

INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA QUIMICA
E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS**

**SECCION DE ESTUDIOS DE POSGRADO E
INVESTIGACION**

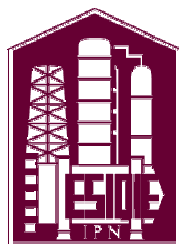
**OPTIMIZACION ENERGETICA DE UNA PLANTA
DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO PESADO
USANDO INFORMACION EXPERIMENTAL
OBTENIDA A ESCALA PILOTO**

T E S I S

**PARA OBTENER EL GRADO DE MAESTRO EN CIENCIAS
CON ESPECIALIDAD EN INGENIERIA QUIMICA**

P R E S E N T A

GABRIEL AGUILAR PEREZ



DIRECTOR : DR. JORGE ANCHEYTA JUAREZ

CODIRECTOR : DR. ENRIQUE ARCE MEDINA

MEXICO, D.F.

2004



INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

COORDINACION GENERAL DE POSGRADO E INVESTIGACION

ACTA DE REVISION DE TESIS

En la Ciudad de México, D. F. siendo las 13:00 horas del día 12 del mes de Mayo 2004 se reunieron los miembros de la Comisión Revisora de Tesis designada

Por el Colegio de Profesores de Estudios de Posgrado e Investigación de la ESIQIE para examinar la tesis de grado titulada:

"OPTIMIZACIÓN ENERGÉTICA DE UNA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO PESADO USANDO INFORMACIÓN EXPERIMENTAL OBTENIDA A ESCALA PILOTO"

Presentada por el alumno:

AGUILAR

Apellido paterno

PÉREZ

materno

GABRIEL

nombre(s)

Con registro: B | 0 | 0 | 0 | 8 | 9 | 4

Aspirante al grado de:

MAESTRIA EN CIENCIAS CON ESPECIALIDAD EN INGENIERIA QUÍMICA

Después de intercambiar opiniones los miembros de la Comisión manifestaron **SU APROBACION DE LA TESIS**, en virtud de que satisface los requisitos señalados por las disposiciones reglamentarias vigentes.

LA COMISION REVISORA

Director de Tesis

DR. JORGE ANCHEYTA JUAREZ

Co-director

DR. ENRIQUE ARCE MEDINA

DR. JOSE J. CASTRO ARELLANO

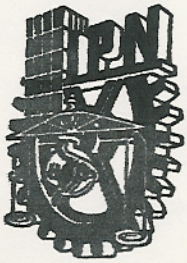
DR. MIGUEL A. VALENZUELA Z.

DR. RICARDO MACIAS SALINAS

EL PRESIDENTE DEL COLEGIO

DR. ROBERTO LIMAS BALLESTEROS

ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA
QUIMICA E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS
SECCION DE ESTUDIOS DE
POSGRADO E INVESTIGACION



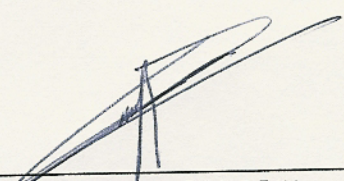
INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL

COORDINACIÓN GENERAL DE POSGRADO E INVESTIGACIÓN

CARTA CESION DE DERECHOS

En la Ciudad de MEXICO D.F. el día 1 del mes JUNIO del año 2004, el (la) que suscribe AGUILAR PEREZ GABRIEL alumno (a) del Programa de MAESTRIA EN CIENCIAS CON ESPECIALIDAD EN ING. QI con número de registro B000894, adscrito a SECC. DE ESTUDIOS DE POSGRADO E INV. E.S.I.Q.I.,E. manifiesta que es autor (a) intelectual del presente trabajo de tesis bajo la dirección de C. DR. JORGE ANCHEYTA JUAREZ y ceden los derechos del trabajo intitulado OPTIMIZACION ENERGETICA DE UNA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO DE CRUDO PESADO USANDO INFORMACION EXPERIMENTAL OBTENIDA A ESCALA PILOTO, al Instituto Politécnico Nacional para su difusión, con fines académicos y de investigación.

Los usuarios de la información no deben reproducir el contenido textual, gráficas o datos del trabajo sin el permiso expreso del autor y del director del trabajo. Este puede ser obtenido escribiendo a la siguiente dirección jancheyt@imp.mx. Si el permiso se otorga, el usuario deberá dar el agradecimiento correspondiente y citar la fuente del mismo.


AGUILAR PEREZ GABRIEL

Nombre y firma

AGRADECIMIENTOS

Al Instituto Mexicano del Petróleo

Por el apoyo económico mediante el programa para la formación y desarrollo del factor humano, además de las facilidades proporcionadas dentro de sus instalaciones para la realización de este trabajo.

A la Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas del Instituto Politécnico Nacional

De manera especial a su grupo docente de posgrado por la invaluable fuente de conocimiento proporcionada durante mi formación académica.

A mi asesor Dr. Jorge Ancheyta Juárez

Por la dirección marcada, oportunas recomendaciones, constante seguimiento, experiencia y dedicación aplicada en el desarrollo y conclusión de este trabajo.

Al Ing. Julián Cabrera Cárdenas, su equipo de trabajo y el departamento de sistemas de procesamiento

Por su apoyo laboral y facilidades otorgadas para el análisis de campo y optimización del proceso.

A mi familia

Como siempre les estoy agradecido por su apoyo incondicional en ésta, una más de mis tantas metas.

Al Dr. Roberto Limas Ballesteros, al Dr Enrique Arce Medina, al Dr. Ricardo Macías Salinas, al Dr. Javier Castro Arellano y al Dr. Miguel A. Valenzuela Zapata, por su revisión y comentarios realizados para la mejora de este trabajo.

INDICE GENERAL

NOTA 

Resumen	VII
Abstract	VIII
Introducción	IX
Justificación y objetivos	XV
Capítulo 1		
Los aceites crudos pesados	1
1.1 Definición	1
1.2 Problemática actual de los crudos pesados	1
1.3 Situación Mundial	2
1.4 Panorama actual en México	4
Bibliografía	11
Capítulo 2		
Procesos de hidrotratamiento	12
2.1 Tecnologías para el hidrotratamiento de crudos y fracciones pesadas	13
2.1.1 Rechazo de carbón	14
2.1.2 Adición de hidrógeno	14
2.1.3 Tecnologías en desarrollo	15
2.2 Situación actual y tendencias en los desarrollos tecnológicos de hidrotratamiento	17
2.2.1 Tecnologías de hidroprocesamiento en lecho fijo	18
2.2.2 Tecnologías de hidroprocesamiento en lecho fluidizado	21
2.2.3 Hidroprocesamiento en fase dispersa (slurry)	23
2.2.4 Análisis de tecnologías de hidrotratamiento de crudos pesados	28
Bibliografía	34
Capítulo 3		
Experimentación a escala piloto	37
3.1 Materias primas	37
3.2 Descripción de la unidad piloto	38
3.3 Metodología para el hidrotratamiento de Crudo Maya	42
3.4 Análisis físicos y químicos de materias primas y de productos	43

Capítulo 4	
Resultados experimentales y optimización del proceso	44
4.1 Resultados experimentales	44
4.1.1 Resultados de la primera etapa de reacción	45
4.1.2 Resultados de la segunda etapa de reacción	47
4.1.3 Cambios en la composición de crudo pesado en ambas etapas	54
4.1.4 Condiciones de operación óptimas	56
4.2 Optimización del proceso	59
4.2.1 Análisis de campo	59
4.2.2 Unidad combinada no. 1 de la refinería “Miguel Hidalgo”	63
4.2.3 Inclusión de la sección de hidrotratamiento de crudo pesado	70
4.2.4 Diseño del proceso modificado	73
4.3 Estimado de inversión	81
4.3.1 Bases técnicas	81
4.3.2 Inversión total	82
Bibliografía	85
Conclusiones	86
Anexo A	88

INDICE DE FIGURAS

Introducción

1 Integración del proceso HDT de crudo pesado en un esquema de refinación	XI
---	-------	----

Capítulo 1

1.1 Producción de petróleo crudo	6
1.2 Reservas de aceite crudo	8

Capítulo 2

2.1 Sistema básico del reactor OCR	19
2.2 Proceso HYVAHL	19
2.3 Proceso HYCON	20
2.4 Proceso H-OIL	22
2.5 Proceso LC-Fining	23
2.6 Proceso VCC	24
2.7 Proceso CANMET	25
2.8 Proceso SOC	26
2.9 Proceso HDH	27
2.10 Proceso Microcat	28

Capítulo 3

3.1 Diagrama de flujo de la unidad piloto	39
3.2 Esquema del reactor de la planta piloto de hidrotratamiento	41

Capítulo 4

4.1 Contenido de níquel en el producto en función del tiempo para la primera etapa de reacción	45
4.2 Mecanismo de hidrodeshmetalización de la estructura porfirina para un complejo de Níquel	46
4.3 Mecanismo de hidrodeshmetalización de un complejo de vanadio	47
4.4 Efecto del LHSV en los contenidos de asfaltenos y de azufre	48
4.5 Efecto del LHSV en los contenidos de nitrógeno y de metales	48
4.6 Estructura molecular hipotética de los asfaltenos del crudo maya	49
4.7 Mecanismo de hidrodeshsulfuración del dibenzotiofeno	49
4.8 Mecanismo de hidrodeshnitrogenación de acridina	51
4.9 Efecto de la temperatura de reacción en los contenidos de asfaltenos y de azufre	52

INDICE

4.10 Efecto de la temperatura de reacción en los contenidos de nitrógeno y de metales	52
4.11 Comparación de remoción de heteroátomos	53
4.12 Efecto de la temperatura de reacción y del LHSV en la selectividad de Ni y de V	54
4.13 Efecto del LHSV en la gravedad API a 400°C	55
4.14 Efecto del LHSV y de la temperatura de reacción en la relación H/C	56
4.15 Esquema del proceso actual, unidad combinada no.1 refinería de Tula,Hgo.	67
4.16 Diagrama del tren de intercambio térmico actual	68
4.17 Esquema del proceso modificado, unidad combinada no.1 refinería Tula,Hgo.	74

INDICE DE TABLAS

Introducción

1 Propiedades de diversos aceites crudos	IX
2 Propiedades de algunos crudos y sus residuos	X
3 Indices de intensidad energética	XIII

Capítulo 1

1.1 Producción de crudo pesado	2
1.2 Propiedades de los crudos nacionales	5
1.3 Crudos y su producción nacional	6
1.4 Aportación de crudo pesado en el suministro nacional	6
1.5 Producción de petróleo crudo	7
1.6 Distribución de petróleo crudo a refinerías	7
1.7 Consumo de crudo por refinería con base en los proyectos de reconfiguración	9
1.8 Porcentaje de crudo pesado en la carga a refinería con base en los proyectos de reconfiguración	9

Capítulo 2

2.1 Propiedades de los procesos de lecho fijo	30
2.2 Propiedades de los procesos de lecho fluidizado	31
2.3 Propiedades de los procesos en fase dispersa	32

Capítulo 3

3.1 Propiedades de los catalizadores comerciales	37
3.2 Propiedades del crudo pesado	38
3.3 Intervalos de operación de la planta piloto	39
3.4 Condiciones de operación durante la activación de catalizadores	43
3.5 Métodos de análisis	43

Capítulo 4

4.1 Condiciones de operación de la sección de reacción	56
4.2 Propiedades de la carga y del producto de la primera y segunda etapa de reacción	57
4.3 Composición de crudo por etapa (% Vol.)	58
4.4 Plantas productoras de H ₂ , Refinería "Miguel Hidalgo", Tula	60

INDICE

4.5 Consumo de hidrógeno de alta pureza, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula	61
4.6 Consumo de hidrógeno de baja pureza, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula	61
4.7 Generación y consumos de servicios	62
4.8 Características de las unidades de azufre, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula	63
4.9 Propiedades de la carga (aceite crudo)	64
4.10 Lista de características del equipo de intercambiadores de calor existentes	68
4.11 Propiedades de los productos (Crudo Poza Rica)	69
4.12 Reproducción de resultados, carga y productos (Crudo Poza Rica)	70
4.13 Resultados de la simulación del proceso modificado	75
4.14 Lista comparativa de intercambiadores de calor proceso actual y modificado	77
4.15 Predimensionamiento de equipos de proceso	79
4.16 Consumo adicional de servicios auxiliares	80
4.17 Consumo de químicos y catalizadores	80
4.18 Inversión total	83
Anexo A		
A.1 Datos y resultados para el cálculo de los reactores	88
A.2 Datos y resultados para el cálculo de la torre DA-001	89

RESUMEN

En este trabajo se realiza la integración de una planta de hidrotratamiento como un proceso previo a las unidades de destilación primaria y a vacío convencionales de una planta existente con el fin de reducir la concentración de contaminantes. La integración se basó en los resultados experimentales obtenidos a escala piloto bajo condiciones de operación adecuadas para lograr niveles aceptables de hidrodesulfuración, hidrodesmetalización e hidrodesintegración.

La evaluación experimental del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado se llevó a cabo a nivel planta piloto bajo operación isotérmica en estado estable en dos reactores de lecho fijo a alta presión cada uno con 100 ml de catalizador. Se utilizó un catalizador experimental de hidrodesmetalización en la primera etapa de reacción, y uno para hidrodesulfuración en la segunda.

Se requirió de un análisis de campo para determinar las condiciones operativas con las que actualmente cuentan las unidades de destilación existentes, así como, para identificar la infraestructura existente para el ahorro en consumo de servicios auxiliares y para procesar las corrientes ácidas obtenidas.

Se realizó la validación del proceso existente mediante simulación con el paquete comercial Hysys versión 2.1, para posteriormente con los resultados obtenidos en la etapa experimental efectuar la integración de la sección de hidrotratamiento de crudo pesado al esquema actual de la unidad de destilación existente.

Con los resultados experimentales y los obtenidos por simulación se determinó que la inversión requerida para la integración del proceso HDT de crudo pesado a una unidad de destilación existente (1,924 USD/BPD), es menor que la de los procesos de hidrotratamiento de residuos disponibles actualmente en el mercado (de 2,200 a 8,250 USD/BPD).

ABSTRACT

In this work the integration of a hydrotreating plant is carried out as a prior process to the conventional primary and vacuum distillation units of an existing plant in order to reduce the concentration of contaminants. The integration was based on the experimental results carried out at pilot scale under suitable operating conditions to achieve appropriate levels of hydrodesulfurization, hydrodemetallization and hydrocracking.

The experimental evaluation of the hydrotreating process for heavy crude oil was carried out at pilot scale under isothermal operation in steady state in two high pressure fixed-bed reactors containing 100 ml of catalyst. An experimental hydrodemetallization catalyst for the first reaction stage, and one for hydrodesulfurization in the second one were employed.

A field analysis to determine the actual operating conditions in the existing primary distillation units, as well as, to identify the existing infrastructure for saving in consumption of auxiliary services and to process acid gas in sulfur recovery unit was required.

The validation of the existing process was carried out by simulation with the commercial software Hysys version 2.1. Subsequently, with the results obtained in the experimental step the integration of the hydrotreating section of heavy crude oil in the actual scheme of the existing distillation unit was carried out.

With the experimental results and those obtained by simulation it was determined that the investment required for the integration of the HDT process of heavy crude oil to an existing distillation unit (1,924 USD/BPD), is lower than that of the hydrotreating of residue processes available at present in the market (2,200 at 8,250 USD/BPD).

INTRODUCCION

En la actualidad se han propuesto diversos sistemas para la clasificación de los aceites crudos, los cuales utilizan diferentes criterios, ya sea de acuerdo a su naturaleza química, por sus propiedades físicas y químicas, tomando como base las fracciones recuperadas mediante destilación, etc.^a

Los aceites crudos con base en el análisis de sus propiedades pueden clasificarse como superligero, ligero, medio y pesado, según el Instituto Francés del Petróleo. En la Tabla 1 se presentan algunas de las propiedades típicas de los diversos aceites crudos, basados en esta clasificación.

Por su parte el Instituto de Naciones Unidas para Entrenamiento e Investigación (UNITAR) definió a los crudos pesados como aquellos que tienen una gravedad API menor a 20, con contenidos altos de compuestos polinucleares e hidrógeno.¹ Adicionalmente cuentan con altos contenidos de metales, de nitrógeno, de azufre y de oxígeno, así como también un alto contenido de residuo de Carbón Conradson (CCR).

En la Tabla 2 se muestra una comparación de las propiedades de algunos crudos y sus residuos correspondientes.

Tabla 1. Propiedades de diversos aceites crudos^a

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	---

a) US Bureau of Mines, Institute Français du Petrole

Tabla 2. Propiedades de algunos crudos y sus residuos²

Crudo	Ligero Arabe	Pesado Arabe	Ardeshir Iran	Maya México	Bachaquero Venezuela	Cold Lake Canadá
Gravedad API	33.4	27.9	27.0	22.0	16.8	10.2
Azufre, % peso	1.8	2.9	2.5	3.2	2.4	4.4
Ni + V, ppm	20	65	85	330	340	260
Residuo de vacío						
Rendimiento a 565.5°C+, % vol.	14.8	23.2	25.0	31.5	38.0	44.8
Gravedad API	6.9	3.4	3.5	0.5	3.4	0.4
Azufre, % peso	4.3	6.0	5.0	5.8	3.4	6.2
CCR, % peso	20.3	27.7	20.0	26.2	25.0	26.9
Ni + V, ppm	140	270	320	1,050	900	590

En cuanto a la producción de crudo pesado, esta se ha incrementado a nivel mundial. En México se cuenta con reservas totales probadas de hidrocarburos a enero de 2004 de 48,650 MMBPCE (Millones de Barriles de Petróleo Crudo Equivalente)^b, de los cuales el 69% corresponden a aceite crudo, teniéndose alrededor de un 52% de crudo pesado.³ Ante este problema existe la necesidad de incrementar el procesamiento en las refinerías de crudos cada vez más pesados. Por tal motivo se están investigando nuevas opciones tecnológicas para mejorar la calidad de estos crudos.

Una de las mejores alternativas para lograr lo anterior, es someter los crudos pesados a un hidrot ratamiento catalítico, antes de enviarlos al esquema convencional de refinación (Figura 1).⁴

b) Muñoz R., LXVI aniversario de la Expropiación petrolera en México, marzo 2004: www.pemex.com.mx

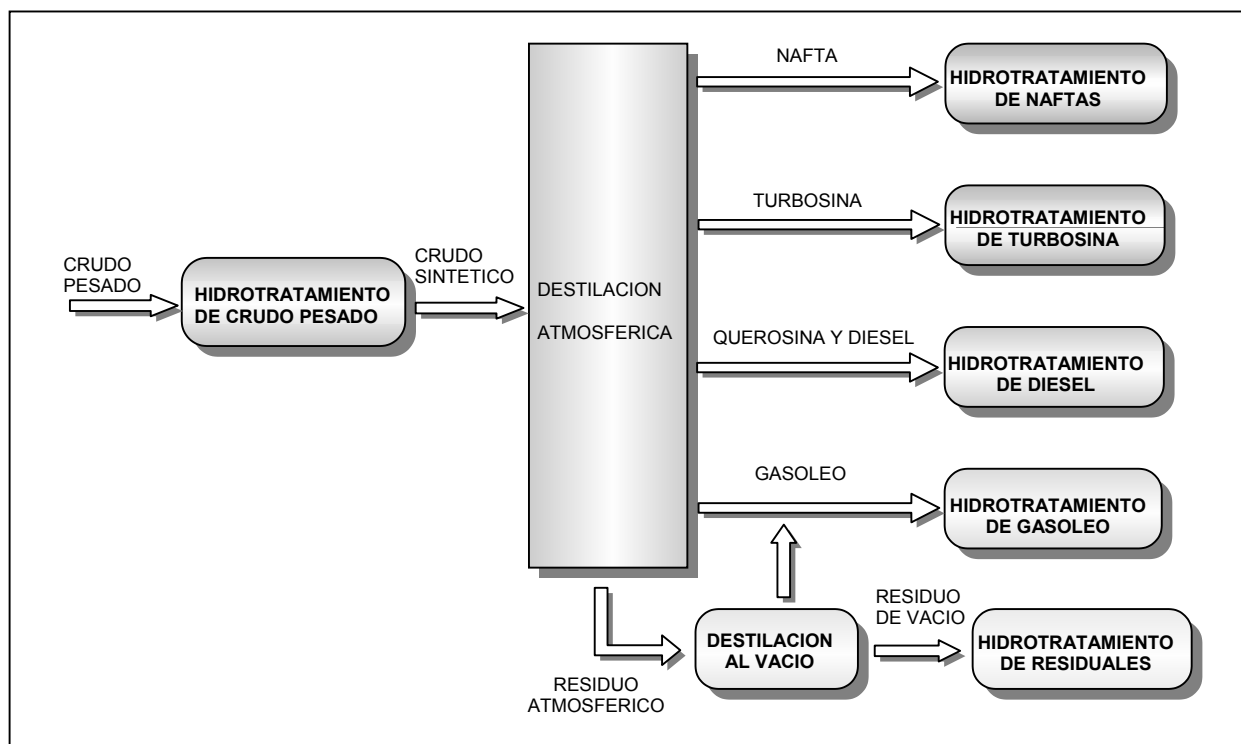


Figura 1. Integración del proceso HDT de crudo pesado en un esquema de refinación

El hidrot ratamiento, que es un proceso que se lleva a cabo por el contacto de la carga con un catalizador adecuado en presencia de un gas rico en hidrógeno, se ha venido desarrollando en la industria del petróleo principalmente en el procesamiento de fracciones derivadas de la destilación del mismo, con el fin de reducir la concentración de contaminantes tales como azufre, nitrógeno, metales, etc.⁵

Este proceso puede clasificarse dentro de tres grandes grupos tecnológicos de acuerdo al sistema de reacción utilizado, como son lecho fijo, lecho fluidizado y como una innovación relativamente reciente los sistemas de fase dispersa.⁶

La tecnología de hidrot ratamiento en lecho fijo actualmente domina el mercado mundial, aunque las de lecho fluidizado se encuentran en crecimiento por su flexibilidad de operación y la de fase dispersa está en posibilidad de ser probada a escala industrial para confirmar sus ventajas.⁷

En el caso del hidrot ratamiento de crudos pesados son varias las compañías que se encuentran trabajando en el desarrollo de este proceso. Entre estas instituciones se encuentran el IMP-Pemex, Exxon Research, Idemitsu Kosan, INTEVEP, Mobil Oil, Shell International, Snamprogetti, Chevron y UNOCAL, principalmente.⁵

Países como Estados Unidos, Japón y Europa presentan patentes sobre trabajos realizados con referencia al tema, sin embargo, estos desarrollos no son muy numerosos, por lo que en otros como Venezuela, Canadá, México y Rusia, los centros de investigación estudian el desarrollo de tecnologías que resuelvan el problema de los contaminantes en estos aceites crudos. Todos estos esfuerzos realizados sólo han llegado a nivel experimental y hasta la fecha no se ha efectuado el escalamiento a nivel industrial.⁸

Por lo anterior, en la industria de la refinación en México se hace cada vez más necesario el procesamiento de crudos pesados y por consiguiente el mejoramiento u optimización de procesos mediante alternativas que presenten equilibrios entre costo y beneficio, en el que se encuentra como punto principal el ahorro energético.

Para cuantificar el consumo de energía y poder comparar el ahorro energético entre refin erías, la compañía Solomon Associates desarrolló el Índice de Intensidad Energética (IIE), el cual se calcula mediante la multiplicación de la capacidad instalada de la unidad en estudio por el coeficiente de referencia estándar que representa el consumo típico de energía para esta tecnología.^c

En la Tabla 3 se muestran los índices de intensidad energética de varias refin erías mexicanas y extranjeras reportados en el año de 1990.^d

Las refin erías mexicanas como se nota en la tabla tienen un consumo energético deficiente, es decir que requieren de mayor cantidad de energía para procesar un barril de crudo, por lo que se hace necesario la optimización energética y la implementación de procesos tecnológicos que decrementsen el consumo de servicios.

c) Metodología de análisis para el desempeño comparativo entre refin erías, Solomons Associates, Inc., Noviembre 2000.

d) PEMEX, Gerencia de planeación estratégica, Febrero 1992: www.pemex.com.mx

Actualmente ningún país cuenta con estudios sobre el impacto de la incorporación de una planta de hidrotratamiento de crudo pesado a los esquemas de refinación, esto presentaría un gran beneficio sobre los esquemas actuales de refinación ya que se tendría una disminución de contaminantes presentes en la carga a las plantas hidrodesulfuradoras permitiendo que éstas trabajen a menor severidad, lo que daría una reducción del consumo de servicios auxiliares, asimismo la integración energética de la planta de hidrotratamiento con el tren de calentamiento de la planta primaria proporcionara un decremento en el consumo energético, resultando un mejor IIE así como un tiempo de vida mayor de los catalizadores de las unidades de hidrotratamiento de destilados.

Tabla 3. Indices de intensidad energética (1990)

Refinerías Extranjeras	IIE
Refinerías mas grandes de Estados Unidos	100
Refinerías independientes de Estados Unidos	103
Promedio de las Refinerías de Estados Unidos	101
Canadá	103
Caribe	161
Refinerías Mexicanas	IIE
Cadereyta	171
Madero	291
Minatitlán	136
Salamanca	215
Salina Cruz	174
Tula	167

Por tal motivo, en este trabajo se presentan los resultados experimentales obtenidos a escala piloto sobre el hidrotratamiento de crudo Maya, y la incorporación de esta planta dentro del esquema convencional de una refinería. Particularmente se realiza una optimización energética al integrar la planta de HDT a las unidades de destilación.

BIBLIOGRAFIA

1. Patente US. 4,992,172.
2. Dickenson R., Karp A., Johnson H., "Heavy oil processing-progress and outlook", fourth forum on advances in the refining industry, Pemex Refinación and Instituto Mexicano del Petróleo, México City, Aug. (1998) 18-19.
3. Memoria de labores de PEMEX, México (1998).
4. SFA Pacific, "Upgrading Heavy Crude Oils and Residues to Transportation Fuels", Phase V , (1996)
5. Ancheyta J., del Río R., Castañeda L., Alonso F., Centeno G., "Estado del arte de tecnologías para el hidroprocesamiento de crudos pesados", Instituto Mexicano del Petróleo, Informe TCM-18, México, Jul. (1999).
6. E. Baltus, "Catalytic processing of heavy crude oils and residuals (a review of) characterization and kinetic studies", Fuel Science & Technology International, 11 (1993), 551-782.
7. Cova A., "Aspectos técnicos y económicos del tratamiento de los crudos pesados, procesos existentes", Industria minera, vol. 25, Madrid España (1982), 19-26.
8. Ancheyta J., del Río R., Castañeda L., Gomez T., "Primeros resultados del monitoreo tecnológico e inteligencia para el hidrotratamiento de crudo maya", Conv. Nal. del IMIQ, México D.F., May. (2000).

JUSTIFICACION Y OBJETIVOS

a) Justificación

La creciente necesidad del procesamiento en las refinerías de crudos cada vez más pesados se debe a que se pretende satisfacer la demanda mundial de energéticos que cada día va en aumento, haciendo que se incremente la producción de crudo, por otro lado las reservas mundiales se han ido inclinando en un alto porcentaje a crudo pesado, por lo que se hace necesaria la adición de estos crudos a los esquemas de refinación.

Por tales motivos, la justificación del proyecto se da a partir de las siguientes razones:

- La situación mundial orienta a profundizar en el desarrollo de mejores esquemas de proceso adecuados para cargas de crudos pesados, logrando aprovechar el gran volumen de crudo pesado con que cuenta México en sus reservas petrolíferas y de esta manera permanecer entre las tecnologías de punta.
- Las unidades de destilación primaria y vacío existentes en los centros de refinación están limitadas por diseño a procesar un tipo de crudo (API), debido a la capacidad operativa de los platos de transferencia de calor en sus torres de destilación. Para poder procesar crudo pesado es necesario hidrotratar previamente para generar carga ligera que no modifique las condiciones de diseño del proceso existente.
- Actualmente no hay ninguna tecnología a escala industrial para lograr la obtención de crudos sintéticos con propiedades similares a los crudos ligeros a partir del hidrotratamiento de crudos pesados, por lo que es necesario realizar experimentación para conocer las condiciones de operación óptimas a las que se llevan a cabo las reacciones de hidrodeshmetalización, hidrodeshsulfuración e hidrodeshintegración, así como, la mayor remoción de contaminantes y producción orientada a productos destilados ligeros.

- Debido a que los procesos de hidrotratamiento para cargas pesadas requieren condiciones de operación severas, es posible reducir los requerimientos energéticos al optimizar las redes de intercambio de calor, integrando el hidrotratamiento al tren de precalentamiento de las plantas de destilación combinada, minimizando los costos de inversión en equipo y servicios auxiliares por el aprovechamiento de infraestructura existente en los centros de refinación.
- Las refinerías futuras serán más eficientes energéticamente con la adición de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado y la optimización energética, al procesar cargas pesadas, ya que se obtienen considerables remociones de contaminantes que ayudan a bajar la severidad en los procesos posteriores del tren de refinación y se obtienen productos con mejores especificaciones.

b) Objetivos

b.1) Objetivo general

Optimizar el proceso de hidrotratamiento de crudo pesado mediante integración energética con el proceso de destilación combinada existente a partir de datos experimentales obtenidos a escala piloto, con el fin de satisfacer las especificaciones de los productos finales minimizando los costos de inversión.

b.2) Objetivos particulares

- Evaluar a nivel piloto el hidrotratamiento catalítico del crudo Maya, con el fin de obtener un producto con propiedades similares a las de un crudo ligero que no modifique las condiciones de diseño de la unidad de destilación combinada.
- Determinar experimentalmente las condiciones de operación óptimas en un proceso de hidrotratamiento que permitan reducir las concentraciones de azufre, metales y asfaltenos principalmente.

