis energético desarrollado para los diferentes casos del esquema de proceso tipo FCC considera cada planta de proceso individualmente con los siguientes parámetros energéticos:

1. Descripción del proceso.
2. Diagrama de flujo energético de proceso.
3. Tabla de corrientes calientes y frías del proceso.
4. Consumo de servicios auxiliares.
5. Cálculo del consumo unitario de energía.
6. Índice de intensidad energética (IIE).
7. Área de transferencia de calor y porcentaje de la utilización del área actual.
8. Determinación de la ΔT mínima óptima.
9. Curva compuesta.
10. Gran curva compuesta.
11. Red de intercambiadores de calor.

Además se calculó el índice de intensidad energética global y el balance energético con base en los flujos de cargas y productos del esquema de refinación para cada caso desarrollado.

Para el análisis energético se utilizó el simulador HX-NET que trabaja con la plataforma del simulador de procesos HYSYS PROCESS. Para realizar las corridas en el HX-NET fue necesario proporcionar los costos de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, gas combustible, vapor de baja, media y alta presión y aire), los cuales se tomaron del catálogo de precios de Pemex Refinación para el año 2000, asimismo se alimentaron los valores de las constantes de costos para los equipos de intercambio térmico en función del material de construcción y la presión de diseño.

El análisis energético para cada uno de los casos desarrollados se presenta por concepto y por planta para su mejor descripción y análisis de resultados.

6.1. Descripción de procesos.

A continuación se presenta una breve descripción de los procesos de las plantas que integran el esquema de proceso tipo FCC con el fin de introducir en la función y las características de las mismas.

Planta de destilación atmosférica.

La unidad de destilación atmosférica procesa una mezcla de crudos, el objetivo de la planta es la separación del crudo en sus fracciones comerciales para la obtención de gas combustible, LPG, nafta, turbosina, querosina, diesel, gasóleo pesado y residuo atmosférico. Para este propósito, la planta está constituida de las siguientes secciones: precalentamiento y desalado de crudo, despunte de crudo, y fraccionamiento y agotamiento.

Planta de destilación al vacío.

La unidad de destilación al vacío procesa el residuo primario producto de la planta de destilación atmosférica. El objetivo de la planta es la separación del residuo primario en sus fracciones para la obtención gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo de vacío. Para este propósito, la planta está constituida de las siguientes secciones: calentamiento de carga y fraccionamiento al vacío.

Planta hidrodesulfuradora de naftas.

El proceso consiste en la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, así como de las diolefinas y olefinas presentes en la corriente de alimentación, con posterior separación física. La hidrogenación catalítica se lleva a cabo en dos etapas de reacción.

- 1 Hidrodesulfuración de los compuestos de azufre e hidrogenación de las olefinas. En esta etapa, se saturan las olefinas presentes y se reduce el contenido de azufre.
- 2 Hidrogenación selectiva de diolefinas. En esta etapa se saturan todas las diolefinas y parte de las olefinas presentes en la corriente de mezcla de naftas amargas.

La carga a la planta es la mezcla de nafta amarga proveniente de la planta primaria, y de las plantas hidrodesulfuradoras de turbosina y diesel. Como producto principal se obtiene una corriente de nafta estabilizada que se envía a la planta reformadora. Para cumplir con la función la planta consta de las secciones de reacción y fraccionamiento.

Planta hidrodesulfuradora de turbosina.

El objetivo de la planta es producir turbosina hidrotratada con bajo contenido de azufre y con calidad suficiente para entregarse como producto final. El proceso es una hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno presentes en la corriente de turbosina amarga. La planta se divide en dos secciones principales: sección de reacción, y sección de agotamiento y estabilización.

Planta hidrodesulfuradora de diesel.

El proceso tiene la función de reducir el contenido de los compuestos de azufre, nitrógeno y saturar aromáticos y olefinas, mejorando con ello las características del producto. El proceso normalmente se divide en dos secciones: sección de reacción y sección de agotamiento y estabilización. En la primera se realiza principalmente la

reacción de hidrogenación-desulfuración catalítica de los compuestos sulfurados, nitrogenados, oxigenados y olefínicos, usando un catalizador de cobalto-molibdeno soportado en alúmina. La sección de agotamiento y estabilización consiste básicamente de una torre agotadora y una torre estabilizadora, su función es la de eliminar los gases amargos formados durante la reacción y estabilizar el producto. Esta planta recibe como alimentación la mezcla de querosina y diesel producidos en la planta primaria.

Planta reformadora de naftas.

La unidad reformadora de naftas está diseñada para procesar nafta hidrodesulfurada proveniente de la planta hidrodesulfuradora de naftas obteniendo como productos nafta reformada, hidrógeno y licuables (propano-butano). La planta consta de las siguientes secciones: de carga y reacción, de compresión de hidrógeno y de estabilización.

Planta de desintegración catalítica.

La función de la planta es la conversión de gasóleos en productos de mayor valor: propano, propileno, butanos-butilenos y nafta de alto octano, así como aceite cíclico ligero y pesado que se envían a “pool” de combustóleo. La planta consta de dos grandes secciones: sección de reacción-regeneración y sección de fraccionamiento y recuperación de vapores.

6.2. Diagrama de flujo energético de proceso.

Las **figuras A.1 a A.7** del anexo A presentan los diagramas de flujo energético de proceso de las plantas de destilación primaria, destilación al vacío, hidrodesulfuradoras de naftas, de turbosina y de diesel, reformación de naftas y desintegración catalítica, respectivamente, en éstas se muestran las temperaturas de entrada y salida en cada equipo de intercambio de calor y la carga térmica para los diferentes casos desarrollados.

6.3. Tablas de corrientes de proceso y de servicios.

Los datos de las corrientes de proceso de las plantas que integran el esquema de refinación tipo FCC se muestran en las **tablas B.1 a B.7** del anexo B, en éstas se presentan la carga térmica, las temperaturas de las corrientes calientes y frías de proceso y las corrientes de servicios.

6.4. Área de transferencia de calor.

Los resultados del cálculo del área de transferencia de calor se presentan en las **tablas C.1 a C.7** del anexo C, en las cuales se muestran las temperaturas del fluido caliente y del fluido frío, la temperatura media logarítmica (LMTD) y el área de transferencia para cada intercambiador de calor. Asimismo se indica el área de transferencia total de diseño y el porcentaje de utilización en cada caso.

En el caso de optimización se requirió aumentar el área de transferencia con la adición de nuevos cambiadores de calor. En la planta HDSN se incrementó el área de 619 a 1,083 m² en el cambiador EA-404, en la planta HDST de 1,844 a 2,848 m² en el cambiador EA-701, en la planta HDSD de 504 a 667 m² en el cambiador EA-804 y de 747 a 875 m² en el cambiador EA-806, en la planta reformadora de 2,658 a 5,508 m² en el cambiador EA-501 y de 695 a 807 m² en el cambiador EA-505, en la planta FCC de 638 a 1,215 m² en el cambiador EA-9, con lo cual se disminuyó el consumo de servicios auxiliares y por lo tanto el índice de intensidad energética.

6.5. Consumo de servicios auxiliares.

Las **tablas 6.1 a 6.7** presentan el consumo neto de servicios auxiliares para la operación de las plantas de proceso que integran el esquema de refinación, el vapor motriz utilizado en las turbinas de las bombas retorna como vapor de baja presión, el vapor de media presión utilizado en los eyectores para vacío regresa como

condensado, el vapor de media presión utilizado en la turbina de los compresores de recirculación de hidrógeno retorna como condensado.

Tabla 6.1. Servicios auxiliares para la planta de destilación atmosférica.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	12,238	425.01	12,037	418.0	11,864	412
Vapor de media presión	ton/h	3.44	7.38	3.15	6.76	3.15	6.76
Vapor de baja presión	ton/h	30.64	65.69	32.51	69.71	39.35	84.39
Agua de enfriamiento	m ³ /h	5,860	345.88	5,469	322.84	1,411	83.26
Energía eléctrica	Kw/h	550.8	1.98	701	2.52	1,066	3.84
Total			845.94		819.83		590.25

Tabla 6.2. Servicios auxiliares para la planta de destilación al vacío.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	3,544	123.06	2,668	92.66	1,946	67.58
Vapor de media presión	ton/h	24.97	53.52	21.10	45.22	21.10	45.22
Vapor de baja presión	ton/h	7.03	15.08	6.22	13.32	6.21	13.32
Agua de enfriamiento	m ³ /h	2,167	188.41	1,788	150.14	1,788	150.14
Energía eléctrica	Kw/h	1,118	4.02	964.6	3.47	974	3.50
Total			384.09		304.81		279.76

Tabla 6.3. Servicios auxiliares para la planta hidrodesulfuradora de naftas.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	1,339	46.50	1,075	37.33	818	28.10
Vapor de media presión	ton/h	1.96	2.36	1.98	2.38	1.98	2.38
Agua de enfriamiento	m ³ /h	674	40.37	433	25.93	418.41	25.08
Energía eléctrica	Kw/h	580	2.09	648	2.33	648	2.33
Total			91.32		67.97		57.89

Tabla 6.4. Servicios auxiliares para la planta hidrodesulfuradora de turbosina.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	1,011	35.12	803.4	27.90	454	15.70
Vapor de media presión	ton/h	1.53	1.83	1.58	1.89	1.58	1.89
Vapor de baja presión	ton/h	2.77	5.94	3.02	6.47	3.02	6.47
Agua de enfriamiento	m ³ /h	843.7	50.54	833.34	49.92	841	50.36
Energía eléctrica	Kw/h	566.8	2.04	662.5	2.38	663	2.38
Total			92.47		94.56		76.8

Tabla 6.5. Servicios auxiliares para la planta hidrodesulfuradora de diesel.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	877.6	32.39	656.2	22.79	368	12.78
Vapor de media presión	ton/h	1.92	2.31	1.99	2.39	1.99	2.39
Vapor de baja presión	ton/h	4.50	9.65	5.2	11.15	5.2	11.15
Agua de enfriamiento	m ³ /h	1,005	60.17	1,160	69.53	826	49.44
Energía eléctrica	Kw/h	567	2.04	830	2.98	956	3.44
Total			106.56		108.84		79.20

Tabla 6.6. Servicios auxiliares para la planta reformadora de naftas.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Gas combustible	m ³ /h	2,626	91.07	2,708	94.04	1,948	67.66
Vapor de alta presión	ton/h	13.15	28.17	14.07	30.15	14.07	30.15
Vapor de media presión	ton/h	14.45	30.97	15.46	33.13	15.46	33.13
Agua de enfriamiento	m ³ /h	1,457	87.25	1,502	89.92	1,341	80.59
Energía eléctrica	Kw/h	1,097	3.94	1,096	3.94	1,097	3.94
Total			242.12		251.21		215.44

Tabla 6.7. Servicios auxiliares para la planta de desintegración catalítica.

Servicio	Unidad	Base		Estudio		Optimización	
		Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h	Valor	MMKJ/h
Vapor de alta presión	ton/h	36.59	73.18	38.63	77.27	38.63	77.27
Vapor de media presión	ton/h	12.60	26.47	13.36	28.07	13.36	28.07
Vapor de baja presión	ton/h	30.87	66.19	32.17	68.98	32.17	68.98
Agua de enfriamiento	m ³ /h	1,296	83.62	1,432	85.79	1,107	66.32
Energía eléctrica	Kw/h	1,573	4.84	1,714	4.86	1,788	5.04
Total			254.3		264.97		245.68

6.6. Consumo unitario de energía e índice de intensidad energética.

Una forma de evaluar el comportamiento energético de una planta de proceso es a través del consumo unitario de energía y/o con el índice de intensidad energética de Solomon (IIE), en el cual se determina el consumo energético por unidad de producción y se compara con el consumo estándar. La **tabla 6.8** presenta los valores del consumo estándar de energía para las plantas del esquema de proceso en función del tiempo.

Tabla 6.8. Energía estándar para plantas de proceso.

Planta	Energía estándar (1996) (MKJ/m ³) ⁽¹⁾	Energía estándar (2000) (MKJ/m ³) ⁽²⁾
Destilación atmosférica	$(3+(1.23 \times \text{°API})) \times 6.635$	$(3+(1.23 \times \text{°API})) \times 6.635$
Destilación al vacío	$(15+(1 \times \text{°API})) \times 6.635$	$(15+(1.23 \times \text{°API})) \times 6.635$
Desintegración catalítica	$(70+(40 \times \text{rendimiento coque, \% alimentación})) \times 6.635$	$(70+(40 \times \text{rendimiento coque, \% alimentación})) \times 6.635$
Reformadora de naftas	$((3.65 \times \text{RON})-120) \times 6.635$	$((3.65 \times (\text{C5+RON}))-120) \times 6.635$
Hidrodesulfuradora de naftas	530.8	530.8
Hidrodesulfuradora de turbosina	597.3	597.3
Hidrodesulfuradora de diesel	597.3	597.3
Calor sensible	$(44-(0.23 \times \text{°API})) \times 6.635$	$(44-(0.23 \times \text{°API})) \times 6.635$

Notas

(1) Solomon Associates, Inc. "North and South American, 1998 fuels refinery performance analysis", Worldwide Lube Refinery Performance Analysis, USA (1998).

(2) Pemex-Refinación, Unidad de evaluación y programación, "Metodología de análisis para el desempeño comparativo de refinarias", noviembre (2000).

En las **tablas 6.9-6.15** se presentan los resultados del consumo unitario de energía e IIE para los diferentes casos. La planta hidrodesulfuradora de naftas (HDSN) presenta una configuración con secciones de reacción y fraccionamiento. El consumo estándar de 530.8 MKJ/m³ (80 MBTU/bbl) corresponde a una planta con las secciones anteriores más la torre desbutanizadora (estabilizadora de nafta), de acuerdo con la bibliografía la torre desbutanizadora tiene un consumo estándar de 165.8 MKJ/ m³, por lo tanto la planta HDSN del esquema de refinación tiene un valor de consumo estándar de energía de 364.9 MKJ/ m³.

Para el cálculo del IIE de las demás plantas se tomaron las ecuaciones de la energía estándar reportadas para el año 2000, ya que presentan las mismas secciones de proceso que las plantas del esquema de refinación. El consumo estándar de las plantas de destilación primaria y de vacío se calculó sumando la energía estándar de la ecuación más la energía estándar del calor sensible.

La energía estándar para la planta reformadora de naftas corresponde a una unidad semiregenerativa.

Tabla 6.9. Consumo unitario de energía e IIE para la planta de destilación atmosférica.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	845.94	819.83	590.25
Capacidad de operación	m ³ /d	23,278	23,278	23,278
Consumo de energía	MKJ/m³	872.17	845.25	608.55
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	497.61	517.29	517.29
IIE		175.27	163.40	117.64

Tabla 6.10. Consumo unitario de energía e IIE para la planta de destilación al vacío.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	384.09	304.81	279.76
Capacidad de operación	m ³ /d	10,336	8,793	8,793
Consumo de energía	MKJ/m³	891.84	831.96	763.35
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	577.23	596.92	596.92
IIE		154.50	139.37	127.92

Tabla 6.11. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDSN.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	91.32	67.97	57.89
Capacidad de operación	m ³ /d	4,469	4,430	4,430
Consumo de energía	MKJ/m³	490.42	368.23	313.62
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	364.97	364.96	364.96
IIE		134.37	100.90	85.93

Tabla 6.12. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDST.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	92.47	94.56	76.8
Capacidad de operación	m ³ /d	2,527	2,855	2,855
Consumo de energía	MKJ/m³	878.23	794.90	645.60
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	597.23	597.23	597.23
IIE		147.03	133.12	108.12

Tabla 6.13. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDSD.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	106.56	108.84	79.20
Capacidad de operación	m ³ /d	3,704	4,031	4,031
Consumo de energía	MKJ/m³	690.45	648.02	471.55
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	597.23	597.23	597.23
IIE		115.61	108.50	78.96

Tabla 6.14. Consumo unitario de energía e IIE para la planta reformadora de naftas.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	241.40	251.18	215.47
Capacidad de operación	m ³ /d	3,720	3,720	3,720
Consumo de energía	MKJ/m³	1,557.42	1,620.52	1,390.13
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	1,419.81	1,435.53	1,435.53
IIE		109.69	112.88	96.84

Tabla 6.15. Consumo unitario de energía e IIE para la planta de desintegración catalítica.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
Consumo real de energía	MMKJ/h	254.3	264.97	245.68
Capacidad de operación	m ³ /d	4,373	4,910	4,910
Consumo de energía	MKJ/m³	1,395.66	1,295.17	1,200.88
Consumo estándar de energía	MKJ/m ³	1,329.81	1,274.03	1,274.03
IIE		104.96	101.66	94.26

6.7. Curva compuesta.

Las **figuras D.1 a D.7** del anexo D muestran las curvas compuestas de las plantas del esquema de refinación, en ellas se pueden observar los requerimientos de calentamiento, de enfriamiento, el calor recuperado y la temperatura de pinch para las corrientes calientes y frías para los casos desarrollados.

6.8. Gran Curva compuesta.

Las **figuras D.1 a D.7** del anexo D también muestran la cantidad de energía requerida en cada uno de los procesos y los niveles de temperatura en que se necesita la energía, lo cual permitió ajustar adecuadamente la carga térmica de los servicios y sus niveles de temperatura para evitar la degradación prematura al utilizar gradientes de temperatura excesivos entre servicios y procesos. La gran curva compuesta se presenta para las plantas que integran el esquema de refinación tipo FCC para los casos desarrollados.

6.9. ΔT mínima óptima y parámetros energéticos.

Linnhoff March en 1998 realizó estudios energéticos a diferentes refinerías alrededor del mundo, en ellos reportó que las plantas de destilación atmosférica, hidrotratadoras de naftas y de destilados intermedios, reformadora de naftas y desintegración catalítica presentan valores de ΔT mínima óptima de 30 a 40°C, y la planta de destilación al vacío de 20 a 30°C. Las **tablas 6.16-6.22** presentan los resultados obtenidos en la determinación de la ΔT mínima óptima para las plantas que integran el esquema de proceso tipo FCC, asimismo se presentan los datos energéticos obtenidos de la curva compuesta de las plantas, como son: los requerimientos de calentamiento, de enfriamiento y el calor recuperado, y la temperatura de pinch para la corriente caliente y fría.

Tabla 6.16. Parámetros energéticos de la planta de destilación atmosférica.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	30	28	34
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	453.06	446.06	440.06
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	434.21	431.21	303.70
Calor recuperado	MMKJ/h	451.21	442.55	373.12
Temperatura pinch corriente caliente	°C	149.7	166	136
Temperatura pinch corriente fría	°C	119.7	138	102

Tabla 6.17. Parámetros energéticos de la planta de destilación al vacío.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	26.7	23	25.4
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	123.06	92.66	67.58
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	147.31	106.18	109.63
Calor recuperado	MMKJ/h	89.5	98.1	91.76
Temperatura pinch corriente caliente	°C	246.7	214.9	252.4
Temperatura pinch corriente fría	°C	220.0	191.9	227.0

Tabla 6.18. Parámetros energéticos de la planta hidrodesulfuradora de naftas.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	32	38	36
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	46.5	37.33	28.1
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	40.37	25.93	25.08
Calor recuperado	MMKJ/h	189.57	128.61	133.99
Temperatura pinch corriente caliente	°C	227	209.6	208.7
Temperatura pinch corriente fría	°C	195	171.6	172.7

Tabla 6.19. Parámetros energéticos de la planta hidrodesulfuradora de turbosina.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	30	37	37.5
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	32.12	27.9	15.7
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	50.54	49.92	50.4
Calor recuperado	MMKJ/h	117.67	94.35	92.77
Temperatura pinch corriente caliente	°C	293.4	257.3	237.3
Temperatura pinch corriente fría	°C	263.4	220.3	199.8

Tabla 6.20. Parámetros energéticos de la planta hidrodesulfuradora de diesel.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	35	37	39
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	32.39	22.79	12.78
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	60.17	69.53	94.64
Calor recuperado	MMKJ/h	227.49	209.31	182.42
Temperatura pinch corriente caliente	°C	360.9	304.4	315.7
Temperatura pinch corriente fría	°C	325.9	267.4	276.7

Tabla 6.21. Parámetros energéticos de la planta reformadora de naftas.

Concepto	Unidad	Base	Estudio	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	36	35	33
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	91.07	94.04	67.66
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	80.76	86.55	53.69
Calor recuperado	MMKJ/h	167.71	167.06	200.24
Temperatura pinch corriente caliente	°C	298.5	307	302
Temperatura pinch corriente fría	°C	262.5	273	269

Tabla 6.22. Parámetros energéticos de la planta de desintegración catalítica.

Concepto	Unidad	Valor	Valor	Optimización
ΔT mínima óptima	°C	35	36	34
Requerimientos de calentamiento	MMKJ/h	3.91	4.75	4.75
Requerimientos de enfriamiento	MMKJ/h	215.18	215.61	213.62
Calor recuperado	MMKJ/h	100.02	84.54	109.62
Temperatura pinch corriente caliente	°C	301	305	292
Temperatura pinch corriente fría	°C	266	259	258

6.10. Red de intercambio térmico.

Las **figuras E.1 a E.7** del anexo E presentan las redes de intercambio térmico para las plantas que integran el esquema de proceso para cada caso desarrollado. La red de recuperación de calor es uno de los componentes cruciales de una planta de proceso, dado que su tarea es intercambiar calor entre las corrientes de proceso con el propósito de reducir los consumos de calentamiento y enfriamiento, estas figuras presentan los niveles de los servicios auxiliares requeridos para enfriamiento (aire y agua de enfriamiento) y calentamiento (vapor de alta, media y baja presión y gas combustible), así como la integración térmica de las corrientes calientes y frías de proceso y de servicios auxiliares.

6.11. Índice de intensidad energética global.

En la sección 6.5 de este capítulo se presentó el valor del índice de intensidad energética de cada una de las plantas para cada caso desarrollado. En las **tablas 6.23-6.25** se presenta el índice de intensidad energética global por esquema de proceso par los casos base, de estudio y de optimización, respectivamente.

El índice de intensidad energética global calculado para el esquema del caso base es de 142.32, para el caso de estudio es de 126.13 y para el caso de optimización es de 103.59, se observa una disminución de 11.37% del caso de estudio con respecto al caso base y de 27.21 % del caso de optimización con respecto al caso base.

Tabla 6.23. Índice de intensidad energética global del caso base.

Planta	Capacidad m ³ /d	Consumo de energía estándar			Consumo real de energía			IIE
		MKJ/m ³	MMKJ/día	%	MMKJ/día	MKJ/m ³	%	
Primaria	23,278	498	11,583.25	34.07	20,302.56	872	41.96	175.28
Vacio	10,336	577	5,966.07	17.55	9,218.16	892	19.05	154.51
HDSN	4,469	365	1,630.99	4.80	2,191.68	490	4.53	134.38
HDST	2,527	597	1,509.39	4.44	2,219.28	878	4.59	147.03
HDSD	3,704	597	2,212.19	6.51	2,557.44	690	5.29	115.61
Reformadora	3,720	1,420	5,282.10	15.54	5,793.6	1,557	11.97	109.68
FCC	4,373	1,330	5,814.60	17.10	6,103.2	1,396	12.61	104.96
Total		5,384	33,998.58	100.00	48,385.92	6,776	100.00	142.32

Tabla 6.24. Índice de intensidad energética global del caso de estudio.

Plantas	Capacidad m ³ /d	Consumo de energía estándar			Consumo real de energía			IIE
		MKJ/m ³	MMKJ/día	%	MMKJ/día	MKJ/m ³	%	
Primaria	23,278	517	12,041.48	30.80	19,675.92	845	39.91	163.40
Vacio	8,793	597	5,248.71	13.43	7,315.44	832	14.84	139.38
HDSN	4,430	365	1,616.66	4.14	1,631.28	368	3.31	100.90
HDST	2,855	597	1,704.82	4.36	2,269.44	795	4.60	133.12
HDSD	4,031	597	2,407.71	6.16	2,612.16	648	5.30	108.49
Reformadora	3,720	1,436	5,340.82	13.66	6,028.32	1,620	12.23	112.87
FCC	4,910	1,274	6,255.16	16.00	6,359.28	1,295	12.90	101.66
HDT crudo	9,672	463	4,476.33	11.45	3,414.48	353	6.93	76.28
Total		5,846	39,091.69	100.00	49,306.32	6,757	100.00	126.13

Tabla 6.25. Índice de intensidad energética global del caso de optimización.

Plantas	Capacidad m ³ /d	Consumo de energía estándar			Consumo real de energía			IIE
		MKJ/m ³	MMKJ/día	%	MMKJ/día	MKJ/m ³	%	
Primaria	23,278	517	12,041.48	30.80	14,166	609	34.98	117.64
Vacio	8,793	597	5,248.71	13.43	67,14.24	764	16.58	127.92
HDSN	4,430	365	1,616.66	4.14	1,389.36	314	3.43	85.94
HDST	2,855	597	1,704.82	4.36	1,843.2	646	4.55	108.12
HDSD	4,031	597	2,407.71	6.16	1,900.8	472	4.69	78.95
Reformadora	3,720	1,436	5,340.82	13.66	5,171.28	1,390	12.77	96.83
FCC	4,910	1,274	6,255.16	16.00	5,896.32	1,201	14.56	94.26
HDT crudo	9,672	463	4,476.33	11.45	3,414.48	353	8.43	76.28
Total		5,846	39,091.69	100.00	40,495.68	5747	100.00	103.59

6.12. Balance energético global.

El balance energético global corresponde al análisis energético realizado con el flujo y poder calorífico de las materias primas y los productos finales, también considera el consumo de energía proporcionado por el consumo de los servicios auxiliares y de las pérdidas energéticas del esquema.

