



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

FACTIBILIDAD TECNICA-ECONOMICA EN
HIDRODESULFURADORAS DE NAFTA
PRODUCTO DE PLANTAS COQUIZADORAS.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:
SALVADOR RAMOS RAMIREZ



MEXICO, D. F.



279385
1999

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

P

/

D

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE	PROF.	ANTONIO VALIENTE BARDERAS
VOCAL	PROF.	JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA
SECRETARIO	PROF.	RAFAEL HERRERA NAJERA
1ER. SUPLENTE	PROF.	FERNANDO DE JESÚS RODRÍGUEZ RIVERA
2º. SUPLENTE	PROF.	LUIS GALLO SÁNCHEZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA:

ING. JOSÉ AGUSTÍN TEXTA MENA

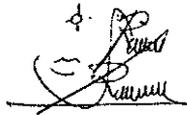


NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUPERVISOR TÉCNICO:



ING. INÉS CLAUDIA JOSÉ SAUCEDO

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE:



SALVADOR RAMOS RAMÍREZ

**AGRADECIMIENTOS
Y
DEDICACIONES**

A DIOS

Por darme la vida, la fuerza y la capacidad para poder lograr mis metas.

Gracias Dios Mio.

A MIS PADRES

Por la confianza brindada a lo largo de toda mi vida personal y profesional, por estar conmigo en todo momento, sin cuyo aliento no se hubiera realizado este proyecto, gracias por enseñarme que cuando hay voluntad, lo hay todo, vivir dentro de la realidad que me han enseñado. Me obliga a tratar siempre, de hacer las cosas de la mejor manera y a tener fuerza suficiente para no caer. Siempre han sido todo lo más grande y maravilloso que Dios me ha dado en la vida. Con su cariño y comprensión he logrado concluir una de mis metas, mi carrera profesional, la cual constituye la herencia más valiosa que pudiera recibir de ustedes. Los quiero.

A MI MAMA

Te dedico esta tesis, porque después de ser Mi Madre eres Mi Mejor Amiga, por que en los momentos de reflexión, dudas y estrés, fuiste quien me impulso en todo momento a seguir adelante, gracias por tu confianza, por tus desvelos. Te quiero.

A MI PAPA

Te dedico esta tesis por ser Mi Padre, Mi amigo y Mi consejero, porque gracias a tu ejemplo he salido adelante. Gracias por tu apoyo y tus consejos en los momentos difíciles de mi vida me alentaste para seguir luchando, anhelando día a día que me preparara para enfrentar la vida. Y hoy se ve culminado uno de nuestros deseos, iniciándose así una nueva etapa de mi vida de la que estoy orgulloso, gracias por darme la oportunidad de ser como soy y fortalecerme día a día. Te quiero.

A MIS HERMANOS

Yolanda, Isabel, Juanita, Martín, Javier y Martha Elena.

Gracias por brindarme su apoyo y comprensión a lo largo de mi carrera, con el cariño y orgullo de poder llamarlos hermanos, siempre he tratado de ser un ejemplo para ustedes y de motivarlos a hacer que logren que sus sueños se hagan realidades. A ustedes toda mi admiración y respeto.

A MIS CUÑADOS

Pablo y Armando

Gracias por su apoyo y ayuda incondicional a lo largo de toda mi carrera. A ustedes toda mi admiración y respeto.

A MI SOBRINITA

Luisa Fhernanda

Gracias por inyectar en mi, alegría y ternura. A ti todo mi cariño.

A MI NOVIA

Martha Angélica

Gracias primero por ser mi novia, me siento profundamente feliz por tenerte a mi lado, bien lo sabes que eres tú, mi mayor motivación para el logro de mis metas y gracias por confiar y creer en mí. A ti todo mi amor y toda mi admiración.

A MIS ABUELITOS

Gracias por sus consejos, por su apoyo y por creer y confiar en mí. A ustedes todo mi cariño, admiración y respeto.

A MIS TIOS

A todos, gracias por el apoyo brindado desde mi niñez y por la ayuda incondicional a lo largo de toda carrera. Para todos y cada uno de ustedes mi infinito agradecimiento y respeto.

A MIS PRIMOS

"Afectuosamente y para su superación personal".

A MIS GRANDES AMIGOS

A mis amigos Victor Hugo, Pablo Alejandro, Arturo, Edgar y Carlos, gracias por ser mis amigos y gracias por los buenos ratos que disfrutamos juntos y por su ayuda brindada a lo largo de toda nuestra carrera. El "Dragon Team" continúa, que no!. A ustedes toda mi admiración.

A TI EVA

Gracias por toda tu ayuda y paciencia, y por fin se acabó "la lata", eso espero. También gracias por todos tus consejos; con infinito agradecimiento y respeto.

AL INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

Agradecimiento especial al personal del Departamento de diseño de Proceso, por las facilidades brindadas para la realización de este trabajo.

A LA FACULTAD DE QUÍMICA

Por darme la oportunidad de tener la Carrera de Ingeniería Química, y con esta realizar la primera meta establecida.

A MI ASESOR

Ing. José Agustín Texta Mena.

Gracias por compartir conmigo su experiencia en el asesoramiento de esta tesis. Por darme la confianza de este trabajo.

A MI ASESOR TÉCNICO

Ing. Inés Claudia José Saucedo.

Gracias por compartir conmigo su experiencia en el asesoramiento de esta tesis, por su paciencia y su tiempo.

A EL JURADO

Un agradecimiento especial por otorgar su valioso tiempo en la revisión de este trabajo.

INDICE

INTRODUCCIÓN	1
1.1 . Antecedentes	
1.2 Objetivo	
TECNOLOGÍAS DE FONDO DE BARRIL	5
2.1 Generalidades	
2.2 Reductora de Viscosidad	
2.3 Hidrodesintegradora Catalítica	
2.4 Coquizadora Retardada	
ESQUEMA TÍPICO DE REFINACIÓN	11
3.1 Generalidades	
3.2 Procesos de Destilación del Crudo	
3.2.1 Destilación Atmosférica	
3.2.2 Destilación al Vacío	
3.2.3 Estabilizadora de Naftas y Fraccionadora de Gases	
3.3 Procesos para Elaborar Gasolina	
3.3.1 Hidrodesulfuradora de Naftas Y Destilados Intermedios	
3.3.2 Reformadora Catalítica	
3.3.3 Isomerizadora	
3.3.4 Desintegradora Catalítica	
3.3.5 MTBE y TAME	
3.3.6 Alquilación	
3.4 Procesos para Tratar los Fondos de Barril	
3.4.1 Reductora de viscosidad	
3.4.2 Hidrodesintegradora Catalítica	

RECONFIGURACIÓN DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN 29

4.1 Generalidades

4.2 Situación Actual

4.2.1 Capacidad instalada

4.2.2 Influencia Cantarell

4.2.3 Déficit de octano

4.3 Plan de Inversión

4.3.1 Aspectos técnicos

4.3.2 Reconfiguración de Refinerías

4.3.3 Consumo de Crudo Maya productos

4.4 Inferencias

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE HIDRODESULFURACIÓN DE NAFTAS DE COQUIZACIÓN 38

5.1 Generalidades

5.2 Ubicación de la HDS

5.3 Descripción del Proceso

5.4 Reacciones químicas

5.5 Catalizadores

5.6 Rendimiento de los Productos

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO DE PROCESO 56

6.1 Dimensionamiento preliminar de equipo

6.2 Consumo de servicios auxiliares

6.3 Requerimiento de agentes químicos y catalizadores

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE COQUIZACIÓN 85

- 7.1 Costo de equipo de proceso
- 7.2 Inversión del proyecto
- 7.3 Costos variables totales de producción
- 7.4 Costo total de producción
- 7.5 Ingresos por venta de producto
- 7.6 Flujo de efectivo, valor presente neto (VPN), tasa interna de retorno (TIR) y tiempo de recuperación de la inversión (TRI)

Conclusiones 104

Glosario 108

Bibliografía 115

CAPITULO I
INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

México es un país reconocido mundialmente por sus bastas reservas petrolíferas que lo han mantenido entre los primeros 10 lugares en la extracción de crudo a nivel mundial. Esta situación, que en principio parece muy promisoría, tiene un problema de fondo, el cual reside principalmente en el tipo de petróleo que México produce. Del crudo extraído de los yacimientos que se encuentran en el país, se pueden distinguir tres tipos (más representativos):

- Istmo: ligero con densidad 33.6 °API y 1.3% de azufre en peso
- Olmeca: ligero con densidad 39.3 °API y 0.8% de azufre en peso
- Maya: pesado con densidad 22 °API y 3.3% de azufre en peso.

El petróleo crudo que se tiene en México es, principalmente crudo pesado, (aproximadamente 60 por ciento) dando como resultado una alta producción de residuos que empobrecen la calidad y cantidad de los productos petroquímicos, debido a que tiene:

- viscosidad muy elevada,
- contenido muy elevado de azufre y metales pesados,
- altas proporciones de asfaltenos
- además de cenizas y residuos de carbón

Características por las cuales no es útil para los fines de refinación; es por ello que se debe tener vías para el tratamiento y procesamiento de éste tipo de crudo.

Por otra parte, esto se refleja en la gran cantidad de combustóleo de baja calidad y bajo poder calorífico que produce el país.

Los bajos rendimientos de destilación del crudo pesado tuvieron influencia en el diseño de las plantas y el manejo de productos. Fue así como este crudo obligó a buscar la mejor forma de tratarlo.

La solución de esta dificultad se encuentra en el mismo problema, dado que la principal materia prima es el Crudo Maya, por lo que debemos incorporar Tecnologías de Fondo de Barril, para su tratamiento.

Existen varios procesos de "fondo de barril" en los últimos años han surgido tecnologías en el campo de los catalizadores que permiten convertir en un alto porcentaje los residuos pesados en productos ligeros

Podemos plantear el problema en las siguientes direcciones:

- Procesar mayor cantidad de Crudo Maya.
- Mejorar calidad de productos, (mejoras operativas, satisfacción a las demandas internas y de regulación ambiental)
- Satisfacer la demanda nacional de combustibles para el año 2005.

Está reconfiguración trae como resultado los siguientes aspectos:

- Un mejor aprovechamiento global de recursos con la subsiguiente disminución de importaciones, y el fortalecimiento de nuestra Industria Petrolera acorde con las necesidades de México.
- Incrementar la producción de combustibles automotores de mejor calidad para satisfacer la creciente demanda regional,
- Reducir la producción de combustóleo de alto contenido de azufre.
- Obtener productos limpios de bajo impacto ambiental.

El tipo de proceso de hidrodesulfuración, requiere de la separación de las impurezas presentes en los residuos, ya que impurezas, tales como el azufre, compuestos nitrógenados, hidrocarburos y metales pesados, envenenan los catalizadores, desgastan el equipo mecánico y producen emisiones altamente nocivas.

Razones por las cuales es necesario la incorporación de nuevas plantas para el procesamiento y tratamiento de Crudo Maya.

1.2 Objetivo

En este trabajo se analiza la Tecnología de Fondo de Barril, la planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización, que se incorporará a la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río", Minatitlán, Ver., que trae consigo mejorar la calidad de los productos de mayor valor agregado en la refinación del crudo, ya que estos productos provienen de la conversión de residuos atmosféricos y de vacío.

Para lograr el objetivo propuesto en el estudio, el trabajo se desarrollo de la siguiente manera:

CAPITULO II

Se explica en forma general el concepto de Tecnologías de Fondo de barril y se describen los más representativos de estos procesos.

CAPITULO III

Se presenta de manera general el esquema típico de refinación, se explica ¿qué es una refinería? y ¿qué plantas la forman?.

CAPITULO IV

Se explican las causas y beneficios del por qué es necesario la Reconfiguración del Sistema Nacional de Refinación.

CAPITULO V

Se muestra la ubicación de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización en el nuevo esquema de procesamiento de la Refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río", Minatitlán, Ver., así como la descripción del proceso y el Diagrama de Flujo de Proceso de dicha planta.

CAPITULO VI

Se presenta el dimensionamiento de los equipos y un ejemplo del cálculo de los mismos así como hojas de datos y especificación de los más representativos; se mencionan también los consumos de servicios auxiliares y el tipo de catalizadores y sustancias químicas empleadas en el proceso de hidrodesulfuración.

CAPITULO VII

Se calcula el estimado de inversión del proyecto, los costos totales de producción e ingresos por venta de producto, para conocer el flujo de efectivo, el VPN, la TRI y el TRI.

CAPITULO II
TECNOLOGÍAS DE FONDO DE BARRIL

PROCESOS DE "FONDOS DE BARRIL"

2.1 GENERALIDADES

El residuo que se obtiene en la planta de destilación al vacío, comúnmente se le conoce como "Fondo de Barril" y representa la parte residual de un barril de crudo al que se le han extraído los destilados (gasolina, diesel, querosina y gasóleo).

Los gasóleos pesados atmosféricos, ligeros y pesados de vacío, tienen alta concentración de contaminantes: azufre 2.49, 2.77 y 3.43% peso, nitrógeno total 1,219, 1,377 y 2,505 ppm, carbón ramsbottom 0.11, 0.25 y 0.58 % peso y metales níquel y vanadio 0.04, 0.04 y 1.31 ppm respectivamente. Esto es para un corte de crudo Maya.

Es necesaria la incorporación de Tecnologías de Fondo de Barril para mediante la conversión profunda de los residuos pesados producir más gasolina y diesel,

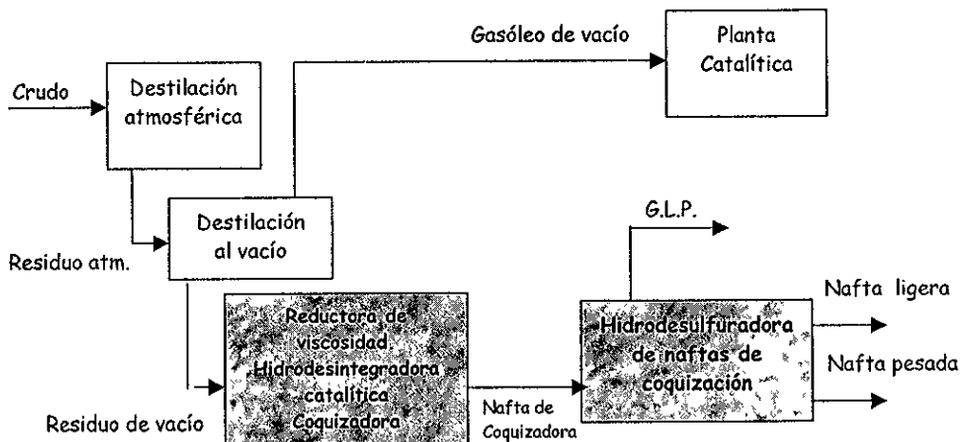


Figura 2.1.1. Ubicación de las plantas tratadoras de fondo de barril en la refinería.

El residuo de vacío o "fondo de barril" puede representar hasta el 30% del crudo que se alimenta a una refinería, y depende principalmente del tipo de crudo que se procesa. Esta corriente se constituye por hidrocarburos complejos de alto peso molecular e impurezas concentradas (que contiene el crudo original), principalmente azufre y metales (níquel y vanadio).

Las refinерías de configuraciones sencillas que no cuentan con plantas para procesar el "fondo de barril", utilizan el residuo de vacío, (con viscosidad alta) para la elaboración de combustóleo, y como diluentes querosina y gasóleo para reducir la viscosidad a la especificada para el combustóleo, dichas refinерías deben disminuir su "fondo de barril", por las siguientes razones:

- El uso del combustóleo ha disminuido drásticamente a nivel mundial.
- Las normas ecológicas han limitado el contenido de azufre en los productos derivados del petróleo.
- Incremento en la demanda de destilados, como gasolina y diesel.

Existen varios procesos de "fondo de barril", en los últimos años han surgido tecnologías en el campo de los catalizadores que permiten convertir en un alto porcentaje los residuos pesados en productos ligeros y más valiosos, los procesos más representativos son:

- Reductora de viscosidad
- Hidrodesintegradora catalítica
- Coquizadora retardada
- Hidrodesulfuradora de naftas de coquización.

2.2 PLANTA REDUCTORA DE VISCOSIDAD

Es un proceso térmico en donde el residuo de vacío, de alta viscosidad, es sometido a temperaturas cercanas a 450 °C y a una presión de 25 kg/cm², con lo cual las moléculas de alto peso molecular se desintegran, formando moléculas pequeñas de diferentes tamaños y estructura, los cuales constituyen productos ligeros de mayor valor agregado como son: gases, gasolina y gasóleo; además de un nuevo residuo con menor viscosidad de diluentes que usan para elaborar combustóleo.

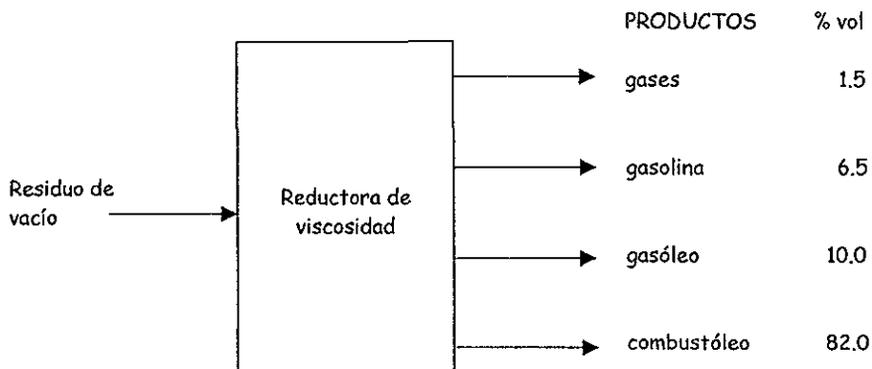


Figura 2.2.1. Rendimiento de los productos de la reductora de viscosidad.

Como se muestra en la Figura 2.2.1., el proceso no disminuye sustancialmente el "fondo de barril", sin embargo, se justifica económicamente, ya que se ahorran total o parcialmente los barriles de diluentes (kerosina, gasóleo ligero, etc.) que se requieren para elaborar el combustóleo a partir del residuo de vacío y, además, se produce un porcentaje considerable de destilados.

2.3 PLANTA HIDRODESINTEGRADORA CATALÍTICA

Los procesos de desintegración con hidrógeno o hidrodesintegración (conocidos normalmente como hidrocracking), entre los que se encuentra el proceso H-oil, tienen como objetivo principal disminuir el fondo de barril, procesando para ello corrientes pesadas de hidrocarburos como son: los residuos de vacío, residuos atmosféricos, asfaltos, gasóleo pesados (atmosféricos y de vacío), etc., los cuales son altamente viscosos, difíciles de manejar y contienen impurezas como azufre y metales, por lo cual tienen baja demanda y poco valor económico.

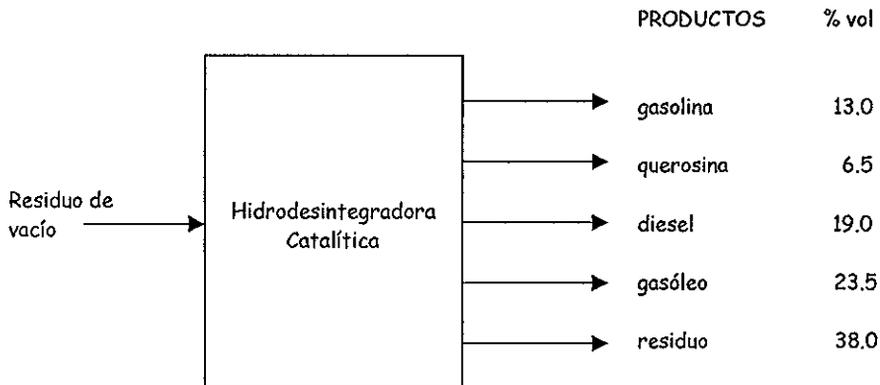


Figura 2.3.1. Rendimiento de los productos de la H-Oil.

Los procesos de hidrocracking generan productos ligeros con poco contenido de azufre y de metales los cuales tienen mayor valor económico que las cargas, reduciendo en forma considerable la cantidad de combustóleo que se produce en las refinerías. Dependiendo del tipo de carga que se procese, del catalizador utilizado y la tecnología aplicada; existen varias configuraciones de plantas de desintegración con hidrógeno, dentro de un rango amplio de condiciones de operación y niveles de consumo de hidrógeno.

Las condiciones de estos procesos son severas, requiriendo presiones de 60 a 250 kg/cm² abs. y temperaturas entre 300 y 460 °C con altos consumos de hidrógeno. Los materiales de construcción para este tipo de plantas son por ello, altamente sofisticados, los principales equipos son los calentadores de hidrógeno de alta presión para llegar a temperaturas cercanas a los 500 °C, las bombas de alimentación, los compresores de hidrógeno y el reactor.

El proceso H-oil tiene gran flexibilidad para procesar diferentes tipos de cargas o mezclas de corrientes residuales como residuos de vacío, residuo atmosférico, gasóleos pesados (atmosféricos y de vacío), asfaltos, extractos de aceites lubricantes, etc.

2.4 PLANTA DE COQUIZACIÓN RETARDADA

El proceso de coquización, es un proceso de craqueo térmico que sirve para tratar los residuos atmosféricos y de vacío.

La coquización se utiliza principalmente como un pretratamiento de los residuos de vacío para preparar corrientes de coque, de nafas ligeras y pesadas y gas húmedo, adecuadas que serán alimentadas a un craqueador catalítico. Esto reduce la formación de coque sobre el catalizador de craqueo, lo que permite un aumento en el rendimiento del proceso, reduce también el rendimiento neto de la refinería en combustibles residuales de bajo precio.

Condiciones de diseño:

Temperatura del reactor:	510 °C
Presión del reactor:	0.922 kg/cm ² man.
Temperatura del quemador:	593.3 °C
Presión del quemador:	0.992 kg/cm ² man.

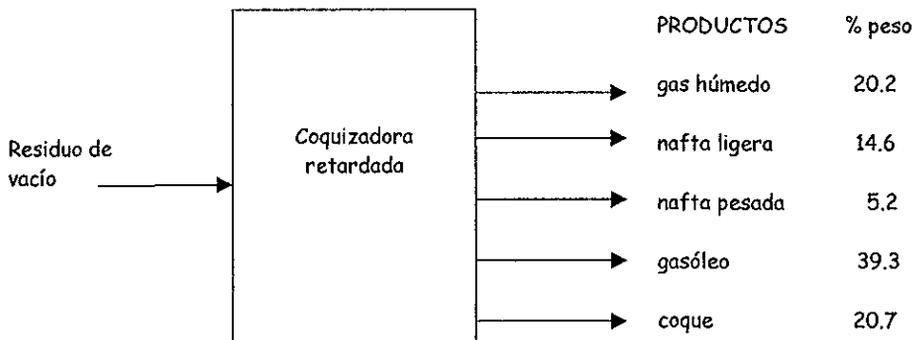


Figura 2.4.1. Rendimiento de los productos de la coquizadora

Las naftas que se producen en esta planta requieren de un proceso de hidrodesulfuración, por lo cual son alimentadas a la planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización.

Más adelante se explicará en forma detallada la descripción de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización, es por ello que no se hace mención en éste capítulo.

CAPITULO III
ESQUEMA TÍPICO DE REFINACIÓN

ESTRUCTURA DE UNA REFINERÍA [2]

3.1 GENERALIDADES

Las operaciones modernas de una refinería son muy complejas y, para una persona no familiarizada con la industria, sería una tarea imposible reducir tal complejidad a un conjunto coordinado de procesos comprensibles. El propósito de este capítulo es presentar los procesos de la refinería, hasta donde sea posible, en el mismo orden en el cual el crudo fluye a través de la refinería, para mostrar los fines y las interrelaciones de las unidades.

Una refinería es un conjunto de instalaciones, constituida principalmente por plantas industriales de procesos en donde se transforma el petróleo crudo en productos útiles y valiosos que son muy importantes en nuestra vida diaria y que se utilizan principalmente como combustibles automotrices, de aviación, industriales y domésticos.

Además de las plantas industriales de procesos, las refinерías cuentan con instalaciones adicionales que sirven de apoyo para su eficiente operación, como son:

- ◆ Oficinas técnico-administrativas.
- ◆ Almacenamiento de productos y de materias primas.
- ◆ Plantas:
 - ✓ De tratamiento de aguas amargas
 - ✓ De tratamiento de aguas residuales
 - ✓ De tratamiento con aminas
 - ✓ De fuerza: potencia (generadoras de energía eléctrica y de vapor)
 - ✓ Recuperadora de azufre
- ◆ Talleres de mantenimiento
- ◆ Laboratorios
- ◆ Seguridad industrial
- ◆ Protección ambiental
- ◆ Servicios médicos
- ◆ Comunicaciones y transportes (interna y externa)
- ◆ Otras.

3.1.1 Función de una Refinería

El crudo es un aceite que como tal no tiene ninguna aplicación útil, como combustible es muy pobre y difícil de quemar y contiene muchas impurezas (como

azufre y metales), por lo que es necesario procesarlos para convertirlos en productos útiles que tengan demanda en el mercado.

La composición elemental del crudo de petróleo está comprendida normalmente dentro de los siguientes intervalos:

Tabla 3.1.1.1. Composición elemental del petróleo crudo.

