



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN**

**PROPUESTA DE MEJORA TÉCNICA A LA SECCIÓN DE
FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA
DE DIESEL DE ULTRA BAJO AZUFRE DE LA REFINERÍA DE
CADEREYTA.**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERA QUÍMICA

PRESENTA: ELIZABETH RÍOS CUREÑO

ASESOR: I.Q. ISMAEL NÚÑEZ BARRÓN

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2014



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES**

ASUNTO: **VOTO APROBATORIO**

**M. en C. JORGE ALFREDO CUELLAR ORDAZ
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE**

**ATN: M. EN A. ISMAEL HERNANDEZ MAURICIO
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la FES Cuautitlán.**

Con base en el Reglamento General de Exámenes, y la Dirección de la Facultad, nos permitimos a comunicar a usted que revisamos el: **Trabajo de Tesis**

Propuesta de Mejora Técnica a la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrosulfuradora de Diesel de Ultra bajo Azufre de la Refinería de Cadereyta

Que presenta la pasante: **Elizabeth Ríos Cureño**
Con número de cuenta: **409081426** para obtener el Título de: **Ingeniera Química**

Considerando que dicho trabajo reúne los requisitos necesarios para ser discutido en el **EXAMEN PROFESIONAL** correspondiente, otorgamos nuestro **VOTO APROBATORIO**.

ATENTAMENTE
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 11 de marzo de 2014.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	IQ. Margarita Castillo Agreda	
VOCAL	IQ. Ismael Núñez Barrón	
SECRETARIO	IQ. José Juan Monarca Rodríguez	
1er. SUPLENTE	I.Q. Hugo de Avila Márquez	
2do. SUPLENTE	IQ. Raúl Gómez Gómez Tagle	

NOTA: los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional (art. 127).

HMI/iac

AGRADECIMIENTOS

A mis padres, quienes nunca dudaron de mí y me brindaron todo su apoyo.

A ti papá, que siempre estuviste detrás de mí, aconsejándome y protegiéndome; con el propósito de verme alcanzar uno de los mayores logros en mi vida académica.

A ti mamá, que siempre estuviste a mi lado; preocupándote en cada momento de mi salud y de mi bienestar.

Lo que he llegado a ser se los debo a ustedes; ya que los hijos somos el reflejo del esfuerzo de los padres. Y me siento tan orgullosa de que ustedes sean quienes me dieron la vida y me acompañen en cada momento.

A Mary, Laura y Marilu quienes han sido mis cómplices y grandes amigas.

A mi familia.

A todos mis compañeros, por todos los momentos vividos dentro de nuestra facultad, cada uno con un aprendizaje diferente.

A mis amigos, quienes me han acompañado durante tanto tiempo: ustedes quienes permanecen entre nosotros y a ti Adal que te nos han adelantado. Ustedes me han hecho ver que tan grande es el mundo que nos aguarda, gracias por todos los consejos y aventuras vividas; y claro, por cada regaño. Pero sobre todo, gracias por brindarme su valiosa amistad.

A ti Victor, que has sido mi compañero, mi amigo, mi cómplice y mi apoyo en estos últimos años.

A mi casa de estudios, la Universidad Nacional Autónoma de México. Me siento tan orgullosa de haberme desarrollado dentro de tus aulas, adquiriendo nuevos conocimientos y desenvolviéndome entre tus instalaciones. Tras un largo camino, por fin puedo decir, soy una egresada más de la FES-Cuautitlán, y me siento orgullosa de serlo.

Al Instituto Mexicano del Petróleo, quién me ha acogido y me ha abierto sus puertas. Brindándome su apoyo, y convirtiéndose en una nueva escuela para mí.

A todos mis profesores, quienes me compartieron parte de sus conocimientos; guiándome siempre por un buen camino. Gracias por ser parte de mi trayectoria escolar.

Al Ing. Ismael, gracias por creer en mí y brindarme su apoyo.

A mi jurado, que se tomó la tarea de revisar este trabajo y enriquecerlo con sus comentarios.

Hay tanto por decir, ya que cada uno ha tomado un papel muy importante a lo largo de mi vida.

A cada uno de ustedes, quiero decir:

¡Gracias!

Elizabeth Ríos Cureño

ÍNDICE

ÍNDICE DE FIGURAS	VIII
ÍNDICE DE TABLAS	X
RESUMEN	XII
OBJETIVO GENERAL.	XIII
OBJETIVOS PARTICULARES.....	XIV
INTRODUCCIÓN.....	1
ANTECEDENTES DE LA REFINACIÓN.	3
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES.	6
1.1 DEFINICIÓN DE UNA REFINERÍA.	6
1.2 PRINCIPALES PROCESOS DENTRO DE UNA REFINERÍA.....	10
1.2.1 <i>Procesos físicos.</i>	10
1.2.2 <i>Procesos químicos.</i>	10
1.2.3 <i>Procesos de acabado.</i>	10
1.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DENTRO DE UNA REFINERÍA.....	11
1.4 UNIDADES QUE INTEGRAN UNA REFINERÍA.	15
1.4.1 <i>Unidad combinada</i>	15
1.4.1.2 <i>Destilación al vacío.</i>	16
1.4.2 UNIDADES DE HIDRODESULFURACIÓN.....	17
1.4.3 <i>Unidad de isomerización.</i>	17
1.4.4 <i>Unidad de desintegración catalítica (FCC).</i>	19
1.4.5 <i>Unidad reformadora de naftas</i>	20
1.4.6 <i>Unidad TAME y MTBE</i>	22
1.4.6.1 <i>Proceso MTBE. [30]</i>	22
1.4.6.2 <i>Proceso TAME. [30]</i>	23
1.4.7 <i>Unidad de hidro craqueo.</i>	24
1.4.8 <i>Unidad de coquización retardada. [23]</i>	24
1.4.9 <i>Unidad productora de hidrógeno.</i>	25
1.5 <i>Definición de Diesel.</i>	27
1.6 <i>Definición de Nafta</i>	29

CAPÍTULO 2. HIDROTRATAMIENTO DE DIESEL EN EL MARCO DE LA REFINERÍA	31
2.1 HIDROTRATAMIENTO	31
2.2 HIDRODESULFURACIÓN.....	31
2.3 TIPOS DE HIDRODESULFURADORAS.....	34
2.4 ALIMENTACIONES TÍPICAS A UNA HIDRODESULFURADORA.....	35
2.5 QUÍMICA DEL PROCESO DE HIDROTRATAMIENTO.....	37
2.5.1 <i>Compuestos presentes en la carga.</i>	37
2.5.2 <i>Compuestos presentes en la carga de una hidrodeshulfuradora de Diesel.</i>	38
2.5.3 <i>Química del proceso.</i>	39
2.5.3.1 <i>Reacciones de desulfuración.</i>	41
2.5.3.2 <i>Reacciones de desnitrógeno.</i>	42
2.5.3.3 <i>Reacciones de desoxidación e hidrogenación de aromáticos.</i>	43
2.5.4 <i>Catalizadores</i>	44
2.6 SECCIONES QUE INTEGRAN UNA PLANTA DE HIDROTRATAMIENTO.....	45
2.6.1 <i>Sección de reacción</i>	45
2.6.1.1 <i>Esquema general del proceso [16][32]</i>	45
2.6.2 <i>Sección de Agotamiento y Fraccionamiento. [16][32]</i>	48
 CAPÍTULO 3. CASO BASE “SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DIESEL DE LA REFINERÍA DE CADEREYTA.”	 50
3.1 GENERALIDADES.	50
3.1.1 <i>Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa</i>	50
3.2 BASES DE CONCEPTUALES DE DISEÑO DE PROCESO.	53
3.2.1 <i>Función de la planta (sección de fraccionamiento).</i>	53
3.2.2 <i>Tipo de proceso.</i>	53
3.2.3 <i>Capacidad de la planta</i>	53
3.2.4 <i>Especificaciones de las alimentaciones.</i>	53
3.2.5 <i>Especificaciones de los productos y subproductos.</i>	56
3.3 <i>Diagrama de bloques del proceso.</i>	56
3.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO[32]	58
3.5 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.....	61
3.6 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA A PARTIR DE LA SIMULACIÓN DEL PROCESO.....	63
3.7 DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO.	74
3.7 CONSUMO Y GENERACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES.	94

CAPÍTULO 4. PROPUESTA DE MEJORA TÉCNICA A LA SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE DIESEL DE ULTRA BAJO AZUFRE DE LA REFINERÍA DE CADEREYTA.	99
4.1 JUSTIFICACIÓN Y DETERMINACIÓN DE LA PROPUESTA DE MEJORA.	99
4.2 BASES DE DISEÑO	121
4.2.1 <i>Función de la planta (sección de fraccionamiento)</i>	121
4.2.2 <i>Tipo de proceso</i>	121
4.2.3 <i>Capacidad de la planta</i>	121
4.2.4 <i>Especificaciones de las alimentaciones</i>	121
4.2.5 <i>Especificaciones de los productos y subproductos</i>	122
4.2.6 <i>Diagrama de bloques del proceso</i>	122
4.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.	124
4.4 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.	126
4.5 BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.	128
4.6 DIMENSIONES Y CARACTERÍSTICAS DEL EQUIPO.	137
4.6.1 <i>Hojas de datos de la propuesta de diseño</i>	142
4.7 CONSUMO Y GENERACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES.	162
CAPÍTULO 5. ANÁLISIS DE RESULTADOS Y COMPARACIÓN DE LOS MISMOS.	167
5.1 CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CONSUMO ENERGÉTICO.	168
5.2 TAMAÑO DE EQUIPO.	172
5.3 CONSUMO Y GENERACIÓN DE SERVICIOS AUXILIARES.	174
CONCLUSIONES	176
ANEXOS.....	178
GLOSARIO	183
BIBLIOGRAFÍA	186

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Diagrama de Bloques de una Refinería.....	14
Figura 2: Proceso de destilación atmosférica.	16
Figura 3: Proceso de hidrodesulfuración.	17
Figura 4: Unidad de isomerización.....	18
Figura 5: Proceso de Reformación de Naftas.....	21
Figura 6: DFP de una planta MTBE.....	22
Figura 7: DFP de la Planta TAME.....	24
Figura 8: Esquema típico de una Hidrodesulfuradora.	32
Figura 9: Unidades de Hidrodesulfuración.	36
Figura 10: Moléculas de azufre y nitrógeno contenidas en el crudo.....	38
Figura 11: Reacciones características en una hidrodesulfuradora.	40
Figura 12: Sección de reacción de una planta hidrodesulfuradora.	47
Figura 13: Sección de agotamiento y fraccionamiento de la planta hidrodesulfuradora ...	49
Figura 14: Ubicación de la Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa	51
Figura 15: Ubicación de la Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre.	52
Figura 16: Diagrama de bloques de la Planta Hidrodesulfuradora.....	52
Figura 17: Diagrama de bloques de la sección de fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora	57
Figura 18: Diagrama de flujo de la sección de fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora.....	62
Figura 19: Reproducción del Caso Base (Simulación a partir de PRO-II)	63
Figura 20: Secuencias de separación para tres componentes.....	99
Figura 21: Primer arreglo de la Sección de Fraccionamiento.	102
Figura 22: Segundo arreglo de la Sección de Fraccionamiento.	104
Figura 23: Arreglo de tanques 1.....	105
Figura 24: Arreglo de Tanques 2.	106

Figura 25: Arreglo de Tanques 3.	107
Figura 26: Tercer arreglo "A" de la Sección de Fraccionamiento.	110
Figura 27: Tercer arreglo "B" de la Sección de Fraccionamiento.	110
Figura 28: Nueva Propuesta a $1\text{kg}/\text{cm}^2$ con catorce platos teóricos.....	114
Figura 29: Propuesta de mejora con integración térmica.	117
Figura 30: Diagrama de Bloques de la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Diseño.....	123
Figura 31: Diagrama de Flujo de la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Diseño	127
Figura 32: Simulación de la Propuesta a partir de PRO-II.	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1: Cronología de la Refinación.....	3
Tabla 2: Principales productos del crudo.....	7
Tabla 3: Cortes usuales en la destilación primaria.....	27
Tabla 4: Especificaciones del Diesel *(0).....	28
Tabla 5: Especificaciones de la Gasolina *(0).....	30
Tabla 6: Propiedades de los pseudocomponentes en las alimentaciones.	54
Tabla 7: Corrientes de alimentación.	55
Tabla 8: Especificaciones del Diesel de Ultra Bajo Azufre.	56
Tabla 9: Especificaciones de subproductos.....	56
Tabla 10: Balance de Materia y Energía.....	64
Tabla 11: Volatilidad relativa para la sección de fraccionamiento.	101
Tabla 12: Vapor mínimo.....	101
Tabla 13: Equipo clave del primer arreglo.	102
Tabla 14: Consumo energético del primer arreglo.	103
Tabla 15: Flujo de ligeros en las corrientes de alimentación.....	104
Tabla 16: Evaluación del “Arreglo de tanques 1”.	106
Tabla 17: Influencia de la temperatura y presión en el “Arreglo de tanques 3”.	108
Tabla 18: Influencia de la temperatura y presión en el “Arreglo de tanques 2”.	108
Tabla 19: Arreglos de la sección de fraccionamiento.	111
Tabla 20: Tabla comparativa de tercer arreglo de la sección de fraccionamiento.....	112
Tabla 21: Comportamiento de la torre fraccionadora vs presión de operación para caso B	113
Tabla 22: Resultados de la nueva propuesta a 1 kg/cm^2 con catorce platos teóricos.	115
Tabla 23: Características de operación de la Nueva propuesta a 1 kg/cm^2 con catorce platos teóricos.....	116
Tabla 24: Condiciones de operación de la propuesta de mejora.	118

Tabla 25: Agua para calderas en L.B.	118
Tabla 26: Condiciones de vapor en L.B.	119
Tabla 27: Generación de vapor	119
Tabla 28: Corrientes de alimentación.	122
Tabla 29: Tabla comparativa de productos.....	167
Tabla 30: Condiciones de operación de torres.	168
Tabla 31: Cargas térmicas de calentadores a fuego directo.	169
Tabla 32: Condiciones de operación de recipientes.	169
Tabla 33: Cargas térmicas de intercambiadores de calor	170
Tabla 34: Cargas térmicas de aerofriadores.	171
Tabla 35: Condiciones de operación de bombas.	171
Tabla 36: Condiciones de operación de compresores.	172
Tabla 37: Dimensiones de recipientes.	173
Tabla 38: Dimensiones de torres.	174
Tabla 39: Consumo de servicios auxiliares.....	174
Tabla 40: Generación de servicios auxiliares.	175

RESUMEN

Un simulador de procesos es una herramienta muy importante para los ingenieros químicos, ya que ayuda a estudiar y prever el comportamiento de un proceso químico. En este trabajo se simuló la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Diesel de Ultra bajo Azufre de la refinería de Cadereyta.

Para realizar esta simulación se tomó la información del diseño original (líneas principales, curvas de caracterización de los productos y el diagrama de flujo de proceso); a partir del análisis de la misma se pudieron analizar las variables del proceso como Presión, Temperatura y reflujo, con el fin de buscar una mejora en el proceso.

Con la información arrojada se desarrolló la ingeniería conceptual de ambos casos, mediante la elaboración de documentos clave de Ingeniería de Proceso. A partir de ellos se realizó una comparación técnica, la cual incluye condiciones de operación, tamaños de equipo y servicios auxiliares empleados.

OBJETIVO GENERAL.

Evaluar técnicamente la Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de Diesel de Ultra bajo Azufre de la refinería de Cadereyta, con el fin de plantear una propuesta de mejora a la misma; cumpliendo con los requerimientos técnicos, así como plantear mejoras energéticas.

OBJETIVOS PARTICULARES.

- Dar un panorama general del proceso de hidrodesulfuración dentro de una refinería.
- Simular con ayuda del PRO-II la Sección de Fraccionamiento existente en la Planta Hidrodesulfuradora de Diesel de Ultra Bajo Azufre de la refinería de Cadereyta (caso base).
- Plantear y evaluar una propuesta de mejora a la Sección de Fraccionamiento existente en la planta (Caso Base).
- Desarrollar la Ingeniería Conceptual ambos casos, mediante la realización de los documentos clave de Ingeniería de Proceso.
- Comparar la propuesta de mejora contra el caso base en cuanto a aspectos técnicos, como condiciones de operación, requerimiento de servicios auxiliares y tamaño de equipo.
- Determinar una mejora energética a la sección de fraccionamiento

INTRODUCCIÓN

Debido a que el petróleo ha sido la principal fuente de energía y materia prima para la elaboración de productos químicos orgánicos e inorgánicos, las reservas se han ido agotando y cada vez se obtienen crudos más pesados y con mayor número de contaminantes (S y N₂), es decir, se extrae un crudo de menor calidad y mayor contenido de azufre, siendo que el contenido de azufre varía en el rango de 2.1% a 8% en peso, dependiendo del yacimiento, la madurez y tipo del crudo.

Los crudos más inmaduros químicamente son ricos en azufre y compuestos azufrados más complejos, conteniendo una importante proporción de componentes refractarios (por ejemplo el dibenzotiofeno) de elevado peso molecular y difícil remoción; demandando el empleo de mayor energía y tecnologías más complejas. En caso contrario conlleva a problemas ambientales y técnicos, por ejemplo: lluvia ácida, envenenamiento de catalizadores y problemas de corrosión.

Dadas estas circunstancias, se han creado normas nacionales e internacionales que limitan el contenido de azufre; lo cual ha significado que en esta última década se haya disminuido su contenido de 500 a 15 ppm peso en el combustible desulfurado..

Para lograr cumplir estas normas es necesario someter las diferentes fracciones vírgenes del crudo (Nafta, Turbosina, Querosina, Diesel y Gasóleos) a un proceso de hidrotratamiento, específicamente la hidrosulfuración (HDS). La hidrosulfuración es un proceso de refinación que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para eliminar los compuestos de azufre, oxígeno, cloro, nitrógeno y algunos compuestos metálicos, así como saturación de olefinas y aromáticos. Este proceso es uno de los más versátiles, con gran flexibilidad de operación en cuanto a cargas de alimentación y de productos. Es por ello que resulta económicamente viable para la desulfuración de las principales fracciones de destilados que se obtienen en una refinería.

A pesar de que existen diferentes procesos de tratamiento con hidrógeno disponibles, la mayoría tienen la misma base. Cada proceso cuenta con diferentes secciones: carga, reacción, agotamiento, fraccionamiento, compresión de hidrógeno de reposición, así como de tratamiento y regeneración de amina.

En este trabajo se analizará la sección de fraccionamiento de una planta hidrosulfuradora de diesel de ultra bajo azufre. A partir de ahí se desarrollará una propuesta técnica para la mejora de la misma y así conseguir comparar las condiciones de operación de una manera más objetiva. Además se hará el desarrollo de la ingeniería conceptual para ambos casos.

A continuación se indican los documentos que se desarrollarán:

- Bases conceptuales de diseño de proceso.
- Descripción del proceso.
- Balances de materia y energía.
- Diagrama de flujo de proceso.
- Requerimiento de servicios auxiliares.
- Hojas de datos de equipo de proceso.

ANTECEDENTES DE LA REFINACIÓN.

En 1858 da inicio la era del petróleo, por la perforación primer pozo petrolero del mundo, esto ocurrió en Estados Unidos por Edwin L. Drake; once años después es creada la primer refinera en México. A continuación se muestra una tabla que contiene una breve descripción de los antecedentes de la refinación en México.