La ecuación general de balance energético es:

$$\begin{array}{ccccccc} \textit{Energía en las} & & \textit{Energía en el} & & \textit{Energía en} & & \textit{Pérdidas de} \\ \textit{materias primas} & + & \textit{consumo de} & = & \textit{los productos} & + & \textit{energía} \\ & & \textit{servicios auxiliares} & & & & \end{array}$$

Solomon Associates en 1998, reporta en estudios energéticos realizados a refinerías mexicanas pérdidas de energía promedio de 3.65% de la energía contenida en los productos. Por lo tanto se consideró este porcentaje de pérdidas para los tres casos de estudio.

En los casos de estudio y de optimización se utiliza hidrógeno como materia prima del esquema de refinación, éste se utiliza en la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

Los productos son los mismos para todos los casos, la única diferencia es que en el caso de estudio y de optimización los rendimientos de los productos son mayores que el caso base, debido a la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.

El consumo de servicios auxiliares suministrados a cada esquema de refinación son los calculados para satisfacer los requerimientos de calentamiento y de enfriamiento para cada una de las plantas de proceso en cada uno de los casos desarrollados.

Las **tablas 6.26-6.28** presentan el balance energético global del esquema de proceso de los casos base, de estudio y de optimización, respectivamente.

Tabla 6.26. Balance general de energía del caso base.

	Flujo	Poder calorífico	Energía
Materia prima	m³/día	MKJ/m³	MMKJ/día
Crudo pesado	10,014	39,523	395,784
Crudo ligero	13,264	37,832	501,793
Gas combustible	276,952	35	9,807
Hidrógeno	0	32	0
Energía materias primas			907,384
Consumo de energía			48,385
Total energía entradas			955,769
Productos			
Gas combustible	200,441	35	7,098
Gas amargo rico en H ₂	130,781	33	4,258
Gas amargo	213,891	33	7,127
Propileno	265	27,622	7,326
Gas LP	1,228	27,691	34,008
Gasolina	6,493	34,121	221,557
Turbosina	2,348	37,019	86,938
Diesel	3,591	38,699	138,987
Combustóleo	4,778	41,950	200,454
Asfalto	4,658	42,013	195,706
Energía producto			903,458
Pérdidas			32,976
Total energía salidas			936,434
Diferencia entradas-salidas			19,334
Eficiencia energética			97.98

El esquema de refinación del caso base presenta una diferencia de 19,334 MMKJ/d, con relación a la suma algebraica de las entradas y salidas de energía, lo que corresponde a una eficiencia del 97.98%.

Tabla 6.27. Balance general de energía del caso de estudio.

Materia prima	Flujo m³/día	Poder calorífico MKJ/m³	Energía MMKJ/día
Crudo hidrotratado	9,672	37,949	367,029
Crudo ligero	13,264	37,832	501,793
Gas combustible	170,252	35	6,029
Hidrógeno	1,214,391	32	38,447
Energía materias primas			913,298
Consumo de energía			49,306
Total energía entradas			962,604
Productos			
Gas combustible	267,399	35	9,469
Gas amargo rico en H ₂	446,244	33	14,528
Gas amargo	490,711	33	16,350
Propileno	304	27,622	8,393
Gas LP	1,271	27,691	35,202
Gasolina	6,605	34,121	225,376
Turbosina	2,807	37,019	103,913
Diesel	4,088	38,699	158,216
Combustóleo	5,714	41,950	239,707
Asfalto	2,393	42,013	100,529
Energía producto			911,682
Pérdida			33,276
Total energía salidas			944,958
Diferencia entradas-salidas			17,646
Eficiencia energética			98.17

El esquema de refinación del caso de estudio presenta una diferencia de 17,646 MMKJ/d, con base a la diferencia de las entradas y salidas de energía, lo que corresponde a una eficiencia del 98.17%.

Tabla 6.28. Balance general de energía del caso de optimización.

	Flujo	Poder calorífico	Energía
Materia prima	m³/día	MKJ/m³	MMKJ/día
Crudo hidrotratado	9,672	37,949	367,029
Crudo ligero	13,264	37,832	501,793
Gas combustible	170,252	35	6,029
Hidrógeno	1,214,391	32	38,447
Energía materias primas			913,298
Consumo de energía			40,495
Total energía entradas			953,793
Productos			
Gas combustible	267,399	35	9,469
Gas amargo rico en H ₂	446,244	33	14,528
Gas amargo	490,711	33	16,350
Propileno	304	27,622	8,393
Gas LP	1,271	27,691	35,202
Gasolina	6,605	34,121	225,376
Turbosina	2,807	37,019	103,913
Diesel	4,088	38,699	158,216
Combustóleo	5,714	41,950	239,707
Asfalto	2,393	42,013	100,529
Energía producto			911,682
Pérdida			33,276
Total energía salidas			944,958
Diferencia entradas-salidas			8,835
Eficiencia energética			99.07

Este esquema de refinación presenta una diferencia de 8,835 MMKJ/d, con base a la suma algebraica de las entradas y salidas de energía, lo que corresponde a una eficiencia del 99.07%.

De las tablas anteriores se observa que el esquema más eficiente desde el punto de vista energético es el del caso de optimización con 99.07%, seguido por el caso de estudio con 98.17% y finalmente el caso base con 97.98%.

6.13. Análisis de resultados energéticos.

La **tabla 6.29** presenta un resumen de los resultados energéticos diferenciales entre el caso base y el caso de estudio para cada una de las plantas que integran el esquema de refinación tipo FCC. En ésta se muestra el consumo de servicios auxiliares, el consumo unitario de energía, el IIE, el requerimiento de calentamiento y de enfriamiento y el calor recuperado.

Tabla 6.29. Análisis de resultados energéticos entre los casos base y de estudio.

Planta	Servicios auxiliares MMKJ/h	Consumo unitario de energía MMKJ/m ³	IIE	Calor de calentamiento MMKJ/h.	Calor de enfriamiento MMKJ/h	Calor recuperado MMKJ/h
Destilación primaria	-26.11	-26.92	-11.80	-7.00	-3.00	-8.66
Destilación al vacío	-79.28	-59.94	-15.08	-30.40	-41.13	8.60
HDSN	-23.35	-122.14	-33.47	-9.17	-14.44	-60.96
HDST	-2.09	-83.08	-13.92	-4.22	-0.62	-23.32
HDSD	2.28	-42.52	-7.12	-9.60	9.36	-18.18
Reformadora de naftas	9.09	63.02	-3.27	2.97	5.76	-0.65
FCC	10.67	-100.57	-3.30	0.84	0.43	-15.48

Notas:

El signo negativo indica reducción.

El signo positivo indica incremento.

Los resultados de los análisis energéticos se justifican por las siguientes razones:

Planta de destilación atmosférica.

1. Por el cambio de las propiedades del crudo hidrotratado que presenta una gravedad API mayor que el crudo pesado.
2. Por el incremento en el rendimiento volumétrico de las fracciones de destilación principalmente destilados intermedios y gasóleos.

Planta de destilación al vacío.

1. Por la disminución del flujo de carga de 10,336 a 8,793 m³/d.
2. Por el incremento en el rendimiento volumétrico de los gasóleos pesado y ligero de vacío y por la disminución del residuo de vacío.

Planta hidrodesulfuradora de naftas.

1. Por la disminución de la severidad de la reacción en temperatura de 320 a 270°C, debido a las características de la carga con menos concentración de azufre de 0.149 a 0.059 % peso, afectando principalmente la carga térmica del intercambiador carga-efluente del reactor EA-401 de 150.9 a 87.3 MMKJ/h y al calentador de carga BA-401 de 13.75 a 14.18 MMKJ/h.
2. Por el incremento en la temperatura de alimentación de 158 a 175°C a la torre fraccionadora DA-401, la cual provoca un incremento en la carga térmica del condensador de 17.26 a 19.71 MMKJ/h, aunque se compensa en mayor medida con la reducción en la carga térmica del rehervidor de 32.75 a 23.15 MMKJ/h, favoreciendo la disminución del consumo de gas combustible.

Planta hidrodesulfuradora de turbosina.

1. Por la disminución de la severidad de la reacción en temperatura de 340 a 280°C, debido a las características de la carga con menos concentración de azufre de 0.781 a 0.374 % peso, afectando principalmente la carga térmica del intercambiador carga-efluente del reactor EA-701 de 85.43 a 58.2 MMKJ/h y al calentador de carga BA-701 de 14.99 a 11.84 MMKJ/h.

Planta hidrodesulfuradora de diesel.

1. Por el incremento en el flujo de carga de 3,704 a 4,031 m³/d y por la disminución de la severidad de la reacción en temperatura de 380 a 340°C, debido a las características de la carga con menos concentración de azufre de 1.794 a 1.057 % peso, afectando principalmente la carga térmica del intercambiador carga-efluente del reactor EA-801 de 149.8 a 124.2 MMKJ/h y al calentador de carga BA-801 de 15.24 a 12.16 MMKJ/h por la disminución de la ΔT de 30 a 20°C.

Planta reformadora de naftas.

1. Por las características de la carga alimentada, la cual tiene mayor composición de hidrocarburos parafínicos que al ser reformados producen mayor concentración de

compuestos nafténicos de alto octano, produciendo además mayor cantidad de hidrógeno que el caso base.

Planta de desintegración catalítica.

1. Por las características de la carga alimentada, la cual tiene menor concentración de azufre de 2.58 a 1.68% peso.
2. Por la disminución del consumo de la energía estándar de 211.44 a 202.57, que está en función del rendimiento de coque del proceso y que en este caso es menor debido a las características de los gasóleos alimentados (4.0 vs 4.14% peso).

La **tabla 6.30** presenta el análisis de los resultados energéticos diferenciales entre el caso base y el caso de optimización para cada una de las plantas que integran el esquema de refinación tipo FCC.

Tabla 6.30. Análisis de resultados energéticos entre los caso base y de optimización.

Planta	Servicios auxiliares MMKJ/h	Consumo unitario de energía de energía MMKJ/m ³	IIE	Calor de calentamiento MMKJ/h.	Calor de enfriamiento MMKJ/h	Calor recuperado MMKJ/h
Destilación primaria	-255.70	-263.58	-57.60	-13.00	-130.51	-78.09
Destilación al vacío	-104.33	-128.30	-26.53	-55.48	-37.68	2.76
HDSN	-33.43	-176.73	-48.43	-18.40	-45.29	-55.58
HDST	-15.67	-232.39	-38.91	-16.42	-0.14	-24.90
HDSD	-27.36	-218.93	-36.66	-19.61	34.47	-45.07
Reformadora de naftas	-26.68	-167.36	-12.86	-23.41	-27.07	32.53
FCC	-8.62	-383.52	-10.70	0.84	-1.56	9.60

Notas:

El signo negativo indica reducción.

El signo positivo indica incremento.

La justificación de los resultados del análisis energético son los siguientes:

Planta de destilación atmosférica.

1. Por la sustitución del uso de calentamiento de los agotadores de turbosina, querosina y diesel con residuo atmosférico.

-
2. Por la eliminación de los enfriadores de turbosina, querosina, diesel y GOPA al enviar estos productos calientes a las plantas corriente abajo.
 3. Por la adición de tres aeronfriadores (primer condensador de domos de la torre de destilación atmosférica EC-8N y primer condensador de domos en las dos torres despuntadas EC-6N y EC-7N) y por la disminución de la temperatura de desalado de 144 a 123°C.

Planta de destilación al vacío.

1. Por la reducción en el flujo de carga.
2. Por el incremento en la temperatura de 195 a 227°C de la corriente de carga.
3. Por la maximización de utilización del área actual de 67.87 a 96.39% lo que implica que la ΔT del calentador de carga disminuya de 97 a 64°C y la carga térmica de 46.33 a 33.79 MMKJ/h y con ello el consumo de gas combustible.

Planta hidrodesulfuradora de naftas.

1. Por la adición de un cambiador de calor nuevo (carga-efluente del reactor EA-404 N) para incrementar el área de transferencia de 619 a 1,038 m².
2. Por el incremento de la temperatura de alimentación de 158 a 185°C a la torre fraccionadora DA-401 la cual provoca un incremento en la carga térmica del condensador de 17.26 a 19.77 MMKJ/h pero se compensa en mayor medida con la reducción en la carga térmica del rehervidor de 32.75 a 15.15 MMKJ/h, favoreciendo la disminución del consumo de gas combustible.

Planta hidrodesulfuradora de turbosina.

1. Se adicionó un cambiador de calor nuevo (carga-efluente del reactor EA-701 N) para incrementar el área de transferencia de 1,884 a 2,848m² y aprovechar la corriente caliente de alimentación de turbosina amarga de 110°C afectando principalmente la carga térmica de este de 85.4 a 52.3 MMKJ/h y al calentador de carga BA-701 de 14.99 a 3.03 MMKJ/h.
2. Por el incremento en el flujo de carga de 327.2 m³/d y por el incremento en la temperatura de alimentación de 210 a 222°C a la torre fraccionadora DA-701 la

cual provoca la reducción en la carga térmica del rehervidor de 17.13 a 12.67 MMKJ/h,

Planta hidrodesulfuradora de diesel.

1. Por la adición de un aereoenfriador nuevo (primer enfriador del efluente del reactor EA-801N) para disminuir la demanda de agua de enfriamiento de la corriente del efluente del reactor y de dos cambiadores de calor (carga-efluente de la torre fraccionadora EA-804N y del efluente de reactor-efluente de la torre fraccionadora EA-806N) para incrementar el área de transferencia de 504 a 667 y de 747 a 875 m², respectivamente.
2. Por la temperatura de alimentación de 158°C, afectando principalmente la carga térmica del intercambiador carga-efluente del reactor EA-801 de 149.8 a 92.52 MMKJ/h y al calentador de carga BA-801 de 15.24 a 3.83 MMKJ/h.
3. Por el incremento en la temperatura de alimentación de 285 a 295°C a la torre fraccionadora DA-801 la cual provoca la reducción en la carga térmica del rehervidor de 17.13 a 8.95 MMKJ/h.

Planta reformadora de naftas.

1. Por la adición del cambiador de calor nuevo (carga-efluente del reactor EA-501) que incrementa el área de transferencia de 2,658 a 5,508 m² aprovechando la energía de la corriente del efluente del reactor para calentar la carga a 450°C.
2. Por la adición del cambiador de calor (alimentación-fondos de la torre fraccionadora EA-505N) que incrementa el área de transferencia de 695 a 807 m² y con ello el incremento de la corriente de alimentación a 220°C a la torre fraccionadora.

Planta de desintegración catalítica.

1. Por la adición del cambiador de calor nuevo (carga-recirculación inferior de la torre EA-9) al incrementar el área de transferencia de 638 a 1,215 m² aprovechando la energía de la corriente de recirculación de la torre fraccionadora.
2. Por el incremento de la temperatura de alimentación de 161 a 240°C.

3. Por utilización de la carga térmica disponible en los aeroenfriadores, primer condensador de la torre debutanizadora EC-6 y primer enfriador de la nafta producto EC-7 de 18.57 a 31.24 y de 9.94 a 19.3 MMKJ/h, respectivamente, los cuales tiene una carga térmica de diseño de 32.39 y 25.55 MMKJ/h respectivamente.

A continuación se presenta un análisis comparativo de los resultados técnicos, económicos y energéticos más importantes para los diferentes casos desarrollados del esquema de refinación de petróleo tipo FCC.

Parámetros energéticos.

Los parámetros energéticos más relevantes de los tres casos desarrollados son: el consumo real de energía y el índice de intensidad energética de cada planta de proceso, así como el consumo de energía real, el consumo de energía estándar y el índice de intensidad energética global para cada caso de operación del esquema de refinación.

La **figura 6.1** muestra el consumo real de energía para cada una de las plantas de proceso de los tres casos de estudio. De esta figura se observa que el consumo real de energía de las plantas de destilación primaria (por las características del crudo hidrotratado) y de vacío (por la disminución de la carga) e hidrosulfuradora de naftas (por la disminución del nivel de temperatura de reacción) disminuye cuando se adiciona la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y más aún cuando se optimizan energéticamente. Las planta de desintegración catalítica e hidrosulfuradoras de turbosina y diesel incrementan su consumo real de energía porque incrementan su capacidad de operación a pesar de que se redujo el nivel de temperatura de operación de reacción de estas, pero al optimizarlas energéticamente el consumo real de energía disminuye.

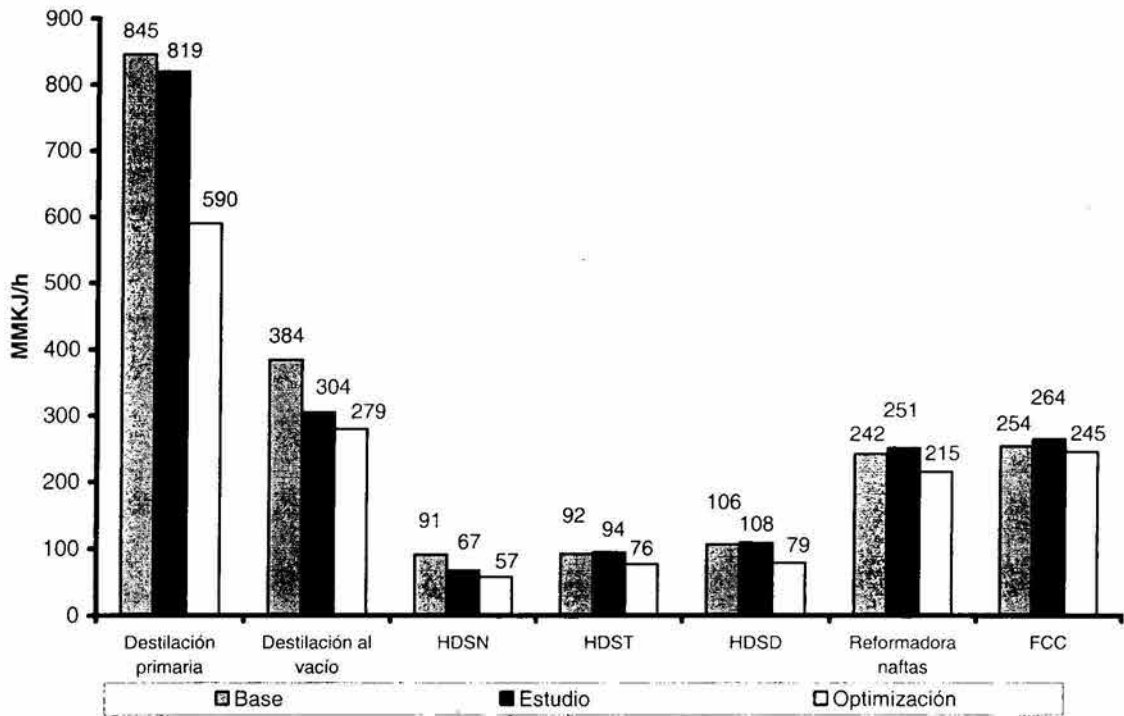


Figura 6.1. Consumo real de energía por planta de proceso.

La **figura 6.2** presenta el índice de intensidad energética de cada una de las plantas de proceso para los tres casos desarrollados, al adicionar la planta de hidrotratamiento de crudo pesado disminuye el consumo real de energía y por lo tanto el índice de intensidad energética de las plantas de proceso, asimismo se reduce más el índice de intensidad energética cuando se optimizan desde el punto de vista energético.

La **figura 6.3** presenta el consumo real de energía global del esquema de refinación, el cual se incrementa 1.9% en el caso de estudio debido a que éste ya incluye el consumo de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado, pero disminuye 15.37% al optimizar energéticamente la red de intercambio térmico de las plantas del esquema de refinación.

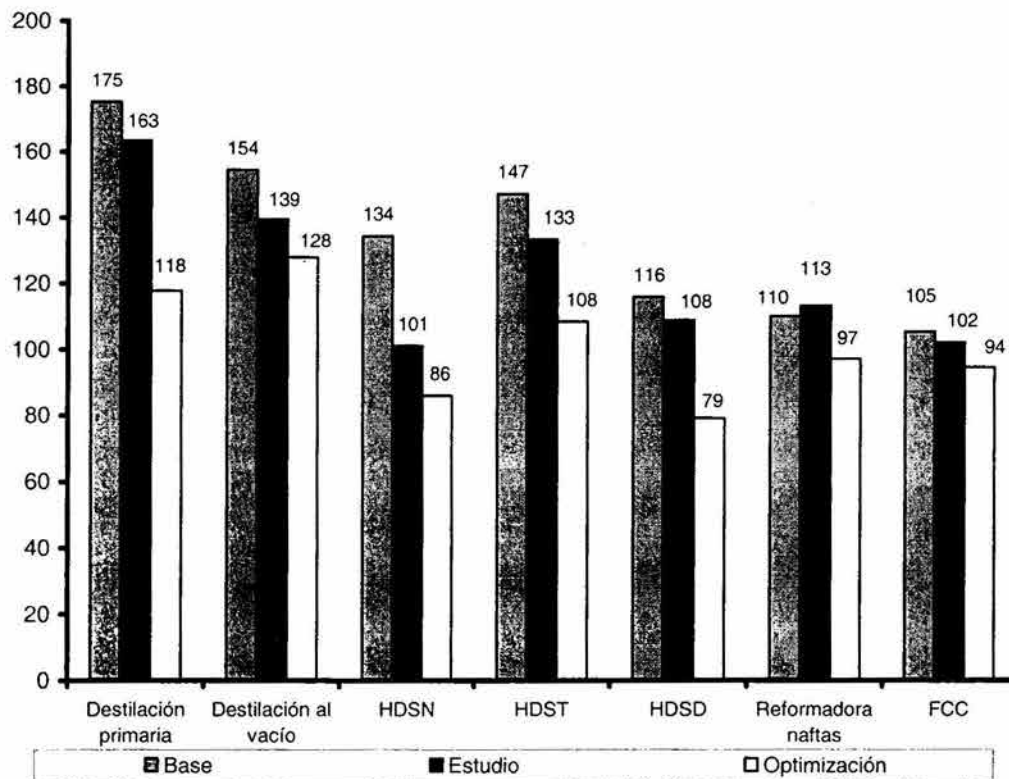


Figura 6.2. Índice de intensidad energética por planta de proceso.

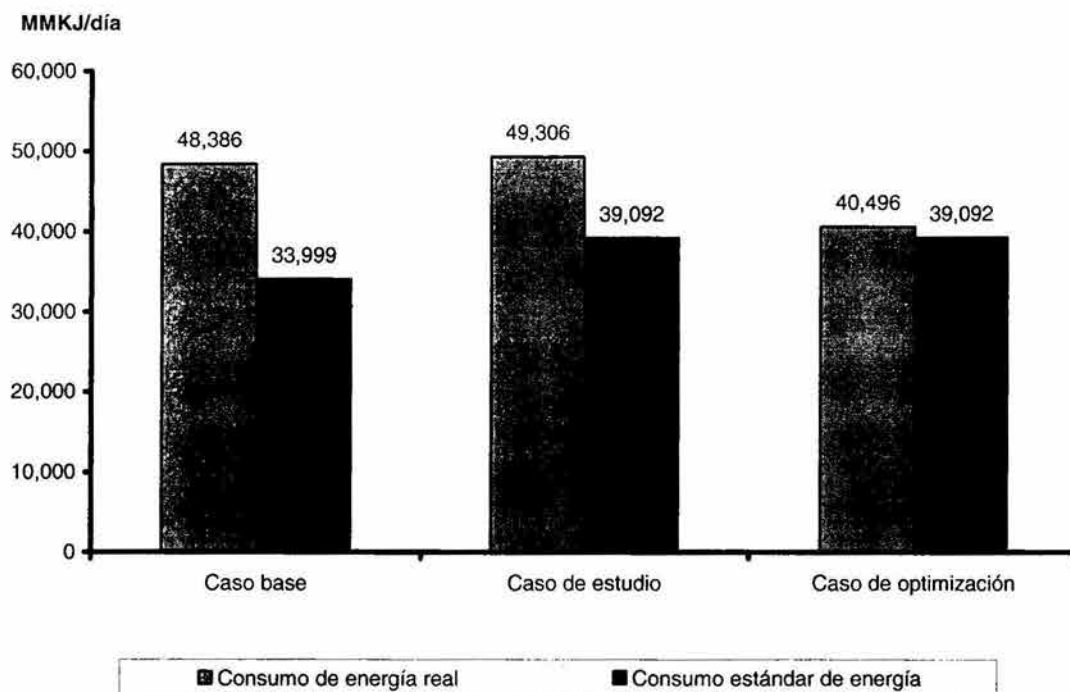


Figura 6.3. Consumo real y estándar de energía para los casos desarrollados.

La **figura 6.4** muestra el índice de intensidad energética global para cada uno de los casos desarrollados, en ésta se observa que el índice de intensidad energética disminuye 11.37% en el caso base y 27.21% en el caso de optimización con respecto al caso base.

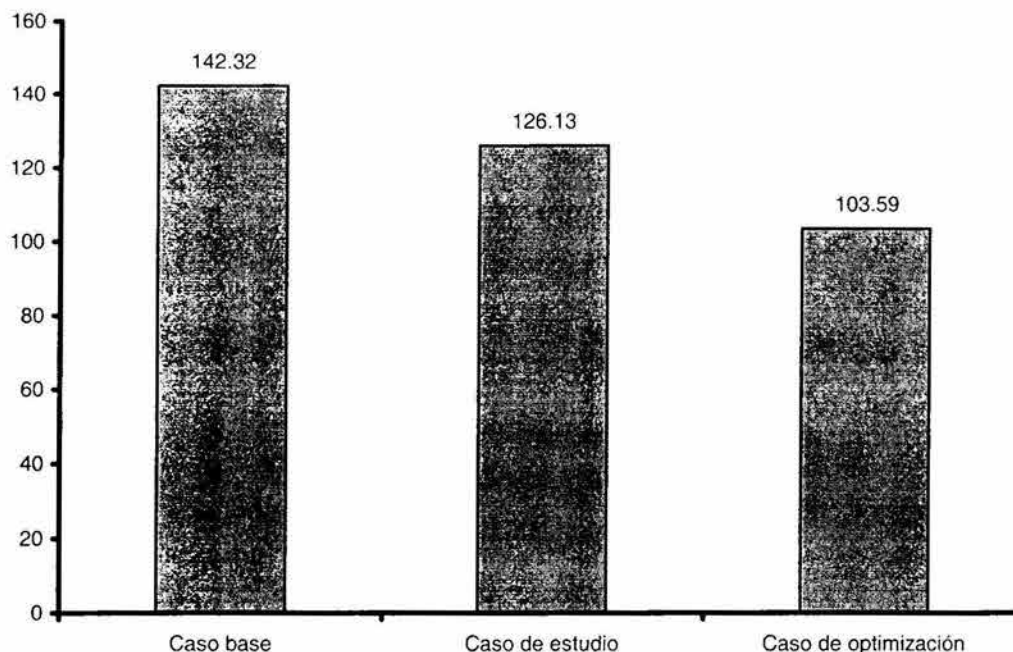


Figura 6.4. Índice de intensidad energética global para los casos desarrollados.