Elementos	% en peso
Carbón	83 - 87
Hidrógeno	11 - 14
Azufre	0 - 2
Oxígeno	1
Nitrógeno	0.2

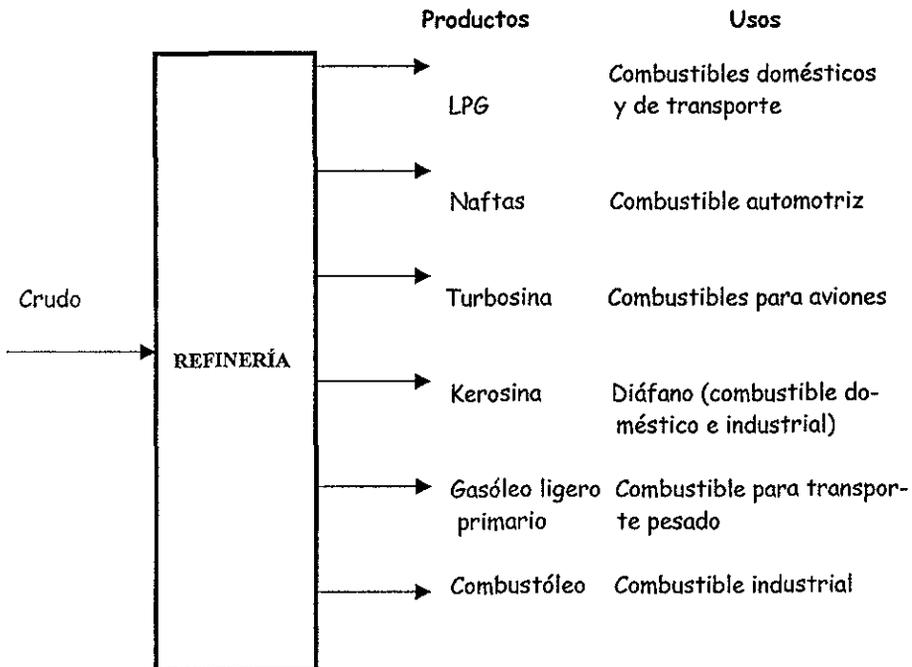


Figura 3.1.1.1. Principales productos de una refinería

Las columnas de crudo son las unidades de mayor tamaño en la refinería. Se utilizan para separar el crudo de petróleo en fracciones de acuerdo con su punto de ebullición, por lo que cada una de las siguientes unidades de proceso tendrá materias primas que satisfagan sus especificaciones particulares. Se consiguen las mayores eficacias y los costos más bajos si la separación del crudo de petróleo tiene lugar en dos etapas: primero fraccionando la totalidad del crudo de petróleo esencialmente a la presión atmosférica; luego, alimentando la fracción de los residuos de punto de ebullición más alto (crudo de cabeza de la columna a presión atmosférica a un segundo fraccionador operando a alto vacío).

En la industria de la refinación es común denominar como destilados a las fracciones o productos que se separan del crudo, evaporándose por calentamiento (posteriormente se condensan); de esta forma, cuando se habla en forma general de destilados intermedios, se hace referencia a la gasolina, kerosina, turbosina y el diesel, principalmente. Cuando se habla de destilados ligeros, se incluyen las gasolinas y los gases (metano, etano, propano y butano). Los intermedios incluyen la kerosina, la turbosina y el gasóleo ligero (diesel). El residuo o "fondo de barril" es lo queda del crudo después de extraerle los destilados.

En la Tabla 3.1.1.2 se presentan los principales procesos de una refinería:

Tabla 3.1.1.2. Clasificación de los procesos de refinación:

Físicos (no ocurren reacciones químicas)	Químicos (ocurren reacciones químicas)		
SEPARACIÓN El crudo se separa en sus fracciones	REARREGLO MOLECULAR Los hidrocarburos cambian su estructura molecular	DESINTEGRACIÓN Las moléculas grandes y complejas de los hidrocarburos se desintegran formando moléculas más pequeñas	CONSTRUCCIÓN MOLECULAR Una molécula de hidrocarburo se une con otra molécula para formar moléculas más grandes
Destilación atmosférica	Reformación catalítica	Desintegración catalítica	Alquilación
Destilación al vacío	Isomerización	Reductora de viscosidad	Eterificación : MTBE , TAME
Fraccionamiento de gases	Hidrodeshulfuración	Hidredesintegración (H-Oil) Coquizadora	

3.1.2 Clasificación de los Procesos de Refinación [2]

Para facilitar la comprensión de los procesos de refinación, es conveniente, agruparlos en etapas, de acuerdo a la secuencia de separación y transformación del crudo hasta obtener los productos finales.

Tabla 3.1.2.1. Agrupamiento de los procesos

ETAPA	NOMBRE	PROCESOS	DESCRIPCIÓN
1	Destilación del crudo	Destilación atmosférica y de vacío	Incluye los procesos que separan al crudo en varias fracciones, los cuales constituyen los primeros productos intermedios
2	Elaboración de gasolina	Hidrodeshulfuración de naftas y destilados intermedios. Reformación, isomerización y desintegración catalítica.	Incluye a los procesos que transforman la nafta amarga y gasóleo obtenidos en la primera etapa, en gasolina dulce.
3	Fondo de barril	Coquización, hidrodeshulfuración catalítica y reductora de viscosidad.	Incluye a los procesos que transforman el residuo de vacío en productos más ligeros.

3.2 PROCESOS DE DESTILACIÓN DEL CRUDO

3.2.1 Proceso de Destilación Atmosférica (Plantas primarias)

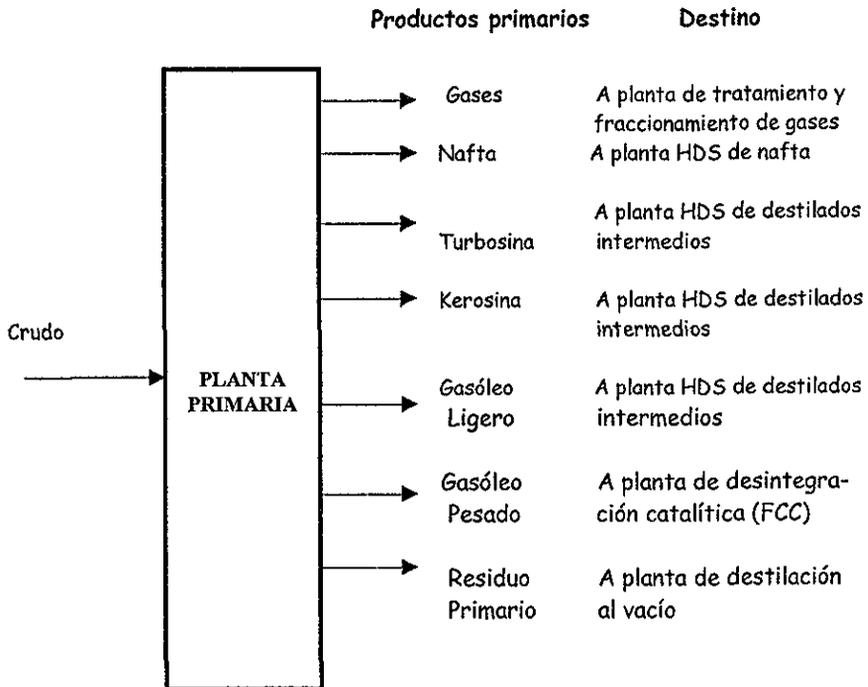


Figura 3.2.1.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.2.1.1 Generalidades

El primer proceso de separación en una refinería es el de "destilación atmosférica", llamada así porque la separación del crudo (por destilación) se lleva a cabo a una presión de 0.3 a 0.5 kg/cm² manométricos, ligeramente arriba de la presión atmosférica.

Tiene como objetivo principal, separar el crudo en varias corrientes, llamadas productos primarios o fracciones, por esto a esta separación se le llama también fraccionamiento del crudo.

Estas fracciones contienen impurezas principalmente compuestas de azufre y metales y no reúnen las especificaciones requeridas para ser utilizadas como productos finales, por esto, constituyen la materia prima para otros procesos en donde se eliminan estas impurezas y se adecuan a las especificaciones de calidad requeridas.

Tabla 3.2.1.1.1. Refinerías de Petróleos Mexicanos

Refinerías de Petróleos Mexicanos		
Nombre	Estado	Capacidad de diseño (miles de barriles diarios)
Cadereyta "Héctor Lara Sosa"	Nuevo León	235
Madero "Francisco I Madero"	Tamaulipas	195
Minatitlán "Gral. Lázaro Cárdenas del Río"	Veracruz	200
Salamanca "Ing. Antonio M. Amor"	Guanajuato	245
Salina Cruz "Ing. Antonio Dovalí Jaime"	Oaxaca	330
Tula "Miguel Hidalgo"	Hidalgo	320
	Total	1,525

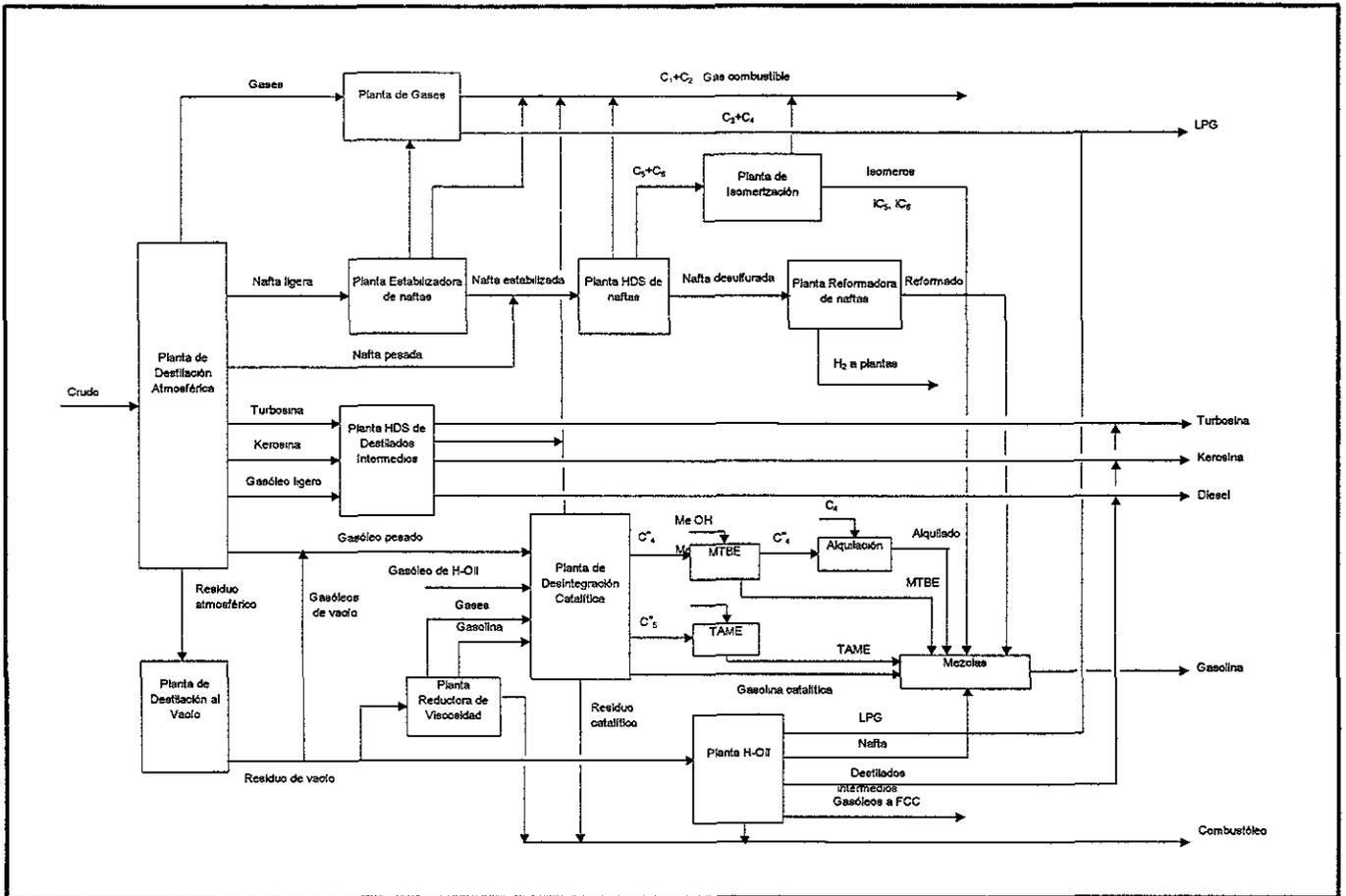


DIAGRAMA DE UNA REFINERIA TÍPICA

3.2.2 Planta de Destilación al Vacío

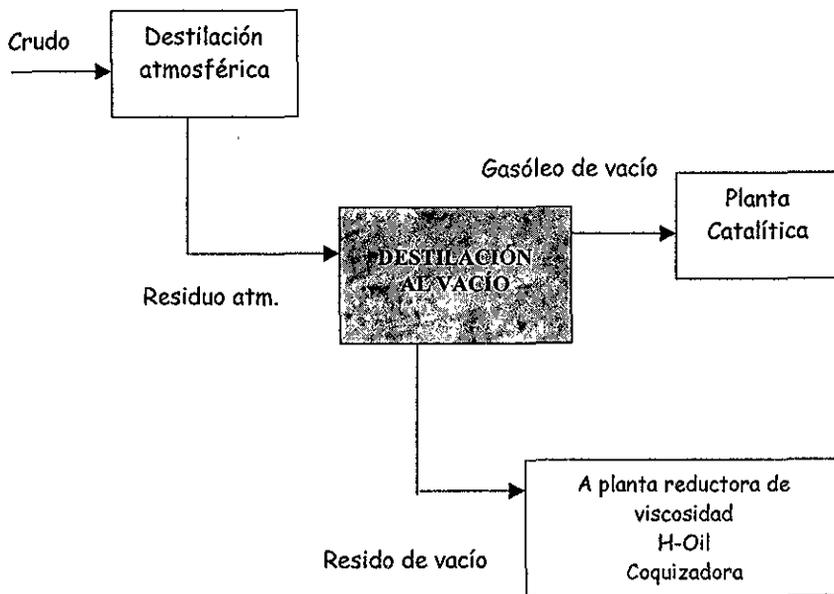


Figura 3.2.2.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.2.2.1 Generalidades

Las temperaturas de salida del horno requeridas para la destilación a presión atmosférica de las fracciones más pesadas del crudo de petróleo son tan altas que podrían dar lugar al craqueo térmico, con la consiguiente pérdida de producto y ensuciamiento del equipo. Estas materias se destilan por consiguiente bajo vacío, ya que la temperatura de ebullición desciende al decrecer la presión.

La destilación se lleva a cabo con presiones absolutas, en la zona de alimentación de la columna, de 25 a 40 mm de Hg.

Para mejorar la vaporización, se rebaja a un más la presión efectiva (a 10 mmHg o menos) mediante la adición de vapor a la entrada del horno y en el fondo de la columna de vacío.

El proceso de la destilación al vacío, tiene como objetivo principal extraer los destilados ligeros que contiene el residuo atmosférico (llamado también crudo

reducido), debido a que estos destilados ligeros ya separados, tienen mayor valor económico y aprovechamiento en la refinería.

Los gasóleos y el residuo de vacío que se obtienen pueden tener varios usos, dependiendo del tipo de crudo procesado, la configuración de la refinería, la capacidad de los procesos y la demanda de los productos.

Esto significa, que la función general de la torre de vacío es recuperar la máxima cantidad de destilados, obteniendo las especificaciones de los gasóleos y del residuo de vacío, de acuerdo a la aplicación que se les vaya a proporcionar.

3.2.2.2 Eyectores de Vacío

Los eyectores son equipos auxiliares sencillos es su construcción que se utilizan en las plantas para hacer vacío en equipos mayores como torres de destilación y acumuladores, para su funcionamiento normalmente utilizan vapor al que se le llama "vapor motor".

3.2.3 Planta Estabilizadora de Nafta y Fraccionadora de Gases

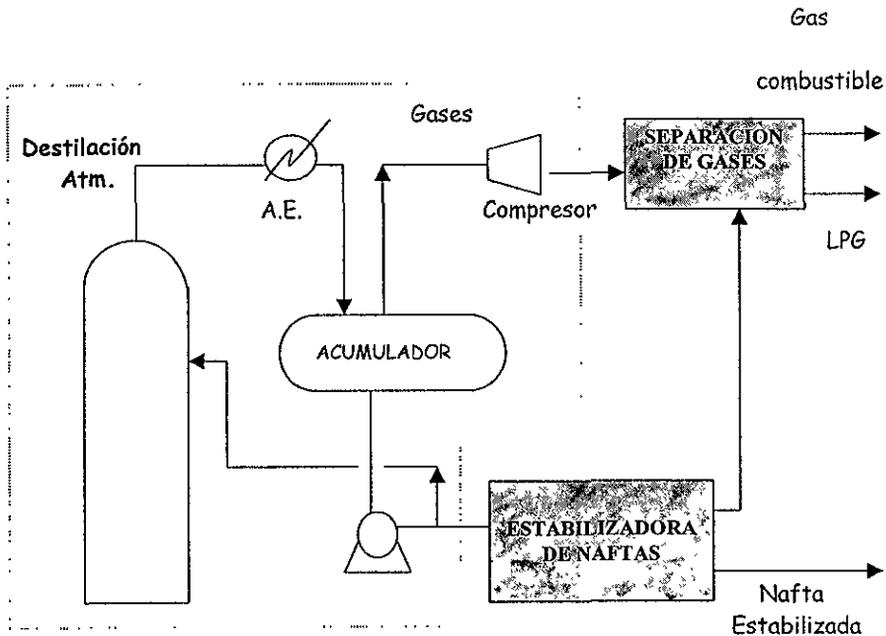


Figura 3.2.3.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.2.3.1 Generalidades

La corriente de gases que salen del acumulador de nafta de las plantas de destilación atmosférica está compuesta de hidrocarburos ligeros (metano, etano, propano y butano) y además contiene ácido sulfhídrico.

El objetivo de este proceso es recuperar de esta corriente el propano y el butano para ser utilizados como gas licuado de petróleo (GLP) o como materia prima para elaborar otros productos petroquímicos.

Al salir del acumulador, la corriente de gases se dirige a la succión de un compresor centrífugo, para aumentar su presión y ser alimentada a la sección de fraccionamiento y tratamiento de gases.

Por otra parte, la corriente líquida de nafta ligera que proviene del fondo del mismo acumulador, contiene algo de hidrocarburos ligeros, los cuales deben separarse para obtener la nafta estabilizada. Esta corriente se alimenta a una torre "estabilizadora de naftas" donde se separan y salen por la otra parte superior los hidrocarburos ligeros y por el fondo se obtiene la nafta estabilizada, libre de butano y más ligeros, ésta es enviada a la planta hidrodesulfurada de naftas para eliminarle los compuestos de azufre.

3.3 Procesos para Elaborar Gasolina

3.3.1 Planta Hidrodesulfuradora (HDS) de Naftas y Destilados Intermedios

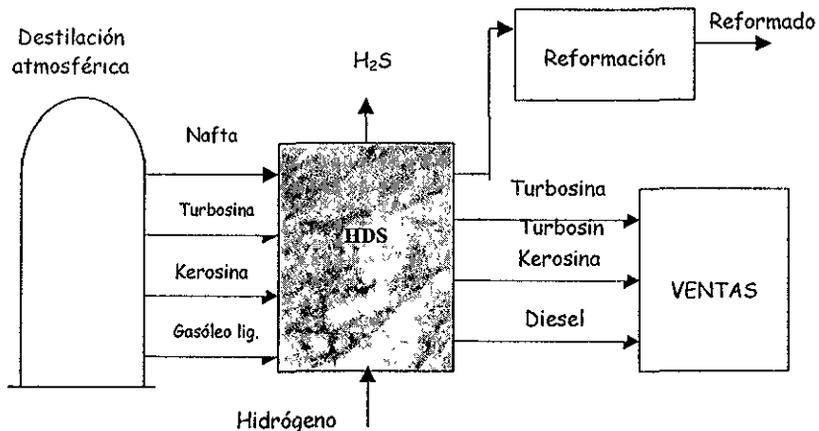


Figura 3.3.1.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.3.1.1 Generalidades

Los crudos que se procesan en una refinería contienen contaminantes como azufre y metales.

Al separarse el crudo en varias fracciones (en destilación atmosférica), los contaminantes se distribuyen en ellas, concentrándose más a medida que la fracción se compone de hidrocarburos pesados.

En las corrientes de gases compuestas de hidrocarburos ligeros, el azufre este presente en forma de ácido sulfhídrico (H_2S); y a partir de hidrocarburos con 6 átomos de carbón, forma compuestos con los propios hidrocarburos o está ocluido en ellos.

El proceso mediante el cual se eliminan los compuestos de azufre y metales de los hidrocarburos utilizando hidrógeno, se llama en forma genérica Hidrotratamiento.

En las refinerías este proceso se realiza para desulfurar la nafta, la turbosina, la kerosina y el gasóleo ligero, antes de enviarlos a almacenamiento como producto final, en algunas refinerías, se hidrotratan los residuos de vacío para desulfurarlos o desintegrarlos.

Existen varias razones para eliminar estos contaminantes por medio de hidrotratamientos, entre los más importantes pueden mencionarse los siguientes:

- ♦ El azufre y los metales envenenan a los catalizadores, que son utilizados en los procesos de reformación y desintegración catalítica.
- ♦ Las normas ambientales restringen el contenido de azufre en las emisiones a la atmósfera y en los combustibles que se elaboran en las refinerías.
- ♦ Mejorar la calidad de los combustibles, ya que al quemarse se eliminan los malos olores y disminuye la formación de humo.

3.3.2 Planta de Reformación Catalítica

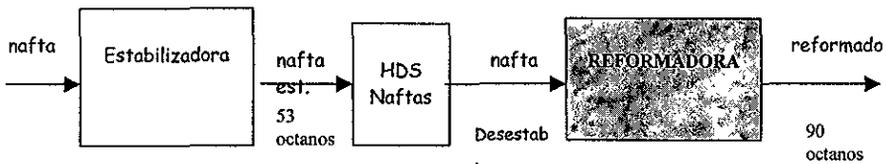


Figura 3.3.2. Ubicación del proceso en la refinería

La nafta que se obtiene en la planta de destilación atmosférica es de bajo octano (53), ya que en su composición predominan los hidrocarburos parafínicos y nafténicos; por lo tanto, no es conveniente que sea utilizada directamente como componente de la mezcla para elaborar las gasolinas, esto hace necesario someterla a un proceso de reformación catalítica para incrementar su octanaje.

3.3.2.1 Generalidades

El número de octano o calidad antidetonante de una gasolina, representa la capacidad del combustible para no alcanzar su temperatura de autoignición cuando se comprime en los cilindros de un motor. Una gasolina de bajo octano inicia por sí sola su combustión al comprimirse, antes de que el pistón termine su carrera, originando con esto golpeteos sobre el mismo pistón que se transmite al cigüeñal. La gasolina de alto octano, se quema con la chispa de la bujía, evitando los efectos de una gasolina pobre en octano.

La modernización de los automóviles ha hecho que los motores requieran gasolinas que soporten mayor relación de compresión, para ser más eficientes; por esto; las refinерías se han visto en la necesidad de producir gasolina de mayor octanaje y uno de los caminos ha sido la instalación de las plantas reformadoras, donde los hidrocarburos parafínicos y nafténicos presentes en la nafta primaria son convertidos a hidrocarburos aromáticos de alto número de octano

La reformación catalítica de la nafta es un proceso químico de rearrreglo molecular, donde los hidrocarburos parafínicos se convierten a isoparafínicos, nafténicos y aromáticos; lo cual genera mayor octanaje.

3.3.3 Planta de Isomerización

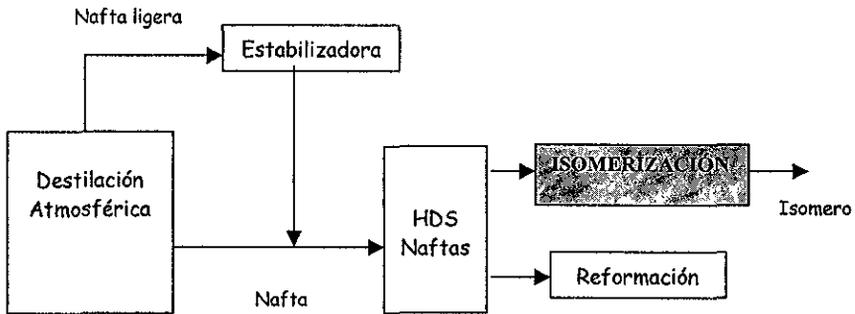


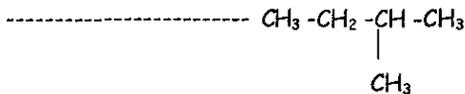
Figura 3.3.3.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.3.3.1 Generalidades

La isomerización es un proceso catalítico donde los hidrocarburos parafínicos de 5 y 6 átomos de carbón, sufren un rearrreglo molecular sin cambiar el número de carbonos. Consiste en la reubicación de un radical de la molécula original a una posición "iso" de la molécula resultante, lo cual le da a esta última características diferentes a la molécula original, como es el índice de octano, muy importante en la industria de la refinación, lo anterior se ilustra con el siguiente ejemplo:

Pentano (Parafínico)

Isopentano (Isoparafínico)



No. De octano = 62

No. De octano = 92

Al cambiar la estructura molecular, se modifican sus propiedades físicas, incrementándose la presión de vapor y el número de octano.