Tabla 1: Cronología de la Refinación

Periodo	Acontecimiento en México.
1869	Los ingenieros estadounidenses Samuel Fairburn y George Dickson comenzaron la construcción de una pequeña refinera en el Puerto de Veracruz, que fue terminada en 1886 y llevo el nombre de "El Águila."
1881	El Dr. Adolph Autrey instala una refinera rudimentaria con el nombre "La constancia" en el campo "Furbero" en las afueras de Papantla, Ver. , para producir petróleo como combustible de lámparas.
1886	Inician las operaciones de la refinera "El Águila" construida en Veracruz por la compañía Mexicana de Petróleo, la cual trata petróleo norteamericano, con capacidad de proceso de 500 bpd.
1887	La Cía. Waters Pierce Oil Co. Construyó una pequeña refinera en Tampico, Tamps., subsidiaria de la Standard Oil, con el propósito de importar el petróleo de Estados Unidos y refinarlo para satisfacer la demanda de los ferrocarriles.
1896	20 de abril. Se autoriza a la empresa Wartes Pierce Oil Co., la construcción de una refinera en árbol Grande Tamps., situada entre la desembocadura del Río Pánuco y la Ciudad de Tampico, con capacidad para procesar 2000 bpd del petróleo importado de los Estados Unidos
1903	La Mexican Petroleum Co. Construyó en Ébano, S.L.P., una refinera dedicada a la producción de asfalto con capacidad de 2000bpd.
1908	El 28 de marzo, en Minatitlán, Ver., inicia sus operaciones de refinación la Cía. Mexicana de petróleo "El Águila" en una planta de refinación de 2000bpd.
1913	Cierra la refinera de Ébano, S.L.P.
1914	El 15 de julio se inaugura una refinera en el margen izquierdo de Río Pánuco, propiedad de la compañía "El Águila", con el nombre "Doña Cecilia", llamada posteriormente, "Ciudad Madero", con una capacidad de 20 000 bpd.
1915	19 de enero. Empezó a operar en la región de Tampico, Tamps., una planta construida por la Standard Oil con capacidad de 10 000 bpd. Junio. La Huasteca Petroleum Co., construye una refinera en Mata Redonda, Ver., con capacidad de 75000 bpd.
1916	11 de julio. Se concede el permiso a la compañía Mexicana de Petróleo "El Águila" para construir una planta de destilación primaria, en la Barra de Tuxpan, Ver., con una capacidad de 20000 bpd. (Alcanzando una capacidad de 30 000 bpd para 1921)
1919	Comienza la construcción de cuatro plantas refinadoras en las inmediaciones de Puerto Lobos, localizado en la Laguna de Tamiahua en el Edo. De Veracruz. Su propósito es la exportación de productos refinados.
1920	24 de mayo. Inician las operaciones en la refinera "La Atlántica", propiedad de la compañía de Petróleo Atlántica, con una capacidad de 20000 bpd.

1921	<p>27 de agosto. La continental Mexican Petroleum Co. Es autorizada para construir una refinería en Pueblo Viejo, Ozuluama, Veracruz., con una capacidad de 10 000 bpd.</p> <p>26 de marzo. Comenzó a operar la planta de la Compañía Refinería Atlantic Gilf West Indies (AGWI), S.A., en Tecamate Veracruz.</p> <p>La compañía de petróleo "El Águila" amplía la planta "Doña Cecilia" (después Cd. Madero) para alcanzar su capacidad de 75000bpd.</p> <p>Inician su operación las refinerías de la Continental Petroleum Co., en Ozulama, Veracruz y la compañía Mexicana de Petróleo "La Corona", en Tampico, Tamps. Se alcanza la producción de crudo de 193 millones de barriles al año.</p> <p>Febrero. Se inicia la construcción de una refinería de la compañía Refinadora Island, Puerto Lobos, Veracruz.</p>
1923	Para este año se tenía 14 refinerías.
1926-1930	La crisis en la producción del crudo obliga al cierre y desmantelamiento de las plantas.
1932	18 de febrero. Inauguración del oleoducto Tampico-Azcapotzalco de 500 km, propiedad de la Cía. Petrolera "El Águila".
1933	Se inaugura la refinería de la Cía. Petrolera "El águila" en Azcapotzalco con una capacidad de 7500bpd.
1935	La compañía Petromex recibe una pequeña planta de refinación primaria localizada en Bellavista, en el margen derecho del río Pánuco, cerca de su desembocadura y aumenta su capacidad a 1500 bpd.
1938	<p>18 de marzo. Al realizarse la expropiación petrolera se tenían las refinerías de Minatitlán, Ver.; Madero, Tamps.; Azcapotzalco, D.F.; Árbol Grande, Mata Redonda y Bellavista en Tampico, Tamps. Con capacidad de procesar 102 000 bpd.</p> <p>Junio 7. Se expide el Decreto de Expropiación de funda Petróleos Mexicanos.</p>
1939	Petróleos Mexicanos inicia la construcción de una planta productora de tetra etilo de plomo.
1940	Entra en operación la refinería de Poza Rica cuya edificación fue iniciada por la compañía de Petróleo "El Águila", S.A. con una capacidad de 5000 bpd
1945	Cierra la refinería de Bellavista.
1946	20 de noviembre. Se inaugura la refinería "18 de marzo" en Azcapotzalco, D.F. con 50 000bpd
1950	<p>30 de julio. Se inaugura la refinería "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca, Guanajuato. 30000 bpd.</p> <p>15 de septiembre. Se amplía la refinería Mata Redonda a 14 000 bpd.</p>
1955	<p>12 de enero. Se inauguran las plantas de lubricantes y parafinas en la refinería "Ing., Antonio M. Amor", con capacidad de 2 400 bpd y 100 toneladas respectivamente.</p> <p>23 de julio. Se inauguran 7 plantas de destilación en Azcapotzalco y se llega a una capacidad de 100000bpd</p> <p>Se inaugura un oleoducto que enlaza al sistema Nacional de Refinación con el campo de Poza Rica y con los yacimientos de la Nueva Faja de Oro.</p> <p>19 de diciembre. Se inaugura en Reynosa la planta de absorción con capacidad para 300 millones de pies cúbicos de gas al día.</p> <p>Se inauguran las nuevas instalaciones de Reynosa para ampliar la capacidad a 10000 bpd.</p>
1956	<p>22 de febrero. Se inaugura la nueva refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río" en Minatitlán, Veracruz., con capacidad de 50 000 bpd que incluye la primera planta de desintegración catalítica en México.</p> <p>Se adicionan otras instalaciones en Reynosa, a una capacidad de 2 000 bpd.</p>
1958	<p>3 de marzo. Comienza a operar el conjunto de instalaciones de Cd. Pemex en el Edo. De Tabasco.</p> <p>28 de noviembre. Se inaugura la planta catalítica de Azcapotzalco</p> <p>Se construye el poliducto Madero-Monterrey.</p>
1959	<p>24 de agosto. Se concluyen las plantas de destilación al vacío, catalítica, polimerización y recuperación de azufre de la refinería "18 de marzo"</p> <p>Se concluye la planta de lubricantes Minatitlán.</p>
1960	Inician en la refinería "Francisco I. Madero " en Tampico las operaciones con plantas nuevas, estableciendo su capacidad de proceso de crudo en 125 000 bpd.
1961	Diciembre. Deja de funcionar la refinería en Árbol Grande por resultar antieconómica.
1962	<p>26 de julio. Se inaugura la planta de amoniaco en la refinería "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca</p> <p>Entra en operación la planta de amoniaco con la planta de tetrámero de Cd. Madero.</p>

1967	18 de marzo. Se inauguran plantas que permiten ampliar la capacidad de la refinería "Gral. Lázaro Cárdenas del Río" en Minatitlán Veracruz a 175 500 bpd. Septiembre. Se autoriza la compra de la planta de Metanol de San Martín Texmelucan.
1968	3 de marzo. Se inaugura la planta de absorción de Cd. Pemex, Tabasco; con capacidad de procesamiento de 300 millones de pies cúbicos diarios de gas.
1970	Se amplía la refinería "Ing. Antonio M. Amor" en Salamanca a 100 000 bpd y la de Reynosa a 20 500 bpd.
1976	18 de marzo. Se inaugura la Refinería "Miguel Hidalgo" construida en terrenos de los municipios de Tula y Atitalaquia en el Estado de Hidalgo, con capacidad para procesar 150,000 bpd. Se amplían las Refinerías de Azcapotzalco, Madero, Minatitlán y Poza Rica a 105,000, 185,000 , 270,000 (incluye la fraccionadora de gasolina) y 38,000 bpd respectivamente
1977	Se terminaron y pusieron en operación siete plantas de la Refinería "Miguel Hidalgo" en Tula, Hgo., con capacidad combinada de 150,000 bpd.
1979	18 de marzo. Se inaugura la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" en Cadereyta, Nuevo León con una capacidad de 100,000 bpd. 24 de agosto. Se inaugura la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca con una capacidad de 165,000 bpd.
1980	Al entrar en operación la planta Combinada No. 2, de 135,000 bpd en la refinería de Cadereyta, nuestro país se coloca en el undécimo lugar como refinador, con una capacidad de proceso de 1,476,000 bpd de petróleo crudo y líquidos procedentes del gas.
1981	29 de abril. Se inaugura el Complejo Petroquímico "La Cangrejera" con capacidad para procesar 113000 bpd de crudo y líquidos
1984	Entran en operación las ampliaciones de la Refinería de Poza Rica, la cual llega a una capacidad de 72,000 bpd y la refinería de Salamanca, con una capacidad de 235,000 bpd.
1987	Entra en operación la ampliación de la Refinería "Francisco I. Madero", la cual llega a una capacidad de 196 000 bpd. Entra en operación la ampliación de la Refinería "Miguel Hidalgo" en Tula, Hgo., con la Planta Primaria No. 2 de 165 000 bpd, para llegar a 320 000 bpd de capacidad
1989	Se amplía la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca al entrar en operación la Planta Primaria No. 2 con capacidad para procesar 165,000 bpd. Se llega a la más alta capacidad de destilación atmosférica en el Sistema Nacional de Refinación de 1 679 000 bpd.
1991	Quedan fuera de operación las refinerías de Azcapotzalco y Poza Rica; la capacidad de proceso se reduce a 1 525 000 bpd.
1992	16 de julio. Se crea Pemex Refinación como empresa subsidiaria de Petróleos Mexicanos.
1993	De 1993 a 1997 se contempló la construcción de varias plantas dentro del paquete ecológico, con el fin de mejorar la calidad de las gasolinas, diésel y combustóleo. Iniciaron operaciones las Plantas Catalíticas Núm. 2 y reductora de viscosidad en Salina Cruz, Oaxaca.
1994	Iniciaron operaciones las plantas reductoras de viscosidad y MTBE en Cadereyta. Iniciaron operaciones las plantas MTBE, TAME y la planta catalítica No. 2 de Tula.
1995	Iniciaron Operaciones: planta isomerizadora Cadereyta, Planta Isomerizadora Minatitlán, Planta reformadora Madero, Planta MTBE Salamanca.
1996	Iniciaron sus operaciones: Planta alquilación Salamanca, Planta Isomerización Tula, Planta Hidrosulfuradora Profunda Tula, Planta MTBE Tula, Planta TAME Tula.
1997	Iniciaron sus operaciones: catalítica II Cadereyta, Alquilación Salina Cruz, Isomerización salina Cruz, H-Óil, Tula. Inician los programas de reconfiguración del Sistema Nacional de Refinación.
1999	Se tienen 6 refinerías con capacidad de procesar 1 525 000 bpd.
2000	Inicio de operaciones del proyecto de Cadereyta.

Fuente: "Cronología de la refinación. Siglos XIX-XX" PEMEX REFINACIÓN

Capítulo 1. Generalidades.

1.1 Definición de una refinería.

Una refinería es una instalación industrial en la que se lleva a cabo la refinación del petróleo crudo mediante diferentes procesos; con el fin de obtener una gama de productos. “La forma de operar una refinería es la siguiente: la refinería recibe la carga del petróleo crudo procedente de los campos productores por medio de oleoductos o buquetanques (cuando se ubicada en zonas próximas a la costa, vías fluviales). Mediante procesos que incluyen calentamiento, fraccionamiento, tratamientos a presión, tratamientos a vacío, calentamiento en presencia de catalizadores, lavado con ácidos, extracción con solventes, entre otros, el crudo es dividido en múltiples componentes (productos). “[29] Los principales productos se pueden observar en la tabla 2.

Los productos de mayor valor son los combustibles de transporte, mientras que por otro lado el asfalto y aceite lubricante son más económicos. Dentro de los combustibles de transporte, se tienen diferentes grados, los cuales cumplen con diferentes especificaciones y estándares (índice de octano, contenido de azufre, contenido de benceno, octanaje, etc)..

Cada refinería cuenta con una estructura particular, es decir, no hay dos iguales. Esto es debido a que su configuración se rige por diferentes aspectos, como lo son: los productos que elaboran (las especificaciones se encuentran regidas por normas y estándares), el crudo disponible (existe una diferente clasificación ,debida a su procedencia y los componentes químicos que lo integran), factores técnicos (aquellos que competen a la refinación de los productos que se llevan a cabo dentro de ella), condiciones geográficas de donde se sitúan las instalaciones y medios de distribución que se tengan para la comercialización de los productos obtenidos. Incluso, otros factores como las instalaciones para la obtención de los insumos propios de la refinería y la demanda del producto, entre otros, pueden generar influir en el diseño de la refinería

Tabla 2: Principales productos del crudo.

Producto	Definición	Tipo	Uso
LPG	El gas licuado de petróleo es la mezcla de propano y butano comprimido y licuado. Se obtiene durante el fraccionamiento de los líquidos del gas o durante el fraccionamiento de los líquidos de refinación. En Pemex se produce en todas las refinерías.	Combustible	Doméstico Industrial
Gasolinas	Nombre comercial que se aplica de una manera amplia a los productos más ligeros de la destilación del petróleo. En la destilación del petróleo crudo, la gasolina es el primer corte o fracción que se obtiene. En su forma comercial es una mezcla volátil de hidrocarburos líquidos, con pequeñas cantidades de aditivos, apropiada para emplearse como combustible en motores de combustión interna con ignición con chispa eléctrica, con un rango de destilación aproximado de 27°C a 225°C.	Combustible	Automotriz
Gas Nafta	Solvente alifático con punto de ebullición relativamente elevado. En la prueba de destilación, el destilado a 176°C debe de ser como mínimo el 50 por ciento del volumen, a 190°C el 90 por ciento mínimo y la temperatura final de ebullición 210°C.	Solvente	Industrial
Turbosina	Destilado del petróleo similar al queroseno. Debe de tener un 10 por ciento en volumen una temperatura de 205°C máximo, con una temperatura de ebullición máxima de 300°C. Otro nombre: combustible de reactor.	Combustible especial	Aviación
Queroseno	Combustible líquido constituido por la fracción del petróleo crudo que destila entre los 150 y 300° C aproximadamente. Es el segundo corte de la destilación del petróleo crudo (el primero es la nafta o gasolina); su peso específico está dentro de un rango de 0.80 a 0.83 y su punto de ignición de 66°C a 80°C.	Combustible	Doméstico Automotriz Industrial

Producto	Definición	Tipo	Uso
Diesel	Combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, oleofínicos, nafténicos y aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo; posteriormente recibe un tratamiento en las plantas hidrodesulfuradoras.	Combustible	Automotriz Industrial
Emulsiones	Mezcla amorfa de hidrocarburos, de color negro brillante, muy impermeable	Asfaltos	Pavimentación Impermeabilización
Vaselinas	Se obtiene mediante tratamiento adecuado de determinadas fracciones del petróleo crudo	Producto químico	Industrial
Aceites lubricantes	Se utilizan como base para elaboración de lubricantes terminados. Por su composición química pueden ser nafténicos (caracterizados por su menor índice de viscosidad) o parafínicos (alto índice de viscosidad)	Lubricante	Automotriz
Grasas	Lubricantes sólidos o semisólidos que se fabrican con un aceite lubricante y un agente que les da más densidad y consistencia. El aceite utilizado es refinado, de alto índice de viscosidad, y los agentes espesantes son jabones de aluminio, bario, litio, sodio y estroncio, además de sustancias como arcilla, sílice y glicerol. También se agregan aditivos antioxidantes, inhibidores de corrosión, pigmentos orgánicos, etc.	Lubricante	Automotriz
Parafina	Material sólido blanco, translúcido, inodoro y quebradizo que se produce en la refinación de salmanka. Se obtiene de destilados del petróleo crudo o de residuos mediante enfriamiento, desparafinación y/o precipitación. Se utilizan principalmente para la elaboración de parafinas cloradas, velas, veladoras y papel encerado.	Materia Prima	Industria

Producto	Definición	Tipo	Uso
Combustóleo	Es la fracción pesada del petróleo crudo después de someterse a destilación de alto vacío; se prepara por la mezcla de otros residuales como aceite pesado y ligero de la desintegración catalítica, residuo. Se utilizan diluyentes para ajustar a las especificaciones requeridas; el combustóleo pesado debe contener 4% peso máximo de azufre.	Combustible	Industrial <ul style="list-style-type: none"> - Generación de electricidad - Locomotoras - Calentadores a fuego directo
Asfalto	Fracción pesada del petróleo crudo de color negro o café oscuro. Su consistencia puede variar de sólido a líquido. El asfalto es la fracción pesada del crudo después de someterse a destilación de alto vacío y mezclarse con otros residuos, diluentes y polímeros para ajustarse a las especificaciones dependiendo del tipo de asfalto. Actualmente el asfalto más común en el mercado nacional y de exportación es el asfalto AC-20; se produce en las refinerías de Cd. Madero, Salamanca, Salina Cruz, Tula y Cadereyta.	Asfaltos	Pavimentación Impermeabilización
MTBE (Methyl-Tert-Butyl-Ether)	Líquido incoloro de densidad igual a 0.746 gr/cc. Se obtienen a partir de isobutileno contenido en el corte de butano-butileno de la unidad catalítica FCC y el metanol, utilizado como catalizador una resina catiónica ácida fuerte, pudiendo alimentar corrientes con mayores concentraciones de isobutileno, favoreciendo la producción de MTBE. Es utilizado para incrementar el octanaje de las gasolinas y el porcentaje de oxígeno en las mezclas para reducir las emisiones hacia la atmósfera de hidrocarburos no quemados en los motores de combustión y cumplir con las especificaciones ambientales vigentes.	Aditivo	Automotriz

Fuente: PEMEX “Términos usados en la Industria Petrolera.”

1.2 Principales procesos dentro de una refinería.

Para obtener cada uno de los productos obtenidos dentro de la refinería, son empleados tres procesos básicamente, estos incluyen las diferentes operaciones que se llevan a cabo.

1.2.1 Procesos físicos.

En este tipo de proceso no hay cambios en la estructura molecular; se emplean agentes como lo es el calor o el uso de solventes que se basan en las diferencias de las propiedades de fisicoquímicas de los diferentes componentes. La principal operación de este tipo es la destilación, donde se promueve la separación por diferencias en el punto de ebullición. Por ejemplo: dentro de una torre estabilizadora la fracción más ligera “nafta” sale por el lado superior (domos), mientras que la fracción más pesada “diesel” sale por la parte inferior (fondos). Todas las fracciones posteriormente se someten a diversos tratamientos (proceso de acabado) para obtener el producto deseado.

1.2.2 Procesos químicos.

En este tipo de proceso se modifica la estructura molecular, aumentando el número de moléculas o disminuyéndolo, lo que conlleva la alteración de sus propiedades físico-químicas. Las fracciones de menor demanda son transformadas a partir del craqueo, en fracciones más redituables como lo es la gasolina y similares. También se puede elevar la calidad de las gasolinas mediante el proceso de reformado, éste consiste en aumentar el octanaje de la nafta pesada obtenida en la destilación atmosférica del crudo.