6.14. Análisis de resultados técnico.

Los parámetros técnicos más relevantes de los tres casos desarrollados son: el consumo de materias primas, los servicios auxiliares, producción de productos y las capacidades de operación de las plantas de proceso.

La **figura 6.5** muestra el consumo de materias primas, en donde se observa que el consumo de crudo pesado disminuye en los casos de estudio y de optimización con respecto al caso base en 342 m³/d, porque el adicionar la planta de hidrotratamiento de crudo pesado se tiene un incremento volumétrico por las reacciones de hidrodesintegración que se llevan a cabo, con ello se mantiene la misma capacidad

de crudo a procesar en la planta de destilación atmosférica de 23,278 m³/d en todos los casos. El hidrógeno se requiere en los casos de estudio y optimización para la operación de la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado.

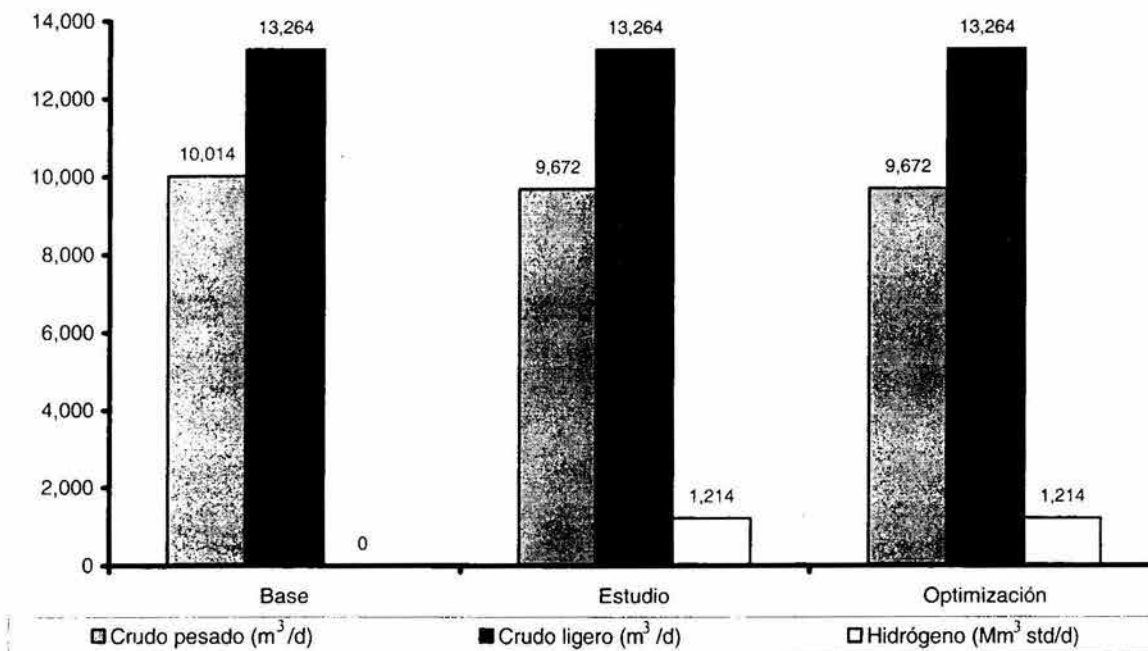


Figura 6.5. Consumo de materias primas para los casos desarrollados.

La **figura 6.6** presenta el consumo de servicios auxiliares en cada uno de los casos de estudio, en ésta se observa que se incrementa el consumo de servicios auxiliares en el esquema de refinación del caso de estudio con respecto al caso base por la adición de la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado, pero al optimizar energéticamente el esquema de refinación disminuye el consumo de agua de enfriamiento y gas combustible e incrementa ligeramente el consumo de energía eléctrica.

En la **figura 6.7** se muestra la producción de productos en cada uno de los casos de los esquemas de refinación. En el caso de estudio se incrementa la producción de productos por las características del crudo hidrot ratado procesado (mayores rendimientos volumétricos de los destilados y menor concentración contaminantes).

El caso de optimización es igual al caso de estudio porque sólo se optimizaron las redes de intercambio térmico de las plantas de proceso.

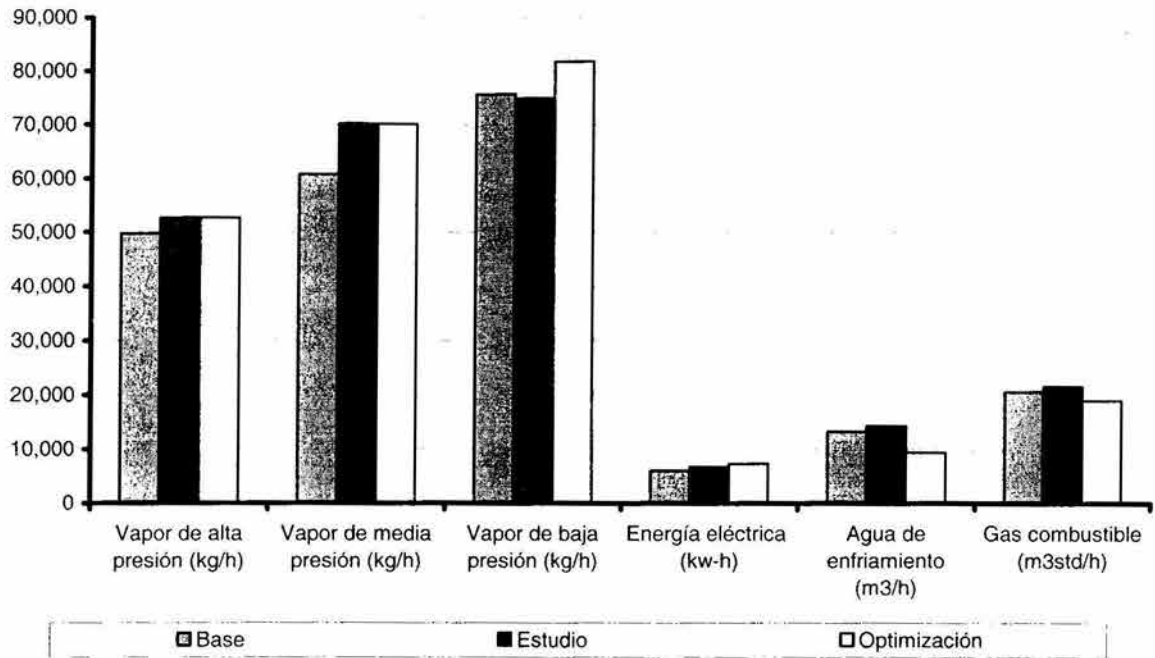


Figura 6.6. Consumo de servicios auxiliares para los casos desarrollados.

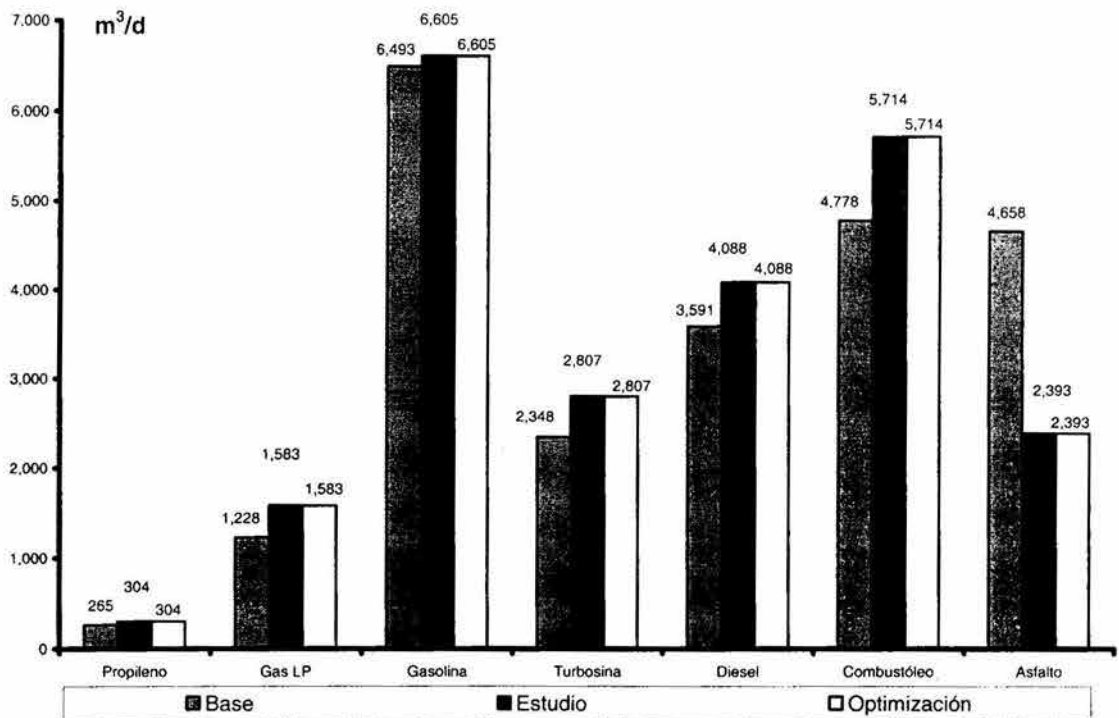


Figura 6.7. Productos para los casos desarrollados.

La **figura 6.8** presenta las capacidades de operación de las plantas de proceso en cada uno de los esquemas desarrollados, en esta figura se observa que las capacidades de las plantas de proceso se incrementaron en el caso de estudio y en el caso de optimización por el procesamiento de crudo hidrotratado, todas las plantas operan a capacidades mayores del 60% de la capacidad de diseño.

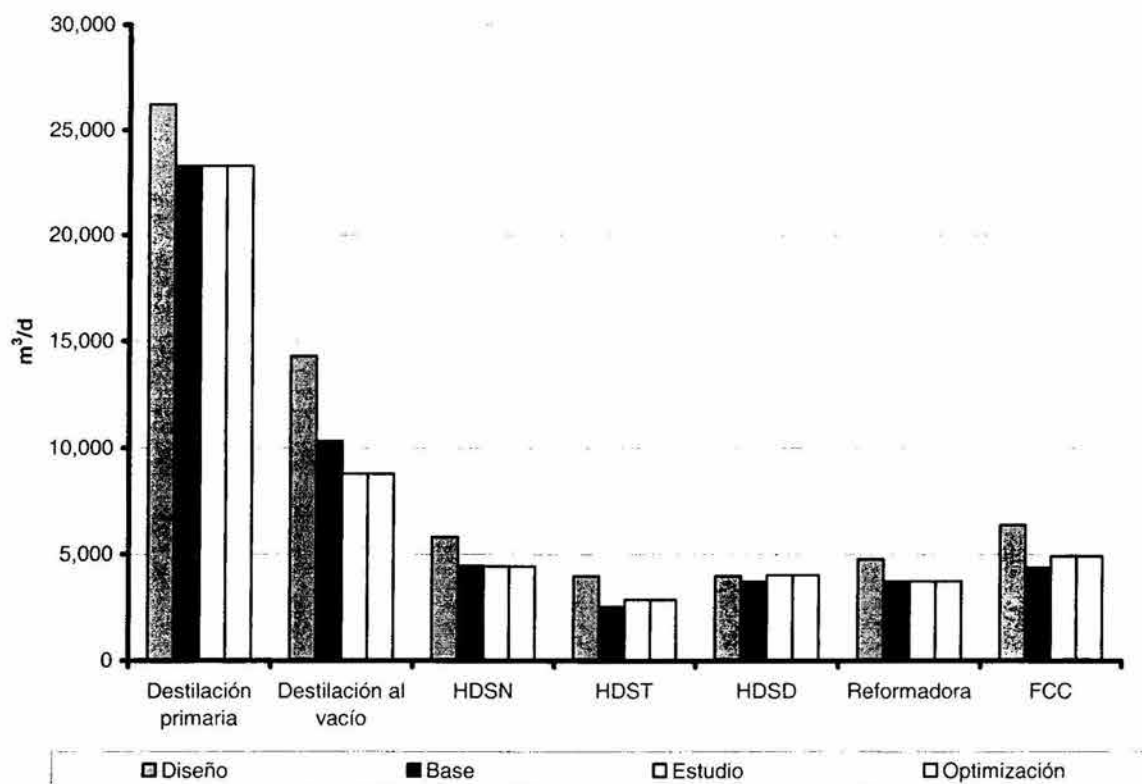


Figura 6.8. Capacidades de operación de las plantas de proceso para los casos desarrollados.

6.15. Análisis de resultados económicos.

Los parámetros económicos más importantes de los tres casos desarrollados son: la inversión, el valor presente neto, la tasa interna de retorno y el período de recuperación de la inversión. El análisis económico se realizó en forma diferencial (el caso base con el caso de estudio y el caso base con el caso de optimización).

La **figura 6.9** presenta la inversión del caso de estudio y del caso de optimización. La inversión requerida en el caso base corresponde únicamente a la inversión de la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado y el caso de estudio es la inversión de la misma planta más los cambiadores nuevos requeridos en cada planta de proceso del esquema de refinación, por lo tanto la inversión del caso de optimización es de 108,187,629 USD y para el caso de estudio de 101,651,335 USD.

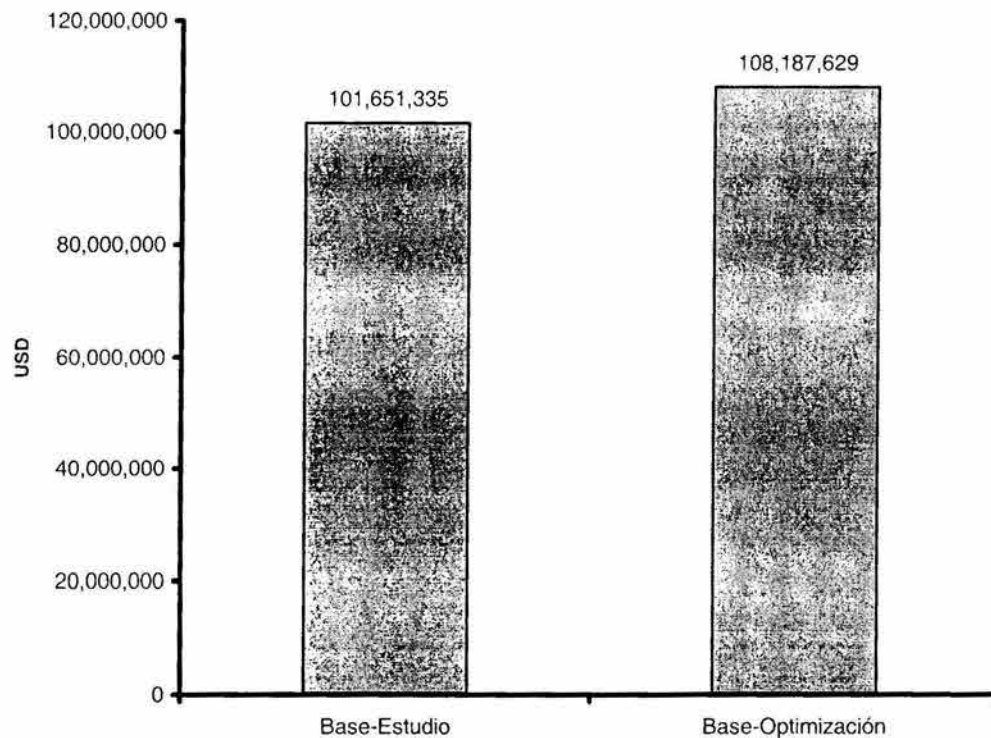


Figura 6.9. Inversión para casos desarrollados.

En la **figura 6.10** presenta el valor presente neto del caso de estudio y del caso de optimización. Se puede ver que el valor presenta neto es mayor en el caso de optimización en 21.99% comparado con el caso de estudio.

La **figura 6.11** presenta la tasa interna de retorna del caso de estudio y del caso de optimización, en ésta se observa que la tasa interna de retorno es mayor en 1.9 unidades porcentuales en el caso de optimización con respecto al caso de estudio.

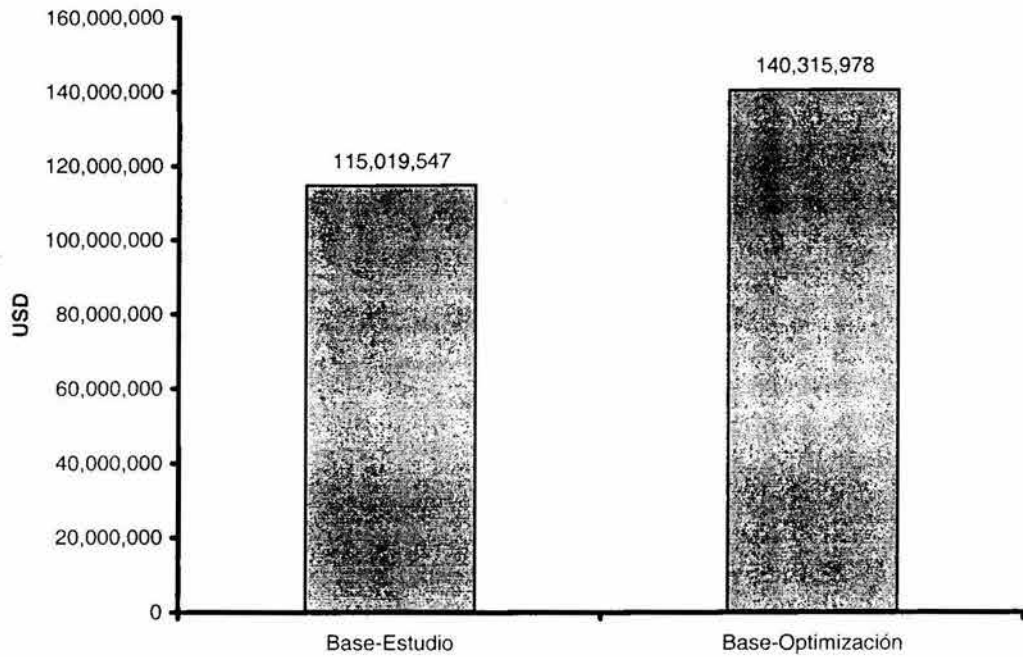


Figura 6.10. Valor presente neto para los casos desarrollados.

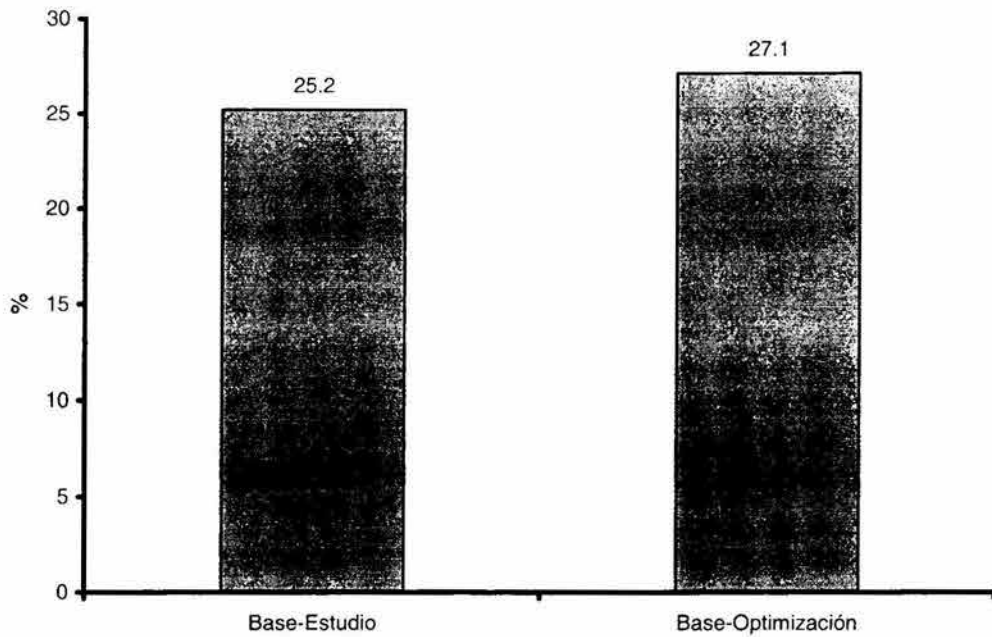


Figura 6.11. Tasa interna de retorno para los casos desarrollados.

La **figura 6.12** presenta el período de recuperación de la inversión del caso de estudio y del caso de optimización. Aquí se observa que el período de recuperación de la inversión del caso de optimización es menor en tres meses que el caso de estudio.

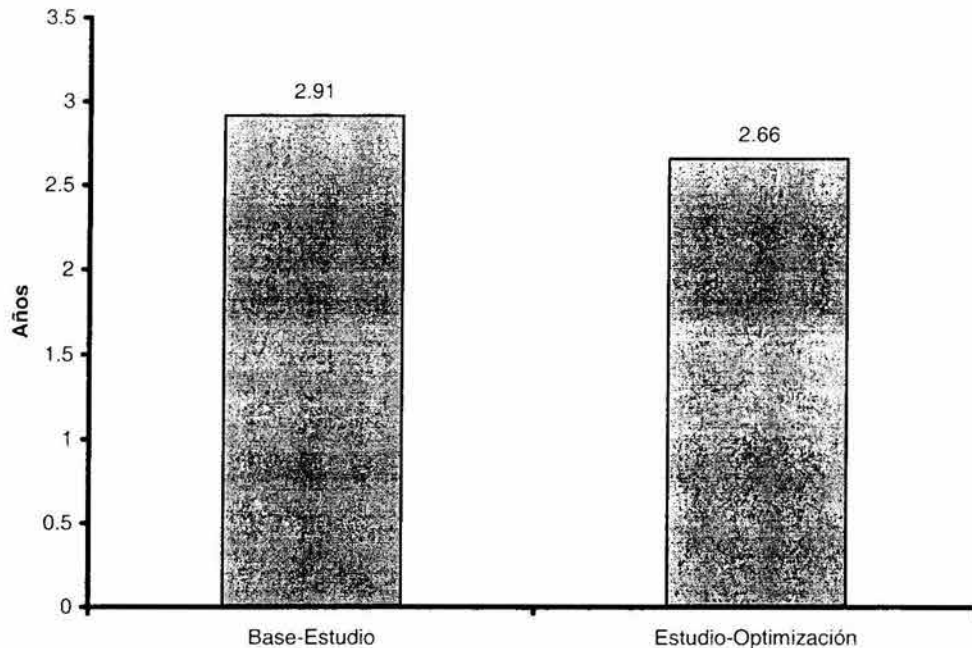


Figura 6.12. Período de recuperación de la inversión para los casos desarrollados.

La rentabilidad es mayor en el caso de optimización debido principalmente a la reducción de los costos de operación (disminución de costos de servicios auxiliares, principalmente por la disminución del consumo de agua de enfriamiento y de gas combustible).

Finalmente en este capítulo se concluye lo siguiente:

1. En la mayoría de las plantas de proceso del esquema de refinación tipo FCC se disminuye el consumo de servicios auxiliares, el requerimiento de calentamiento y de enfriamiento, y se incrementa el calor recuperado cuando se compara el caso de estudio y el de optimización con respecto al caso base.

-
2. El consumo real de energía global para los caso base, de estudio y de optimización es de 6,774, 6,755 y 5,742 MMKJ/m³, respectivamente, lo que indica una disminución energética en los casos de estudio y de optimización con respecto al caso base. Los casos de estudio y de optimización ya incluyen el consumo real de energía de la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado.
 3. Al incorporar la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado en el esquema de refinación de petróleo tipo FCC el índice de intensidad energética disminuye a 126, principalmente porque se reduce el nivel de temperatura de operación de los reactores de las plantas del esquema de refinación debido a las características del crudo hidrot ratado con baja concentración de contaminantes y mayor cantidad de destilados.
 4. Al optimizar energéticamente las plantas de proceso con la adición de la planta de hidrot ratamiento de crudo pesado el IIE disminuye a 104, principalmente por la utilización del potencial energético de cada una de las plantas y la aplicación de la técnica de pinch, en este caso se encontró un valor cercano al estándar mundial establecido por Solomon de 100 unidades, lo que representa un esquema de refinación con buen aprovechamiento de la energía.
 5. En los casos base y de optimización se observó una disminución porcentual en el índice de intensidad energética de 11.37 y 27.2, respectivamente, en comparación con el caso base.
 6. En el balance general de energía con base en materias primas y productos el caso de optimización presentó mayor eficiencia energética (99.07%), seguido por el caso de estudio con 98.17% y finalmente el caso base con 97.98%.

CONCLUSIONES.

Con base en los resultados obtenidos en este trabajo se concluye lo siguiente:

Validación de la operación real de la refinería (caso base).

1. El esquema de refinación de simulación se validó de manera adecuada con el esquema de la operación real porque los resultados obtenidos son muy similares en lo que se refiere a materias primas, capacidad de operación de plantas y formulación de los productos finales con errores absolutos menores a 1.3% en promedio, además los productos satisfacen las especificaciones del caso real.