- Realizar la optimización energética integrando el hidrot ratamiento al tren de precalentamiento de una planta de destilación combinada seleccionada mediante un análisis de campo para reducir los consumos energéticos.
- Realizar simulación de procesos utilizando la información obtenida experimentalmente con el fin de conocer las características y predimensionamiento del equipo nuevo necesario, así como el consumo de servicios auxiliares y catalizadores, para estimar la inversión total requerida y poder tener una base de comparación con las tecnologías de hidrot ratamiento de residuos existentes en el mercado.

Capítulo 1

LOS ACEITES CRUDOS PESADOS

1.1 Definición

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

1.2 Problemática actual de los crudos pesados

Existen extensas reservas de petróleo crudo pesado en diferentes países alrededor del mundo, entre los cuales se encuentran principalmente a Canadá, Venezuela, Rusia, China, Estados Unidos y México. ¹ Muchas de las reservas de crudo pesado en los países mencionados se localizan en regiones geográficas relativamente inaccesibles.

En el manejo y procesamiento de crudos pesados existe la problemática de transporte ya que generalmente no fluyen a condiciones ambientales y no cumplen con las propiedades para transportarse a través de los oleoductos, por lo que se requiere un gasto adicional en servicios auxiliares como vapor, presión, energía eléctrica, etc., para su envío hasta los centros de procesamiento.

El proceso de refinación de petróleo consiste en utilizar primero plantas de destilación para separar hidrocarburos en fracciones o cortes y remover impurezas en los productos

(azufre, nitrógeno, oxígeno y elementos metálicos). Por otro lado, las concentraciones de contaminantes en los cortes y la naturaleza de los mismos permiten que los sistemas de reacción y los catalizadores empleados en los diferentes procesos de refinación presenten una gran variedad de alternativas.

El procesamiento de crudos en los centros de refinación, actualmente preve la necesidad de procesar crudos cada vez más pesados, debido principalmente a su creciente demanda y participación porcentual en las reservas a nivel mundial. Debido al cambio en composición del flujo de carga que cada vez se va preferenciando a una carga más pesada, crece la problemática en infraestructura de procesamiento con que cuentan las refinerías, por esta situación y con la finalidad de superar este obstáculo, se ha considerado realizar modificaciones de esquemas de proceso y/o la instalación completa de nuevas unidades.²

1.3 Situación Mundial

La producción actual de crudo y una proyección para el año 2010 en diferentes regiones se reporta en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1 Producción de crudo pesado³

Zona	Unidad	1990	1997	2000	2010
California	MBPD	708	728	685	543
Canadá	MBPD	449	800	781	1,244
América Latina	MBPD	2,425	3,604	3,799	5,535
Medio oriente	MBPD	1,662	1,973	1,983	2,485
Total	MBPD	5,244	7,105	7,248	9,807

Las mayores reservas 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 de 2,000 billones de barriles y se estima que con la explotación actual, estas reservas puedan durar un promedio de 80 años aproximadamente.⁴

En Venezuela se encuentra una gran reserva de crudo pesado con una gravedad entre 8 y 10° API. La localidad de Orinoco, que 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 1.2 trillones de barriles, 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.⁵

Actualmente Venezuela tiene varios proyectos para procesar el crudo pesado, los cuales se indican a continuación:

a) Proyecto Orinoco. Con una inversión de 1.5 billones de dólares se pretende instalar un complejo que permita procesar 104,000 BPD de crudo pesado con gravedad de 9° API y obtener crudo sintético con gravedad de 21° API para exportación. Este crudo sintético será para remplazar el crudo mexicano Maya que se utiliza en la refinería Conoco's Lake Charles en Louisiana, Estados Unidos.

b) Proyecto Meanwhile. Arco y PDVSA tienen un proyecto para extraer crudo pesado de 9° API en la región de Anzoategui y producir crudo sintético de 25° API para exportación. La primera etapa del proyecto es para procesar 90,000 BPD y la segunda para procesar 180,000 BPD e iniciar operaciones en el 2006.

c) Proyecto Cerro Negro. Este proyecto tiene el objetivo de procesar 100,000 BPD de crudo extra pesado y producir crudo sintético con una gravedad de 16° API en la región de Orinoco.

La producción de crudo pesado y medio de Canadá se ha incrementado 35% desde 1995, el nivel más grande de producción fue de 825,000 BPD en el año de 1998. El total de producción de petróleo en Canadá se estima se incremente a 2.9 millones de BPD en el año 2005. Actualmente Canadá cuenta con dos proyectos para explotar y procesar crudo pesado.³

a) Proyecto AEC. Se planea construir en la localidad de Foster Creek una planta que procesa 20,000 BPD la cual arrancó en el año 2002, asimismo se espera que la producción alcance los 100,000 BPD en el año 2007.

b) Proyecto GULF. Este proyecto inició en 1997 en la localidad de Fort McMurray con una producción de 600 BPD. El proyecto está considerado en cuatro etapas, el objetivo final es incrementar la producción a más de 25,000 BPD.

Los proyectos de Venezuela y Canadá son claros ejemplos del potencial económico que existe en el procesamiento de crudos pesados. La actualización tecnológica de los procesos para manejar crudo pesado y producir crudo sintético es una importante línea de tratamiento de crudo pesado. Asimismo, las crecientes y estrictas regulaciones ambientales para el contenido de azufre en la gasolina y el diesel que cada vez se hacen más estrictas y dejan como mejor alternativa la producción de crudo sintético dulce que se presentará como la opción de venta en los mercados mundiales.³

1.4 Panorama actual en México

En México, Petróleos Mexicanos (PEMEX) realiza la clasificación de los diferentes aceites crudos en dos grandes grupos mediante la gravedad API.⁶

a) Pesado. Aceite crudo con gravedad igual o inferior a 27° API. La mayor parte de la producción de este tipo de crudo proviene de los yacimientos de la Sonda de Campeche.

b) Ligero. Aceite crudo con gravedad superior a 27° API. Este tipo de petróleo crudo se produce tanto en la Sonda de Campeche como en otros yacimientos de explotación del país.

PEMEX prepara tres tipos principales de aceite crudo para el mercado de exportación de crudos, con las siguientes propiedades típicas.⁷

En la Tabla 1.2 se presentan las principales propiedades de los crudos mexicanos.

Tabla 1.2 Propiedades de los crudos nacionales

Tipo de Crudo	° API	% de Azufre
Papaloapan	49.03	1.70
Olmecca	38.04	0.98
Terciario	33.69	1.34
Istmo	33.05	1.43
Arenque	32.19	2.51
Pozóleo	28.88	1.92
Despuntado	26.50	1.60
Naranjos	26.47	2.80
Marfo-Antares	23.43	3.40
Maya	22.07	3.60
Tamaulipas	17.79	5.50
Pánuco	11.85	5.40

a) **Istmo.** Crudo Ligero con una gravedad API de 33° y un contenido de azufre del 1.43% peso.

b) **Maya.** Crudo pesado con 22.7° API y 3.6% peso de azufre promedio.

c) **Olmecca.** Crudo superligero, presentando una gravedad API de 38.04° y 0.98% peso de azufre.

En los últimos cinco años el desarrollo de las reservas de petróleo crudo ha sido prioritario, incrementándose de manera significativa la capacidad de producción de hidrocarburos. De finales del año 1994 al término del año 1998, la producción de petróleo crudo creció medio millón de barriles diarios aproximadamente. En el año de 1999 el volumen de producción estuvo determinado por las restricciones acordadas a la exportación alcanzándose un promedio de 2,906 MBPD.

En la Tabla 1.3 se muestran los tipos de crudo y su producción porcentual nacional y en la Tabla 1.4 la región de explotación de crudo pesado y su aportación en el suministro de crudo total nacional.⁸

Tabla 1.3 Crudos y su producción nacional⁸

Tipos de Crudos	Producción Nacional (%)
Pesado	53.8
Ligero	27.7
Superligero	18.5

Tabla 1.4 Aportación de crudo pesado en el suministro nacional⁸

Region de Explotación	Aportación Nacional (%)
Marina Noreste	53.5
Marina Suroeste	23.5
Sur	20.2
Norte	2.8

La Figura 1.1 muestra la producción de petróleo crudo en México hasta el año de 2001⁸

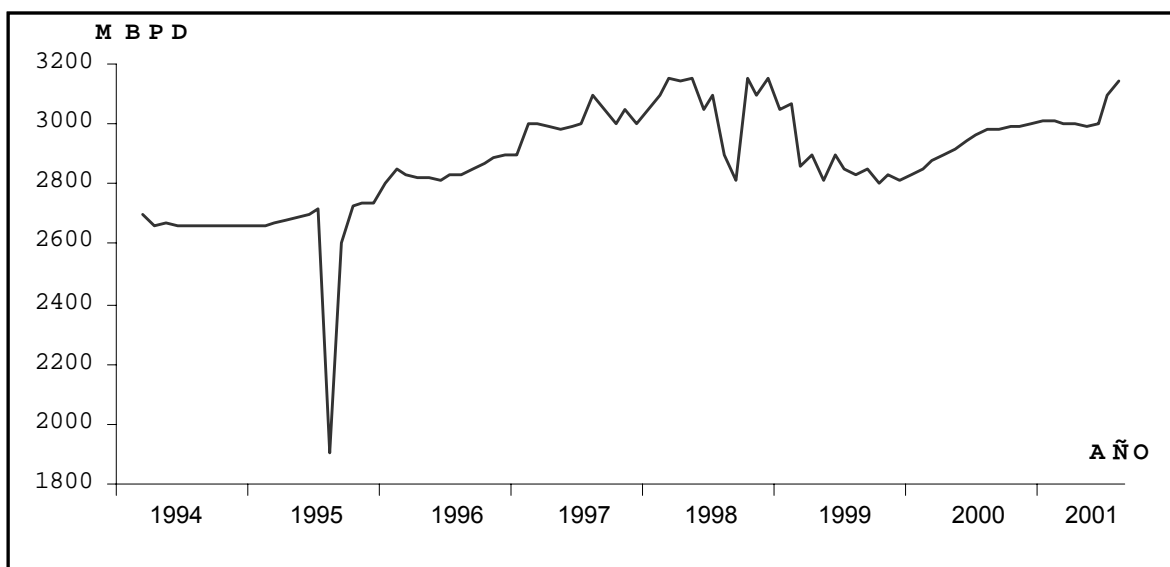


Figura 1.1. Producción de petróleo crudo

El crecimiento experimentado en la producción de crudo pesado se debe principalmente, al desarrollo de la Región Marina Noreste, en particular al Activo Cantarell en la Sonda de Campeche, cuya producción de 1,228 MBPD representó el 42.3% de la producción nacional de acuerdo a las reservas de crudo Maya en los yacimientos del complejo.¹²

La Tabla 1.5 presenta la producción total de los diferentes tipos de petróleo crudo en México para el periodo 1997-2001. Asimismo, la distribución de petróleo crudo a las refinerías del país para el periodo 1997-1999 se presenta en la Tabla 1.6, en donde se indica la distribución por tipo de crudo para el mismo periodo de operación.

Tabla 1.5 Producción de petróleo crudo^{8,10}

Crudo	Unidades	1997	1998	1999	2000	2001
Pesado	MBPD	1,567	1,658	1,563	1,725	2,052
Ligero	MBPD	881	848	806	753	679
Superligero	MBPD	574	563	536	511	489
Total	MBPD	3,022	3,070	2,906	2,989	3,220

Tabla 1.6 Distribución de petróleo crudo a refinerías⁸

Crudo	Unidades	1997	1998	1999
Pesado	MBPD	449	401	357
Ligero	MBPD	602	734	760
Superligero	MBPD	21	19	16
Total	MBPD	1,073	1,155	1,132

Como se puede observar en la Tabla 1.6 en el periodo 1997-1999 las refinerías de México han incrementado el procesamiento de crudo ligero.

En términos globales, las reservas totales de hidrocarburos en México a enero de 1999 fueron de 58,683 MMBPCE (millones de barriles de petróleo crudo equivalente), de los cuales alrededor del 69% corresponden a aceite crudo, teniéndose una contribución aproximada del 52% de aceite pesado.⁹

En la Figura 1.2 se muestra la producción de crudo en México, en donde se observa que a través de los últimos años se han incrementado las reservas hacia crudo pesado.¹⁰

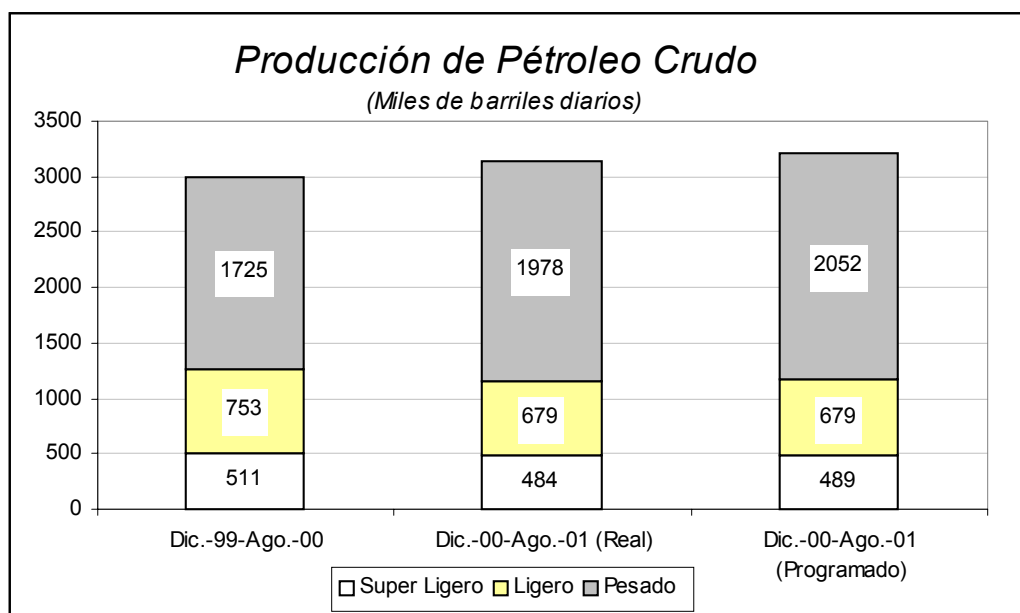


Figura 1.2. Reservas de aceite crudo

Por lo visto anteriormente, debido a la producción sostenida y la creciente demanda de hidrocarburos en el mundo se hace necesario el tratamiento de las reservas de crudo pesado y la disminución paulatina del procesamiento de carga ligera en los procesos de refinación, dándole a la industria petrolera nacional una tendencia actual hacia la refinación de aceites crudos pesados y por consiguiente al mejoramiento de los mismos mediante alternativas más convenientes que representan íntegramente un equilibrio entre costo y beneficio al utilizar un recurso nacional latente.

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, dentro de los principales se encuentra el incremento en la proporción de crudo Maya procesado a nivel nacional de 35% hasta 56.7% volumen, así como, una reducción del Índice de Intensidad Energética de 30 puntos al año 2003, para la optimización de operaciones y el mejoramiento de la calidad de los productos que cumplan con los requerimientos nacionales en materia ambiental y la satisfacción de la demanda nacional de combustibles para el año 2005.¹¹

Adicionalmente se pretende el desarrollo de alternativas tecnológicas innovadoras para la obtención de crudo ligero a partir de crudo maya con el consecuente incremento del

procesamiento de crudo pesado en el Sistema Nacional de Refinación proyectado del año 2002 al 2006.¹¹

De acuerdo con estos proyectos de reconfiguración, el consumo de crudos para el Sistema Nacional de Refinación de PEMEX es el que se muestra en la Tabla 1.7.

Tabla 1.7 Consumo de crudo por refinería con base en los proyectos de reconfiguración

Tipo de crudo	Cadereyta		Madero		Tula		Salamanca		Minatitlán		Salina Cruz	
	BPD	% vol.	BPD	% vol.	BPD	% vol.	BPD	% vol.	BPD	% vol.	BPD	% vol.
Maya	134,190	49.8	142,500	75.0	108,570	32.9	33,364	15.4	167,576	82.7	291,652	86.0
Istmo	83,970	31.2	1,900	1.0	220,440	66.8	126,375	58.2	--	--	46,800	13.8
Olmeca	28,620	10.7	380	0.2	990	0.3	25,543	11.7	218	0.1	678	0.2
Zona Madero	--	--	45,220	23.8	--	--	--	--	--	--	--	--
Terciario	--	--	--	--	--	--	--	--	32,687	16.3	--	--
No ceroso	--	--	--	--	--	--	--	--	2,179	1.08	--	--
Pozóleo	--	--	--	--	--	--	32,000	14.7	--	--	--	--
Despuntado	22,320	8.3	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
TOTAL	269,100	100	190,000	100	330,000	100	217,282	100	202,660	100	339,130	100

El volumen total de procesamiento del Sistema Nacional de Refinerías será de 1,448,172 BPD, de los cuales 877,852 BPD corresponden a crudo Maya (56.72% vol.), asimismo se observa en la Tabla 1.8, el porcentaje a procesar de este crudo por refinería.

Tabla 1.8 Porcentaje de crudo pesado en la carga a refinería con base en los proyectos de reconfiguración

Refinería	Crudo Pesado en la Carga (% Vol.)
Salina Cruz	86.00
Minatitlán	82.69
Madero	75.00
Cadereyta	49.87
Tula	32.90
Salamanca	15.36

Como parte fundamental para conocer la situación actual del proceso de refinación en México, Es importante resaltar que no existe una estructura para procesamiento de fondo de barril y a excepción de las refinerías de Salina Cruz, Cadereyta y Tula donde se cuenta con unidades reductoras de viscosidad, las refinerías restantes no los tienen. Las refinerías de Tula y Salamanca disponen de un proceso de hidrodesulfuración de residuales (H-OIL) y próximamente la refinería de Cadereyta tendrá una planta coquizadora de residuales. Esta infraestructura no permite procesar porcentajes elevados de crudo pesado (Maya), cuyos contaminantes impactan en los procesos existentes dificultando la obtención de combustibles dentro de especificación.

La tendencia mostrada en este capítulo es orientada a la necesidad creciente de procesar crudos pesados en nuestro sistema nacional de refinación, infraestructura con la que actualmente no cuenta nuestro país, ya que las unidades de destilación existentes están limitadas por diseño a procesar crudo ligero ($>27^{\circ}\text{API}$). Para poder procesar crudo pesado es necesario incluir una unidad de hidrotratamiento que permita obtener un crudo producto con propiedades similares al crudo procesado actualmente que mantenga las condiciones de operación del proceso de destilación y favorezca la operación del tren de refinación en general mediante la reducción de contaminantes como son azufre, nitrógeno, asfaltenos y metales.¹⁰

Debido a que actualmente no hay ninguna tecnología a escala industrial para lograr la obtención de crudos con propiedades similares a los crudos ligeros a partir del hidrotratamiento de crudos pesados, a continuación se analizan distintas tecnologías existentes en el mercado para el hidrotratamiento de cargas residuales, por su similitud al proceso de hidrotratamiento de crudo pesado en condiciones de severidad y consumo de hidrogeno.

BIBLIOGRAFIA

1. Willmon J., "Prospects of upgrading Canadian heavy oil and bitumen to syntetic crude oil", 13th World Petroleum Congress proceedings, vol. 3, Buenos Aires (1992) 23-31.
2. Kum H., García J., Morales A., Caprioli L., Galiasso R., Salazar A., "Hidrotratamiento de crudos pesados y de residuales", Boletín técnico INTEVEP, 13, dic. (1984), 239-251.
3. Kelly, Steven J., "Canadian heavy crude production seen rebounding early next decade", Oil & Gas Journal, 97, jun. (1999), 17-24.
4. Tamburrano F., "Disposal of heavy oil residues", part 1, Hydrocarbon processing, sep. (1994), 77-88.
5. Abraham, Kurt S., "Venezuela best on heavy crude for lomg term", World Oil, 218, ene. (1997), 121-126.
6. Anuario estadístico, Pemex (1998).
7. Petróleos Mexicanos, "Pemex unveils bids for refinery revamps"; Oil & Gas Journal, 97, ene. (1999).
8. Memoria de labores, Pemex (1999).
9. Anuario estadístico, Pemex (1999).
10. Secretaría de Energía, "Misión Ejecutiva Federal 2000-2006", informe, México, (2000).
11. Petróleos Mexicanos, "Plan de negocios 2002 – 2010", informe preliminar, México, febrero (2002).
12. González R., Villalobos A., "Procesamiento de Crudo Pesado en México", Instituto Mexicano del Petróleo, Informe IMIQ, México, (2002).

Capítulo 2

PROCESOS DE HIDROTRATAMIENTO

El proceso de hidrotreatmento catalítico (HDT) ha tenido una participación significativa dentro de los procesos que tradicionalmente se han venido utilizando en la industria del petróleo en los últimos años, principalmente para el tratamiento de las fracciones derivadas de la destilación, con el fin de reducir la concentración de contaminantes tales como azufre, nitrógeno, metales, etc.¹

El hidrotreatmento se lleva a cabo por el contacto de la carga con un catalizador adecuado en presencia de un gas rico en hidrógeno.²

Se puede definir al hidrotreatmento catalítico como el proceso que involucra reacciones de hidrodeshulfuración (HDS), hidrodeshnitrogenación (HDN), hidrodeshmetalización (HDM), hidrodesharomatización (HDA) e hidrodeshintegración (HDC) principalmente. Si la remoción de azufre es el objetivo principal entonces se conoce como un proceso de hidrodeshulfuración. Por otro lado, si además de azufre se requieren eliminar compuestos de nitrógeno, metales y la saturación de compuestos aromáticos, entonces este proceso involucra un hidrotreatmento o hidrogenación no destructiva sin cambio apreciable en el intervalo de ebullición de la carga, y 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 conoce como un proceso de hidrodeshintegración.

En el hidrotreatmento de crudos pesados, el proceso es general, ya que se requiere de una pequeña hidrodeshintegración para reducir el contenido de residuales e incrementar el rendimiento de los destilados ligeros, además de la eliminación parcial de los

compuestos contaminantes con el aprovechamiento de la reacción catalítica y de las condiciones de reacción presentes en el reactor.

Es muy importante la eliminación de impurezas metálicas como vanadio y níquel, ya que es muy conocido el efecto adverso de envenenamiento y desactivación de catalizadores sobre su superficie activa que tienen estos metales. Por tales motivos existen numerosos procesos de hidrotratamiento que se diferencian en el método de reacción y que dependen en mucho del tipo de carga a tratar.

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 de poro y distribución de diámetro de poro para poder lograr una máxima utilización del catalizador; de igual manera debe ser considerada la carga que se ha de hidroprocesar, principalmente en el contenido de contaminantes como metales.³

Debido a que se tienen un número amplio de procesos nuevos de hidrotratamiento, es necesario, realizar un análisis profundo de las alternativas tecnológicas que existen en el campo del hidroprocesamiento de crudos y fracciones pesadas. Estas alternativas tecnológicas se pueden clasificar en tres grandes grupos de acuerdo al sistema de reacción utilizado: lecho fijo, lecho fluidizado y sistemas en fase dispersa. Es muy importante tomar en cuenta los avances que se tienen en estos sistemas para obtener mayores rendimientos y calidad de los productos.¹

2.1 Tecnologías para el hidrotratamiento de crudos y fracciones pesadas

La mejora de los procesos para el tratamiento de los crudos pesados se desarrolla 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.⁴ A continuación se presenta una breve descripción de estas tecnologías.

2.1.1 Rechazo de carbón

Este grupo tiene tres procesos característicos:

- a) Separación física
- b) Conversión no catalítica
- c) Conversión catalítica

a) Separación física sin conversión. Son los más simples y menos costosos de los procesos de mejoramiento. Se basan 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.

b) 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, flexiconing y oxidación parcial.

c) 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.

2.1.2 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:

- a) Hidrodesulfuración de residuales
- b) Hidrodesintegración de residuales

a).Hidrodesulfuración de residuales. La tecnología existente utiliza sistemas con reactor de lecho fijo operando a 650-800°F y 50-150 atm. El nivel máximo de metales que económicamente acepta la carga es de 150-200 ppm, para minimizar este problema se sugiere una desmetalización catalítica seguida por un proceso de desulfuración, la cantidad de metales pesados retenidos es de 40% peso.

b) Hidrodesintegración de residuales. Este proceso es de baja conversión, por lo que debe combinarse con otros procesos de conversión como desintegración catalítica, coquización, etc. El lecho expandido por ejemplo mejora la conversión del proceso, mayor al 90%.

2.1.3 Tecnologías en desarrollo

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

- a) Desmetalización
- b) Desintegración de asfaltenos
- c) Hidrogenación en fase dispersa
- d) Donación de hidrógeno

a) Procesos de desmetalización

a.1) Proceso ART. Su función principal es la de procesar residuos pesados y producir gasóleos para alimentar a la planta catalítica, el reactor utiliza un lecho fluidizado, elimina la mayoría de metales, azufre y nitrógeno presentes en el residuo. La tecnología ha sido demostrada en planta piloto en la refinería de Ashland Oil's Kentucky (200 BPD). La misma compañía instaló una unidad en dos etapas (40,000 BPD) con proceso ART en la primera etapa y desintegración catalítica en la segunda.

b) Procesos de desintegración de asfaltenos

b.1) Proceso Chiyoda ABC. Utiliza un catalizador con alta actividad para desmetalización y descomposición de asfaltenos. El proceso funciona en dos etapas, la primera es una hidrodésintegración catalítica (lecho fijo) la cual convierte parcialmente asfaltenos, la segunda es una extracción con solvente (n-heptano) produciendo aceite desasfaltado que se recicla a la primera etapa para extracción total. Hasta el momento existe una unidad piloto en Chiyoda R&D Center en Yokohama, Japón.

c) Procesos de hidrogenación en fase dispersa

c.1) Proceso CANMET. Proceso de Petro-Canadá. Usa aditivo catalítico a base de carbón pulverizado impregnado con sulfato de hierro u otras sales metálicas mezclado con la alimentación en una proporción del 0.5 al 5.0% vol. del total de la carga. Esta tecnología está probada en planta piloto con una variedad de crudos y residuos.

c.2) Proceso M-Coke de EXXON (en etapa de desarrollo). El catalizador está compuesto de carbón-sulfuros metálicos, se requiere baja concentración de catalizador en la alimentación.

c.3) Proceso Veba-Kombi. Para el tratamiento de residuo de vacío o crudos pesados. Se han realizado pruebas a escala con crudos pesados de Orinoco. Es un proceso de hidrogenación en dos etapas, reacciones de hidrogenación en fase líquida en la primera etapa y reacciones de hidrogenación en fase gaseosa en la segunda etapa.

d) Procesos de donación de hidrógeno

d.1) Proceso HDSC CHEM-Systems-INTEVEP. Proceso no catalítico de hidrogenación para tratar crudos pesados y residuos, basado en el uso de solventes donadores de hidrógeno. Produce un coque muy fino que puede ser suspendido en productos líquidos, se obtiene una desmetalización completa. El coque y los metales de la alimentación se eliminan en forma de purga, la cual se utiliza como combustible o alimentación a la unidad de oxidación parcial.

d.2) Proceso SUN. Se basa en el contacto de residuo de alimentación con el agente donante de hidrógeno en presencia de un agente inorgánico poroso de área superficial alta para retener el material inorgánico rico en metales.

A comparación de las otras tecnologías, los procesos de rechazo de carbón son menos complejos, no requieren suministro de hidrógeno por lo que no se tiene la necesidad de ampliar este servicio o de ser necesario la creación de una nueva planta de hidrógeno para cubrir el requerimiento. Las condiciones de operación que se llevan a cabo son normales por lo que no requieren materiales especiales de fabricación en los equipos de proceso. Pero la flexibilidad, calidad de los productos y el grado de conversión son relativamente pobres.⁵

Las tecnologías de adición de hidrógeno presentan condiciones de operación severas y un alto consumo de hidrógeno, requieren materiales especiales de fabricación en los equipos de proceso debido a las condiciones de presión tan grandes, así como la continua reposición de catalizador.⁵

No existe tecnología individual o combinación de tecnologías que superen a las demás debido a que existen muchos factores a considerar para la selección de los mismos, desde la carga a procesar hasta las condiciones de suministro de los servicios en el sitio, por lo que se hace necesario seleccionar la más adecuada desde el punto de vista técnico y económico de acuerdo a los factores involucrados, que permita además cumplir con las normas ambientales, con la calidad y especificación de los productos como objetivos principales.

2.2 Situación actual y tendencias en los desarrollos tecnológicos de hidrotratamiento

Las tecnologías de hidroprocesamiento se pueden agrupar como:

- 2.2.1) Lecho fijo
- 2.2.2) Lecho fluidizado (ebullente)
- 2.2.3) Sistemas en fase dispersa

A continuación se presentan algunos procesos con tecnología dentro de los grupos mencionados:

2.2.1 Tecnología de hidropocesamiento en lecho fijo

El hidropocesamiento de residuos atmosféricos llegó a comercializarse ampliamente a fines de los años 60's para desulfurar combustóleo. En los 80's, su uso se extendió fuertemente al hidropocesamiento de residuos atmosféricos para reducción de azufre y metales en cargas a las plantas FCCR (desintegración catalítica de residuos). Desde los años 90's a la fecha, se han conseguido avances a nivel comercial en los sistemas de hidropocesamiento de residuos en lecho fijo. Algunas de estas tecnologías se describen a continuación.