1.2.3 Procesos de acabado.

Este proceso se encarga de afinar los productos antes obtenidos de acuerdo a las especificaciones comerciales requeridas para su venta final. Dentro de esta categoría se encuentra la hidrodesulfuración (HDS), la cual se encarga de la eliminación de contaminantes como lo son compuestos de azufre, mediante tratamiento con hidrógeno.

1.3 Descripción del proceso dentro de una Refinería.

Dentro de la refinería el proceso al cual es sometido el crudo es el siguiente:

El crudo de petróleo se calienta en un horno y se manda a la planta combinada; donde se carga a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, ahí se separa en butanos, gas húmedo y todo el intervalo de gasolinas no estabilizadas, nafta pesada, turbosina, querosina, diesel, gasóleo y residuo atmosférico. El residuo atmosférico se envía a la torre de vacío y se separa en una corriente de gasóleo ligero y pesado, así como residuo de vacío.

El residuo de vacío se craquea térmicamente en un coquizador retardado, para producir gas húmedo, gasolina de coquización, gasóleo ligero, gasóleo pesado y coque. La gasolina de coquización entra como alimentación a la hidrodesulfuradora de naftas de coquer, donde son eliminados compuestos de azufre, nitrógeno, olefinas, diolefinas y sílice; obteniendo gas amargo, nafta ligera que será mandada a la planta de isomerización y nafta pesada que será mandada como carga a la planta reformadora de naftas.

Los gasóleos procedentes de la planta combinada, así como el gasóleo pesado procedente de la planta coquizadora, pasan a la planta “hidrodesulfuradora de gasóleo”, donde son eliminados compuestos de azufre y nitrógeno para posteriormente ser fraccionados; obteniendo gas amargo, nafta amarga, diesel y gasóleos. Los gasóleos procedentes de esta planta se utilizan como alimentaciones para la FCC, dentro de esta unidad se rompen las moléculas pesadas en compuestos que hierven en el intervalo de la gasolina y del destilado combustible, los productos procedentes del craqueo con hidrógeno son compuestos saturados. Los productos insaturados procedentes del craqueo catalítico se saturan y su calidad se mejora mediante reformado catalítico o hidrogenación. De la FCC salen como productos gas húmedo, gasolina catalítica, aceite cíclico ligero, propano/propileno y butano/butileno.

Los butanos procedentes de la FCC entran como alimentación a la MTBE.

El diesel procedente de la planta combinada entra como alimentación a la planta hidrodesulfuradora de diesel; donde son eliminados compuestos de azufre en forma de gas amargo, obteniendo diesel y nafta sin estabilizar.

Las gasolinas procedentes de la planta combinada, de la hidrodesulfuradora de gasóleos y de la hidrodesulfuradora de turbo/quero entran como alimentación a la planta hidrodesulfuradora de naftas, donde son eliminadas impurezas. Ahí mismo se fraccionan, obteniendo como productos gas húmedo, pentanos-hexanos y nafta pesada.

Las diferencias entre las hidrodesulfuradoras dependerán de las condiciones de operación, éstas son más severas cuanto mayor es el peso molecular de la carga, o ésta incluya corrientes generadas en las unidades de conversión. Es por ello que dentro una refinería existen plantas de HDS de alta y baja presión; en las de baja presión (50-60 kg/cm²) se alimentan fracciones vírgenes como lo son: la turbosina, kerosina y diesel. Mientras que en las de alta presión (75-100 kg/cm²) se alimenta, diesel, aceite cíclico ligero, gasóleos ligeros de coquización y diesel amargo de la planta hidrotratadora de gasóleos (Cargas difíciles o refractarias).

Las corrientes de gasolina proveniente de la hidrodesulfuradora de naftas y de la hidrodesulfuradora de nafta de coquer ,se alimentan a un reformador catalítico para mejorar su número de octano. Los productos del reformador catalítico son mezclados para formar gasolinas normales y especiales para la venta, así como LPG.

El gas amargo obtenido de los diferentes fraccionamientos son enviados como alimentación a la endulzadora de gas amargo, donde es tratado mediante aminas (MEA, DEA) para obtener gas dulce que será empleado como gas combustible y como alimentación en la planta de hidrógeno. El gas ácido obtenido en la endulzadora es enviado a la planta de azufre, donde se hace reaccionar con aire para obtener SO₂ y posteriormente S₂.

El gas combustible se quema en los hornos de las refinerías y el butano se mezcla para formar gasolina o LPG. Los hidrocarburos insaturados y el isobutano se mandan a unidades de alquilación para su procesamiento.

La unidad de alquilación utiliza ácido sulfúrico o fluorhídrico como catalizador de la reacción de las oleofinas con el isobutano, para formar isoparafinas que hierven en el intervalo de la gasolina. El alquilado se mezcla con las gasolinas especiales para transporte, por su alto contenido de octanos.

Los destilados medios de la unidad de crudo, del coquizador y de las unidades de craqueo se mezclan con los combustibles diesel, combustibles para reactores y combustibles para calefacción.

En algunas refinerías, el gasóleo pesado de vacío y el crudo reducido procedente del crudo de base nafténica o parafínica, se procesan para la obtención de aceites lubricantes. Después de eliminados los asfáltenos en el desasfaltador con propano, el residuo de vacío se procesa con los gasóleos pesados de vacío en una operación por bloques para producir materia prima de lubricantes.

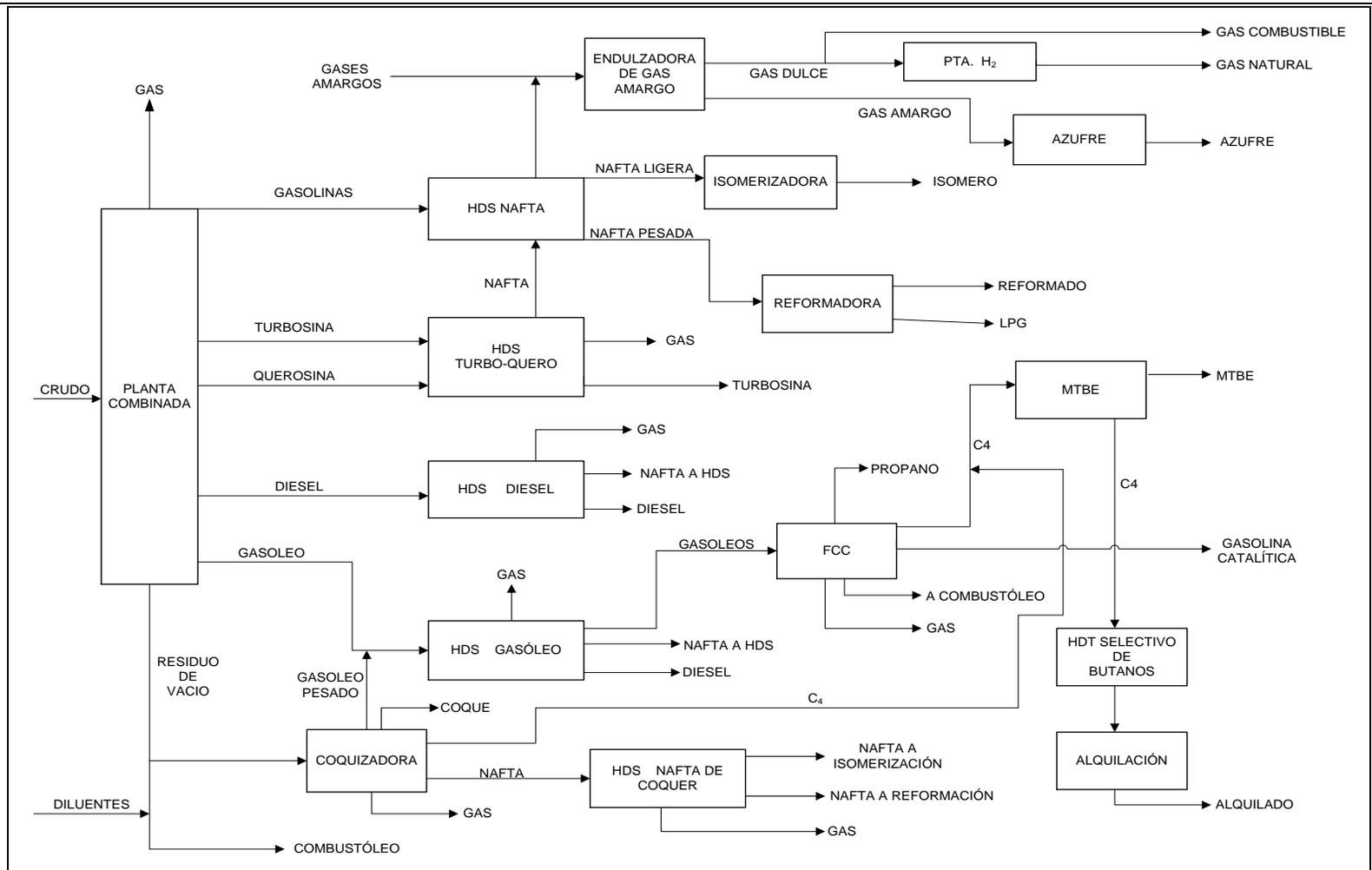


Figura 1: Diagrama de Bloques de una Refinería.

Fuente: 12° Seminario de ahorro de energía, cogeneración y energía renovable. Identificación de mejoras operativas Refinerías. IMP

1.4 Unidades que integran una refinería.

La figura 1 muestra el diagrama de bloques típico de una refinería moderna, indicando las unidades de proceso principales dentro de ella. A continuación son descritas brevemente algunas de ellas.

1.4.1 Unidad combinada.

Esta unidad se compone de dos secciones principalmente: destilación atmosférica y destilación de vacío.

1.4.1.1 Destilación atmosférica

La destilación atmosférica es empleada para realizar el primer fraccionamiento del petróleo crudo, y obtener productos como: gas, nafta, turbosina, querosina, diesel, gasóleo ligero y residuo atmosférico; que se envían a tratamiento, ya sea para su posterior comercialización o carga a otras plantas.(Figura 2)

El proceso consiste básicamente en el calentamiento, desalado y destilación fraccionada del crudo a condiciones de temperatura de 343°C a 382°C y de una presión de 1 kg/cm² man aproximadamente en la corriente de alimentación del fraccionador. El crudo es alimentado a un tren de precalentamiento para intercambiar calor con los productos, y en algunos casos con corrientes calientes de la planta. En un punto intermedio del tren, el crudo se somete a un proceso de desalado, donde se eliminan hasta el 99% de las sales que lleva. Después del precalentamiento, el crudo puede enviarse a una torre despuntadora, para obtener gas combustible como destilado vapor y nafta ligera como destilado líquido.

El crudo despuntado se alimenta a un calentador de fuego directo para alcanzar las condiciones necesarias de fraccionamiento. La destilación de crudo se efectúa en una columna que cuenta con zonas de rectificación y agotamiento; en la zona de rectificación

se extrae gas y nafta del domo; mientras que turbosina, querosina, diesel y gasóleo se obtienen en extracciones laterales.

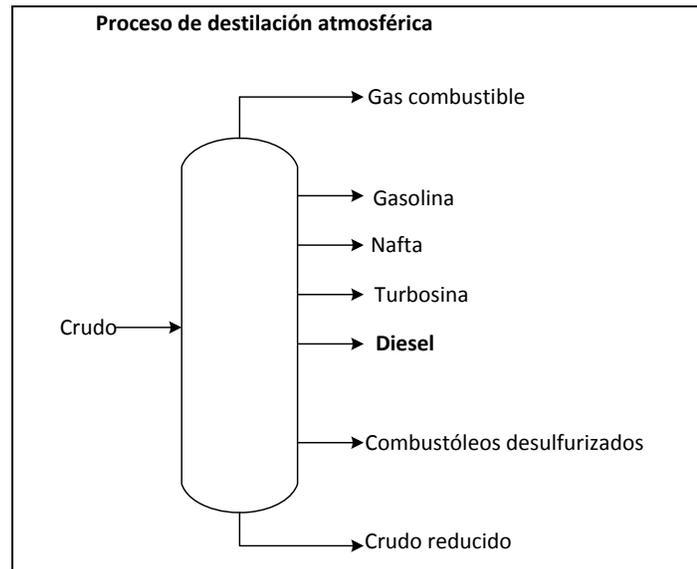


Figura 2: Proceso de destilación atmosférica.

Fuente: *Prospectiva de Petrolíferos 2002 y 2011*, Secretaría de Energía, México, D.F. 2002

1.4.1.2 Destilación al vacío.

Este proceso es utilizado para el fraccionamiento eficiente de crudo reducido, con el objetivo de obtener gasóleos de alto punto de ebullición que no pueden alcanzarse por una destilación a presión atmosférica. A esta unidad es alimentado el residuo atmosférico; obteniendo como productos gasóleo ligero de vacío que es enviado a la unidad de hidrocraqueo, gasóleo pesado de vacío que es enviado a la unidad de desintegración catalítica y residuo de vacío que se envía a la coquizadora.

1.4.2 Unidades de hidrodesulfuración.

La hidrodesulfuración es un proceso en el que se purifican hidrocarburos tales como la nafta, kerosina, turbosina, diesel, gasóleos y otros. Su principal propósito es la eliminación de compuestos de azufre, oxígeno, cloro, nitrógeno y algunos compuestos metálicos contenidos en la corriente de alimentación a la unidad correspondiente, para proteger el equipo de los procesos subsiguientes y cumplir con la regulación ambiental que fija la especificación de los productos terminados. Ver NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005.

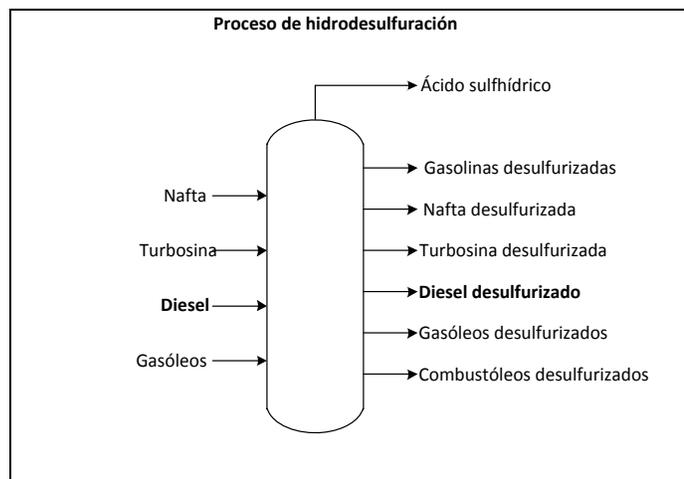


Figura 3: Proceso de hidrodesulfuración.

Fuente: *Prospectiva de Petrolíferos 2002 y 2011*. Secretaría de Energía. México, D.F. 2002

“Los procesos de hidrodesulfuración usan catalizadores en presencia de cantidades sustanciales de hidrógeno, mediante altas presiones y temperaturas, con el fin de promover la reacción del hidrógeno con las impurezas de la carga”. [23]

1.4.3 Unidad de isomerización.

La isomerización es un proceso catalítico donde los hidrocarburos parafínicos de 5 y 6 átomos de carbón, pentano y hexano sufren un re-arreglo molecular. “Consiste en la

reubicación de un radical de la molécula original a una posición “iso” de la molécula resultante, lo cual da a estas últimas diferentes características como lo es el índice de cetano”. [30]

“La función principal de esta unidad es la transformación de las parafinas lineales de bajo índice de octano en isoparafinas de alto índice de octano. Las reacciones de isomerización únicamente cambian la disposición de los átomos de las moléculas, manteniendo por lo tanto su peso molecular.”[23] Este tipo de reacciones ocurren en presencia de catalizador y una atmósfera de hidrógeno; aunque el consumo de hidrógeno es muy bajo.

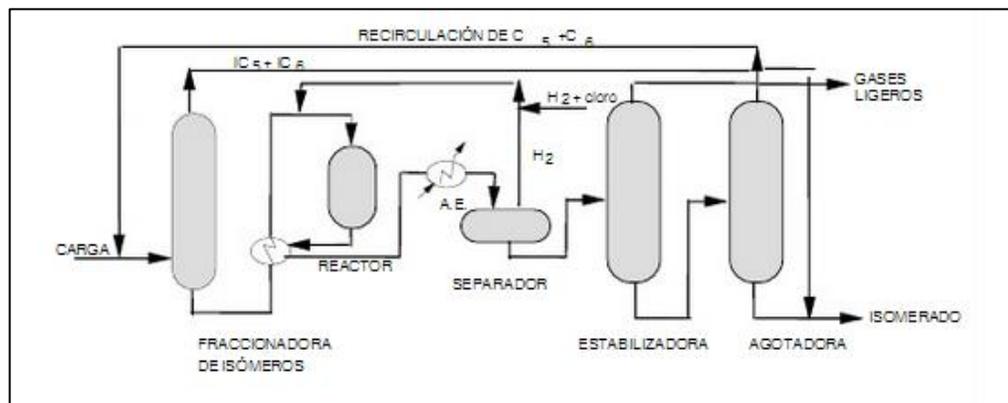


Figura 4: Unidad de isomerización.

Fuente: García Calvo F. *Principios básicos de refinación*. Dirección ejecutiva. IMP. 2004

La alimentación típica a las isomerizadoras son corrientes ricas en naftas ligeras (pentanos y hexanos), pero además iso-pentano e iso-hexano con un índice aproximado de octano de 73.

En la figura anterior (Figura 4), se muestra el esquema de una isomerizadora. El proceso consiste en alimentar la carga una torre fraccionadora; posteriormente los isómeros (iC5+iC6) salen como producto por domos y la mezcla (pentano-hexano) por fondos. La mezcla de pentano-hexano es calentada con el efluente del reactor y con un calentador de fuego directo hasta alcanzar la temperatura adecuada para entrar al reactor; éste contiene un catalizador a base de platino y alúmina clorada para llevar a cabo las reacciones de isomerización con una conversión del 50%.

Saliendo del reactor la mezcla es enfriada para condensar la mayor parte de los hidrocarburos y de esa manera poder separar la corriente rica en hidrógeno en un tanque separador. La fase líquida del separador se alimenta a una torre estabilizadora que separa los gases ligeros por el domo, mientras los isómeros y compuestos que no reaccionaron por el fondo; esta segunda corriente es enviada a la torre agotadora. En la torre agotadora se separa la mezcla de C5+C6 por el domo, para ser mandada nuevamente a la carga de la fraccionadora para reprocesarse; mientras tanto, el resultado de los fondos es mandado como isomerado a la mezcla de gasolinas.

1.4.4 Unidad de desintegración catalítica (FCC).

El proceso de desintegración catalítica consiste en el rompimiento de las moléculas de los gasóleos. Dentro del reactor las moléculas son expuestas al calor en contacto con un catalizador; con el fin de promover las reacciones de desintegración. El objetivo de esta unidad es obtener la mayor cantidad posible de gasolina catalítica de alto octano.

La alimentación normalmente es una mezcla de gasóleos de vacío y gasóleo pesado de la destilación atmosférica, compuesta principalmente de hidrocarburos parafínicos (18 a 32 Carbones)

El proceso básicamente se consiste en precalentar la carga de gasóleos proveniente de la destilación al vacío, intercambiando calor con el residuo catalítico de la misma planta. Posteriormente entran a un reactor mezclándose con el catalizador, los hidrocarburos junto con el catalizador se elevan a través del reactor, empujados por una corriente de vapor que se alimenta al fondo del mismo.