3.3.4 Planta de Desintegración Catalítica (FCC)

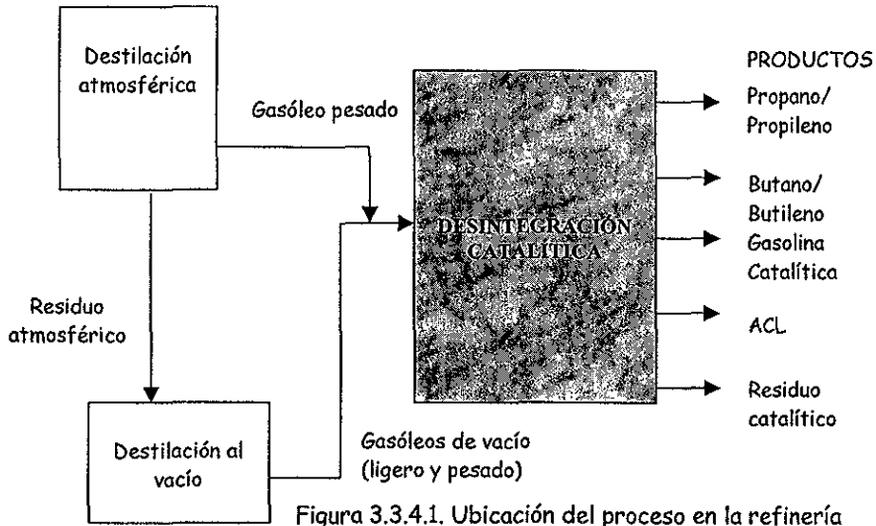


Figura 3.3.4.1. Ubicación del proceso en la refinería

3.3.4.2 Generalidades

En el inicio de la industria de la refinación, solo existían los procesos de separación del crudo por destilación, con lo cual se obtenía una gasolina de pocos octanos, con el tiempo se incrementó la demanda de la gasolina y ésta creció más rápido que la demanda de combustóleo; al mismo tiempo, la industria automotriz fue demandando mayor octanaje en la gasolina y menos contaminantes, principalmente el azufre, esto ocasionó la elevación de precios de la gasolina y declinó los precios de las fracciones pesadas como los gasóleos y el residuo.

Para resolver este problema económico y la mayor demanda de gasolina, se desarrollaron los procesos de desintegración, siendo el más popular el de desintegración catalítica fluida.

El proceso de desintegración catalítica fluida, conocido popularmente como cracking catalítico fluido (FCC), consiste en el rompimiento de las moléculas de los gasóleos, las cuales en un reactor se exponen al calor y son puestas en contacto con un catalizador para promover las reacciones de desintegración.

La alimentación a las plantas, normalmente es una mezcla de gasóleos de vacío y gasóleo pesado de la destilación atmosférica, y se compone principalmente de hidrocarburos parafínicos, constituidos por 18 a 32 átomos de carbón.

El proceso es diseñado para promover la desintegración de los gasóleos en una forma determinada y con el objetivo principal de obtener la mayor cantidad posible de gasolina catalítica de alto octano.

Idealmente todos los gasóleos deberían convertirse a gasolinas, pero la tecnología no ha logrado esto, ya que durante el proceso de desintegración ocurren los siguientes fenómenos: al romperse las moléculas de los gasóleos se produce hidrógeno pero no es suficiente para saturar todos los carbonos libres que aparecen, lo que ocasiona que se forme una cantidad considerable de carbón (coke); al mismo tiempo, se forma todo el rango de hidrocarburos de bajo peso molecular, empezando desde el metano hasta el pentano, los cuales constituyen la mezcla de gases. Debido a la deficiencia de hidrógeno, muchas moléculas de bajo peso molecular son olefinas.

En resumen, el proceso de desintegración catalítica produce todo el rango de hidrocarburos de tamaño molecular desde metano hasta residuo y carbón (coke).

3.3.5 Plantas de MTBE y TAME

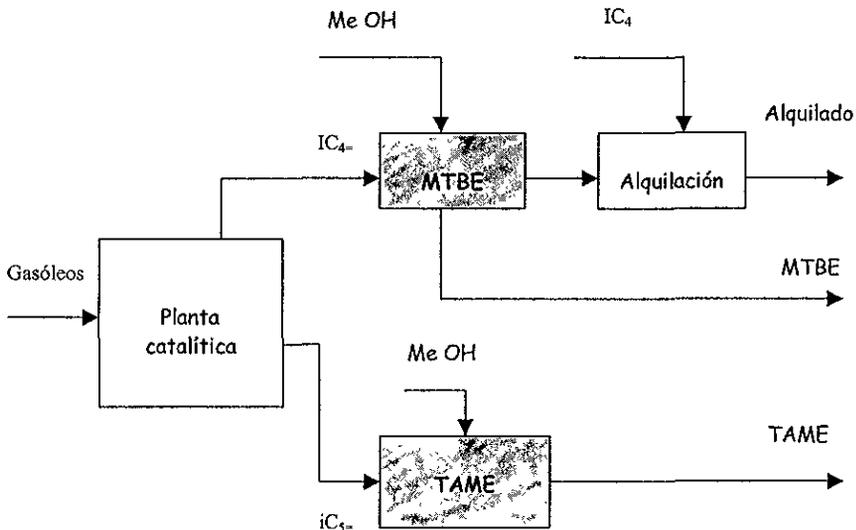


Figura 3.3.5.1. Ubicación de los procesos en la refinería.

3.3.5.1 Generalidades

A través de los años, las normas ambientales se han vuelto más estrictas y tienden a reducir en las gasolinas el contenido de olefinas, aromáticos, benceno y la presión de vapor, además, establecen que las gasolinas deben contener cierto porcentaje de oxígeno, por otra parte, la modernización de la industria automotriz requiere gasolinas de mayor índice de octano.

En las refinerías, la planta catalítica (FCC) es la mayor generadora de olefinas; las corrientes de butanos y gasolina ligera que se obtienen en esta planta contienen alto porcentaje de olefinas de cuatro y cinco carbonos, respectivamente. Estos compuestos se caracterizan por tener alta presión de vapor y ser muy reactivos; son precursores de ozono cuando escapan a la atmósfera; por lo cual, no es conveniente enviarlos directamente a la mezcla de gasolinas.

Se han encontrado nuevos procesos para disminuir en las gasolinas el contenido de olefinas, la presión de vapor y elaborar compuestos que contengan oxígeno, así como mejorar el índice de octano, todo esto se logra por medio de los procesos MTBE, TAME y ALQUILACIÓN.

El MTBE a metil ter butil éter y TAME o teramil metil éter, son compuestos oxigenados elaborados a partir de olefinas y metanol.

Tabla 3.3.5.1.1. Compuestos que forman la corriente de butano/butileno

CORRIENTE DE BUTANO/BUTILENO	
Butano normal	(n-C ₄)
Iso-butano	(i-C ₄)
Butileno*	(C ₄₌)
Iso-butileno*	(i-C ₄₌)

*igual a olefinas

Iso-butileno + Metanol	→	MTBE
Iso-butileno + Butileno	→	Alquilado
Amilenos + Metanol	→	TAME

Gasolina ligera = Amilenos (i-C₅₌ + i-C₆₌)

Tabla 3.3.5.1.2. Propiedades de los compuestos oxigenados

Propiedad	MTBE	TAME
Peso molecular	88	102
% de oxígeno	18.2	15.7
No. de octano	113	106
Presión de vapor	8.0	1.0
Gravedad específica	0.74	0.75

Como se observa en la tabla anterior, al elaborar estos compuestos y ser agregados a la mezcla de gasolinas, en sustitución de las corrientes que contienen olefinas, se obtienen las siguientes ventajas:

- Disminución del contenido de olefinas
- Aumento en número de octano
- Se agrega oxígeno
- Disminuye la presión de vapor

3.3.6 Planta de Alquilación

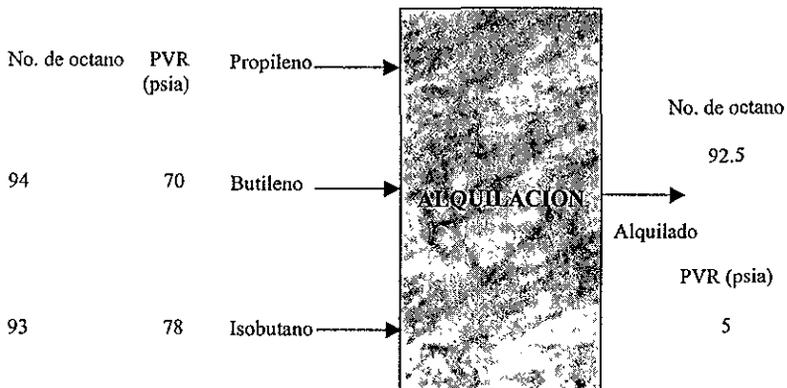


Figura 3.3.6.1. Productos de la alquilación

En refinación el proceso de alquilación comprende la unión de una olefina (propileno o butileno) con isobutano, para formar una isoparafina a la que se llama alquilado.

La tendencia actual de las refinerías es producir la máxima cantidad posible de gasolina y disminuir su presión de vapor y su contenido de olefinas, lo anterior se favorece limitando la adición a la mezcla de gasolina corrientes que contengan olefinas y sustituirlas por alquilado, mediante el proceso de alquilación.

En conclusión, puede decirse que el proceso de alquilación tiene la finalidad de procesar las olefinas que se producen en la planta catalítica, produciendo un compuesto llamado alquilado, que tiene baja presión de vapor y al ser mezclado con la gasolina disminuye la presión de vapor de la mezcla.

3.4 PROCESOS DE FONDO DE BARRIL

Las plantas tratadoras de fondo de barril que se encuentran en el esquema típico de refinación son: la reductora de viscosidad y la hidrodeseintegradora catalítica, cuya función es procesar las corrientes pesadas de hidrocarburos como son: residuos de vacío, atmosféricos y asfaltos, para producir más gasolina y diesel.

Este conjunto completo de plantas forma el esquema típico de una refinería en la República Mexicana, cabe señalar que cada refinería posee su propio y único esquema de proceso, él cual está determinado por el equipo disponible, costos de operación y demanda de los productos, entre otras cosas. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por consideraciones económicas, y no hay dos refinerías que sean idénticas en sus operaciones.

CAPITULO IV

RECONFIGURACIÓN DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN

RECONFIGURACIÓN DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN (SNR)

4.1 GENERALIDADES

Pemex se ha venido transformando desde mediados del decenio pasado de una posición basada en la consecución de metas volumétricas o de autosuficiencia a otra caracterizada por una visión integral de negocios, sustentada en la creación de valor de sus activos. El cambio en Pemex se ha venido dando en parte como respuesta a la dinámica de las condiciones del mercado petrolero internacional.

Los objetivos y compromisos fundamentales de Pemex se orientan a garantizar el suministro energético del mercado interno y a sostener una plataforma de exportación de crudo. La estructura de organización de Pemex, en consecuencia, se ha venido alineando a esa visión de la empresa, para apoyar las actividades de negocios y medir el desempeño de cada una de ellas.

El énfasis de Pemex está puesto en:

- ◆ Inversiones en trabajos de exploración
- ◆ Desarrollo y explotación de campos petroleros, incluyendo gas no asociado.
- ◆ Incremento de la producción de gas natural (como producto).
- ◆ Mejoramiento de la calidad de los combustibles.
- ◆ Ampliación de capacidades de producción.
- ◆ Mejoras operativas.

En este contexto, Pemex-Refinación tiene la necesidad de impulsar una profunda transformación industrial, que le permita responder de manera acelerada a las crecientes demandas internas y de regulación ambiental, y a las necesidades que reclama el desarrollo económico del país. Para cumplir con estas obligaciones, la empresa instrumentó un ambicioso programa de inversión orientado a mejorar los procesos y productos de la refinación y ampliar la oferta de combustibles.

4.2 SITUACIÓN ACTUAL

4.2.1 Capacidad instalada

Actualmente, Pemex-Refinación cuenta con seis refinerías con una capacidad nominal de destilación atmosférica y de vacío equivalente a 1.525 millones de barriles diarios. En función de las características de las distintas plantas, el SNR

se define en su conjunto con un índice alto de complejidad que requiere de la incorporación de procesos como desintegración catalítica, coquización, alquilación, etc. en algunas refinerías.

Se trata entonces de una configuración sin conversión profunda, es decir, una configuración no muy compleja que impide a la empresa obtener una producción mayor de productos ligeros por cada barril de petróleo crudo que procesa. Ante esta realidad, la cartera de inversiones de Pemex-Refinación se enfoca al cambio de esa configuración, es decir, adquirir una configuración moderna y competitiva orientada a la producción de gasolinas y destilados intermedios de mayor valor.

Tabla 4.2.1.1. Pemex-Refinación: límites en el procesamiento de Crudo Maya

Pemex-Refinación: límites en el procesamiento de Crudo Maya, 1998		
Nombre	Capacidad de diseño (miles de barriles diarios)	Límite técnico actual (por cientos)
Cadereyta, N.L.	235	43
Madero, Tamps.	195	40
Minatitlán, Ver.	200	33
Salamanca, Gto.	245	33
Salina Cruz, Oax.	330	38
Tula, Hgo.	320	33
Total	1,525	

En ese contexto, el SNR enfrenta retos técnicos y económicos considerables. No sólo habrá de adecuarse a las disposiciones ambientales más estrictas, sino también satisfacer el crecimiento esperado de la demanda de productos petrolíferos, llevar adelante modificaciones notables en la estructura productiva y ajustar los procesos a mezclas distintas de crudo derivadas del Proyecto Cantarell, donde la oferta de petróleo se concentrará en productos más pesados y amargos.

4.2.2 Influencia de Cantarell

Pemex Exploración y Producción (PEP) incrementará de manera sustancial la producción de crudo maya, mediante inversiones que tienen por objeto modernizar y ampliar la infraestructura productiva del complejo Cantarell, ubicado en el litoral de Campeche.

4.2.3 Déficit de octano

El SNR ha venido enfrentando en los últimos años un déficit de octano entre la demanda y la producción nacional de gasolinas. El déficit de octano resulta del hecho que la demanda en términos de volumen y calidad es superior a la producción nacional. El patrón de la demanda y el de producción cambiaron en esos años, debido principalmente a la eliminación de la gasolina Nova de bajo octano y al incremento en las gasolinas de mayor octanaje, Pemex Magna y Pemex Premium.

Para cubrir la brecha entre la producción y la demanda ha sido necesario realizar importaciones tanto de gasolinas como de sus componentes.

4.3 PLAN DE INVERSIONES

4.3.1 Aspectos técnicos

La mayor disponibilidad de Crudo maya exige a Pemex-Refinación contar con unidades de proceso de conversión que eleven los rendimientos actuales y los acomoden a la demanda de combustibles de especificaciones más estrictas.

Para elevar los rendimientos se requiere la incorporación de procesos de conversión que aumenten la producción de destilados y disminuyan los residuos pesados, mediante la coquización o hidrodesintegración profunda.

4.3.2 Reconfiguración de refinerías

El programa de reconfiguración de refinerías constituye un proyecto prioritario y estratégico para Pemex-Refinación, el cual surge a raíz del análisis de los factores que influyen en el comportamiento de la demanda de productos petrolíferos como:

- ♦ La perspectiva de la actividad económica nacional
- ♦ Las regulaciones ambientales
- ♦ Las especificaciones de calidad de los productos petrolíferos
- ♦ La disponibilidad de crudo pesado
- ♦ Satisfacción de la demanda nacional de combustibles para el año 2005

Como resultado de ese análisis se concluyó que la configuración óptima del SNR - sin la inclusión de las inversiones del Proyecto de Reconfiguración de la Refinería Cadereyta - requeriría la ejecución de un programa de inversiones de cerca de

5,000 millones de dólares, con modificaciones importantes en todas las refinerías del sistema.

Las inversiones asociadas al programa de reconfiguración, con excepción de las del Proyecto Cadereyta, comprenden la construcción de 47 plantas y el acondicionamiento y modernización de 28 más.

Entre las inversiones más importantes se consideran:

- ♦ La construcción de dos plantas coquizadoras en las refinerías Minatitlán y Salina Cruz.
- ♦ La incorporación de un grupo de plantas de hidrotratamiento (hidrodesulfuradoras de gasóleos, naftas y destilados intermedios), que le permitirán a Pemex-Refinación disponer de productos finales con un menor contenido de azufre y cumplir con las especificaciones ambientales.
- ♦ La instalación de diversas plantas (MTBE, TAME, alquiladoras e isomerizadoras), que incrementan la calidad de las gasolinas al elevar el número de octano y los oxigenantes.

4.3.3 Consumo de Crudo Maya

El SNR consume en la actualidad 398 mil barriles diarios de Crudo Maya, En las refinerías existentes no puede aumentarse significativamente el consumo de este crudo, debido a restricciones de metalurgia de los equipos, de hidrotratamiento y a la escasa capacidad de conversión profunda, atractiva para el proceso de crudos pesados.

Cabe destacar que las inversiones incrementan ligeramente la capacidad de procesamiento de crudo y mejoran sustancialmente la transformación a través de ampliar las capacidades de proceso de Crudo Maya y de los residuales, a fin de elevar la producción de destilados de mayor valor.

4.3.4 Rendimiento de productos

El perfil de producción de Pemex-Refinación deberá aumentar considerablemente la producción de gasolinas y reducir la de combustóleo, lo que implica un ajuste en el rendimiento de los productos.

Es conveniente destacar que el programa de reconfiguración no se sustenta en un esquema de exportación, por lo cual los volúmenes disponibles para los mercados internacionales no serán significativos.

4.4 INFERENCIAS

Frente a un mercado de expansión, Pemex-Refinación cuenta con un programa de inversiones acorde a las necesidades que demanda el desarrollo económico del país, al preparar a sus refinerías con un perfil competitivo. Sin embargo, la magnitud del reto es mayúsculo. No sólo habrá de modificarse la estructura productiva, sino que se adoptarán mejores prácticas operativas y se elevará la productividad.

Tabla 4.4.1. Pemex-Refinación: programa de reconfiguración de refinerías.

Pemex Refinación: Programa de Reconfiguración de Refinerías (número de plantas)							
	<i>Cadereyta</i>	<i>Madero</i>	<i>Minatitlán</i>	<i>Salamanca</i>	<i>Salina Cruz</i>	<i>Tula</i>	<i>Total</i>
Plantas nuevas	10	12	10	2	11	2	47
Isomerización de butanos					1		1
Alquilación	1	1	1		1		4
Reformadora de naftas	1	1		1			3
MTBE	1	2			1		4
TAME		2			1		3
Desintegración catalítica		1	1		1		3
Hidrotratadora de gasóleos	1	1	1		1	1	5
Hidrotratadora de destilados	1		1				2
Hidrotratadora de naftas	1		1	1	1		4
Coquizadora retardada	1	1	1		1		4
Destilación atmosférica/vacío		1	1		1		3
Hidrógeno (MM PCD)	1	1	1		1		4
Azufre (T/D)	1	1	1		1		4
Otras	1		1			1	3
Modernización y adecuación	11	7	0	0	8	2	28
Isomerización de pentanos	1				1		2
Alquilación							
Reformadora de naftas	1				2		3
Catalíticas	1	1					2
Hidrodesulfuradoras	3	3			3		9
Destilación atmosférica /vacío	2	2					4
Otras	3	1			2	2	8

Tabla 4.4.2. Pemex-Refinación: programa de reconfiguración de refinerías

Pemex Refinación: Programa de Reconfiguración de Refinerías (miles de barriles diarios)							
	Cadereyta	Madero	Minatitlán	Salamanca	Salina Cruz	Tula	Total
Plantas nuevas							
Isomerización de butanos					7.04		8.04
Alquilación	5	9.3	13.4				28.5
Reformadora de naftas	20	10		22.5			52.5
MTBE	0.76	50*			3.58		54.34
TAME		50+			3.3		53.3
Desintegración catalítica		30.1	42		28		100.1
Hidrotratadora de gasóleos	40	49.7	41.1		72.4	21.35	224.55
Hidrotratadora de destilados intermedios	35		25				70
Hidrotratadora de naftas	25		7.4	25	10.8		68.2
Coquizadora retardada	58.5	50	55.7		76.36		240.56
Destilación atmosférica/vacío		137	137		198.9		472.9
Hidrógeno (MM PCD)	60	42	48		70		220
Azufre (T/D)	480	600	600		750		2430
Otras	20					2.5	22.5
* Mton/anales (50 para cada una, MTBE A Y MTBE B)							
+ Mton/anales (50 para cada una, TAME A Y TAME B)							
Modernización y adecuación							
Isomerización de pentanos	12				18.2		
Alquilación							
Reformadora de naftas					56.9-		
Desintegración Catalítica	95"	30					
Hidrodesulfuradoras	36.5	52"			65.55-		
Destilación atmosférica/vacío	275°	53'					
Otras	14.1*	1100♥			9.8*	11.1*	

" es la suma de las tres hidrodesulfuradoras (destilados intermedios (U-500 = 15 y la U-501 = 25) y de naftas de coquización U-600 = 12))

'' es la suma de las dos FCC (No 1 = 65 y la No 2 = 30)

' es la suma de las dos combinadas (Destilación atmosférica/vacío BA = 40 y la Destilación atmosférica /vacío = 13)

°es la suma de las dos combinadas (Destilación atmosférica/vacío No 1 = 120 y la Destilación atmosférica /vacío No 2 = 155)

=°es la suma de las dos reformadoras (U-500-11 = 26.9 y la U-500-2 = 30.0)

-es la suma de las tres HDS (HDS nafta U-400-2 = 40.4, HDS turbosina U-700-2 = 18 y la HDS diesel U-800-2 = 7.15)

♣es la suma de alquilación 1 = 5.8, tratadora y fraccionadora de ligeros (LPG) = 3.3 y tratadora y fraccionadora de ligeros (naftas) = 5

♥se refiere a la endulzadora CN-1 = 1,100 Mm³/D

♣es la suma de los Fraccionador C₃ & C₃ = No. 1 = 4.9 y el Fraccionador C₃ & C₃ = No 2 = 4.9

●es la suma de tratadora y fraccionadora de hidrocarburos ligeros = 4.5 y tratadora y fraccionadora de hidrocarburos pesados = 6.6

CAPITULO V

EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE
COQUIZACIÓN (HDS).

Descripción del proceso de Hidrodesulfuración de Naftas de Coquización
PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTA DE COQUIZACIÓN

5.1 GENERALIDADES

El objetivo de esta planta es producir nafta hidrotratada con bajo contenido de azufre y con calidad suficiente para entregarse como carga a la Planta Isomerizadora, y a la Planta Reformadora de Naftas, utilizando como carga, Nafta producto proveniente de la Planta de Coquización Retardada; a través de la hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno, olefinas y diolefinas presentes en la carga, retención de los compuestos de sílice y fraccionamiento de hidrocarburos por medio de destilación convencional.

✓ Tipo de carga.

La planta tendrá la flexibilidad de recibir carga directamente de la Planta de Coquización Retardada, o bien, de tanques de almacenamiento, para lo cual contará con un tanque de balance dentro de límites de batería y de esta manera amortiguar las posibles fluctuaciones de flujo.

Con la finalidad de minimizar la reposición de hidrógeno y dar flexibilidad al proceso por la alimentación de este componente se incluirá una Planta Purificadora de Hidrógeno.

✓ Variables de operación

Las condiciones de operación dependen del tipo de carga a tratar, pero debe considerarse como regla general que la severidad de tratamiento debe incrementarse cuando aumenta la temperatura media de destilación de la carga ya que también se incrementa la concentración de compuestos de azufre difíciles de desulfurar.

Las condiciones menos severas se aplican en general, para las naftas, seguidas de los destilados intermedios y las más severas para fracciones pesadas.

Las principales variables de operación que permiten el buen funcionamiento tanto del catalizador como de la planta son:

- Temperatura
- Presión
- Espacio-Velocidad (LHSV)
- Relación hidrógeno/hidrocarburo (H₂/H_c).

♦ *Efecto de la temperatura*

La severidad del tratamiento se incrementa directamente con la temperatura debido al aumento en las velocidades de reacción; incrementando el depósito de carbón sobre la superficie del catalizador y acortándose el tiempo de vida. En las reacciones de hidrogenación, el consumo de hidrógeno aumenta pasando por un máximo que posteriormente declina como consecuencia de la iniciación de las reacciones de deshidrogenación.

La temperatura debe mantenerse lo más baja posible pero manteniendo el nivel de actividad requerida, y así, poder mantener el nivel de carbón al mínimo y retardar la desactivación del catalizador. Sin embargo, la temperatura se debe incrementar progresivamente para compensar la pérdida de actividad por agotamiento del catalizador.

♦ *Efecto de la presión*

El efecto de la presión está directamente relacionado con el efecto de la composición del gas de recirculación y la relación hidrógeno/hidrocarburo (H_2/H_c).