- a) Proceso Chevron OCR
- b) Proceso IFP HYVAHL
- c) Proceso Shell HYCON

a) Proceso Chevron OCR.^{6, 7, 8} El proceso Onstream Catalyst Replacement (OCR) de la compañía Chevron International Oil Company, se ha probado comercialmente desde 1992. El sistema básico del reactor OCR se muestra en la Figura 2.1. Este adelanto tecnológico permite realizar la adición y extracción del catalizador de desmetalización con la bondad de mantener la operación de los reactores RDS de lecho fijo en operación continua. El catalizador fresco se dispersa en un gasóleo y se envía al recipiente de alimentación. El catalizador se agrega aproximadamente por semana por la parte superior del reactor llegando a la parte alta de un lecho denso. La carga se inyecta continuamente por el fondo del reactor para establecer un flujo en contracorriente.⁶

b) Proceso IFP HYVAHL (Reactores tipo “swing” para eliminación de metales).^{9, 10, 11} La primera unidad que se comercializó se encuentra en la refinería de Ardmore, Oklahoma desde 1994. El IFP licenció una unidad de Sangyong Oil en su refinería de Osan, Corea. Esta unidad arrancó en 1995, se diseñó para manejar 25,000 BPD de mezcla de residuos de vacío de crudo ligero y pesado árabes, con rendimientos de 25-30% peso de destilados con temperatura de ebullición menor a 370°C. Estos destilados se envían a un hidrodesintegrador convencional. El gasoleo de vacío (GOV) se envía a la unidad FCC; asimismo se logra cerca del 90 al 95% de HDM. La fracción pesada que

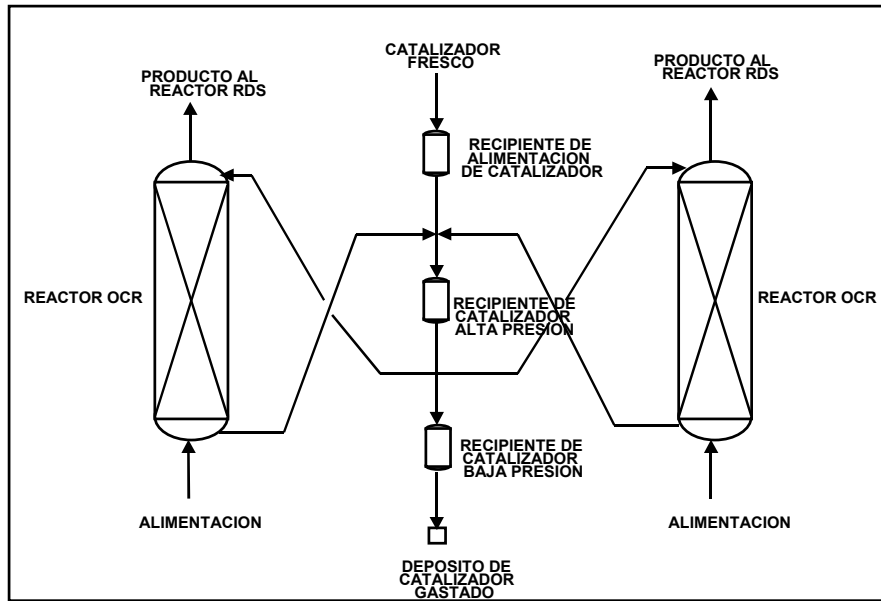


Figura 2.1. Sistema básico del reactor OCR.⁸

se envía a combustóleo contiene cerca de 1% peso de azufre. La Figura 2.2. muestra el esquema del proceso. Esta es la primera aplicación del concepto de reactor “swing”, el cual se probó ampliamente en la unidad minirefinería de 100 BPD en las instalaciones de Solaize, Francia.

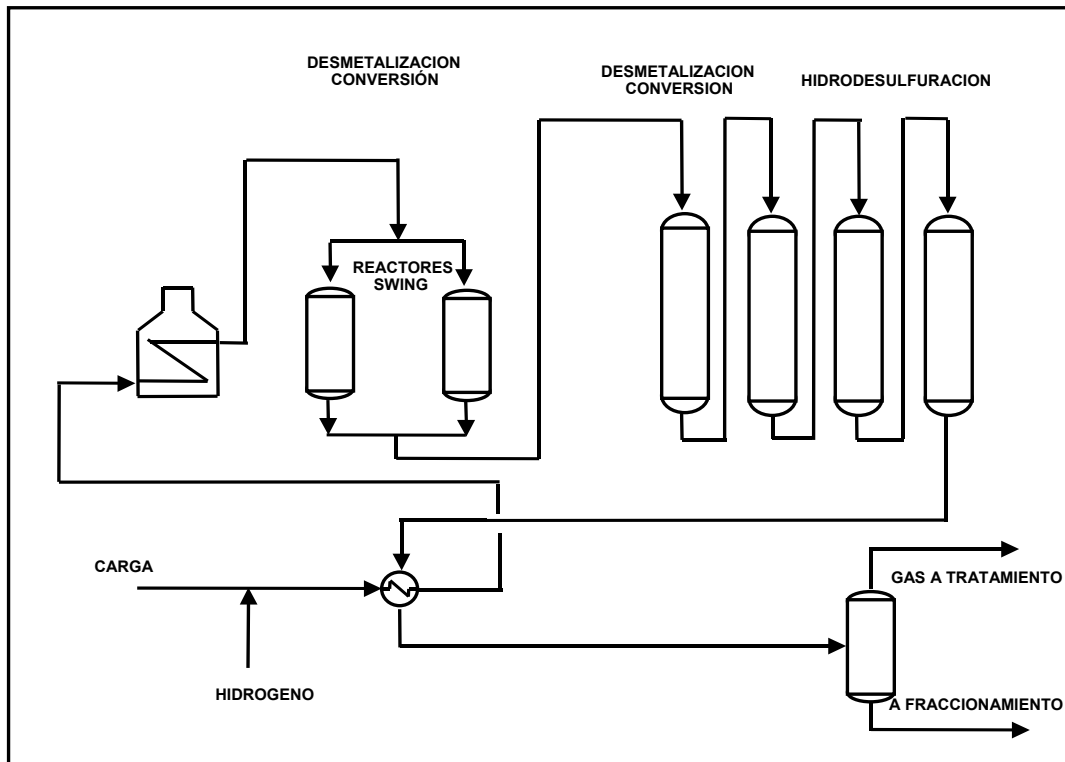


Figura 2.2. Proceso HYVAHL^{12, 13}

c) **Proceso Shell HYCON.**^{6, 3} Por muchos años Shell International Petroleum desarrolló catalizadores mejorados para desulfuración y conversión de residuos pesados a productos ligeros en la refinería de Punta Cardón, Venezuela, construyó una planta de demostración con capacidad de 400 ton/d utilizando una técnica de reactor tipo “bunquer” para agregar y extraer catalizador a través de las compuertas del sistema en la parte superior e inferior del reactor con flujo “trickle” y alta presión, La ventaja del reactor bunker es que la capa superior de lecho móvil es de catalizador fresco. Así, los metales y sales depositados en la parte superior del lecho avanzan hacia abajo junto con el catalizador para finalmente extraerse por el fondo. Este proceso se muestra en la Figura 2.3. A esta técnica se le denominó proceso HYCON. En Noviembre de 1988, Shell arrancó su proceso en la refinería de Pernis, Holanda. La unidad HYCON procesa 25,000 BPD y consta de dos trenes, cada uno con cinco reactores. Los primeros tres reactores contienen un catalizador de Shell para HDM basado en sílice; los últimos dos usan un catalizador para HDS basado en alúmina. La meta fue convertir 60% del residuo a destilados, con 1% peso de azufre en el residuo no convertido.^{6, 7, 14} Las condiciones de operación son más severas que para HDS convencional.

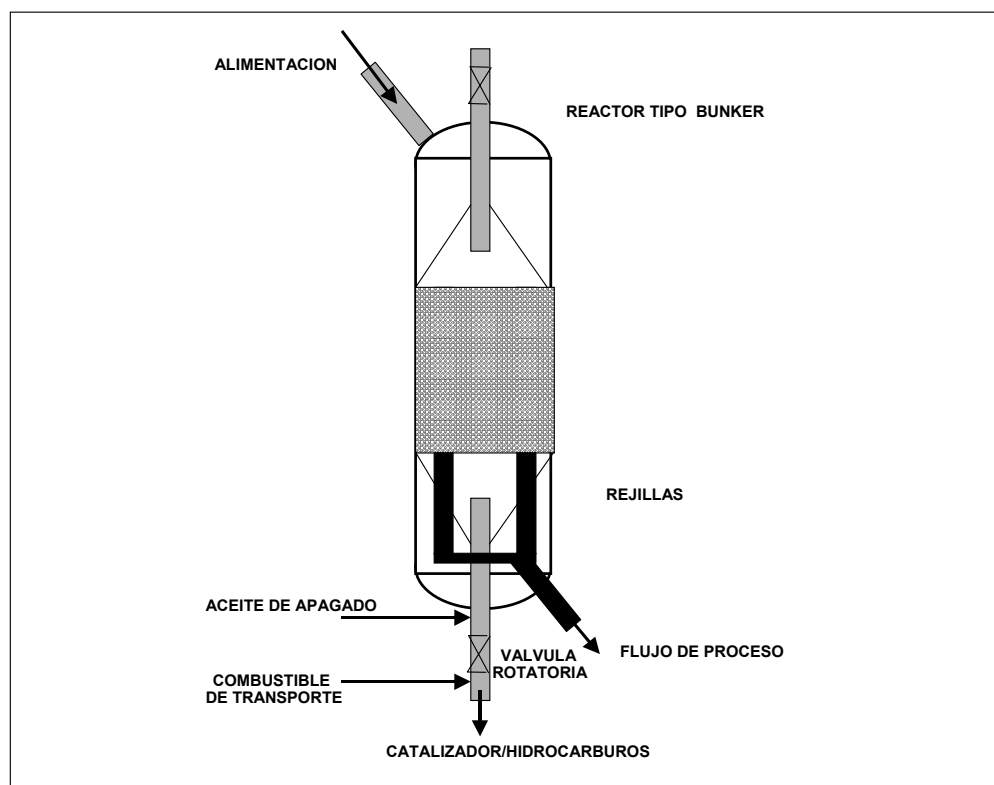


Figura 2.3. Proceso HYCON¹⁴

Otras tecnologías de lecho fijo.^{15, 16} Los restantes procesos con tecnología de lecho fijo se han utilizado para hidrotratamiento de fracciones de petróleo y residuos, sin embargo, no han obtenido avances sustanciales que requieran análisis a detalle ya que no ofrecen competencia a los vistos anteriormente.

- RCD Unionfining, UOP LLC
- RCD Unibon, UOP¹⁷
- Residfining, Exxon Research & Engineering Co¹⁸
- Unicracking, Unocal Science & Tech. División
- ABC, Chiyoda Corporation¹⁹
- MAKfining, Kellogg Brown and Root
- AURABON, UOP²⁰

2.2.2 Tecnologías de hidroprocesamiento en lecho fluidizado (ebullente)^{6, 3}

El término “lecho fluidizado” se debe a la continua remoción y reposición del catalizador que normalmente es extrudado, este método se logra reciclando parte del líquido interno mediante una bomba, esta recirculación es 5 veces la velocidad de alimentación de la carga y se controla para alcanzar una expansión del lecho de 40 a 60%.

Este tipo de Procesos de hidroconversión se ha desarrollado eficientemente en el hidroprocesamiento de cargas con alto contenido de metales integrándose de forma favorable en el ámbito comercial con unidades instaladas en los 80's como son:²¹

- a) H-OIL (HRI/IFP)
- b) LC-Fining (ABB Lummus/Amoco)

a) Proceso H-OIL.³ Se estima que la conversión en estos sistemas alcanza el 60% con niveles de 80% para HDS, 88% para HDM y 62% de reducción del residuo de carbón (CCR).⁷ En 1972 se construyó la primer planta H-Oil de demostración en la refinería de Lake Charles, Luisiana y la operó por varios años. Posteriormente se construyeron tres unidades más.^{22, 23, 3, 7}

- a.1) Kuwait National Petroleum en Shuaiba, Kuwait
- a.2) Exxon en Bayway, New Jersey (unidad desmantelada)
- a.3) Petróleos Mexicanos (Pemex) en Salamanca, México

Actualmente se encuentran en operación 6 unidades con una capacidad total de 219,500 BPD. Tonen Oil recientemente construyó una planta de 25,000 BPD en la refinería de Kawasaki, Japón. Procesará una mezcla de crudo árabe para producir combustóleo pesado con < 1% peso de azufre. Esta unidad utiliza un catalizador especial de Texaco, el cual produce un nivel muy bajo de sedimento en el residuo final. Asimismo, se encuentra bajo construcción una planta de 1.8 Mmton/año en Plock, Polonia. Un diagrama de flujo de la planta H-Oil se observa en la Figura 2.4.

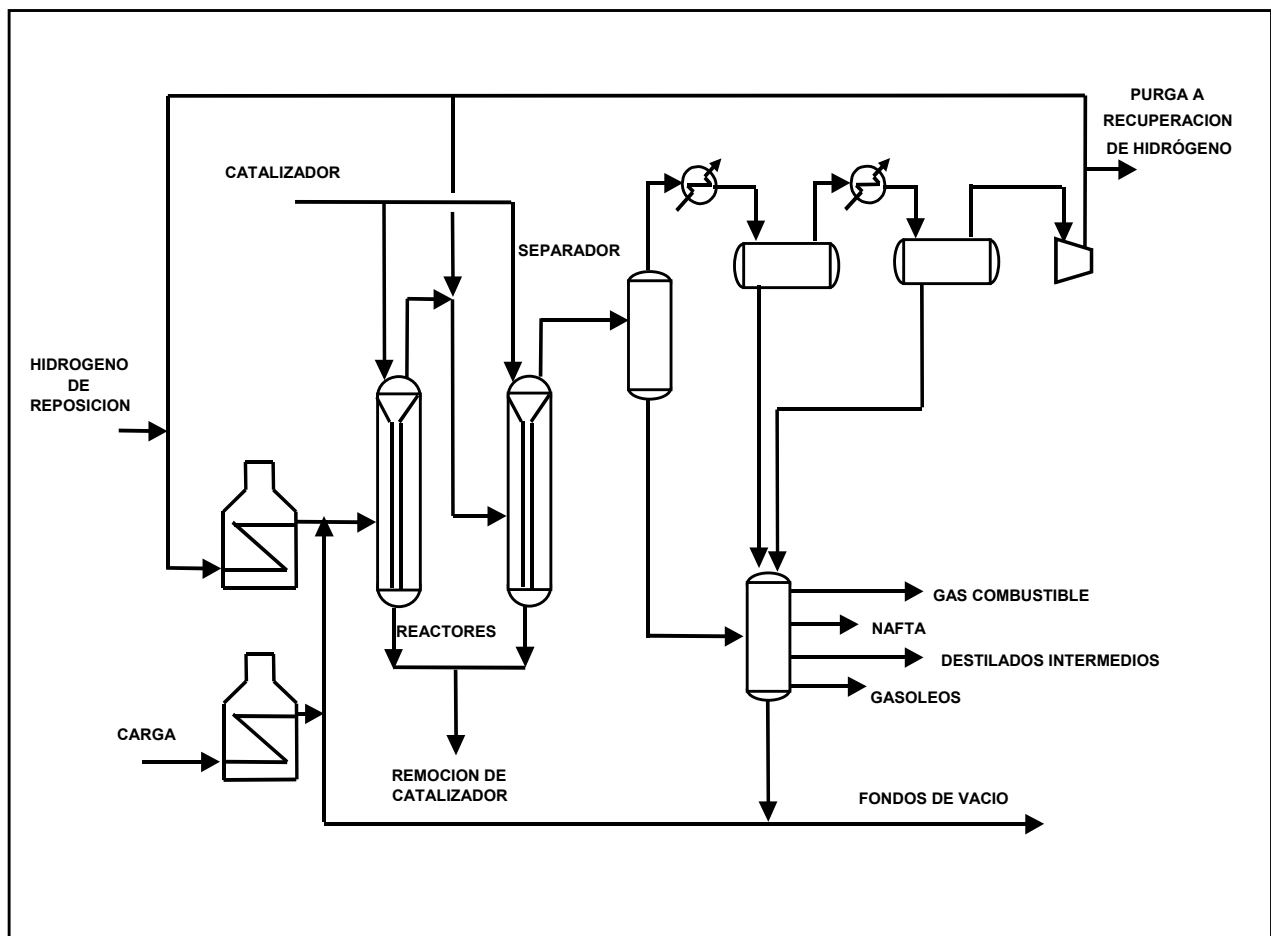


Figura 2.4. Proceso H-OIL^{15, 16}

b) Proceso LC-Fining.^{24, 3} Recientemente, ABB Lummus Crest licenció una unidad LC-Fining de 23,000 BPD a Slovnaft AS en Eslovaquia para procesar cargas a la planta

FCC. La conversión será de 70 a 75. Existen tres unidades en operación actualmente (Amoco en Texas City, 1984, Syncrude en Fort McMurray, Alberta y Agip en Milazzo, Italia), con una capacidad nominal combinada de 122,000 BPD. La Figura 2.5. presenta el diagrama de flujo típico de esta unidad.

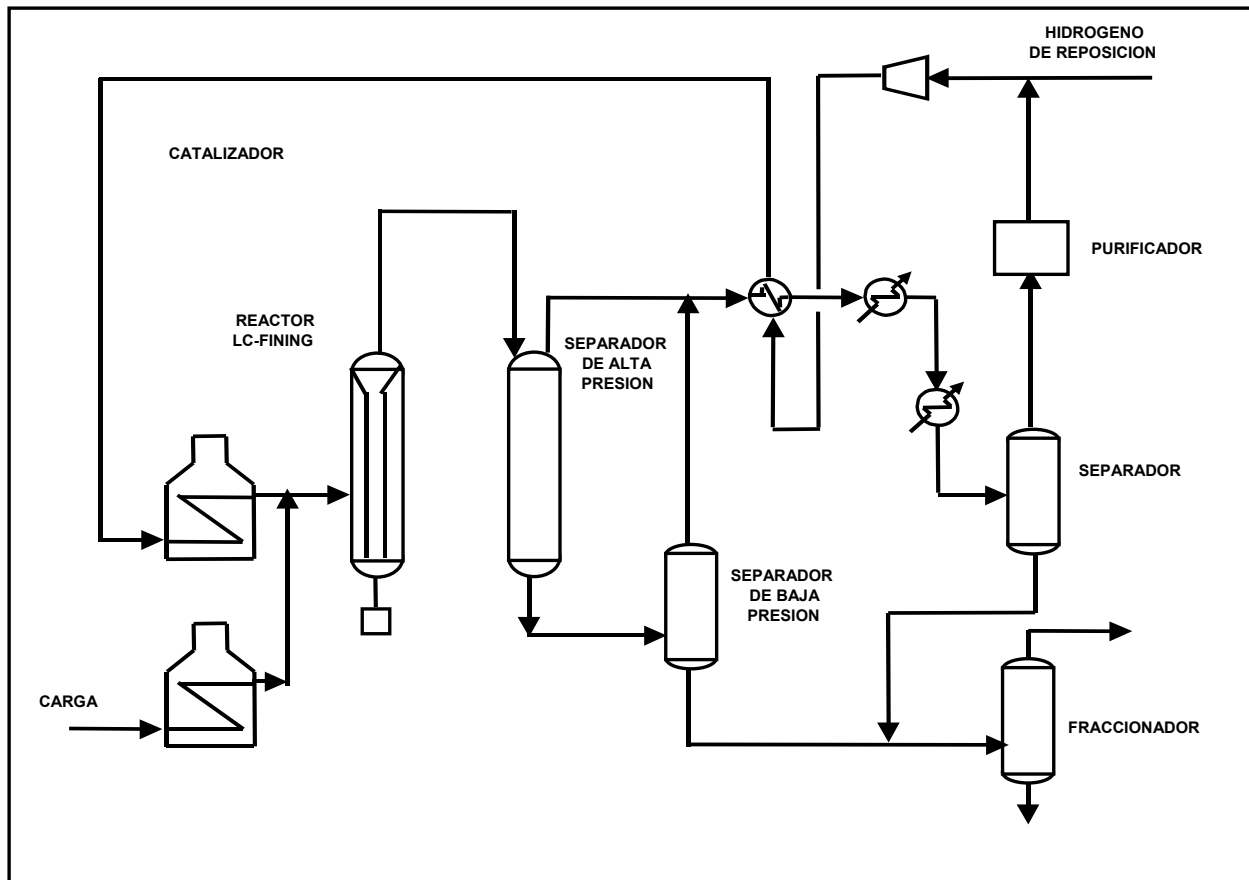


Figura 2.5. Proceso LC-Fining ¹⁵

2.2.3 Hidroprocesamiento en fase dispersa (slurry) ^{6, 25}

Los procesos de hidroconversión en fase dispersa no se han demostrado comercialmente a escala industrial, sin embargo, sistemas como el de Veba Combi Cracking (VCC) y el de CANMET han demostrado resultados satisfactorios con niveles altos de conversión en unidades de demostración. No se conocen programas de comercialización sin embargo Veba Oil, CNMET, Asahi Chemical, Intevap y Exxon Research realizan arduos trabajos a nivel demostración para probar la efectividad del proceso para su escalamiento a nivel comercial. La descripción de los procesos se lleva a cabo a continuación:

- a) Proceso VEBA COMBI-Cracking (VCC)
- b) Proceso CANMET
- c) Proceso Super Oil Cracking (SOC)
- d) Proceso HDH
- e) Proceso Microcat

a) Proceso VEBA COMBI-Cracking (VCC).^{7, 25, 26} Las conversiones son arriba del 95%. El sistema utiliza un aditivo obtenido a partir de lignito pirolizado con tamaño de partícula de 10-2000 micras el cual actúa como controlante en la formación de coque. En 1980 se puso en marcha una unidad de demostración de 4,000 BPD de aceite en Bottrop, Alemania, la cual operó hasta 1987. De 1988 hasta 1992 la unidad inició su operación con residuos de vacío. Este proceso se muestra en la Figura 2.6.

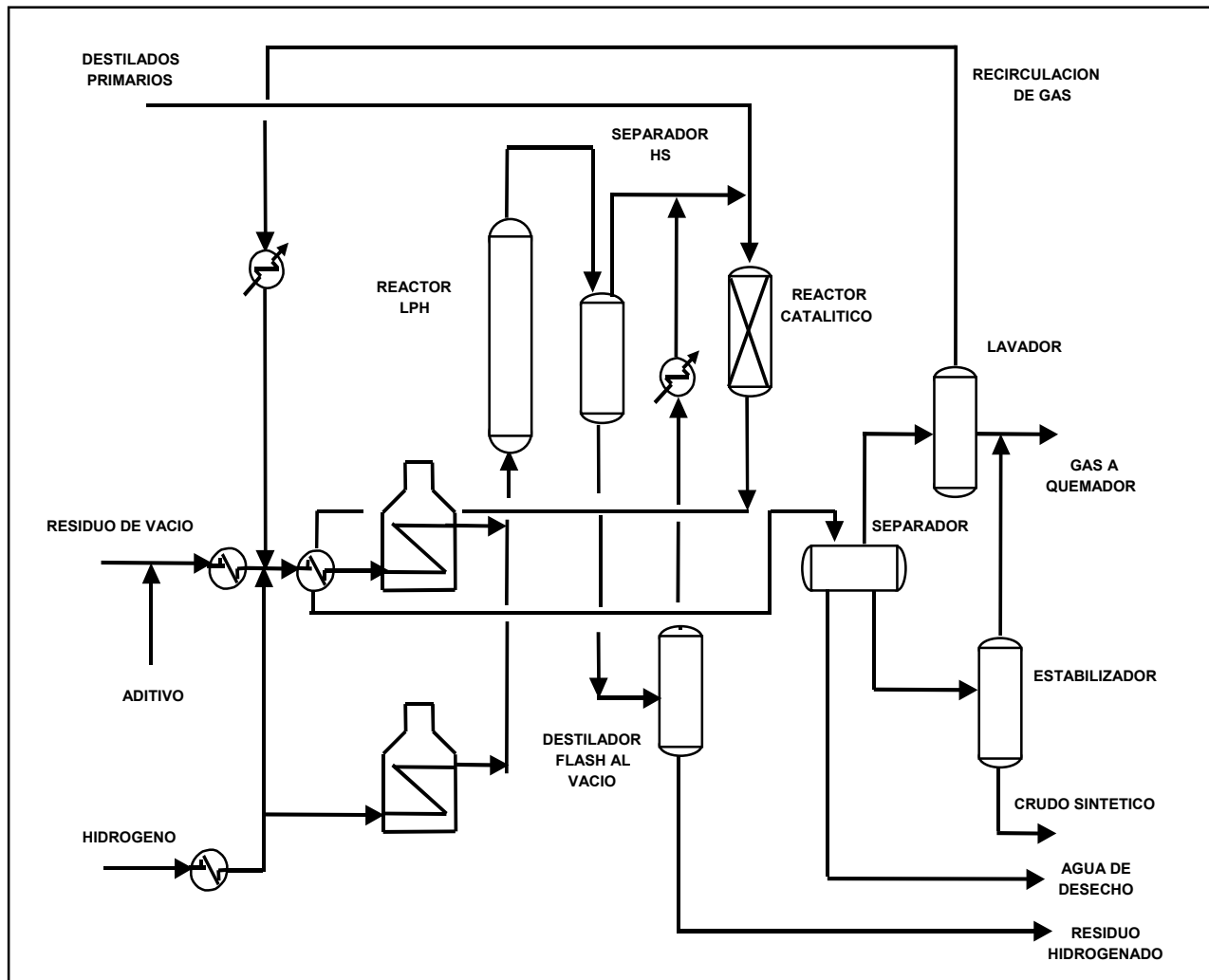


Figura 2.6. Proceso VCC¹⁵

b) **Proceso CANMET.**^{25,16} Dentro de sus principales avances se encuentran la utilización de un aditivo efectivo y barato basado en sulfato de hierro. Los fondos del proceso conteniendo el aditivo se venden a las compañías de cementos. En 1985 Petro-Canadá instaló un reactor sencillo CANMET en la refinería de Montreal, con una capacidad de diseño de 5,000 BPD. Esta unidad cumplió dos objetivos, como unidad de demostración y como unidad comercial que podía procesar todos los fondos de la viscorreductora de la refinería. Se realizaron varias corridas largas por parte de Petro-Canadá y Alberta Oil Sand Technology & Research Authority (AOSTRA) con crudo pesado Cold Lake.²⁷ En 1995, la unidad procesó residuo de vacío. En la Figura 2.7. se presenta el diagrama de flujo del proceso CANMET.

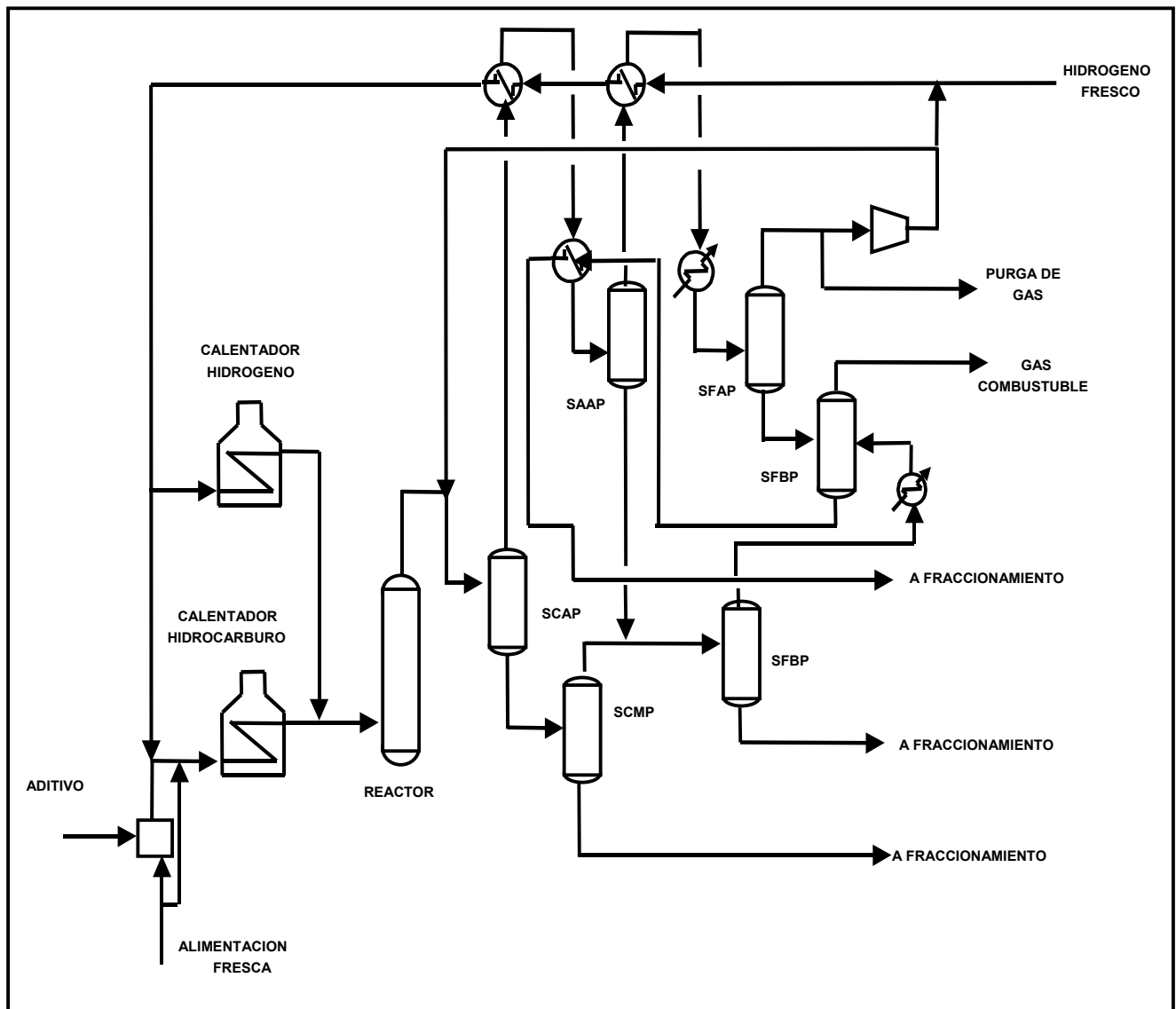


Figura 2.7. Proceso CANMET¹⁶

c) **Proceso Super Oil Cracking (SOC).**^{7, 3} La compañía Asahi Chemical ha desarrollado el proceso SOC, junto con Chiyoda Engineering y Nipon Mining. El proceso difiere significativamente de los otros procesos en fase dispersa. Utiliza como reactor un horno de alta temperatura y tiempos de residencia cortos (482°C y 15-30 minutos). Con estas condiciones se alcanza el 90% de conversión para crudos con alto contenido de azufre. Asahi desarrolló su propio catalizador, el cual contiene dos componentes: un compuesto con un metal de transición y un polvo ultrafino tal como el negro de humo. Japan Energy (JEC) construyó una planta de 3,500 BPD en la refinería de Mizushima en 1987, El proceso muestra buena selectividad a destilados medios y gasóleos de vacío, sin embargo, llega a presentarse la formación de cierta cantidad de coque. En la Figura 2.8. se muestra el diagrama de flujo del proceso.