“Las reacciones de desintegración se llevan a cabo dentro del reactor a una temperatura aproximada de 520°C. La mezcla de hidrocarburos producto de la reacción más el catalizador gastado y el vapor, salen del reactor y entran a un conjunto de ciclones donde se separa el catalizador gastado. Éste pasa en seguida a un desgasificador donde se le separan

los hidrocarburos que arrastra el catalizador, utilizando para ello vapor; posteriormente el catalizador gastado fluye al regenerador.” [30]

Los productos de las reacciones de desintegración, salen de los ciclones y enseguida pasan a una torre fraccionadora donde se separan las siguientes corrientes: propano/propileno y butano /butileno; mientras que el gas residual es enviado a la red de combustible.

La corriente de propano/propileno es enviada a una torre fraccionadora, para separar el propano (LPG); el propileno separado es mandado como materia prima para elaborar productos petroquímicos como acrilonitrilo o alcohol isopropílico. Por otro lado, la corriente de butano/butileno es enviada a las plantas de MTBE y alquilación.

Dentro del reactor, el catalizador gastado se encuentra cubierto de carbón; es por ello que se somete a un proceso de combustión para quemar el carbón y dejar libre el catalizador. La combustión del carbón se logra alimentando al regenerador una corriente de aire con un soplador accionado por una turbina de vapor; el calor desprendido sirve para calentar el catalizador y mantener el reactor a una temperatura de 520°C y al regenerador a una temperatura de 745°C.

“Los gases calientes de la combustión (CO₂ y CO) salen del regenerador a través de un banco de ciclones para separar el catalizador y enseguida pasan a un expansor que mueve un generador de corriente eléctrica y posteriormente, pasa a un generador de vapor donde se quema el CO pasando a CO₂, con lo cual se genera vapor que se aprovecha en la refinería. Finalmente, los gases se envían a la atmósfera a través de una chimenea.” [30]

1.4.5 Unidad reformadora de naftas.

Este proceso tiene como finalidad la obtención de gasolinas de alto número de octano, gas combustible y producción de aromáticos (benceno, tolueno y xileno); además produce como subproducto H₂, el cual es empleado en otros procesos como la hidrodesulfuración. (Figura 5)

En este proceso las moléculas hidrocarbonadas no se rompen, si no que su estructura se reacomoda, es decir, las cadenas lineales se convierten en compuestos de ciclicos. Las reacciones que se dan en el reformado son: deshidrogenación de naftenos y aromáticos, deshidrociclación de parafinas a aromáticas, isomerización y el craqueo con hidrógeno.

La alimentación a esta unidad consiste en nafta pesada de bajo octanaje (nafta proveniente de la hidrodesulfuradora de naftas), debido a que las reacciones de ciclación e isomerización son propiciadas al tener mayor átomos de carbono.

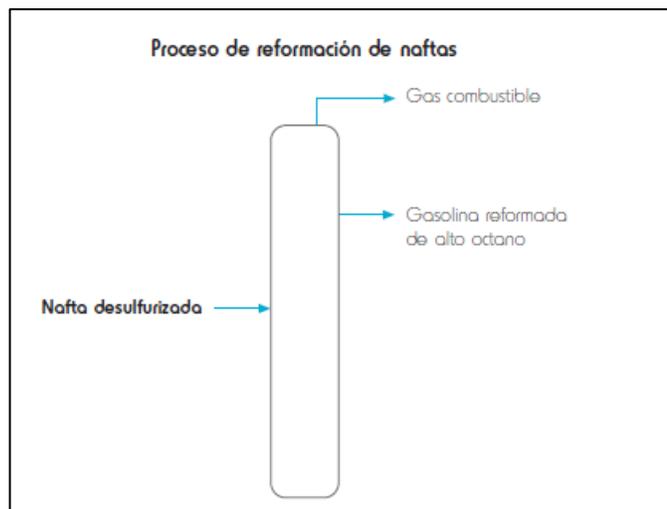


Figura 5: Proceso de Reformación de Naftas.

Fuente: *Prospectiva de Petroliferos 2002 y 2011*, Secretaría de Energía, México, D.F. 2002

Dentro del proceso, la carga es mezclada con la corriente de hidrógeno de recirculación; posteriormente se precalienta con el efluente del reactor y así ingresar a la primera celda del calentador de carga, donde se obtiene una temperatura adecuada para la reacción.

De aquí pasa al sistema de reactores, donde se producen las reacciones de isomerización, deshidrociclización, aromatización y desintegración; dado que estas reacciones son endotérmicas, es necesaria una etapa de calentamiento antes de cada reactor, para lo que son empleadas las celdas correspondientes del calentador de carga.

El efluente del último reactor se enfría y pasa al separador de hidrógeno de recirculación, donde la fase vapor se divide en una corriente de hidrógeno re-circulante y una de hidrógeno producto; la fase líquida se envía a la torre de estabilización, donde se obtiene un destilado vapor (hidrógeno e hidrocarburos ligeros), un destilado líquido (propano y butanos) y un producto de fondo, constituido por la nafta reformada y estabilizada.

1.4.6 Unidad TAME y MTBE

El MTBE (metil terciario butil éter) y TAME (teramil metil éter) son compuestos oxigenados elaborados a partir de olefinas y metanol. Estos oxigenantes se utilizan como un aditivo en las mezclas de gasolinas (sustituyendo corrientes de olefinas) para incrementar el octanaje, disminuir el contenido de olefinas y disminuir la presión de vapor.

1.4.6.1 Proceso MTBE. [30]

La corriente de butanos proveniente de la planta catalítica, es mezclada con una corriente de metanol, la mezcla es controlada y enviada a un reactor que contiene un catalizador hecho de resina de intercambio iónico.

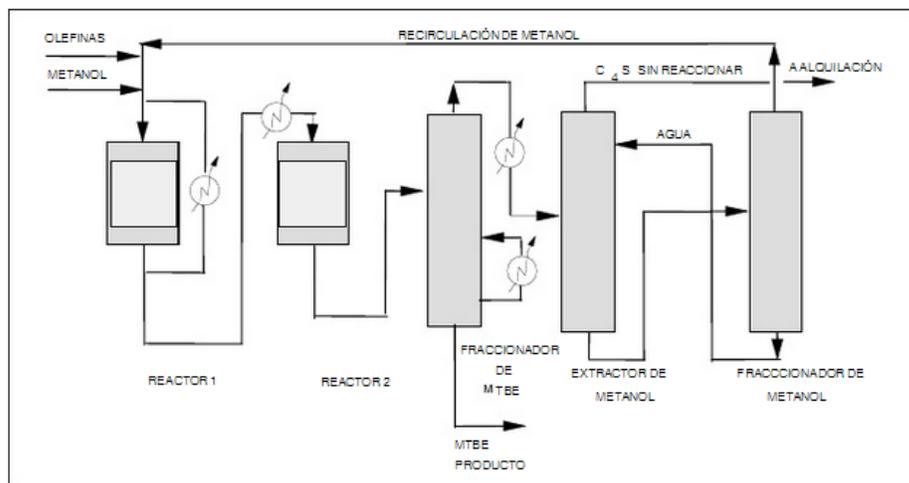


Figura 6: DFP de una planta MTBE

Fuente: García Calvo F. *Principios básicos de refinación*. Dirección ejecutiva. IMP. 2004

El isobutileno contenido en la mezcla de butanos, reacciona con el metanol para formar el MTBE, la reacción genera calor, calentando la masa reaccionante, el efluente del reactor es dividido en dos corrientes, una es enfriada y recirculada a la alimentación; de esta forma, la elevación de temperatura en el reactor es controlada, la otra parte es enfriada y enviada a un segundo reactor para completar la reacción.

El efluente del segundo reactor pasa a una torre fraccionadora donde el MTBE producido es removido por el fondo y una corriente que contiene metanol y butano sin reaccionar sale por la parte superior, esta corriente es alimentada enseguida a una torre de lavado de metanol, donde éste es extraído con agua a contracorriente. La corriente de butano sin reaccionar, sale por el domo de esta torre hacia la planta de alquilación, la mezcla de metanol más agua es alimentada a una torre fraccionadora de metanol, en donde por la parte superior se obtiene el metanol que no reaccionó, el cual es recirculado a la alimentación, la corriente de agua es removida por el fondo y regresada a la torre de lavado de metanol.

1.4.6.2 Proceso TAME. [30]

Este proceso es muy parecido al MTBE, aquí la corriente de nafta ligera que se obtiene en las plantas catalíticas fluidas, pasa inicialmente por una torre despentanizadora de donde se obtiene por la parte superior una corriente rica en amilenos (olefinas terciarias de cinco átomos de carbón), la cual se envía como carga a la planta TAME y por el fondo de la torre se extrae una corriente de nafta despentanizada que se envía a mezclas de gasolina.

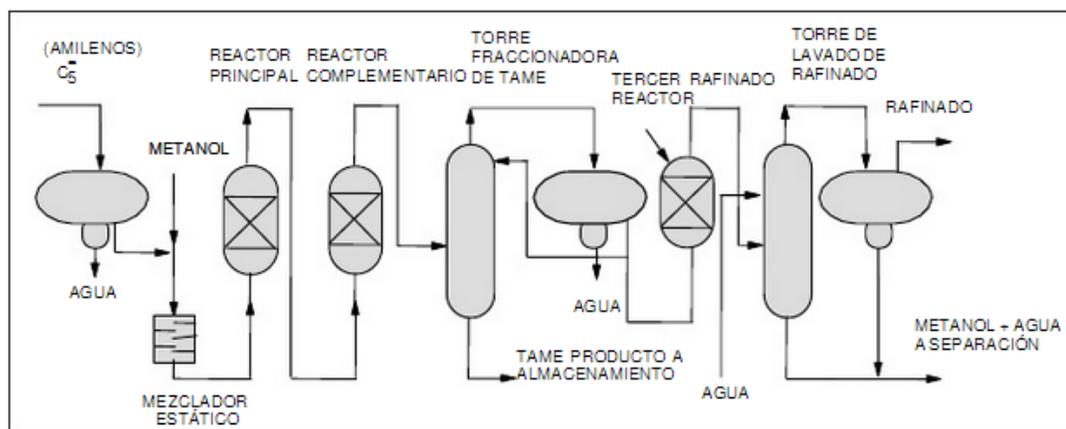


Figura 7: DFP de la Planta TAME.

Fuente: García Calvo F. *Principios básicos de refinación*. Dirección ejecutiva. IMP. 2004

1.4.7 Unidad de hidrocraqueo.

El hidrocraqueo es un proceso en dos fases que combina el craqueo catalítico y la hidrogenación; en este proceso el gasóleo proveniente de la unidad de vacío se descompone en productos de mayor valor añadido. En comparación con el craqueo catalítico, el hidrocraqueo tiene la ventaja de procesar cargas con alto contenido de azufre (sin desulfuración previa); obteniendo como producto gasóleo.

1.4.8 Unidad de coquización retardada. [23]

“La coquización retardada es un proceso de conversión severa, principalmente es empleado para reducir los excedentes de fuelóleo pesado de bajo valor, transformándolo en carburantes de automoción. Mediante este proceso el hidrógeno de la molécula del hidrocarburo se reduce de forma tan completa que el residuo es una forma de carbono casi puro, denominado coque.”

Esta unidad se alimenta de residuo de vacío, el cual entra a los fondos de una columna fraccionadora por debajo de la sección cubierta de la torre y posteriormente fluyen hacia el

tren de calentadores donde es calentado hasta la temperatura deseada; el líquido es convertido en coque y los vapores en hidrocarburos ligeros en los tambores de coquización. Los vapores generados se dirigen al domo del tambor de coquización y fluyen a la columna fraccionadora entrando por debajo de esta. En la columna fraccionadora se realizan las extracciones de los diferentes cortes para obtener gas de refinería, LPG, nafta y gasóleos combinados.

Por otra parte en los tambores de coquización se llevan a cabo operaciones de apagado y vaporizado, generándose durante esta etapa vapores y aceite agotado.

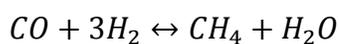
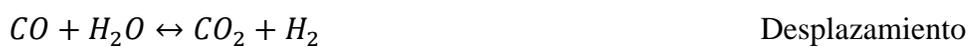
1.4.9 Unidad productora de hidrógeno.

Dentro de la Refinería es necesario el empleo de H₂ de alta pureza, adicional al obtenido en procesos como subproducto (Reformadora de Naftas). Es por ello que esta unidad tiene como objetivo la producción de hidrógeno, con el fin de satisfacer la demanda en procesos como la hidrodeshulfuración e hidrocrackeo

El hidrógeno puede ser producido a partir de los siguientes procesos:

- Reformado con vapor de fracciones ligeras o gas natural
- Oxidación parcial para gasificación de fracciones pesadas

Dentro del primer proceso ocurren las siguientes reacciones:



El reformado de vapor convencional produce una corriente de hidrógeno de pureza de 97-98% en volumen.

La alimentación a la planta de hidrógeno consiste en hidrocarburos comprendidos entre gas natural y residuo pesado y coque; aunque es recomendable que se empleen aquellas que son ligeras, saturadas y con bajo contenido de azufre.

El proceso se basa en el reformado de hidrocarburos ligeros por vapor de agua para producir gas de síntesis. Posteriormente, en el reactor catalítico de desplazamiento, el monóxido de carbono se oxida en dióxido, produciendo hidrógeno adicional.

1.5 Definición de Diesel.

El diesel es un combustible hidrocarburo derivado de la destilación atmosférica del crudo. Se obtiene de una mezcla compleja de hidrocarburos parafínicos, oleofínicos, nafténicos y aromáticos, mediante el procesamiento del petróleo. Es un líquido insoluble en agua, de olor a petróleo. En una primera clasificación, pertenece a los destilados intermedios.

Tabla 3: Cortes usuales en la destilación primaria.

Destilados ligeros	Destilados intermedios	Destilados pesados	Residuales
Éter de petróleo Gasolinas Kerosenes Solventes de varsol Aguarrás mineral Otros disolventes	Diesel #4 Diesel #2 Fuel Oil # 5 Lubricantes ligeros Aceites de flotación Wash-Oil	Lubricantes pesados Wash-Oil Aceites de flotación	Fuel Oil #6 Asfaltos Vaselinas Parafinas Coque de petróleo

Fuente: Otto M. Leidinger. "Procesos industriales", Perú. Fondo Editorial de la pontifica Universidad Católica del Perú.(1997)

Su uso está orientado al energético en el parque vehicular equipado con motores diseñados para combustible diesel, tales como camiones de carga de servicio ligero y pesado, autobuses de servicio urbano y de transporte foráneo, locomotoras, embarcaciones, maquinaria agrícola, industrial y de la construcción (trascabos, grúas, tractores, aplanadoras, entre otros). Se consume principalmente en máquinas de combustión interna de alto aprovechamiento de energía, con elevado rendimiento y eficiencia mecánica

Desde 1986, Pemex Refinación ha venido elevando la calidad del diesel, reduciendo gradualmente los niveles de azufre hasta llegar en la actualidad a un contenido máximo de 15ppm peso para Diesel, con un contenido de aromáticos de 30 %vol y con un índice de cetano de 48 min; con lo cual se han igualado las especificaciones del diesel con California y Suecia. Dado que un alto contenido de aromáticos y contaminantes implica una baja calidad del diesel se han introducido estándares que rigen las especificaciones de los combustibles. A partir de lo establecido en el Diario Oficial, el Diesel debe de cumplir con ciertas propiedades; según datos de la Norma Oficial Mexicana NOM-086-

SEMARNAT-SENER-SCFI-2005, las Especificaciones de los combustibles fósiles para la protección ambiental deben de ser los siguientes.

Tabla 4: Especificaciones del Diesel *(0)

Propiedad	Unidad	Método de prueba	PEMEX Diesel	Diesel
Temperaturas de destilación	°C			
T inicial de ebullición			informar	-
el 10 % destila a		Destilación de productos de petróleo (ASTM 086-05)	275 máximo	Informar
el 50% destila a			informar	-
el 90% destila a			345 máximo	350 máximo
T final de ebullición			informar	-
Temperatura de inflamación	°C	Temperatura de inflamabilidad : Prueba Pensky-Martens de copa cerrada (ASTM 093-02)	45 mínimo	60 mínimo
Número de cetano	-	Número de cetano del diésel (ASTM 0613 - 05)	48 mínimo	40 mínimo
Índice de cetano		Cálculo del índice de cetano de combustibles destilados (ASTM 0976-04be1)	48 mínimo	-
Color		Color de productos del petróleo/visual (ASTM- D1500-4)	2.5 máximo	Morado
Contenido de aromáticos	% vol	Tipos de hidrocarburos en productos líquidos de petróleo por absorción de indicador fluorescente (ASTM D 1319-03)	30 máximo	-
Azufre total	ppm peso	Determinación de azufre en productos de petróleo por espectroscopia de rayos X de fluorescencia por dispersión de energía. ASTM D 4294-03) Determinación de azufre total en hidrocarburos ligeros (ASTM D 5453 -05)	500 máximo Zona fronteriza Nte.* Enero 2007 : 15 máx ZMVM,ZMG, ZMM Enero 2009: 15 máximo Resto del país Septiembre 2009: 15 máximo	500 máximo

*(0) Las aplicaciones aplican a centros de distribución.

Fuente: Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005

1.6 Definición de Nafta

Nombre dado en la antigüedad al petróleo crudo, al petróleo refinado y en general a los hidrocarburos fósiles. Actualmente en la industria petrolera se da el nombre a los productos del petróleo refinado, particularmente refinados o no refinados, así como a los productos líquidos del gas natural, cuyo rango de destilación comprende de los 30°C a los 232 °C.

En la destilación atmosférica del crudo, la fracción considerada en este rango comprende la gasolina primaria la cual es estabilizada, hidrodesulfurada y después de estos procesos sirve como carga a las plantas reformadoras de nafta; con el objetivo principal de incrementar su octanaje, utilizándose como componente básico de las gasolinas comerciales.

Existen clasificaciones de gasolinas en las que la fracción comprendida en el rango indicado, se dividen en la siguiente forma.

- Gasolina ligera (Rango de 32°C a 105°C).
- Naftas (Rango de 105°C a 157°C).
- Turbosina (Rango de 157°C a 232°C).

La Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005 nos proporciona las propiedades generales de la Gasolina. (Tabla 5).

Es conveniente distinguir la designación de nafta refinada a las mezclas de hidrocarburos ligeros destinados para algún uso que requiera buen olor, tal como lavado en seco, fabricación de barnices, jabón, etc.

A partir de lo establecido en el Diario Oficial, la Nafta debe de cumplir con ciertas propiedades. En la siguiente tabla se pueden apreciar algunas de ellas.

Tabla 5: Especificaciones de la Gasolina *(0).

Propiedad	Nombre del producto		PEMEX Premium	PEMEX Magna
	Unidad	Método de prueba		
Color		Visual	Informar *(2)	Rojo * (3)
Número de octano (RON)		Número de octano Research de combustible para motores de encendido de chispa (ASTM D 2699-04a)	95 mínimo	Informar
Número de octano (MON)		Número de octano Research de combustible para motores de encendido de chispa (ASTM D 2700-04a)	Informar	82 mínimo
Índice de octano (RON+MON)/2		ASTM D 2699-04a / ASTM D 2700-04a	92 mínimo	87 mínimo
Azufre total	ppm peso	Determinación de azufre en productos de petróleo por espectroscopia de rayos X de fluorescencia por dispersión de energía. ASTM D 4294-03) Determinación de azufre total en hidrocarburos ligeros (ASTM D 5453 -05)	250 promedio máximo 2006: promedio/ máximo	300 promedio máximo ZMVM,ZMG ,ZMM Octubre 2008: 30 Resto del país *(1) Enero 2009 : 30 promedio / 80 máximo

* (0) Las aplicaciones aplican a centros de distribución

*(1) Para esta Tabla se considera el Resto del País toda la extensión del Territorio Nacional excluyendo las Zonas Metropolitanas del Valle de México, Guadalajara y Monterrey.