Al aumentar la presión se incrementa hasta un cierto grado la remoción de azufre, nitrógeno, oxígeno, la conversión de aromáticos y la saturación de olefinas; además, se tendrá un efecto favorable para la disminución del depósito de carbón en el catalizador gracias a la alta presión parcial de hidrógeno, esencial para llevar a cabo las reacciones de hidrodesulfuración.

♦ *Efecto del espacio-velocidad (LHSV)*

Al disminuir el espacio-velocidad y manteniendo las demás variables constantes, se incrementa el grado de hidrot ratamiento hasta un cierto límite debido al aumento del tiempo de residencia en el reactor. Sin embargo, al operar a un espacio-velocidad bajo se dificulta el control de la temperatura de reacción debido a la exotermicidad de las reacciones y se favorece un alto depósito de carbón.

El aumentar únicamente el espacio-velocidad trae como consecuencia una disminución en el grado de hidrot ratamiento y por lo tanto, en la intensidad de las reacciones catalíticas; de esta forma el consumo de hidrógeno disminuye.

♦ *Efecto de la relación hidrógeno/hidrocarburo (H_2/H_c)*

Se ha observado que a un mayor valor de relación se obtiene un menor depósito de carbón sobre el catalizador, aumentando con ello la vida de éste, hasta un cierto límite; dado por las condiciones de operación y contaminantes de la carga.

Descripción del proceso de Hidrodesulfuración de Naftas de Coquización

La presión parcial de hidrógeno aumenta la velocidad de reacción sobre todo cuando las cargas contienen compuestos pesados de azufre que incrementan el consumo de hidrógeno. En algunos diseños de reactores de hidrodesulfuración, se puede usar la inyección de hidrógeno para compensar el consumo del mismo y mantener la relación H_2/H_c en un nivel adecuado.

✓ Propiedades de la alimentación.

La siguiente corriente constituye la alimentación a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización Retardada.

Tabla 5.1.1. Propiedades de la Nafta de la Planta Coquizadora.

Propiedad	Unidades	
Flujo	BPSD	7,400
Densidad	°API	62.23
Azufre	ppm	12,760
Nitrógeno	ppm	330
Arsénico	ppb	-
Plomo	ppm	-
Número de Bromo	gBr/100g	83.74
Parafinas	%vol.	41
Olefinas	% vol	38
Naftenos	% vol	13
Aromáticos	% vol.	8
Destilación, % vol.	°C.	ASTM D-86
TIE		35
10		73
50		120
90		158.0
TFE		179.0

Descripción del proceso de Hidrodesulfuración de Naftas de Coquización
 Tabla 5.1.2. Hidrógeno.

Composición	Unidades	Hidrógeno de la Planta Reformadora	Hidrógeno de la Planta de Hidrógeno
Hidrógeno	% mol	86.0	99.9
Metano	% mol	4.0	0.1
Etano	% mol	3.9	-
Propano	% mol	3.8	-
i-Butano	% mol	1.3	-
n-Butano	% mol	0.4	-
i-Pentano	% mol	0.4	-
n-Pentano (+)	% mol	0.2	-
H ₂ O	ppm	26	-
H ₂ S	ppm	0.94	-
Cl ⁻	ppm	2.5	-
CO+CO ₂	ppm	2.05	50 máx.
TOTAL		100	100

✓ Especificación de los productos.

Tabla 5.1.3. Nafta Ligera a Isomerización

Propiedad	Unidades	Especificaciones
Temperatura de corte	°C	95
Azufre	ppm	0.50 máx.
Nitrógeno total	ppm	0.50 máx.
No. Bromo	g Br/100 g	1 máx.
Plomo	ppb	20 máx.
Arsénico	ppb	0.10 máx.
C7+	% peso	2 máx.
Agua	ppm	0.10 máx.
Cloruros	ppm	0

Eventualmente se podrá enviar a la planta de isomerización carga con un contenido de benceno del 5% en peso, por periodos cortos de tiempo

Tabla 5.1.4. Propiedades de la Nafta Pesada a Reformación

Propiedad	Unidades	Especificaciones
Temperatura de corte	°C	180
Azufre	ppm	0.50 máx.
Nitrógeno total	ppm	0.50 máx.
No. Bromo	g Br/100 g	1 máx.
Plomo	ppb	20 máx.
Arsénico	ppb	0.10 máx.
Benceno	% peso	2 máx.
Ciclohexano	% peso	2 máx.
Agua	ppm	0.10 máx.
Cloruros	ppm	0

Tabla 5.1.5. Propiedades del G.L.P. Amargo

	Unidades	Especificaciones
Volatilidad @ 95% destila a	°C	2 máx.
Material residual Residuo evaporación 100 ml	ml	0.05 máx.

Este gas L.P. deberá enviarse a tratamiento (endulzamiento).

Tabla 5.1.6. Especificaciones de los Subproductos.

Subproducto	Características	Especificación
Gas amargo *	H ₂ S, % peso	23.2 máx.
	Densidad, kg/m ³	4.6
Gas ácido **	H ₂ O, % mol	4.5 máx.
	H ₂ S, % mol	95 mín.
	C ₁ , % mol	0.36 máx.
	C ₂ , % mol	0.03 máx.
	C ₃ (+), % mol	0.05 máx.
Agua amarga***	H ₂ S, ppm	15,000 máx.
	NH ₃ , ppm	11,250 máx.

* Este gas deberá enviarse a endulzamiento a alguna planta existente o nueva con el fin de poder ser integrado con 30 ppm en peso de H₂S máx. a la red de gas combustible.

** El gas ácido debe ser integrado a la planta de recuperación de azufre más cercana geográficamente.

5.2 UBICACIÓN DE LA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE COQUIZACIÓN DENTRO DEL NUEVO ESQUEMA DE PROCESAMIENTO DE LA REFINERÍA "GRAL. LÁZARO CÁRDENAS DEL RÍO" DE MINATITLÁN, VER.

Dentro del perfil de inversiones de Pemex-Refinación para el año 2005 está considerada la reconfiguración de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río" en Minatitlán, Ver. Esta reconfiguración es parte de un plan maestro que Pemex-Refinación tiene contemplado para todas las refinerías del país y que involucra varios aspectos tales como:

- La proporción de Crudo Maya procesado sea de un 83% volumen
- Mejoramiento de la calidad de los productos
- Satisfacción de la demanda nacional de combustibles para el año 2005

5.2.1 Objetivo:

Definir la configuración de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río" para procesar 186,000 BPDC de una mezcla de crudos (83% Maya) y determinar las capacidades de las plantas (existentes, modernizadas y nuevas) que permitan tratar todas las corrientes y mantener los productos dentro de especificaciones establecidas por Pemex-Refinación, basadas en las normas oficiales más recientes.

➤ *Capacidad y tipo de crudo.*

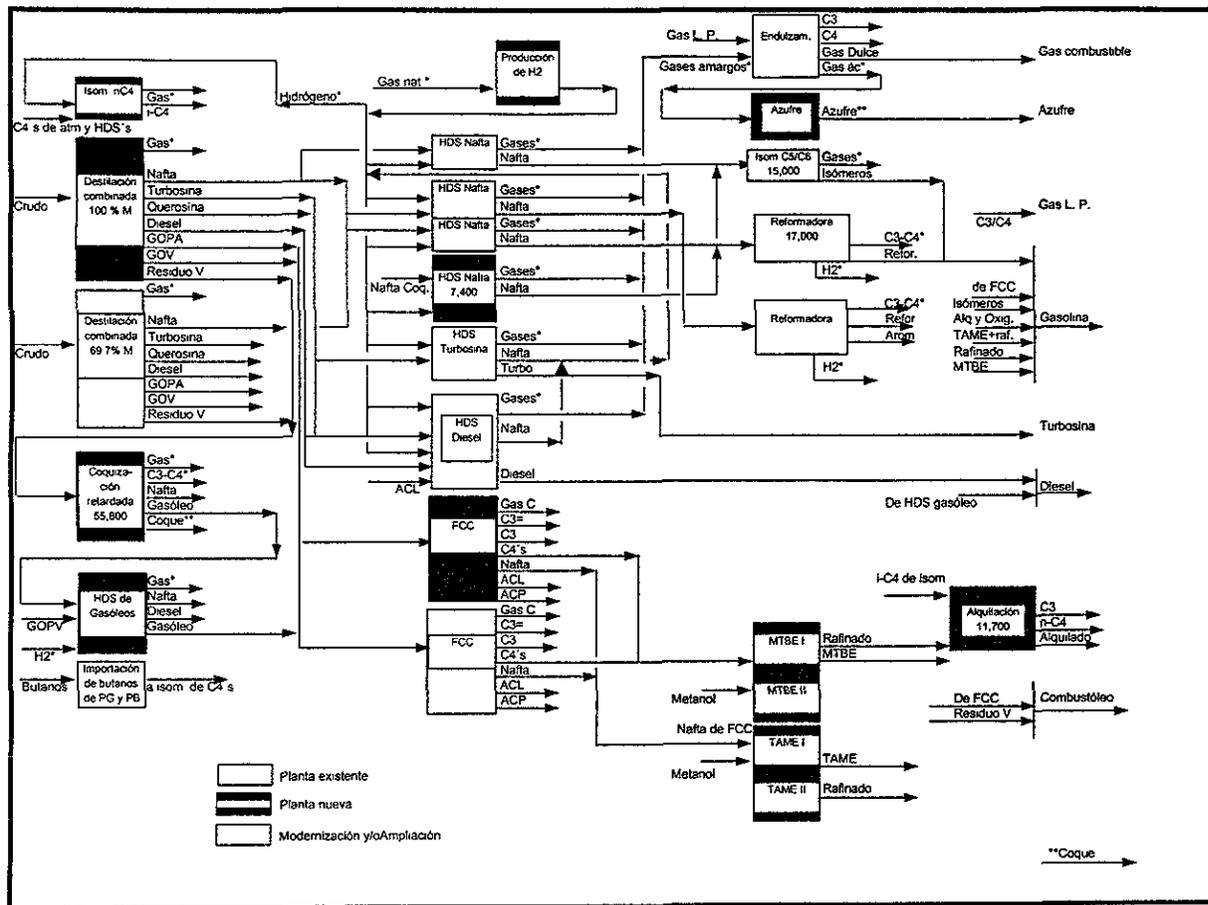
Tabla 5.2.1.1. Tipo de crudo

Crudos	BPDC	% Volumen
Maya	153,800	82.69
Olmeca	200	0.10
Terciario	30,000	16.13
No ceroso	2,000	1.08
Total	186,000	100

Tabla 5.2.1.2. Propiedades de los tipo de crudo

Propiedad	Maya	Ligero	Marfo	Papaloapan	Arenque	Tamaulipas	Panuco	Naranjos
Peso específico a 60/60, °F	0.9259	0.8580	0.9133	0.7838	0.8644	0.9478	0.9871	0.8957
Gravedad API	21.32	33.42	23.43	49.03	32.20	17.79	11.85	26.48
Azufre total, % peso	3.64	1.40	3.40	1.70	2.51	5.50	5.40	2.80
Factor de caracterización, KUOP	11.76	11.98	11.79	12.40	12.00	11.63	11.40	11.80
Presión de vapor Reid, lb/in ²	4.70	6.00	6.50	8.40	11.60	3.70	2.30	5.80
Viscosidad cinemática, cSt @:								
15.6 °C	367.50	12.11	287.00	2.35	22.80	3,200.00	34,652.00	72.63
211 °C	281.09	10.26	183.70	2.27	17.71	2,010.00	20,122.00	54.08
25.0 °C	236.13	9.35	140.10	2.19	15.02	1,520.00	15,105.00	44.01
Temperatura de escurecimiento, °C	-30	-42	-24	-45	-21	-6	-3	-27
Poder calorífico bruto, BTU/lb	18,870.0	19,520.00	19,550.00	19,982.00	19,476.00	18,740.00	18,396.00	19,208.00
Poder calorífico neto, BTU/lb	17,820.0	18,330.00	18,345.00	18,695.00	18,290.00	17,678.00	17,405.00	18,070.00
Carbón Conradson, % peso	11.76	4.15	11.95	3.90	5.82	13.30	13.60	7.82
Carbón ramsbottom, % peso	11.35	3.83	11.14	3.60	5.60	12.70	12.58	7.62
Nitrógeno básico, ppm	1,169.00	382.00	814.00	287.00	355.00	285.00	275.00	517.00
Nitrógeno total, ppm	3,378.00	1,192.00	2,525.00	958.00	1,176.00	2,565.00	3,387.00	1,559.00
Metales, ppm:								
Fe	0.80	0.50	1.00	0.01	2.40	0.80	2.30	0.90
Cu	0.70	0.20	0.10	0.03	0.20	0.60	1.00	0.20
Ni	53.80	9.20	43.00	15.10	12.60	41.30	62.40	22.40
V	271.30	43.80	208.00	28.10	67.00	229.00	320.00	111.00
Sol. lb/1000BI	65.75	12.50	30.50	1.75	3.23	87.00	150.00	16.80

RECONFIGURACIÓN DE LA REFINERÍA DE MINATITLÁN, VER.



➤ *Esquema de procesamiento*

El esquema de procesamiento actual de la Refinería está limitado para procesar adecuadamente la mezcla de crudos definida y cumplir con las demandas de productos establecidas, por lo que, partiendo de la situación actual de la refinería, la Subdirección de Planeación de Pemex-Refinación estableció un esquema basado en la incorporación del proceso de coquización retardada y de las plantas necesarias para procesar el volumen de crudo maya establecido.

5.2.1 Descripción del Esquema de Reconfiguración

El crudo que procede de límites de batería se procesa en dos trenes de destilación primaria; uno de 87,000 BPD de crudo 100% Maya y otro de 115,660 BPD de crudo 69.7% Maya. El residuo de vacío se procesa en una planta de coquización retardada. Los gasóleos de coquización retardada, y una parte del gasóleo pesado de vacío del tren de crudo 100% Maya, se alimentan a la hidrodesulfuradora de gasóleos, a fin de permitir un buen funcionamiento de las plantas catalíticas y de reducir el contenido de azufre en los inventarios de gasolina.

Las plantas catalíticas, nueva y existentes, procesan el gasóleo hidrodesulfurado, los gasóleos vírgenes; la primera planta está orientada a máxima producción de gasolinas y la segunda a máxima producción de olefinas. Para aumentar la proporción de oxigenados y alquilado en el inventario de gasolinas. También se incluye el fraccionamiento de la gasolina catalítica en amilenos y gasolina despentanizada, los amilenos se envían a la planta de producción de TAME mientras que la gasolina despentanizada se envía al inventario de gasolinas.

Las hidrodesulfuradoras de destilados intermedios procesan la corriente virgen de turbosina y una mezcla de querosina, diesel y aceite cíclico ligero, a fin de satisfacer las demandas de turbosina y diesel. La nafta primaria se fracciona en: nafta ligera, la cual se hidrodesulfura y se isomeriza, y en nafta pesada, la cual, junto con las naftas de las hidrotratadoras de destilados intermedios y gasóleos, se pasa a las hidrodesulfuradoras existentes de nafta pesada, mientras que la nafta de coquización se procesa en una *hidrodesulfuradora nueva, la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización* (dado el tipo y nivel de contaminantes, así como el volumen de la nafta), con la finalidad de preparar la nafta de carga a plantas reformadoras mediante la eliminación por hidrotratamiento de los compuestos sulfurados, nitrógenados, olefínicos y oxigenados que actúan como veneno para el catalizador de dicha planta.

Los butilenos de craqueo catalítico y térmico se alimentan a la planta de MTBE, en donde el isobutileno y el metanol reaccionan para producir MTBE, mientras que los butilenos restantes se procesan en la planta de Alquilación, junto con el isobutano procedentes de la isomerizadora de butanos. La carga a isomerización de butanos procede de las plantas primarias, las hidrodesulfuradoras de nafta, las

reformadoras y la corriente de butanos procedente de Pemex Gas y Petroquímica Básica, y el isobutano producido es el requerido en Alquilación.

Los gases amargos de la refinería se endulzan y los gases ácidos pasan a la planta de recuperación de azufre.

Las gasolinas se formulan con reformado, gasolina catalítica despentanizada, alquilado, MTBE, TAME y la compra de gasolina amorfa proveniente de la Cangrejera, Ver. El diesel es la mezcla del diesel de las hidrodesulfuradoras de destilados intermedios, el producto en la hidrodesulfuradora de gasóleos. El combustóleo es la mezcla de aceite decantado y aceite cíclico ligero de las plantas catalíticas.

5.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La Planta Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización (HDS) está diseñada para procesar 7,400 BSPD de una corriente de nafta proveniente de la Planta de Coquización Retardada, o de almacenamiento.

La planta HDS cuenta con un tanque de balance y con las instalaciones necesarias para recibir esta corriente.

La finalidad de la planta HDS es eliminar compuestos indeseables presentes en la carga, principalmente azufre, nitrógeno, olefinas y diolefinas, mediante procesos de hidrogenación catalítica, separación y tratamiento para obtener productos con la calidad requerida para alimentarse a las Plantas de Reformación Catalítica e Isomerizadora.

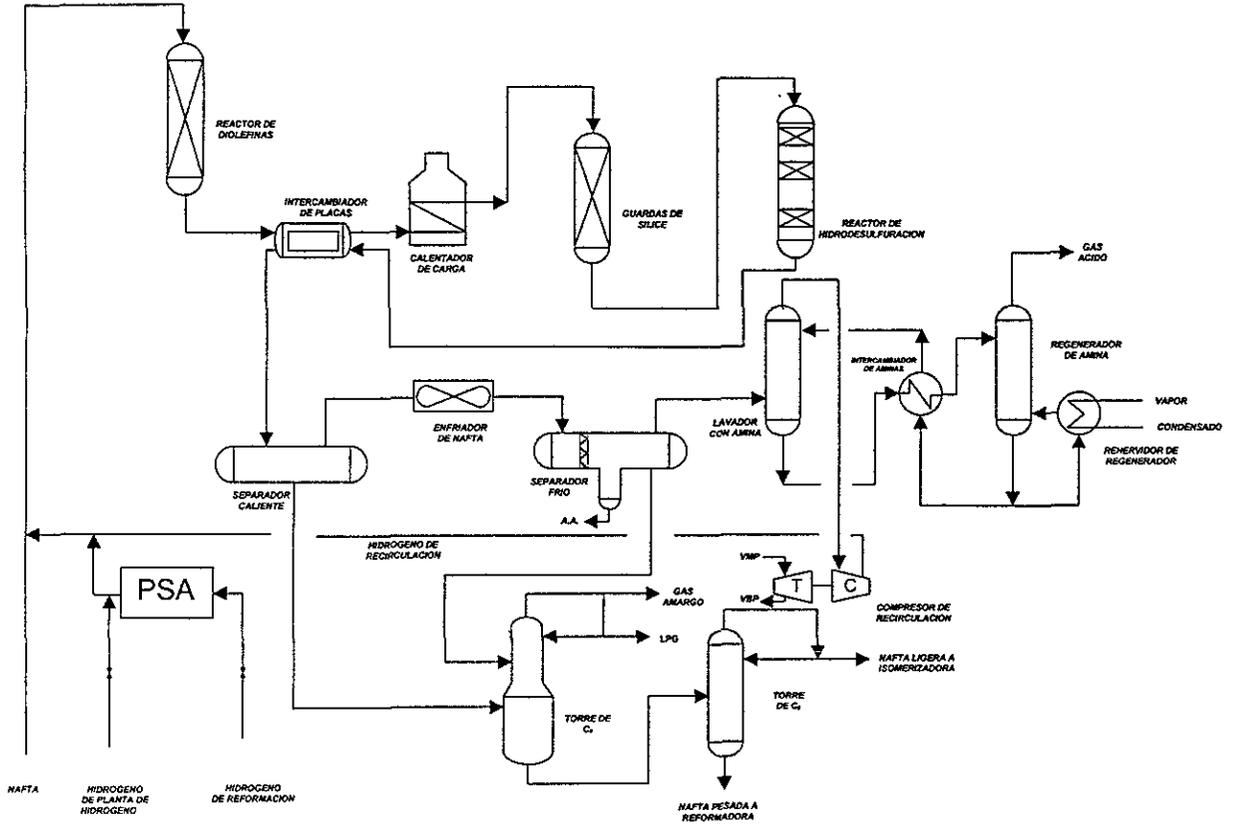
La planta HDS esta constituida por tres secciones: Sección de Reacción, Sección de Fraccionamiento y Sección de Regeneración de Amina, las cuales se describen a continuación.

5.3.1 Sección de Reacción

La función principal de la sección es realizar las reacciones de hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno y olefinas presentes en la carga a la planta.

La nafta se envía mediante la bomba de carga, al Reactor de Saturación de Diolefinas, previo precalentamiento en el intercambiador carga/nafta pesada producto, y en el intercambiador carga/efluente del reactor y previa mezcla con una corriente de hidrógeno proveniente del compresor de hidrógeno de recirculación, En el reactor se

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO: ESQUEMA DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTA DE COQUIZADORA



realiza la saturación de las diolefinas mediante una reacción de hidrogenación catalítica a 230°C y 66.2 kg/cm² man.

El efluente del reactor libre de diolefinas, se mezcla con el hidrógeno de recirculación y se precalienta en el intercambiador carga/efluente del reactor, Posteriormente se introduce al calentador de carga, que es un calentador a fuego directo, en donde se vaporiza al 100% en peso y se ajusta la temperatura requerida para alimentarse a las Guardas de Sílice en este reactor se elimina el silicio presente en la nafta para poder alimentarla al Reactor de Hidrodesulfuración. En este equipo, que está constituido por tres lechos fijos de catalizador se lleva a cabo la eliminación de los compuestos de azufre, nitrógeno y la saturación de olefinas, mediante reacciones de hidrogenación catalítica, las cuales se realizan en condiciones muy severas, 315°C y 54.8 kg/cm² man

Debido a que las reacciones son altamente exotérmicas se alcanzan temperaturas que afectan la dirección de las reacciones, por lo que resulta importante regular la temperatura dentro del reactor de Hidrodesulfuración.

El producto efluente del segundo lecho del reactor que contiene un alto potencial térmico, se aprovecha en el interenfriador del Reactor de Hidrodesulfuración para precalentar la carga a la Torre Desbutanizadora.

Del separador caliente se obtienen dos corrientes, una en fase vapor, constituida principalmente por hidrógeno e hidrocarburos ligeros, a la que se le inyecta agua de lavado junto con el inhibidor de corrosión para prevenir el depósito de sales de amonio, posteriormente, esta mezcla se enfría y condensa parcialmente en el Primer enfriador de nafta del separador caliente, y por último se introduce al tanque separador frío de los productos del reactor.

La otra corriente del separador caliente, en fase líquida, es nafta fría que se envía a la Torre Desbutanizadora de la Sección de Fraccionamiento.

En el tanque separador frío se separan tres fases: la fase líquida pesada consiste en agua amarga que se envía al tanque de agua amarga; la segunda fase líquida es nafta fría que se envía a la Torre Desbutanizadora de la Sección de Fraccionamiento, la tercera fase vapor, rica en hidrógeno, se envía a la Torre de Lavado con Amina donde se le elimina el ácido sulfhídrico producto de la reacción de hidrodesulfuración mediante un proceso de absorción con una solución de dietanolamina (DEA) al 20 % en peso.

El gas amargo entra por la parte inferior de la Torre de Lavado con Amina y se pone en contacto directo en contracorriente con una solución de DEA pobre proveniente

del Tanque de Amina Pobre de la Sección de Regeneración de Amina, la cual se alimenta por la parte superior mediante la bomba de amina pobre previa inyección de antiespumante; la amina pobre absorbe el ácido sulfhídrico, obteniéndose hidrógeno dulce y amina rica, los cuales salen de la torre por el domo y fondo, respectivamente.

5.3.2 Sección de Fraccionamiento

La función principal de esta sección es separar los hidrocarburos ligeros (gas combustible y gas L.P.) y la nafta desulfurada ligera como carga a Planta de Isomerización; así como la nafta pesada como carga a Planta Reformadora. Esta operación se lleva a cabo en dos torres separadoras: la Torre Desbutanizadora y la Torre Separadora de Naftas, T-12002.

En esta sección se reciben dos corrientes provenientes de la Sección de Reacción; la primera es la corriente de nafta caliente efluente del tanque separador caliente, la cual se introduce a la Torre Desbutanizadora.

La segunda corriente que se introduce a esta sección es la nafta fría que proviene del tanque separador frío de la Sección de Reacción, la cual se alimenta al plato 9 de la Torre desbutanizadora

Los vapores efluentes del domo de la torre T-12001, una vez que se les inyecta el inhibidor de corrosión, se envían al condensador de la Torre Desbutanizadora, y posteriormente al segundo condensador de la Torre Desbutanizadora, donde se condensan parcialmente y se alimentan al acumulador de reflujo de la Torre Desbutanizadora, en donde se lleva a cabo la separación de 2 fases, la primera es una fase acuosa (agua amarga) que se envía al Tanque de agua amarga, la segunda es el LPG líquido, el cual, mediante la bomba de reflujo de la Torre Desbutanizadora, se retorna una parte a la columna como reflujo y otra de flujo intermitente se envía al Tanque de L.P.G. de donde sale y se envía a la Planta U-600 a 18 kg/cm² man. y 38°C.