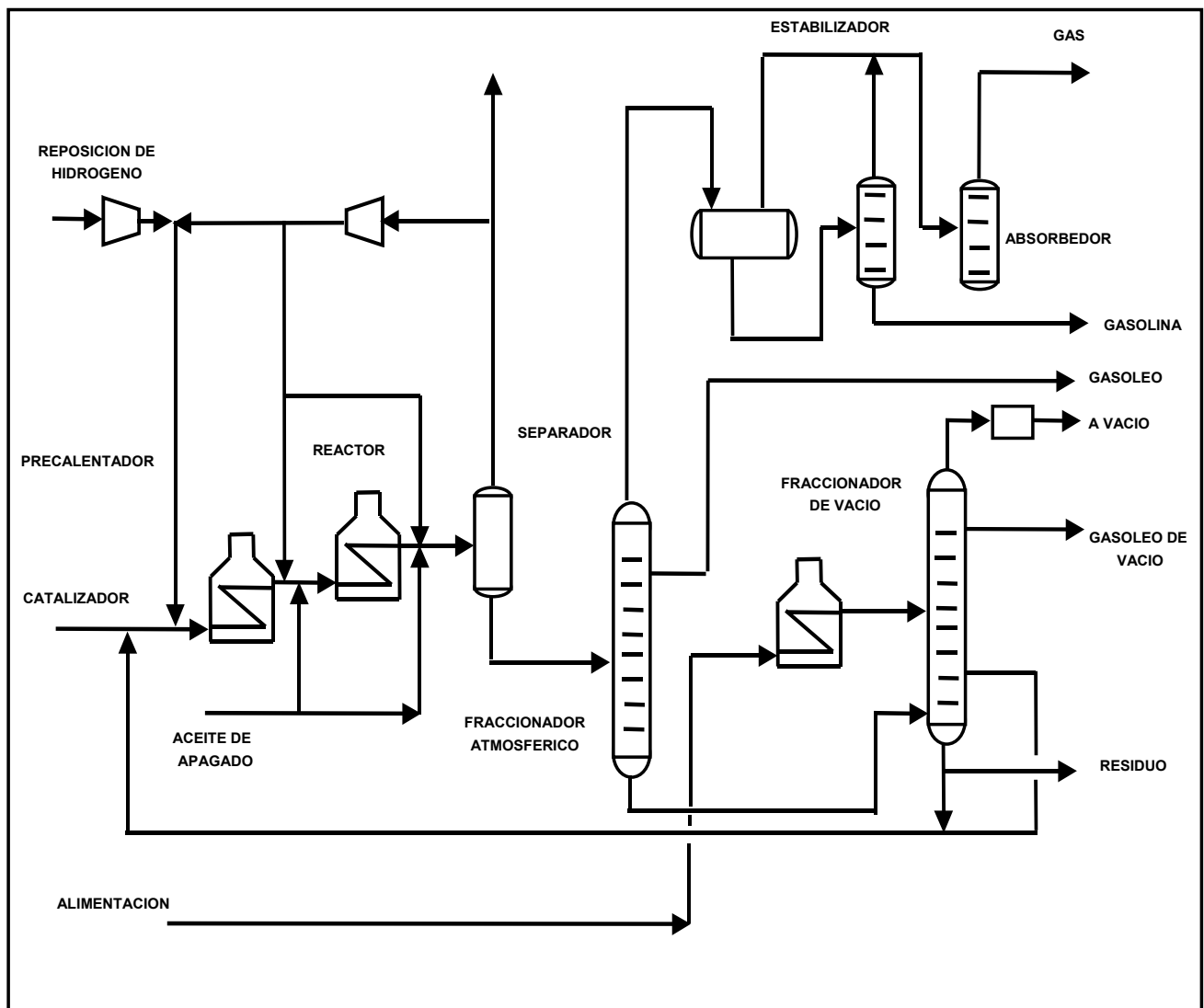


Figura 2.8. Proceso SOC ¹⁶

d) **Proceso HDH.**²⁸⁻³² Intevep desarrolló su propio sistema en fase dispersa. Probó una variedad de minerales baratos de la región para conocer su efectividad encontrando varias opciones favorables como aditivos. El diagrama de bloques se presenta en la Figura 2.9. Una diferencia de este proceso con los otros sistemas es la opción de utilizar un catalizador fino para el control de coque. El catalizador gastado se separa mediante ciclones para líquido. El catalizador separado se lava con aceite ligero y posteriormente se seca; los sólidos secos se envían a un quemador de lecho fluido para incinerarse. El desecho sólido es factible de venderse a las compañías metalúrgicas. Intevep construye una planta de coquización retardada de 60,000 BPD, junto con otro proyecto para la primera planta comercial de demostración HDH de 15,000 BPD. La planta se diseña para una conversión de 90% de un residuo de vacío Ceutatrecó.

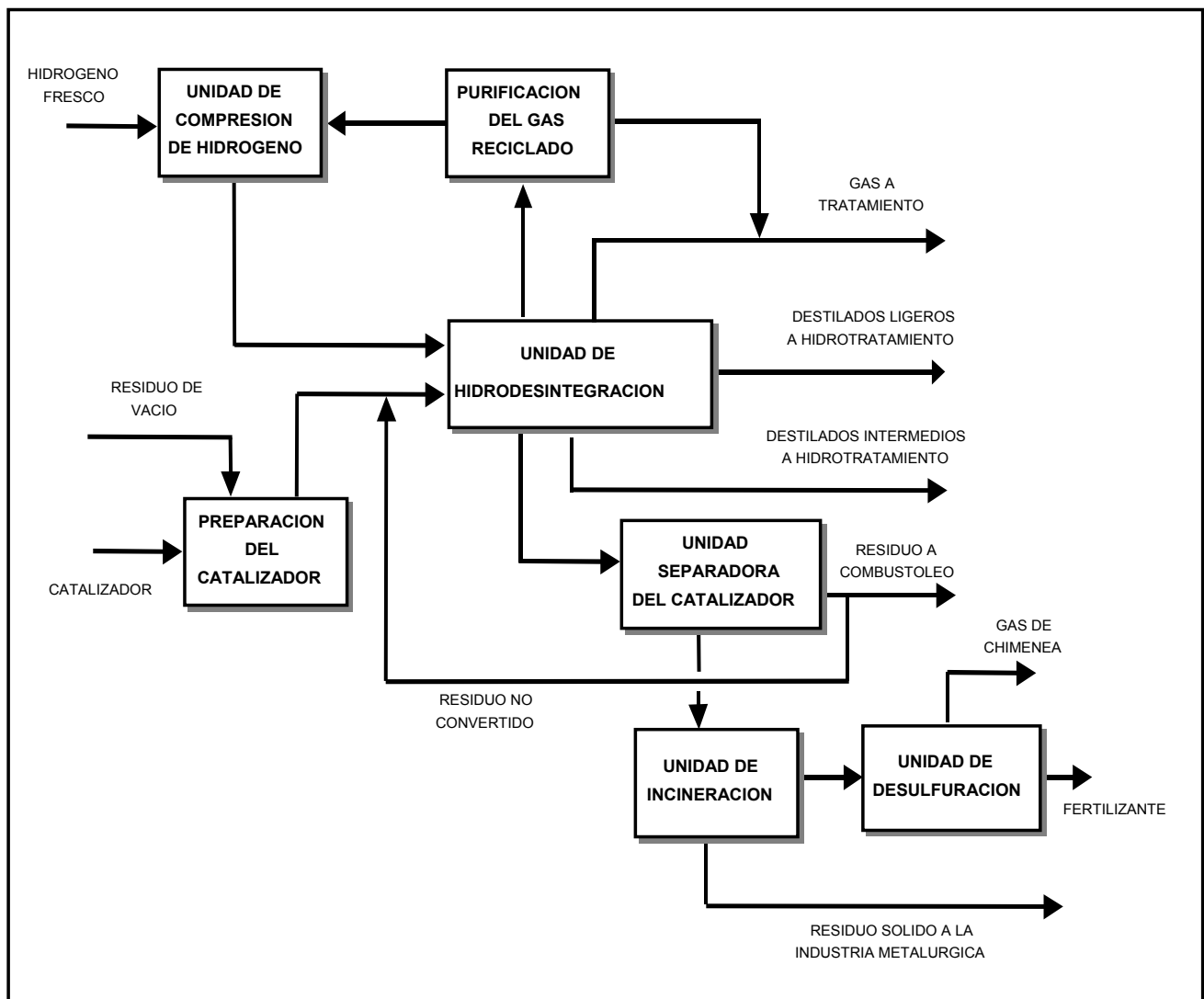


Figura 2.9. Proceso HDH²⁸

e) **Proceso Microcat.**^{33, 16} Exxon Research and Engineering Co. desarrolló este proceso de hidroconversión catalítica para residuos de vacío. La carga, una pequeña cantidad de microcatalizador conteniendo un compuesto orgánico metálico soluble en aceite (Mn, Mo) y el hidrógeno se alimentan al reactor que contiene forma de columna burbujeante para alcanzar una conversión superior al 90%. El catalizador en polvo finamente disperso cumple con la función de reducir la formación de coque. La Figura 2.10. presenta el diagrama de flujo del proceso Microcat.

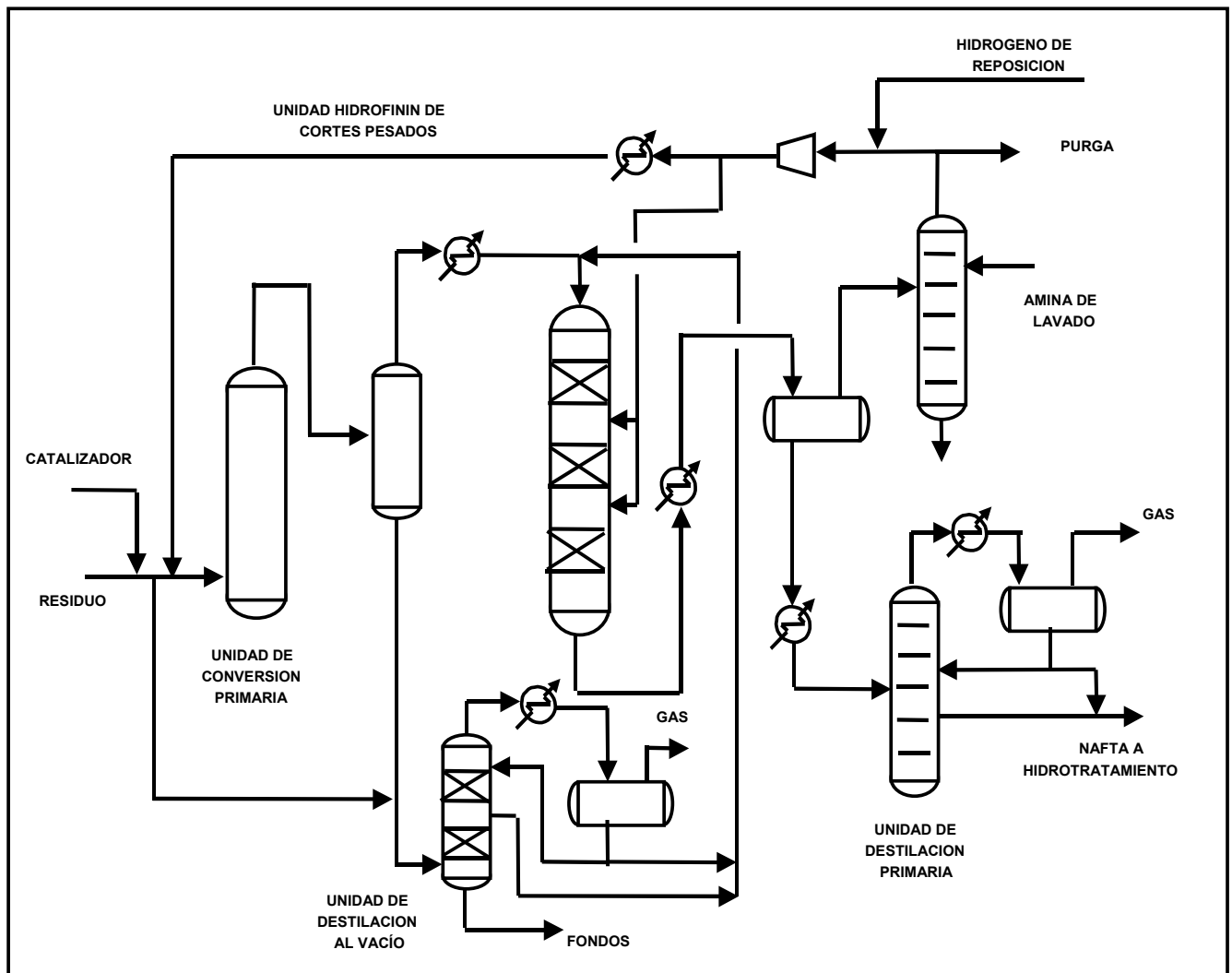


Figura 2.10. Proceso Microcat¹⁶

2.2.4 Analisis de tecnologías de hidrotratamiento de crudos pesados

Hasta el momento no existen unidades industriales en el mundo para el hidrotratamiento de crudos pesados, sin embargo, existe un número importante de

tecnologías disponibles y en desarrollo para convertir residuos de petróleo a destilados ligeros y en ciertos casos probadas también para su aplicación para cargas de crudo pesado. 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 14 millones de BPD.^{7,34,35} Algunos de estos procesos cuentan con suficiente experiencia comercial con años de procesamiento favorable.

Estas tecnologías son la base para el desarrollo e innovación de tecnologías de proceso para el hidrotratamiento de crudo pesado, debido a la similitud de la carga, no obstante, se debe poner mucha atención en las propiedades de la misma (contenido de metales, de azufre y de carbón conradson), en las condiciones de operación y sobre todo en el tipo de catalizador y reactor.

Por lo tanto, es necesario hacer una comparación de las ventajas y desventajas existentes en cada una de las tecnologías de hidroprocesamiento.

a) Sistemas en lecho fijo

- ✓ Este tipo de sistemas cuentan con mucha experiencia a nivel industrial, maneja condiciones de operación menos severas que las tecnologías de otros sistemas, su operación de flujo pistón presenta facilidad de operación.
- ✗ Requiere mayor consumo de hidrógeno, dificultades operativas con cargas pesadas, altas caídas de presión y como consecuencia taponamientos.^{6,3,36,37}

En la Tabla 2.1 se presenta una comparación de varios procesos de lecho fijo.

El proceso OCR es una tecnología de lecho fijo en contracorriente que permite eliminar metales y otros contaminantes de la carga previo al hidrotratamiento que realiza en los reactores de lecho fijo. Este proceso elimina metales y residuos de carbón que originan taponamiento y desactivación del catalizador en las unidades convencionales de lecho fijo, permite agregar catalizador fresco y extraer catalizador gastado sin detener la operación continua reduciendo los tiempos muertos durante el cambio de catalizador; por lo que requiere un tamaño del reactor menor que los de HDS disminuyendo el costo total del catalizador.

Tabla 2.1 Propiedades de los procesos de lecho fijo

Propiedades	HYCON ¹⁴	HYVAHL ^{11,12}	OCR-RDS ⁸
Temperatura, °C	400-427	400-420	350-425
Presión H ₂ , kg/cm ²	> 200	Alta	140-200
Conversión, %	> 60	>60	50-70
HDS	88	90-92	50-90
HDM	95	90	>70
HDCCR	65	>70	30-70
Carga	Residuo vacío	Residuo atmosférico	Residuo atmosférico
°API	5.6	11.3	13.6
Azufre, %peso	4.8	3.95	3.5
(Ni + V), ppm	190	104	75
Productos, % vol			
Gas	3.0	3.8	---
Nafta	3.0	3.47	15-20
Querosina	11.0	---	---
Gasóleo	6.0	21.6	15-20
Gasóleo de vacío	40.0	40.8	
Residuo	35.0	29.7	
Consumo de H ₂ , pie ³ /bls	1450	---	---

b) Sistemas en lecho fluidizado (ebullente)

- ✓ Cuentan con moderada experiencia a escala industrial en comparación con los sistemas de lecho fijo, una distribución uniforme de temperatura en el lecho, operación confiable para cargas pesadas, flexibilidad operativa para tipos de carga y catalizador, y maneja la extracción/adición de catalizador en operación continua.
- ✗ Requiere retromezclado, opera a condiciones más severas, altas reposiciones de catalizador, formación de sedimentos y factores de operación bajos.^{6,3,25,38}

En la Tabla 2.2 se muestran las propiedades de este tipo de tecnología.

Tabla 2.2. Propiedades de los procesos de lecho fluidizado

Propiedades	H-Oil ^{15,22.}	LC-Fining ^{3,15.}
Temperatura, °C	410-450	385-450
Presión de H ₂ , kg/cm ²	70-175	70-189
LHSV	0.4-0.9	0.1-0.6
Conversión, %	55-80	55-80
HDS	65-90	60-90
HDM	60-80	50-98
HDCCR	40-50	35-80
Carga	Residuo de vacío	Residuo de vacío
°API	7.4	4.73
Azufre, % peso	4.85	4.97
(Ni + V), ppm	295	181
Productos % peso		
H ₂ S-NH ₃	5.6	----
C ₁ -C ₃	3.1	C ₄ ⁻ 2.35
C ₄ -204 °C	17.6	C ₅ - 177 °C 12.60
204-371 °C	22.1	177 - 371 °C 30.62
371-565 °C	34.0	371 - 550 °C 21.46
		550 °C 40.00
Consumo de H ₂ , pie ³ /bls	1410	1350

Las dos técnicas analizadas presentan mucha similitud entre sí, debido a que el proceso LC-Fining es ejemplo tecnológico clave como punto de partida para el esquema del proceso H-Oil. De lo anterior cualquiera de los dos sistemas al implantarse en una refinería, presentarían condiciones de operación similares y como resultado rendimientos adecuados.

c) Sistemas en fase dispersa

- ✓ Uso de catalizadores/aditivos baratos y desechables, altas conversiones de la carga, reducción en la formación de coque, su economía es similar o mejor que en lechos fluidizados y utiliza reactores sencillos o convencionales.
- ✗ Presenta muy poca experiencia a nivel industrial.

En la Tabla 2.3 se presentan las propiedades de estas tecnologías.

Tabla 2.3. Propiedades de los procesos en fase dispersa

Propiedades	VCC	CANMET	SOC	HDH
Temperatura °C	440-485	450-480	454-485	430-470
Presión H ₂ , kg/cm ²	210-245	140	140-220	125-150
Conversión, %	85-95	93	> 90	> 92
Carga	Res. vac	Res. vac	Res. vac	Res. vac
°API	14	4.4	4.3	5.2
Azufre, % peso	7	5.14	4.4	4.16
(Ni + V), ppm	< 2180	250	602	665
Productos, % peso				
Nafta	15-30	19.8	11.2	19.7
Destilados intermedios	35-40	33.5	35.8	32.7
Gasóleo de vacío	15-30	28.5	36.0	29.3

Estos sistemas son los ideales para hidroprocesar crudos pesados cuando se requiere obtener altos niveles de conversión. Las tecnologías disponibles sólo han alcanzado una escala a nivel de planta demostración y debido a situaciones no técnicas, han tenido que interrumpir su operación. Sin embargo, con la tendencia mundial conocida hacia el procesamiento de crudos pesados, estas tecnologías pueden desarrollarse a un nivel de competencia fuerte incluso desplazando posiblemente a los sistemas existentes.

Las conclusiones que se derivan del análisis de las tecnologías de hidroprocesamiento son las siguientes:

- ✓ Las tecnologías de hidroprocesamiento de fracciones pesadas que existen a nivel industrial son para procesar únicamente residuos atmosféricos y de vacío.
- ✓ Las tecnologías de hidroprocesamiento de lecho fijo son las que actualmente dominan el mercado internacional, sin embargo, éstas solamente compiten en el procesamiento de cargas con alto contenido de metales, y son las que tienen sistemas avanzados de reactor y catalizador para hidrodesmetalización.

- ✓ Para contar con la flexibilidad respecto a cargas, catalizadores y condiciones de operación, los sistemas de lecho fluidizado y fase dispersa son más apropiados, no obstante que cuentan con menor experiencia industrial, como sucede con las tecnologías de fase dispersa, la cual se puede compensar con los beneficios económicos por utilizar catalizadores o aditivos más baratos que los hace más atractivos para un futuro próximo.

Al concluir que las tecnologías de hidroprocesamiento de lecho fijo son las que actualmente dominan el mercado internacional, seguidas de las tecnologías para sistemas de lecho fluidizado, éstas se tomarán como base de comparación con el proceso de hidrotratamiento de crudo pesado propuesto en este trabajo.

Como ya se explicó, actualmente no hay tecnología a escala industrial para el hidrotratamiento de crudos pesados, por lo que es necesario realizar estudios a nivel piloto del hidrotratamiento catalítico de este tipo de crudos, con el fin de obtener un producto orientado a una mayor producción de destilados intermedios con propiedades similares a las de un crudo ligero, que no modifique las condiciones de diseño de una unidad de destilación, así como, determinar experimentalmente las condiciones de operación óptimas que permitan reducir las concentraciones de azufre, metales y asfaltenos principalmente. Esta información experimental se utilizará como punto de partida para realizar la optimización energética de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado mediante su integración al proceso de destilación convencional, para finalmente realizar el cálculo de la inversión total requerida y poder efectuar el análisis comparativo con las tecnologías mostradas en este capítulo.

BIBLIOGRAFIA

1. Baltus E., "Catalytic processing of heavy crude oils and residuals (a review of) characterization and kinetic studies", Fuel Science & Technology International, 11 (1993), 551-782.
2. Kum H., García J., Morales A., Caprioli L., Galiasso R., Salazar A., "Hidrotratamiento de crudos pesados y de residuales", Boletín técnico INTEVEP. 13, diciembre (1984), 239-251.
3. Furimsky E., "A review on the selection of catalysts and reactors for hydroprocessing", Applied Catalysis A, 171, july (1998), 177-206.
4. Cova A., "Aspectos técnicos y económicos del tratamiento de los crudos pesados, procesos existentes", Industria minera (Madrid), vol. 25, no. 221, (1982), 19-26.
5. Tamburrano F., "Disposal of heavy oil residues", part 2, Hydrocarbon processing, octubre (1994), 77-88.
6. Dickenson L., Karp 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 (1998).
7. Schulman L., Dickenson L., "Upgrading heavy crudes: A wide range of excellent technologies now available", UNITAR 5th Intenational Conference (Caracas 8/4-9/91) Proceedings, vol. 4, (1991), 105-13.
8. Meyers A., "Handbook of petroleum refining process", chap 8 and 10, Mac Graw Hill (1997).
9. Peries 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, vol. 4, (1991) , 25-36.
10. Morrison E., Billon A., Hennico A., Peries P.; "HYVAHL-Solvahl-key Processes for upgrading of residues" NPRA 1994 Annual meeting (San Antonio) Paper N. AM-94-25 24 p, March (1994), 20-22.
11. Billon A., Peries P., Espeillac M., Des Courieres T., "HYVAHL F vs HYVAHL M, swing reactor or moving bed", 1991 NPRA Annual Meeting, San Antonio, Texas, March, (1991), 17-19.
12. Kressmann S., Morel F., Harle V., Kasztelan S., "Recent developments in fixed bed catalytic residue upgrading", Catalysis Today, 43 (1998), 203-215.

13. Institut Français du Pétrole, "HYVAHL PROCESS; The direct way for residues hydrotreating using a new concept of swing-guard reactors", may (1990).
14. Scheffer B., Van Koten A., Röbschläger W., De Boks C., "The shell residue hydroconversión process: development and achievements", *Catalysis Today*, 43 (1998), 217-224.
15. "Refining Process 98", *Hydrocarbon Processing*, November (1998).
16. RAROP Heavy Oil Processing Handbook, Research (Association for Residual Oil Processing), Japan, April (1991).
17. Olson K., Gembicki A., "Maximizing Distillate from Reduced Crude", *Natl. Pet. Refiners Assoc. Annu. Meet.*, march (1982), 21-23.
18. Shah N., Sherman G., Christ A., "Residfining for better fuel oil", *Hydrocarbon Processing*, may (1979), 103-106.
19. *Chemical Engineering & Construction*, "ABC Process Application to Mexican Crude-100,000 BPDC Grass Roots", August (1985).
20. Luebke P., Gatsis G., Humbach J., Thompson J., "Heavy oil and coal conversión via the Aurabon process", *AIChE 1986 Spring Natl. Meet. (New Orleans)*, April (1986).
21. Bishop W., Smart M., James C., Macdaniel K., "LC-Fining Upgrades Athabasca Bitumen", 1991 NPRA Annual Meeting, San Antonio, Texas, March (1991), 17-19.
22. Chase S., "The start-up of the Bi-Provincial Upgrader", *UNITAR "Heavy Crude and Tar Sands" 6th International Conference*, vol. 2, (1995), 503-515.
23. *Husky Project Processing, Energy Processing/Canada*, vol. 48, no. 1, october (1991), 8-11.
24. Driesen P., Caspers J. Campbell R., Lunin G., "LC Fining Upgrades Heavy Crudes", *Hydrocarbon Processing*, may (1979), 107-111.
25. Dickenson L., Shulman L., Biasca E., Jhonson E., "The bottom-of the barrel..... Real options to avoid fuel oil", NPRA 1996 Annual Meeting, San Antonio (1996), 14
26. Schleiffer A., "Syntetic crude iol from petroleum waste materials", *ACS 208th National Meeting*, Washington, vol. 39, no 4, (1994), 1060-65.
27. Vant R., "The future of oil sands and heavy oil", *Canada, 14th Word Petroleum Congress*, no. 12.2 (1994).
28. De Drago G., Guitian J., Krassuk J., Larrauri J., Marzin R., Silva F., Solari B., "Desarrollo del proceso HDH", *Revista técnica INTEVEP*, 9, Julio (1981), 111-113.
29. Cavicchioli I., De Grago G., González G., Krasuk J., Larrauri J.; Marzin R., "Proceso

- HDH para el mejoramiento de crudos pesados", Revista técnica INTEVEP, 6, Julio (1986).
30. Cavicchioli I., De Grago G., González G., Krasuk J., Larrauri J.; "The HDH process for heavy crude upgrading", 3rd Unitar "Heavy crude tar sands" Int. Conf, Long Beach, Calif. Proc. vol. 3 (1985), 1747-79.
 31. Cavicchioli I., De Grago G., González G., Krasuk J., Larrauri J., Marzin R., "Proceso HDH para el mejoramiento de crudos pesados", Boletín técnico INTEVEP, 13, diciembre (1984).
 32. De Drago G., Krasuk J., Larrauri J., Marzin R., Silva F., Solari B., "Symposium on resid upgrading presented before the division of petroleum chemistry, Inc.", American Chemical Society, Washington Meeting, August (1990), 26-31.
 33. Poole C., Efron E., Wu S., Bauman F., Bearden R., "Microcat-RC upgrading option for heavy crudes and residua", AIChE 1994 Spring National Meeting, Atlanta no. 56 d, (1994), 14
 34. Zambrano 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 ARPREL, Río de Janeiro, Agosto (1982), 16-19.
 35. Pazos J., Aquino L., Pachano J., "Upgrading of high metals Venezuelan residua", Revista técnica INTEVEP, 1, julio (1981), 135-141.
 36. Dickenson L., Biasca E., Schulman L., Johnson E, "Refiner options for converting and utilizing heavy fuel oil", Hydrocarbon Processing, february (1997).
 37. National Petroleum Refiners Association, "NPRA Q&A-5. Diverse factors affect hydrotreating", Oil & Gas J., Technology, 80 (1982), 78-87.
 38. Dai J., Fang X., Ding Z., "Application of ebullated bed in hydrotreating heavy oils", Proc.-Int. Symp. Heavy Oil Residue Upgrading Util., (1992), 291-4.

Capítulo 3

EXPERIMENTACION A ESCALA PILOTO

3.1 Materias primas

a) **Catalizadores de hidrotratamiento.** La evaluación del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado se llevó a cabo en dos etapas con catalizadores comerciales, soportado en gamma-alúmina ($\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$) cuyas propiedades físicas y químicas se muestran en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1. Propiedades de los catalizadores comerciales (1)

Propiedades físicas	Catalizador 1ª etapa	Catalizador 2ª etapa
Area superficial específica, m ² /g	175	218
volumen de poro, cm ³ /g	0.56	0.51
Diámetro de poro, Å	127	91
Distribución de tamaño de poro, % vol.		
< 100 Å	9.8	76.8
100-250 Å	69.1	22.8
250-500 Å	15.0	0.21
> 500 Å	6.1	0.19
Propiedades químicas		
Molibdeno, % peso	10.7	12.9
Níquel, % peso	2.9	---
Cobalto, % peso	---	2.5

(1) Instituto Mexicano del Petróleo

b).Crudo Maya. Las propiedades físicas y químicas del crudo pesado utilizado para el hidrotratamiento se presentan en la Tabla 3.2.