Planta industrial de hidrotratamiento de crudo pesado.

1. Con base en los resultados comparativos del balance de materia, de hidrógeno y de azufre se observaron diferencias porcentuales de 0.5% entre la planta piloto extrapolada y lo calculado por simulación, por lo que se puede concluir que aún con configuraciones diferentes es posible realizar la extrapolación de resultados experimentales de planta piloto a planta industrial con el fin de realizar el análisis energético del proceso.
2. El análisis energético realizado a la planta de hidrotratamiento de crudo pesado indica que éste es un proceso con alto potencial, lo que permitió la optimización de las redes de intercambio de calor utilizando la tecnología de punto de pliegue pinch, minimizando con ello los requerimientos de energía de calentamiento y de enfriamiento externos e incrementando el calor recuperado entre las corrientes de proceso.
3. El proceso de hidrotratamiento de crudo pesado presenta un consumo unitario de energía de 353 MKJ/m³, una área de transferencia total de 28,584 m², una ΔT mín óptima de 37°C, requerimientos de calentamiento y enfriamiento de 56.31 y 105.56

MMKJ/h, respectivamente, un calor recuperado de 546.48 MMKJ/h y un índice de intensidad energética de 76.36.

Integración de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado en el esquema real de refinación (caso de estudio).

1. Desde el punto de vista técnico se observa una disminución en el volumen de crudo pesado a procesamiento (342 m³/d), un incremento en el rendimiento volumétrico de destilados intermedios de 4.24% y en gasóleos de 1.74% y que al procesarse en las plantas corriente abajo se incrementan las capacidades de operación de las plantas hidrodesulfuradora de turbosina, de diesel y FCC en 327, 327 y 537 m³/d, respectivamente. Asimismo se observa una disminución del rendimiento volumétrico del residuo de vacío en 6.64%.
2. Se incrementa la producción de propileno, gas LP, gasolina, turbosina, diesel y combustóleo en 38.6, 354.4, 112, 458.5, 496.8, y 935.7 m³/d, respectivamente, además la gasolina, turbosina, diesel y combustóleo presentan mayor calidad por la disminución de la concentración de azufre total.
3. Desde el punto de vista económico la integración de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado es rentable porque presenta un valor presente neto de 115,019,457 USD, una tasa interna de retorno de 25.20% y un período de recuperación de 2 años 11 meses.

Optimización energética del esquema de refinación con la adición de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado (caso de optimización).

1. Desde el punto de vista técnico se observa que el análisis diferencial entre el caso base y de optimización es el mismo que entre el caso base y de estudio. La única diferencia es que en el primero se disminuye el consumo de servicios auxiliares, principalmente agua de enfriamiento en 29.24% y gas combustible en 7.79%.

-
2. Desde el punto de vista económico la optimización del esquema de refinación con la integración de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado es rentable porque presenta un valor presente neto de 140,315,978 USD, una tasa interna de retorno de 27.10% y un período de recuperación de 2 años 8 meses. Incluso es más rentable en 1.9 unidades porcentuales de tasa interna de retorno que el caso de estudio, a pesar de que la inversión es mayor en el caso de optimización en 6,536,294 USD por la adición de los nuevos equipos de intercambio térmico.
 3. Desde el punto de vista energético se observa que los procesos tienen alto potencial para el ahorro energético y aun más con la aplicación de la tecnología de punto de pliegue pinch en cada una de las plantas del esquema de refinación.

Análisis energético

1. En la mayoría de las plantas de proceso del esquema de refinación tipo FCC se disminuye el consumo de servicios auxiliares, el requerimiento de calentamiento y de enfriamiento, y se incrementa el calor recuperado cuando se compara el caso de estudio y el de optimización con respecto al caso base.
2. El consumo real de energía global para los caso base, de estudio y de optimización es de 6,774, 6,755 y 5,742 MMKJ/m³, respectivamente, lo que indica una disminución energética en los casos de estudio y de optimización con respecto al caso base. Los casos de estudio y de optimización ya incluyen el consumo real de energía de la planta de hidrotreatmento de crudo pesado.
3. Al incorporar la planta de hidrotreatmento de crudo pesado en el esquema de refinación de petróleo tipo FCC el índice de intensidad energética disminuye a 126, principalmente porque se reduce el nivel de temperatura de operación de los reactores de las plantas del esquema de refinación debido a las características del

crudo hidrotratado con baja concentración de contaminantes y mayor cantidad de destilados.

4. Al optimizar energéticamente las plantas de proceso con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado el IIE disminuye a 104, principalmente por la utilización del potencial energético de cada una de las plantas y la aplicación de la técnica de pinch, en este caso se encontró un valor cercano al estándar mundial establecido por Solomon en 100 unidades, lo que representa un esquema de refinación con buen aprovechamiento de la energía.
5. En los casos base y de optimización se observó una disminución porcentual en el índice de intensidad energética de 11.37 y 27.2, respectivamente, en comparación con el caso base.
6. En el balance general de energía con base en materias primas y productos el caso de optimización presentó mayor eficiencia energética (99.07%), seguido por el caso de estudio con 98.17% y finalmente el caso base con 97.98%.

RECOMENDACIONES.

Las recomendaciones siguientes están orientadas a las plantas de proceso que integran el esquema tipo FCC debido a que en este trabajo no se evaluó el comportamiento de todos los equipos de proceso, como son: reactores, bombas, torres, calentadores a fuego directo, etc., ya que estos pueden ayudar a la optimización energética de cada uno de los procesos como lo indica el alcance de aplicación de la técnica de pinch y por lo tanto a la disminución del consumo de energía y del IIE.

Planta de destilación primaria.

1. Modernización de los calentadores de carga para incrementar la eficiencia de los mismos y la disminución del consumo de gas combustible. La modernización puede considerar la sustitución de los quemadores actuales por quemadores de bajo NOx y alta eficiencia, la instalación de un sistema de precalentamiento de aire con los gases de combustión y la implementación de inyección de vapor en el tubo de salida para disminuir la coquización.
2. Realizar la modernización de la torre atmosférica, con la cual será posible mejorar los perfiles de temperatura para incrementar la recuperación energética en el tren de precalentamiento, lo anterior para optimizar el número y nivel de recirculaciones de la torre.
3. Integración de las plantas atmosférica y de vacío como planta combinada.
4. Rearreglo del tren de precalentamiento como resultado de combinar las plantas atmosférica y de vacío.
5. Disminución del flujo de agua para desalado debido a que el crudo hidrotratado tiene una concentración de sal muy baja (el proceso de HDT de crudo pesado cuenta con sección de desalado) y que al mezclarse con el crudo ligero la concentración total disminuye con referencia al caso base, con lo que se puede disminuir el flujo de agua para desalado y con ello minimizar el consumo de vapor de media presión utilizado en los calentadores de agua para desalado y la

disminución del consumo de agua de enfriamiento en los enfriadores de agua salada.

6. Optimizar la relación de reflujo en el domo de la torre atmosférica para disminuir la carga térmica del condensador, o integrar esta corriente energéticamente en el tren de precalentamiento de crudo.

Planta de destilación al vacío.

1. Modernización de los calentadores de carga para incrementar la eficiencia de los mismos y la disminución del consumo de gas combustible.
2. Explorar la alternativa de operación con un solo calentador.
3. Realizar la modernización de la torre de vacío, con la cual será posible mejorar los perfiles de temperatura para incrementar la recuperación energética en el tren de precalentamiento, lo anterior para optimizar el número y nivel de recirculaciones de la torre.
4. Integración de las plantas atmosférica y de vacío como plantas combinadas.

Plantas hidrodesulfuradoras de naftas, de turbosina y de diesel.

1. Modernización del calentador de carga y el rehervidor de la torre fraccionadora para incrementar la eficiencia de los mismos y la disminución del consumo de gas combustible.
2. Realizar un análisis pinch a la torre fraccionadora con lo cual será posible mejorar los perfiles de temperatura para incrementar la recuperación energética.
3. Optimizar la relación de reflujo en el domo y fondo de la torre fraccionadora para disminuir la carga térmica del condensador y del rehervidor.

Planta reformadora de naftas

1. Modernización de las cuatro celdas (serpentines) del calentador de carga y el rehervidor de la torre fraccionadora para incrementar la eficiencia de los mismos y la disminución del consumo de gas combustible.
2. Realizar un análisis pinch a la torre fraccionadora con lo cual será posible mejorar los perfiles de temperatura para incrementar la recuperación energética.

Planta de desintegración catalítica

1. Explorar la alternativa de la modernización del “riser” y de los internos del reactor para incrementar su eficiencia y con ello disminuir el consumo de servicios auxiliares requeridos para la operación del mismo.
2. Realizar un análisis pinch a las torres fraccionadora, agotadora, desbutanizadora desetanizadora y al separador propano-propileno, con lo cual será posible mejorar los perfiles de temperatura para incrementar la recuperación energética.

Por otro lado, para disminuir las reservas de crudo pesado en México e incrementar las de crudo ligero, se recomienda instalar y operar plantas de hidrotreatmento de crudo pesado con la finalidad de producir crudo hidrotreatado ligero para ventas internacionales. Asimismo explorar la alternativa de procesar crudo 100% pesado en las refinerías actuales, es decir, actualmente las refinerías procesan mezcla de crudos pesado y ligero, si el crudo pesado se hidrotreata se convierte a crudo hidrotreatado ligero, sustituyendo la proporción de crudo ligero y se mezclaría con la proporción de crudo pesado, para finalmente alimentar a las refinerías existentes.

BIBLIOGRAFÍA.

Ancheyta J. J., Betancourt R. G., Marroquín S. G., Centeno N. G., Castañeda L. C., Alonso M. F., Muñoz M. J. A., Rayo M. P., Gómez P. T., "Hydroprocessing of Maya heavy crude oil in two reaction stages", Applied Catalysis A 233 (2002) 159-170.

Ancheyta J. J., Betancourt R. G., Marroquín S. G., Pérez A. A., Centeno N. G., Maity S. K., Rayo M. P., Gómez P. T., "An exploratory study for obtaining synthetic crudes from heavy crude oils via hydrotreating", Energy and Fuels, 15 (2001) 120-127.

Ancheyta J., Rodríguez S., "Results of processing VGO-LCO blends in a fluid catalytic cracking commercial unit". Energy and Fuels 16 (2002) 718-723

Arriola Medellín Alejandro y Gutiérrez González Edgardo, "El análisis de pliegue, una técnica de integración energética de proceso", Boletín IIE, Julio-Agosto (1996).

Atilio Bisio, Robert L., "Scaleup of chemical process", Jhon Wiley & Sons Inc. (19985).

Baltus R. E., "Catalytic processing of heavy crude oils and residuals (a review of) characterization and kinetic studies", Fuel Science & Technology International, 11, 5-6 (1993) 551-782.

Bisaria M. K., Bakhshi N. N., Ranganathan R, "Recent advances in heavy oil upgrading research", AIChE 1990 Spring National Meeting (Orlando 3/18-22/90) Preprint N.90b, 44 (1990).

Cova P. A., "Aspectos técnicos y económicos del tratamiento de los crudos pesados, procesos existentes", Industria minera (Madrid), 25, 221 (1982) 19-26.

Del Río S. R., "En búsqueda de los catalizadores adecuados para el procesamiento óptimo del crudo pesado tipo Maya" Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, 30, 1, Enero-Febrero (1988) 33-45.

Del Río S. R., Sánchez Rubio M., " Un reto tecnológico: El procesamiento del crudo pesado", Sociedad Química de México, 32, 3 Mayo-Junio (1988) 70-76.

Dickenson R. L., Karp A. D., Johnson H. E., "Heavy oil processing-progress and outlook", fourth forum on advances in the refining industry, Pemex refinación and Instituto Mexicano del Petróleo, México city, August 18-19 (1998).

Dickenson R. L., Shulman B. L., Biasca F. E., Jhonson H. E., "The bottom-of the barrel..... Real options to avoid fuel oil", NPRA 1996 Annual Meeting (San Antonio 3/17-19/96) Paper N.AM-96-57, 14 (1996).

Floudas C. A., Cirio A. R., Grossman I. E., "Automatic synthesis of optimum heat exchanger network configuration" AIChE journal, 32, 2 (1986) 276.

Fonseca S., Baxter I., Hall S. G., "Refinery energy and yield improvements using pinch technology", Aspen world'97, USA (1997).

Furimsky E., "A review on the selection of catalysts and reactors for hydroprocessing", Applied Catalysis A 171, 2, July (1998) 177-206.

Guevara E., Nuñez G., Gonzalez J., "Highly viscous oil transportation methods in the Venezuela oil industry", 15th World Petroleum Congress (Beijing 10/12-16/97) proceeding, 2 (1998) 495-502.

Marroquín G., Ancheyta J., Ramírez A., Farfán E., Effect of crude oil properties on the hydrodesulfurization of middle distillates over NiMo and CoMo catalysts. Energy & Fuels 15 (2001) 1213-1219

Hohmann E. C., "Optimum networks for heat exchange" Ph. D. thesis, University of Southern California (1971).

Idemitsu Kosan Co. LTD, Petroleum Energy Center, "Development of IKC process (Direct upgrading of heavy crude oil)", reunión IMP-PEC, Enero 26 (1999).

Kline P. E., Vogel A. J., Young A. E., Townsend D. I., Moyer M. P., "Guidelines for process Scale-Up", Chemical Engineering Programation, 70, 10 (1974) 67-70.

Kelly Steven J., "Canadian heavy crude production seen rebounding early next decade", Oil & Gas Journal, 97, 26, Junio (1999) 17-24.

Kum H., Galiasso R., Morales A., García J., Salazar A., Caprioli, "Hydrotreatment of heavy crudes and residuals", 3th UNITAR heavy crude tar sands, INT. CONF. (Long Beach, California) (PROC), 1 (1985) 1884-1907.

Kum H., García J., Morales A., Caprioli L., Galiasso R., Salazar A., "Hidrotratamiento de crudos pesados y de residuales", Boletín técnico INTEVEP. 13, 4, Diciembre, (1984) 239-251.

Kwak S., "Hydrotreating heavy oils (a Uinta Basin Bitumen) over a commercial hydrodemetalization catalyst", University of Utah, Dissertation, 267 p. (1994) (Abstract) Dissertation Abstract International: Section B Science & Engineering, 55, No. 12 5460-B, june (1995).

LeRoy C. F., Hanshaw M. J., Fischer S. M., Malik T., Kooiman R. R., "Hydrotreating optimization - 2. Optimization of catalyst system reaps economic benefits", NPRA Annual Meeting (San Antonio 3/17-19/91) (Adaptation), Oil & Gas Journal, 89, 22, (1991) 90-92.

Linnhoff B., Flower J. R., "Synthesis of heat exchanger networks I: Systematic generation of energy optimal network" AIChE journal, 24, (1978) 633.

Linnhoff B., Dunford, H., Smith R., "Heat integration of distillation columns into overall processes", Chemical Engineering Science, 38, 8 (1983) 1175-1188.

Linnhoff B., Hindmarsh E., "The pinch design method for heat exchanger networks" Chemical Engineering Science, 38, 5 (1983) 745-763.

Linnhoff, B., "User guide on process integration for the efficient use of energy" Institution of chemical engineers, (available in the U. S. through Pergamon Press, Inc., Elmsford, N. Y., London, (1982).

Linnhoff March "Introduction to pinch technology", England (1998).

Longstaff D. C., Balaji G. V., Kim J. W., Kwark S., Tsai C. H., Hanson F. V., "Hydrotrating uinta basin bitumen-derived heavy oils", UNITAR Heavy crude and Tar Sand, 6th international conference (Houston 2/12-17-95) proceeding, 2 (1995) 427-439.

Martínez Andrés, "Ahorro de energía en refinerías", Ingeniería química, Mayo (1998) 69-77.

Nag N. K., "New support finds aplication in severe hydrotreating", NPRA Anual Meeting (San Francisco, California), March 19-21 (1989).

Ozaki H., Sakamoto M., "Catalitic hydrotrating of heavy residual oils in HDS units", Kuwait Institute for Scientific Research et. al. "Catalyst in Petroleum Refining", Conference (Kuwait 3/5-8/89), Studies in Surface Science and Catalysis...Catalysts in Petroleum Refining 1989, 53 (1990) 191-200.

Pazos M. J., Aquino L., Pachano J., "Upgrading of high metals Venezuelan residual", Revista técnica INTEVEP, 1, 2, Julio (1981) 135-141.

Pemex, Anuario estadístico (2002).

Pemex, Gerencia de planeación estratégica, "Índice de intensidad energética", Febrero (1992).

Pemex-Refinación, Plan de negocios 2002-2010, Febrero (2002).

Pemex- Refinación, Unidad de evaluación y programación, "Metodología de análisis para el desempeño comparativo de refinerías", Noviembre (2000).

Peries J. P., Laurent J., Espeillac M., Hennico A., "The HYVAHL hydrotreating process, the solution for maximum upgrading of residues and heavy crude oils", UNITAR 5th International Conference (Caracas 8/4-9/91) proceedings, 4, (1991) 25-36.

Reynolds J. G., "A review of modelling hydrodesulphurization, hydrodenitrification, and hydrodemetalization", Chemistry and Industry, 16, August 19 (1991) 570-574.

Schuetze B., "How to upgrade heavy feeds", Hydrocarbon Processing, February (1984).

Schulman B. L., "Upgrading heavy crudes: A wide range of excellent technologies now available", UNITAR 5th international Conference (Caracas 8/4-9/91) proceeding, 4, (1991) 105-113.

Shin-ichi Inoue, Sachio Asaoka, Munekazu Nakamura, "Recent trends of industrial catalyst for resid hydroprocessing in Japan", Catalysis Surveys from Japan, 2, (1998) 87-97.

Solomon Associates, Inc. "North and South American, 1998 fuels refinery performance analysis", Worldwide Lube Refinery Performance Analysis, USA (1998).

Tamburrano F., "Disposal of heavy oil residues", part 1, Hydrocarbon processing, Septiembre (1994) 77-88.

Tjaan N. Tjoe, Bodo Linnhoff, "Using pinch technology for process retrofit" Chemical Engineering, April (1986) 47-60.

Turner John A, Linnhoff Bodo, "Heat-recovery networks: new insights yield big savings" Chemical Engineering, November (1981) 56-70.

Umeda T., Harada T., Siroco K., " A thermodynamic approach to the synthesis of heat integration systems in chemical process", Computation Chemical Engineering., 3, (1979) 373.

Urquhart R. D., "Heavy Oil Transportation... Present and Future", Journal Canadian. Petroleum. Technology., 25, 2 Mar-Apr (1986) 68-71.

Vant T. R., "The future of oil sands and heavy oil" (in western Canada), 14th World Petroleum Congress (Stavanger, Norway 5/29-6/1/94) Preprints, No. 12.2 (1994).

Zambrano R. G. "Experiencias en el procesamiento de residuos de vacío en el complejo industrial de Barrancabermeja", Trabajo presentado a la XLVI reunión a nivel de expertos de ARPTEL, Río de Janeiro, Agosto 16-19 (1982).

ANEXOS

A. DIAGRAMAS DE FLUJO ENERGÉTICO DE PROCESO.

B. TABLAS DE CORRIENTES DE PROCESO Y SERVICIOS.

C. ÁREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

D. CURVA COMPUESTA Y GRAN CURVA COMPUESTA.

E. REDES DE INTERCAMBIO TÉRMICO.

ANEXO A. DIAGRAMAS DE FLUJO ENERGÉTICO DE PROCESO.

Temperatura en °C

Carga térmica

MMKJ/H

Caso base

Caso estudio

Caso optimización

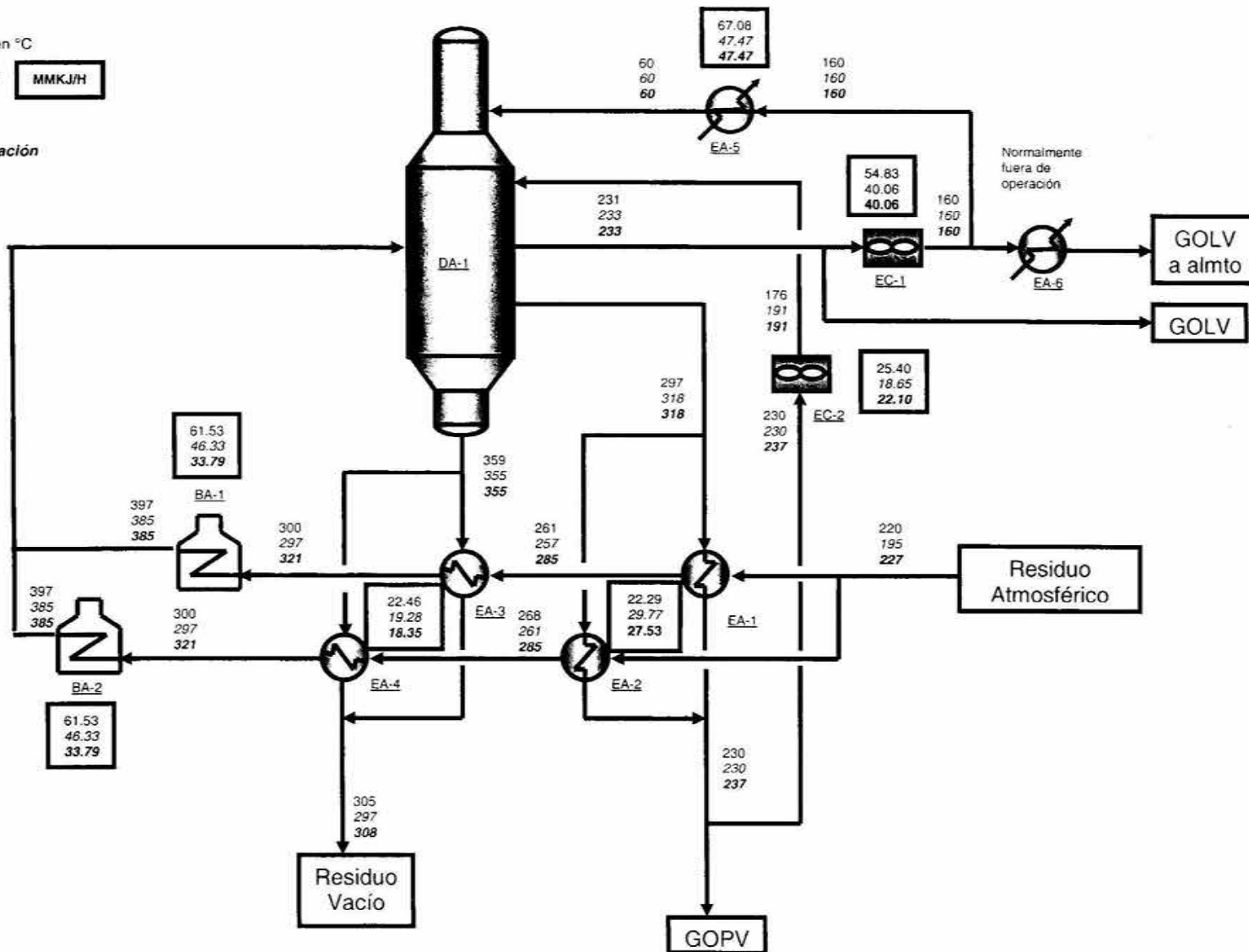


Figura A.2. Diagrama de flujo energético de la planta de destilación al vacío.

Temperatura en °C

Carga térmica MMKJ/H

Caso base

Caso estudio

Caso optimización

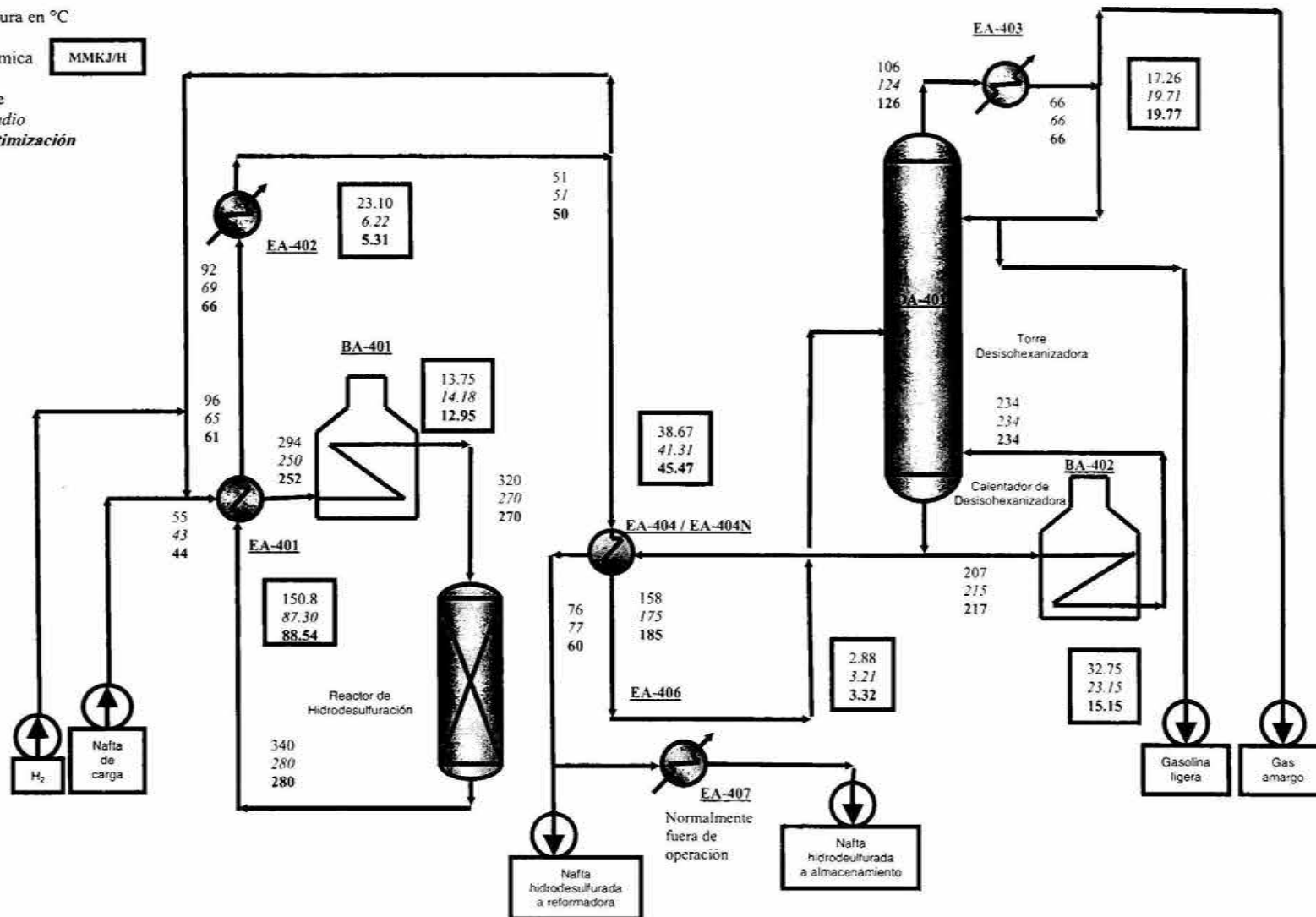


Figura A.3. Diagrama de flujo energético de la planta HDSN.