La corriente de nafta desulfurada del fondo de la Torre Desbutanizadora se alimenta a la Torre Separadora de Naftas.

Los vapores efluentes del domo de la Torre Separadora de Naftas se envían al condensador de la Torre Separadora de Naftas, donde se condensan totalmente y se introducen al acumulador de reflujo de la Torre Separadora de Naftas, la corriente líquida efluente de este acumulador se divide en dos corrientes, una se envía como reflujo a la Torre Separadora de Naftas mediante la bomba de reflujo de la Torre Separadora de Naftas, y la otra, destilado líquido de la columna, se envía a la

Planta Isomerizadora a $6,5 \text{ kg/cm}^2$ man. y 38°C mediante la bomba de nafta ligera producto. En caso de que la planta Isomerizadora se encuentre fuera de operación la nafta ligera se enviará al pool de gasolinas.

La segunda corriente, es el producto de fondos de la columna que se envía a la Planta Reformadora a 5 kg/cm^2 man. y 38°C mediante la bomba de nafta pesada producto, previo enfriamiento en el enfriador de nafta pesada, de la Sección de Reacción.

5.3.3 Sección de Regeneración de Amina

La sección de Regeneración de Amina tiene como función eliminar el ácido sulfhídrico contenido en la amina rica proveniente de la Torre de Lavado con Amina.

Esta corriente llega al Asentador de Amina Rica que está dividido por mamparas en tres secciones, en donde se separan los vapores con alto contenido de hidrocarburos ligeros y ácido sulfhídrico, enviándose a desfogue. Del segundo compartimento se separan los hidrocarburos líquidos para enviarse a drenaje aceitoso. Finalmente, la amina rica que se encuentra en el tercer compartimento se envía mediante la bomba de amina rica hacia el intercambiador de amina pobre/rica, previa inyección de inhibidor de corrosión. En el intercambiador la amina se calienta con la corriente efluente de fondos de la Torre Regeneradora de Amina, teniendo así las condiciones adecuadas para entrar en la columna antes mencionada como una mezcla líquido-vapor.

Cuando el líquido de alimentación a la columna entra en contacto con los vapores calientes generados en el rehervidor de la regeneradora de amina se propicia la separación del ácido sulfhídrico del líquido.

Los gases del domo de la torre, previa inyección de inhibidor de corrosión, pasan por el condensador de la Torre Regeneradora de Amina, condensándose parcialmente y llegando al acumulador de reflujo de la Torre Regeneradora de Amina para separar las fases. El gas ácido proveniente de este acumulador se envía a L.B. a $0,7 \text{ kg/cm}^2$ man y 43°C , mientras que el líquido regresa al domo de la torre mediante la bomba de reflujo de la Torre Regeneradora.

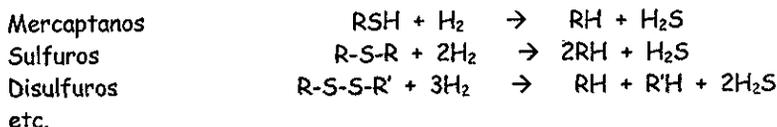
El producto de fondos de la Torre Regeneradora de Amina se enfría con la corriente de alimentación a la misma, en el intercambiador y se le adiciona condensado de baja presión con la finalidad de mantener constante la concentración de la amina.

5.4 REACCIONES QUÍMICAS DEL PROCESO.

Reacciones de Hidrodesulfuración.

La hidrodesulfuración de los compuestos orgánicos es una reacción exotérmica e irreversible bajo las condiciones de operación empleadas en la industria de la refinación del petróleo (temperaturas de 290 a 390 °C y presiones de 28.9 a 103 Kg/cm² man.)

Estas reacciones se caracterizan por el rompimiento del enlace C-S, seguido por la saturación de los enlaces olefínicos y la formación de ácido sulfhídrico.



R= radical orgánico

Reacciones de Hidrodesnitrogenación.

Para la remoción del nitrógeno de los compuestos organonitrogenados heterocíclicos se requiere la hidrogenación del anillo que contiene el átomo de nitrógeno, antes de realizar la hidrogenólisis de la unión C-N, con la finalidad de disminuir la energía de activación, logrando con esto una mayor facilidad para la ruptura de la unión C-N. Se requieren altas energías de activación para la hidrogenólisis de la unión C-N cuando esta unión se encuentra cerca de una doble ligadura, razón por la que es necesario mantener una alta presión parcial de hidrógeno, favoreciendo así el equilibrio termodinámico hacia la saturación de compuestos heterocíclicos, aumentando de esta manera la velocidad de la desnitrogenación.



Reacciones de Hidrodesoxigenación.

Se sabe que los heteroátomos de oxígeno están presentes en bajas concentraciones con respecto a los compuestos nitrogenados y de azufre. Los

Descripción del proceso de Hidrodesulfuración de Naftas de Coquización

compuestos organo-oxigenados presentes en las cargas de alimentación a hidrotratamiento están dentro de dos categorías :

Derivados de fenoles y naftafenoles.

Compuestos oxigenados heterocíclicos:



Reacciones de Saturación de Olefinas:



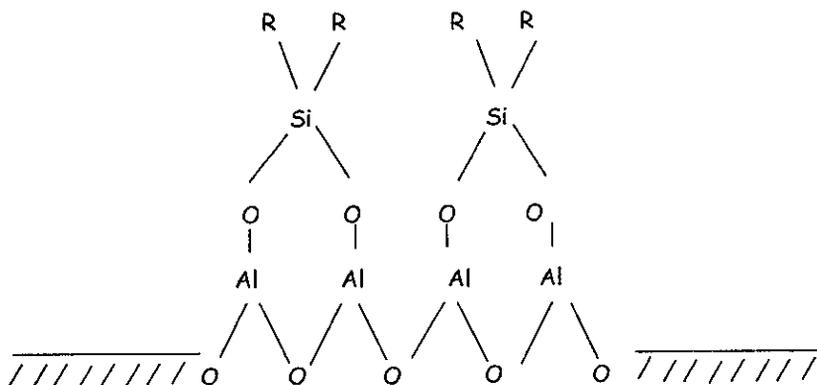
Reacciones de Compuestos de Sílice:

Los compuestos de sílice son contaminantes que se reciben directamente de la planta coquizadora, en donde se alimentan a través de aditivos y/o dispersantes.

Dentro de los principales compuestos de sílice que están en un rango de ebullición cercano a la nafta se mencionan los silanos cíclicos que contienen de 3 a 7 átomos de silicón.

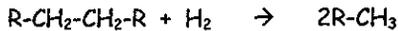
Los silanos reaccionan con los grupos hidróxilos y oxígeno de la alúmina del catalizador, neutralizando y bloqueando los sitios ácidos, lo que ocasiona que el catalizador pierda propiedades químicas y físicas (texturales).

Una reacción sobre la superficie del catalizador propuesta se muestra a continuación:



Reacciones de Hidrodesintegración

Estas reacciones dependen principalmente de la temperatura, de la presión parcial de hidrógeno y del tiempo de reacción.



5.5 CATALIZADOR

En forma general los catalizadores de hidrodesulfuración están constituidos por:

- ♦ Metales activos
- ♦ Promotores catalíticos
- ♦ Aditivos
- ♦ Soporte

➤ *Metales activos*

Es el elemento que imparte la actividad catalítica de mayor efecto en las reacciones de hidrodesulfuración, hidrodesnitrogenación e hidrodesoxigenación, encontrándose entre éstos al molibdeno como uno de los más activos y de alta aplicación industrial.

➤ *Promotores catalíticos*

Son los agentes que actúan en forma sinérgica con el metal activo, permitiendo incrementar selectivamente una reacción en especial, encontrándose entre éstos al níquel, cobalto, fósforo y sílice.

Funciones del promotor catalítico: incremento en la dispersión del metal activo y disminución de la velocidad de desactivación del catalizador.

➤ *Aditivos*

Estos los clasificaremos en dos grandes grupos:

- ♦ *Aditivos de estabilidad mecánica*

Mediante su interacción con la estructura del soporte (Al_2O_3), permiten controlar las propiedades texturales como son: área superficial, volumen de poro, distribución de volumen de poro y densidad, permitiendo por consiguiente controlar la resistencia a la fractura y atrición. Teniendo como ejemplo de éstos aditivos al boro, titanio, grafito y zirconio entre otros.

♦ *Aditivos de estabilidad térmica e hidrotérmica*

Participan directamente sobre el soporte (Al_2O_3) como almacenadores de iones oxígeno, permitiendo que las estructuras cristalinas de la red de Al_2O_3 permanezcan estables, aun a temperaturas superiores, efecto que permite que el catalizador pueda ser expuesto a temperaturas superiores a las convencionales. Como aditivos de este tipo podemos mencionar al lantano y cerio como los de uso más común.

➤ *Soporte*

Tiene como función principal el soportar las especies activas y aditivos que forman el catalizador, encontrándose entre los de uso más común las alúminas activas y en especial la gamma alúmina. Una gran variedad de formas, tamaño de partículas del soporte, así como propiedades texturales diversas son combinadas para lograr un mayor aprovechamiento de los metales activos al disponer de elevadas áreas de contacto con el hidrocarburo, cuidando los requerimientos del proceso, como son tamaño de molecula a hidrotratar, diseño del reactor, metodologías en el manejo de catalizadores, calidad del producto deseado, programa de producción.

Es importante mencionar que los catalizadores requieren de una etapa de activación (sulfhidración), previo inicio de la operación normal, actividad que generalmente es realizada en planta industrial.

La etapa de sulfhidrado tiene como objetivo básico: lograr la actividad óptima en el catalizador de tal forma que se alcancen altos niveles de hidrotratamiento y se tengan ciclos de operación prolongados. Para lograr esto se requiere convertir los óxidos metálicos de Mo, Ni o Co (estado inactivo) contenidos en el catalizador, a sulfuros metálicos (estado activo). La omisión de la etapa de sulfhidrado representa una pérdida del 10-20% de la actividad del catalizador, patente en menores rendimientos y duración del ciclo de operación.

La mejora continúa de la formulación en el contenido de metales, centros activos y área superficial de los catalizadores de hidrotratamiento, ha favorecido el desarrollo de métodos de sulfhidrado y el uso de compuestos orgánicos de azufre que son empleados como agentes sulfhidrantes.

En el sulfhidrado de catalizador, los óxidos metálicos se transforman en sulfuros metálicos de acuerdo a las siguientes reacciones:



El sulfhidrado se debe efectuar en presencia de hidrógeno para favorecer el desplazamiento del oxígeno y formar agua; de lo contrario, la tendencia será a formar óxidos menores o metales puros, los que difícilmente son convertidos a sulfuros metálicos.

Durante el sulfhidrado se genera agua y calor, los cuales crean un peligro potencial de daño al catalizador ya que pueden llegar a causar una distribución anómala de los sulfuros metálicos o propiciar una modificación de la estructura del soporte catalítico. Deberá tenerse un especial cuidado en el control de las condiciones de operación para asegurar una buena actividad, estabilidad y selectividad catalítica y prolongar la vida del catalizador.

5.6 RESULTADOS

Tabla 5.6.1. Rendimiento de productos y sus propiedades

Corriente	Nafta Pesada	Nafta Ligera	Gas L.P.	Gas Amargo	Gas Ácido
Flujo, kg/h	21,403	13,206	(1)	990	483
Presión, kg/cm ² man	5.0	6.5	18.0	6.0	0.7
Temperatura, °C	38	38	38	38	43
BPD	4,150	3,000	-----	-----	-----
Densidad, kg/m ³	761.2	643	540.5	4.2	2.1
m ³ /D	675	493	(1)	5,656	5,518

(1) Normalmente sin flujo.

En la siguiente tabla se indica el contenido de azufre y H₂S en los productos y subproductos.

Tabla 5.6.2. Contenido de azufre en los productos

Corriente	Nafta Pesada ppm peso	Nafta Ligera ppm peso	Gas L.P. % peso	Gas Amargo % peso	Gas Ácido % peso
Azufre	0.5 máx.	0.5 máx.	8.03	19.83 (2)	86.06 (3)

(2) Equivalente a 23.2% peso máx. de H₂S.

(3) Equivalente a 95% mol mín. de H₂S.

CAPITULO VI
DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO DE PROCESO

DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO DE PROCESO**6.1 DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE EQUIPO DE PROCESO**

El equipo se dimensionó con el objeto de obtener sus características representativas para posteriormente efectuar la evaluación económica.

6.1.1 Separadores y Recipientes[9].

A continuación se indica la secuencia de cálculo para el diseño preliminar de un separador líquido-vapor vertical.

Se eligió éste tipo de separador como caso tipo, puesto que también hay separadores líquido-líquido, de alta presión, tanques de carga, entre otros.

Separadores líquido-vapor verticales.

Separador de gas amargo

Datos:

Presión de operación = 6 Kg/cm² man = 85.34 psig

Temperatura de operación = 38 °C = 100 °F

$Q_v = 169 \text{ m}^3/\text{h}$

$Q_L = 0.856 \text{ m}^3/\text{h}$

$\delta_L = 678.74 \text{ Kg/m}^3$

$\delta_v = 3.688 \text{ Kg/m}^3$

Como $Q_v > Q_L$ la posición del tanque es vertical.

Cálculo de la velocidad de vapor permitida:

Se usa la ecuación de Souders-Brown (para sistemas vapor-líquido que se encuentran comúnmente en aplicaciones de proceso).

$$V = K [(\delta_L - \delta_v) / \delta_v]^{1/2}$$

Se toma un valor para $K = 10.7$ para un tanque vertical con malla separadora,

$$V = 10.7 [(698.74 - 3.688) / 3.688]^{1/2} = 146.89 \text{ cm/seg} = 5288.4 \text{ m/h}$$

Velocidad de vapor disponible = 5288.4 m/h * 0.75 = 3966.3 m/h

El 0.75 es por sobrediseño.

$$Q_V = 169 \text{ m}^3/\text{h} * 1.1 = 185.9 \text{ m}^3/\text{h}$$

Se considera un 10% de sobrediseño.

Calculo del área transversal del tanque:

$$A = Q_V / V = (185.9 \text{ m}^3/\text{h} / 3966.3 \text{ m/h}) = 0.0469 \text{ m}^2$$

Diámetro del recipiente:

$$D = [(A * 4/\pi)]^{1/2} = [(0.0469 \text{ m}^2 * 4/\pi)]^{1/2} = 0.244 \text{ m} = 0.8 \text{ ft} = 1.0 \text{ ft.}$$

Calculando nuevamente el área, pero ahora con $D = 1 \text{ ft} = 0.305 \text{ m}$

$$A = 0.0731 \text{ m}^2$$

La longitud del recipiente se calcula por medio de la relación L/D óptima. En términos generales esta relación para cualquier tanque de proceso se encuentra en el intervalo de $1 < L/D < 5$.

Calculo de la longitud del recipiente:

$$h_t = 0.305 \text{ m}$$

$$s = 0.152 \text{ m}$$

$$h_v = 0.2 (D) + 0.915 + \phi/2 = 0.2 * 0.305 + 0.915 + 0.076/2 = 1.014 \text{ m, por lo tanto, se toma:}$$

$$h_v = 1.220 \text{ m mínima.}$$

$$h_{bn} = 0.2 (D) + 0.152 + \phi/2 = 0.2 * 0.305 + 0.152 + 0.076/2 = 0.251 \text{ m}$$

$$h_r = (Q_L * \theta_r) / A$$

$$Q_L = 0.856 \text{ m}^3/\text{h} * 1.1 = 0.942 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\theta_r = 4 \text{ min} = 0.0666 \text{ h}$$

$$h_r = (0.942 \text{ m}^3/\text{h} * 0.0666 \text{ h}) / 0.0731 \text{ m}^2 = 0.859 \text{ m}$$

$$h_b = 0.152 \text{ m}$$

$$L = 0.305 + 0.152 + 1.220 + 0.251 + 0.859 + 0.152 = 2.939 \text{ m} = 9.63 \text{ ft} = 10 \text{ ft.}$$

$$L/D = 10/1 = 10$$

Como L/D es muy grande aumento $D = 1.5 \text{ ft} = 0.457 \text{ m}$, se calcula de igual manera los parámetros anteriores, esto es:

$$A = 0.164 \text{ m}^2$$

$$h_t = 0.305 \text{ m}$$

$$s = 0.152 \text{ m}$$

$$h_v = 0.2 (D) + 0.915 + \phi/2 = 0.2 * 0.457 + 0.915 + 0.076/2 = 1.044 \text{ m, por lo tanto, se toma:}$$

$$h_v = 1.220 \text{ m mínima.}$$

$$h_{bn} = 0.2 (D) + 0.152 + \phi/2 = 0.2 * 0.457 + 0.152 + 0.076/2 = 0.281 \text{ m}$$

$$h_r = (Q_L * \theta_r) / A$$

$$h_r = (0.942 \text{ m}^3/\text{h} * 0.0666 \text{ h}) / 0.164 \text{ m}^2 = 0.383 \text{ m}$$

$$h_b = 0.152 \text{ m}$$

$$L = 0.305 + 0.152 + 1.220 + 0.281 + 0.383 + 0.152 = 2.493 \text{ m} = 8.18 \text{ ft} = 8 \text{ ft.}$$

$$L/D = 8/1.5 = 5.33$$

Nuevamente aumento el $D = 2 \text{ ft} = 0.610 \text{ m}$.

$$A = 0.292 \text{ m}^2$$

$$h_t = 0.305 \text{ m}$$

$$s = 0.152 \text{ m}$$

$$h_v = 1.075 \text{ m, por lo tanto, se toma, } h_v = 1.220 \text{ m mínima.}$$

$$h_{bn} = 0.312 \text{ m}$$

$$h_r = 0.215 \text{ m}$$

$$h_b = 0.152 \text{ m}$$

$$L = 0.305 + 0.152 + 1.220 + 0.312 + 0.215 + 0.152 = 2.356 \text{ m} = 7.7 \text{ ft} = 8 \text{ ft.}$$

$$L/D = 8/2 = 4$$

Los datos de temperatura de las corrientes, fueron tomados de la simulación (PRO/II, simulador comercial), al igual que las presiones de operación. Con estos datos, para el cálculo de la temperatura de diseño, se suman 15 grados °C a la temperatura de operación. Para la presión de diseño, se multiplica por 1.1 o se le suma 2, y el valor que sea mayor será entonces la presión de diseño.

Todos los criterios de diseño tomados, son criterios del manual IV "Bases de diseño del IMP".

En la tabla 6.1.1.1. se muestran las características de diseño de los separadores y recipientes.

SEPARADOR DE GAS AMARGO

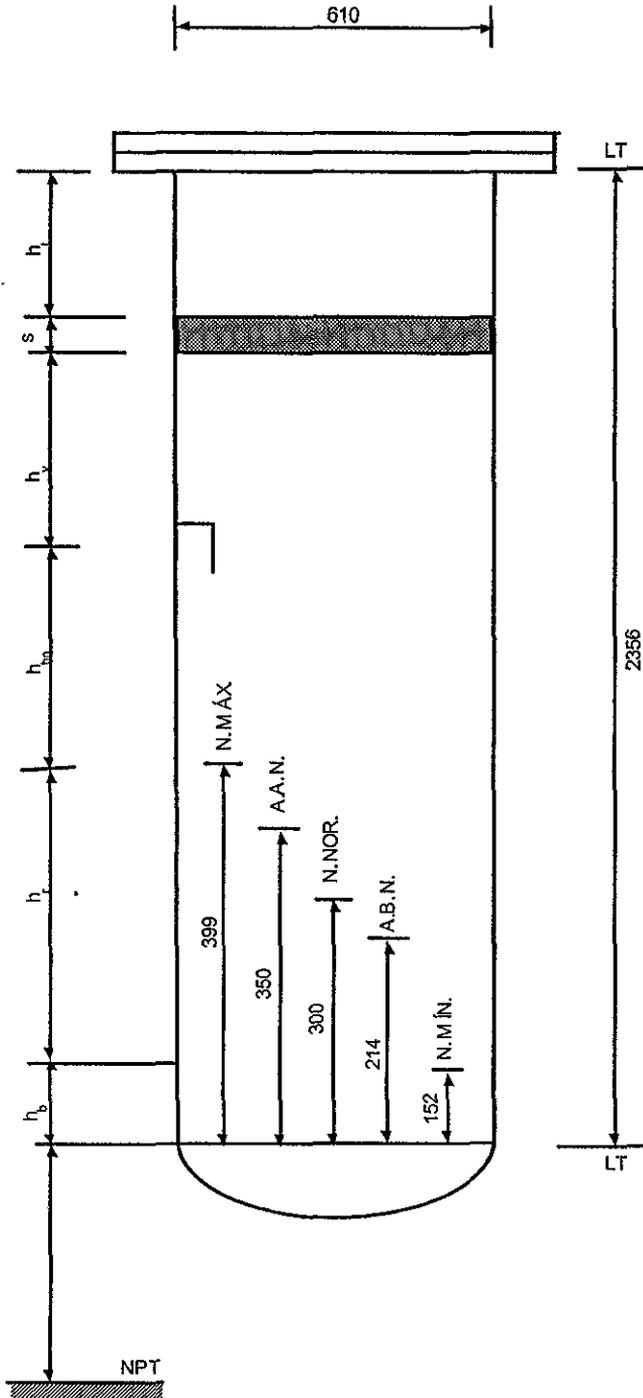


Tabla 6.1.1.1 Características de diseño de separadores y recipientes

Equipo	Temp. Diseño (°C)	Pres. Diseño kg/cm ² +V.T.	Posición	Diámetro (m)	L/D	Longitud (m)	Material *
Separador	58	4.3	Vertical	2.134	2.6	5.486	A-285-C
Tanque	249	56	Vertical	1.219	4.5	5.487	A-515-70 Killed
Tanque	65	50	Vertical	0.61	4.0	2.438	A-515-70 Killed
Separador	190	33	Vertical	1.524	3.2	4.877	A-515-70 Killed
Separador	188	17	Vertical	1.524	2.8	4.267	A-515-70 Killed
Tanque	127	33	Horizontal	1.067	1.9	2.048	A-515-70 Killed
Separador	96	5	Horizontal	1.067	1.9	2.048	A-515-70 Killed
Tanque	53	38.5	Vertical	1.6	1.5	2.438	A.C. Killed
Tanque	157	51	Vertical	1.219	4.0	4.877	A-515-70 Killed
Separador	53	8	Horizontal	0.61	4.0	2.438	A-515-70 Killed
Acumulador	54	21	Horizontal	0.61	5.0	3.048	A-515-70 Killed
Acumulador	75	5	Horizontal	0.914	3.3	3.048	A-515-70 Killed
Tanque	350	23	Horizontal	0.61	2.0	1.219	SA-285-C
Asentador	73	2.7	Horizontal	1.676	3.6	6.096	A.C SA-285-C
Acumulador	165	5.5	Horizontal	0.61	2.0	1.219	SA-285-C
Tanque	127	5.5	Horizontal	1.067	2.3	2.438	A-515-70 Killed
Tanque	162	5.5	Horizontal	1.067	2.9	3.048	A.C SA-285-C
Tanque	63	ASTM	Atmosférico	2.2	1.5	3.2	A.C.-A-516-7
Tanque	139	ASTM	Atmosférico	3.658	1.2	4.57	A.C. Killed

* Con recubrimiento interno 3.2 mm de espesor por corrosión.

V.T. = vacío total

6.1.2 Intercambiadores de Calor[10]

Para el diseño de los aereofriadores e intercambiadores de calor se consideraron los datos proporcionados por el PRO/II, que es un simulador comercial, lo mismo que para los hornos. Las características de cada uno de los intercambiadores de calor, se muestran en la tabla 6.1.2.1.

Para el coeficiente total de transferencia de calor (U) se tomó un valor promedio dentro del intervalo recomendado por Kern D.

Tabla 6.1.2.1. Características de diseño de los aereofriadores

	Carga térmica (Kcal/h)	LMTD (°C)	Coef. tran. U (Kcal/hm ² °C)	Area (m ²)	Material	
					Envolvente	Tubos
Calentador	2909610	42.66	20.62	3307.69	SB-424-825	SB-183-825
Rehervidor	2982960	31.57	15.4	6135.53	SA-516-70	SA-179

Tabla 6.1.2.2. Características de diseño de los intercambiadores de calor

Clave	Presión diseño(kg/cm ²)	Carga térmica (kcal/h)	LMTD (°C)	Coef. tran. U (kcal/hm ² °C)	Area (m ²)	Material	
						Envolvente	Tubos
Intercambiador	11.53	1281500	63.89	408.4	49.11	SA-516-70	SA-213-T11
Intercambiador	78.03	3083300	38.99	408.4	193.64	SA-516-71	SA-213-T11
Intercambiador	78.03	445500	97.72	1128.8	4.04	SA-335-P11	SA-213-T11
Cambiadores	11.53	278300	10.99	967.3	26.17	SA-106-B	SA-179
Cambiadores	12.03	203500	12.52	712.6	22.82	SA-106-B	SA-179
Cambiadores	5.53	4713600	61.5	3027.6	25.32	SA-516-70	SA-179
Cambiadores		808500	10.38	597.3	130.4	SA-106-B	SA-179
Cambiadores	36.23	891000	16.04	518.9	107	SA-516-70	SA-179
Cambiadores		255860	9.31	704.7	39	SA-516-70	SA-213-T11
Cambiadores	9.83	125400	183.58	281.4	2.43	SA-106-B	SA-179
Condensador	34.03	207900	88.8	541	4.33	SA-312-TP304L	SA-312-TP304L
Cambiadores	8.53	541200	25.78	973.7	21.56	SA-516-70	SA-179
Cambiadores	4.53	467500	32	846.5	17.25	SA-312-TP304	SA-213-TP304
Intercambiador	4.53	916800	23.04	2497.4	15.93	SA-240-304L	SA-213-TP304
Rehervidor	2.23	247200	31.7	376.9	20.69	SA-106-B	SA-213-T11
Cambiadores		110000	38.05	1033.8	2.8	SA-106-B	SA-179
Cambiadores		1369060	23.94	761.6	75.088	SA-106-B	SA-179

6.1.4 Torres[9]

Procedimiento de calculo de la Torre Desbutanizadora.