Tabla 3.2. Propiedades del crudo pesado (1)

Propiedades	Crudo pesado
Gravedad, °API	20.9
Azufre, % peso	3.44
Nitrógeno, ppm	3700
Carbón Ramsbottom, % peso	10.5
Asfaltenos en nC ₇ , % peso	12.4
Ni / V, ppm	55 / 299
Destilación TBP ⁽²⁾ , °C	
TIE ⁽³⁾	19
10 % vol.	131
30 % vol.	273
50 % vol.	430
Destilado a 538°C, % vol.	62.5

1) Instituto Mexicano del Petróleo

2) TBP = True Boiling Point

3) TIE = Temperatura Inicial de Ebullición

c).Hidrógeno. El hidrógeno suministrado presentó una pureza del 99.8%.

3.2 Descripción de la unidad piloto

Las pruebas de hidrotratamiento catalítico se efectuaron en una unidad piloto semiautomatizada. La planta piloto está dividida en tres secciones como se muestra en la Figura 3.1, y opera dentro de los intervalos que se detallan en la Tabla 3.3.

a).Sección de carga. En el tanque de carga con medidor de nivel se coloca la carga antes de iniciar la operación, la capacidad de este tanque es de 20 L. Esta sección cuenta con dos bombas para dosificar la carga al reactor (una bomba en operación y otra de relevo), el flujo de carga se controla para una velocidad de alimentación requerida. En la línea de descarga de la bomba se tiene una válvula tipo check que evita

el retorno de la carga. Por otra parte, El hidrógeno se alimenta a la planta mediante un sistema de compresión de alta presión en donde se comprime hasta 200 kg/cm^2 por un compresor de tipo diafragma, la presión de alimentación al reactor se controla por un regulador de presión, asimismo, el control de flujo de hidrógeno se realiza a través del medidor/controlador de flujo másico. La corriente de hidrógeno se mezcla con la corriente de carga antes de entrar al reactor.

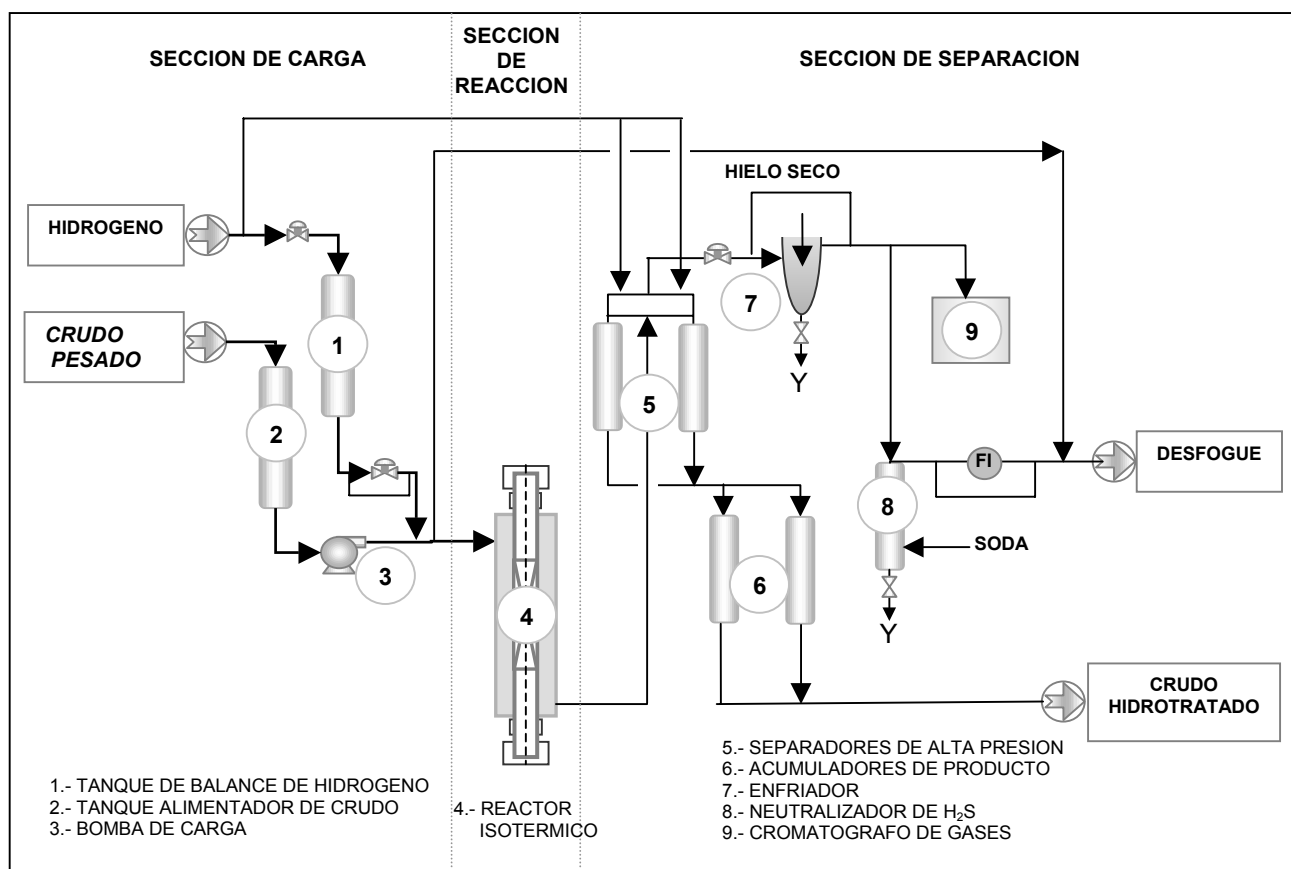


Figura 3.1. Diagrama de flujo de la unidad piloto

Tabla 3.3. Intervalos de operación de la planta piloto

Variables de operación	Intervalo
Presión, Kg/cm ²	40 a 150
Temperatura, °C	Hasta 450
Espacio-velocidad (LHSV), hr ⁻¹	0.33 a 3.0
Alimentación de hidrogeno, LSPM*	Hasta 5
Volumen de lecho catalítico, ml	50 a 150
Longitud del lecho, cm	16.8-32.2

*LSPM = litros estándar por minuto

b). Sección de reacción. La carga se alimenta por la parte superior del reactor de lecho fijo. La presión en el reactor se mantiene controlada a través de un paquete de contrapresión. La planta piloto está equipada con un reactor isotérmico diseñado de forma tubular que procesa de 50 a 75 ml/h de crudo Maya, el reactor es de acero inoxidable 316 cédula 80 con un diámetro interno de 2.54 cm y una longitud total de 143 cm, está diseñado para trabajar hasta 150 kg/cm^2 y opera en forma isotérmica a través de un sistema eléctrico de 3 resistencias de 2000 watts cada una como se muestra en la Figura 3.2. La longitud se subdivide en tres secciones, la primera sección se empaca con partículas inertes y se usa para calentar la mezcla crudo-hidrógeno a la temperatura de reacción deseada por medio de la resistencia eléctrica y para proveer una distribución uniforme en la mezcla. La siguiente sección contiene un lecho catalítico con el catalizador de hidrotratamiento manteniéndose la reacción de forma isotérmica a la temperatura deseada por medio de otra resistencia eléctrica, que provee una temperatura constante a lo largo de la sección de reacción con una variación de $\pm 4\text{-}6^\circ\text{C}$ para lechos catalíticos de 150 ml y de $\pm 1\text{-}3^\circ\text{C}$ para lechos de 100 ml, y por último la sección de salida que también se empaca con partículas inertes que actúan como medio de enfriamiento del efluente producto de la reacción. Las temperaturas se miden por medio de un termopar axial móvil localizado dentro del reactor. Para lograr condiciones isotérmicas, la mezcla hidrocarburo-hidrógeno se alimenta a este reactor a las condiciones de operación seleccionadas y se llevan a cabo las reacciones de HDT.

c). Sección de separación. El efluente líquido hidrotratado mezclado con compuestos ligeros y gases de reacción e hidrocarburos ligeros del reactor se envía al tanque de separación de alta presión que opera a la misma presión del reactor, el gas compuesto de gas amargo de reacción y rico en hidrógeno que sale del separador se envía a una trampa de ligeros y posteriormente a un recipiente neutralizador para su lavador con sosa. La corriente gaseosa antes de entrar al lavador se analiza en línea con un cromatógrafo de gases que cuantifica la concentración de CO , CO_2 y H_2S y posteriormente se envía a un quemador. La corriente líquida que sale del separador de alta presión se envía al tanque separador de baja presión, la corriente líquida que sale del separador se almacena en el tanque de alimentación de producto. A esta muestra se le realizan los análisis correspondientes con los que se conoce la calidad obtenida y los niveles de remoción de contaminantes alcanzados.

Termopozo montado en el centro del reactor

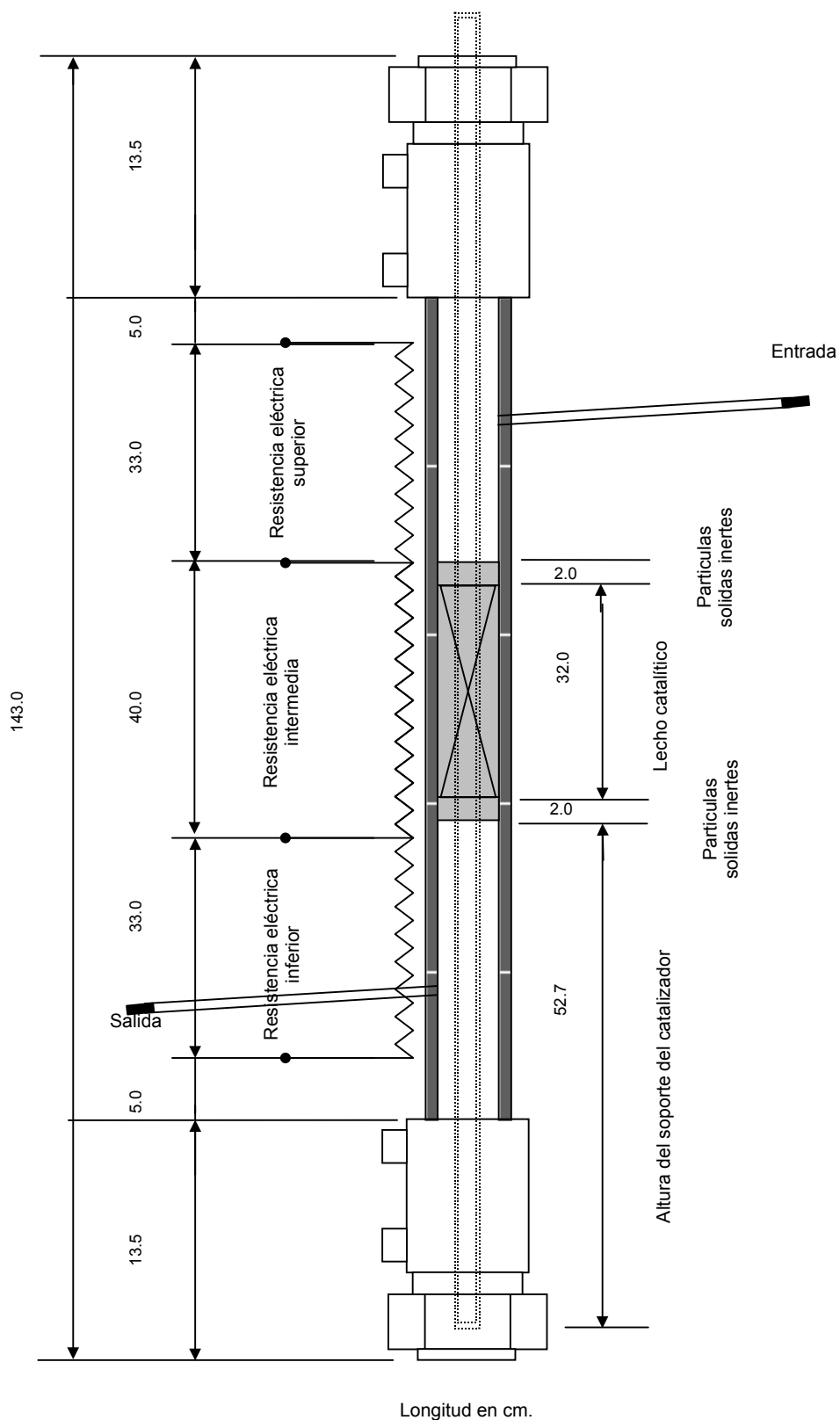


Figura 3.2. Esquema del reactor de la planta piloto de hidrotratamiento

3.3 Procedimiento experimental

El hidrotratamiento de crudo pesado se realizó empleando el mismo reactor de lecho fijo a alta presión para las dos etapas de reacción, HDM y HDS. Esta configuración es necesaria ya que si no se tiene la remoción de metales primeramente, provocaría la desactivación del catalizador de la segunda etapa. A continuación se describen brevemente los procedimientos experimentales. Todas las pruebas se efectuaron por personal técnico del laboratorio de plantas piloto del Instituto Mexicano del Petróleo.

a) Cargado de catalizador. Se utilizaron volúmenes de catalizador de 100 y 75 ml para el primer y segundo reactores, respectivamente, los cuales se diluyeron con igual volumen de un material inerte (carburo de silicio). El catalizador y el material inerte se cargaron a cada reactor mediante el siguiente procedimiento:

- Se introduce el catalizador+inerte dentro del reactor y se compacta adecuadamente, donde posteriormente se miden las longitudes del lecho catalítico y del reactor para ajustar las resistencias de calentamiento en caso necesario.
- Se colocaron los termopares para medir la temperatura a lo largo de todo el reactor y lecho catalítico. Con esto es posible la medición del perfil de temperatura durante la reacción de hidrotratamiento.
- Se calibraron todos los instrumentos de medición.
- Finalmente se realizó una prueba de hermeticidad en toda la planta piloto, presionándola con hidrógeno a 120 kg/cm^2 a temperatura ambiente y se corrigieron las fugas encontradas.

b) Activación del catalizador. El catalizador se presulfhidró con nafta formulada ($>0.8\%$ peso de azufre y disulfuro de carbón, CS_2), el procedimiento de activación fue el siguiente, a las condiciones mostradas en la Tabla 3.4.

- El reactor se presionó a 54 kg/cm^2 con hidrógeno.
- Se ajustó el flujo de hidrógeno a una relación H_2/HC de $2000 \text{ ft}^3/\text{bbl}$, y simultáneamente se alimentó la mezcla sulfhidrante. Esta etapa se realizó de esta manera para evitar la reducción de los óxidos metálicos del catalizador.
- Se incrementó la temperatura de presulfhidración de temperatura ambiente hasta 230°C , a una velocidad de calentamiento de 30°C/hr .

- Al estabilizarse la temperatura en 230°C se corroboraron todas las variables de operación y una vez que estas estuvieron controladas, se inició el tiempo de activación durante 18 horas.

Tabla 3.4. Condiciones de operación durante la activación de catalizadores.

Variable	
Presión, kg/cm ²	54
Temperatura, °C	230
Espacio-velocidad, hr ⁻¹	3.2
Relación H ₂ /HC, ft ³ /bbl	2,000
Tiempo, hr	18

Posterior al cargado y activación del catalizador, se realizaron las pruebas experimentales para ambas etapas de reacción, mediante el siguiente procedimiento:

- Una vez terminada la activación se incrementa la temperatura de reacción hasta el valor deseado y la carga y el hidrógeno se fijan según las condiciones de operación requeridas.
- El muestreo de productos se realizó en intervalos de 4-8 h después de permitir aproximadamente 2 h de estabilidad en la reacción bajo las condiciones deseadas.

3.4 Análisis físicos y químicos de materias primas y de productos

Las propiedades de la materia prima y de los productos se analizaron por los métodos mostrados en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5. Métodos de análisis

Propiedad analizada	Método
API gravedad	ASTM D-287
Azufre total	ASTM D-4294
Nitrógeno total	ASTM D-4629
Carbón Ramsrottom	ASTM D-524
Asfaltenos en nC ₇	ASTM D-3279
Destilación TBP	ASTM D-2892
Metales (Ni y V)	ASTM D-5863

Capítulo 4

RESULTADOS EXPERIMENTALES Y OPTIMIZACION DEL PROCESO

4.1 Resultados experimentales

Con el objetivo de encontrar las condiciones óptimas de operación se estudió el efecto del espacio-velocidad y de la temperatura para la reducción de azufre, nitrógeno, asfaltenos y metales en dos etapas de reacción (hidrodesmetalización e hidrodesulfuración). En esta sección se presentan los resultados obtenidos en la experimentación en planta piloto.

Para la etapa de HDM se fijaron las siguientes condiciones: 70 Kg/cm² de presión, 5000 ft³/bbl de relación Hidrógeno-hidrocarburo y LHSV de 1.0 h⁻¹. La temperatura se varió entre 400-420°C. Para la etapa de HDS, se emplearon las mismas condiciones de presión y relación de H₂/HC, estudiándose únicamente el efecto de la temperatura y del LHSV en los intervalos de 360-400°C y 0.5-2.0 h⁻¹, respectivamente.

Se realizaron las correspondientes pruebas de repetibilidad mediante el análisis de una muestra para establecer la precisión de las corridas realizadas y determinar el error experimental, el cual fue menor al 2%.

4.1.1 Resultados de la primera etapa de reacción

Durante esta etapa el objetivo principal de la prueba se enfocó en obtener un crudo pesado hidrodesmetalizado para procesarse en una segunda etapa con un contenido

menor a 250 ppm de Ni+V, el cual se recomienda en la literatura para proteger la vida del catalizador.

Durante el tiempo de reacción, los contenidos de níquel y de vanadio en el producto se fueron analizando para observar la desactivación del catalizador. A 280 h de operación aproximadamente fue necesario el incremento de la temperatura de reacción de 400 a 420°C para compensar la actividad del catalizador y la remoción de metales del producto en los valores deseables, como se observa en la Figura 4.1 para el contenido del Ni.

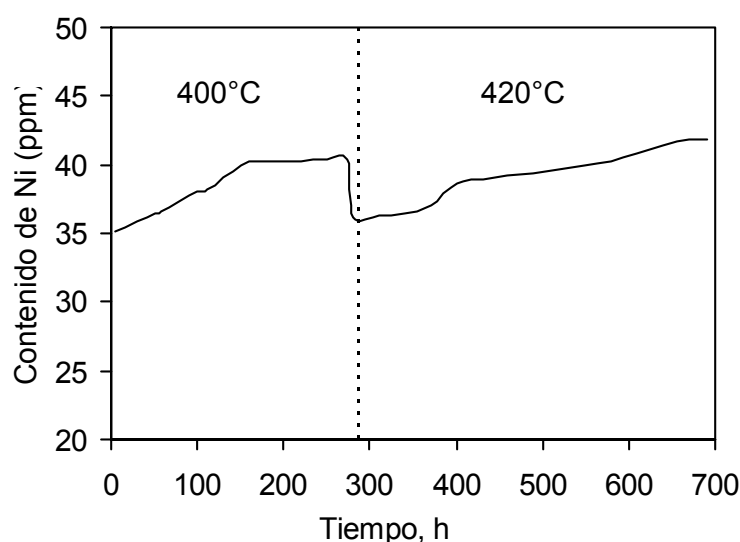


Figura 4.1. Contenido de Níquel en el producto en función del tiempo para la primera etapa de reacción

Los metales Ni y V se encuentran concentrados de forma significativa en los asfaltenos, los cuales por su alto peso molecular forman parte de los crudos pesados. Estos metales forman estructuras porfirínicas frecuentemente compuestas de estructuras aromáticas complejas que pueden causar problemas de difusión interna en los poros del catalizador, generalmente se depositan sobre de éste provocando la desactivación prematura de los sitios activos, que muchas veces no se pueden regenerar como en el caso de desactivación por coque. En las Figuras 4.2 y 4.3 se muestran las estructuras de los complejos formados por Ni y V, así como, su posible mecanismo de reacción de desmetalización.

Debido a que existe un átomo de oxígeno perpendicular al átomo de V en una estructura de tipo porfirina y que forma un enlace fuerte con la superficie del catalizador, la

remoción de V es mayor que la del Ni, ya que la estructura de Ni no cuenta con el enlace de este oxígeno. La conducta inversa observada a condiciones de operación severas, puede atribuirse a la desintegración de asfaltenos, con la consecuente formación de más moléculas fáciles de remover favorecidas a estas condiciones.

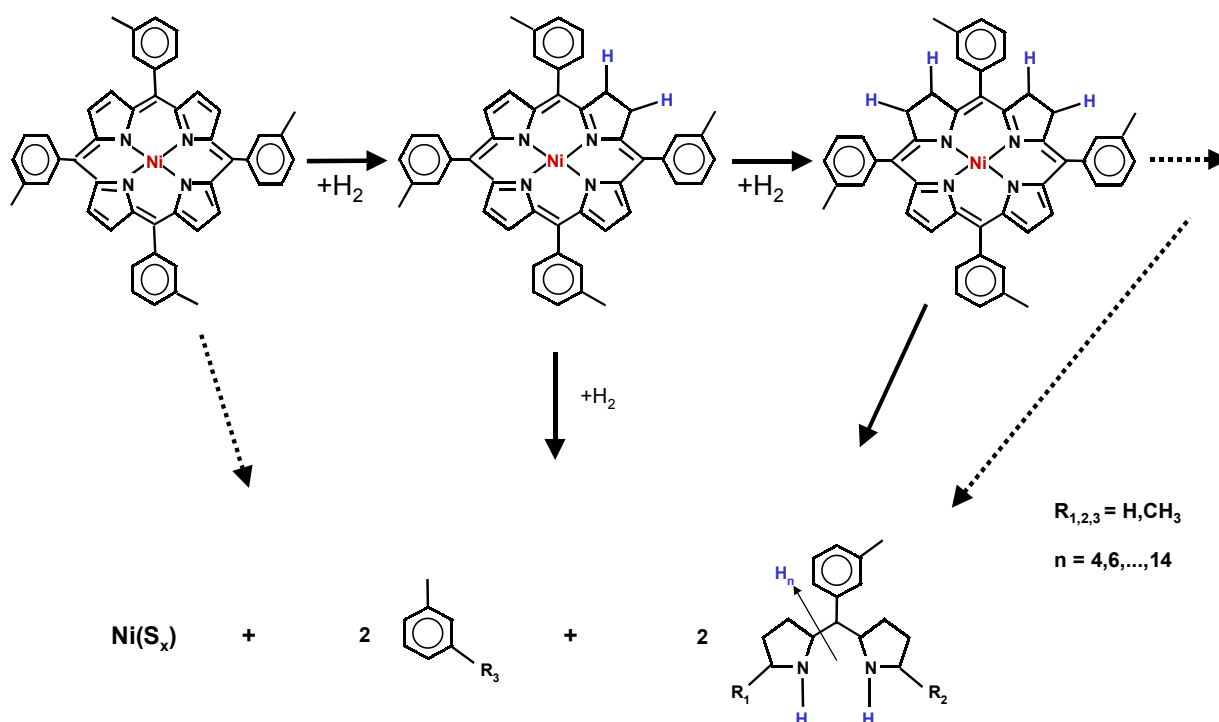


Figura 4.2. Mecanismo de hidrodemetalización de la estructura porfirina para un complejo de Níquel.

El objetivo de esta etapa se logró ya que el contenido de metales (Ni+V) fue más bajo que el deseable. Adicionalmente, también se redujeron las concentraciones de otros contaminantes. El contenido de azufre se disminuyó de 3.44 a 1.77% peso, el de nitrógeno de 3700 a 2616 ppm, y los asfaltenos en nC₇ de 12.4 a 8.3% peso. También se aumentó la gravedad API de 20.9 a 25.2°. Esto significa que las fracciones pesadas del crudo pesado se hidrodemetalizaron produciendo productos ligeros. Estos cambios se observaron en la curva de destilación TBP. Un resumen de las propiedades del producto de crudo maya obtenido de la primera etapa de reacción (hidrodemetalización) se puede observar en la Tabla 4.2.

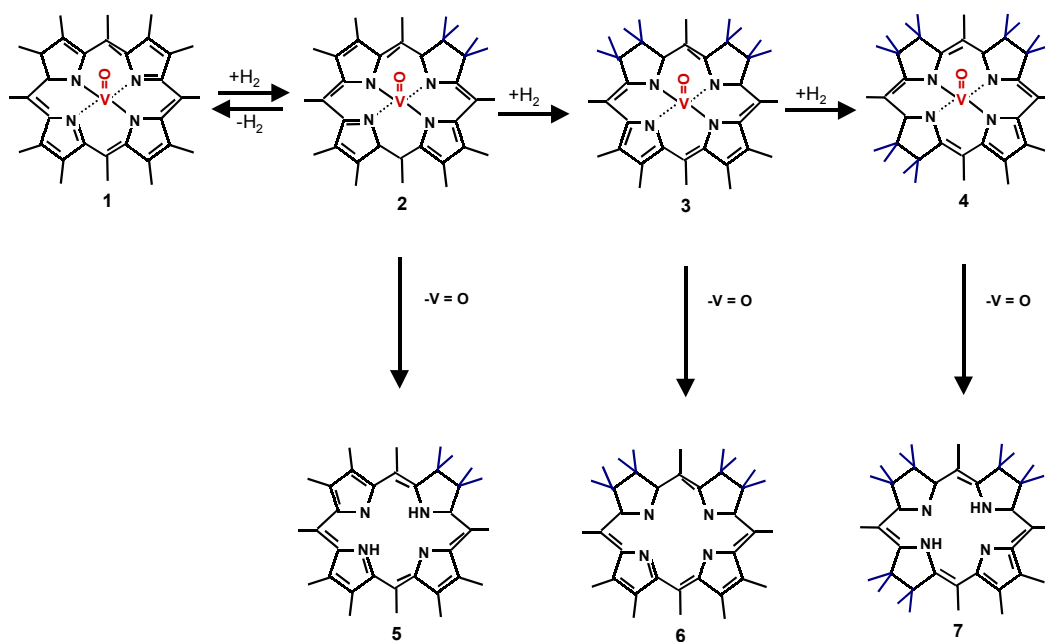


Figura 4.3. Mecanismo de hidrodeshidrogenación de un complejo de vanadio.

4.1.2 Resultados de la segunda etapa de reacción

El objetivo en esta segunda etapa experimental fue lograr una mejora en la reducción del contenido de azufre y de la producción de residuos, para lo cual se estudió el efecto en la calidad del producto del espacio-velocidad (LHSV) y de la temperatura de reacción.

4.1.2 a) Efecto del espacio velocidad. El espacio-velocidad se varió en el intervalo de 0.5-2.0 h⁻¹. La Figura 4.4 muestra la influencia del LHSV en los contenidos de azufre y de asfaltenos en el producto, y en la Figura 4.5 para nitrógeno y metales (Ni+V).

En las Figuras 4.4 y 4.5 se observa que una disminución en el LHSV provoca una reducción en los contenidos de asfaltenos, de azufre, de nitrógeno y de Ni+V en el producto. Los contenidos de azufre y de nitrógeno son aproximadamente proporcionales al espacio-velocidad, mientras que los contenidos de asfaltenos y de metales no siguen totalmente esta proporcionalidad. Los asfaltenos (Figura 4.6) y los metales (Figuras 4.2 y 4.3) se encuentran en estructuras muy complejas comparados con otros heteroátomos, por ejemplo, el azufre está localizado en la parte más externa de un asfalteno en

comparación a los metales y el nitrógeno que están en el interior de una porfirina, lo cual hace que éstos sigan diferentes mecanismos de reacción, y por esta razón exhiben también diferente conducta durante el hidrotratamiento.