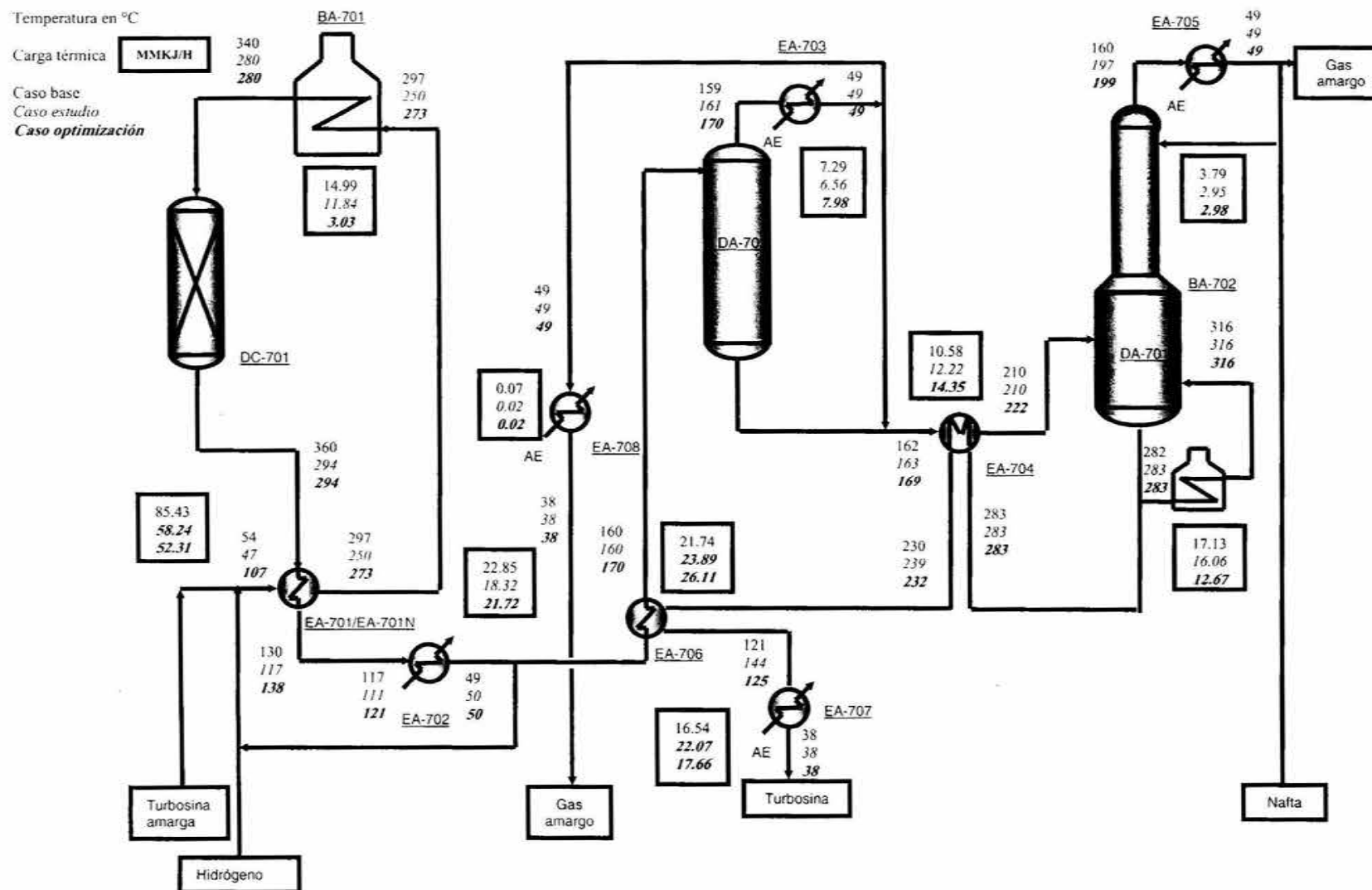


Figura A.4. Diagrama de flujo energético de la planta HDST.

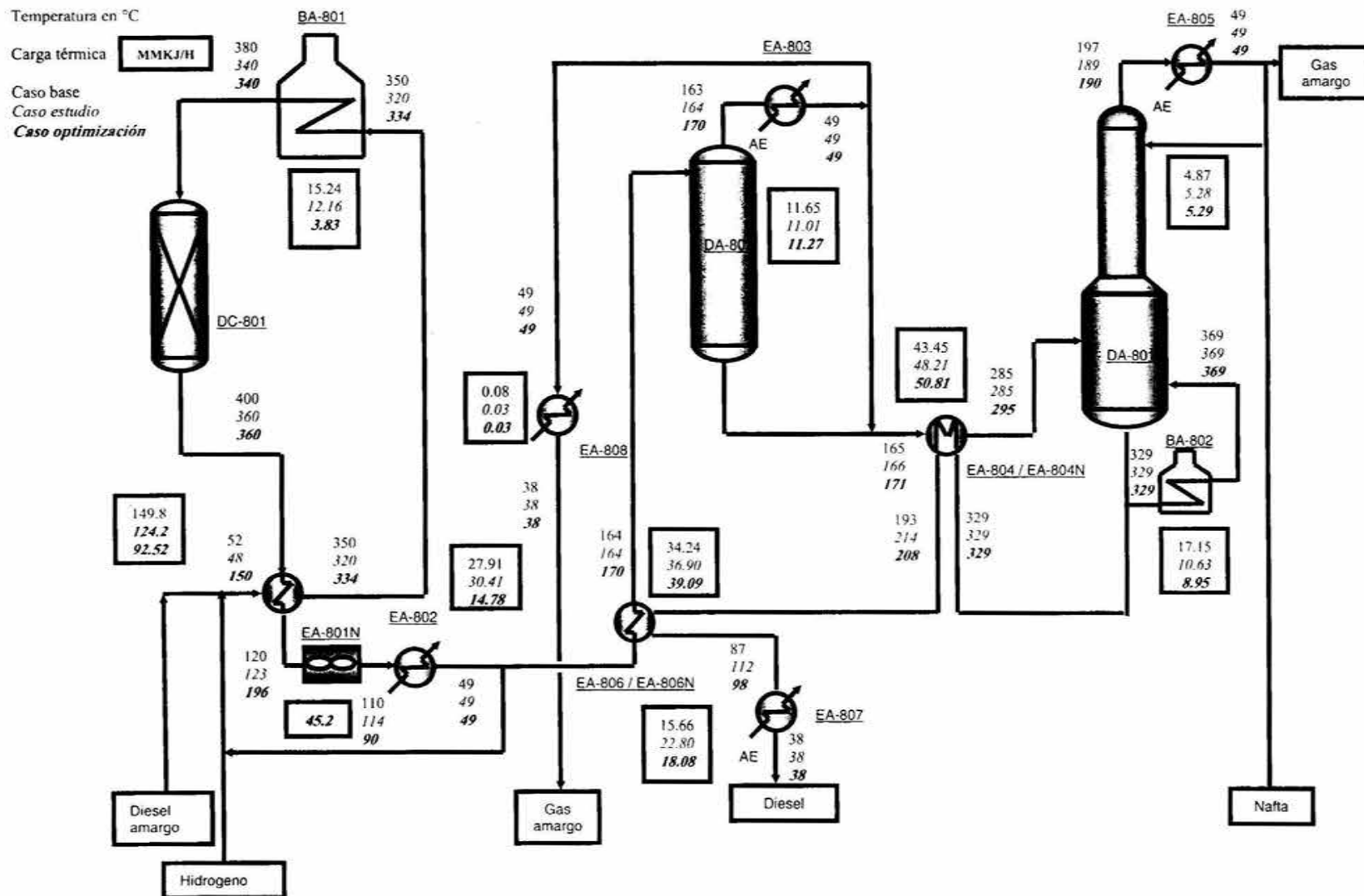


Figura A.5. Diagrama de flujo energético de la planta HDSD.

Temperatura en °C

Carga térmica **MMKJ/H**

Caso Base

Caso Estudio

Caso optimización

NFO= Normalmente fuera de operación

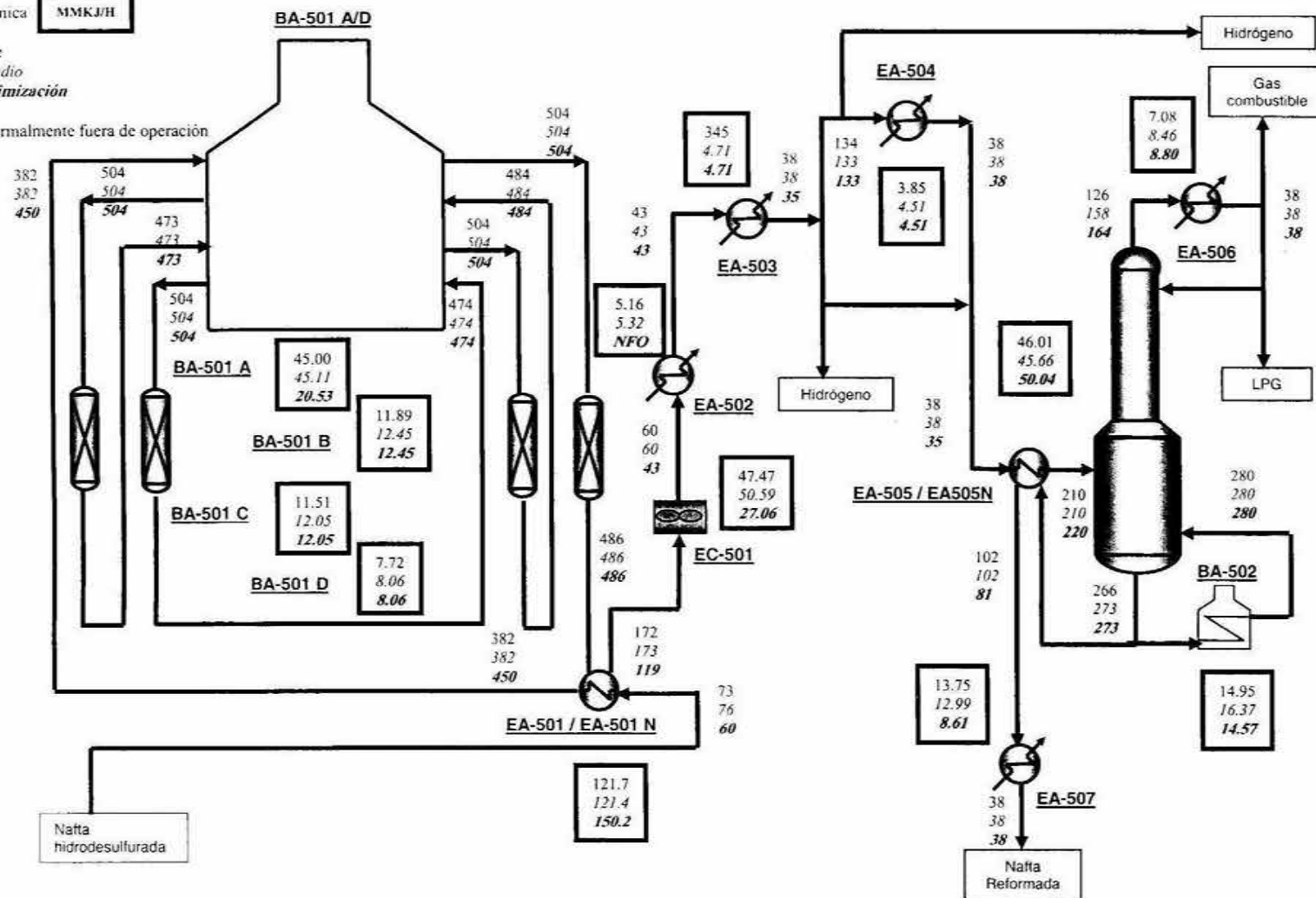


Figura A.6. Diagrama de flujo energético de la planta reformadora de naftas.

ANEXO B. TABLAS DE CORRIENTES DE PROCESO Y SERVICIOS.

Tabla B.1. Corrientes de proceso y servicios de la planta de destilación al vacío.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-1	22.29	297	230	220	261	29.77	318	230	195	257	27.53	318	237	227	285	60.02
EA-2	22.29	297	230	220	261	29.77	318	230	195	257	27.53	318	237	227	285	60.02
EA-3	22.46	359	305	261	300	19.28	355	297	268	312	18.35	355	298	285	321	22.81
EA-4	22.46	359	305	261	300	19.28	355	297	268	312	18.35	355	298	285	321	22.81
EA-5	67.08	160	60	32	46	47.47	160	60	32	46	47.47	160	60	32	46	83.34
EA-6	NFO					NFO					NFO					

Tabla B.2. Corrientes de proceso y servicios de la planta hidrodesulfuradora de naftas.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-401	150.9	340	96	55	294	87.3	280	65	44	250	88.52	280	61	44	252	154.84
EA-402	23.11	92	51	32	46	6.22	69	51	32	46	5.31	66	50	32	46	47.26
EA-403	17.26	106	66	32	46	19.71	124	66	32	46	19.77	126	66	32	46	20.12
EA-404	38.67	207	76	51	158	41.31	215	77	51	175	45.47	217	60	50	185	47.30

Tabla B.3. Corrientes de proceso y servicios de la planta hidrodesulfuradora de turbosina.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-701	85.43	360	130	54	297	58.24	294	117	47	250	52.31	294	138	107	273	154.84
EA-702	22.85	117	49	32	46	18.32	111	50	32	46	21.76	121	50	32	46	47.29
EA-703	7.29	159	49	32	46	6.56	161	49	32	46	7.98	170	49	32	46	14.26
EA-704	10.58	283	230	162	210	12.22	283	239	163	210	14.35	283	232	169	222	54.33
EA-705	3.79	160	49	32	46	2.95	197	49	32	46	2.98	199	49	32	46	8.33
EA-706	21.74	230	121	49	160	23.89	239	144	50	160	26.11	232	125	50	170	38.51
EA-707	16.54	121	38	32	46	22.07	144	38	32	46	17.66	125	38	32	46	24.79
EA-708	0.0755	49	38	32	46	0.018	49	38	32	46	0.018	49	38	32	46	0.14

Tabla B.4. Corrientes de proceso y servicios de la planta hidrodesulfuradora de diesel.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-801	149.8	400	120	52	350	124.2	360	123	48	320	92.52	360	196	150	334	154.84
EA-802	27.91	110	49	32	46	30.41	114	49	32	46	14.78	90	49	32	46	47.29
EA-803	11.65	163	49	32	46	11.01	163	49	32	46	11.27	170	49	32	46	14.26
EA-804	43.45	329	193	165	285	48.21	329	214	166	285	50.81	329	208	171	295	54.33
EA-805	4.87	197	49	32	46	5.28	189	49	32	46	5.29	190	49	32	46	8.33
EA-806	34.24	193	87	49	164	36.9	214	112	49	164	39.9	214	98	49	170	38.51
EA-807	15.66	87	38	32	46	22.8	112	38	32	46	18.08	98	38	32	46	24.79
EA-808	0.081	49	38	32	46	0.03	49	38	32	46	0.03	49	38	32	46	0.14

Tabla B.5. Corrientes de proceso y servicios de la planta de destilación atmosférica.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-1	8.53	210	131	25	36	8.53	206	118	25	36	10.98	206	110	25	39	14.28
EA-2	8.53	210	131	25	36	8.53	206	118	25	36	10.98	206	110	25	39	14.28
EA-3	22.48	188	100	36	63	22.55	174	75	36	63	17.53	174	99	36	60	39.20
EA-4	22.48	188	100	36	63	22.55	174	75	36	63	17.53	174	99	36	60	39.20
EA-5	12.15	382	213	63	77	12.08	376	260	63	77	12.89	372	276	60	75	14.02
EA-6	12.15	382	213	63	77	12.08	376	260	63	77	12.89	372	276	60	75	14.02
EA-7	6.22	244	168	77	84	6.22	276	201	77	84	7.99	278	179	77	84	10.49
EA-8	6.22	244	168	77	84	6.22	276	201	77	84	7.99	278	179	77	84	10.49
EA-9	24.9	323	185	84	111	25.85	360	177	84	112	23.95	354	158	84	110	29.99
EA-10	24.9	323	185	84	111	25.85	360	177	84	112	23.95	354	158	84	110	29.99
EA-11	34.16	304	207	111	146	32.2	329	244	112	145	12.31	329	297	110	123	45.45
EA-12	34.16	304	207	111	146	32.2	329	244	112	145	12.31	329	297	110	123	45.45
EA-13	88.79	374	224	139	225	93.9	380	192	134	225	100.5	427	227	120	220	102.31
EA-14	88.79	374	224	139	225	93.9	380	192	134	225	100.5	427	227	120	220	102.31
EA-15	32.2	150	49	32	46	36.5	178	49	32	46	13.83	110	49	32	46	35.28
EA-16	32.2	150	49	32	46	36.5	178	49	32	46	13.83	110	49	32	46	35.28
EA-17	236	148	107	32	46	206	142	93	32	46	39.7	110	99	32	46	243.06
EA-18	2.13	139	127	116	129	2.13	138	127	116	129	0.41	120	119	116	119	64.99
EA-19	2.13	139	127	116	129	2.13	138	127	116	129	0.41	120	119	116	119	64.99
EA-20	12.88	127	49	32	46	12.88	127	49	32	46	11.16	116	49	32	46	16.06
EA-21	12.88	127	49	32	46	12.88	127	49	32	46	11.16	116	49	32	46	16.06
EA-22	9.91	396	374	211	219	6.85	396	380	206	214						19.73
EA-23	18.4	396	374	244	267	11.49	396	380	276	289						19.53
EA-24	24.18	414	396	323	336	17.28	435	396	360	369						24.53
EA-25	16.99	131	38	32	46	18.3	118	38	32	46						26.53
EA-26	3.41	60	38	32	46	2.57	53	38	32	46						3.46
EA-27	1.75	60	50	32	46	2.15	60	50	32	46						3.88
EA-28	1.08	60	49	32	46	1.46	60	49	32	46						1.69
EA-29	3.46	129	60	32	46	2.86	147	60	32	46	2.21	146	60	32	46	3.90
EA-30	14.03	148	148	32	116	14.03	148	148	32	116	14.03	148	148	32	116	15.70
EA-31	14.03	148	148	32	116	14.03	148	148	32	116	14.03	148	148	32	116	15.70
EA-32	4.32	107	38	32	46	4.19	93	38	32	46	4.74	99	38	32	46	4.75

Tabla B.6. Corrientes de proceso y servicios de desintegración catalítica.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-1	19.53	55	40	32	46	11.55	55	40	32	46	11.55	55	40	32	46	24.15
EA-2	1.89	101	88	57	62	1.42	100	88	67	70	3.3	100	70	67	83	7.95
EA-3	5.35	60	40	32	46	6.3	68	40	32	46	6.3	68	40	32	46	13.02
EA-4	8.61	61	40	32	46	8.29	60	40	32	46	8.29	60	40	32	46	28.07
EA-5	8.26	161	110	109	142	8.26	178	110	109	150	10.12	178	110	109	150	39.92
EA-6	19.34	110	105	89	62	19.34	110	105	89	62	19.34	110	105	89	62	24.35
EA-7	3.12	161	154	124	154	4.68	178	154	144	164	4.68	178	153	144	164	31.67
EA-8	39.46	342	225	183	215	26.14	368	225	176	249	43.57	368	280	176	249	87.11
EA-9	4.33	225	211	161	172	4.12	225	211	161	172	4.4	280	245	240	270	15.27
EA-10	42.44	386	318	130	350	41.09	397	318	130	350	42.44	397	318	130	350	51.97
EA-11	4.45	318	180	130	134	5.25	318	180	130	134	5.25	318	180	130	134	7.07
EA-12	10.52	318	279	172	185	5.31	318	295	172	185	8.93	318	281	270	290	60.58
EA-13	2.6	66	56	32	46	2.25	66	56	32	46	2.6	76	67	32	46	4.94
EA-14	1.8	69	59	32	46	2.6	76	68	32	46	2.6	76	68	32	46	4.37
EA-15	6.8	88	40	32	46	4.87	88	40	32	46	2.99	70	40	32	46	6.11
EA-16	10.4	95	76	32	46	11.91	95	76	32	46	1.83	80	76	32	46	36.64
EA-17	4.41	183	163	109	173	5.76	176	168	109	173	5.77	176	168	109	173	24.21
EA-18	8.69	163	150	38	150	9.51	168	150	38	111	9.51	168	150	38	111	13.62
EA-19	10.28	100	38	32	46	12.3	100	38	32	46	4.19	60	38	32	46	16.69
EA-20	4.28	62	54	32	46	6.9	111	87	32	46	6.95	111	87	32	46	11.81
EA-21	4.66	124	38	32	46	6.66	144	38	32	46	6.66	144	38	32	46	8.33
EA-22	6.63	110	105	32	46	9.97	120	102	32	46	9.97	120	102	32	46	11.09
EA-23	3.91	127	127	187	192	4.75	127	127	187	192	4.75	127	127	187	192	12.47
EA-24	0.248	105	38	32	46	0.33	102	38	32	46	0.33	102	38	32	46	0.87
EA-25	0.398	187	38	32	46	0.31	187	38	32	46	0.31	187	38	32	46	0.41

Tabla B.7. Corrientes de proceso y servicios de la planta reformadora de naftas.