SECCIÓN SUPERIOR

- La distancia recomendada entre el primer plato y la parte superior de la torre es de 36 pulg.
- Para mantenimiento se requiere un registro hombre de 18 pulg.
- Espaciamento total por platos.

$L = \text{espaciamento entre platos} * \text{no. de platos}$

El espaciamento entre platos para el diseño de la torre se considera de 24 pulg.

$L = 24 \text{ pulg} * 16 \text{ platos} = 384 \text{ pulg.}$

Altura total = $36 + 18 + 384 = 438 \text{ pulg.} = 11,125 \text{ mm.}$

SECCIÓN DE TRANSICIÓN

La altura debido al cambio de diámetro esta determinada por el ángulo de inclinación para la nueva sección. Para esta variación de diámetro, se recomienda un ángulo de 45°.

$L = \text{tg } 45^\circ * 11 = 11 \text{ pulg.}$

SECCIÓN INFERIOR

- Para mantenimiento se requiere un registro hombre de 18 pulg.
- Espaciamento total por platos.

$L = 24 * 20 = 480 \text{ pulg.}$

Altura entre el nivel máximo y el último plato.

$(A = F + K + B)$

$F = \text{diámetro boquilla} + 6 + 8 \text{ pulg.}$

$F = 2 + 6 + 8 = 16 \text{ pulg.}$

$K = 6 \text{ pulg.} + (\text{diám. Boquilla}/2) = 6 + 1 = 7 \text{ pulg.}$

$$B = \text{long. de fondo bajante} - 8 \text{ pulg.} = 55 - 8 = 47 \text{ pulg.}$$

$$A = 16 + 7 + 47 = 70 \text{ pulg.}$$

Altura del nivel máximo al fondo de la torre, considerando un tiempo de residencia de 5 min.

$$\text{Flujo} = 1,761 \text{ gpm.}$$

$$\text{Diámetro} = 8 \text{ ft.}$$

$$\text{Vol} = 1,761 \text{ gpm} * 5 \text{ min.} = 8,805 \text{ gal} = 1,177 \text{ ft}^3$$

$$\text{Volumen} = \text{Área} * \text{Altura}$$

$$\text{Altura} = \text{Volumen} / \text{Área}$$

$$\text{Área} = (\pi * r^2) = [\pi * (4)^2] = 50.3 \text{ ft}^2$$

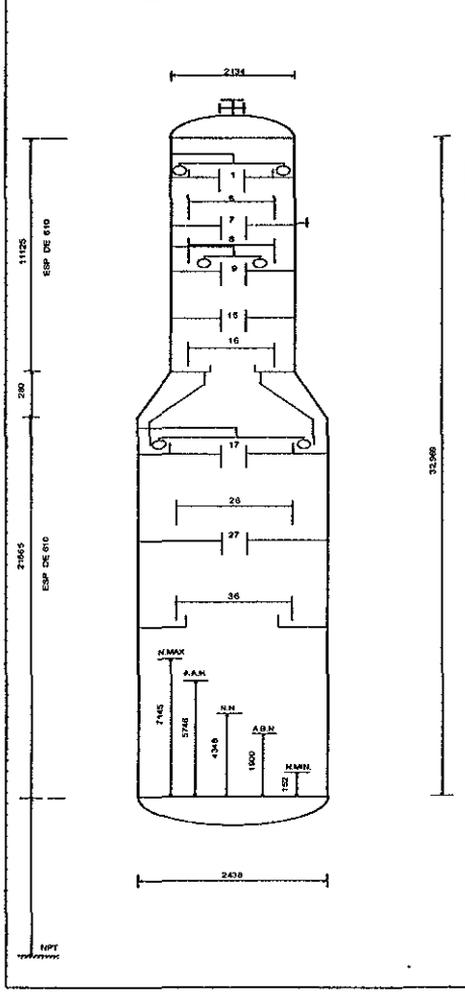
$$\text{Altura} = 1,177 \text{ ft}^3 / 50.3 \text{ ft}^2 = 23.4 \text{ ft} = 281 \text{ pulg.}$$

$$\text{Altura total} = 18 + 480 + 70 + 281 = 849 \text{ pulg.} = 21,565 \text{ mm.}$$

$$\text{Altura total de la torre} = 438 + 11 + 849 = 1,298 \text{ pulg.} = 32,969 \text{ mm.}$$

PLANTA		PLANTA HIDROTERMALIZADORA DE MATA DE COQUEZACIÓN	
LOCALIZACIÓN:		MINATILAN, VER.	
SERVICIO:		TORRE DESENFUMADORA	
Tipo: TORRE DE PLATOS			
Díametro:	3134	mm	3,426
Fibra Total:	32,667	mm	Faltón
Temperatura de Operación:	Superior	111	°C
	Inferior	248	°C
Temperatura de Diseño:	Superior	138	°C
	Inferior	284	°C
Presión de Operación:	Superior	27,63	kg/cm ² man.
	Inferior	28,40	kg/cm ² man.
Presión de Diseño:	28 Vicio Total	37,63	kg/cm ² man.
Composición Permite:	Caerón	3,2	mm
Aislamiento:	Si, Por conservación de calor		

PLATOS					
No.	Ego	No. de Pasos	Espesores, mm	Material Fibra	Material Líquido de Contacto
1-4	Válvula	Dos	810	SS-410	SS-410
5-8	Válvula	Dos	810	SS-410	SS-410
11-28	Válvula	Dos	810	SS-410	SS-410
31-38	Válvula	Dos	810	SS-410	SS-410



T-12001 Torre desbutanizadora:

Sección superior							
				Material			
Diámetro (mm)	Longitud (mm)	No. de platos	Tipo de platos	Cascarón*	Platos	T _{dis.} (°C)	P _{dis/vacío total} (kg/cm ² man.)
2,134	11,125	16 de 2 pasos	Válvula	A.C. A-516-70	SS-410	126	33

La distancia recomendada entre el primer plato y la parte superior de la torre es de 36 pulg.

Para mantenimiento se requiere un registro hombre de 18 pulg.

Sección inferior							
				Material			
Diámetro (mm)	Longitud (mm)	No. de platos	Tipo de platos	Cascarón*	Platos	T _{dis.} (°C)	P _{dis/vacío total} (kg/cm ² man.)
2,438	21,565	20 de 2 pasos	Válvula	A.C. A-516-70	SS-410	264	33

Sección de transición	
Material	
Altura (mm)	Cascarón*
280	A.C. A-516-70

La altura debido al cambio de diámetro esta determinada por el ángulo de inclinación para la nueva sección. Para esta variación de diámetro, se recomienda un ángulo de 45°.

* Con recubrimiento interno A.I. tipo 410 y 3.2 mm de espesor y 3.2 mm de corrosión permisible.

Con espaciamiento de 610 mm entre platos.

T-12002 Torre separadora de naftas:

Diámetro (mm)	Longitud (mm)	No. de platos	Tipo de platos	Material		T _{dis.} (°C)	P _{dis/vacio total} (kg/cm ² man.)
				Cuerpo*	Platos		
2,134	22,555	24 de 1 paso	Válvula	A.C. A-516-70	SS-410	96	5.0

* Con recubrimiento interno A.I. tipo 410 y 3.2 mm de espesor y 3.2 mm de corrosión permisible.
Con espaciamento de 610 mm entre platos.

T-12003 Torre de lavado con amina:

Diámetro (mm)	Longitud (mm)	No. de platos	Tipo de platos	Material		T _{dis.} (°C)	P _{dis/vacio total} (kg/cm ² man.)
				Cuerpo*	Platos		
610	17,677	24 de 1 paso	Válvula	A-516-70 Killed	SS-410	65	50

* Con recubrimiento interno A.I. tipo 405 y 3.2 mm de espesor y 3.2 mm de corrosión permisible.
Con espaciamento de 457 mm entre platos.

Torre regeneradora de amina

Diámetro (mm)	Longitud (mm)	No. de platos	Tipo de platos	Material		T _{dis.} (°C)	P _{dis./vacío total} (kg/cm ² man.)
				Cuerpo*	Platos		
762	18,593	24 de 1 paso	Válvula	A-516-70-killed	SS-410	127	5.5

* Con recubrimiento interno A.I. tipo 405 y 3.2 mm de espesor y 3.2 mm de corrosión permisible.

Con espaciamento entre platos de 457 mm.

6.1.3 Bombas, Compresores y Filtros[11]

A continuación se describe el diseño preliminar de la Bomba de Carga a Torre Desbutanizadora.

Datos:

Flujo = 153.98 GPM

Presión de succión =

Presión de descarga =

Calculo de la potencia:

$$HP = (GPM * \Delta P) / (1714 * \eta_B * \eta_m)$$

$$\eta_B = \left\{ \begin{array}{l} \text{Tabla 90} \\ GPM = 153.98 \end{array} \right. = 55.17$$

$$HP = (153.98 * 19.4) / (1714 * 0.5517) = 3.16 = 5 \text{ HP}$$

$$\eta_m = \left\{ \begin{array}{l} \text{Tabla 91} \\ HP = 3.16 \end{array} \right. = 84.00$$

$$HP = 5 / 0.84 = 5.96 = 7 \text{ HP}$$

En la tabla 6.1.3.1. se describen las características de bombas y compresores, este último obtenido por medio del PRO/II.

Tabla 6.1.3.1. Eficiencia de bombas

CAPACIDAD		EFICIENCIA
(GPM)	(LPM)	(%)
10	18.09	12.23
20	36.18	26.26
30	54.27	33.58
40	72.36	38.44
50	90.45	42.66
60	108.54	46.26
70	126.63	48.94
80	144.72	50.44
90	162.81	51.79
100	180.9	53.75
200	361.8	63.57
300	542.7	69.39
400	723.6	73.13
500	904.5	75.36
1000	1809	80
2000	3618	82.68
3000	5427	84.29
4000	7236	85.36
5000	9045	86.62

Tabla 6.1.3.2. Eficiencia de motores

MOTOR (HP)	EFICIENCIA (%)	MOTOR (HP)	EFICIENCIA (%)
1	80	500	373
2	82	600	447
3	84	700	522
5	85	800	597
4.5	85	900	671
10	85	1000	746
15	86	1250	932
20	87	1500	1116
25	88	1750	1305
30	89	2000	1491
40	89	2500	1864
50	89	2750	2051
75	90	3000	2237
100	90	3500	2610
125	90	4000	2983
150	90	4500	3356
200	90	5000	3728
250	90	----	----

Tabla 6.1.3.3. Características de diseño de bombas

Nombre del equipo	Potencia (HP)	Eficiencia (%)
Bomba de carga	31.5	52
Bomba de carga a Desbutanizadora	4	83.5
Bomba de reflujo de la desbutanizadora	1	81.6
Bomba de reflujo de la separadora de naftas	1	81.6
Bomba de nafta pesada producto	1.5	82
Bomba del rehervidor de la desbutanizadora	6	62
Bomba de nafta ligera producto	1	81.5
Bomba de aguas amargas	0.5	79.3
Bomba de amina pobre	5	84
Bomba de reflujo de la regeneradora de Amina	0.25	78.3
Bomba de amina rica	1	80.4
Bomba de amina regenerada	1	87.4

Tabla 6.1.3.4. Características de diseño de compresores

Tipo	Flujo (m ³ /h)	Presión (Kg/cm ²) ent/sal	Temperatura (°C) ent/sal	Accionador
Recíprocante	3331.9	36/74	38/40	Motor
Centrífugo	14658.6	45/74	50/116	Turbina

Tabla 6.1.3.5. Características de diseño de filtros

Tipo	Flujo (m ³ /h)	Presión (Kg/cm ² man)	Temperatura (°C)	Material	
				Recipiente	Internos
D=457 mm L=1219 mm	32.07	6.5	58	A-515-70 Killed *	
Cartucho	3.014	+	63	A.C. *	A.I-304
Cartucho	3.014	+	63	A.C. *	A.I-304
Cartucho	3.014	+	63	A.C. *	A.I-304
Cartucho	9.992	+	122	A.C.*	A.I-316
Cannister	----	----	63	A.C."	
Cannister	----	----	63	A.C."	

*6.4 mm de espesor por corrosión

+La presión será determinada por la presión de arranque de la bomba P-12001/R

"Con recubrimiento interno de resina epóxica.

6.1.4 Reactores[9]

6.1.4.1 Reactor de Saturación de Diolefinas

Datos:

LHSV = 5 h^{-1} recomendado por el Área de Catalizadores del IMP

$Q = 7400 \text{ BPD} = 1730 \text{ ft}^3/\text{h} * 1.1 = 1903.3 \text{ ft}^3/\text{h}$

$$V_c = Q / \text{LHSV} = 1903.3 / 5 = 380.66 \text{ ft}^3 = 10.74 \text{ m}^3$$

Diámetro del reactor

Se considera $L / D = 1.7$

$$V_c = (1.7 * \pi * D^3) / 4 \text{ despejando } D, \quad D = ((4 * V_c) / (1.7 * \pi))^{1/3}$$

$$D = ((4 * 10.74) / (1.7 * \pi))^{1/3} = 1.72 \text{ m}$$

$$D = 1.72 \text{ m} = 5.63 \text{ ft} = 6 \text{ ft} = 1829 \text{ mm}$$

Longitud del reactor

$$L_{\text{cat}} = 1.7 * 1829 = 3109.3 \text{ mm}$$

$$L_{\text{total}} = 3109.3 + 916 + 2 (152) + 4 (76) = 4633.3 \text{ mm}$$

6.1.4.2 Reactor de Hidrodesulfuración

Datos:

LHSV = 1.5 h^{-1} recomendado por el Área de Catalizadores del IMP

$Q = 7400 \text{ BPD} = 1730 \text{ ft}^3/\text{h} * 1.1 = 1903.3 \text{ ft}^3/\text{h}$

$$V_c = Q / \text{LHSV} = 1903.3 / 1.5 = 1268.87 \text{ ft}^3 = 35.9 \text{ m}^3$$

Diámetro del reactor

Se considera $L / D = 8.5$

$$V_c = (8.5 * \pi * D^3) / 4 \text{ despejando } D, \quad D = ((4 * V_c) / (8.5 * \pi))^{1/3}$$

$$D = ((4 * 35.9)/(8.5 * \pi))^{1/3} = 1.75 \text{ m}$$

$$D = 1.75 \text{ m} = 5.74 \text{ ft} = 6 \text{ ft} = 1829 \text{ mm}$$

Longitud del reactor

$$L_{\text{cat}} = 8.5 * 1829 = 15546.5 \text{ mm}$$

$$L_{\text{total}} = 15546.5 + 12 (152) + 3 (92) + 2 (102) + 567 + 2 (122) + 360 + 1910 + 500 + 210$$

$$L_{\text{total}} = 21641 \text{ mm}$$

6.1.4.3 Guardas de Sílice

Datos:

LHSV = 3.5 h⁻¹ recomendado por el Área de Catalizadores del IMP

$$Q = 7400 \text{ BPD} = 1730 \text{ ft}^3/\text{h} * 1.1 = 1903.3 \text{ ft}^3/\text{h}$$

$$V_c = Q / \text{LHSV} = 1903.3 / 3.5 = 543.8 \text{ ft}^3 = 15.39 \text{ m}^3$$

Diámetro del reactor

Se considera $L / D = 3.5$

$$V_c = (3.5 * \pi * D^3) / 4 \text{ despejando } D, \quad D = ((4 * V_c)/(3.5 * \pi))^{1/3}$$

$$D = ((3.5 * 15.93)/(3.5 * \pi))^{1/3} = 1.71 \text{ m}$$

$$D = 1.71 \text{ m} = 5.63 \text{ ft} = 6 \text{ ft} = 1829 \text{ mm}$$

Longitud del reactor

$$L_{\text{cat}} = 3.5 * 1829 = 6401.5 \text{ mm}$$

$$L_{\text{total}} = 6401.5 + 907 + 152 + 4 (76) = 7764.5 \text{ mm}$$

Para el diseño de los reactores, el Área de Catalizadores del IMP, proporciona los siguientes datos, la LHSV, la presión, la temperatura y la relación hidrógeno/hidrocarburo.

Tabla 6.1.4.1. Características de diseño de Reactores

EQUIPO	D (mm)	L (mm)	V (m ³)
Reactor de saturación de diolefinas	1829	4633.3	20.8
Reactor de hidrodesulfuración	1829	21641.0	56.9
Guardas de sílice	1829	7764.5	12.0

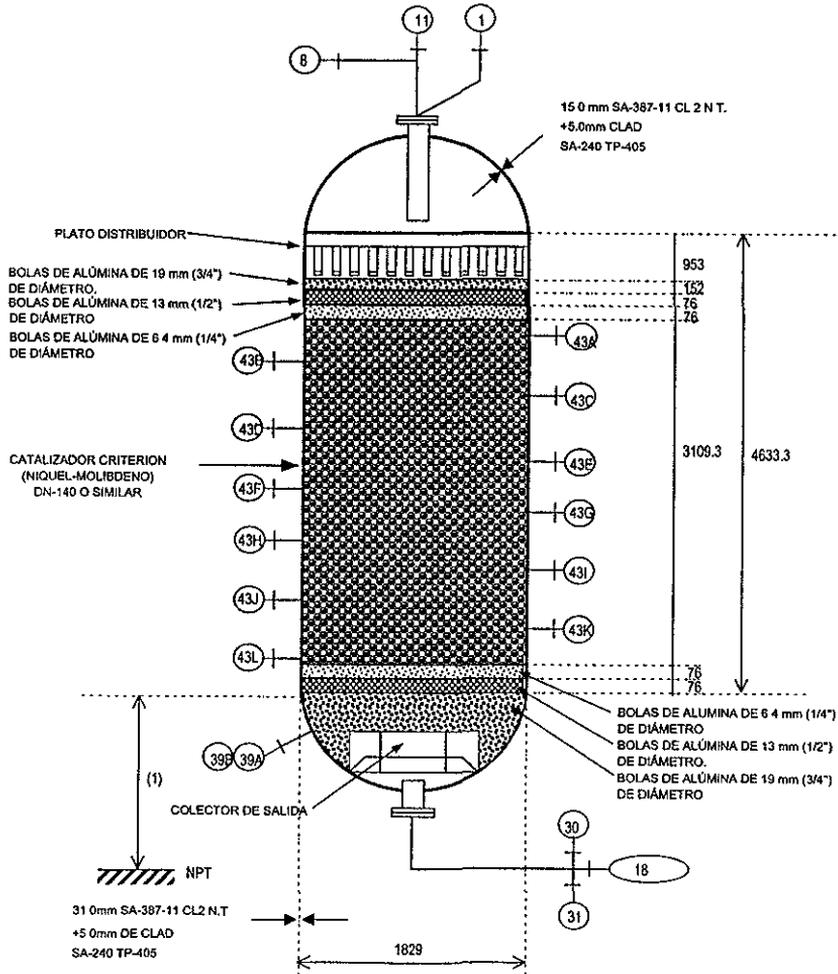
EQUIPO	MATERIAL
Reactor de saturación de diolefinas	Coraza y cabezas SA-387-Gr.11 CL 2 N.T./CLAD(5mm) SS TP-405.
Reactor de hidrodesulfuración	Coraza, cabezas y boquillas SA-387-Gr.11 CL 2 N.T./OVERLAY (5mm) SS TP-3471.
Guardas de sílice	Coraza, cabezas y boquillas SA-387-Gr.11 CL 2 N.T./CLAD (5mm) S.A. 240 TP-405.

PLANTA: PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE COQUIZACIÓN

LOCALIZACIÓN: MINATITLÁN, VER.

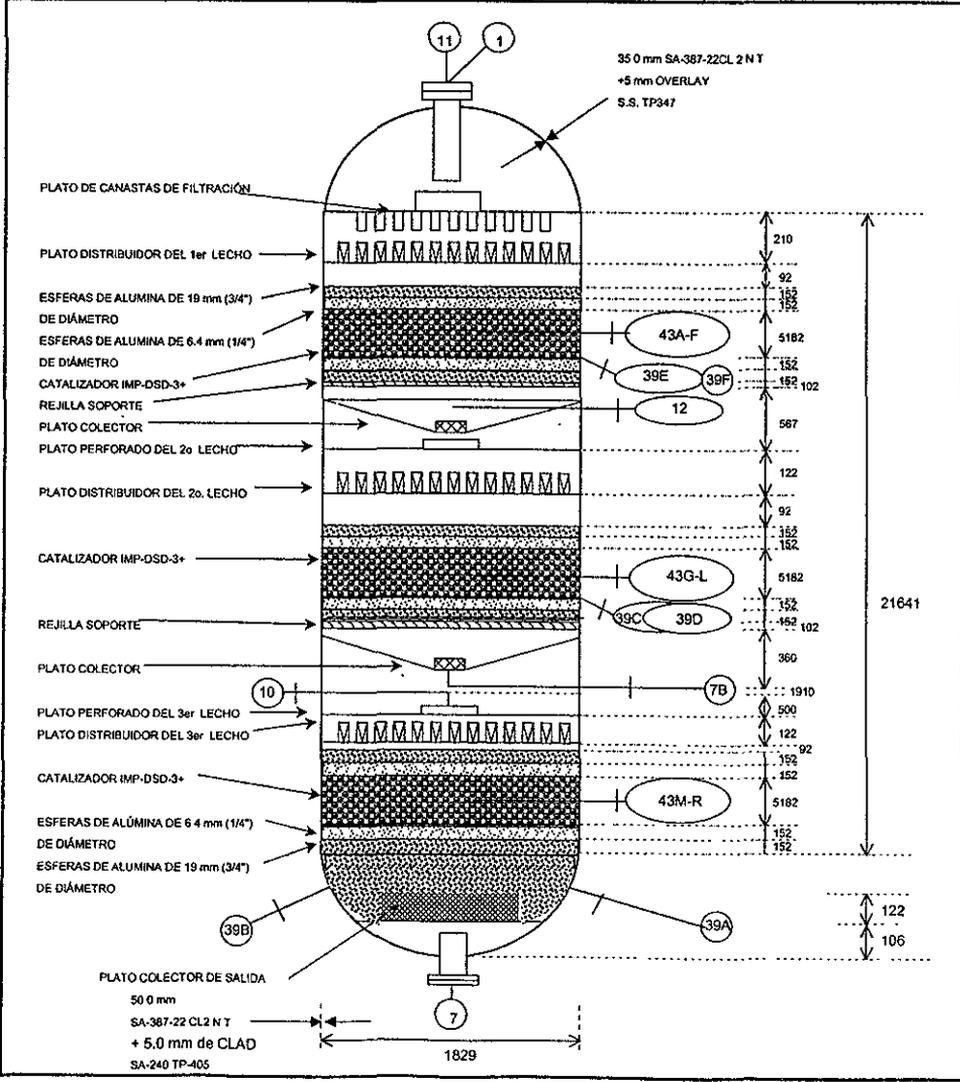
SERVICIO: REACTOR DE SATURACION DE DIOLEFINAS

POSICIÓN : VERTICAL

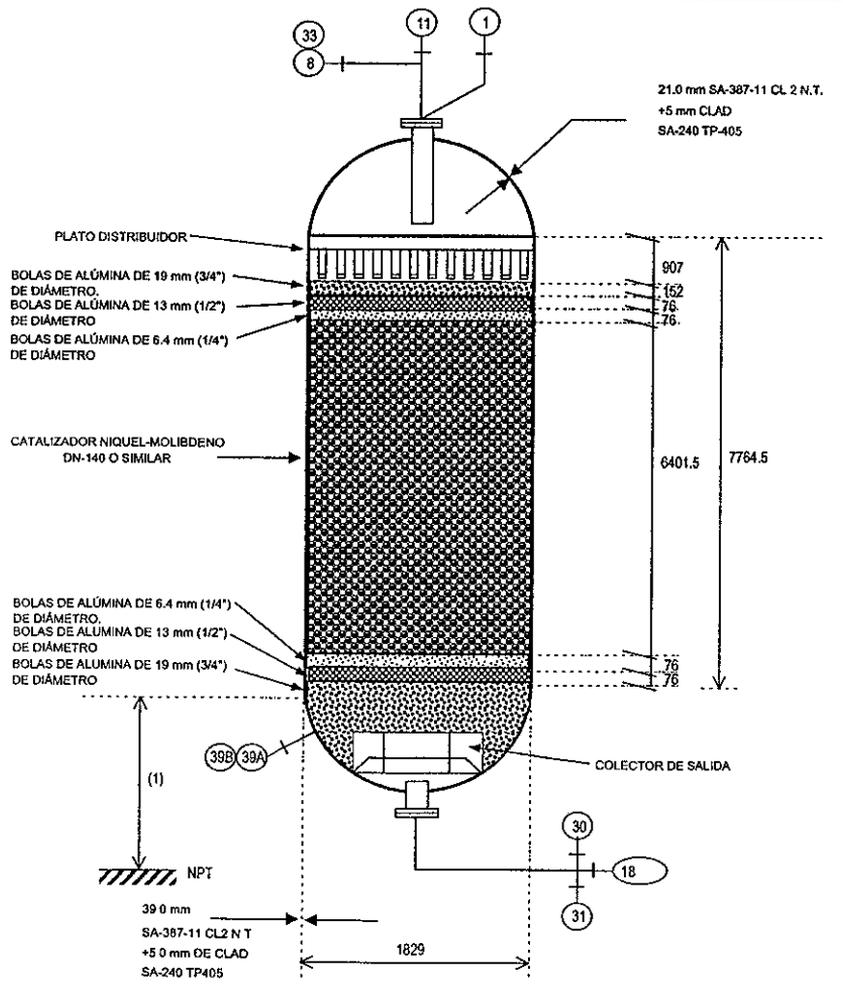


(1) MÍNIMO POR TUBERÍAS

PLANTA:	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS DE COQUIZACIÓN	
LOCALIZACIÓN:	MINATITLÁN	
SERVICIO:	REACTOR DE HIDRODESULFURACIÓN	POSICIÓN: VERTICAL



PLANTA:	PLANTA HIDRODESULFURADORA DE NAFTA DE COQUIZACIÓN	
LOCALIZACIÓN:	MINATITLÁN, VER.	
SERVICIO:	GUÁRDAS DE SILICE	POSICIÓN : VERTICAL



(1) MÍNIMO POR TUBERÍAS

6.2 CONSUMO DE SERVICIOS AUXILIARES[7]

Para determinar el consumo de servicios auxiliares, se calcularon todos los servicios necesarios para la buena operación de la planta.