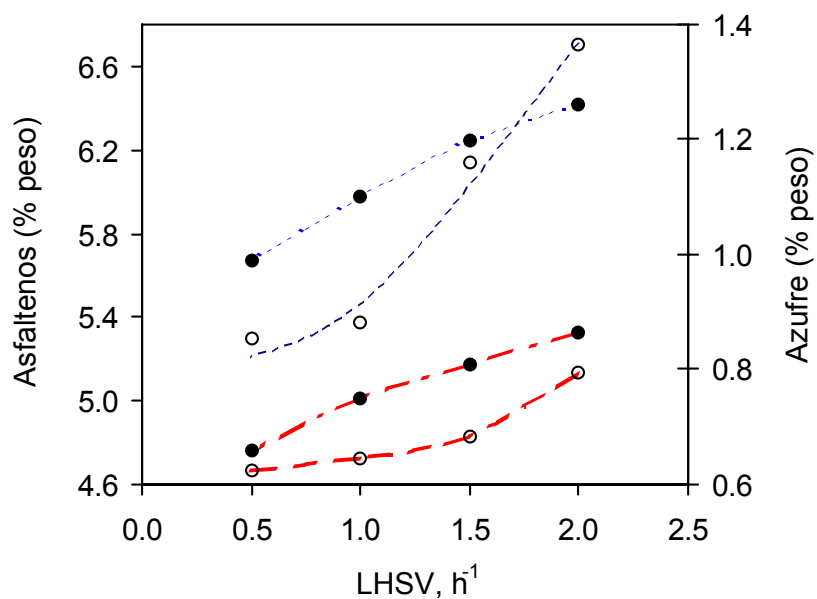


Figura 4.4. Efecto del LHSV en los contenidos de asfaltenos y de azufre. (○) Asfaltenos, (●) Azufre, (---) 360°C, (-.-.-) 400°C

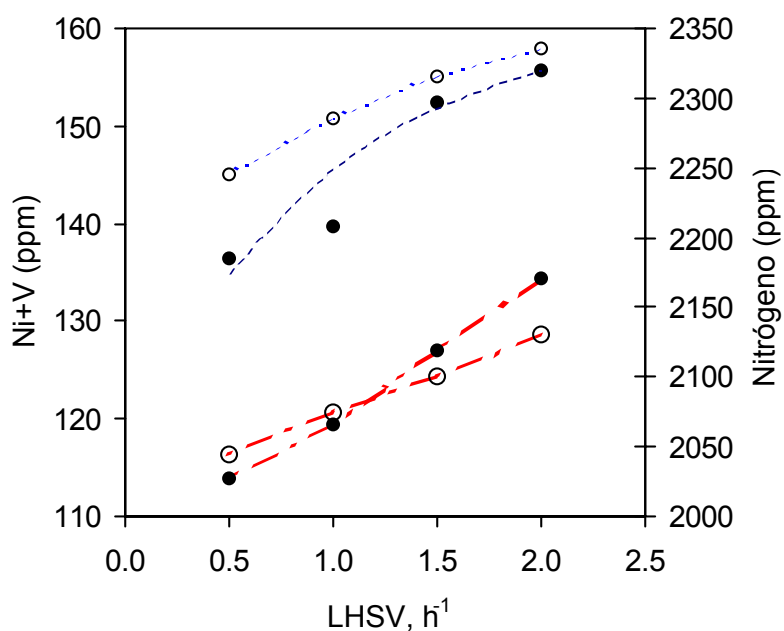


Figura 4.5. Efecto del LHSV en los contenidos de nitrógeno y de metales. (○) Nitrógeno, (●) Ni+V, (---) 360°C, (-.-.-) 400°C

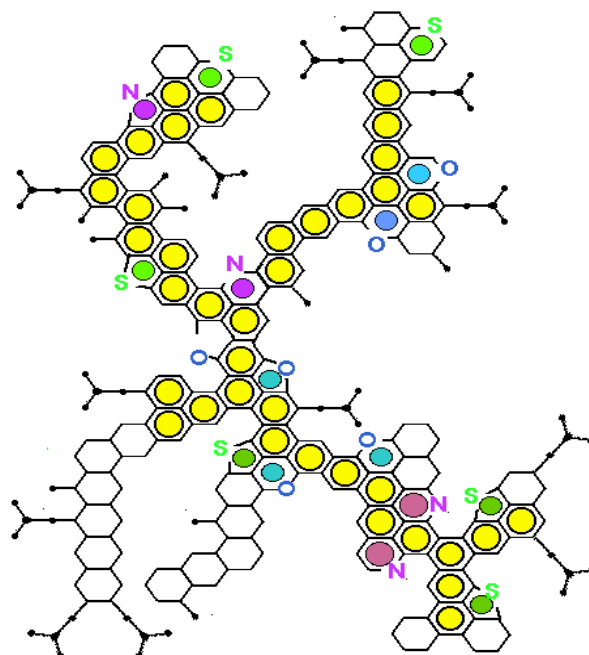


Figura 4.6. Estructura molecular hipotética de los asfaltenos del crudo maya. ^a

Por otro lado, el azufre también se encuentra contenido en el crudo pesado en compuestos organosulfurados de baja reactividad hacia la hidrodesulfuración (compuestos refractarios) que son representados principalmente por derivados del dibenzotiofeno (Figura 4.7).

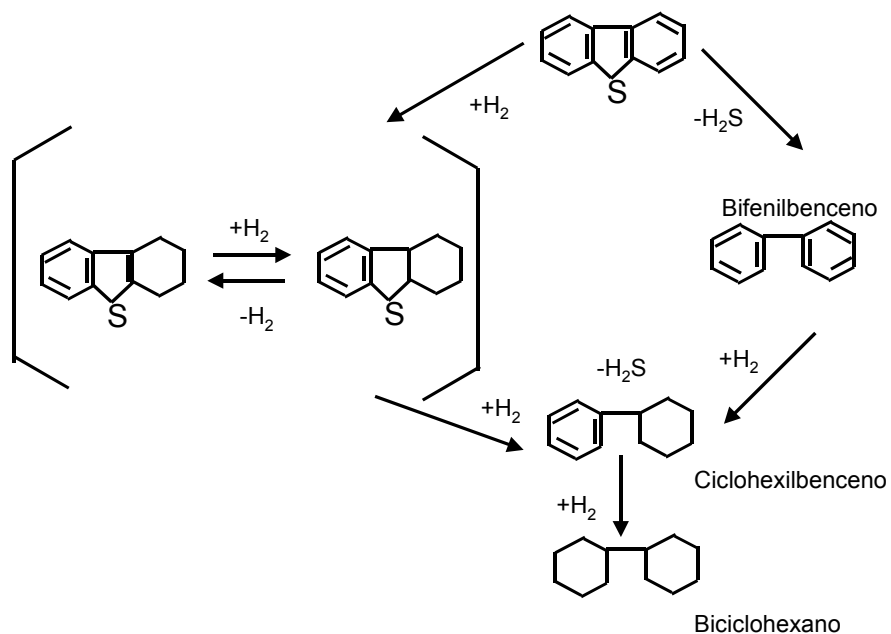


Figura 4.7. Mecanismo de hidrodesulfuración del dibenzotiofeno.

a) Mansoori, 2002: www.uic.edu/~mansoori/Asphaltene.Molecule.html

Como se muestra en la Figura 4.7, existen dos rutas que compiten simultáneamente y mediante las cuales se lleva a cabo la eliminación de azufre: (1) el proceso de hidrogenólisis, en el cual se ataca directamente el enlace entre el heteroátomo y el carbono, para eliminarse éste posteriormente, y (2) el de hidrogenación, en el cual los dobles enlaces de las moléculas se hidrogenan y posteriormente el azufre se separa de la molécula. La hidrogenólisis está gobernada por el impedimento estérico y la densidad del átomo de azufre y la hidrogenación se ve afectada por los sustituyentes.

En la reacción del dibenzotiofeno y las distintas rutas que puede tener para la remoción del azufre, se producen bifenilbenceno o difenilo, ciclohexilbenceno, biciclohexano y dibenzotiofenos parcialmente saturados, la conversión del benzotiofeno se procede selectivamente con un mínimo consumo de hidrógeno y la hidrogenación del difenilo, así como, del ciclohexilbenceno es muy baja.

A pesar de que en el proceso de HDS la remoción de azufre que se alcanza es considerable, aparecen al final del proceso moléculas que no reaccionan, llamadas moléculas refractarias, cuya reactividad es tan pequeña que son difíciles de tratar durante el proceso. En la Figura 4.4 puede observarse que a mayor severidad (LHSV bajo) el contenido de azufre tiende a un comportamiento asintótico, lo cual es un indicativo de que a estas condiciones se tienen presentes los compuestos más refractarios.

En el caso de la remoción de nitrógeno se requiere la hidrogenación del anillo que contiene este heteroátomo, antes de que se realice la hidrogenólisis para la ruptura de la unión C-N con la finalidad de disminuir la energía de activación. Como ejemplo en la Figura 4.8 se presenta el mecanismo de hidrodesnitrogenación del compuesto acridina.

Se ha observado que de manera similar a los compuestos de azufre, el nitrógeno presenta reactividades similares e incluso también en esta serie existen compuestos llamados refractarios, éstos por lo general son compuestos aromáticos de nitrógeno con ciertas ramificaciones, lo que impide la hidrogenólisis del átomo de N.

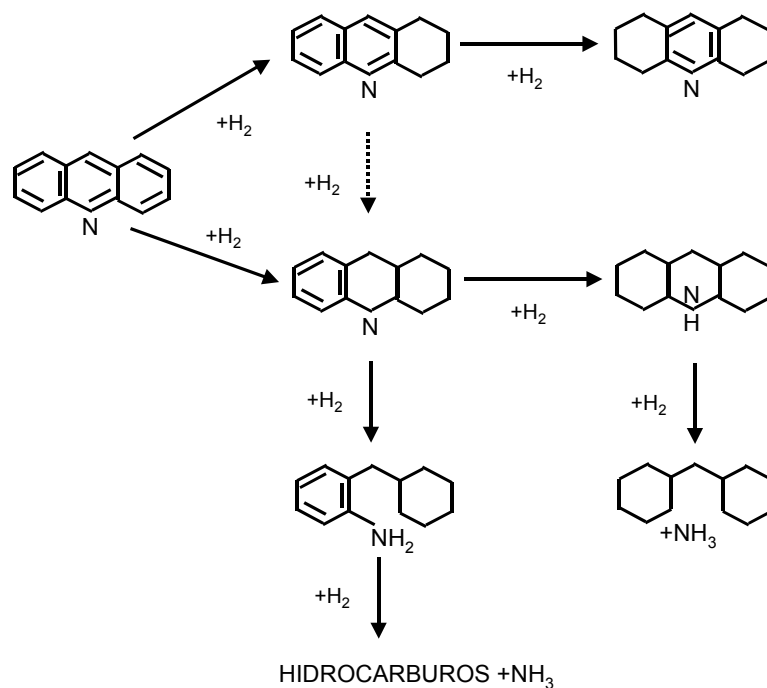


Figura 4.8. Mecanismo de hidrogenación de acridina.

4.1.2 b) Efecto de la temperatura de reacción. El efecto de la temperatura de reacción en la calidad del producto se estudió en el intervalo de 360-400°C. En las Figuras 4.9 y 4.10 se presentan los resultados experimentales para los contenidos de asfaltenos, de azufre, de nitrógeno y de metales en el producto en función de la temperatura. Como se puede observar la calidad del producto se mejora en general cuando la temperatura de la reacción se aumenta.

Las reacciones para la remoción del azufre que se encuentran en estructuras asfálticas se favorecen porque no se requiere la saturación del anillo aromático. Los poliaromáticos, por su parte, se hidrogenan fácilmente a monoaromáticos, mientras que la hidrogenación de los monoaromáticos requiere de temperaturas elevadas.

El cambio en la temperatura tiene un impacto mayor en todas las conversiones de heteroátomos cuando ésta se varió de 380 a 400°C comparado con el cambio de 360 a 380°C. El efecto de la temperatura de reacción es más alto en la remoción de azufre comparado a los otros heteroátomos removidos. (Figura 4.11).

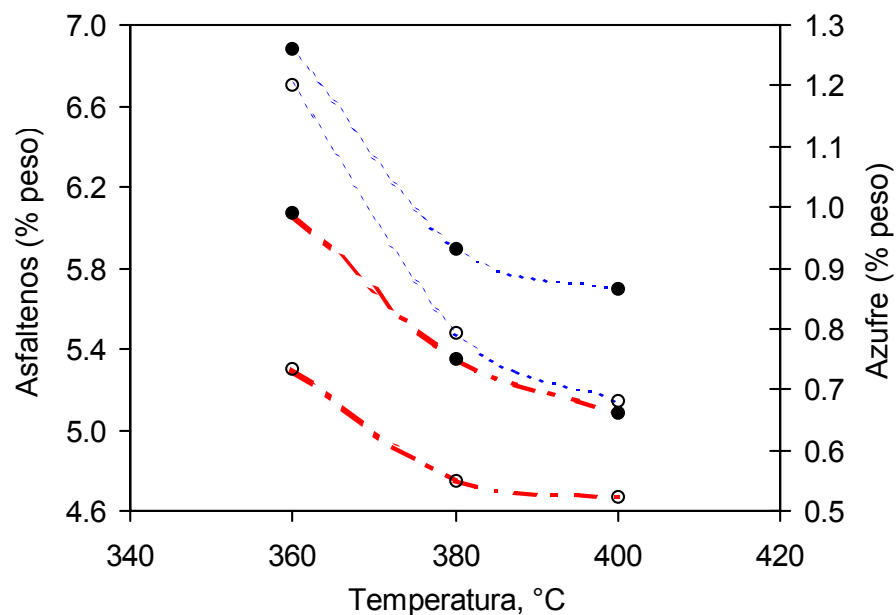


Figura 4.9. Efecto de la temperatura de reacción en el contenido de asfaltenos y de azufre. (○) Asfaltenos, (●) Azufre, (---) 2.0 h⁻¹ LHSV, (- - -) 0.5 h⁻¹ LHSV

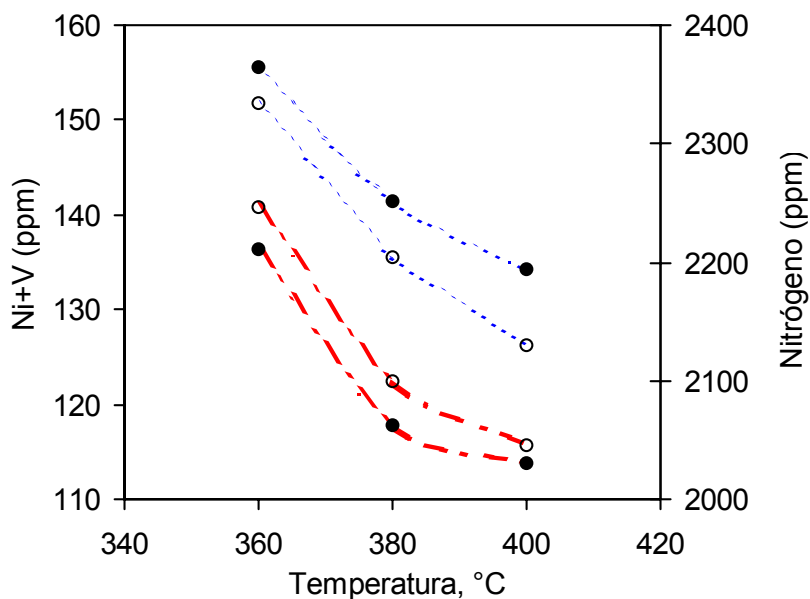


Figura 4.10. Efecto de la temperatura de reacción en el contenido de nitrógeno y de metales. (○) Nitrógeno, (●) Ni+V, (---) 2.0 h⁻¹ LHSV, (- - -) 0.5 h⁻¹ LHSV

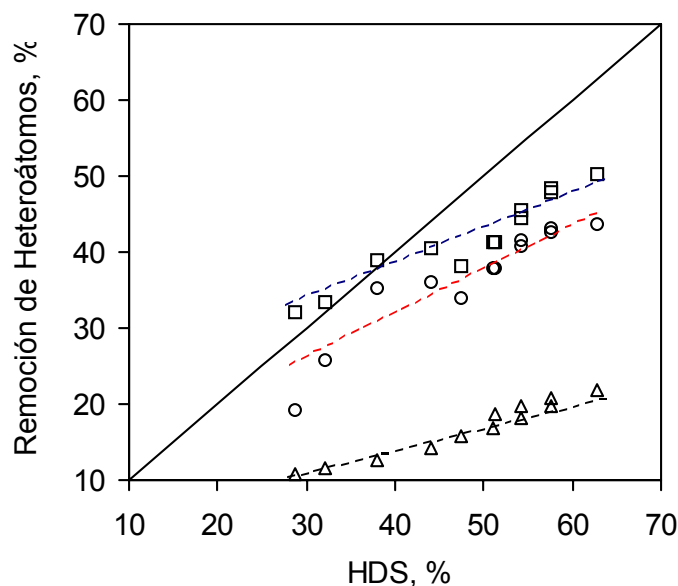


Figura 4.11. Comparación de remoción de heteroátomos. (Δ) HDN, (\square) HDM, (\circ) HDAs

La hidrodesnitrogenación exhibió una remoción más baja que las demás reacciones. Esta baja reactividad se debe a que el nitrógeno se concentra típicamente en las fracciones de alta temperatura de ebullición, y su remoción requiere de la desintegración de asfaltenos que se lleva a cabo al mismo tiempo necesitándose condiciones de operación más severas.

Los asfaltenos y el carbón Ramsbotton, que son precursores de la formación de coque, disminuyeron de 12.4 y 10.5% peso a valores entre los siguientes intervalos: 4.6 - 6.7 y 5.0 - 7.3% peso, respectivamente dependiendo de la temperatura de reacción. Las remociones de Níquel y de Vanadio (HDNi y HDV) se muestran en la Figura 4.12 en función de la temperatura de reacción y del espacio-velocidad, debe notarse que los resultados mostrados en esta figura corresponden a la segunda etapa, y que las moléculas de asfaltenos de alto peso molecular se depositaron en el catalizador de la primera etapa que tiene poros más grandes que el catalizador usado en esta etapa. Esto implica que en la segunda etapa se procesan asfaltenos menos complejos, facilitando su desintegración.

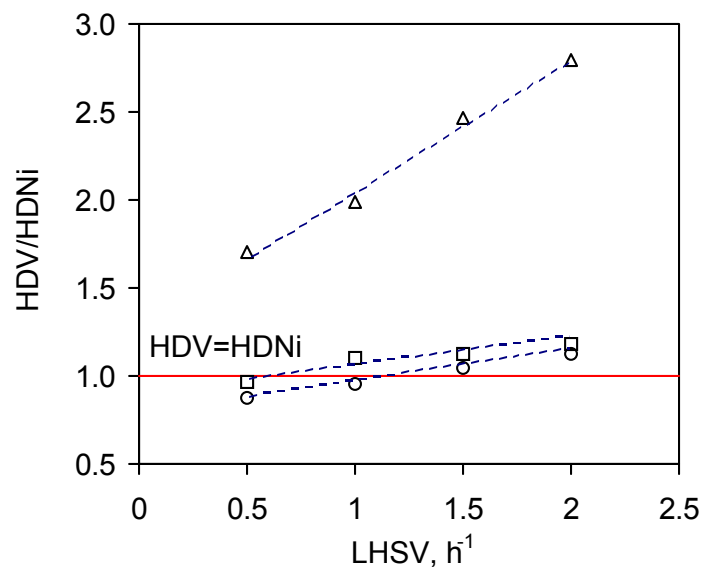


Figura 4.12. Efecto de la temperatura de reacción y del LHSV en la selectividad de Ni y de V. (Δ) 360°C, (□) 380°C, (○) 400°C

4.1.3 Cambios en la composición de crudo pesado en ambas etapas

Las fracciones pesadas del crudo pesado se convirtieron a productos más ligeros en ambas etapas. Este cambio se observó con un aumento en la gravedad API de los productos del hidrotratamiento (Figura 4.13). El valor más alto de este parámetro se observó a las condiciones de operación más severas de la segunda etapa (400°C de temperatura de reacción y 0.5 h⁻¹ de LHSV), aunque a estas condiciones altas de severidad operativa es a la que se obtiene el mayor API, la remoción de contaminantes como azufre, nitrógeno y metales en el rango de 0.5 a 1.0 h⁻¹ de LHSV es prácticamente despreciable, factor determinante para considerar el LHSV óptimo en 1.0 h⁻¹.

La gravedad API del crudo pesado se aumentó de 20.9 a 25.2 en la primera etapa, y a 28.9 en la segunda etapa a las condiciones mencionadas. Esto se debe a que el catalizador usado en la primera etapa tiene más capacidad de hidrodésintegración que el que se empleó en la segunda etapa.

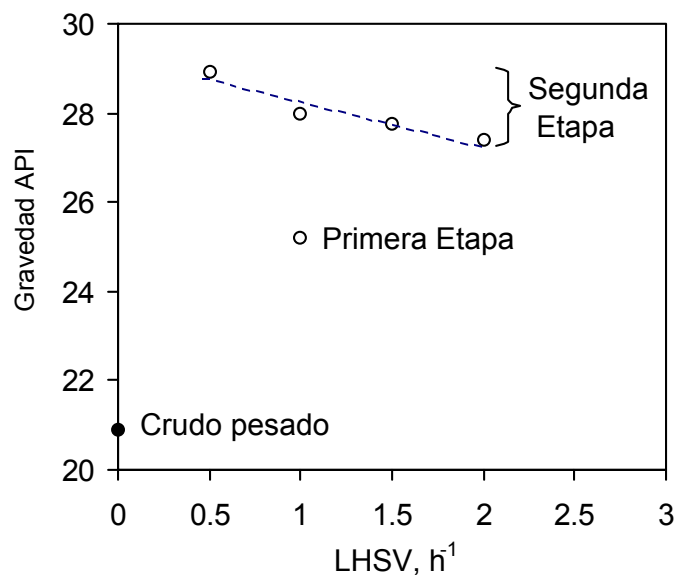


Figura 4.13. Efecto del LHSV en la gravedad API a 400°C

La hidrodeseintegración se caracteriza por convertir moléculas grandes a pequeñas bajo condiciones severas de operación en atmósfera de hidrógeno, es por este motivo que la gravedad API del crudo pesado se incrementa sustancialmente en la primera etapa, y menos en la segunda, ya que el catalizador de la primera está diseñado para reacciones de hidrodeseintegración.

La relación atómica H/C es otro parámetro para analizar los cambios en composición de crudo durante el hidrot ratamiento. La Figura 4.14 muestra el efecto de este parámetro en función de la temperatura de reacción y del LHSV.

Se observa que cuando la temperatura se incrementa y el espacio-velocidad se reduce, la relación H/C muestra un incremento permitiendo que los productos se hidrogenen más, mostrando un bajo incremento en la relación H/C en la segunda etapa comparado con la primera etapa; confirmando la tendencia observada en la figura anterior en la que se observó que el catalizador NiMo de la primera etapa de reacción tiene mayor capacidad de hidrogenación que el catalizador CoMo de la segunda.

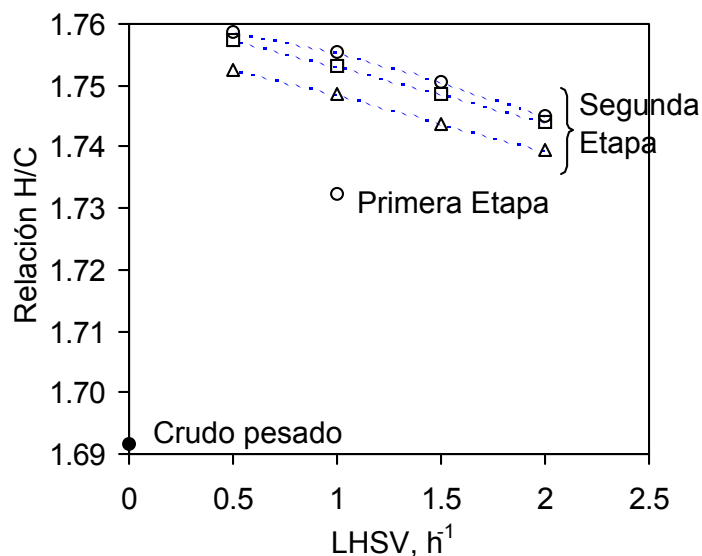


Figura 4.14. Efecto del LHSV y de la temperatura de reacción en la relación H/C. (Δ) 360°C, (□) 380°C, (○) 400°C

4.1.4 Condiciones de operación óptimas

La Tabla 4.1 presenta las condiciones de operación de las dos secciones de reacción que presentaron los mejores rendimientos de acuerdo al análisis realizado a los resultados obtenidos de la etapa experimental.

Tabla 4.1. Condiciones de operación de la sección de reacción.

Condiciones de operación	
Presión, kg/cm ²	70
Temperatura, °C	400
Relación H ₂ /HC, ft ³ /bbl	5000
LHSV, h ⁻¹	1.0

La Tabla 4.2 muestra los resultados obtenidos de las propiedades de crudos, materia prima y productos obtenidos de la primera y segunda etapas de reacción del hidrotratamiento a las condiciones de operación de la Tabla 4.1.

Tabla 4.2. Propiedades de la carga y del producto de la primera y segunda etapa de reacción

Propiedades	Producto		
	Carga	primera etapa	segunda etapa
Gravedad API	20.9	25.2	28
Azufre, % peso	3.44	1.77	0.75
Nitrógeno, ppm	3700	2616	2075
Carbón Ramsbottom, % peso	10.5	8.6	5.5
Asfaltenos en nC ₇ , % peso	12.4	8.3	4.7
Ni / V, ppm	55 / 299	41 / 188	21 / 99
Destilación TBP, °C			
TIE	19	23	38
10 % vol.	131	150	127
30 % vol.	273	263	245
50 % vol.	430	362	352
70 % vol.	---	494	480
Destilado a 538°C, % vol.	62.5	76.0	81.2

En esta tabla es notorio el alto beneficio del hidrotratamiento de crudo pesado ya que en adición a la generación de un crudo más ligero como consecuencia de las reacciones de hidrodésintegración, observable en el incremento de la gravedad API y en la modificación en la curva de destilación, se obtienen importantes reducciones en los contaminantes principales como son azufre, nitrógeno y metales (Ni/V), así como una reducción del 50 y 60% aproximadamente en Carbón Ramsbottom y Asfaltenos respectivamente, que son los principales precursores en la formación de coque. Esto produce como resultados potenciales, menor severidad de los procesos posteriores por reducción de azufre, incremento de la vida útil de los catalizadores por la reducción de metales y menor formación de coque, en general, un incremento de ganancias por el aumento de subproductos ligeros.

La Tabla 4.3 muestra la composición de nafta, destilados intermedios, gasóleos a FCC y residuos de la primera y segunda etapas de reacción.

Tabla 4.3. Composición de crudo por etapa (% Vol.)

Corte	Intervalo de Temperatura, TBP (°C)	Fracción, % vol.		
		Carga	1ª Etapa	2ª Etapa
Nafta	TIE-177	15.6	15.6	17.7
Destilados intermedios	177-343	25.5	28.1	32.3
Gasóleos a FCC	343-538	21.4	32.3	31.2
Residuo	538+	37.5	24.0	18.8

De esta tabla puede verse que la primera etapa muestra una reducción satisfactoria en el residuo, con una hidrodesintegración más selectiva para producir carga a FCC, la nafta permanece inalterada, con un aumento en el volumen de destilados intermedios de 2.6% vol. En la segunda etapa, la hidrodesintegración se orientó a producir más destilados intermedios, la carga a FCC mostró una ligera reducción y la nafta también mostró un aumento.

La definición de las condiciones de operación anteriores también consideró las propiedades del crudo que actualmente se procesa en la planta de destilación seleccionada (Tabla 4.9), en donde se logró obtener un crudo con gravedad API similar pero con menor contenido de contaminantes y residuales.

La información experimental obtenida a escala piloto reportada en las tres últimas tablas, se utilizó como punto de partida para realizar la optimización energética de la planta de hidrotratamiento de crudo pesado mediante su integración al proceso de destilación convencional.

4.2 Optimización del proceso

Uno de los parámetros más importantes que afectan la inversión total de una planta de proceso es la cantidad y el tamaño de los equipos, los cuales constituyen un factor económico para el financiamiento y desarrollo del proyecto. Por lo tanto, para el diseño de una unidad de hidrotratamiento de crudo pesado es necesario realizar el predimensionamiento de los equipos principales que se requieren para la producción de crudo ligero.

La interacción directa de proceso que requiere tener esta unidad nueva de hidrotratamiento de crudo pesado con la unidad de destilación, proporciona la posibilidad de realizar una integración de proceso basada en el precalentamiento que se requiere para el acondicionamiento de carga de estas dos unidades, mostrando un ahorro energético y su consecuente disminución en la inversión de servicios auxiliares como gas combustible y en el diseño de equipos principales.

4.2.1 Análisis de campo

Con la finalidad de realizar un estudio en el que se pudiera observar la variabilidad que presenta el proceso de hidrotratamiento de crudo pesado aplicado a un sistema de refinación existente, se realizó un análisis de campo para conocer las disponibilidades de servicios con los que cuentan los centros de procesamiento del sistema nacional de refinación actualmente.

Ante la necesidad de contar con los servicios auxiliares, procesamiento de gas ácido para la recuperación de azufre producido y principalmente de la disponibilidad de hidrógeno para las reacciones de hidrodeshidrogenación e hidrodeshidrosulfuración de la unidad nueva de hidrotratamiento de crudo pesado, el análisis de campo determinó como la opción más viable para la integración de la unidad de hidrotratamiento con la unidad primaria existente, la Refinería "Miguel Hidalgo" ubicada en Tula de Allende, en el Estado de Hidalgo.

Los puntos listados y descritos a continuación dan las características que favorecen la integración de la unidad nueva de hidrotratamiento con la unidad primaria existente en la Refinería “Miguel Hidalgo”:

- a) Disponibilidad de hidrógeno
- b) Disponibilidad de servicios auxiliares
- c) Procesamiento de carga adicional de gases ácidos en las unidades tratadoras de azufre

a) Disponibilidad de hidrógeno. El hidrógeno generado en la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, dependiendo de su pureza se clasifica en dos tipos: hidrógeno de baja pureza (86%) generado en el área norte por la Planta Reformadora de Naftas No. 1 (U-500-I), y en el área sur por la Reformadora No. 2 (U-500-II), e hidrógeno de alta pureza (99%) generado en el área Norte por la Unidad U-3400 ubicada en el complejo H-Oil, La producción de hidrógeno de estas plantas se muestra en la Tabla 4.4.

Tabla 4.4. Plantas productoras de H₂, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula

Planta	Capacidad de diseño, BPD	Prod. de H ₂ Mm ³ std/d
Reformadora I, (H ₂ 86%)	35,000	850
Reformadora II, (H ₂ 86%)	30,000	711
Total (H ₂ 86%)		1,560
H-Oil (planta U-3400, H ₂ 99%)	50,000	2,314

En el área Norte está ubicado el complejo H-Oil, el cual cuenta con una planta productora de hidrógeno (Unidad U-3400), la cual proporciona hidrógeno de alta pureza hacia la unidad Hidrodesulfuradora de Residuos (HDR) y además distribuye hidrógeno (20 Kg/cm² @ 30°C), hacia el anillo de distribución interna con el que cuenta la Refinería.