CLAVE	Base					Estudio					Optimización					Diseño
	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h	T1 °C	T2 °C	t1 °C	t2 °C	Q MMKJ/h
EA-501	121.7	486	172	73	382	121.4	486	173	76	382	150.2	486	119	60	450	342.79
EA-502	5.16	60	43	32	46	5.32	60	43	32	46	NFO					16.92
EA-503	3.45	43	38	32	46	4.71	43	35	32	46	4.71	43	35	32	46	22.58
EA-504	3.85	134	38	32	46	4.51	133	38	32	46	4.51	133	38	32	46	4.56
EA-505	46.01	266	102	38	210	45.66	273	102	38	208	50.04	273	81	35	220	46.15
EA-506	7.085	126	38	32	46	8.46	158	38	32	46	8.8	164	38	32	46	18.05
EA-507	13.75	102	38	32	46	12.99	102	38	32	46	8.61	81	38	32	46	14.39

ANEXO C. ÁREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Tabla C.1. Área de transferencia de calor para la planta de destilación atmosférica.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²
EA-1	174	106	137.20	608	170	93	127.65	654	167	85	121.42	885	909
EA-2	174	106	137.20	608	170	93	127.65	654	167	85	121.42	885	909
EA-3	125	64	91.12	965	111	39	68.84	1,282	114	63	85.99	798	1316
EA-4	125	64	91.12	965	111	39	68.84	1,282	111	63	84.75	810	1316
EA-5	305	150	218.41	209	299	197	244.46	186	297	216	254.35	191	472
EA-6	305	150	218.41	209	299	197	244.46	186	297	216	254.35	191	472
EA-7	160	91	122.27	124	192	124	155.53	98	194	102	143.10	137	334
EA-8	160	91	122.27	124	192	124	155.53	98	194	102	143.10	137	334
EA-9	212	101	149.70	214	248	93	158.03	211	244	74	142.49	216	694
EA-10	212	101	149.70	214	248	93	158.03	211	244	74	142.49	216	694
EA-11	158	96	124.44	895	184	132	156.56	671	206	187	196.35	204	908
EA-12	158	96	124.44	895	184	132	156.56	671	206	187	196.35	204	908
EA-13	149	85	114.02	3,175	155	58	98.68	3,879	207	107	151.54	2,704	3,797
EA-14	149	85	114.02	3,175	155	58	98.68	3,879	207	107	151.54	2,704	3,797
EA-15	104	17	48.04	328	132	17	56.11	318	64	17	35.45	191	462
EA-16	104	17	48.04	328	132	17	56.11	318	64	17	35.45	191	462
EA-17	102	75	87.81	3,757	96	61	77.18	3,264	64	67	65.49	741	4,218
EA-18	10	11	10.49	310	9	11	9.97	327	1	3	1.82	344	378
EA-19	10	11	10.49	310	9	11	9.97	327	1	3	1.82	344	378
EA-20	81	17	40.99	256	81	17	40.99	256	70	17	37.45	243	325
EA-21	81	17	40.99	256	81	17	40.99	256	70	17	37.45	243	325
EA-22	177	163	169.90	57	182	174	177.97	38					186
EA-23	129	130	129.50	154	107	104	105.49	118					361
EA-24	78	73	75.47	627	66	36	49.49	683					722
EA-25	85	6	29.80	558	72	6	26.56	674					667
EA-26	14	6	9.44	272	7	6	6.49	298					307
EA-27	14	18	15.92	149	14	18	15.92	184					211
EA-28	14	17	15.45	67	14	17	15.45	91					110
EA-29	83	28	50.61	89	101	28	56.90	35	100	28	56.56	27	94
EA-30	32	116	65.22	105	32	116	65.22	105	32	116	65.22	105	108
EA-31	32	116	65.22	105	32	116	65.22	105	32	116	65.22	105	108
EA-32	61	6	23.72	178	47	6	19.92	206	53	6	21.57	215	221
Total				20,291				21,564				13,031	26,501
% utiliz.				76.56				81.37				49.17	

Tabla C.2. Tablas de área de transferencia de calor para la planta de destilación al vacío.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño	
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²	
EA-1	36	10	20.29	1,971	61	35	46.80	1,139	33	10	19.26	2,565	2,606	
EA-2	36	10	20.29	1,971	61	35	46.80	1,139	33	10	19.26	2,565	2,606	
EA-3	59	44	51.13	993	43	29	35.54	1,227	34	13	21.84	1,900	1,907	
EA-4	59	44	51.13	993	43	29	35.54	1,227	34	13	21.84	1,900	1,907	
EA-5	114	28	61.25	714	114	28	61.25	505	114	28	61.25	505	764	
EA-6	NFO				NFO				NFO					
Total	6,644				5,238				9,436				9,789	
% utiliz.	67.87				53.51				96.39					

Tabla C.3. Área de transferencia de calor para la planta hidrodesulfuradora de naftas.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño	
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²	
EA-401	46	41	43.45	1,503	30	21	25.23	1,498	28	17	22.04	1,738	1,844	
EA-402	46	19	30.54	207	23	19	20.94	81	20	18	18.98	76	623	
EA-403	60	34	45.78	237	78.5	34	53.18	233	80	34	53.76	231	316	
EA-404	49	25	35.66	488	40	26	32.50	572	32	10	18.91	1,083	619	
EA-406	112	18	51.42	35	129	18	56.36	35	139	18	59.19	35	41	
Total	2,471				2,420				3,164				3,444	
% utiliz.	71.75				70.26				91.86					

Tabla C.4. Área de transferencia de calor para la planta hidrodesulfuradora de turbosina.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²
EA-701	63	76	69.30	1,723	44	70	56.00	1,454	21	31	25.68	2,848	1,844
EA-702	71	17	37.78	411	65	17	35.79	348	75	18	39.94	370	623
EA-703	113	17	50.68	176	115	17	51.26	157	124	17	53.85	181	259
EA-704	73	68	70.47	147	73	76	74.49	161	61	63	61.99	226	504
EA-705	114	17	50.97	114	151	17	61.35	74	153	17	61.90	74	420
EA-706	70	72	71.00	576	79	94	86.28	521	62	73	67.35	729	747
EA-707	75	6	27.32	705	98	6	32.94	780	79	6	28.32	726	920
EA-708	3	6	4.33	16	3	6	4.33	4	3	6	4.33	4	22
Total				3,868				3,497				5,159	5,341
% utiliz.				72.42				65.47				96.59	

Tabla C.5. Área de transferencia de calor para la planta hidrodesulfuradora de diesel.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²
EA-801	50	68	58.54	1,680	40	75	55.68	1,465	26	46	35.05	1,733	1,937
EA-802	64	17	35.45	408	68	17	36.79	428	44	17	28.39	269	623
EA-803	117	17	51.84	147	117.5	17	51.99	138	124	17	53.85	137	259
EA-804	44	28	35.40	480	44	48	45.97	489	34	37	35.48	667	504
EA-805	151	17	61.35	65	143	17	59.17	73	144	17	59.44	72	420
EA-806	29	38	33.30	719	50	61	55.32	673	44	48	45.97	875	747
EA-807	41	6	18.21	801	66	6	25.02	849	52	6	21.30	791	920
EA-808	3	6	4.33	17	3	6	4.33	6	3	6	4.33	6	22
Total				4,316				4,120				4,551	5,434
% utiliz.				79.43				75.81				83.75	

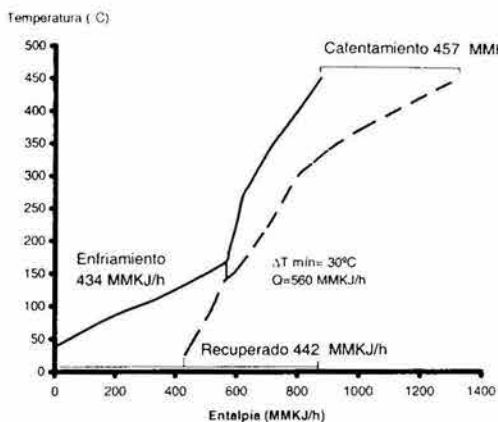
Tabla C.6. Área de transferencia de calor para la planta de desintegración catalítica.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²
EA-1	9	8	8.49	1,617	9	8	8.49	956	9	8	8.49	956	1,724
EA-2	39	31	34.85	51	30	21	25.23	53	17	3	8.07	382	304
EA-3	14	8	10.72	1,084	22	8	13.84	989	22	8	13.84	989	1,454
EA-4	15	8	11.14	577	14	8	10.72	578	14	8	10.72	578	1,634
EA-5	19	1	6.11	265	28	1	8.10	200	28	1	8.10	245	719
EA-6	48	16	29.13	615	48	16	29.13	615	48	46	46.99	381	695
EA-7	7	30	15.80	175	14	10	11.89	348	14	9	11.32	366	461
EA-8	127	42	76.82	818	119	49	78.89	528	119	104	111.33	624	932
EA-9	53	50	51.49	168	53	50	51.49	159	10	5	7.21	1,215	638
EA-10	36	188	91.96	735	47	188	101.71	644	47	188	101.71	665	754
EA-11	184	50	102.85	19	184	50	102.85	22	184	50	102.85	22	36
EA-12	133	107	119.53	25	133	123	127.93	12	28	11	18.20	138	230
EA-13	20	24	21.94	185	20	24	21.94	160	30	35	32.44	125	580
EA-14	23	27	24.95	92	30	36	32.91	101	30	36	32.91	101	394
EA-15	42	8	20.50	219	42	8	20.50	157	24	8	14.56	136	371
EA-16	49	44	46.46	131	49	44	46.46	131	34	44	38.79	28	144
EA-17	10	54	26.09	96	3	59	18.80	174	3	59	18.80	175	317
EA-18	18	112	51.42	72	57	112	81.43	50	57	112	81.43	50	98
EA-19	54	6	21.85	562	54	6	21.85	673	14	6	9.44	530	702
EA-20	16	22	18.84	110	65	55	59.86	56	65	55	59.86	56	247
EA-21	78	6	28.07	81	118	6	37.60	86	113	6	36.45	89	218
EA-22	64	73	68.40	110	74	70	71.98	158	74	70	71.98	158	450
EA-23	65	60	62.47	68	35	40	37.44	138	35	40	37.44	138	347
EA-24	59	6	23.19	5	56	6	22.39	7	56	6	22.39	7	72
EA-25	141	6	42.76	6	141	6	42.76	4	141	6	42.76	4	30
Total				7,751				7,018				8,156	13,551
% utiliz.				57.19				51.79				60.19	

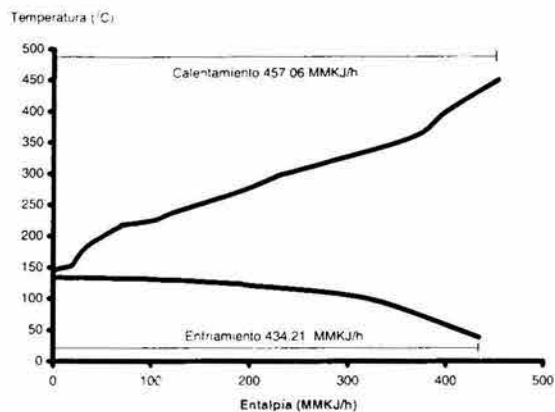
Tabla C.7. Área de transferencia de calor para la planta reformadora de naftas.

CLAVE	Base				Estudio				Optimización				Diseño
	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	(T1-t2) °C	(T2-t1) °C	LMTD °C	A m ²	A m ²
EA-501	104	99	101.48	2,047	104	97	100.46	2,063	36	59	46.56	5,508	2,658
EA-502	14	11	12.44	620	14	11	12.44	639					1,013
EA-503	4	6	4.93	1,286	5	3	3.92	1,212	5	3	3.92	1,597	1,608
EA-504	88	6	30.53	137	87	6	30.29	162	87	6	30.29	142	149
EA-505	56	64	59.91	612	65	67	65.99	551	53	46	49.42	807	695
EA-506	80	6	28.57	329	112	6	36.22	310	118	6	37.60	311	694
EA-507	56	6	22.39	419	56	6	22.39	396	35	6	16.44	358	451
Total				5,451				6,333				8,723	7,268
% Utiliz.				75.0				87.13				120	

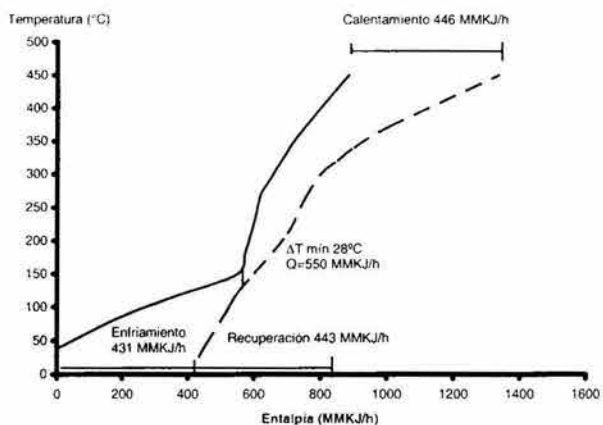
ANEXO D. CURVA COMPUESTA Y GRAN CURVA COMPUESTA.



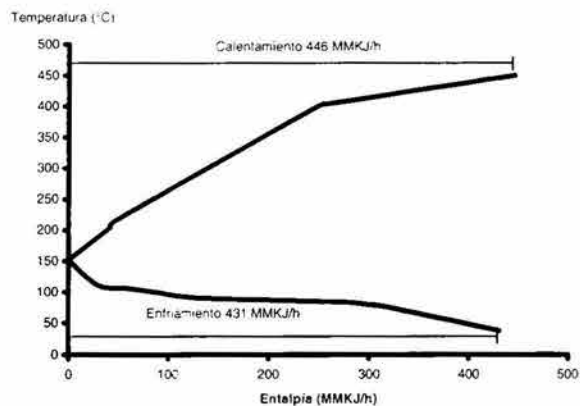
Curva compuesta, caso base



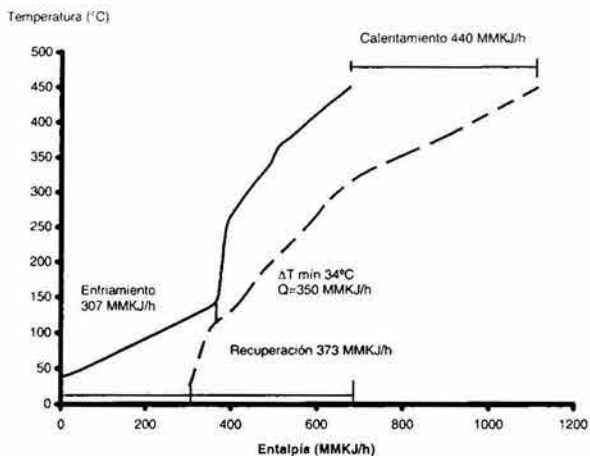
Gran curva compuesta, caso base



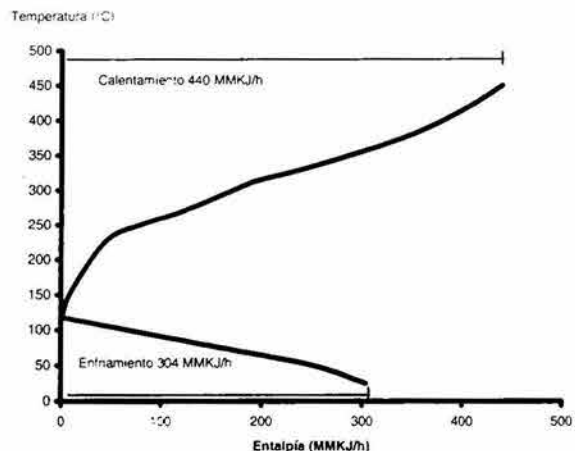
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

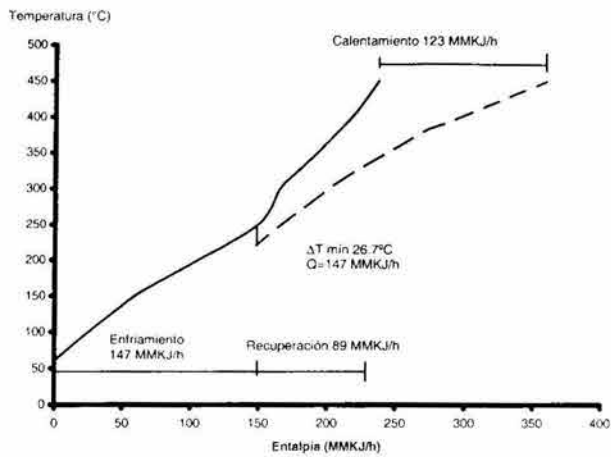


Curva compuesta, caso de optimización

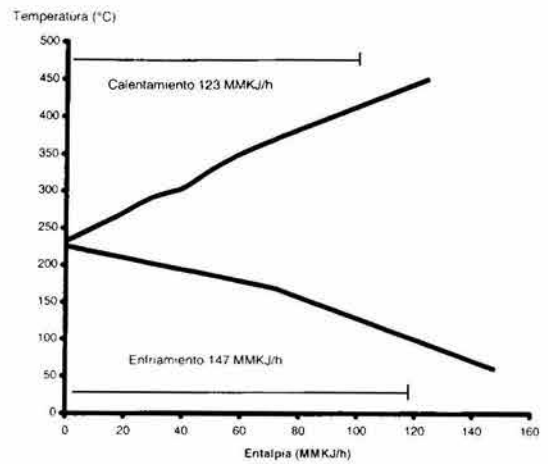


Gran curva compuesta, caso optimización

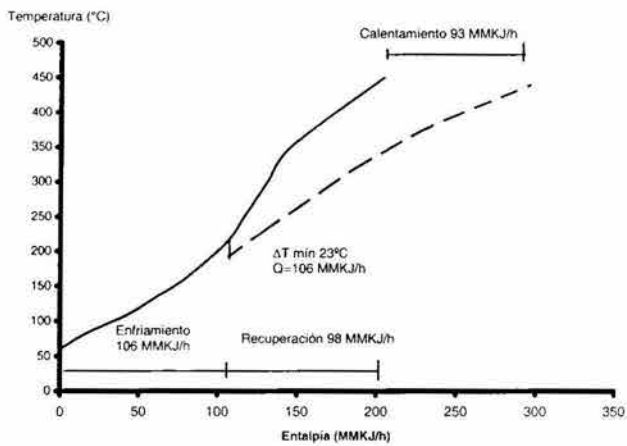
Figura D.1. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta de destilación atmosférica.



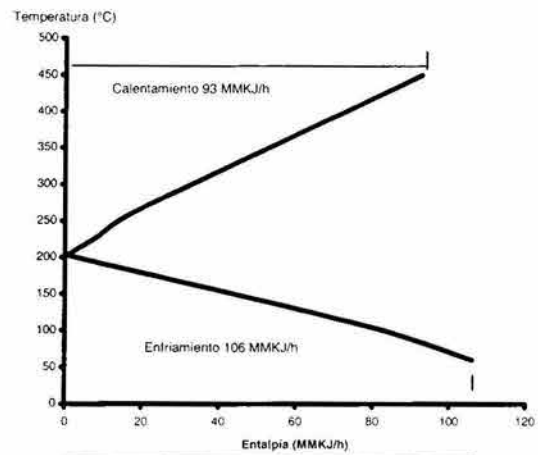
Curva compuesta, caso base



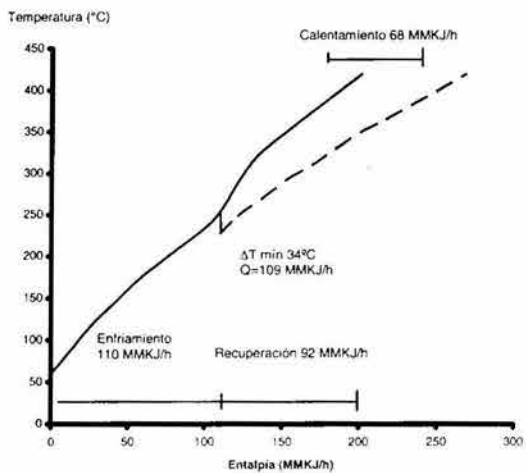
Gran curva compuesta, caso base



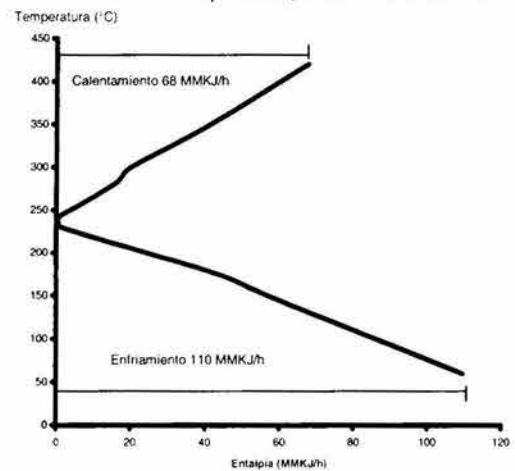
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

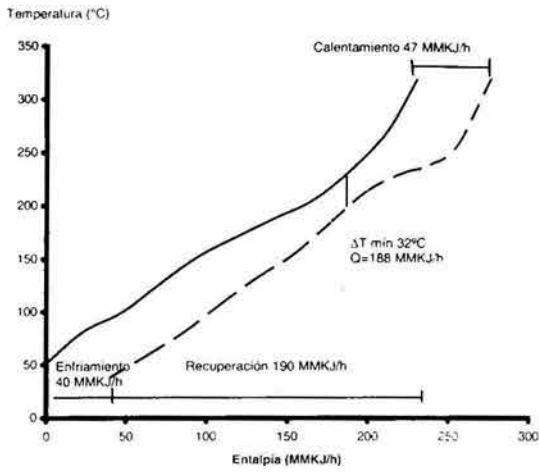


Curva compuesta, caso de optimización

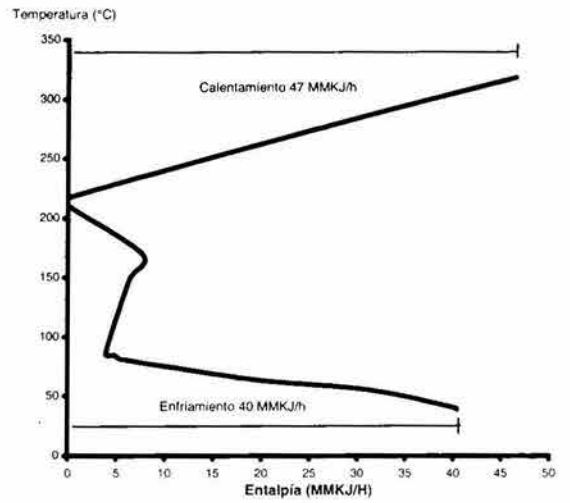


Curva compuesta, caso optimización

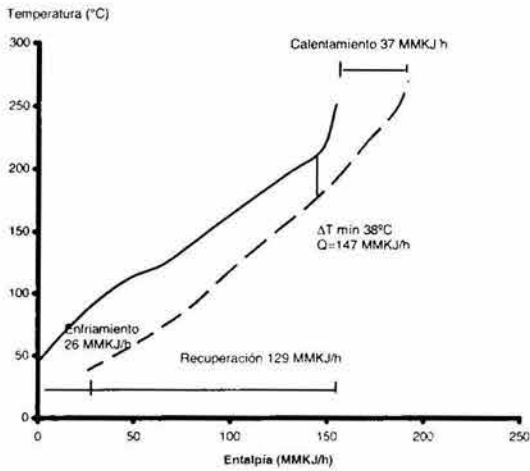
Figura D.2. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta de destilación al vacío.



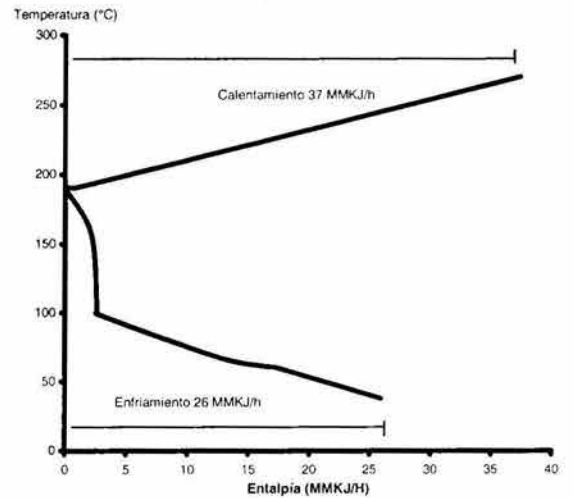
Curva compuesta, caso base



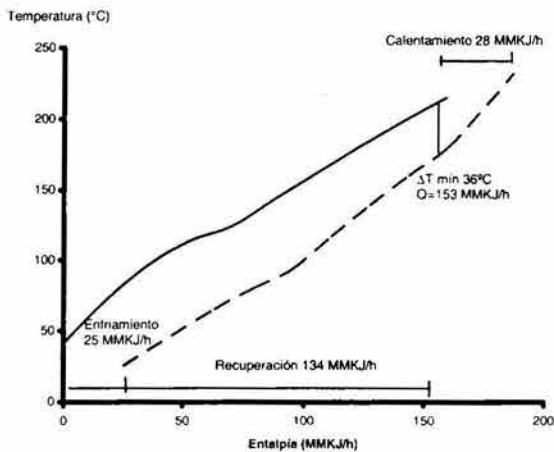
Gran curva compuesta, caso base



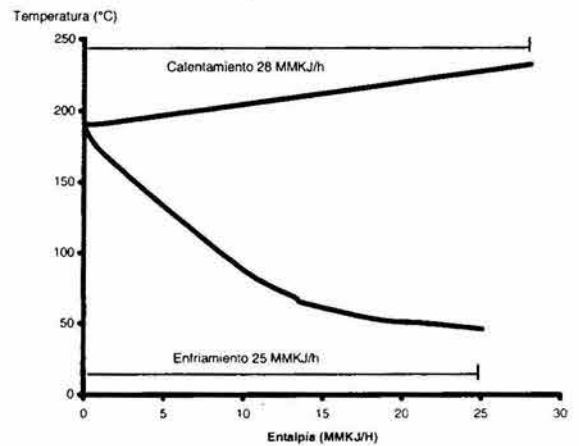
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

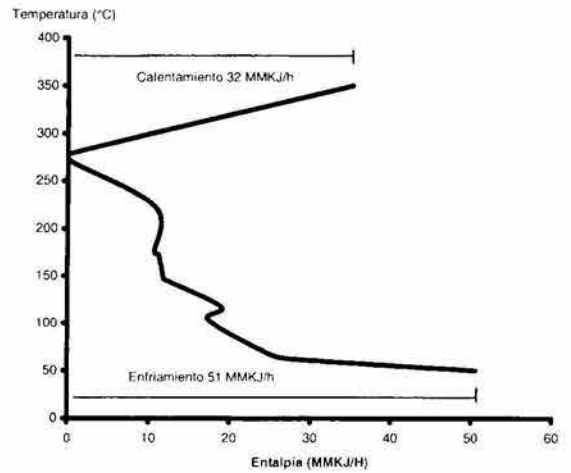
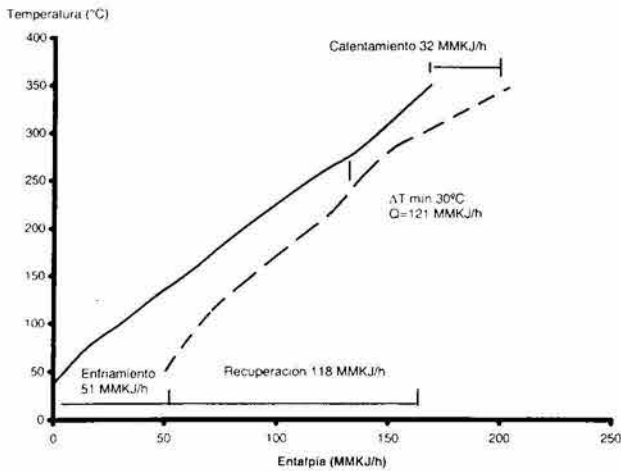


Curva compuesta, caso de optimización

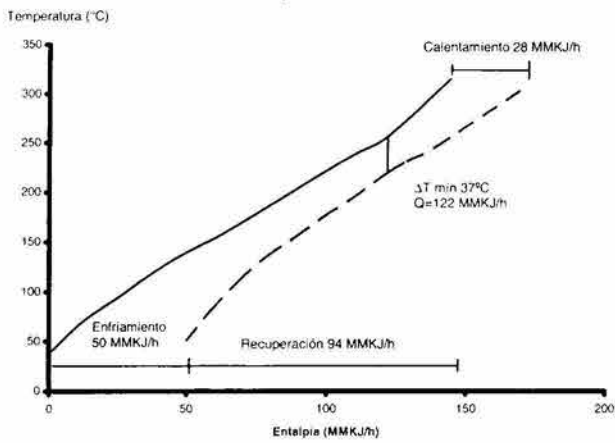


Gran curva compuesta, caso optimización

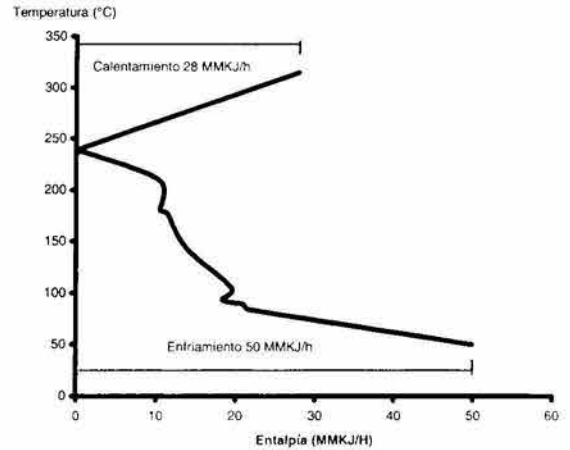
Figura D.3. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta HDSN.