*(2) No se agrega anilina ni otro colorante a gasolina PEMEX Premium.

*(3) El color rojo de la gasolina, logrado con 2 mg de anilina por cada litro de gasolina.

Fuente: Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005.

CAPÍTULO 2. Hidrotratamiento de Diesel en el Marco de la Refinería

2.1 Hidrotratamiento

El hidrotratamiento se refiere a una variedad de procesos de hidrogenación que se encarga de la hidrogenación de aromáticos (AH), la remoción de azufre (hidrodesulfuración HDS), nitrógeno (hidrodenitrificación HDN), oxígeno (desoxidación HDO) y metales (hidrodesmetalización HDM) de las diferentes corrientes de la refinería. El principal propósito del hidrotratamiento es disminuir las emisiones contaminantes de azufre a la atmósfera, mejorar la calidad del combustible, evitar la corrosión del equipo que existe en la refinería y evitar el envenenamiento de los catalizadores.

2.2 Hidrodesulfuración

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para eliminar los compuestos de azufre, oxígeno, cloro, nitrógeno y algunos compuestos metálicos, así como saturación de olefinas y aromáticos; con el objetivo de aumentar la calidad de los productos a tratarse (hidrocarburos), como pueden ser gasolinas, diesel, combustibles, turbinas, lubricantes y LPG.

Este proceso es uno de los más versátiles, con gran flexibilidad de operación en cuanto a cargas de alimentación y de productos; siendo que las cargas de alimentación van desde nafta ligera hasta residuos.

Es por ello que resulta económicamente viable para la desulfuración de las principales fracciones de destilados que se obtienen en una refinería.

Existen “30 procesos de tratamiento con hidrógeno disponibles” [15], de los cuales la mayoría tienen la misma base. (Ilustración 11). Cada proceso cuenta con diferentes secciones: de carga, de reacción, de fraccionamiento, de compresión de hidrógeno de reposición y de tratamiento y regeneración de amina.

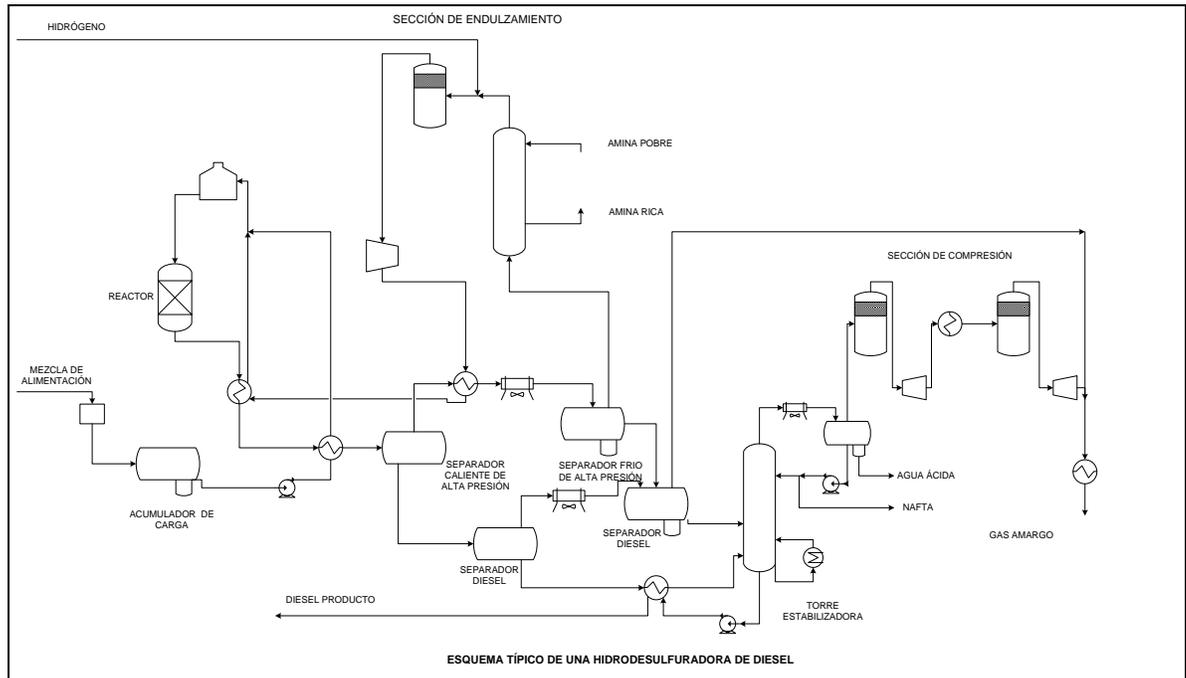


Figura 8: Esquema típico de una Hidrodesulfuradora.

Como se puede observar en la figura anterior, el proceso de hidrodesulfuración puede ser descrito de la siguiente manera:

“La carga líquida se mezcla con gas rico en hidrógeno antes o después de precalentarse a la temperatura adecuada de entrada al reactor. La mayoría de reacciones de tratamiento con hidrógeno se llevan a cabo por debajo de los 425°C para minimizar el craqueo, así que el alimento se calienta generalmente a temperaturas entre 260°C y 425°C. El aceite de alimento combinado con el gas rico en hidrógeno entra por la parte superior del reactor de lecho fijo. El hidrógeno, en presencia del catalizador de óxidos metálicos (Mo_2O_3 , NiO ,

Co₂O₃), reacciona con el aceite para producir sulfuro de hidrógeno, amoníaco, hidrocarburos saturados y metales libres”. [15]

Los metales permanecen en la superficie del catalizador, mientras que los otros productos abandonan el reactor con la corriente de hidrógeno-aceite. El efluente del reactor se enfría antes de entrar en el separador caliente de alta presión; mientras que a su vez es empleado para precalentar la carga de alimentación “mezcla de diesel”, así como el hidrógeno justo antes de ser mezclados y alimentados al reactor. El separador caliente de alta presión se encarga de separar los hidrocarburos incondensables, mandándolos al separador frío de alta presión ; el cual tiene como objetivo separar el aceite del gas rico en hidrógeno, así como eliminar el agua amarga contenida en la mezcla.

Los efluentes líquidos provenientes de los tanques de alta presión, serán mandados a los separadores diesel para hacer una primera separación; posteriormente entran como alimentación a la torre estabilizadora. Dentro de la torre estabilizadora se obtendrán como productos nafta sin estabilizar, diesel de ultra bajo azufre y gas amargo. El diesel será enfriado, al intercambiar calor con la alimentación de la torre estabilizadora.

El gas amargo proveniente del separador frío de alta presión es mandado a regeneración en tratamiento con aminas, posteriormente es mezclado con el hidrogeno y recirculado al reactor.

2.3 Tipos de Hidrodesulfuradoras.

Dentro de una refinería existen varias unidades de hidrodesulfuración, debido a que diferentes fracciones de petróleo pueden ser sometidas a este proceso, esto va a depender del tipo de carga, las características de la unidad y el nivel de contaminantes (Figura 9).

Todas las unidades cuentan con el mismo principio, aunque las aplicaciones y condiciones de operación son variadas. A continuación se describen las aplicaciones de algunas unidades.

- La HDS de naftas :
 - Busca la eliminación de compuestos de azufre contenido en la nafta para mejorar la calidad del producto en cuanto a olor, estabilidad al almacenamiento, susceptibilidad al plomo y para evitar problemas de corrosión causados por el azufre en equipos, así como disminuir la contaminación ambiental al utilizarse en motores de combustión interna.
 - Prepara la nafta de carga a plantas reformadoras mediante la eliminación por hidrotratamiento de los compuestos sulfurados, nitrogenados, oleofínicos y oxigenados que actúan como veneno para el catalizador de reformación.
- La HDS de diesel busca reducir el contenido de compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno, cloro y algunos compuestos metálicos. Además de saturar olefinas de fracciones del petróleo, mejorando características tales como olor y estabilidad de almacenamiento, disminuyendo su potencial corrosivo.
- La HDS de gasóleo tiene como objetivo obtener combustibles de bajo contenido azufre y nitrógeno en la alimentación a la FCC.
- El hidrotratamiento de kerosinas-gasóleos busca mejorar el índice de cetanos y cumplir con normas ambientales, obteniendo diesel de alto grado.
- El residuo atmosférico y el gasóleo de vacío es hidrotratado para obtener combustibles de bajo azufre y la alimentación de la FCC; donde son convertidos

en fracciones ligeras como aceite cíclico ligero, nafta ligera y nafta pesada.

- El residuo de vacío es hidrotratado para obtener combustibles de bajo azufre.

2.4 Alimentaciones típicas a una hidrodesulfuradora

Las alimentaciones dependen de las diferentes fracciones, es decir, del producto a tratar. En la figura 9 se pueden observar las unidades de hidrodesulfuración y con ello lo siguiente:

- La alimentación para una planta hidrodesulfuradora de diesel consiste en una mezcla formada por diesel primario procedente de las plantas combinadas, aceite cíclico ligero procedente de las plantas catalíticas, gasóleo ligero de la planta coquizadora y diesel de la planta hidrodesulfuradora de gasóleo. (Figura 9)
- La alimentación para una planta hidrodesulfuradora de naftas consiste en una mezcla formada por la nafta proveniente de la planta combinada, la nafta proveniente de las plantas hidrodesulfuradoras de turbo-queró, diésel y gasóleo, la nafta proveniente de la unidad coquizadora, así como la gasolina catalítica proveniente de la planta catalítica.
- La alimentación para una planta hidrodesulfuradora de turbo-queró, consiste en la mezcla de las líneas de turbosina y querosina provenientes de la unidad combinada.
- La alimentación para una planta hidrodesulfuradora de gasóleo está conformada por el gasóleo proveniente de la planta combinada y el gasóleo proveniente de la planta coquizadora.

Todas las plantas hidrodesulfuradoras consumen hidrógeno, el cual puede provenir de las reformadoras o la unidad productora de hidrógeno.

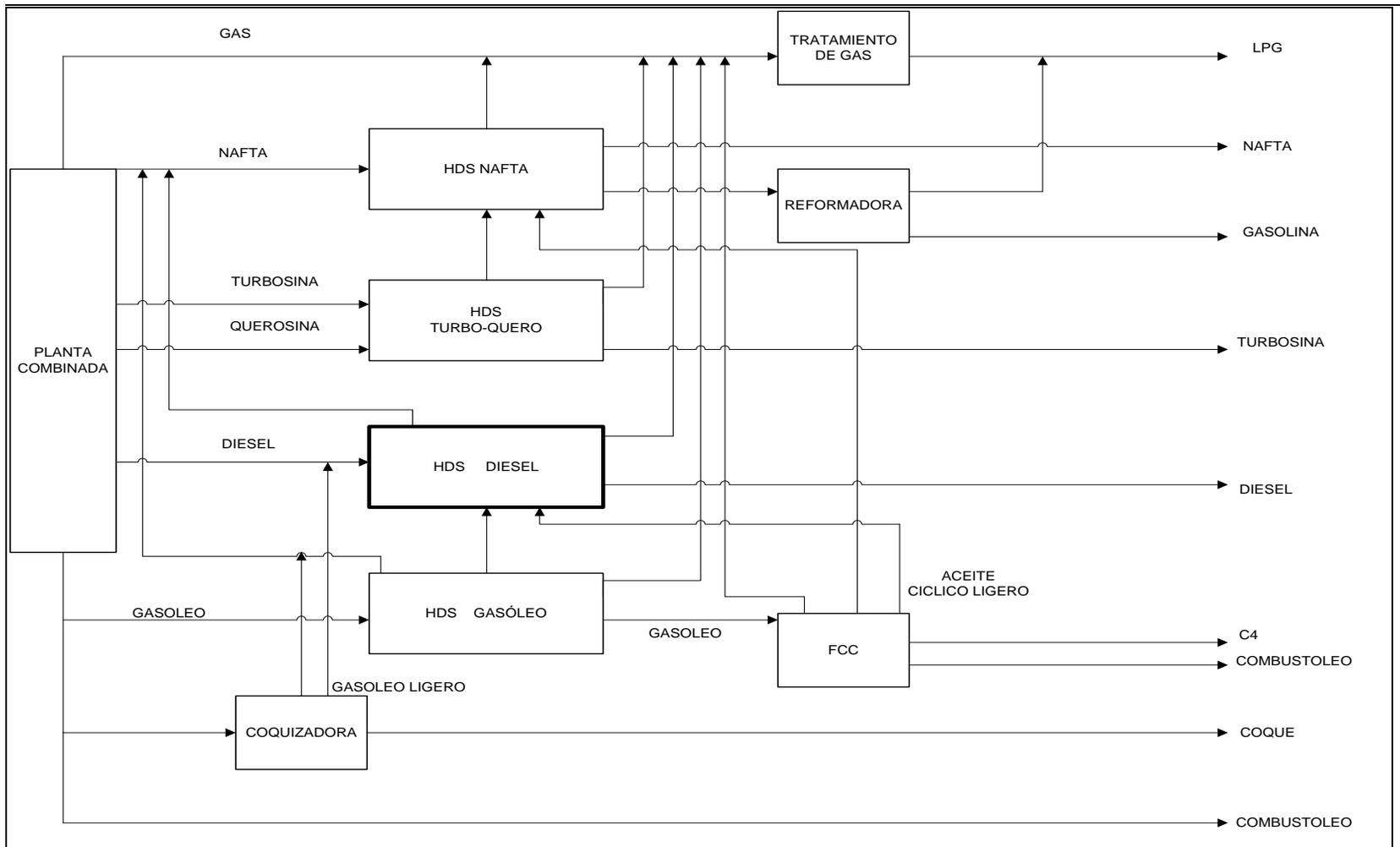


Figura 9: Unidades de Hidrodesulfuración.

2.5 Química del proceso de hidrotratamiento.

La reacción principal en el hidrotratamiento es la hidrodeshulfuración, pero pueden tener lugar muchas otras reacciones, dependiendo de los componentes de la carga y el grado de rigor de operación.

2.5.1 Compuestos presentes en la carga.

La carga de alimentación a una planta hidrodeshulfuradora es una mezcla de varios compuestos orgánicos, la mayoría son hidrocarburos, así como diferentes cantidades de compuestos de azufre, nitrógeno, oxígeno y compuestos órgano-metálicos; siendo el azufre el más abundante.

La cantidad de compuestos se encuentran distribuidos dependiendo de los rangos de ebullición, es decir, la cantidad de contaminantes incrementa con el incremento de punto de ebullición. También se pueden encontrar compuestos de vanadio y níquel en las fracciones más pesadas, como lo son los residuos atmosféricos y de vacío.

Los compuestos de azufre presentes en el petróleo son generalmente clasificados en dos tipos: de lineales y cíclicos. El primero comprende los tioles, sulfuros y disulfuros; mientras que los cíclicos están principalmente compuestos por anillos aromáticos, por ejemplo: tiofeno, benzotiofeno, dibenzotiofeno, entre otros. Este tipo de compuestos refractarios son muy corrosivos y de difícil remoción.

Algunos compuestos de nitrógeno presentes en las fracciones de crudo son la anilina, piridina, quinolina, indol, carbazol, acridina y pirrol; por lo que se encuentran en mayor proporción los compuestos cíclicos de nitrógeno, es por ello que tiene mayor grado de dificultad la desnitrógenación.

Las concentraciones de compuestos de oxígeno son bajas en comparación con los compuestos de azufre y nitrógeno; el oxígeno se puede encontrar en forma de compuestos

fenólicos y peróxidos; también se encuentra disuelto o contenido en compuestos heterocíclicos de azufre o nitrógeno. En la siguiente figura se pueden observar algunas moléculas de azufre y nitrógeno contenidas en el petróleo.

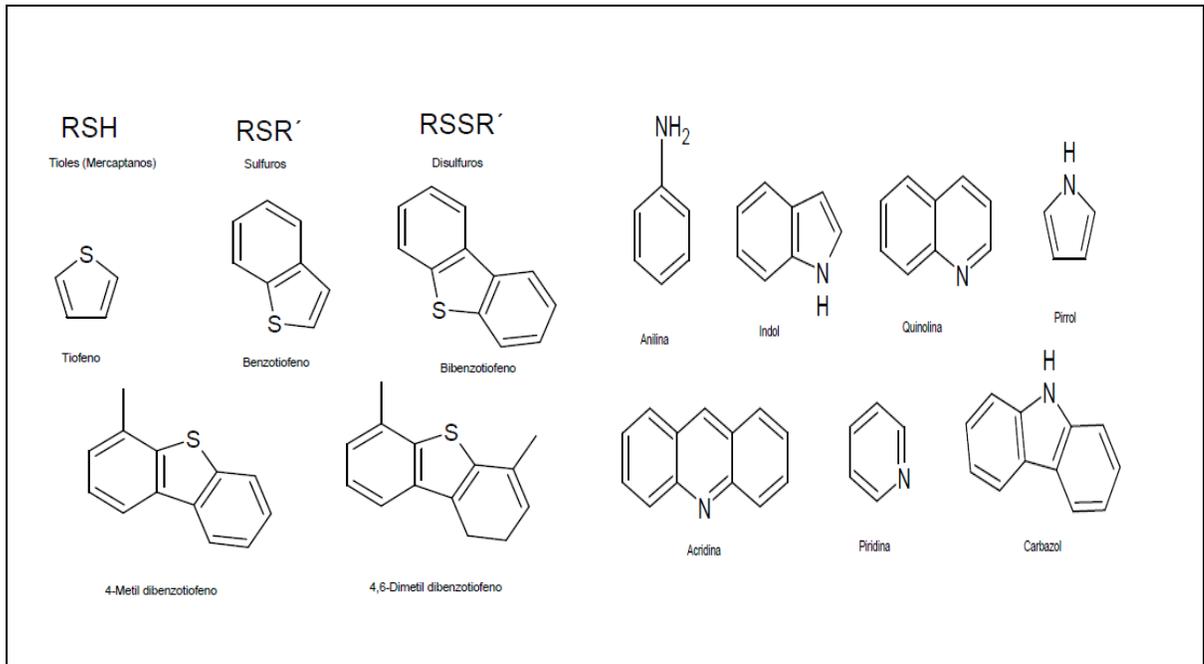


Figura 10: Moléculas de azufre y nitrógeno contenidas en el crudo.

2.5.2 Compuestos presentes en la carga de una hidrodesulfuradora de Diesel.

Dado que la alimentación consiste en una mezcla diferentes corrientes (como se observa anteriormente); el azufre, nitrógeno y aromáticos son característicos de la HDS de diesel. Los destilados intermedios contienen diferentes compuestos de azufre, incluyendo mercaptanos, sulfuros, tiofenos y componentes azufrados aromáticos.

Debido a que la carga de alimentación contiene cantidades significativas de producto craqueado (aceite cíclico ligero proveniente de la FCC); se tiene una alta concentración de componentes de azufre aromáticos, como los dibenzotiofenos que son difíciles de remover en niveles ultra bajos de azufre.

Normalmente la mayor cantidad de nitrógeno se encuentra contenido en el Gasóleo ligero proveniente de la coquizadora y del aceite cíclico ligero proveniente de la FCC. El contenido de nitrógeno tiene un impacto significativo en los requerimientos de operación; por lo que el N es removido al mismo nivel del azufre, buscando llegar a niveles ultra bajos.

Además de estos contaminantes, existe una gran variedad de especies aromáticas, las cuales pueden ser catalogadas en los siguientes grupos: monoaromáticas (contienen un anillo aromático), diaromáticas (contienen dos anillos aromáticos) y triaromáticas (contiene tres anillos aromáticos). Los compuestos policíclicos con tres anillos o más, no son normalmente encontrados en los destilados intermedios.