La distribución de hidrógeno de alta pureza desde la unidad U-3400 hacia las plantas consumidoras se muestra en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Consumo de hidrógeno de alta pureza, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula

Planta	Capacidad de operación BPD	Consumo de H ₂ Mm ³ std/d	Unidad de suministro
AREA NORTE			
Isomerizadora de C4's	2,500	15	H-Oil
HDS de Gasóleos	21,350	493	H-Oil
HDR	50,000	1,272	H-Oil
Requerimiento H ₂ 99% Total		1,780	

En la Tabla 4.6 se muestra la distribución de hidrógeno de baja pureza desde las plantas reformadoras (U-500-I/II) hacia las plantas consumidoras de los dos trenes de refinación existentes.

Tabla 4.6. Consumo de hidrógeno de baja pureza, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula

Planta	Capacidad de operación BPD	Consumo de H ₂ Mm ³ std/d	Unidad de suministro
AREA NORTE			
HDS de Turbosina, U-700-I	25,000	138	U-500-I
HDS de Diesel, U-800-I	20,997	175	U-500-I
Alquilación	7,585	4	U-500-I
Hidro. de Naftas, U-400-I	32,517	100	U-500-I
AREA SUR			
HDS de Diesel, U-700-II	20,997	175	U-500-II
HDS de Diesel, U-800-II	20,997	175	U-500-II
Isom. de C ₅ -C ₆	16,401	76	U-500-II
HDS de Naftas, U-400-II	32,517	100	U-500-II
HDD5	25,000	316	U-500-II
Requerimiento H ₂ 86% Total		1,259	

b) Disponibilidad de servicios auxiliares. La Refinería “Miguel Hidalgo” cuenta actualmente con la disposición de los servicios auxiliares de generación y consumos de servicios como se muestra en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7 Generación y consumos de servicios

Servicio	Generación	Consumo
Agua de enfriamiento, gpm	140000	91384.6
Vapor de media presión ton/h, (20 kg/cm ² m. , 330°C)	931	95.1
Vapor de baja presión, ton/h (3.5 kg/cm ² , 148°C)	576.5	251.2
Condensado aceitoso, ton/h (2.8 kg/cm ² , 129°C)	704.8(1)	
Condensado limpio	(1)	
Gas combustible, Mm ³ /día std	984(4)	3263.0
Agua para calderas, ton/h	(1)	412.7
Agua de servicio, barriles	1130000 (2)	
Combustóleo	(3)	
Aire de instrumentos, 7.0 kg/cm ²	(1)	

- 1.-Estos servicios se suministran por la planta de fuerza de servicios auxiliares del área norte con disponibilidad para la integración de una unidad adicional.
- 2.-Los tanques de agua cruda son: TAC-1, TAC-2 cap. 315,000 barriles c/u, TAC-3, TAC-4 cap. 200,000 barriles c/u y TAC-5 cap. 100,000 barriles, para el suministro de este servicio a toda la Refinería.
- 3.-Se cuenta con un área de tanques de combustóleo con disponibilidad para el suministro del energético requerido a los hornos de las unidades.
- 4.-El tanque de balance de suministro de gas combustible es el TH-2000 del área norte.

Por lo mostrado en la tabla anterior es notorio que la Refinería “Miguel Hidalgo” cuenta con la capacidad de generación de servicios auxiliares y de tratamiento de efluentes para la integración de la nueva unidad de hidrotreatmento de crudo pesado.

c) Procesamiento de carga adicional de gases ácidos en las unidades tratadoras de azufre. En la Tabla 4.8 se muestra el balance de cada una de las cinco unidades recuperadoras de azufre con las que cuenta actualmente la Refinería “Miguel Hidalgo”, en la cual se puede observar el porcentaje de utilización, la producción de gas ácido que cada una de las plantas envían hacia las diferentes plantas recuperadoras de azufre de acuerdo con datos recabados en campo.

Como se muestra, en la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula existe la posibilidad de procesar 374.8 Ton/D de azufre adicional proveniente del gas ácido que se produzca en la unidad nueva de hidrotreatmento de crudo pesado.

Tabla 4.8. Características de las unidades de azufre, Refinería “Miguel Hidalgo”, Tula

Planta	Capacidad de	Carga Mm ³ STD/D y		Capacidad
	Op. Ton/D	Procedencia	% utilización	adicional Ton/D
Azufre 1	160	47 (UTFH No.1) 38 (FCC No. 1) 41 (HDSG)	100	0
Azufre 2	80	38 (UTFH No.2)	30	56
Azufre 3	80	54 (HDD No. 5)	82	14.4
Azufre 4	80	38 (FCC No. 2)	87	10.4
Azufre 5	600	260 (H-Oil)	51	294
Total	1000			374.8

4.2.2. Unidad combinada no. 1 de la refinería “Miguel Hidalgo”

Los puntos listados y desarrollados a continuación dan las características de la unidad primaria existente en la Refinería “Miguel Hidalgo”:

- a) Capacidad y tipo de crudo
- b) Descripción del esquema de proceso actual
- c) Diagrama de flujo de proceso
- d) Tren de intercambio térmico actual
- e) Productos
- f) Balance de materia y reproducción de datos de diseño por simulación

a) Capacidad y tipo de crudo. La planta combinada no. 1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo en el año de 1976 y cuenta con las siguientes secciones:

La sección de destilación atmosférica tiene una capacidad de diseño de 150,000 BPDS para procesar crudo primario del tipo Poza Rica. La sección de destilación al vacío se diseñó para procesar 61, 800 BPDS de residuo primario tipo Istmo ó 69,450 BPDS de residuo primario tipo Poza Rica. La Tabla 4.9 muestra las propiedades de la carga para el tipo de crudo suministrado.

Tabla 4.9 Propiedades de la carga (aceite crudo)

PROPIEDADES	POZA RICA
Gravedad API @ 15.5/15.5°C	30.4
Factor de caracterización K	11.9
Peso Molecular	218
Viscosidad, cSt @	
37.8°C	12.5
99.0°C	3.8
Destilación ASTM % Vol., °C	
0	74
10	132
30	236
50	334
70	473
90	---

b) Descripción del esquema de proceso actual. La mezcla de crudo previo precalentamiento y desalado ingresa a la sección de estabilización de crudo parcialmente vaporizada por medio de una disminución en su presión a las condiciones de la torre de despunte, esta torre se utiliza para obtener gas combustible disuelto y fracción líquida de nafta ligera inestabilizada como producto de fondos, esto permite obtener además de reducir carga, un crudo de baja presión de vapor que ingresa a la sección de destilación fraccionada atmosférica, previo calentamiento con un horno a fuego directo para alcanzar la temperatura y vaporización.

Esta sección cuenta con una columna de platos con zonas de rectificación con dos recirculaciones líquidas, la superior para la extracción de calor, que permite reducir el perfil de flujos de vapor y la de fondos para mantener una temperatura límite en el residuo, estas dos corrientes son aprovechadas para el intercambio de calor en el precalentamiento de la carga, la columna obtiene gas y nafta pesada inestabilizada como producto de domos, turbosina del plato 9, querosina del plato 15, Gasóleo Ligero Atmosférico (GOLA) del plato 21 y Gasóleo Pesado Atmosférico (GOPA) del plato 26 como extracciones laterales.

Las tres primeras extracciones cuentan con columnas de agotamiento con arrastre de vapor (operación húmeda) para disminuir la presión parcial de los hidrocarburos y finalmente se obtiene el residuo atmosférico primario producto del fondo de la torre como carga a la sección de destilación al vacío.

La destilación fraccionada al alto vacío del residuo atmosférico es de tipo seca y permite obtener gasóleo de alto punto de ebullición que no puede alcanzarse por una destilación atmosférica, la torre de vacío mantiene su operación a estas condiciones mediante un paquete de vacío con dos bancos de eyectores de vapor.

El residuo primario se calienta por debajo de la temperatura de vaporización, al ingresar en la zona “flash”, se completa la vaporización formando vapores que ascienden hacia la zona de contacto para su condensación y fraccionamiento al vacío, obteniendo líquido remanente que desciende a la zona de agotamiento con vapor sobrecalentado.

Los productos se obtienen en las zonas de condensación de gasóleo ligero y de pesado de vacío en las que se ponen en contacto los vapores de la zona “flash” que promueven el fraccionamiento y condensación, en la parte inferior de la torre se cuenta con lavado con recirculación caliente para la eliminación de carbón en el producto líquido y metales en el gas.

Los productos obtenidos de esta sección son Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV) de domos (plato 1), Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV) como extracción lateral (plato 2) y residuo de vacío de fondo de la torre.

Todos los productos de la unidad combinada se entregan en L.B. previo enfriamiento por intercambio térmico con la mezcla de crudos de carga y enfriamiento con soloaires para su envío a otras plantas o a almacenamiento.

Como subproductos se obtienen aceite recuperado y agua amarga, que se entregan en L.B. para su envío a tanques de almacenamiento para su posterior reprocesamiento y tratamiento, respectivamente.

c) Diagrama de flujo de proceso. Las secciones de destilación atmosférica y destilación al vacío de la planta combinada no. 1 de la Refinería “Miguel Hidalgo” se encuentran actualmente conformadas por el equipo principal mostrado en la Figura 4.15.

d) Tren de intercambio térmico actual. El desarrollo de los siguientes puntos permiten realizar el análisis antes descrito:

d.1) Descripción del tren de precalentamiento de carga

d.2) Diagrama de flujo energético del proceso actual

d.1) Descripción del tren de precalentamiento de carga. La mezcla de crudo proveniente de límites de batería, se bombea por medio de dos trenes de precalentamiento en donde se aprovecha el calor intercambiado por las corrientes calientes de recirculación, así como, de los cortes de extracción producto de las secciones de destilación atmosférica, destilación al vacío y reductora de viscosidad, para elevar la temperatura de la mezcla de carga desde 20 a 238°C.

En un punto intermedio de los trenes, definido por la temperatura recomendada de entre 110 y 135°C para desalado, el crudo se somete a este proceso por medio de un equipo tipo electrostático en dos etapas, en el cual se logra la eliminación de hasta 99% de las sales disueltas, con el objeto de evitar problemas de incrustación y corrosión en el proceso.

d.2) Diagrama de flujo energético de proceso. El diagrama de flujo energético con el que cuenta actualmente la unidad combinada no. 1 de Tula, se encuentra conformado por el tren de precalentamiento de carga, el cual, se integra por los elementos de intercambio térmico listados en la Tabla 4.10 y con el arreglo esquematizado en la Figura 4.16.

e) Productos. Los productos de las secciones de despuntado, destilación atmosférica y al vacío que integran la unidad combinada, y sus especificaciones principales se presentan en la Tabla 4.11.

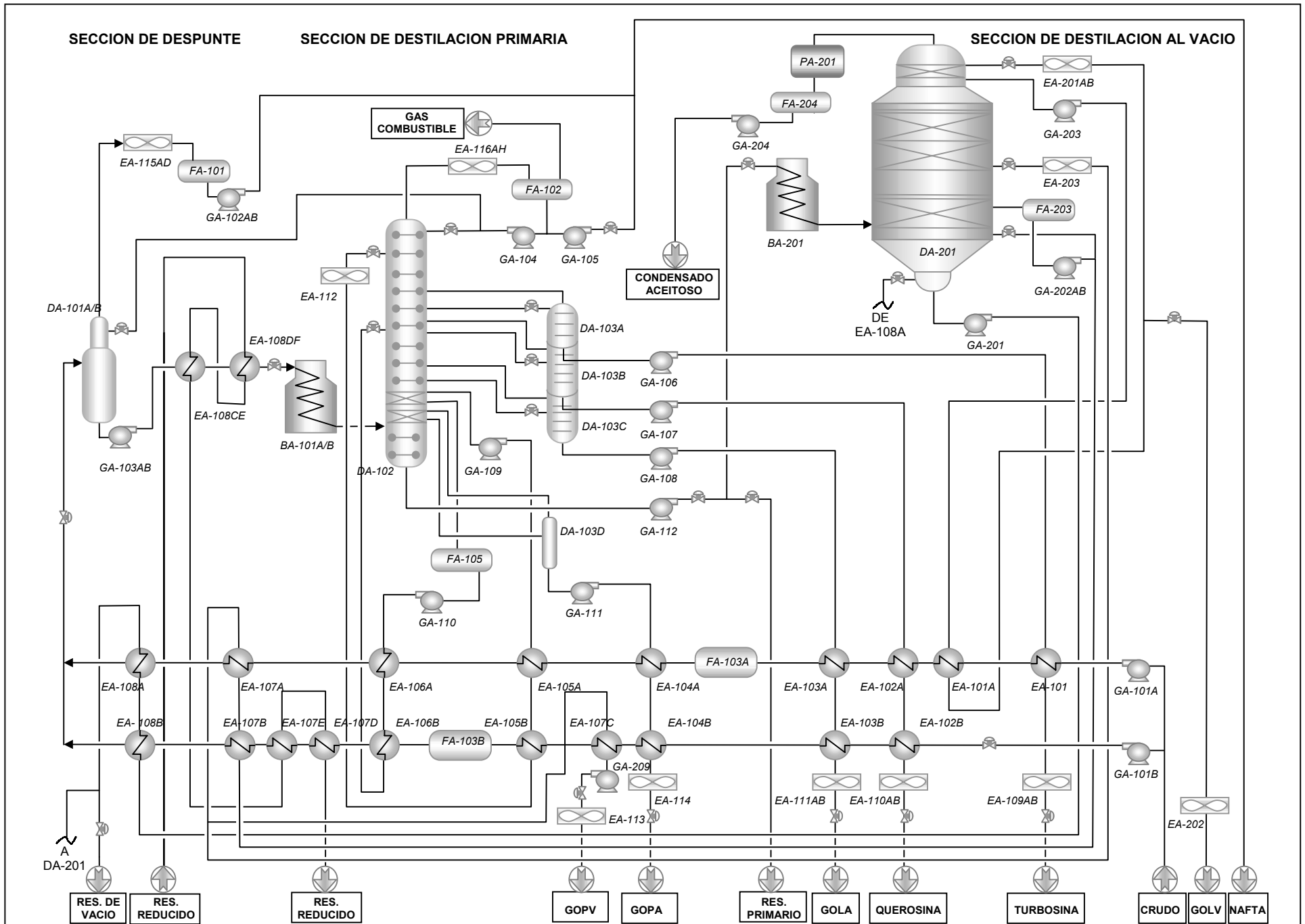


Figura 4.15, Esquema del proceso actual, unidad combinada no. 1 refinería de Tula, Hgo.

Tabla 4.10 Lista de características del equipo de intercambiadores de calor existentes

Clave	SERVICIO (Tubos/Envolvente)	Q	U	A	Lmtd
EA-101	Crudo/Turbosina	4.00	109.3	424.2	86.5
EA-101 A	Crudo/GOLV	3.49	91.7	503.9	75.5
EA-102 A	Crudo/Querosina	4.15	206.4	424.2	47.4
EA-102 B	2° Crudo/Querosina	0.86	63.4	424.2	32.2
EA-103 A	Crudo/GOLA	10.93	296.3	424.2	87.0
EA-103 B	2° Crudo/GOLA	4.37	143.2	424.2	72.1
EA-104 A	Crudo/GOPA	6.06	187.8	424.2	76.2
EA-104 B	2° Crudo/GOPA	2.37	128.6	424.2	43.6
EA-105 A	Crudo/Reflujo Atm. superior	8.91	349.7	424.2	60.1
EA-105 B	2° Crudo/Reflujo Atm. superior	5.64	316.8	424.2	42.0
EA-106 A	Reflujo Atm. Inferior/Crudo	7.54	222.0	424.2	80.1
EA-106 B	2° Reflujo Atm. Inferior/Crudo	5.10	200.8	424.2	60.0
EA-107 A	2° Crudo desalado/GOPV	4.15	258.3	242.2	37.9
EA-107 B	Crudo desalado/GOPV	11.49	277.7	424.2	97.6
EA-107 C	3° Crudo/GOPV	7.58	189.3	424.2	70.0
EA-107 DE	5° Crudo desalado/ Res. Reductora	7.57	92.8	1008	80.9
EA-108 A	2° Res. Vacio/Crudo	6.25	215.5	424.2	68.4
EA-108 B	Res. Vacio/Crudo	11.73	235.7	424.2	117.4
EA-108 C	2° Res. Reductora/Crudo desp.	0.45	38.5	503.9	23.6
EA-108 D	Res. Reductora/Crudo despuntado	0.51	40.7	424.2	29.7
EA-108 E	4° Res. Reductora/Crudo desp.	1.02	91.3	424.2	26.5
EA-108 F	3° Res. Reductora/Crudo desp.	1.54	90.7	503.9	33.7

Q = Carga térmica [=] MMKcal/h, U = Coeficiente Global [=] Kcal/h m² °C, A = Area [=] m², Lmtd [=] °C

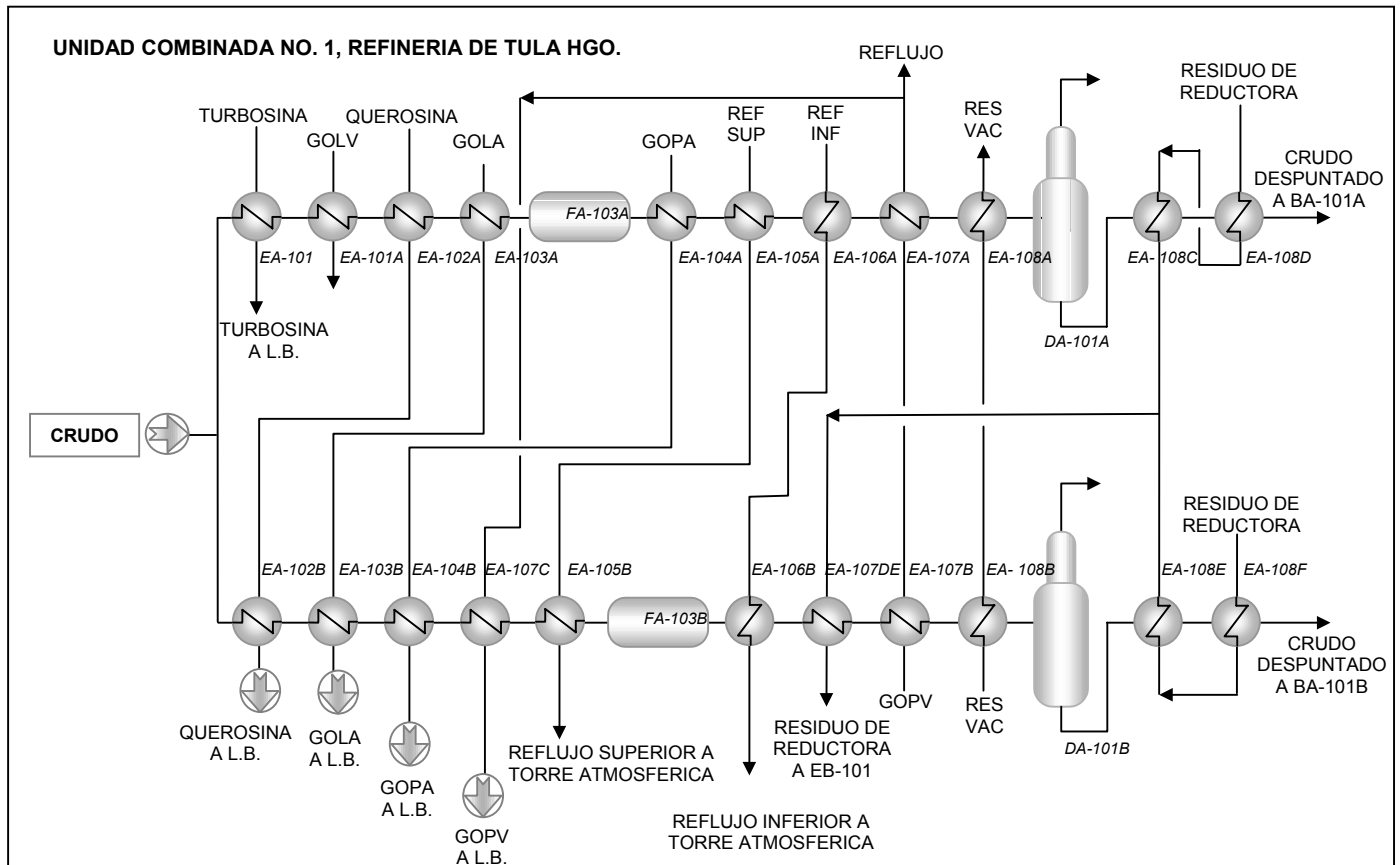


Figura 4.16 Diagrama del tren de intercambio térmico actual

Tabla 4.11 Propiedades de los productos (Crudo Poza Rica)

PRODUCTO	Destilación Primaria					Destilación al Vacío		
	Nafta	Turbosina	Querosina	GOLP	GOPP	GOLV	GOPV	RES. VACIO
FLUJO, BPD	36,000	12,000	15,300	11,400	5,550	14,445	14,445	40,560
PM	111.6	175	209	250	239	295	305	390
°API (15.5/15.5)°C	60.7	43.2	35.5	31.5	29.1	26.5	22	6.5
Destilación ASTM %Vol., °C								
0	60	212	253	304	339	316	407	---
10	71	213	255	305	340	360	432	---
30	104	217	260	309	342	397	446	---
50	127	221	266	314	344	416	454	---
70	148	227	280	319	347	428	477	---
90	170	233	285	324	350	444	500	---
100	180	234	290	328	352	462	535	---

f) Balance de materia y reproducción de datos de diseño por simulación. La simulación del sistema de la unidad combinada se realizó con el simulador de procesos “HYSYS” versión 2.1, el cual calcula los balances de materia y de energía para cada una de las corrientes del proceso, en éstas se muestran las condiciones de operación, la composición química, las propiedades físicas y químicas de la corriente total, de la fase vapor y de la fase líquida.

La reproducción de datos de diseño mediante simulación del esquema de proceso para la unidad combinada existente, que consiste en obtener las condiciones de operación de la unidad, se realizó partiendo de los datos de diseño correspondientes a la materia prima y productos que maneja dicha unidad, los cuales son fundamentales para corroborar los resultados del sistema simulado que permita tener una reproducción del proceso veraz y consistente, y así poder hacer la inclusión de la sección de hidrotratamiento y la integración térmica de corrientes, partiendo de una base firme.

Los resultados obtenidos de la reproducción del sistema simulado presentaron las desviaciones mostradas en la Tabla 4.12.

Partiendo del balance de materia y de energía reproducido, se realizó la inclusión de la sección de hidrotratamiento para obtener la información del balance modificado que genera la base para el cálculo ó predimensionamiento de los equipos de proceso adicionales requeridos por la integración de esta sección de hidrotratamiento en la

unidad combinada, así como, los requerimientos de agentes químicos, catalizadores y servicios auxiliares.

Tabla 4.12 Reproducción de resultados, carga y productos (Crudo Poza Rica)

PRODUCTO	Crudo Poza Rica	Destilación Primaria					Destilación al Vacío		
		Nafta	Turbosina	Querosina	GOLP	GOPP	GOLV	GOVP	RES. VACIO
FLUJO, BPD	150,000	36,000	12,000	15,300	11,400	5,550	14,445	14,445	40,560
Desviación, %	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.8
°API (15.5/15.5)°C	30.4	60.7	43.2	35.5	31.5	29.1	26.5	22	---
Desviación, %	1.3	9.4	7.7	9.3	3.0	0.0	7.4	4.1	---
Destilación ASTM, °C									
90 %Vol	473 (1)	184	238	283	323	351	444	500	---
Desviación, %	0.0	8.2	2.2	0.6	0.4	0.3	0.1	0.1	---

(1) Destilación ASTM %Vol.@ 70°C

A estas tres secciones se integró una cuarta que es la de hidrotratamiento, compuesta por cuatro bloques, las condiciones de operación de las secciones existentes se modificaron de acuerdo a los requerimientos para la destilación de productos ya que los rendimientos se afectaron por la hidrodesintegración que se llevó a cabo en la sección de hidrotratamiento, generando una carga más ligera a destilación.

4.2.3. Inclusión de la sección de hidrotratamiento de crudo pesado

Los puntos listados y desarrollados a continuación muestran las variaciones y afectaciones derivadas de la inclusión e integración térmica de la sección de hidrotratamiento de crudo pesado a la unidad primaria existente en la refinería “Miguel Hidalgo”:

- a) Capacidad, tipo de carga y productos
- b) Descripción del esquema de proceso modificado
- c) Diagrama de flujo de proceso modificado

a) Capacidad, tipo de carga y productos. La planta combinada no. 1 cuenta con una capacidad de 150,000 BPD de crudos primario tipo Posa Rica a procesar en la unidad de destilación atmosférica.

Las condiciones de diseño y de operación para esta unidad no se modifican con la inclusión de la sección de hidrotratamiento de carga pesada, la cual debido a su filosofía de operación basada en la sustitución del volumen de crudo primario procesado actualmente por crudo ligero producto del hidrotratamiento de crudo pesado, debe contar con una capacidad de 144,872 BPD, para poder suministrar el crudo ligero necesario a procesar en la sección de destilación primaria, sin afectar la operación actual de la unidad combinada.

La inclusión de la sección de hidrotratamiento permite el suministro de carga pesada al 100% desde límites de batería a la unidad combinada, esto es que teniendo el ingreso de 144,872 BPD de crudo pesado, se requiere del pretratamiento del 100% de la carga en la sección de hidrotratamiento para el suministro de crudo ligero a la sección de destilación primaria y así no afectar la mezcla de carga de la refinería, por lo que, las secciones actuales de despunte, destilación primaria y de vacío que componen la unidad combinada no. 1, no se verán afectadas en la filosofía de operación que de diseño manejan.

b) Descripción del esquema de proceso modificado. La sección de hidrotratamiento de crudo pesado además de reducir la concentración de contaminantes tales como azufre, nitrógeno, metales, etc, permitir la sustitución del volumen de crudo tipo Posa Rica procesado en la destilación primaria mediante el contacto de la carga pesada con un catalizador adecuado en presencia de un gas rico en hidrógeno.

A continuación se describe de manera sintetizada cada uno de los bloques y se listan las necesidades en equipo principal para llevar a cabo la inclusión de la sección de hidrotratamiento a las instalaciones existentes de la unidad combinada.

b.1) Bloque de carga. Este permite el acondicionamiento operativo de presión y temperatura de la carga de crudo pesado posterior al tren de precalentamiento y del hidrógeno para su ingreso al reactor de hidrodesulfuración.

El dimensionamiento del horno nuevo queda determinado por los requerimientos de calentamiento adicionales a los obtenidos por intercambio en el tren de precalentamiento y el intercambiador nuevo de crudo pesado/crudo hidrotratado.

Para entrega de la presión requerida en la reacción, se adiciona una bomba después del precalentamiento.

Sus equipos principales son: bomba de carga a reacción (GA-001), paquete de compresión de alta presión de hidrógeno (GB-001), horno a fuego directo (BA-001), intercambiador crudo pesado/crudo hidrotratado (EA-001).

b.2) Bloque de reacción. La función principal de este bloque es realizar las reacciones de hidrotratamiento catalítico de crudo pesado dividido en dos etapas, la primera para la hidrodeshidrogenación con la finalidad de remover los compuestos con metales, nitrógeno y asfaltenos principalmente, y la segunda para la hidrodeshulfuración con la remoción de compuestos de azufre principalmente, el aumento en la gravedad API se lleva a cabo debido a la reacción de hidrodeshidrogenación que se presenta en ambas etapas.

Su equipo principal se compone de dos reactores isotérmicos tubulares de lecho fijo: reactor de hidrodeshidrogenación (DC-001) y reactor de hidrodeshulfuración (DC-002).

b.3) Bloque de separación. En este se lleva a cabo la separación de gas amargo rico en hidrógeno y crudo hidrotratado. El gas amargo previo intercambio térmico se trata en una torre de lavado a contracorriente con una solución de amina pobre en donde se absorbe el ácido sulfhídrico, obteniéndose amina rica para su posterior regeneración e hidrógeno dulce para su precalentamiento y recirculación.

Los equipos principales de esta sección son: Tanque de separación caliente de alta presión (FA-001), Intercambiador crudo ligero de reacción/Hidrógeno de recirculación (EA-002), Intercambiador gas amargo/Hidrógeno de recirculación (EA-003), Enfriador de gas amargo (EA-004), Torre lavadora con amina (DA-001).

b.4) Bloque de regeneración de amina. Este bloque tiene como función eliminar el ácido sulfhídrico contenido en la amina rica proveniente de la Torre de Lavado mediante la torre regeneradora de amina en contacto con vapores calientes que propician la separación del ácido sulfhídrico del líquido, el ácido sulfhídrico como producto de domos se envía a L.B. para su tratamiento en las plantas de azufre, El producto de fondos se enfría, se le inyecta amina de reposición y se envía al Tanque de Amina Pobre previo filtrado para su posterior recirculación.

El equipo principal necesario para este bloque (Considerado como equipos paquete de endulzamiento PA-001) se encuentra compuesto por los siguientes: Asentador de Amina Rica, Bomba de Amina Rica, Intercambiador de Amina Pobre/Rica, Torre Regeneradora de Amina, Rehervidor de la Regeneradora de Amina, Separador de Condensado de Baja Presión, Condensador de la Torre Regeneradora de Amina, Acumulador de Reflujo de la Torre Regeneradora de Amina, Fosa de Amina, Tanque de Amina Pobre

c) Diagrama de flujo de proceso modificado. La conformación actual del proceso se ve afectada parcialmente con la adición de la sección de hidrotreatmento de crudo pesado que cuenta con equipo de acondicionamiento de carga, dentro del cual se encuentra el intercambiador nuevo antes mencionado, localizado al final del tren de precalentamiento existente. Como es de notarse esta inclusión no afecta la integración térmica de corrientes para el tren de precalentamiento de carga como se describe en el punto anterior. Al obtener la cantidad necesaria de crudo hidrotreatado que sustituye al crudo ligero que actualmente procesa la planta combinada no. 1 en la unidad de destilación atmosférica (150,000 BPD), no se tiene afectación en las secciones de destilación primaria y de destilación al vacío. El resultado de la inclusión de la sección de hidrotreatmento se muestra en la Figura 4.17.