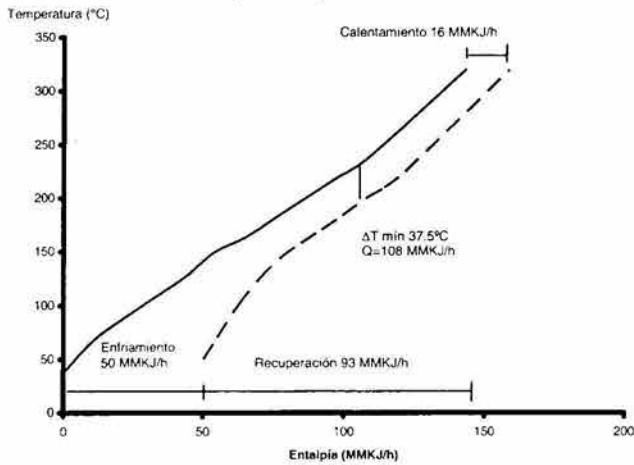
Curva compuesta, caso base



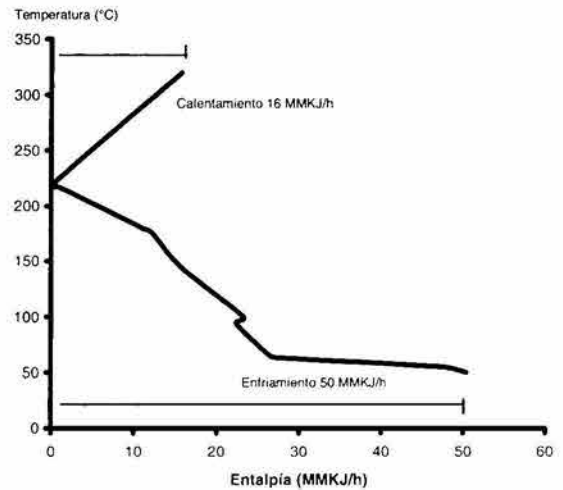
Gran curva compuesta, caso base



Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

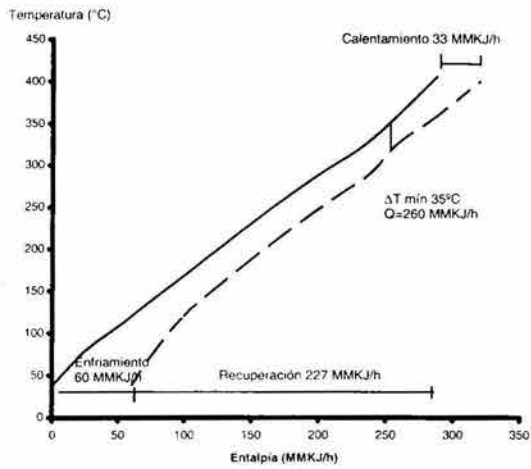


Curva compuesta, caso de optimización

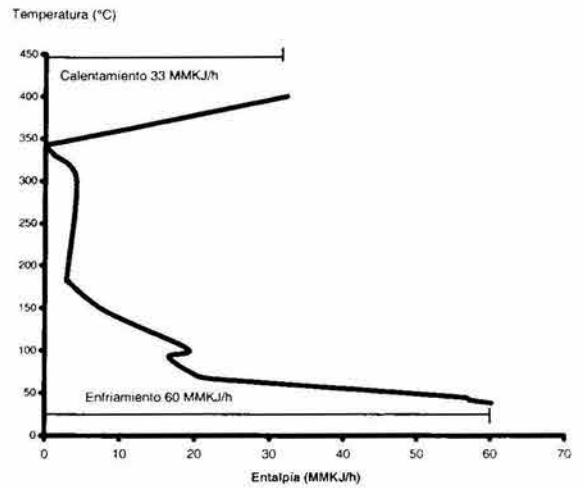
Gran curva compuesta, caso optimización

Figura D.4. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta HDST.

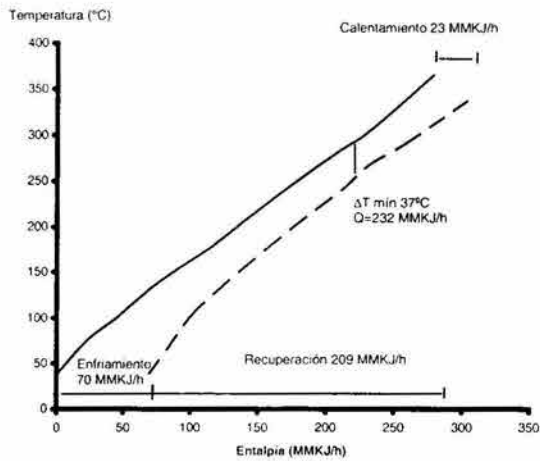
Temperatura (°C)



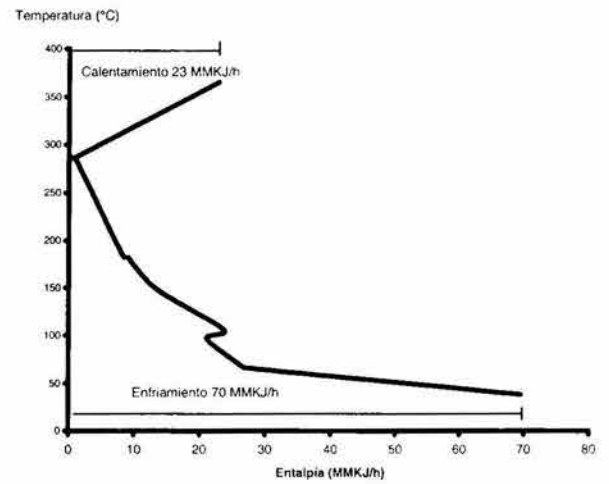
Curva compuesta, caso base



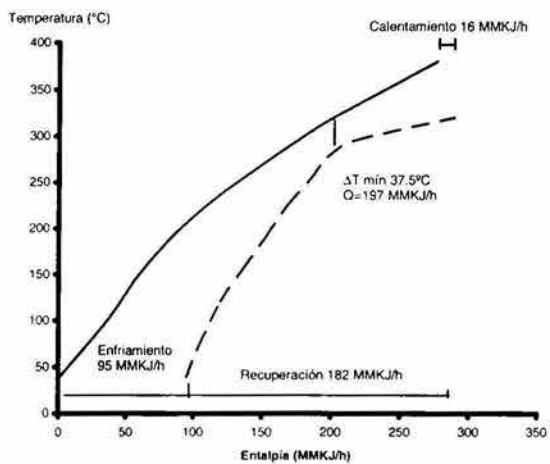
Gran curva compuesta, caso base



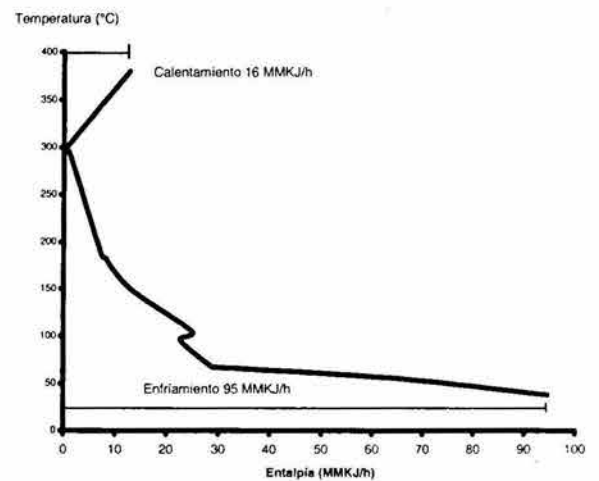
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

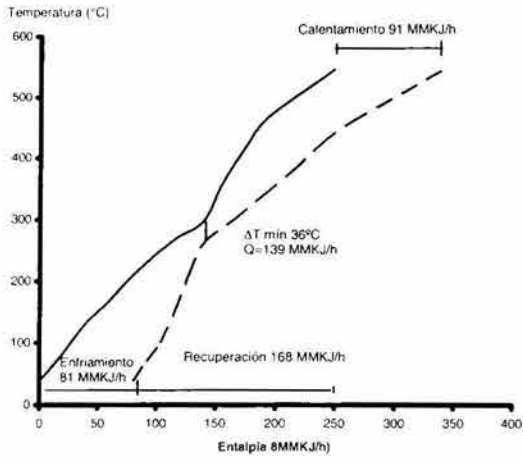


Curva compuesta, caso de optimización

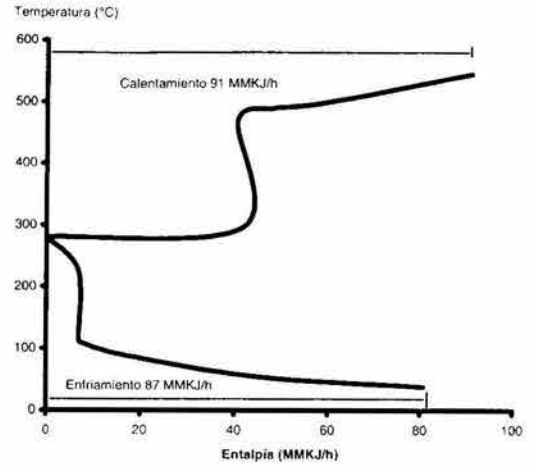


Gran curva compuesta, caso optimización

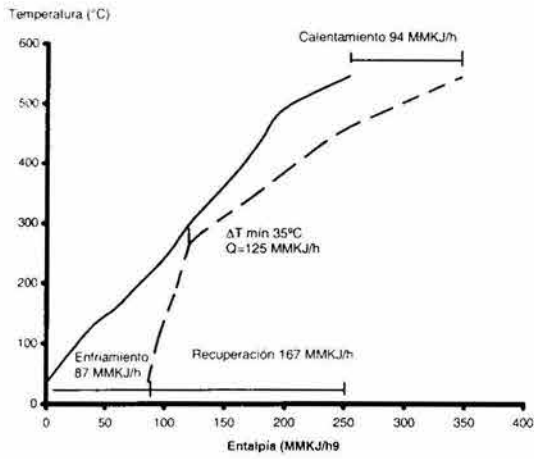
Figura D.5. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta HDSD.



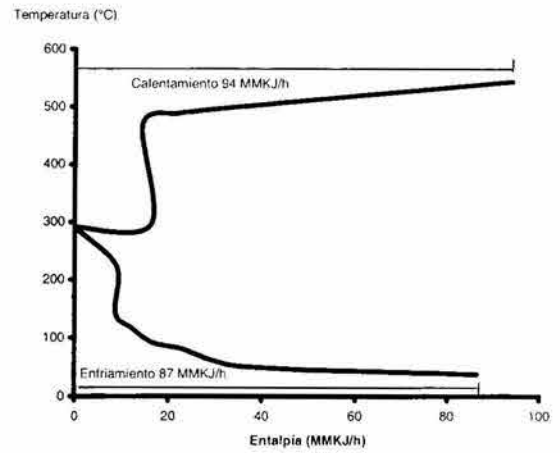
Curva compuesta, caso base



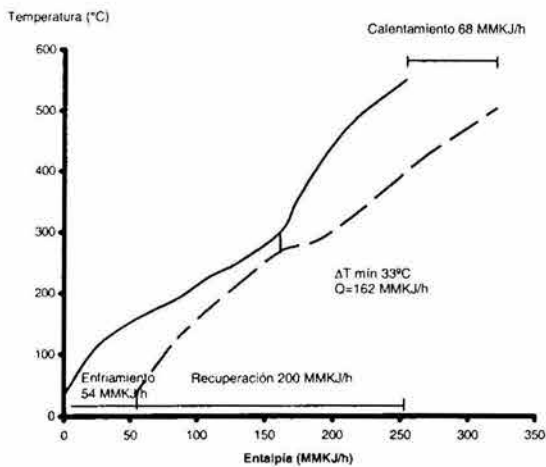
Gran curva compuesta, caso base



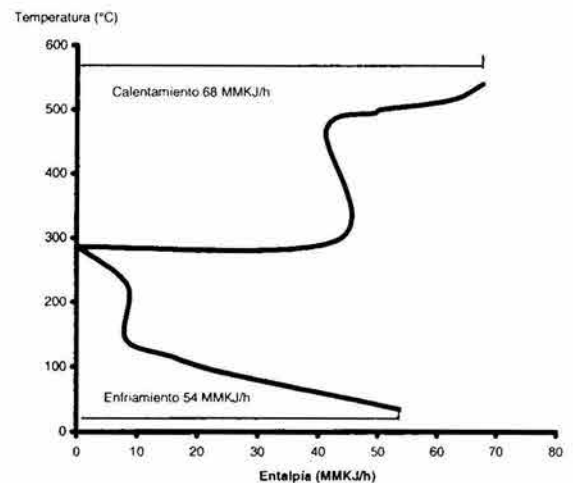
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio

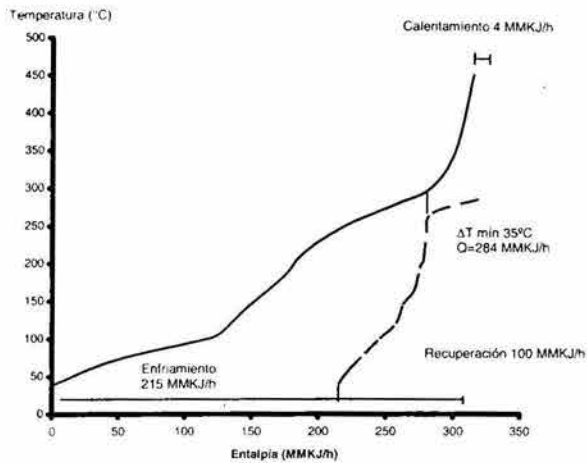


Curva compuesta, caso de optimización

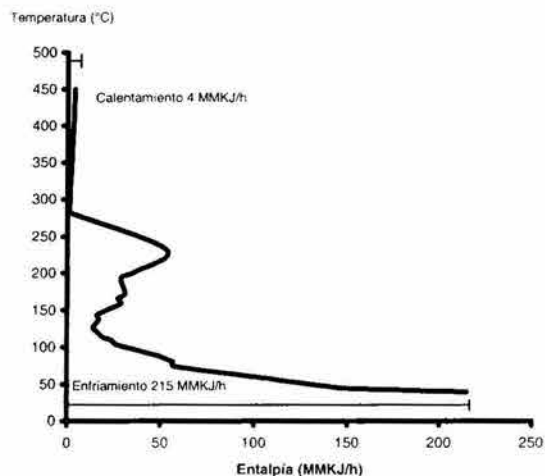


Gran curva compuesta, caso optimización

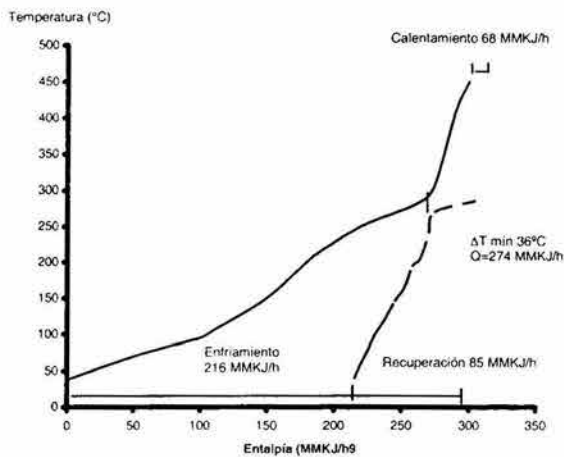
Figura D.6. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta reformadora de naftas.



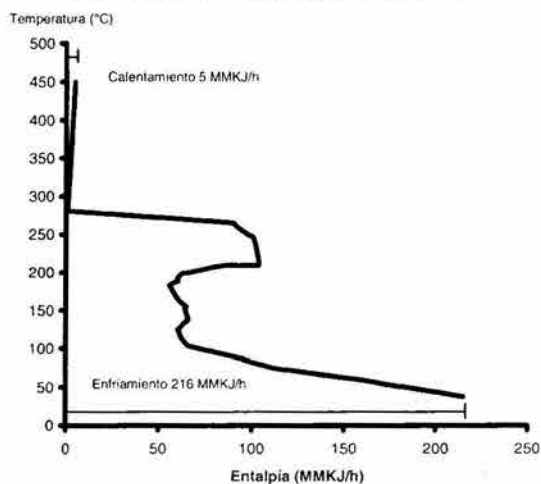
Curva compuesta, caso base



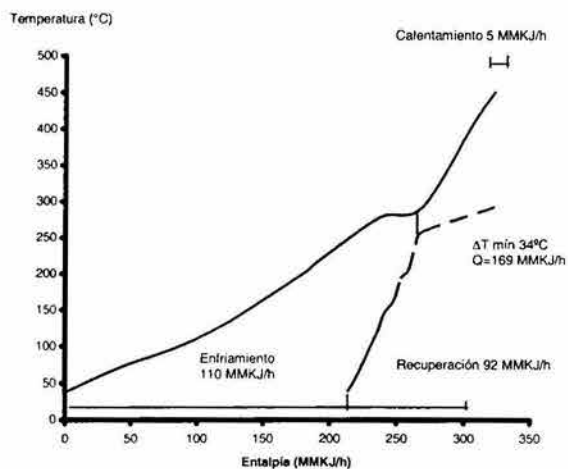
Gran curva compuesta, caso base



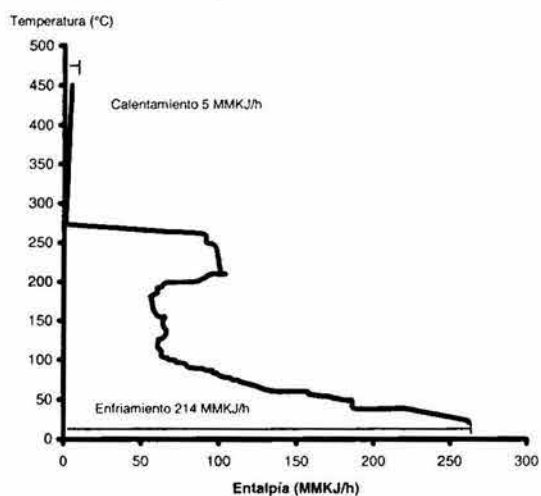
Curva compuesta, caso de estudio



Gran curva compuesta, caso de estudio



Curva compuesta, caso de optimización



Gran curva compuesta, caso optimización

Figura D.7. Curva compuesta y gran curva compuesta, planta FCC.

ANEXO E. REDES DE INTERCAMBIO TÉRMICO.

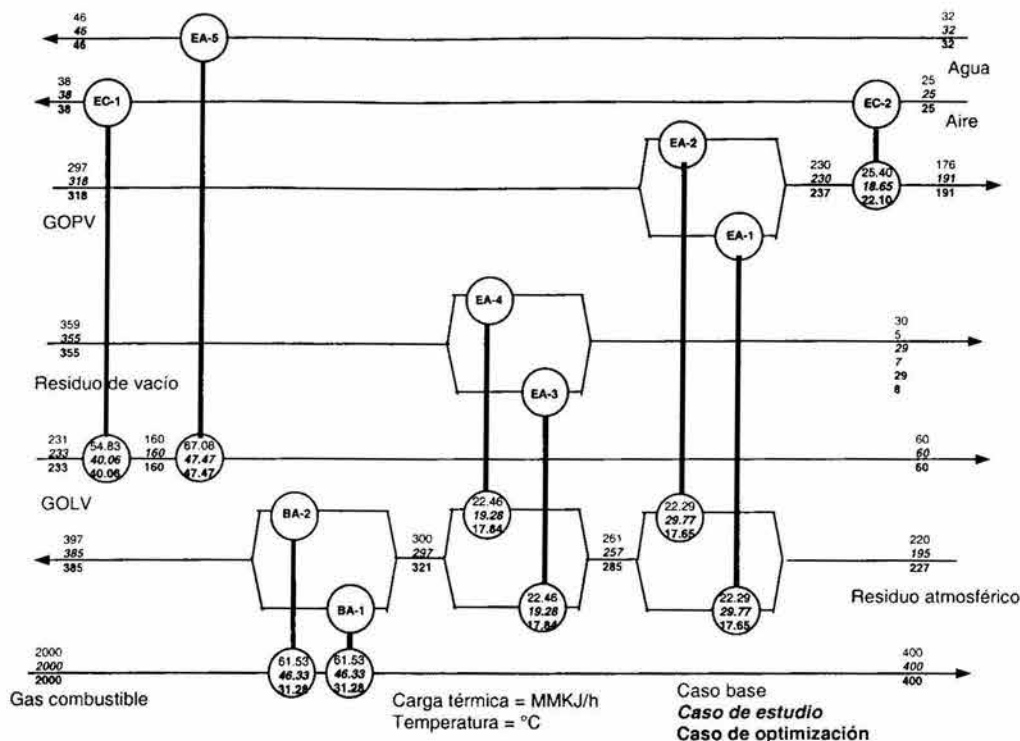


Figura E.1. Red de intercambio térmico de la planta de destilación al vacío.

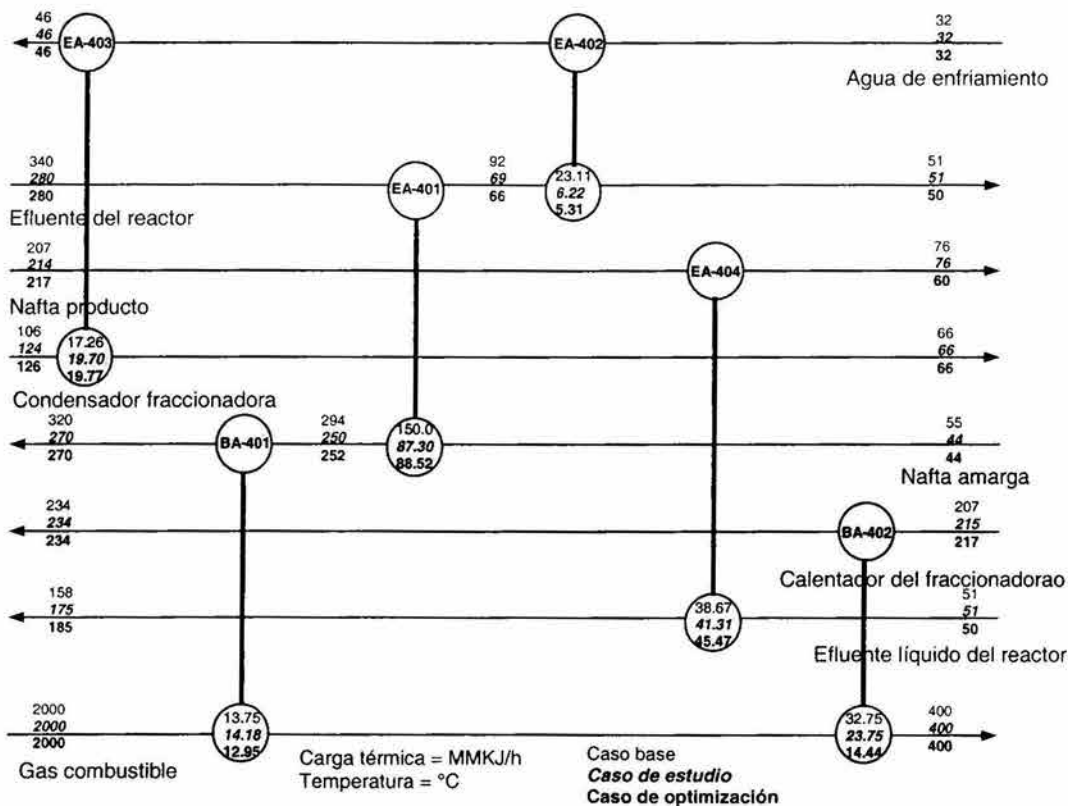


Figura E.2. Red de intercambio térmico de la planta HDSN.