6.2.1 Agua de enfriamiento

(Segundo Enfriador de Amina Pobre)

DATOS:

$$Q = 927,738 \text{ Kcal/h}$$

$$T_{ent} = 32 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{sal} = 46 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 1 \text{ Kcal / Kg }^{\circ}\text{C}$$

$$\rho = 995 \text{ Kg/m}^3$$

$$m = Q / (C_p \cdot \Delta T) = 927,738 / (1 * (46 - 32)) = 66,267 \text{ Kg/h} * 1 \text{ m}^3/995 \text{ Kg} = 66.61 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$m = 66.61 \text{ m}^3 / \text{h}$$

Tabla 6.2.1.1 Consumo de agua de enfriamiento

EQUIPO	CONSUMO NORMAL m ³ /h
Enfriador de nafta pesada producto	47.3
Enfriador de nafta ligera producto	29.2
Segundo enfriador de nafta del separador caliente	45.3
Enfriador de gas combustible amargo	65.0
Segundo enfriador de amina pobre	66.6
Condensador de la regeneradora de amina	29.6
Enfriador del sistema de lubricación	77.3
TOTAL	360.3

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 4.5 kg/cm² man., 32 °CCONDICIONES DE RETORNO: 2.8 kg/cm² man., 46 °C

6.2.2 Agua de lavado

Tabla 6.2.2.1 Consumo de agua de lavado

EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	m ³ /h
Primer intercambiador Carga/efluente del reactor	9.8
TOTAL	9.8

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 49.0 kg/cm² man., 110 °C

6.2.3 Vapor de media presión

(Rehervidor de la Torre Separadora de Naftas)

DATOS:

$$\lambda = 522.66 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q = 4,695,718 \text{ Kcal/h}$$

$$m = Q / \lambda = 4,695,718 / 522.66 = 8\,985.3 \text{ Kg/h}$$

Tabla 6.2.3.1 Consumo de vapor de media presión

VAPOR DE CALENTAMIENTO*	
EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	kg/h
Rehervidor de la torre separadora de naftas	8,985.3
VAPOR DE APAGADO+	
EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	kg/h
Calentador de carga	1,737.0
Rehervidor de la torre desbutanizadora	2,851.0
VAPOR DE DECOQUIZADO+	
EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	kg/h
Calentador de carga	4,694.0
VAPOR MOTRIZ'	
EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	kg/h
Compresor de hidrógeno de recirculación	5,040.0
Bomba de carga	6,071.2
Bomba del rehervidor de la Torre desbutanizadora	2,756.5
TOTAL	32,135

* CONDICIONES DE SUMINISTRO: 20 Kg/cm² man. , 335 °C
 CONDICIONES DE RETORNO: 4.5 Kg/cm² man. , 60 °C

+ CONDICIONES DE SUMINISTRO: 20 Kg/cm² man. , 335 °C

' CONDICIONES DE SUMINISTRO: 20 Kg/cm² man. , 335 °C
 CONDICIONES DE RETORNO: 3.5 Kg/cm² man. , 216 °C

6.2.4 Vapor de baja presión

Tabla 6.2.4.1 Consumo de vapor de baja presión

EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	kg/h
Rehervidor de la torre regeneradora de amina	1,816.7
TOTAL	1,816.7

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 3.5 Kg/cm² man. , 150 °CCONDICIONES DE RETORNO: 4.5 Kg/cm² man. , 60 °C

6.2.5 Combustible gaseoso

Tabla 6.2.5.1 Consumo de combustible gaseoso

EQUIPO	CONSUMO NORMAL
	m ³ /h
Calentador de carga	134.1
Rehervidor de la torre desbutanizadora	379.8
TOTAL	513.9

CONDICIONES DE SUMINISTRO: 3.5 Kg/cm² man. , AMB. °C
**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

6.2.6 Energía eléctrica

Tabla 6.2.6.1 Consumo de combustible gaseoso

EQUIPO	VOLTAJE	POTENCIA (Kw)
		Requerida
Compresor de H ₂ de reposición	4000	219.51
Primer enfriador de nafta del separador caliente	460	94.80
Condensador de la torre desbutanizadora	460	44.80
Condensador de la torre separadora de naftas	460	74.40
Enfriador de condensado	460	11.10
Bomba de carga	4000	311.00
Bomba de carga a torre desbutanizadora	460	40.50
Bomba de reflujo de la torre desbutanizadora	460	13.40
Bomba de reflujo de la torre separadora de naftas	460	11.50
Bomba de nafta pesada producto	460	13.50
Bomba del rehervidor de la torre desbutanizadora	460	103.66
Bomba de nafta de apagado	460	10.50
Bomba de nafta de nafta ligera producto		10.40
Bomba de aguas amargas	460	4.29
Bomba de desfogue de baja	460	4.29
Bomba de desfogue de alta	460	4.29
Bomba de desfogue ácido	460	4.29
Bomba de amina pobre	460	97.42
Bomba de reflujo de la torre regeneradora de aminas	460	3.14
Bomba de amina rica	460	5.30
Bomba de amina regeneradora	460	6.70
Bomba de fosa de amina	460	2.83
Bomba de condensado aceitoso	460	4.60
	TOTAL	1,096.22

CONDICIONES DE SUMINISTRO: frecuencia 60Hz.

6.3 REQUERIMIENTOS DE AGENTES QUÍMICOS Y CATALIZADORES.

6.1.1 Inhibidor de corrosión

Tipo: IMP - ICE -4

Tabla 6.3.1.1. Consumo de inhibidor de corrosión

EQUIPO	CONSUMO kg/año
Intercambiador de amina pobre/rica	82,396.14
Condensador de la torre regeneradora de amina	23,505.75
TOTAL	105,901.89

(1) La inyección de inhibidor de corrosión se lleva a cabo a la descarga de la bomba P-12020/R

(2) la inyección de inhibidor de corrosión se lleva a cabo a la entrada del condensador E-12021.

6.1.2 Antiespumante

Tipo: IMP - AE -E7

Tabla 6.3.2.1. Consumo de antiespumante

EQUIPO	CONSUMO kg/año
Torre de lavado con amina	11,785.70
TOTAL	11,785.70

(3) La inyección del agente antiespumante se lleva a cabo a la descarga de la bomba P-12015/R

6.1.3 Alúmina

Tipo: T - 22 PROX - SVERS

Tabla 6.3.3.1. Consumo de alúmina

EQUIPO	CONSUMO kg/año
Reactor de saturación de diolefinas	
Alúmina de 1/4"	363.25
Alúmina de 1/2"	363.25
Alúmina de 3/4"	926.70
Reactor de hidrodesulfuración	
Alúmina de 1/4"	1,575.50
Alúmina de 3/4"	2,839.15
Guardas de sílice	
Alúmina de 1/4"	363.25
Alúmina de 1/2"	363.25
Alúmina de 3/4"	1,926.70
TOTAL	
Alúmina de 1/4"	2,302.00
Alúmina de 1/2"	726.50
Alúmina de 3/4"	5,692.55

6.1.4 Catalizador

Tipo: CRITERION DN-140

Forma: Extruido Trilobular

Tamaño: Normal 1.3-2.5 mm

Densidad compacta: 0.68 g/cm³

Resistencia a la fractura: 1.8 Mpa

Área superficial: 300 m²/gVolumen de poro: 0.59 cm³/g

Composición química:	<u>Compuesto</u>	<u>% Peso</u>
	Molibdeno	13.0
	Níquel	2.4

Tabla 6.3.4.1. Consumo de catalizador (CRITERION DN-140)

EQUIPO	CONSUMO kg/año
Reactor de saturación de diolefinas	3,910
Guardas de sílice	25,712
TOTAL	29,622

6.1.5 Catalizador

Tipo: IMP - DSD - 3(+)

Forma: Extruido Triobular

Tamaño: Longitud: 3.8 - 6.8 mm Diámetro Promedio: 2.2 - 2.8 mm

Densidad compacta: 0.54 - 0.74 g/cm³

Resistencia a la fractura: 1.5 mín. Kg/partícula

Área superficial: 150 mín. m²/gVolumen de poro: 0.45 mín. cm²/g

Composición química:

Compuesto% Peso

Molibdeno

9.5 mín.

Níquel

2.3 mín.

Fósforo

1.0 - 2.0

Sodio

0.06 max.

Tabla 6.3.5.1. Consumo de catalizador (IMP-DSD-3(+))

EQUIPO	CONSUMO kg/año
Reactor de hidrodesulfuración	32,625
TOTAL	32,625

FALTA PAGINA

No. 84

C A P I T U L O V I I

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LA HIDRODESULFURADORA DE NAFTAS
DE COQUIZACIÓN

EVALUACIÓN ECONÓMICA**7.1 COSTOS DE EQUIPOS DE PROCESO**

La estimación económica se hizo en base a costos de equipos de proceso, agentes químicos y servicios auxiliares. Se utilizó como moneda de comparación el dólar, para evitar tener que ajustar por el efecto de inflación.

Los costos de los equipos se calcularon por medio de un paquete de computo llamado ICARUS - 2000, el cual funciona alimentando todas las especificaciones técnicas de los equipos, para obtener el costo de un equipo específico de proceso. Para calcular la inversión total deben tomarse en cuenta, los costos de obra civil, instalación, tubería, instrumentación, instalación eléctrica, supervisión e ingeniería, gastos de construcción, contratistas y contingencias, que también son calculados por el programa de computo.

Las contingencias son esencialmente un costo que se asigna para cubrir los detalles que no pueden ser estimados directamente, pero se conoce que pueden ocurrir en el proyecto de una planta de proceso. Las técnicas más detalladas de estimación aplican para aproximaciones del 80 al 90% del costo total esperado del proyecto, las contingencias cubren los costos adicionales para lograr que la predicción sea cercana al 100%.

A continuación se muestra el costo de cada uno de los equipos que integran a la planta hidrodesulfuradora de naftas de coquización.

Tabla 7.1.1. Costo de hornos

HORNOS	COSTO (US DÓLARES)
Calentador de carga al reactor	415,100
Rehervidor de la torre desbutanizadora	277,800
Subtotal	692,900

Tabla 7.1.2. Costo de reactores

REACTORES	COSTO (US DÓLARES)
Reactor de saturación de diolefinas	224,400
Reactor de hidrodesulfuración	550,400
Guardas de sílice	617,600
Subtotal	1,392,400

Tabla 7.1.3. Costo de columnas

COLUMNAS	COSTO (US DÓLARES)
Torre desbutanizadora	307,500
Torre separadora de naftas	107,400
Torre lavadora con amina	64,600
Torre regeneradora de amina	68,000
Subtotal	547,500

Tabla 7.1.4. Costo de internos

INTERNOS	COSTO (US DÓLARES)
Platos	149,200
Platos	80,400
Platos	15,700
Platos	28,200
Internos	55,300
Internos	185,700
Internos	116,900
Subtotal	631,400

Tabla 7.1.5. Costo de Cambiadores

CAMBIADORES	COSTO (US DÓLARES)
Segundo intercambiador	66,200
Segundo intercambiador carga/efluente del reactor	71,900
Primer intercambiador carga/efluente del reactor	600,000
Cambiadores	17,800
Cambiadores	75,200
Cambiadores	33,400
Cambiadores	17,600
Cambiadores	211,600
Cambiadores	75,700
Cambiadores	27,500

Evaluación Económica de la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

Segundo condensador de desbutanizadora	16,700
Cambiadores	17,100
Cambiadores	20,100
Intercambiador de amina pobre/rica	33,600
Rehervidor de regeneradora de aminas	33,000
Cambiadores	18,000
Cambiadores	11,400
Cambiadores	146,100
Cambiadores	18,400
Subtotal	1,511,300

Tabla 7.1.6. Costos de soloaires

SOLOAIRES	COSTO (US DÓLARES)
Soloaire	251,400
Soloaire	1,113,600
Soloaire	209,000
Soloaire	31,800
Subtotal	1,605,800

Tabla 7.1.7. Costos de recipientes verticales

RECIPIENTES VERTICALES	COSTO (US DÓLARES)
Separador caliente productos del reactor	84,400
Tanque de succión del compresor	32,300
Tanque de succión del compresor de hidrógeno de reposición	14,500
Separador de gas amargo	14,500
Separador de LPG	11,600
Tanque de condensado de media presión	16,700
Tanque de condensado aceitoso	11,000
Subtotal	185,000

Tabla 7.1.8. Costos de recipientes horizontales

RECIPIENTES HORIZONTALES	COSTO (US DÓLARES)
Tanque de carga	36,200
Primer separador de nafta	25,300
Segundo separador de nafta	23,400
Acumulador de reflujo de la t. Desbutanizadora	54,100
Acumulador de reflujo de torre separadora	15,100
Tanque separador frío de productos del reactor	98,300
Asentador de amina rica	38,800
Acumulador de reflujo de regeneradora de aminas	14,500
Tanque de drenado de hidrocarburos	22,800
Tanque fosa de amina	11,600
Subtotal	340,100

Tabla 7.1.9. Costos de recipientes atmosféricos

RECIPIENTES ATMOSFERICOS	COSTO (US DÓLARES)
Tanque de amina pobre	12,500
Tanque de carbonato de sodio	21,600
Subtotal	34,100

Tabla 7.1.10. Costos de filtros

FILTROS	COSTO (US DÓLARES)
Filtro de carga	9,800
Filtro de cartucho de amina pobre	2,600
Filtro de cartucho de amina pobre	1,300
Postfiltro de amina pobre	1,300
Filtro de fosa de amina	1,300
Filtro de carbón de fosa de amina	1,300
Filtro de carbón de fosa de amina	1,300
Subtotal	18,900

Tabla 7.1.11. Costos de bombas

BOMBAS	COSTO (US DÓLARES)
Bombas centrífugas	85,400
Bombas centrífugas	53,800
Bombas centrífugas	54,600
Bombas centrífugas	55,400
Bombas centrífugas	51,000
Bombas centrífugas	51,200
Bombas centrífugas	45,100
Bombas centrífugas	47,000
Bombas centrífugas	44,800
Bombas centrífugas	45,100
Bombas centrífugas	45,100
Bombas centrífugas	45,100
Bombas centrífugas	49,600
Bombas centrífugas	44,800
Bombas centrífugas	45,600
Bombas centrífugas	45,600
Bombas centrífugas	44,800
Bombas centrífugas	44,800
Subtotal	898,800

Tabla 7.1.12. Costos de compresores

COMPRESORES	COSTO (US DÓLARES)
Compresor de hidrógeno de reposición	519,000
Compresor de hidrógeno de recirculación	1,224,400
Subtotal	1,743,400

Tabla 7.1.13. Costos de paquetes

PAQUETES	COSTO (US DÓLARES)
Paquete de secado	534,000
Subtotal	534,000
TOTAL	10,135,600

7.2 INVERSIÓN DEL PROYECTO

Para realizar la evaluación financiera se tomaron en cuenta las siguientes premisas:

- ♦ Horizonte de planeación de 20 años.
- ♦ Tasa de descuento del 10%.
- ♦ Los precios de las materias primas (naftas de coquización y de destilados intermedios) y productos (isómero, gases, reformado, hidrógeno y gas propano-butano) se consideraron precios del estado de resultados de operación de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río" promedio del año 1998.
- ♦ Los precios de las sustancias químicas fueron proporcionados por La Subgerencia de Ingeniería de Materiales, Químicos y Diversos de la Gerencia de Operación de Refinería, del IMP.
- ♦ El precio de los catalizadores, son tomados de cotizaciones del licenciadore para proyectos similares.
- ♦ Los costos de servicios auxiliares, se consideraron de precios de interorganismos de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río", promedio 1999.
- ♦ El costo estimado de la inversión se calculó en base a los proyectos de las plantas de Hidrodesulfuración de naftas de coquización de Madero y Minatitlán y para el costo de integración se tomó el 7% del costo a límites de batería.

Evaluación Económica de la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

- ♦ El H_2 que se necesita en la planta hidrodesulfuradora de naftas de coquización, se alimenta de la planta Reformadora, para nuestro caso se requiere de $68,000 \text{ m}^3/\text{d}$ y se producen $150,000 \text{ m}^3/\text{d}$, lo que sobra se envía a ventas.
- ♦ Se trabajará al 100% de la capacidad de la planta.
- ♦ El ciclo de vida del catalizador es de 3 años, lo cual involucra un costo adicional cada 3 años.

Otras consideraciones:

La nafta que se produce en la hidrodesulfuradora de naftas de coquización, es una nafta con bajo número de octano (RON igual a 52), por lo cual la planta no es rentable, por que el producto que se obtiene no genera ningún ingreso por ventas, por lo cual es necesario incluir en el esquema de evaluación financiera, a las plantas Reformadora e Isomerizadora de pentanos, que son las plantas que reciben a la nafta desulfurada y la transforman en productos como reformado e isómerado, que presentan un RON de 88 y 86 respectivamente; dichos productos sí generan ingresos por ventas, haciendo de esta manera que la hidrodesulfuradora de naftas de coquización sea rentable.

Evaluación Económica de la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

A continuación se presenta el esquema completo del total de las plantas involucradas en la evaluación financiera, mostrando materias primas y productos, así como el balance de materia, cabe mencionar que el balance está expresado en volumen, por fines prácticos para la evaluación económica y no en masa, siendo éste último más preciso, por efectos de la densidad.

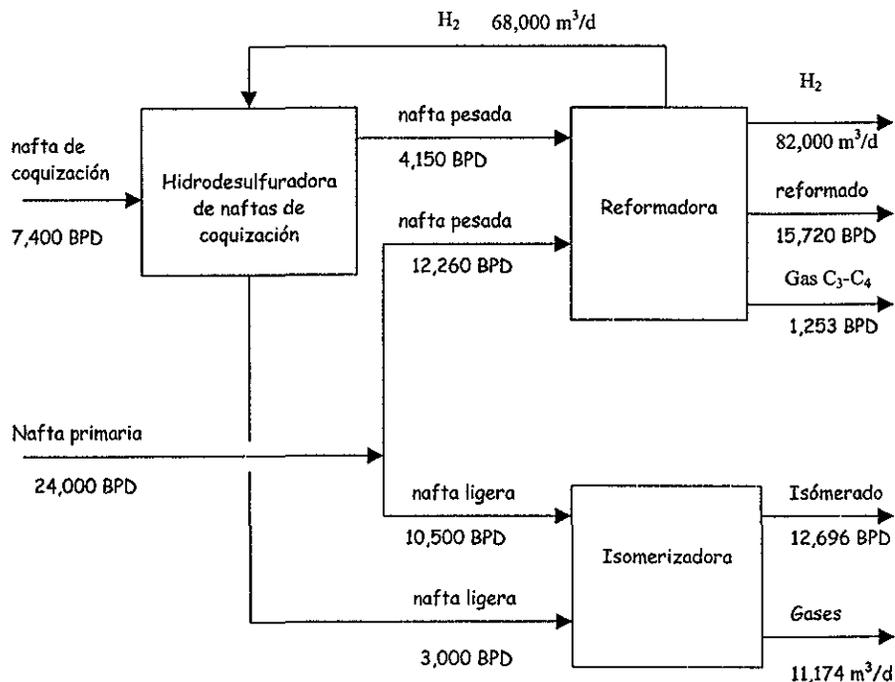


Figura 7.2.1 Balance de materia

Para estimar el costo de las plantas Reformadora y la Isomerizadora de pentanos, se usó la siguiente correlación:

$$C_2/C_1 = (S_2/S_1)^R \quad [11]$$

Donde:

C_1 y C_2 = costo de la planta

S_1 y S_2 = capacidad de la planta.

R = factor

En la industria Química los valores promedio de R son de 0.6 - 0.7.

En este estudio se tomó $R = 0.65$.

Reformadora:

Datos:

$$C_1 = 61.05 \text{ MMUSD}$$

$$S_1 = 20,000 \text{ BPD}$$

$$S_2 = 17,000 \text{ BPD}$$

$$C_2 = C_1 * (S_2/S_1)^R, \text{ sustituyendo: } C_2 = 61.05 * (17,000/20,000)^{0.65}$$

$$C_2 = 54.92 \text{ MMUSD}$$

Isomerizadora de pentanos:

Datos:

$$C_1 = 32.00 \text{ MMUSD}$$

$$S_1 = 8,000 \text{ BPD}$$

$$S_2 = 15,000 \text{ BPD}$$

$$C_2 = C_1 * (S_2/S_1)^R, \text{ sustituyendo: } C_2 = 32.00 * (15,000/8,000)^{0.65}$$

$$C_2 = 48.14 \text{ MMUSD}$$

Para el caso de la estimación de la inversión de la planta hidrodesulfuradora de naftas de coquización, se presenta un análisis mas detallado, puesto que es la planta que nos interesa en el desarrollo del trabajo.

Figura 7.2.2 Descripción de la inversión de la planta hidrodesulfuradora de naftas de coquización

Descripción	Costo (USD)
Equipo:	10,135,600
Materiales:	4,174,000
Tubería	
Concreto	
Acero	
Eléctrico	
Instrumentos	
Aislamiento	
Pintura	
Construcción:	5,410,300
Mano de obra	
Indirectos	
Partes de repuesto:	720,200
Fletes	429,300
Ingeniería	2,765,000
Prueba de desempeño:	1,500,000
Precio de soporte técnico:	188,300
TOTAL:	25,322,700

7.3 COSTOS VARIABLES TOTALES DE PRODUCCIÓN[13]

Tabla 7.3.1. Costos de materias primas

Servicio	Unidad	Consumo (día)	Consumo (año)	U.S.\$/unidad	U.S.\$/año
Nafta de coquización	Barril	7,400	2,701,000	16.04	43,324,040
Nafta primaria	Barril	24,000	8,760,000	16.04	140,510,400
				TOTAL	183,834,440

Evaluación Económica de la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

Tabla 7.3.2. Costo de servicios auxiliares, sustancias químicas y catalizadores,

Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización					
Servicio	Unidad	Consumo (día)	Consumo (año)	U.S.\$/unidad	U.S.\$/año
Agua de enfriamiento	m ³	8,671.20	3,164,988	0.03	94,949.64
Agua de lavado	m ³	235.20	85,848.00	1.39	119,586.26
Vapor de media presión	Ton	771.29	281,520.85	9.21	2,592,807.03
Vapor de baja presión	Ton	43.66	15,935.90	6.70	106,770.53
Combustible gaseoso	m ³	14,800.80	5,402,292.00	2.24	12,122,743.25
Energía eléctrica	Kw	26,304.00	9,600,960.00	0.03	313,951.39
Inhibidor de corrosión	Ton	0.03	10.95	38,000	416,100.00
Antiespumante	Gal	0.01	3.65	2.25	8.21
Alúmina	Ton	0.03	10.95	2,870	31,426.50
DEA 98% p/p	Gal	0.002	0.73	1,804.26	1,317.11
Criterion DN-140	Ton	0.08	29.97	8,150	244,226.98
IMP-DSD-3+	Ton	0.09	31.24	8,150	254,638.60
			Subtotal	Ser. Aux.	15,350,808.10
				Agentes quím. y catal.	947,717.49

Tabla 7.3.2. Costo de servicios auxiliares, sustancias químicas y catalizadores,

Reformadora					
Servicio	Unidad	Consumo (día)	Consumo (año)	U.S.\$/unidad	U.S.\$/año
Agua de enfriamiento	m ³	26,092.08	9,523,609.20	0.03	285,708.28
Agua de lavado	m ³	1,459.20	532,608.00	1.39	740,325.12
Vapor de media presión	Ton	31.20	11,388.00	9.21	104,883.48
Combustible gaseoso	m ³	21,000.00	7,665,000.00	2.24	17,169,600.00
Energía eléctrica	Kw	2,256.00	823,440.00	0.03	24,703.20
			Subtotal	Ser. Aux.	18,325,220.08
				Agentes quím. y catal.	2,618,298.9
Isómerizadora de pentanos					
Agua de enfriamiento	m ³	11,615.00	4,239,475.00	0.03	127,184.25
Agua de lavado	m ³	88.00	32,120.00	1.39	44,646.80
Vapor de baja presión	Ton	43.00	15,695.00	6.70	105,156.50
Vapor de media presión	Ton	79.20	28,908.00	9.21	266,242.68
Energía eléctrica	Kw	16,665.00	6,082,725.00	0.03	182,481.75
			Subtotal	Ser. Aux.	725,711.98
				Agentes quím. y catal.	623,450.00

7.4 COSTO TOTAL DE PRODUCCIÓN[12]

Tabla 7.4.1. Costos de producción en una planta de Hidrodesulfuración de naftas de coquización de 7,400 BPD, para instalarse en la Refinería "Ing. Lázaro Cárdenas del Río", Minatitlán, Ver. en U.S. Dólares .