4.2.4. Diseño del proceso modificado

Los puntos listados y desarrollados a continuación proporcionan los datos principales de ingeniería para equipos nuevos y servicios adicionales requeridos en la inclusión propuesta.

RESULTADOS EXPERIMENTALES Y OPTIMIZACION DEL PROCESO

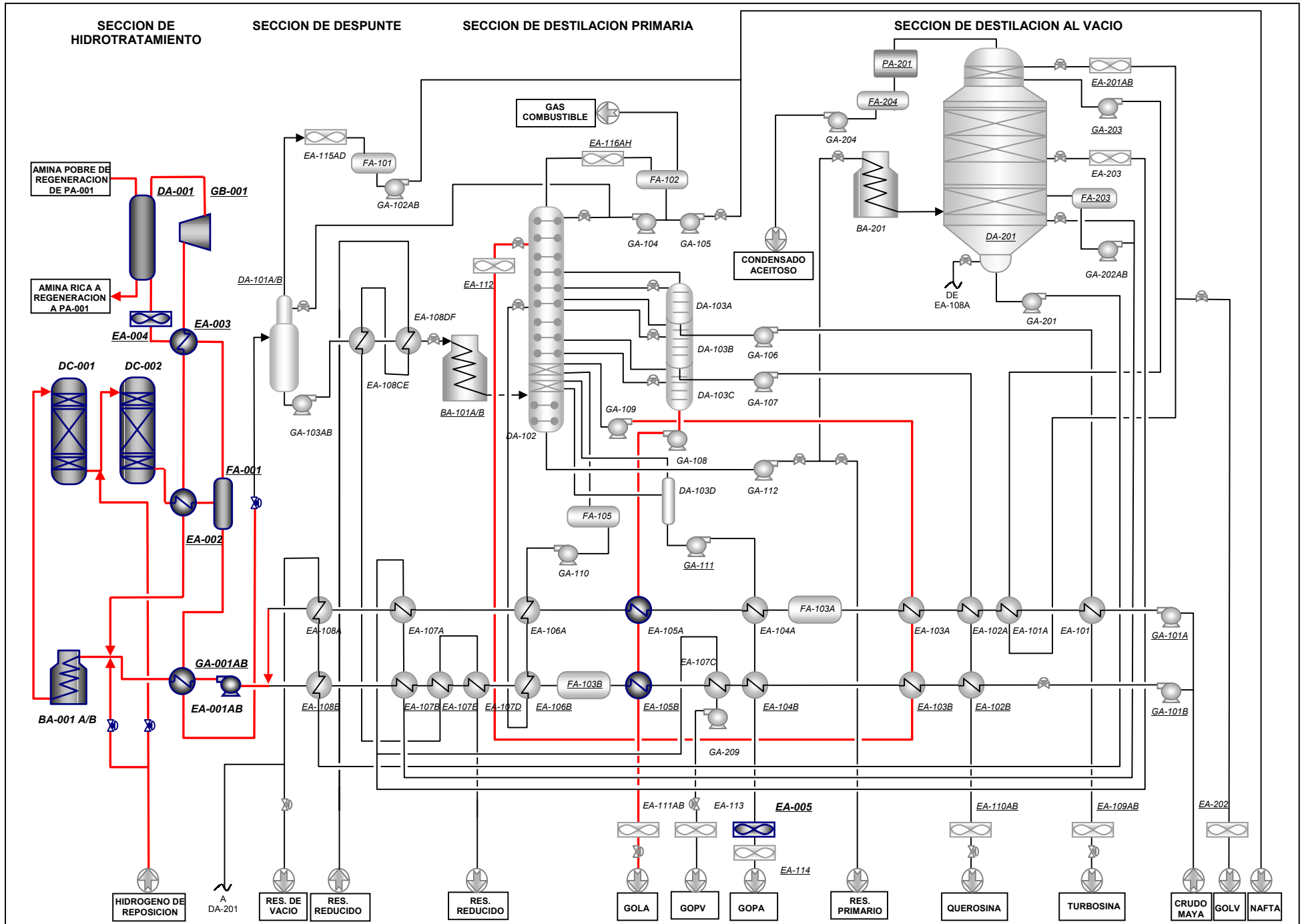


Figura 4.17 Esquema del proceso modificado, unidad combinada no. 1, refinera de Tula, Hgo.

- a) Simulación del proceso modificado
- b) Análisis energético del nuevo esquema
- c) Criterios de diseño
- d) Predimensionamiento de equipo nuevo
- e) Servicios auxiliares, químicos y catalizadores

a) Simulación del proceso modificado. Para realizar el predimensionamiento de los equipos de proceso que dieron la pauta para determinar la inversión total requerida, se realizó la simulación en Hysys para la integración del proceso de HDT de crudo pesado con las unidades de destilación primaria y vacío, considerando los resultados experimentales obtenidos en planta piloto mostrados en el punto 4.1, de los cuales se presta mayor interés a las condiciones de operación óptimas de la Tabla 4.1. Al contar con el LHSV de los dos reactores, valor fundamental para el diseño del equipo y cálculo del volumen de catalizador, en la simulación se consideró a los dos reactores como cajas negras ya que se cuenta con los resultados experimentales de entrada – salida para los dos equipos de reacción, como son condiciones de operación y curvas de destilación de la Tabla 4.2. Las temperaturas de destilación de los productos obtenidos mediante la simulación del proceso modificado se muestran en la Tabla 4.13, estas están basadas en las fracciones volumetricas para los cortes de la segunda etapa mostradas en la Tabla 4.3.

Tabla 4.13 Resultados de la simulación del proceso modificado

PRODUCTO	Destilación Primaria				Destilación al Vacío			
	Nafta	Turbosina	Querosina	GOLP	GOPP	GOLV	GOV	RES. VACIO
Fracción, % vol.	18	32			31		19	
Destilación ASTM %Vol., °C								
90	177	343			538		---	
Desviación, %	5.1	0.2			0.3		---	

Los beneficios adicionales no mostrados por la simulación son los reportados en la Tabla 4.2, donde se observa una importante reducción en los contaminantes principales de crudos pesados como son azufre, nitrógeno y metales (Ni/V), así como una reducción de Carbón Ramsbottom y Asfaltenos, que permiten una menor severidad de los procesos posteriores.

b) Análisis energético del nuevo esquema. En virtud de que la inclusión de la sección de hidrotreatmento a la planta combinada existente demanda requerimientos de calentamiento y enfriamiento de corrientes adicionales debido principalmente al calor requerido en la zona de reacción para llevar a cabo la hidrosulfuración, con el objetivo de minimizar los requerimientos de agua de enfriamiento y el consumo de combustibles para el calentamiento en hornos, debiendo maximizar el uso de enfriadores con aire.¹

b.1) Potencial de mejoramiento energético. Una de las consideraciones principales que hay que tomar en cuenta para los equipos en plantas existentes como es el caso de la unidad combinada no. 1 de la refinería de Tula, es el tipo de materiales de tubos y coraza de los intercambiadores existentes, que se encuentran diseñados y fabricados para el servicio que actualmente desempeñan, como se muestra en la Tabla 4.10 (lista de características del equipo de intercambiadores de calor existentes), en donde se nota que la gran mayoría son de acero al carbón, material no apto para el manejo de hidrógeno, por lo cual, la alternativa más viable es la de mantener las corrientes de intercambio actuales, con la inclusión de intercambios nuevos en la sección de reacción fabricados con acero inoxidable, con la capacidad de manejar corrientes con contenido de hidrogeno (EA-001, 002, 003 y 004), como se muestra en la Figura 4.17.

b.2) Resultados del mejoramiento energético. Derivado del análisis energético del nuevo esquema en el cual se fijó la relación coeficiente de transferencia-área de cada equipo de intercambio, se tienen las siguientes afectaciones mínimas al tren de precalentamiento existente, mostradas en la Figura 4.17 y Tabla 4.14.

Para mantener la temperatura de la sección de desalado entre 110 y 135°C se realizó el Intercambio de servicio para las corrientes de GOLA y reflujo atmosférico superior por el lado coraza en los intercambiadores EA-103A, B y EA-105A, B. Este intercambio de corrientes es debido a que la disminución en volumen de GOLA en el esquema modificado al intercambio térmico con crudo de carga en los intercambiadores EA- 103 A, B no alcanza la temperatura especificada para la buena operación en el procedimiento de desalado, por lo que se cambió el servicio con la corriente de reflujo atmosférico superior obteniéndose las temperaturas requeridas. Como resultado del cambio de servicio, se tiene la adecuación de los intercambiadores EA-105A, B ya que el

flujo de la corriente de GOLA comparada con la de reflujo atmosférico superior, requieren de una menor relación coeficiente de transferencia-área para mantener el Lmtd de operación con las nuevas temperaturas y flujos.

Para la entrega de productos a L.B. las temperaturas a los aereoenfriadores existentes se redujeron en su mayoría con la excepción de la corriente de GOPA la cual sale del tren de precalentamiento a una temperatura de 70°C por arriba de la temperatura normal manejada en el esquema anterior, por esta causa es necesaria la inclusión de un aereoenfriador nuevo (AE-005), para la entrega de este producto a las condiciones de entrada del aereoenfriador existente (AE-114).

Tabla 4.14 Lista comparativa de intercambiadores de calor proceso actual y modificado

Clave	SERVICIO (Tubos/Envolvente)	UA	Lmtd	Desv. %
EA-101	Crudo/Turbosina	46,365	86.5	11.4
EA-101 A	Crudo/GOLV	46,208	75.5	0.7
EA-102 A	Crudo/Querosina	87,555	47.4	21.4
EA-102 B	2° Crudo/Querosina	26,894	32.2	23.3
EA-103 A (1)	Crudo/Reflujo Atm. superior	125,690	87.0	24.9
EA-103 B (1)	2° Crudo/Reflujo Atm. superior	60,745	72.1	18.7
EA-104 A	Crudo/GOPA	79,665	76.2	38.9
EA-104 B	2° Crudo/GOPA	54,552	43.6	61.1
EA-105 A (1)	Crudo/GOLA	(2) 148,343	60.1	3.8
EA-105 B (1)	2° Crudo/GOLA	(2) 134,387	42.0	2.8
EA-106 A	Reflujo Atm. Inferior/Crudo	94,172	80.1	4.4
EA-106 B	2° Reflujo Atm. Inferior/Crudo	85,179	60.0	7.0
EA-107 A	2° Crudo desalado/GOPV	62,560	37.9	17.4
EA-107 B	Crudo desalado/GOPV	117,800	97.6	23.3
EA-107 C	3° Crudo/GOPV	80,301	70.0	0.6
EA-107 DE	5° Crudo desalado/ Res. Reductora	93,542	80.9	2.8
EA-108 A	2° Res. Vacio/Crudo	91,415	68.4	22.6
EA-108 B	Res. Vacio/Crudo	99,984	117.4	1.2
EA-108 C	2° Res. Reductora/Crudo desp.	19,400	23.6	1.2
EA-108 D	Res. Reductora/Crudo despuntado	17,265	29.7	1.4
EA-108 E	4° Res. Reductora/Crudo desp.	38,729	26.5	1.4
EA-108 F	3° Res. Reductora/Crudo desp.	45,704	33.7	2.0

UA [=] Kcal/h °C, A = Area [=] m², Lmtd [=] °C

(1) Cambio de servicio

(2) Adecuacion del equipo.

c) Criterios de Diseño.^{2,3,4} Adicional a los datos obtenidos como resultado de la simulación, se hizo necesario determinar los siguientes criterios de diseño, para el dimensionamiento de equipo nuevo:

- El calentador de carga al reactor se diseñó con 30% de sobrediseño en carga térmica para poder absorber la pérdida de eficiencia de los precalentadores de carga, así como, para contar con la capacidad térmica en la etapa de activación del catalizador.
- El compresor de recirculación de hidrógeno se diseñó con 10% de sobrediseño en flujo para cubrir las cargas requeridas en la planta. De la misma forma se consideró un sobrediseño de 20% en la presión de descarga con el objeto de cubrir los posibles aumentos en caída de presión sobre el sistema de calentamiento de la carga debido al fenómeno de incrustación y del lecho catalítico. Por otro lado, se seleccionó como accionador una turbina de vapor a condensación total para garantizar la continuidad en la operación del compresor en caso de falla de energía eléctrica, por ser un equipo crítico dentro del proceso.
- El tanque de separación de alta presión se diseñó en función del nivel de presión del circuito de reacción.
- Los intercambiadores consideran un sobrediseño del 10% en el diseño hidráulico y 10% en carga térmica, con placas de choque en la corriente de entrada y materiales de acero inoxidable.
- Para establecer la presión de diseño se consideró un 20% ó 2 kg/cm² de sobrediseño en la presión normal de operación, lo que resulte mayor.
- Para establecer la temperatura de diseño se consideró un 20% ó 20°C de sobrediseño en la temperatura normal, lo que resulte mayor.

d) Predimensionamiento de equipo nuevo.^{5,6,7,8} Los resultados obtenidos del predimensionamiento de los equipos adicionales necesarios se muestran en la Tabla 4.15. En esta tabla se presentan el diámetro y la longitud de los recipientes principales, tales como reactores, separador de alta presión, acumulador de carga. También se observan las características en carga térmica de los intercambiadores nuevos, calentador de carga, así como la potencia de las bombas, del compresor de recirculación de hidrógeno y adicionalmente todos los equipos principales necesarios como los del paquete de endulzamiento.

Tabla 4.15 Predimensionamiento de equipos de proceso

Clave	Servicio		
Bloque de carga			
GA-001	Bomba de carga a reacción	Potencia, HP	2,500
GB-001	Compresor de alta presión de H ₂ de recirculación	Potencia, HP	5,830
BA-001	Calentador de carga al reactor (horno a fuego directo)	Carga térmica, Mmkcal/h	56.40
EA-001	Intercambiador crudo pesado/crudo hidrotratado	Carga térmica, Mmkcal/h	65.3
		UA, Mmkcal/C-h	8.12
Bloque de reacción			
DC-001	Reactor de hidrodesmetalización (Isotérmico tubular de lecho fijo) (1)	D. I., mm	7,454
		L. T-T, mm	22,929
DC-002	Reactor de hidrodesulfuración (Isotérmico tubular de lecho fijo) (1)	D. I., mm	7,499
		L. T-T, mm	23,057
Bloque de separación y endulzamiento de gases			
FA-001	Tanque de separación caliente de alta presión	D. I., mm	14,000
		L. T-T, mm	28,100
DA-001	Torre lavadora con amina	D. I., mm	9,373
		L. T-T, mm	20,000
EA-002	Intercambiador Crudo ligero de reacción/Hidrógeno de recirculación	Carga térmica, Mmkcal/h	46.6
		UA, Mmkcal/C-h	0.71
EA-003	Intercambiador Gas amargo/Hidrógeno de recirculación	Carga térmica, Mmkcal/h	25.4
		UA, Mmkcal/C-h	0.14
EA-004	Enfriador de gas amargo	Carga térmica, Mmkcal/h	117.7
EA-005	Enfriador de GOPA	Carga térmica, Mmkcal/h	6.9
PA-001	Paquete de endulzamiento (1)	Capacidad, MMPCSD	710

(1) Para mayor detalle referirse al anexo A

e) **Servicios auxiliares, químicos y catalizadores.** Los consumos de servicios auxiliares se presentan en la Tabla 4.16, así como, los correspondientes a los químicos y catalizadores en la Tabla 4.17.

Tabla 4.16. Consumo adicional de servicios auxiliares

Servicio	Consumo
Vapor de media presión, kg/h	13,034
Combustible gaseoso, Mm ³ /d	163.16
Energía eléctrica, KW	151,436

Como se mostró en la Tabla 4.7 Generación y consumos de servicios, es notorio que la refinería cuenta con la capacidad en infraestructura del sistema de fuerza para suministrar estos requerimientos adicionales de servicios auxiliares.

Tabla 4.17 Consumo de químicos y catalizadores

Consumo	
Catalizador HDM	
Carga, Ton	703.4
Consumo, Ton/año	1406.8
Catalizador HDS	
Carga, Ton	843.7
Consumo, Ton/año	843.69
Soporte del catalizador	
Alúmina de 1/4", m ³	16
Alúmina de 3/4", m ³	20

Con toda la información anterior es posible realizar una estimación de la inversión total requerida para la integración del proceso de hidrotreamiento de crudo pesado a la unidad de destilación primaria de la refinería "Miguel Hidalgo" de Tula de Allende, con base en los resultados de la simulación, y el diseño del proceso modificado, el cual fue el factor de mayor importancia y peso para la determinación de requerimientos de equipo nuevo a incluir, así como los servicios requeridos.

4.3. Estimado de inversión

Como parte crucial de todo proyecto en desarrollo es necesario conocer los resultados económicos que se obtienen basados en los datos técnicos y que determinan la inversión total requerida, la cual, básicamente comprende la adquisición de todos los activos fijos necesarios para iniciar las operaciones de la unidad, con excepción del capital de trabajo⁹, lo anterior es con el fin de conocer mediante comparación de costos con otros procesos, si el proyecto de la integración del proceso de hidrotratamiento de crudo pesado a la unidad de destilación primaria y de vacío de la refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, representa una ventaja en ahorro de inversión para su puesta en operación.

4.3.1. Bases técnicas

El presente análisis tiene como objetivo obtener la inversión total, para la cual es necesario plantear las siguientes bases técnicas:

- La función de la sección nueva de hidrotratamiento de crudo pesado es la producción de crudo sintético a partir de crudo Maya con bajo contenido de contaminantes y mayor contenido de destilados, orientados a un mayor volumen de ligeros y menor porcentaje de contaminantes.
- El proceso de hidrotratamiento de crudo Maya consta de las siguientes etapas descritas en el punto 4.2.3 b): Carga, Reacción, Separación y endulzamiento de gas amargo y Regeneración de Amina (Estos bloques cuentan con el equipo principal listado en la Tabla 4.15), con una capacidad de procesamiento de crudo Maya en la sección de hidrotratamiento de 144,872 BPD.
- Es necesario considerar una unidad nueva para la producción de hidrógeno de alta pureza (99%) con una capacidad de 130.0 MMPCSD, para mantener una relación H_2/HC de 5000 ft^3/BBL , y suministrar el hidrógeno de reposición requerido de 128.6 MMPCSD. Adicionalmente, como se mostró en la sección 4.2.1.a, se cuenta con 19 MMPCSD de hidrógeno de alta pureza producido por la U-4300 de la H-OIL para eventualidades.

- Para la etapa de regeneración de amina, se considera la instalación de un paquete de endulzamiento (PA-001) con una capacidad de endulzamiento de 710 MMPCSD de gas amargo considerando el equipo principal descrito en el punto 4.2.3 b.
- Para la recuperación de azufre se considera que la refinería “Miguel Hidalgo” cuenta con la capacidad de procesar en sus unidades de azufre actuales 308 Ton/D de gas ácido proveniente del hidrotratamiento en la unidad combinada, de acuerdo a la capacidad de procesamiento de 374.8 Ton/D como se muestra en la Tabla 4.8.
- Se consideran los resultados del consumo de materias primas, servicios auxiliares, químicos y catalizadores, así como la generación de productos de cada proceso de acuerdo a los datos mostrados en las Tablas 4.16 y 4.17, mostrándose que la Refinería tiene capacidad de suministrarlos.
- Se consideró que la mano de obra necesaria para la operación de las secciones adicionales es la misma con la que actualmente cuenta la planta (personal mínimo requerido).
- Se consideró que la refinería “Miguel Hidalgo” cuenta con infraestructura existente para el almacenamiento de crudo Maya y gas natural para la generación de hidrógeno.
- El cálculo de la inversión por equipo principal considera: costo del equipo, accesorios, partes de repuesto, entrega, tubería para su integración, cimentación, instrumentación, tendido eléctrico, aislamiento, pintura, materiales de construcción, montaje, mano de obra, traslado, seguro, impuestos y 15% para contingencias.

4.3.2 Inversión total.¹⁰

La inversión de las etapas de Carga, Reacción, Separación y endulzamiento de gas amargo se calculó de acuerdo con las especificaciones del predimensionamiento de equipo principal listado en la Tabla 4.15, mientras que la inversión para el paquete de endulzamiento, así como, de la unidad productora de hidrógeno, se estimaron con base en el escalamiento mediante análisis estadístico por capacidad de plantas similares de la base de datos del Departamento de Ingeniería Económica del Instituto Mexicano del Petróleo, asimismo, la inversión total considera la integración de las corrientes de las etapas nuevas con las del proceso actuales.

Para la integración del proceso de hidrot ratamiento de crudo pesado a la unidad de destilación primaria y de vacío No. 1 de la refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende, la inversión total requerida se muestra en la Tabla 4.18, así como las correspondientes inversiones necesarias para otras tecnologías como base de comparación.^{11,12,13}

Tabla 4.18 Inversión total

Tecnología	USD/BPD (1)
Integración de HDT de crudo pesado a unidad combinada (Propuesta de esta tesis)	1,924.5
Desulfurización y desmetalización de residuos (LC-Fining, ABBLumus)	2,200
Hidrodesintegración y desulfurización de residuos (proceso H-Oil)	3,900
Hidrodesintegración de residuos (VEBA OEL Tech.)	8,250
Hidrot ratamiento de residuos atmosféricos y de vacío (IFP)	5,000

(1) Año de referencia 2000

De la tabla anterior se observa que la inversión total requerida para la integración del proceso HDT de crudo pesado a una unidad de destilación combinada existente es menor que la de los procesos de hidrot ratamiento disponibles actualmente en el mercado.

El presente análisis tiene como único objetivo mostrar mediante el cálculo de inversión total que la integración de HDT de crudo pesado a unidad combinada (propuesta de esta tesis) representa una ventaja en ahorro de inversión para su puesta en operación en comparación con tecnologías existentes de hidrot ratamiento de residuos.

Para un análisis más detallado que muestre los beneficios potenciales al realizar la integración en campo, es necesario realizar un estudio económico con los siguientes parámetros de rentabilidad económica:

- Bases económicas
- Análisis económico (costos totales de producción, ingreso por venta de productos, valor presente neto, valor presente de la inversión, índice de rentabilidad, tasa interna de retorno y periodo de recuperación de la inversión)
- Análisis de sensibilidad

Estos parámetros dan la pauta desde el punto de vista económico para determinar la factibilidad del proceso, alcance no contemplado en este trabajo.

BIBLIOGRAFIA

1. Docentes de Posgrado, "Síntesis de redes de intercambio de calor", Facultad de química UNAM, junio (1992).
2. Docentes de Posgrado, "Diseño de equipo", Facultad de química UNAM, Vol 1, diciembre (1983), 65-209.
3. Stanley W., "Rules of thumb, selecting and designing equipment", Chemical Engineering, March (1987).
4. Anaya A., "Reglas heurísticas y criterios de diseño de equipos de proceso", Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, Diciembre (1993).
5. Perry R., Chilton C. H., "Chemical Engineering Handbook", Mc. Graw Hill, Capítulos 10-13, 23 y 28, (1999).
6. Douglas M., "Conceptual design of chemical processes" Mc. Graw Hill, (1988).
7. Seider D., Seader D., Lewin R., "Process Design Principles, Synthesis, analysis, and evaluation" John Wiley & Sons Inc., April (1998).
8. Olvera O., Serrallonga T., Ramírez B., "Manual de Plantas Endulzadoras", IMP. Vol 12, diciembre (1984), 14-56.
9. Blanck L., Tarquin A., "Ingeniería Económica", Mc. Graw Hill, octubre (1989), 125-145.
10. Guthrie M., "Capital Cost Estimating", Chemical Engineering, March 24, (1969), 114-142.
11. Teruo N., "Heavy Oil Processing Handbook", Research Association for Residual Oil Processing, April (1991)
12. "Refining Processes '98", Hydrocarbon Processing's, November (1998).
13. "Gas Processes '00", Hydrocarbon Processing's, April (2000).

CONCLUSIONES

Con base en los resultados experimentales obtenidos a escala piloto y en la simulación realizada al integrar el proceso HDT de crudo pesado en una unidad de destilación de crudo existente, se concluye lo siguiente:

- El LHSV y la temperatura tienen un efecto importante en las remociones de compuestos de azufre, asfaltenos, nitrógeno y metales en el producto, encontrándose que a 1.0 h^{-1} de LHSV y 400°C de temperatura la remoción de dichos contaminantes es suficiente para tener un crudo ligero con propiedades similares a las del crudo que actualmente se procesa en las plantas de destilación donde se realizó la integración del proceso de HDT de crudos pesados. El producto obtenido presentó los siguientes contenidos de contaminantes: azufre de 0.75 % peso, asfaltenos de 4.7 % peso, nitrógeno de 2075 ppm y metales de 120 ppm. El efecto de la temperatura de reacción es más alto en la remoción de azufre comparado con otros heteroátomos, ya que el nitrógeno exhibió la remoción más baja, atribuido a que éste se concentra típicamente en las fracciones de alto punto de ebullición, y su remoción requiere de la desintegración de asfaltenos que necesita condiciones de operación más severas. También se presentaron cambios significativos en la composición del crudo pesado en ambas etapas debido a un aumento en la gravedad API de los productos (de 20.9° a 25.2° en la primera etapa y a 28° en la segunda), generando un aumento principalmente en el volumen de los cortes de destilados intermedios (de 25.5 a 32.3 % vol.) y gasóleos (de 21.4 a 31.2 % vol.).
- Derivado del estudio de campo se encontró que la unidad existente de refinación más viable para la inclusión de la sección de hidrotratamiento, es la refinería “Miguel Hidalgo” ubicada en Tula de Allende, en el Estado de Hidalgo, por su disponibilidad de los servicios auxiliares, procesamiento de gas ácido para la recuperación de azufre producido, tratamiento de efluentes y principalmente de la disponibilidad de hidrógeno para las reacciones de hidrodeshmetalización e hidrodeshsulfuración de la unidad nueva.
- La inversión requerida en el esquema propuesto (1,924 USD/BPD), en comparación con tecnologías existentes de hidrotratamiento de residuos (de 2,200 a 8,250

USD/BPD), muestra un monto por debajo del requerido para cualquiera de los procesos existentes en el mercado.

Adicionalmente a lo anterior, se tendrían los siguientes beneficios potenciales con la inclusión del hidrotratamiento de crudo pesado a la unidad de destilación primaria del sistema de refinación:

- Disminución de la severidad de los procesos posteriores a la destilación primaria en el esquema convencional de refinación (FCC, hidrotratamiento, isomerización, etc.), ya que se dispone de cargas con menos contaminantes como son nitrógeno, asfaltenos, carbón Ramsbottom y metales, dando un incremento en la vida útil de los catalizadores.
- La refinería “Miguel Hidalgo” ubicada en Tula de Allende, en el estado de Hidalgo, podría adquirir una configuración competitiva orientada a la mayor producción con menor consumo de energéticos, disminución en los costos de operación y consumo de servicios, así como, alcanzar un mayor margen de rentabilidad de refinación y un incremento de ganancias en general, por la reducción de la concentración de contaminantes en todas las fracciones de crudo y por el aumento de la producción de subproductos ligeros.

En trabajos posteriores al mostrado es posible realizar el siguiente análisis:

- Determinar el costo-beneficio al sustituir el tren de intercambio de calor existente por equipo nuevo que permita disminuir el consumo energético al máximo, mediante la optimización de la red de intercambio de calor de corrientes de alimentación y productos.

ANEXO A

Para una mejor comprensión sobre el cálculo del equipo de reacción, crítico para la integración del proceso de hidrotreamiento al proceso de destilación primaria y de vacío, en la Tabla A.1 se muestran los datos y resultados para el dimensionamiento de los reactores de hidrodeshidrogenación (DC-001) e hidrodeshidrosulfurización (DC-002) involucrados en el proceso, así como, el cálculo de consumo de catalizador y soporte empleado.

Tabla A.1 Datos y resultados para el cálculo de los reactores

	HDM	HDS
Volumen de carga, BPD	144,872	147,465
Volumen de producto, BPD	147,465	150,000
Consumo de hidrógeno (99%)		
Relación H ₂ /BBL, ft ³ /BBL	5000	5000
Hidrógeno requerido, MMPCSD	724.36	737.33
Hidrógeno de reposición, MMPCSD	71.1	57.5
Consumo de catalizadores y soporte		
LHSV, h ⁻¹	1.0	1.0
Densidad, kg/m ³	720	849
Carga de catalizador, Ton	703.4	843.6
Reposiciones por año	2	1
Costo de catalizador, USD/ton	8818	8818
Consumo de catalizador, USD/Año	12,405,311	7,439,692
Volumen de alúmina soporte 1/4, m ³	8	8
Volumen de alúmina soporte 3/4, m ³	10	10
Densidad soporte, kg/m ³	1,280	1,280
Costo de soporte, USD/ton	4,700	4,700
Consumo de soporte, USD/Año	213,546	107,993
Dimensiones		
Diámetro, m	7.46	7.50
Altura de catalizador, m	22.37	22.50
Altura total T-T, m	22.93	23.06

De la misma manera, para una mejor comprensión sobre el cálculo del equipo de endulzamiento de gas amargo, crítico para la producción de gas combustible en la integración del proceso de HDT al proceso de destilación, en la Tabla A.2 se muestran los datos y resultados para el dimensionamiento de la torre de absorción con amina (DA-001).

Tabla A.2 Datos y resultados para el cálculo de la torre DA-001

DA-001	
Gas amargo, MMPCSD	710.6
Amina pobre en el circuito, m ³ /h	480.8
Gas ácido a planta de azufre, ton/día	308.1
Dimensiones	
Diámetro de la torre, m	9.37
Altura de eliminador de niebla, m	0.15
Altura de platos, m	14.03
Altura de niveles de líquido, m	0.29
Espaciamientos, m	5.53
Altura T-T, m	20.00