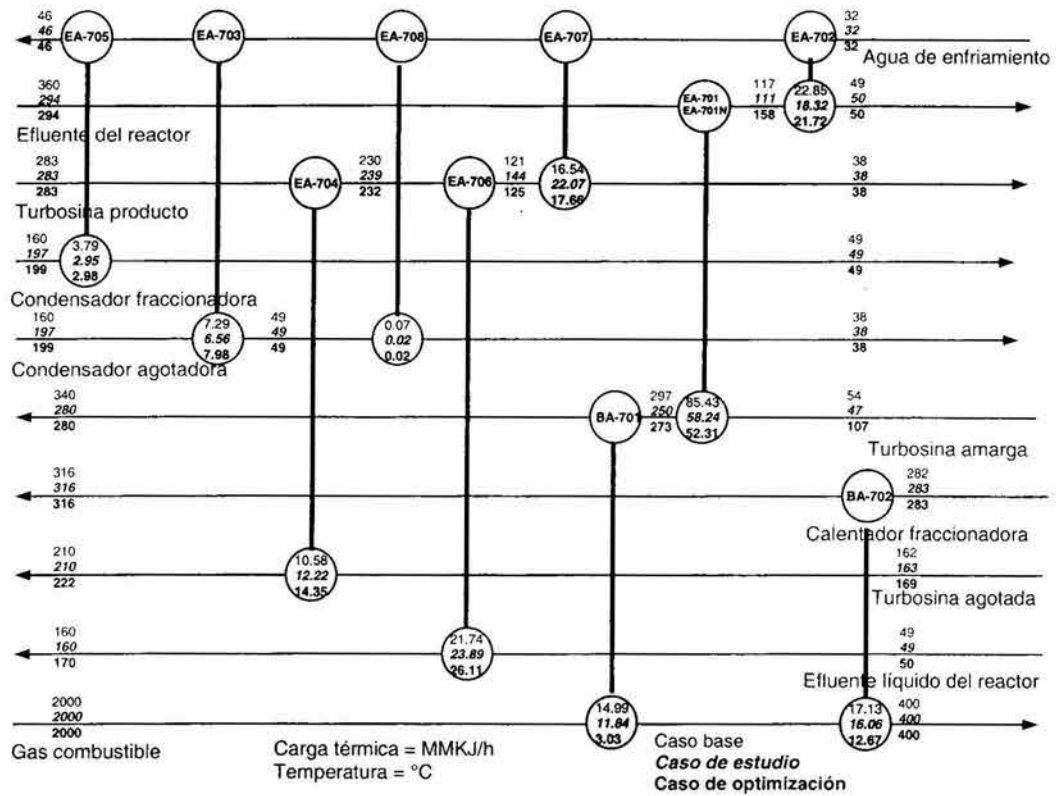


Figura E.3. Red de intercambio térmico de la planta HDST

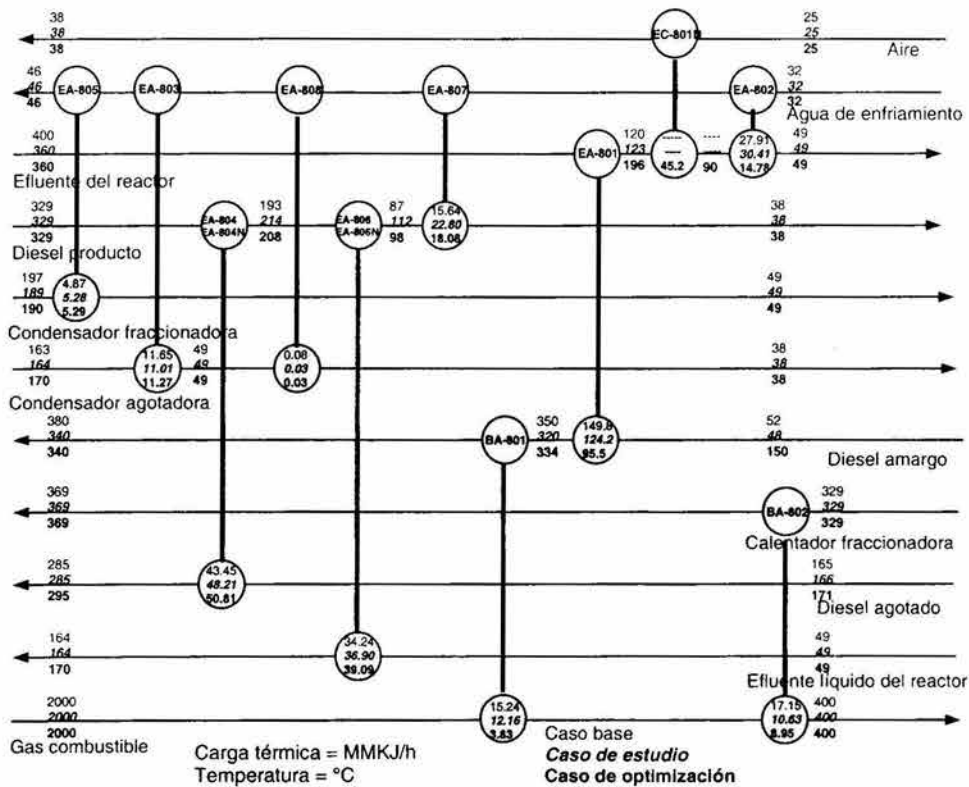


Figura E.4. Red de intercambio térmico de la planta de HDSD.

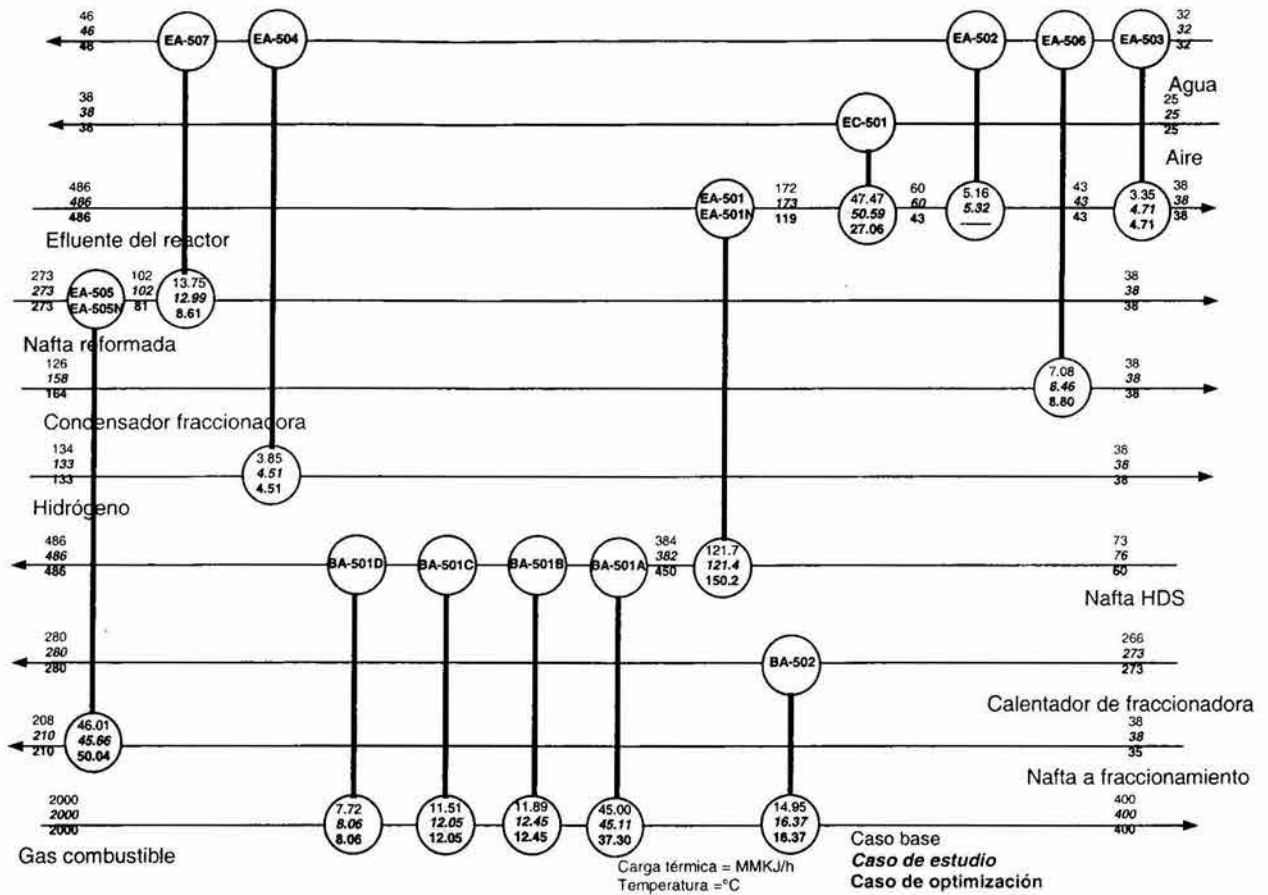


Figura E.5. Red de intercambio térmico de la planta reformadora de naftas.

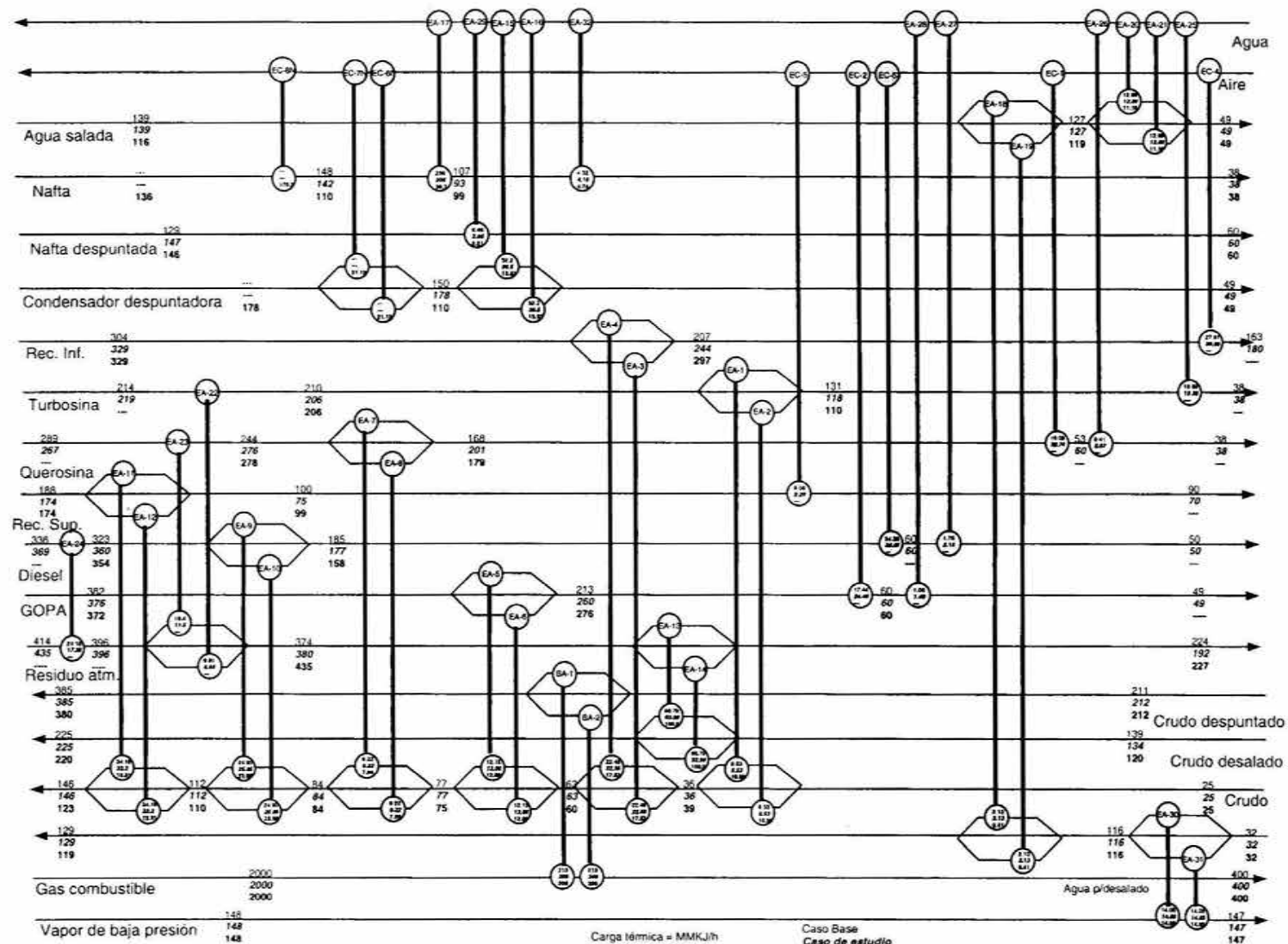


Figura E.6. Red de intercambio térmico de la planta de destilación primaria

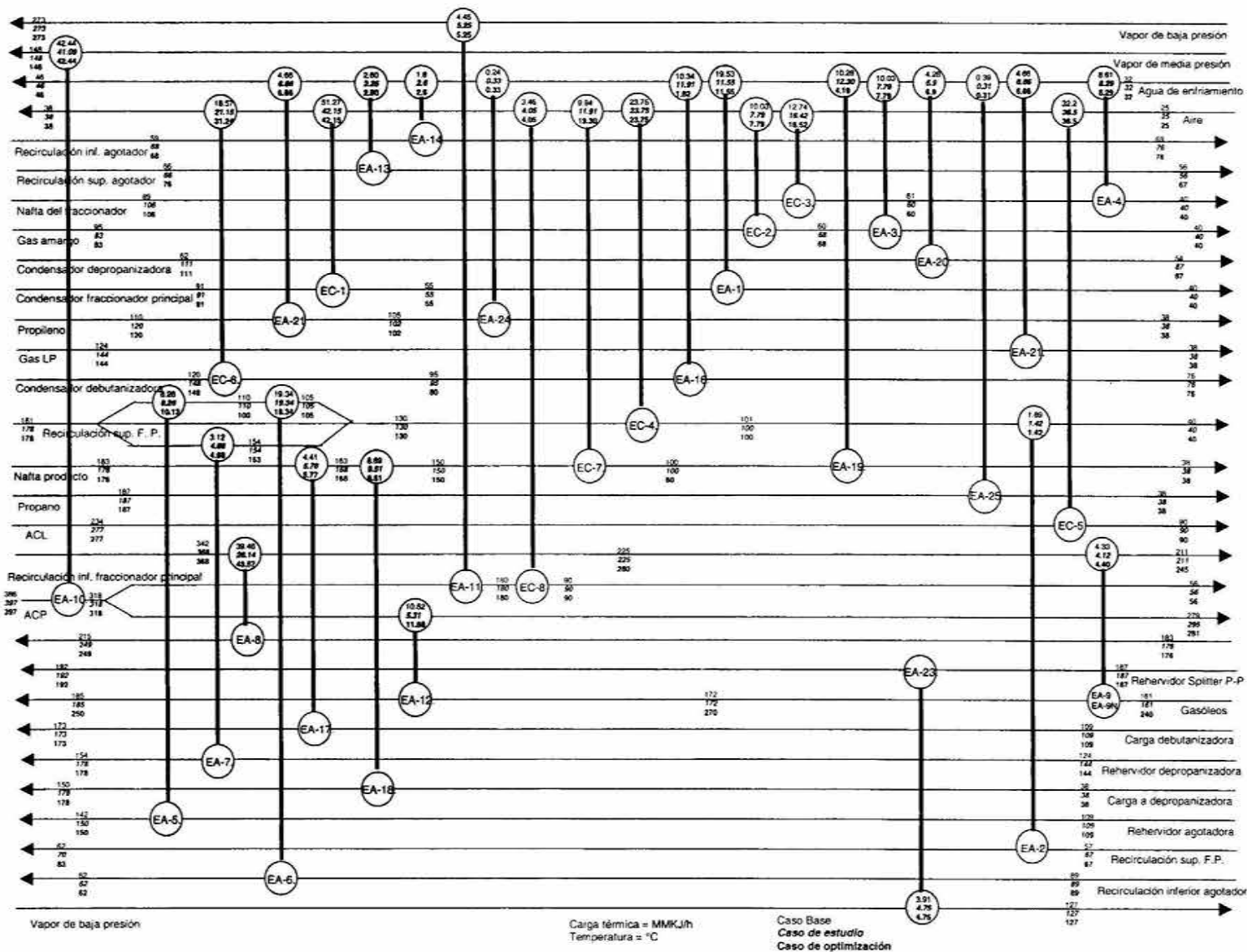


Figura E.7. Red de intercambio térmico de la planta de desintegración catalítica

ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
<u>Capítulo 1.</u>	
1.1. Reservas de hidrocarburos totales en México.	32
1.2. Producción de petróleo.	33
1.3. Exportación de petróleo en 2002.	34
1.4. Comparación del IIE de refinerías mexicanas con las de Estados Unidos y otros países.	44
1.5. IIE para refinerías mexicanas	45
1.6. Calentamiento y enfriamiento sin integración térmica.	47
1.7. Calentamiento y enfriamiento con integración térmica.	48
1.8. Definición de la curva compuesta.	51
1.9. Curva compuesta.	53
1.10. Gran curva compuesta.	54
1.11. Red de intercambio térmico.	55
1.12. Temperatura mínima óptima.	56
1.13. Diagrama de flujo de proceso de la planta piloto de hidrotratamiento.	61
1.14. Esquema general de proceso de la refinería.	64
1.15. Balance de materia actual de la refinería con esquema de proceso tipo FCC.	64
1.16. Esquema de proceso tipo FCC del tren No. 2.	65
1.17. Propiedades de la mezcla de crudos y de las fracciones de destilación del tren No. 2.	66
1.18. Balance de materia del esquema de refinación del tren No. 2	67
<u>Capítulo 2.</u>	
2.1. Propiedades principales de los crudos, temperatura de corte, distribución volumétrica y de azufre para los casos real y simulación.	71
2.2. Balance de materia del esquema de proceso de refinación de los casos real y simulación.	72
2.3. Simulación de la planta hidrodesulfuradora de diesel.	73

2.4. Curvas de destilación de las plantas de destilación atmosférica y de vacío para los casos real y simulación.	75
2.5. Simulación energética de la planta hidrodesulfuradora de diesel.	80

Capítulo 3.

3.1. Representación de los esquemas de proceso de las plantas piloto e industrial.	85
3.2. Curvas de destilación del crudo hidrotratado.	89
3.3. Curva compuesta de la planta de HDT de crudo pesado.	94
3.4. Gran curva compuesta de la planta de HDT de crudo pesado.	95
3.5. Red de intercambio térmico de la planta de HDT de crudo pesado.	96

Capítulo 4.

4.1. Propiedades principales de los crudos, temperatura de corte, distribución volumétrica y de azufre para los casos base y de estudio.	104
4.2.a. Diagrama de flujo de proceso del caso base.	105
4.2.b. Diagrama de flujo de proceso del caso de estudio.	106
4.3. Balance de materia de los casos base y de estudio.	107
4.4. Balance de hidrógeno de los casos base y de estudio.	109
4.5. Balance de materias primas y productos de los case y de estudio.	111

Capítulo 5.

5.1. Integración de la corriente de residuo primario.	125
5.2. Integración de la corriente de turbosina amarga.	126
5.3. Integración de la corriente de querosina y diesel amargo.	127
5.4. Integración de la corriente de gasóleo pesado atmosférico.	128

Capítulo 6.

6.1. Consumo real de energía por planta de proceso.	156
6.2. Índice de intensidad energética por planta de proceso.	157
6.3. Consumo real y estándar de energía para los casos desarrollados.	157

6.4. Índice de intensidad energética para los casos desarrollados.	158
6.5. Consumo de materias primas para los casos desarrollados.	159
6.6. Consumo de servicios auxiliares para los casos desarrollados.	160
6.7. Consumo de materias primas para los casos desarrollados.	160
6.8. Capacidades de operación de las plantas de proceso para los casos desarrollados.	161
6.9. Inversión para los casos desarrollados.	162
6.10. Valor presente neto para los casos desarrollados.	163
6.11. Tasa interna de retorno para los casos desarrollados.	163
6.12. Período de recuperación de la inversión para los casos desarrollados.	164

Anexo A.

A.1. Diagrama de flujo energético de la planta de destilación atmosférica.	179
A.2. Diagrama de flujo energético de la planta de destilación al vacío.	180
A.3. Diagrama de flujo energético de la planta HDSN.	181
A.4. Diagrama de flujo energético de la planta HDST.	182
A.5. Diagrama de flujo energético de la planta HDSD.	183
A.6. Diagrama de flujo energético de la planta reformadora de naftas.	184
A.7. Diagrama de flujo energético de la planta FCC.	185

Anexo D.

D.1. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta de destilación atmosférica.	199
D.2. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta de destilación al vacío.	200
D.3. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta HDSN.	201
D.4. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta HDST.	202
D.5. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta HDSD.	203
D.6. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta reformadora de naftas.	204
D.7. Curva compuesta y gran curva compuesta de la planta FCC.	205

Anexo E.

E.1. Red de intercambio térmico de la planta de destilación al vacío.	207
E.2. Red de intercambio térmico de la planta HDSN.	207
E.3. Red de intercambio térmico de la planta HDST.	208
E.4. Red de intercambio térmico de la planta HDSD.	208
E.5. Red de intercambio térmico de la planta reformadora de naftas.	209
E.6. Red de intercambio térmico de la planta destilación primaria.	210
E.7. Red de intercambio térmico de la planta FCC.	211

ÍNDICE DE TABLAS

	Página
<u>Capítulo 1.</u>	
1.1. Características de los diversos aceites crudos.	30
1.2. Producción de crudos pesados a nivel mundial.	30
1.3. Procesamiento de crudo por refinería.	34
1.4. Consumo de crudo por refinería con base en los proyectos de reconfiguración.	35
1.5. Propiedades de los crudo pesado, hidrotratado y ligero.	62
1.6. Productos del tren No. 2.	66
1.7 Capacidades de diseño y deoperación de las plantas de proceso del tren No. 2.	67
<u>Capítulo 2.</u>	
2.1. Flujo y tipo de crudo.	70
2.2. Capacidades de diseño y de operación de los casos real y simulación.	74
2.3. Especificaciones de los productos de la planta HDSN.	76
2.4. Especificaciones de los productos de la planta reformadora de naftas.	76
2.5. Especificaciones de los productos de la planta HDST.	76
2.6. Especificaciones de los productos de la planta HDSD.	77
2.7. Especificaciones de los productos de la planta FCC.	77
2.8. Distribución de productos para los casos real y simulación.	78
<u>Capítulo 3.</u>	
3.1. Extrapolación de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado.	88
3.2. Balance de hidrógeno de la planta piloto e industrial.	88
3.3. Balance de azufre de la planta piloto e industrial.	88
3.4. Composición de gases de la planta piloto e industrial.	90
3.5. Corrientes de proceso de la planta de HDT de crudo pesado.	92
3.6. Consumo de servicios auxiliares de la planta de HDT de crudo pesado.	92

3.7. Consumo de energía de la planta de HDT de crudo pesado.	93
3.8. Área de transferencia de calor de los intercambiadores.	93
3.9. Resultados energéticos de la planta de HDT de crudo pesado.	95
3.10. Consumo de hidrógeno estándar de plantas de hidrotratamiento.	97
3.11. Hidrógeno de reposición, de recirculación y de alimentación al reactor en plantas de hidrotratamiento.	98

Capítulo 4.

4.1. Consumo de servicios auxiliares para los casos base y de estudio.	108
4.2. Balance de gas combustible para los casos base y de estudio.	110
4.3. Generación de gas amargo rico en hidrógeno y gas amargo.	110
4.4. Costo total de producción para el caso de estudio.	114
4.5. Ingresos por productos de los casos base y de estudio.	114
4.6. Rentabilidad del esquema de refinación del caso de estudio.	115

Capítulo 5.

5.1. Consumo de servicios auxiliares para los desarrollados.	119
5.2. Inversión para el caso de optimización.	120
5.3. Costo total de producción para el caso de optimización.	121
5.4. Ingresos por producto del caso de optimización.	122
5.5. Rentabilidad del esquema de refinación del caso de optimización.	122
5.6. Equipos de transferencia de calor nuevos.	129

Capítulo 6.

6.1. Servicios auxiliares para la planta de destilación atmosférica.	137
6.2. Servicios auxiliares para la planta de destilación al vacío.	137
6.3. Servicios auxiliares para la planta hidrosulfuradora de naftas.	137
6.4. Servicios auxiliares para la planta hidrosulfuradora de turbosina.	137
6.5. Servicios auxiliares para la planta hidrosulfuradora de diesel.	138
6.6. Servicios auxiliares para la planta reformadora de naftas.	138
6.7. Servicios auxiliares para la planta de desintegración catalítica.	138

6.8. Energía estándar para plantas de proceso.	139
6.9. Consumo unitario de energía e IIE para la planta de destilación atmosférica.	140
6.10. Consumo unitario de energía e IIE para la planta de destilación al vacío.	140
6.11. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDSN.	140
6.12. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDST.	140
6.13. Consumo unitario de energía e IIE para la planta HDSD.	140
6.14. Consumo unitario de energía e IIE para la planta reformadora de naftas.	141
6.15 Consumo unitario de energía e IIE para la planta FCC.	141
6.16. Parámetros energéticos para la planta de destilación atmosférica.	142
6.17. Parámetros energéticos para la planta de destilación al vacío	142
6.18. Parámetros energéticos para la planta HDSN.	143
6.19. Parámetros energéticos para la planta HDST.	143
6.20. Parámetros energéticos para la planta HDSD.	143
6.21. Parámetros energéticos para la planta reformadora de naftas.	143
6.22. Parámetros energéticos para la planta de desintegración catalítica.	144
6.23. índice de intensidad energética global del caso base.	145
6.24. índice de intensidad energética global del caso de estudio.	145
6.25. índice de intensidad energética global del caso de optimización.	145
6.26. Balance general de energía del caso base.	147
6.27. Balance general de energía del caso del estudio.	148
6.28. Balance general de energía del caso de optimización.	149
6.29. Análisis de resultados energéticos entre los casos base y de estudio.	150
6.30. Análisis de resultados energéticos entre los casos base y de optimización.	152

Anexo B.

B.1. Corrientes de proceso y servicios de la planta de destilación al vacío.	187
B.2. Corrientes de proceso y servicios de la planta HDSN.	187

B.3. Corrientes de proceso y servicios de la planta HDST.	188
B.4. Corrientes de proceso y servicios de la planta HDSD.	188
B.5. Corrientes de proceso y servicios de la planta de destilación atmosférica.	189
B.6. Corrientes de proceso y servicios de la planta FCC.	190
B.7. Corrientes de proceso y servicios de la planta reformadora de naftas.	191

Anexo C.

C 1. Área de transferencia de calor para la planta de destilación atmosférica.	193
C 2. Área de transferencia de calor para la planta de destilación al vacío.	194
C 3. Área de transferencia de calor para la planta HDSN.	194
C 4. Área de transferencia de calor para la planta HDST.	195
C 5. Área de transferencia de calor para la planta HDSD.	195
C 6. Área de transferencia de calor para la planta FCC.	196
C 7. Área de transferencia de calor para la planta reformadora de naftas.	197