2.5.3 Química del proceso

Las reacciones características en una hidrosulfuradora son mostradas en la siguiente figura. (En las formulas químicas la letra R corresponde a las cadenas de hidrocarburos “carbón-hidrógeno” solamente).

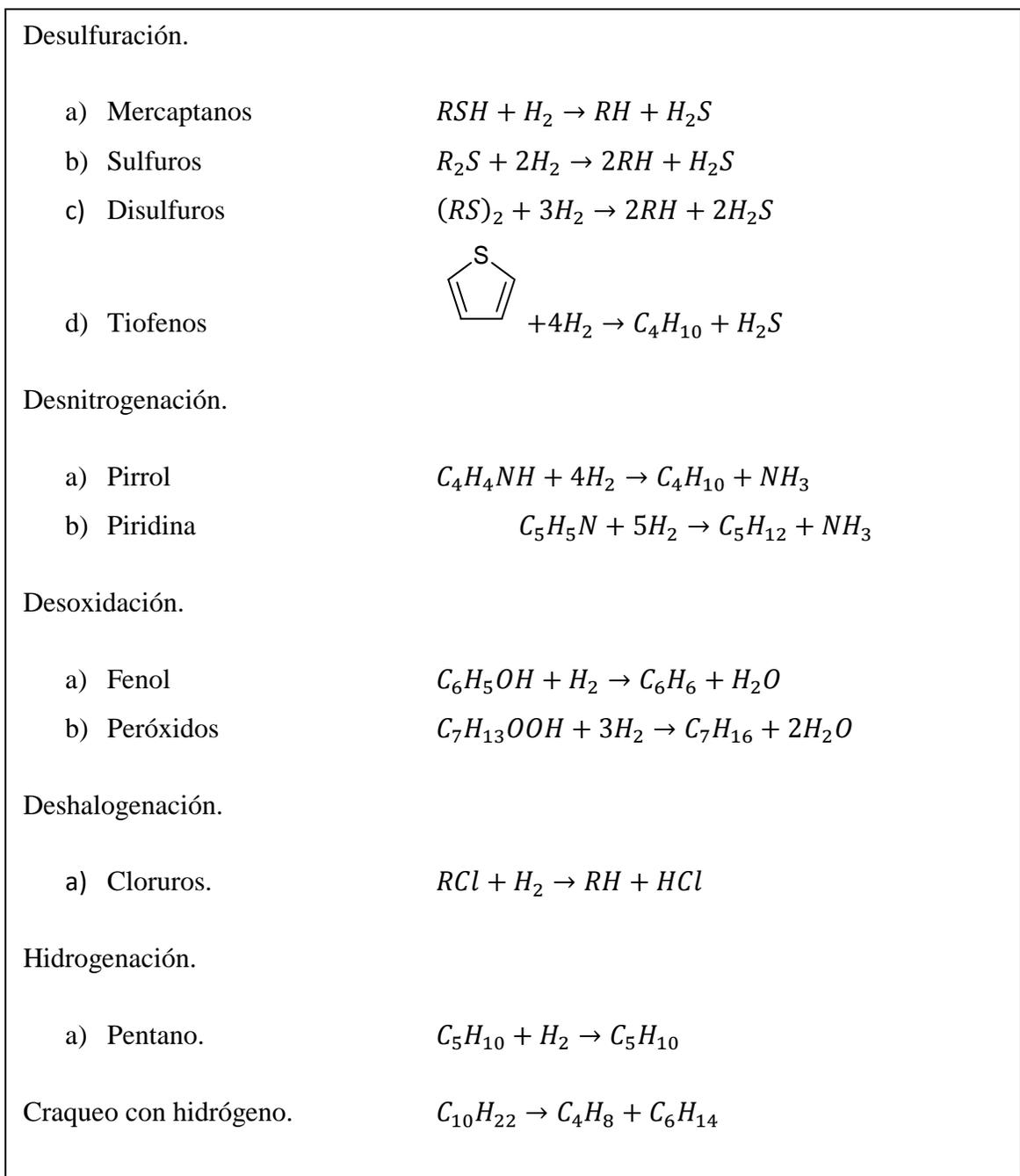


Figura 11: Reacciones características en una hidrodesulfuradora.

Fuente: Gary J.H.; Handwerk G.E. *Refino del petróleo*. España Ed. Reverte.1980

Las reacciones de hidrotratamiento de diesel ocurren en presencia de un catalizador oxidometálico que produce sulfuro de hidrógeno, amoníaco y satura los hidrocarburos como productos principales. Las tres reacciones principales de los componentes de diesel para el hidrotratamiento son: hidrodesulfuración, hidrogenación e hidrogenación de aromáticos.

2.5.3.1 Reacciones de desulfuración.

En el corte de Diesel la presencia de azufre viene dada en la forma de mercaptanos, disulfuros y compuestos tiofénicos; dependiendo del tipo de compuesto será la facilidad de la desulfuración, es decir, los compuestos de bajo punto de ebullición se desulfuran más fácilmente que los compuestos de alto punto de ebullición. La dificultad de eliminación de azufre aumenta en el orden de parafinas, naftenos y aromáticos.

En forma general las reacciones se comportan de la siguiente forma:

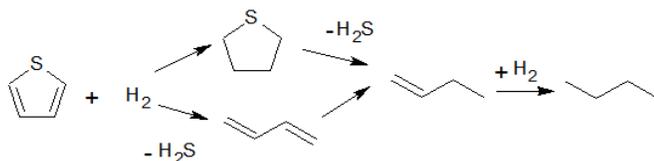
- Requieren un consumo de H_2 , el cual será más elevado si la alimentación es rica en compuestos de tiofeno y dependerá del grado de desulfuración deseado.
- Se produce H_2S como producto secundario.
- Son exotérmicas.
- Son reacciones rápidas, excepto la desulfuración de compuestos tiofénicos.
- Los cortes pesados contienen mayor cantidad de tiofenos, por lo que, son más difíciles y se comportan más exotérmicamente.

El grado de dificultad para remover azufre del hidrocarburo es el siguiente:

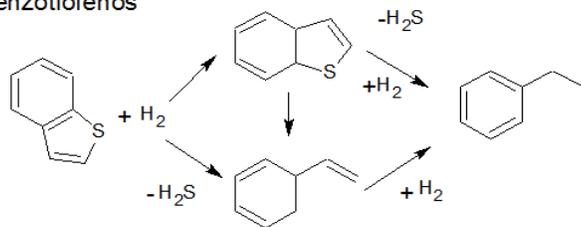
Mercaptanos < Sulfuros < Disulfuros < Tiofenos < Benzotiofenos < Dibenzotiofenos

La hidrodesulfuración normal solo absorbe tiofenos y benzotiofenos, no logrando absorber los compuestos más difíciles. Para obtener el grado de desulfuración ultra bajo, es necesario remover el azufre de los compuestos de alto peso molecular, los cuales son el 4-Metildibenzotiofeno y el 4,6-Dimetilbenzotiofeno.

Tiofenos



Benzotiofenos

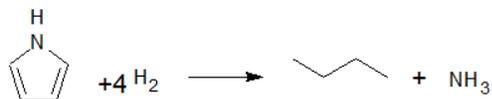


2.5.3.2 Reacciones de desnitrógenación.

Los compuestos presentes en el diesel principalmente son aminas y piridinas; la eliminación de nitrógeno requiere condiciones de operación más energéticas que las de desulfuración.

Este tipo de reacciones se caracteriza por requerir un consumo mayor de H_2 , en comparación con la hidrosulfuración y por remover nitrógeno en forma de NH_3 . Las reacciones de desnitrógenación son exotérmicas y más lentas que las de la hidrosulfuración.

Pirrol



Piridina



Quinolina



2.5.3.3 Reacciones de desoxidación e hidrogenación de aromáticos.

Los compuestos oxigenados en el diesel principalmente son ácidos nafténicos y fenoles. Los cuales al reaccionar con el hidrógeno producen H₂O como producto secundario y reaccionan de manera exotérmica. Este tipo de reacción consume mayor hidrógeno que la hidrodesulfuración, pero menor que la desnitrogenación; además ocurre más fácilmente que la desnitrogenación.

Furano



Fenol



La hidrogenación de aromáticos requiere condiciones severas de operación; y se lleva a cabo después de la remoción de oxígeno, azufre y nitrógeno. El consumo de H₂ depende de la complejidad de aromáticos, comportándose de manera exotérmica.

El consumo de hidrógeno es alrededor de 70 pcs/bl de alimento por porcentaje de azufre, alrededor de 320 pcs/bl de alimento por porcentaje de nitrógeno y 180 pcs/bl de alimento por porcentaje de oxígeno eliminados. Si las condiciones de operación son lo suficientemente enérgicas para que tenga lugar una cantidad apreciable de craqueo, el consumo de hidrógeno aumenta rápidamente.

Es importante destacar que los requerimientos efectivos para el tratamiento con hidrógeno son de dos a diez veces la cantidad de hidrógeno requerida estequiométricamente. Esto es debido a la pérdida de solubilidad en el aceite que abandona el efluente del reactor.

Todas las reacciones son exotérmicas y dependiendo de las condiciones específicas se observa normalmente un aumento de 5 a 20°F a través del reactor, esto para destilados intermedios ligeros como la turbosina o nafta.

2.5.4 Catalizadores

“Los catalizadores desarrollados para el tratamiento con hidrógeno comprenden a los óxidos de cobalto y molibdeno sobre alúmina, óxido de níquel, tiomolibdato de níquel, sulfuros de tungsteno y níquel, y óxidos de vanadio”. [15]

Los catalizadores más utilizados son [10]:

1. Catalizador de Cobalto-Molibdeno (CoMo) para el hidrotratamiento severo o de Níquel-Molibdeno (Ni-Mo) para el hidrotratamiento normal, ambos soportados en alúmina y usados en una primera etapa. Este tipo de catalizador es altamente selectivo, fácil de regenerar y resistente al envenenamiento por el H_2S .
2. Catalizador de Níquel-Tungsteno (NiW) para hidrogenación soportado en alúmina y usado en una segunda etapa. Este catalizador es más activo que los dos anteriores, pero es más afectado por el H_2S .
3. Catalizador de platino (Pt) para hidrogenación, soportado en alúmina y usado en una segunda etapa. Este catalizador se envenena con pequeñas cantidades de azufre y el hidrotratamiento previo de la carga sería costoso.
4. Catalizador de metal noble para hidrotratamiento, tolerante al azufre en operación de una sola etapa. La tolerancia al azufre se aumenta soportado por zeolita.

Los catalizadores de óxidos de cobalto, níquel y molibdeno sobre alúmina (Al_2O_3) son los de uso más general hoy en día. Sin embargo, la eliminación de nitrógeno es de consideración significativa por lo que los catalizadores formados por compuestos de níquel-cobalto-molibdeno o de níquel-molibdeno con soporte de alúmina son los más eficaces. El nitrógeno es más difícil de eliminar normalmente de las corrientes de hidrocarburo que el azufre y cualquier tratamiento que reduzca el exceso de concentración de nitrógeno a un nivel satisfactorio, eliminará efectivamente el exceso de azufre. [15]

Los catalizadores que contienen níquel requieren generalmente una activación por presulfuración mediante disulfuro de carbono, mercaptanos, o sulfuro de dimetilo antes de

que se lleven a la temperatura de la reacción; sin embargo, algunas refinerías activan estos catalizadores mediante inyección de los productos químicos sulfurantes al alimento durante la puesta en marcha, tales como el dimetildisulfuro.

La reacción de sulfuración es fuertemente exotérmica y se debe de tener cuidado para prevenir temperaturas excesivas durante la activación.

2.6 Secciones que integran una planta de hidrotratamiento

De acuerdo al tipo de carga procesada será el arreglo y complejidad del proceso dentro de la planta hidrodesulfuradora. Para lograr describir el proceso con mayor facilidad, se considerarán dos secciones:

- Sección de Reacción.
- Sección de Agotamiento y Fraccionamiento.

Enseguida haremos la descripción de cada sección.

2.6.1 Sección de reacción

La sección de reacción para una hidrodesulfuradora es prácticamente la misma en todos los casos. Como puede apreciarse en la figura 12, está integrada por el tanque acumulador que recibe la carga, el precalentador de carga, calentador de carga, el reactor, el enfriador del efluente del reactor y un tanque separador de alta presión.

2.6.1.1 Esquema general del proceso [16][32]

La carga recibida es enviada a través de un filtro, para posteriormente ingresar al tanque acumulador de carga que opera a una presión de 2.1 kg/cm^2 y una temperatura de 58°C . El tanque se encuentra adecuadamente presurizado con gas inerte para evitar la formación de gomas por la oxidación parcial de la carga. Este tanque también se encarga de la

separación del agua amarga que pudiera existir en la carga, mientras que el efluente líquido es bombeado a un intercambiador carga/efluente del reactor, en donde se intercambia calor con la corriente de salida del reactor. Posteriormente es mezclado con la corriente de hidrógeno para entrar al calentador de carga donde alcanza una temperatura de 293°C, con el objetivo de alcanzar las condiciones necesarias para llevar a cabo las reacciones de hidrodesulfuración.

Por otra parte es alimentado hidrógeno de recirculación a una presión de 110kg/cm² y una temperatura de 92°C, el cual es mezclado con el hidrógeno proveniente de la sección de endulzamiento. La fase gaseosa es enviada al tanque de succión del compresor, donde se eliminan las trazas de agua e hidrocarburos pesados que pudieran llevar y posteriormente se alimenta a la succión del compresor de recirculación. Enseguida es calentado a partir de los vapores efluentes del separador caliente de alta presión hasta una temperatura de 230°C.

La presión de operación del reactor de hidrodesulfuración es de 101.7kg/cm², con una temperatura de 282°C. El reactor se encuentra constituido por lechos fijos de catalizador, donde se llevan a cabo las reacciones de hidrogenación catalítica de los compuestos de azufre, nitrógeno y aromáticos.

Con el objetivo de controlar la exotermicidad de la reacción y la temperatura de alimentación a cada lecho se inyecta una corriente de hidrógeno de apagado.

El efluente del reactor sale a una temperatura de 352°C y una presión de 96kg/cm². Posteriormente pasa a través del intercambiador hidrógeno/efluente del reactor hasta obtener una temperatura de 346°C, luego entra al intercambiador carga/efluente del reactor hasta alcanzar una temperatura de 230°C para ingresar al separador caliente de alta presión que opera a una presión de 93.6kg/cm², el líquido separado es enviado al primer separador diesel, mientras que los vapores son enfriados hasta una temperatura de 54°C para ingresar al separador frío de alta presión.

El separador frío de alta presión opera a una temperatura de 54°C y una presión de 92.4kg/cm² y. El líquido separado es enviado al segundo separador diesel, mientras que el

gas amargo en mandado a la sección de endulzamiento para su regeneración. El agua amarga se elimina por medio de una pierna del tanque separador

El arreglo y número de los equipos de intercambio térmico antes del reactor dependerá de un balance económico que permita economizar energía. Podrá variar desde un tren de precalentamiento de carga del orden de 150MMBtu/hr hasta 120MMBtu/hr, en otros casos pueden agregar más cuerpos de intercambio térmico.

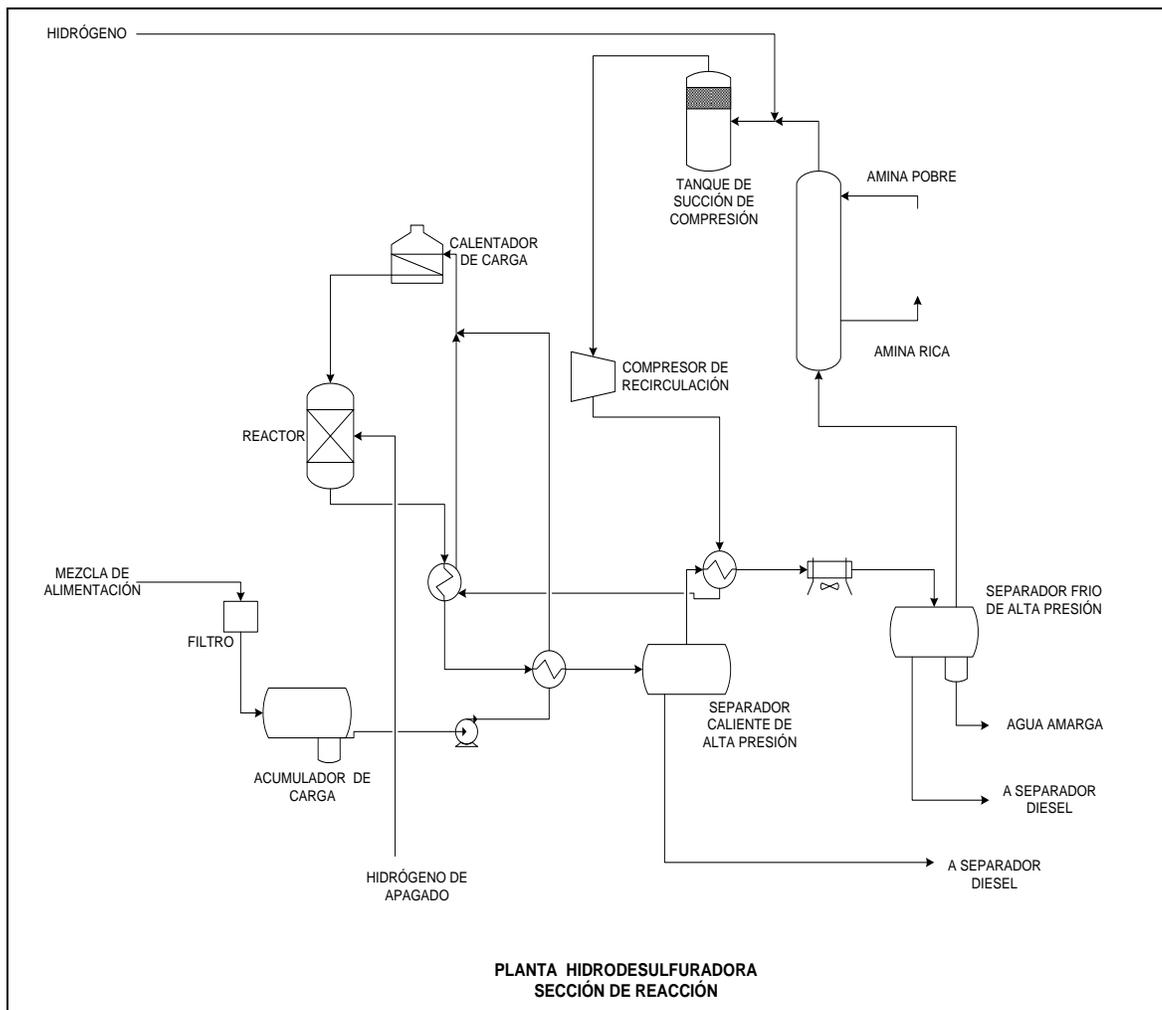


Figura 12: Sección de reacción de una planta hidrodesulfuradora.

2.6.2 Sección de Agotamiento y Fraccionamiento. [16][32]

Esta sección tiene como finalidad separar productos y subproductos presentes en el efluente de la sección de reacción, para tal finalidad se tiene una etapa de agotamiento con vapor para remover los ligeros de la fracción líquida (nafta y diesel desulfurado). En algunos casos se aprovecha la expansión de alta a baja presión, incorporando tanques de flasheo para la remoción de ligeros.

El sistema de separación consiste en flasheos efectuadas a altas y bajas presiones, además de una unidad de separación “torre estabilizadora”.

A continuación es descrito el proceso de separación efectuado para obtener como productos diesel y nafta.