	Inversión Diferencial:	128,380,000 (ISBL)
		8,986,600 (OSBL)
		137,366,600 TOTAL
Materias primas y Químicos		
a) Materias primas	183,834,440.00	
b) Catalizadores y sustancias químicas	4,219,466.19	
Servicios Auxiliares	34,401,740.16	
Costos variables totales de producción	222,455,646.35	222,455,646.35
Costos de Operación		
a) Operación (MOB)	259,763.00	
b) Supervisión técnica (0.05*MOB)	12,988.15	
Subtotal	272,751.15	
c) Mantenimiento (3% ISBL + 1% OSBL)	3,941,266.00	
Total	4,214,017.15	4,214,017.15
Gastos Fijos		
Generales de planta (65% (M.O. y Supervisión + Mantenimiento))	2,739,111.15	
Fijos directos (45% M.O. y Supervisión)	122,738.02	

Evaluación Económica de la Hidrodesulfuradora de Naftas de Coquización

Seguro, Impuesto sobre la propiedad	2,060,499.00	
(1.5%(ISBL + OSBL))		
Total	4,922,348.17	4,922,348.17
Costo total en efectivo de producción	234,460,341.66	231,592,011.66
Cargo de Capital		
a) Depreciación	6,868,330.00	
(L.R. 20 años)		
Costo total de producción	238,460,341.66	238,460,341.66

7.5 INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTO[13]

Tabla 7.5.1. Ingresos por venta de productos.

Isomerizadora de Pentanos					
Producto	Unidad	Unidad (día)	Unidad (año)	USD/Unidad	USD/año
Isómero	Barril	12,696.00	4,634,040.00	0.31	123,543,506.40
Gases	m ³	10,174.00	3,713,510.00	2.10	7,798,371.00
Reformadora					
Producto	Unidad	Unidad (día)	Unidad (año)	USD/Unidad	USD/año
Gas rico, H ₂	m ³	82,000.00	29,930,000.00	2.35	70,335,500.00
Gas C ₃ -C ₄	Gal.	50,626.00	18,478,490.00	0.44	8,130,535.60
Reformado	Barril	15,720.00	5,737,800.00	0.31	154,005,994.68
				TOTAL	363,813,907.68

7.6 FLUJO DE EFECTIVO, VPN, TIR Y TRI[13]

Tabla 7.6.1. Calculo del flujo de efectivo

Año	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010
Ingresos	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908
Egresos	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205
I.S.R.	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759
R.U.T.	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870
Depreciación	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330
Carga de catalizador	498,866	498,866	498,866	997,731	997,731	997,731	1,496,597	1,496,597	1,496,597	1,995,462	1,995,462
Flujo de efectivo	80,912,592	80,912,592	80,912,592	80,633,227	80,633,227	80,633,227	80,353,862	80,353,862	80,353,862	80,074,498	80,074,498

Tabla 7.6.2. Calculo del flujo de efectivo.

Año	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019
Ingresos	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908	363,813,908
Egresos	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205	234,585,205
I.S.R.	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759	43,937,759
R.U.T.	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870	12,922,870
Depreciación	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330	6,868,330
Carga de catalizador	1,995,462	2,494,328	2,494,328	2,494,328	2,993,194	2,993,194	2,993,194	3,492,059	3,492,059
Flujo de efectivo	80,074,498	79,795,133	79,795,133	79,795,133	79,515,768	79,515,768	79,515,768	79,236,403	79,236,403

Para calcular el Valor Presente Neto (VPN), se emplea la siguiente expresión:

$$VPN = -I_0 + \sum [S_n / (1+i)^n]$$

Donde:

I_0 = Inversión total del proyecto

S_n = Flujo de efectivo

i = Tasa de interés anual

n = período (años)

Valor Presente Neto = \$ 547,057,443 U.S. Dólares

Para el cálculo de la Tasa Interna de Retorno (TIR), se emplea la misma ecuación, pero el VPN es cero:

$$0 = -I_0 + \sum [S_n / (1+i)^n]$$

Tasa Interna de Retorno = 58.83%

El tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI), se calcula de la siguiente manera:

Se suman los diferentes flujos de efectivo y cuando éstos sean igual a la inversión inicial del proyecto, ese será entonces el tiempo de recuperación de la inversión, es decir:

$$S_1 + S_2 + S_3 + \dots S_n - I_0 = 0$$

Para el primer año, el flujo de efectivo es:

$$S_1 = 80,912,592$$

Para el segundo año se tiene un flujo de efectivo de:

$$S_2 = 80,912,592 \quad \text{por mes:} \quad 80,912,592 / 12 = 6,742,716$$

Tabla 7.6.3. Flujo de efectivo por mes para el segundo año.

Mes	Flujo de efectivo
1	6,742,716
2	13,485,432
3	20,228,143
4	26,970,864
5	33,713,579
6	40,456,296
7	47,199,012
8	53,941,728
9	60,684,444
10	67,427,160
11	74,169,876
12	80,912,592

Ahora:

$$80,912,592 + 53,941,728 = 134,854,000 - 134,366,600 = 487,400$$

Por lo que podemos decir que, el Tiempo de Recuperación de la Inversión es: 1 año 8 meses.

Tabla 7.6.4. Resultados del análisis económico

Capacidad (BPD)	7,400
Inversión Total U.S. Dólares	\$ 137,366,600
Valor Presente Neto U.S. Dólares	\$ 547,057,443
Tasa Interna de Retorno	58.83%
Ingreso Anual Promedio U.S. Dólares	\$ 80,116,402
Tiempo de Recuperación de la Inversión años/meses	1/8

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

El procesamiento de crudo en los esquemas de refinación ha cambiado desde la destilación simple a la desintegración y a la hidrodesintegración, requiriendo combinar las diferentes Tecnologías de Fondo de Barril, hasta encontrar el esquema óptimo para cada refinería en particular, de acuerdo a sus necesidades de producción, factores económicos, ecológicos y energéticos, entre otros.

La integración de las Tecnologías de Fondo de Barril, al nuevo esquema de refinación, se presenta como una alternativa de obtención de productos de mejor calidad a partir del procesamiento de los productos residuales; es decir, disminuir el fondo de barril, procesando para ello corrientes pesadas de hidrocarburos como son: los residuos de vacío, residuos atmosféricos, asfaltos, gasóleo pesados, etc., los cuales son altamente viscosos, difíciles de manejar y contienen impurezas como azufre y metales, por lo cual tienen baja demanda y poco valor económico; generándose con ello, productos ligeros con poco contenido de azufre y de metales los cuales tienen mayor valor económico que las cargas, reduciendo en forma considerable la cantidad de combustóleo que se produce en las refinerías.

Dependiendo del tipo de carga que se procese, del catalizador utilizado y la tecnología aplicada; existen varias configuraciones de plantas de desintegración con hidrógeno, dentro de un rango amplio de condiciones de operación y niveles de consumo de hidrógeno.

Cabe mencionar que:

"La configuración del sistema de refinación determina la capacidad del refinador para convertir los fondos de barril en productos más ligeros."

Evidentemente, el esquema actual es inadecuado para procesar un crudo tan pesado y cumplir con las demandas de productos establecidas, por lo anterior el sistema de procesamiento requiere las siguientes modificaciones:

- ◆ Implementar un proceso para tratar los residuales y reducir drásticamente la producción de combustóleo. La coquización retardada es muy adecuada en este caso ya que: aumenta la producción de ligeros, no restringe el nivel de contaminantes en la carga y no produce combustóleo.
- ◆ Hidrodesulfurar los gasóleos de la coquizadora para no afectar el funcionamiento de la planta catalítica y reducir el contenido de azufre en el inventario de gasolina.
- ◆ Instalar una planta nueva para hidrodesulfurar la nafta de coquización (dado el tipo y nivel de contaminantes, así como el volumen de la nafta)
- ◆ Incluir una planta de alquilación para mejorar la calidad de la gasolina.

El programa de reconfiguración de las refinerías constituye un proyecto prioritario y estratégico para Pemex-Refinación, el cual surge a raíz del análisis de los factores que influyen en el comportamiento de la demanda de productos derivados del petróleo.

Ante esta coyuntura y la apremiante necesidad de incorporar las reservas de crudos pesados para estratégicamente vigorizar nuestra economía petrolera, surge como una opción lógica la conveniencia de hacer viable desde el punto de vista técnico-económico, la posibilidad de utilizar los productos residuales provenientes de las operaciones de refinación y mejor aprovechamiento de estos petróleos pesados, como directriz en la producción de productos de mejor calidad para satisfacer la creciente demanda nacional.

En resumen, para que las refinerías puedan mantener su competitividad en la economía de mercado global será indispensable que se utilicen al máximo todas las innovaciones tecnológicas, que están emergiendo en sistemas, proceso, instrumentación, control, catalizadores y equipos, sin descuidar el cumplimiento de normas más estrictas en materia de protección ambiental y seguridad industrial. Otro factor clave de competitividad será elaborar combustibles limpios que satisfagan especificaciones y parámetros de calidad sumamente exigentes [14].

Se han desarrollado nuevas tecnologías en el área de catalizadores (generaciones nuevas de catalizadores), que nos permiten lograr condiciones de operación (temperatura y presión) menos severas, en la sección de reacción, obteniendo con ello un impacto positivo en el ámbito económico, que se ve refleja en el decremento de los de operación, esto es:

- Diseñar equipos con un espesor menor (decremento del costo de planta).
- Manejar menos potencia en equipos de bombeo y compresión (ahorro energético y de vapor)

A demás de convertir en un alto porcentaje los residuos pesados en productos ligeros.

Con respecto al proceso presentado (HDN), es relevante mencionar los siguientes beneficios que se obtienen, a parte de las ya descritos con anterioridad, estos son:

- Eliminación del problema de formación de gomas, en la nafta producto del hidrotreamiento de residuales (saturación de diolefinas).
- Prácticamente la eliminación completa de azufre, al pasar de un alto contenido (mayor a 10,000 ppm.) a un contenido menor (menos de 1 ppm).

- Preparación de la nafta de carga a plantas reformadoras mediante la eliminación por hidrot ratamiento de los compuestos sulfurados, nitrogenados, olefínicos y oxigenados que actúan como veneno para el catalizador de la planta reformadora.

El proyecto se justifica económicamente porque:

- Se obtiene un Valor Presente Neto muy superior a cero (U.S. \$ 547,057,443).
- La Tasa Interna de Retorno obtenida es superior a la tasa de descuento (58.83 % > 10.00 %).
- La inversión total del proyecto se recupera en un período de 1 año, 8 meses.

Por último, la modernización de las refinerías de Pemex, ha traído consigo una mayor rentabilidad en cada una de sus operaciones, como resultado de los altos niveles de eficiencia logrados por técnicos y trabajadores petroleros y por el máximo aprovechamiento de la capacidad instalada de las plantas de proceso, es decir, se obtienen mayores volúmenes de productos de alto valor agregado (gasolinas) y se disminuyen los de bajo valor agregado (combustóleos).

GLOSARIO

GLOSARIO [15]

Alquilación: Proceso de polimerización que une olefinas e isoparafinas; en particular, la reacción de butileno e isobutano utilizando ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador para obtener un producto de mezclado o para gasolina, de baja sensibilidad y elevado octanaje.

Alquilato: Producto de un proceso de alquilación.

Aromáticos: La serie aromática de hidrocarburos es química y físicamente muy diferente de las parafinas y naftenos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado.

Barril: 42 galones.

Carbón Conradson: Ensayo utilizado para determinar la cantidad de residuo de carbón que queda después de la evaporación y pirólisis de un aceite bajo condiciones específicas. Se expresa como porcentaje en peso: ASTM D-189.

Carbón Ramsbottom: Recomendado para sustituir el Carbón Conradson: ASTM D-. Residuo de carbón expresado en por ciento en peso.

Catalizador: Sustancia que hace que una reacción química tenga lugar sin que ella misma cambie químicamente.

Contenido de azufre: El contenido de azufre y la densidad API son las dos propiedades que tienen mayor influencia en el valor del crudo de petróleo.

El azufre es un elemento perjudicial que se encuentra en cantidades varias en todos los tipos de naftas. Los efectos que este produce son:

- Reduce la actividad de catalizador
- Aumenta la producción de coque

El contenido en azufre se expresa como % en peso de azufre y varía desde menos de un 0.1% hasta más de un 5%. Los crudos con un contenido mayor al 0.5% de azufre requieren generalmente un procesado más extenso que los que poseen un contenido de azufre inferior.

Contenido de metales pesados: El níquel, vanadio y cobre en cantidades diminutas pueden afectar seriamente las actividades de los catalizadores y dar lugar a un producto de valor inferior.

Estos metales, son contaminantes de los catalizadores y de ellos hay trazas en el petróleo crudo, la porción remanente de ellos en la carga a craqueadoras, después de la destilación atmosférica y al vacío, se deposita ligeramente en el catalizador. Todos esos metales catalizan la hidrogenación de los hidrocarburos y la condensación de aromáticos en el reactor, efecto indeseable puesto que aumenta la producción de hidrógeno y de coque.

El plomo es uno de los metales pesados más difusamente distribuidos en la tierra y el riesgo a su exposición es variado.

Contenido de nitrógeno: Un contenido alto en nitrógeno es indeseable ya que los compuestos orgánicos nitrogenados son causa de serios envenenamientos en catalizadores utilizados en el procesado.

El efecto de dicho envenenamiento es la reducción de actividad del catalizador.

Los crudos que contienen nitrógeno en cantidades superiores al 0.255% en peso requieren procesados especiales para eliminar al nitrógeno.

Contenido de sales: Si el contenido en sales del crudo, cuando se expresa como NaCl, es mayor que 10 lb / 1000 bl. , generalmente es necesario desalar el crudo antes de su procesado. Si no se elimina la sal, pueden encontrarse problemas serios de corrosión.

Corte: Porción de un crudo que hierve dentro de unos ciertos límites de temperatura. Normalmente los límites se toman en base a los puntos de ebullición verdaderos del ensayo del crudo.

Craqueo: Rotura de hidrocarburos de elevado peso molecular a compuestos más ligeros mediante la aplicación de calor. El craqueo en presencia de un catalizador adecuado produce una mejora en el rendimiento y calidad del producto frente al simple craqueo térmico.

Densidad °API: La densidad de los aceites de petróleo se expresa en términos de densidad API, mejor que en términos de peso específico de tal manera que un incremento en la densidad API corresponde a un descenso en el peso específico. Las unidades de densidad API son °API y pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente extensión:

$$^{\circ}\text{API} = (141.5/\text{peso específico}) - 131.5$$

Destilación PEV (abreviatura inglesa: TBP): Destilación discontinua de laboratorio realizada en una columna de fraccionamiento de quince platos teóricos con una razón de reflujo de cinco a uno. Un buen fraccionamiento conduce a temperaturas de ebullición exactas. Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero.

Endulzado: Eliminación o conversión a sustancias inocuas de compuestos de azufre en un producto petrolífero mediante cualquiera de los diversos procesos existentes.

Factor de Caracterización: Existen varias correlaciones entre el rendimiento y la parafinidad y la aromaticidad del crudo de petróleo, por los más utilizados son: el UOP o "factor de caracterización Watson" (K_w), el "índice de correlación" del U.S. Bureau of Mines (IC, siglas inglesas CI):

$$K_w = (\text{TB})^{1/3} / G$$

$$\text{IC} = (87,552/\text{TB}) + 473.7 * G - 456.8$$

donde:

$$\text{TB} = \text{punto de ebullición medio, } ^{\circ}\text{R}$$

$$G = \text{peso específico a } 60^{\circ}\text{F}$$

El factor de caracterización Watson está comprendido entre menos de 10 para materias altamente aromáticas hasta casi 15 para compuestos altamente parafínicos. Los crudos de petróleo representan un intervalo más estrecho para K_w y varía desde 10.5 para crudos altamente nafténicos hasta 12.9 para crudos de base parafínica.

El CI es útil en la evaluación de las fracciones individuales procedentes del crudo de petróleo. La escala del CI se basa en las parafinas de cadena final que poseen un valor para el CI de 0 y en el benceno que posee un valor para el CI de 100. Los valores del CI no son cuantitativos, pero un valor más bajo de CI hace más alta la concentración de hidrocarburos parafínicos en la fracción, y cuanto mayor sea el valor del CI mayores son las concentraciones de naftenos y aromáticos.

Factor de servicio: Cantidad que relaciona el tiempo real de operación de una unidad de proceso con el tiempo total disponible para su uso. Los factores de servicio incluyen tanto las paradas previstas de las unidades como las inesperadas.

Gas de cola o residual: Gases ligeros (C_1 a C_3 y H_2) producidos como subproductos de los procesos de refinería.

Gas de petróleo licuado (GPL; abreviatura inglesa: LPG): Gases de colas ligeras licuados utilizados para calefacción doméstica. Este gas contiene normalmente un 95% de propano, repartiéndose el resto entre etano y butano.

Isomerización: Reordenamiento de las moléculas de hidrocarburos de cadena lineal para dar productos de cadena ramificada. Los pentanos y hexanos, que son difíciles de reformar, se isomerizan utilizando catalizadores de cloruro de aluminio o metales preciosos para formar componentes de mezcla para gasolinas de alto octano. El butano normal puede isomerizarse para proporcionar una porción de isobutano necesario como alimento para procesos de alquilación.

Isomero: Producto de un proceso de isomerización.

Nafta: Corte de la caldera tubular en el intervalo C_5 - 420. Las naftas se subdividen de acuerdo con los cortes reales de la caldera tubular, en naftas vírgenes ligeras, intermedias, pesadas y muy pesadas. Una operación típica de la caldera tubular daría:

C_5 - 160°	nafta virgen ligera.
160° - 280°	nafta virgen intermedia.
280° - 330°	nafta virgen pesada.
330° - 420°	nafta virgen muy pesada.

Las naftas, principales constituyentes de la gasolina necesitan generalmente procesarse para obtener gasolinas de calidad adecuadas.

Naftenos: Son hidrocarburos cicloparafínicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno. Hay muchos tipos de naftenos presentes en el crudo de petróleo, pero excepto para los compuestos de peso molecular más bajo no se tratan generalmente como compuestos individuales.

Número de bromo: Es un indicador de la insaturación de las naftas, ASTM D-1159.

Número de octano de carretera: Porcentaje en volumen de iso-octano que se requeriría en una mezcla de iso-octano y n-heptano para dar una detonación incipiente en un motor de automóvil que opera en las mismas condiciones de carga, velocidad y grado de avance del encendido de motor, que las del combustible que se está ensayando.

Número de octano para motor (NOM; abreviaturas en inglés: MON): Porcentaje en volumen de iso-octano en una mezcla de iso-octano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayos estandarizada (900 rpm).

Número de octano de investigación (NOI; abreviaturas en inglés: RON): Porcentaje en volumen de isooctano en una mezcla de isooctano y n-heptano que detona con la misma intensidad que el combustible que se está ensayando. Se utiliza un motor de ensayo estandarizado que opera bajo condiciones de (600 rpm).

Olefinas: No existen en forma natural en el crudo de petróleo pero se forman durante el proceso. Son muy similares en la estructura a las parafinas, pero como mínimo dos de los átomos de carbono están unidos por dobles enlaces. La fórmula general es C_nH_{2n} .

Parafinas: La serie parafínica de los hidrocarburos se caracterizan por la regla de que los átomos de carbono se hallan unidos mediante enlaces sencillos y los otros están saturados con átomos de hidrógeno. La fórmula general para las parafinas es C_nH_{2n+2} .

Petróleo: Es una mezcla de hidrocarburos que se encuentran en fase sólida, líquida y gaseosa, que reciben su nombre por estar constituidos principalmente por átomos de carbón e hidrógeno, que también incluyen en algunas de sus moléculas porciones pequeñas de otros elementos como el nitrógeno, azufre, oxígeno y algunos metales.

Plato teórico: Unidad teórica de contacto útil en los cálculos de destilación. Los vapores y líquidos que abandonan dicha unidad se supone que están en equilibrio en las condiciones de temperatura y presión de la misma. La razón del número de platos teóricos necesarios para realizar una separación por destilación determina al número de platos reales utilizados.

Presión de vapor REID (PVR; abreviatura inglesa: RVP): Presión de vapor Reid es una indicación de la tendencia a la vaporización de una gasolina de motor, así como de los peligros de explosión y evaporización, ASTM D-323.

Punto de fluidez: El punto de fluidez es un indicador aproximado a la parafinidad y aromaticidad relativa del crudo. El punto de fluidez más bajo corresponde a un mínimo contenido en parafinas y a un máximo contenido de aromáticos.

Reacción endotérmica: reacción en la que debe añadirse calor para mantener los reactantes y productos a una temperatura constante.

Reacción exotérmica: Reacción en la que se desprende calor. Las reacciones de alquilación, polimerización e hidrogenación son exotérmicas.

Reformado: Conversión de fracciones de nafta en productos de índice de octano superior. El reformado térmico es esencialmente un proceso de craqueo aplicado a naftas pesadas para obtener rendimientos crecientes de hidrocarburos en el intervalo

de ebullición de la gasolina. El reformado catalítico se aplica a diversas fracciones de naftas craqueadas de operación directa y consiste principalmente en la deshidrogenación de naftenos a aromáticos. Se mantiene una elevada presión parcial de hidrógeno para evitar la formación excesiva de coque.

Residuo de carbón: El residuo de carbón se determina por destilación a un coque residual en ausencia de aire. El residuo de carbón se relaciona aproximadamente con el contenido de asfáltico del crudo y con la fracción de aceite lubricante que puede recuperarse. En la mayoría de los casos cuanto menor es el contenido en carbón más valioso es el crudo.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFÍA

- [1] Ortiz, J.A., "Evaluación tecnológica para el tratamiento de crudos pesados y su integración con los procesos de gasificación", UNAM, 1994.
- [2] Pemex-Refinación - IMP Subdirección de Capacitación y Servicios Técnicos, "Principios básicos de refinación", 12 de Septiembre de 1996.
- [3] Pemex-Refinación - IMP - STI, "Procesos de fondo de barril", en Memorias del Primer Foro en la Industria de la Refinación, agosto, 1995.
- [4] Dr. Willars, J., "Reconfiguración del Sistema Nacional de Refinación", Revista del IMIQ, ISSN 0188-7319, Año XXXIX, Vol. 11-12. Noviembre-diciembre 1998, pp. 31-36.
- [5] Flores, M., "Pemex-Refinación US\$5,000 millones de inversión", El Economista, martes 13 de abril de 1999, pág. 46.
- [6] IMP, *Libros de proceso, (Refinerías de México), 1999.*
- [7] IMP, *Planta Hidrodesulfuradora de naftas de coquización, Libro de Proceso, 1999.*
- [8] Manual de operación de catalizadores IMP-DSD para hidrot ratamiento. Subdirección General de Investigación y Desarrollo Tecnológico en Transformación Industrial.
- [9] Instructivos Internos de Trabajo, IMP. Subdirección de Ingeniería de Proyectos, enero 1997.
- [10] Kern Donald, "Procesos de transferencia de calor", México, D.F. 1978.
- [11] Crane, "Flujo de fluidos" Ed. Mc Graw Hill, México 1987.
- [12] Peters, Max, "Plant desing and economics for Chemical Engineers", 1991
- [13] Procedimientos de calculo para los Análisis Económicos de Proyectos de Inversión del IMP.
- [14] Pemex-Refinación - IMP-STI, "¿Cuál será la refinería del futuro?", en Memorias del Segundo Foro en la Industria de la Refinación, 19-20 de agosto, 1996.
- [15] Gary, James. "Petroleum Refining: Technology and economics", 1994