El efluente líquido del tanque caliente de alta presión es mandado al primer separador diesel a 230°C, donde se lleva a cabo una primera separación; y el líquido separado entra como alimentación a la torre estabilizadora. El vapor, es mandado al segundo separador diesel junto con el líquido proveniente del separador frío de alta presión a una temperatura de 55°C. Este segundo tanque tiene la función de separar el gas amargo del líquido que entra como alimentación a la torre estabilizadora.

La torre estabilizadora trabaja a una presión de 3.1kg/cm² en el domo y 3.45kg/cm² en el fondo. En el fondo de la torre se tienen dos corrientes de salida; la primera es de diesel producto que se entrega a 5.0 kg/cm² y 38.0°C en L.B. Mientras que la segunda corriente es mandada como alimentación al rehervidor de la torre, para alcanzar la vaporización necesaria y ser alimentada nuevamente a la torre, con el objetivo de eliminar los gases incondensables, así como la separación de nafta-diesel que constituyen los productos finales.

En el domo de la torre únicamente se tiene una corriente de salida, la cual es enfriada hasta 38°C para condensar parcialmente y de esta manera poder separar el gas. Una parte del efluente líquido proveniente del tanque acumulador de reflujo es bombeado hasta una

presión suficiente para satisfacer las condiciones solicitadas de la nafta sin estabilizar en L.B. Otra parte será mandada como reflujo al domo de la torre estabilizadora, con el fin de tener una mejor rectificación de diesel.

2.6.2.3 Esquema general del proceso.

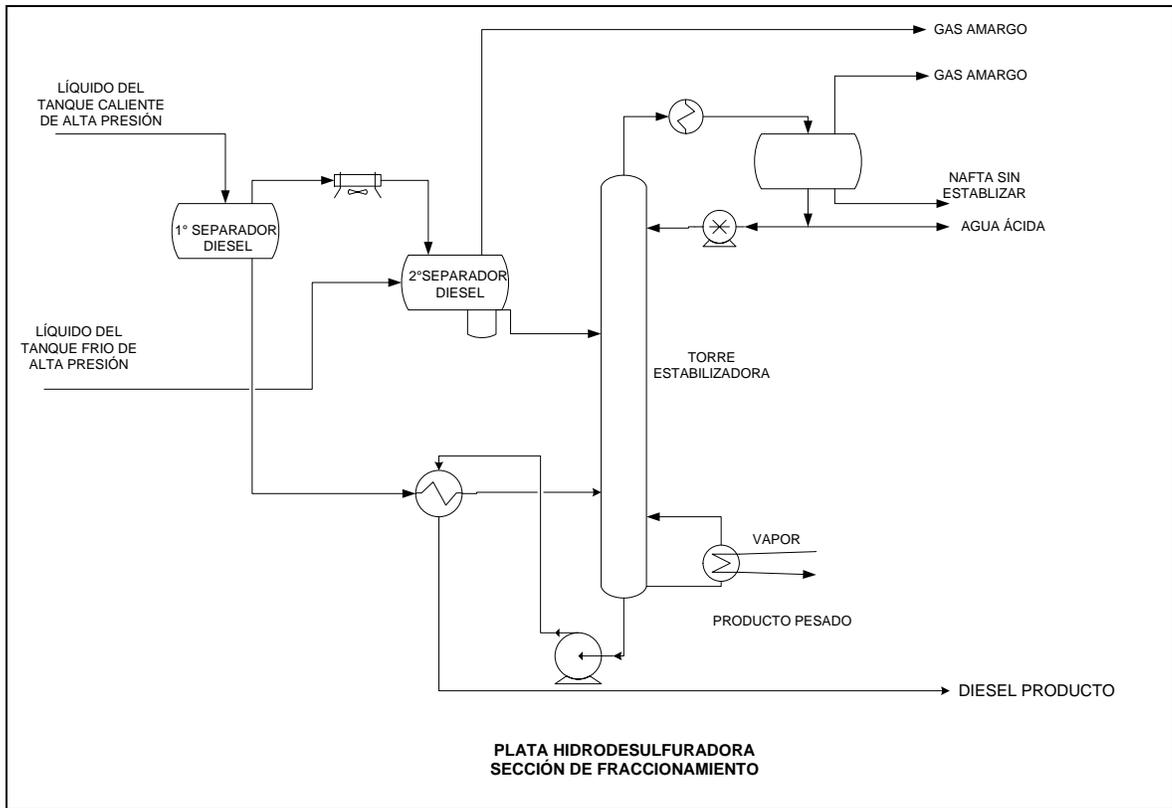


Figura 13: Sección de agotamiento y fraccionamiento de la planta hidrodesulfuradora

CAPÍTULO 3. Caso base “Sección de Fraccionamiento de la Planta Hidrodesulfuradora de diesel de la Refinería de Cadereyta.”

3.1 Generalidades.

Una vez revisado el proceso de hidrodesulfuración, podemos analizar exclusivamente “La sección de fraccionamiento de destilados intermedios de la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios” que se localiza dentro de la Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa.

Para hacer el análisis se reprodujo dicha sección (*inicio de corrida*) con ayuda del simulador de procesos “PRO-II”.

3.1.1 Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa

La refinería “Ing. Héctor R. Lara Sosa” se ubica en el municipio de Cadereyta Jiménez, en el estado de Nuevo León, a 36 km de la ciudad de Monterrey. [29] Sus instalaciones ocupan un área total de 612 hectáreas, con una capacidad de producción actual de 270 000 barriles de crudo por día ; cubriendo las necesidades de energéticos derivados del petróleo crudo, de la parte noreste del país, que incluye los estados de Nuevo León, Coahuila, Chihuahua y parte de los estados de Tamaulipas, Durango, Zacatecas y San Luis Potosí.

La construcción de la primera planta de destilación primaria de la Refinería de Cadereyta comenzó en 1975, iniciando sus operaciones en 1979 con una producción de 235000bpd.[25]



Figura 14: Ubicación de la Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa
Fuente: *Proyectos a contratar Ejercicio 2011- 2012 de PEMEX Refinación. Refinería Ing. Héctor R Lara Sosa.*

Cuenta con catorce plantas de proceso y una planta de fuerza, además de tener instalaciones para el tratamiento de aguas industriales. Esta planta labora sus productos bajo la Norma ISO-9002 [25], preocupados por el cuidado del medio ambiente, siendo los siguientes

1. Pemex Magna
2. ***Pemex Diesel***
3. Pemex Premium
4. Turbosina
5. Combustóleo
6. Asfaltos
7. Azufre
8. Propileno
9. Gas licuado del petróleo (gas LP).
10. Gas Nafta

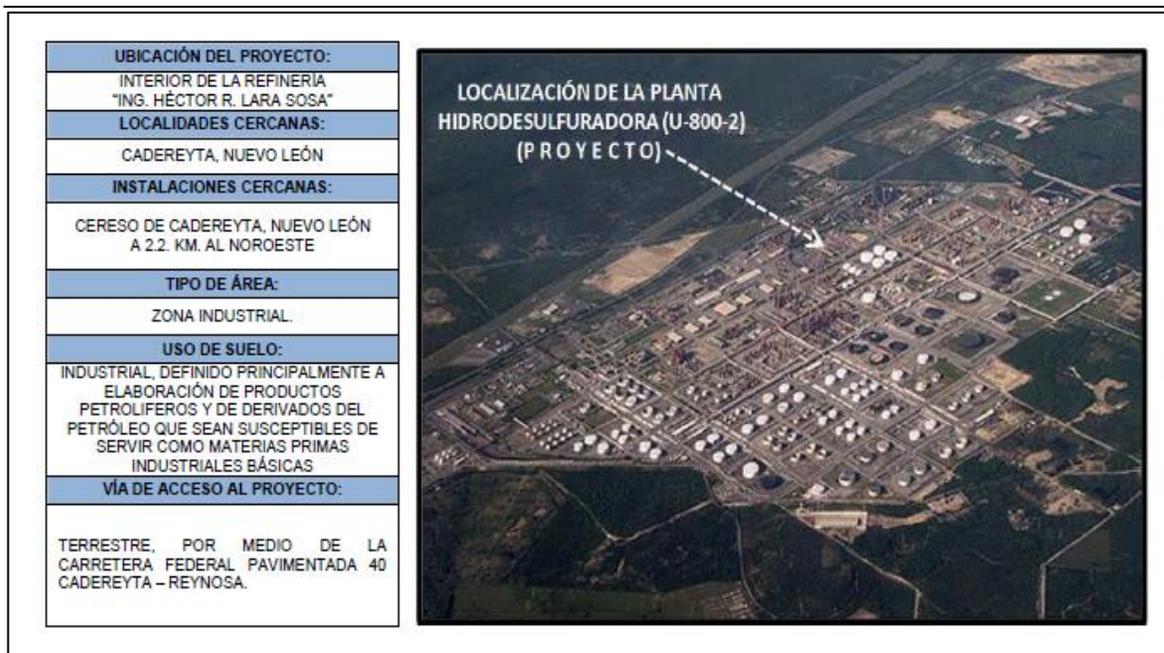


Figura 15: Ubicación de la Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre.

Fuente: Manifiesto de Impacto Ambiental Modalidad Particular (MIA-P) para la nueva planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios. No.4(800-2), en la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. Dirección General de Impacto y Riesgo Ambiental.

A continuación se muestra un diagrama de bloques, el cual nos muestra de una manera muy general la función de la planta. Para nuestro caso de estudio se recibe la alimentación de la sección de reacción de la planta hidrodesulfuradora. Al salir de la sección de fraccionamiento, se obtendrán los productos deseados.

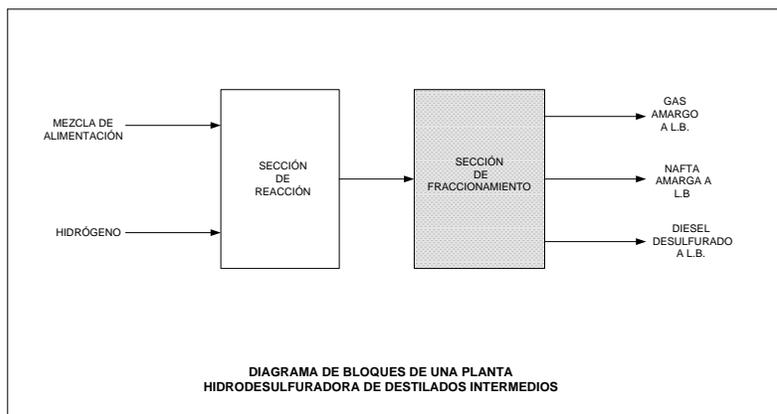


Figura 16: Diagrama de bloques de la Planta Hidrodesulfuradora.

3.2 Bases de conceptuales de diseño de proceso.

A continuación se describen algunos puntos correspondientes al caso base.

3.2.1 Función de la planta (sección de fraccionamiento).

La función principal de esta sección será la de separar los hidrocarburos ligeros, gas amargo y nafta sin estabilizar del diesel desulfurado Ultra Bajo Azufre (UBA) utilizando para este fin una torre.

3.2.2 Tipo de proceso

El fraccionamiento es un proceso físico, debido a que usaremos calor para lograr la separación de componentes a partir de sus puntos de ebullición.

3.2.3 Capacidad de la planta

La planta opera actualmente con una capacidad de 35000 bpd.

3.2.4 Especificaciones de las alimentaciones.

Debido a que se reproducirá una planta ya existente, se generaran los mismos 29 pseudocomponentes a partir de los datos siguientes: punto de ebullición, densidad API y peso molecular. Con el fin de tener las mismas características físicas en las corrientes de alimentación.

Tabla 6: Propiedades de los pseudocomponentes en las alimentaciones.

	Pseudocomponente	Punto de ebullición C	Densidad del líquido API	Peso molecular
1	104	104.094	58.968	101.527
2	112	112.023	57.651	105.83
3	128	127.625	55.164	114.361
4	143	142.638	52.89	122.843
5	155	155.11	51.082	130.234
6	165	165.201	49.671	136.456
7	175	175.294	48.301	142.905
8	185	185.488	46.959	149.658
9	195	195.409	45.691	156.47
10	205	205.396	44.449	163.576
11	215	214.888	43.301	170.571
12	225	225.018	42.108	178.299
13	235	235.102	40.952	186.271
14	245	244.941	39.854	194.323
15	255	254.829	38.777	202.692
16	265	264.84	37.714	211.45
17	275	274.969	35.665	220.6
18	285	285.077	35.644	230.017
19	295	295.106	34.655	239.633
20	306	306.319	33.576	250.682
21	319	318.552	32.431	263.06
22	331	331.071	31.291	276.01
23	344	343.919	30.153	289.498
24	354	354.125	29.272	300.265
25	362	362.026	28.602	308.573
26	371	370.698	27.88	317.598
27	379	379.322	27.175	326.406
28	386	386.326	26.611	333.375
29	388	388.161	26.465	335.167

La sección de fraccionamiento cuenta con dos alimentaciones que provienen de la sección de reacción, la primera con un flujo de 100.8 kgmol/hr y la segunda con un flujo de 1065.8kgmol/hr. A continuación se muestran los flujos por componentes correspondientes a cada alimentación, así como las condiciones de entrada.

Tabla 7: Corrientes de alimentación.

Flujo molar kg/mol-hr	Corriente	
	204	111
H ₂	5.8993	148.6214
H ₂ S	3.9263	11.9238
METANO	0.5966	4.6612
ETANO	0.4632	1.941
PROPANO	0.5291	1.2028
IBUTANO	0.2733	0.4808
BUTANO	0.2738	0.4028
IPENTANO	0	0
PENTANO	0	0
H ₂ O	0.4692	0.0624
NH ₃	0	0.3333
104	9.1845	12.5905
112	12.1713	18.1728
128	6.8454	12.4567
143	5.2751	11.9798
155	3.1667	8.8122
165	3.0505	10.1155
175	2.9867	11.9035
185	3.802	18.3905
195	5.691	33.4737
205	7.3966	53.3228
215	7.2084	63.4282
225	5.2662	57.6749
235	4.557	62.4416
245	3.6627	62.8201
255	2.4491	52.944
265	1.5199	41.7803
275	1.028	36.2894
285	0.7951	36.1859
295	0.6738	39.7359
306	0.6721	53.3421
319	0.4364	48.3539
331	0.2378	37.4489
344	0.1567	35.7821
354	0.091	28.1119
362	0.0403	15.8091
371	0.0189	9.6941
379	0.0143	9.5941
386	0.0124	10.4761
388	0.0035521	3.1716
P kg/cm²	92.7	93.6
T °C	54	230

3.2.5 Especificaciones de los productos y subproductos.

Los productos que se obtendrán en esta sección son:

- Diesel de Ultra Bajo Azufre
- Nafta sin estabilizar
- Gas amargo

Los cuales deben de cumplir las siguientes especificaciones.

Tabla 8: Especificaciones del Diesel de Ultra Bajo Azufre.

Especificación	Diesel de Ultra Bajo Azufre
Flujo, BPSD	
°API	
Peso específico (20/4 °C)	
Contenido en azufre, ppm peso	10 máximo
Temperatura de inflamación, °C	45 mínimo
Aromático, % volumen	30 máximo
Índice de cetano	48 mínimo
Destilación (ASTM-D86), % volumen en °C	
10	275 máximo
90	345 máximo

Fuente: Bases de diseño de la Planta hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. Refinería “Ing. Héctor Lara Sosa “Cadereyta Jiménez N.L.

Tabla 9: Especificaciones de subproductos.

Especificación	Nafta sin estabilizar
Destilación (ASTM-D86), % volumen en °C	
TFE	180 máxima

Fuente: Bases de diseño de la Planta hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios. Refinería “Ing. Héctor Lara Sosa “Cadereyta Jiménez N.L.

3.3 Diagrama de bloques del proceso.

El siguiente diagrama nos muestra las partes representativas de la sección de fraccionamiento, así como las alimentaciones y salidas. (Figura 17)

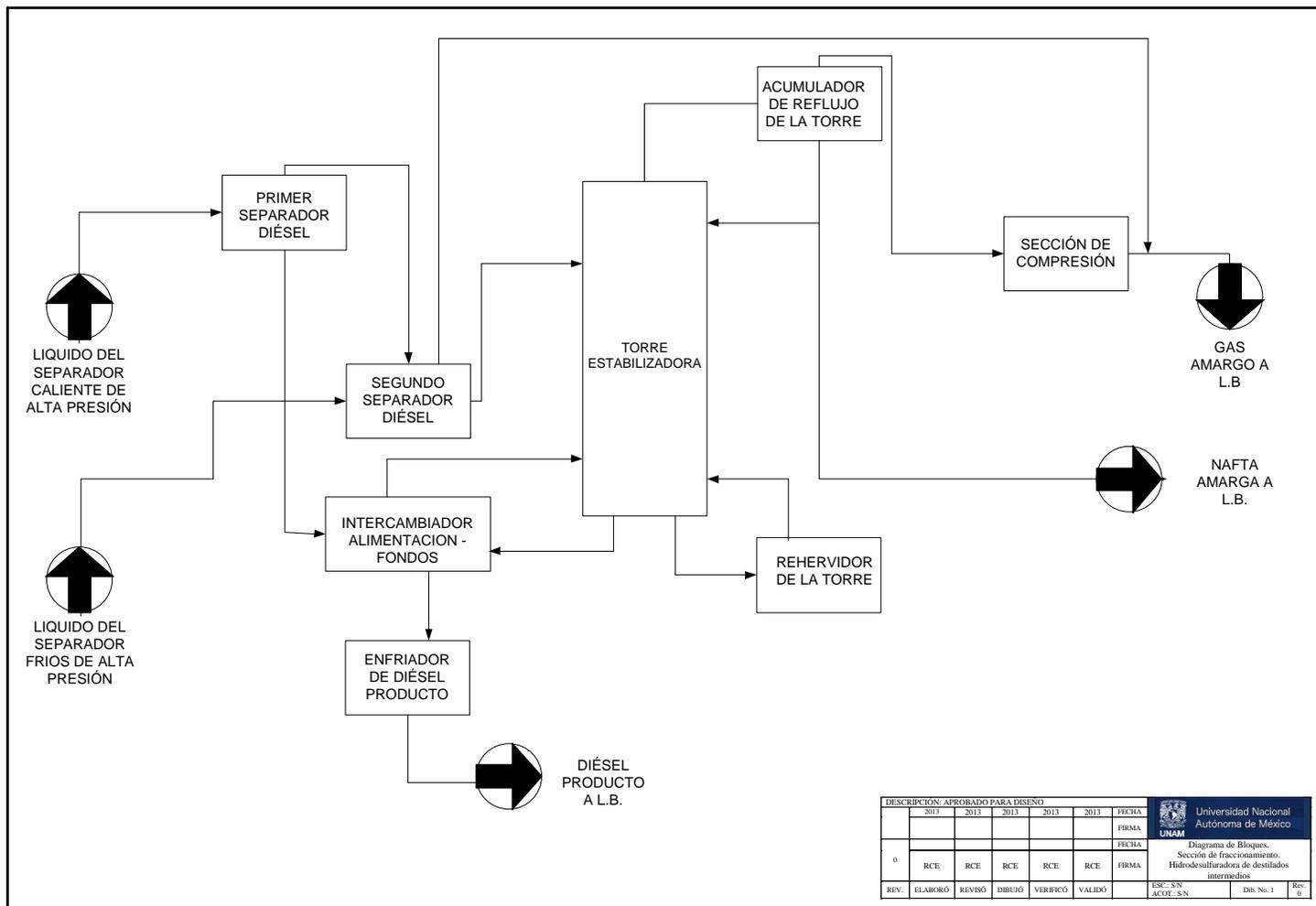


Figura 17: Diagrama de bloques de la sección de fraccionamiento de la Planta Hidrosulfuradora .

En este diagrama se pueden apreciar las partes importantes de la sección de agotamiento y fraccionamiento, siendo la torre estabilizadora el corazón de ella:

- Torre estabilizadora.
- Primer separador diesel.
- Segundo separador diesel.
- Intercambiador alimentación-fondos.
- Enfriador diesel producto.
- Acumulador de reflujo: es parte de la torre estabilizadora.
- Rehervidor de la torre.
- Sección de compresión.

3.4 Descripción del proceso[32]

La sección recibe como carga el líquido proveniente del tanque separador Caliente de Alta Presión a una presión de 93.6 kg/cm^2 m. Enseguida es expandido hasta una presión de 11.1 kg/cm^2 m. Entra en el primer separador diesel FA-4808, que opera a una presión de 11.1 kg/cm^2 y una temperatura de 230°C , donde se da la primer separación. El líquido separado se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel del mismo tanque, al intercambiador alimentación/fondos de estabilizadora EA-4806, saliendo a una temperatura de 274°C para alimentarse al plato 10 de la torre estabilizadora DA-4802, mientras que el vapor separado es condensado parcialmente al pasar por el enfriador final de gases EC-4806 y enviado al segundo separador de diesel FA-4809, que opera a una temperatura de 55°C y una presión de 10.4 kg/cm^2 . Este tanque de igual manera recibirá la carga de líquidos provenientes del separador frío de Alta presión a una presión 92.7 kg/cm^2 m y una temperatura de 54°C ; el tanque opera una temperatura de 53°C y una presión de 10.4 kg/cm^2 . El líquido separado en el segundo separador de diesel FA-4809 se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel del mismo tanque, como alimentación al plato 6 de la torre estabilizadora DA-4802. Los gases amargos obtenidos

en el mismo separador FA-4809 se envían a control de presión a mezclarse con la corriente de descarga del compresor de gas amargo GB-4804.

La torre estabilizadora DA-4802 opera en el domo a una presión de 3.1 kg/cm^2 y a una temperatura de 192°C ; el fondo opera a una temperatura de 324°C y una presión de 3.45 kg/cm^2 . Los vapores del domo, son condensados parcialmente en el condensador de torre estabilizadora EC-4805 para ser enviados al tanque Acumulador de Reflujo de la Torre Estabilizadora FA-4810 a una presión de 2.7 kg/cm^2 y una temperatura de 55°C , donde se lleva a cabo una separación de fases: hidrocarburos y gases. Parte de los hidrocarburos líquidos separados en el tanque acumulador de reflujo FA-4810 son enviados a control de flujo en cascada con control de nivel del FA-4810 como nafta amarga sin estabilizar producto a límite de batería a una temperatura de 38°C y una presión de 5 kg/cm^2 ; mientras que el resto de los hidrocarburos líquidos es enviado a control de flujo en cascada a control de temperatura de la torre DA-4802 como reflujo.

Los gases amargos se envían al Tanque de Succión del Compresor de Gas amargo FA-4811 que opera a una temperatura de 55°C y una presión de 2.7 kg/cm^2 , para asegurar la eliminación de líquidos del gas y enviarlos al compresor de Gas amargo GB-4804 (dos etapas).

La corriente de salida del compresor de gas amargo (primera etapa) es enviada al enfriador de primera etapa del compresor de gas amargo EA-4854 hasta una temperatura de 38°C , para ingresar al tanque separador de la primera etapa del compresor de gas amargo FA-4812 que opera a una temperatura de 38°C y una presión de 4.6 kg/cm^2 . Esta corriente es enviada al compresor de gas amargo (segunda etapa) GB-4804 donde es entregado a una presión de 8.5 kg/cm^2 y una temperatura de 97°C .

Los vapores de la descarga del compresor GB-4804 se mezclan con los vapores que provienen del segundo tanque separador de diesel FA-4809, después de lo cual se hacen pasar a través del enfriador de descarga del compresor del gas amargo EA-4811 donde se enfrían hasta una temperatura de 38°C y se reciben en el tanque separador a la descarga del

compresor del gas amargo FA-4813, que opera a una presión de 7.8kg/cm^2 y una temperatura de 38°C para entregar el gas amargo a L.B.

Del fondo de la torre salen dos corrientes de diesel desulfurado de Ultra Bajo Azufre (UBA), la primera se envía al rehervidor de la torre estabilizadora BA-4802, mediante la bomba de recirculación al horno GA-4806, a una presión de 9.0 kg/cm^2 y una temperatura de 324°C , obteniendo la vaporización necesaria (33% mol) para regresar a la torre y proporcionar los requerimientos técnicos. La segunda corriente es el diesel desulfurado producto de Ultra Bajo Azufre (UBA) es manejada mediante la bomba de diesel Producto GA-4805, a una presión de 12.0 kg/cm^2 y una temperatura de 324°C .

El diesel producto a partir de la descarga de la bomba GA-4805 pasa a través del intercambiador alimentación/fondos de estabilizadora EA-4806 donde se enfría a una temperatura de 284°C al intercambiar calor con la corriente líquida efluente del FA-4808 que se envía como carga a la torre DA-4802. Posteriormente, pasa a través del generador de vapor de Media Presión EA-4807, enfriándose a una temperatura de 247°C ; después intercambia calor con el agua para caldera en el precalentador de alimentación a generador de vapor EA-4808, saliendo a la temperatura de 238°C ; enseguida se envía al generador de vapor de Baja presión EA-4801, donde precalienta el agua para caldera, con lo cual se enfría a 195°C . Finalmente pasa a través de los enfriadores de diesel Producto EC-4804 hasta una temperatura de 55°C y enseguida al EA-4809 donde alcanza la temperatura de 38°C y una presión de 5.0 kg/cm^2 para la entrega de diesel producto de ultra bajo azufre (UBA) a L.B.

El agua para caldera proveniente de límite de batería ingresa a una presión de 35.0 kg/cm^2 y una temperatura de 115°C ; posteriormente se divide en dos corrientes. La primera es enviada a control de flujo al precalentador de alimentación a generador de vapor de media presión EA-4808, donde el agua alcanza condiciones cercanas a la saturación (19kg/cm^2 y 210°C). Al salir ingresa al generador de vapor de media presión EA-4807, donde se alcanza un 97% de vapor y el resto es mandado al drenaje pluvial. Este vapor es enviado a

sobrecalentar con los vapores del horno BA-4802 hasta alcanzar una temperatura de 330°C.

La segunda corriente de agua para caldera es enviada a control de flujo en cascada con control de nivel al generador de vapor de baja presión EA-4801, en donde el efluente alcanza una temperatura de 153°C. Posteriormente es sobrecalentado hasta alcanzar una temperatura de 180°C.

3.5 Diagrama de flujo del proceso

A continuación se muestra el diagrama de flujo de proceso de la sección de fraccionamiento de la planta hidrodesulfuradora de diésel de ultra bajo. En él se pueden apreciar las condiciones de operación de los equipos principales, así como el balance de materia y energía de las líneas de entrada y salida de la unidad. También se muestra la lista de equipo, incluyendo sus características principales.

3.6 Balance de materia y energía a partir de la simulación del proceso

A partir del Diagrama de flujo de proceso, las corrientes de alimentación y las especificaciones de los productos; se realizó la simulación del caso base (unidad existente), con el fin de obtener el balance materia y energía, así como las características de los equipos de proceso.

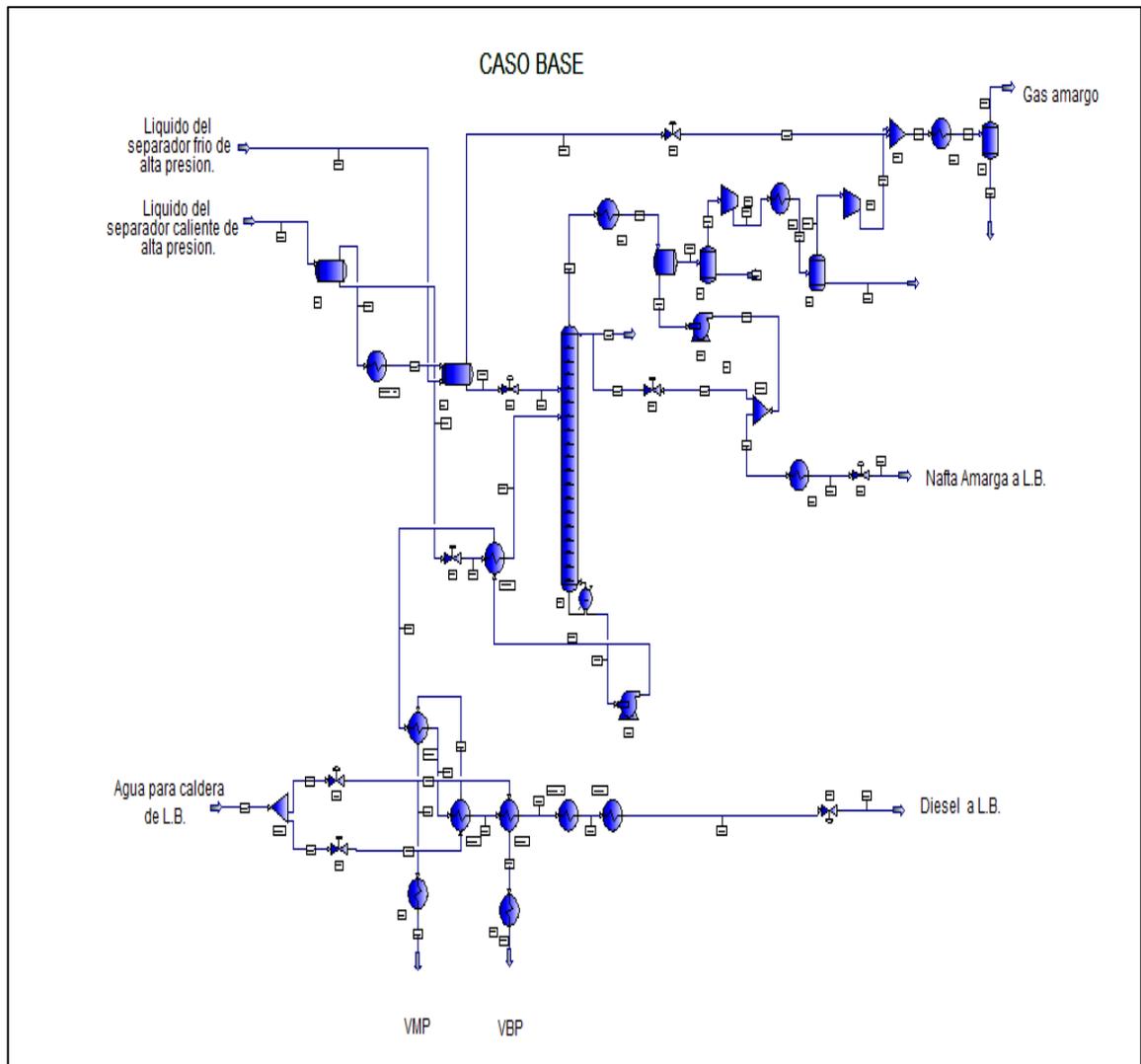


Figura 19: Reproducción del Caso Base (Simulación a partir de PRO-II) .

Tabla 10: Balance de Materia y Energía.

Línea		112	205	401	402	403
Descripción de la corriente						
Fase		Mezcla	Mezcla	Vapor	Líquido	Mezcla
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	1065.6394	100.8812	166.8202	898.8192	898.8192
	Kg/h	189180.7188	13387.3320	3432.7979	185747.9063	185747.9063
Flujo std líquido	m ³ /h	230.0952	17.0879	8.0207	222.0745	222.0745
Temperatura	°C	230.0000	53.4000	229.9987	229.9987	230.1702
Presión	Kg/cm ² m	11.1335	10.4325	11.1000	11.1000	3.6500
Peso molecular		177.5279	132.7040	20.5778	206.6577	206.6577
Entalpía	M*KCal/h	23.0236	0.3403	0.7795	22.2441	22.2441
	KCal/kg	121.7018	25.4203	227.0836	119.7543	119.7543
Fración mol líquido		0.8436	0.9358	0.0000	1.0000	0.9804
Factor acéntrico		0.4343	0.3589	-0.1209	0.5373	0.5373
UOP K factor		11.8575	11.8543	14.6192	11.8065	11.8065
Densidad del líq. (std)	Kg/m ³	822.1844	783.4410	427.9909	836.4216	836.4216
Gravedad específica		0.8230	0.7842	0.4284	0.8372	0.8372
API		40.4328	48.9354	198.7885	37.5062	37.5062
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	166.7013	6.4770	166.8202	n/a	17.6078
	Kg/h	3423.5696	49.4147	3432.7979	n/a	808.4920
	m ³ /h	585.4737	15.6713	587.4927	n/a	158.9597
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	3736.4424	145.1765	3739.1062	n/a	394.6605
Peso molecular		20.5371	7.6292	20.5778	n/a	45.9168
Z (from K)		1.0016	1.0030	1.0016	n/a	0.9917
Entalpía	KCal/kg	227.1897	135.2996	227.0836	n/a	197.5006
CP	KCal/kg-C	0.7600	1.0042	0.7595	n/a	0.6105
Densidad	Kg/m ³	5.8475	3.1532	5.8431	n/a	5.0861
	KCal/h -m-					
Conductividad térmica	C	0.1003	0.0655	0.1002	n/a	0.0751
Viscosidad	Cp	0.0185	0.0125	0.0185	n/a	0.0165
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	898.9380	94.4041	n/a	898.8192	881.2114
	Kg/h	185757.1563	13337.9180	n/a	185747.9063	184939.4219
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	222.0875	16.8716	n/a	222.0745	220.7520
Peso molecular		206.6407	141.2853	n/a	206.6577	209.8695
Z (from K)		0.0000	0.0000	n/a	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	119.7576	25.0132	n/a	119.7542	119.4144
CP	KCal/Kg-C	0.6292	0.4823	n/a	0.6292	0.6299
Densidad	Kg/m ³	684.4763	764.4172	n/a	684.4887	686.2910
Tensión superficial	Dina/cm	12.4972	23.2645	n/a	12.4997	12.9904
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0671	0.0981	n/a	0.0671	0.0673
Viscosidad	Cp	0.2394	0.5344	n/a	0.2394	0.2501

Balance de materia y energía

Línea		404	405	406	407	408
Descripción de la corriente						
Fase		Mezcla	Mezcla	Vapor	Vapor	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	898.8192	166.8202	157.4986	157.4986	110.2028
	Kg/h	185747.9063	3432.7979	906.9258	906.9258	15913.2041
Flujo estandar liquido	m ³ /h	222.0745	8.0207	5.0158	5.0158	20.0928
Temperatura	°C	274.0000	55.0000	55.0000	54.9217	55.0000
Presión	Kg/cm ² m	3.3000	10.4000	10.4000	8.5000	10.4000
Peso molecular		206.6577	20.5778	5.7583	5.7583	144.3993
Entalpia	M*KCal/h	27.7235	0.1669	0.1181	0.1181	0.4080
	KCal/kg	149.2535	48.6322	130.2230	130.2230	25.6391
Fracción mol líquido		0.9540	0.1071	0.0000	0.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.5373	-0.1209	-0.1786	-0.1786	0.4007
UOP K factor		11.8065	14.6192	22.8069	22.8069	11.8266
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	836.4216	427.9909	180.8132	180.8132	791.9865
Gravedad específica		0.8372	0.4284	0.1810	0.1810	0.7928
API		37.5062	198.7885	650.3040	650.3040	46.9885
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	41.3843	148.9527	157.4986	157.4986	n/a
	Kg/h	4191.3667	784.9279	906.9258	906.9258	n/a
	m ³ /h	423.1119	363.9226	384.6681	460.9364	n/a
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	927.5866	3338.6238	3530.1711	3530.1711	n/a
Peso molecular		101.2792	5.2696	5.7583	5.7583	n/a
Z (from K)		0.9603	1.0049	1.0045	1.0038	n/a
Entalpía	KCal/kg	209.0973	126.8746	130.2230	130.2230	n/a
CP	KCal/kg-C	0.6014	1.4034	1.2957	1.2951	n/a
Densidad	Kg/m ³	9.9060	2.1569	2.3577	1.9676	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0514	0.0814	0.0777	0.0776	n/a
Viscosidad	Cp	0.0133	0.0115	0.0118	0.0118	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	857.4349	17.8675	n/a	n/a	110.2028
	Kg/h	181556.5625	2647.8699	n/a	n/a	15913.2041
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	216.4861	3.3292	n/a	n/a	20.0928
Peso molecular		211.7438	148.1947	n/a	n/a	144.3993
Z (from K)		0.0000	0.0000	n/a	n/a	0.1204
Entalpía	KCal/Kg	147.8720	25.4382	n/a	n/a	25.6391
CP	KCal/Kg-C	0.6976	0.4808	n/a	n/a	0.4830
Densidad	Kg/m ³	647.1265	768.5819	n/a	n/a	765.0294
Tensión superficial	Dina/cm	9.9695	23.4596	n/a	n/a	23.2269
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0605	0.0972	n/a	n/a	0.0977
Viscosidad	Cp	0.1823	0.5739	n/a	n/a	0.5519

Balance de materia y energía

Línea		409	410	411	412	413
Descripción de la corriente						
Fase		Mezcla	Líquido	Vapor	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	110.2028	873.6481	542.1740	873.6481	873.6481
	Kg/h	15913.2041	188656.9844	58652.0938	188656.9844	188656.9844
Flujo estandar liquido	m ³ /h	20.0928	224.5123	77.9880	224.5123	224.5123
Temperatura	°C	55.1159	323.7148	192.0774	325.1612	283.9310
Presión	Kg/cm ² m	3.2000	3.4500	3.1000	12.0000	11.0000
Peso molecular		144.3993	215.9416	108.1795	215.9416	215.9416
Entalpia	M*KCal/h	0.4080	34.4571	9.7016	34.5410	29.0616
	KCal/kg	25.6391	182.6442	165.4089	183.0890	154.0446
Fracción mol líquido		0.9923	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.4007	0.5645	0.3044	0.5645	0.5645
UOP K factor		11.8266	11.8008	11.8489	11.8008	11.8008
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	791.9865	840.2968	752.0656	840.2968	840.2968
Gravedad específica		0.7928	0.8411	0.7528	0.8411	0.8411
API		46.9885	36.7268	56.4630	36.7268	36.7268
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	0.8493	n/a	542.1740	n/a	n/a
	Kg/h	9.5835	n/a	58652.0938	n/a	n/a
	m ³ /h	5.5795	n/a	4649.5342	n/a	n/a
Vapor (flujo vol Std)	m ³ /h	19.0366	n/a	12152.2822	n/a	n/a
Peso molecular		11.2838	n/a	108.1795	n/a	n/a
Z (from K)		0.9995	n/a	0.9095	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	127.8585	n/a	165.4089	0.0000	0.0000
CP	KCal/kg-C	0.7317	n/a	0.5341	n/a	n/a
Densidad	Kg/m ³	1.7176	n/a	12.6146	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0521	n/a	0.0253	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	0.0132	n/a	0.0099	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	109.3535	873.6481	n/a	873.6481	873.6481
	Kg/h	15903.6182	188656.9844	n/a	188656.9844	188656.9844
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	20.0618	224.5123	n/a	224.5123	224.5123
Peso molecular		145.4331	215.9416	n/a	215.9416	215.9416
Z (from K)		0.1204	0.0000	n/a	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	25.5775	182.6442	n/a	183.0890	154.0446
CP	KCal/Kg-C	0.4822	0.7218	n/a	0.7169	0.6930
Densidad	Kg/m ³	764.9570	600.2365	n/a	605.7517	647.6063
Tensión superficial	Dina/cm	23.4104	6.9771	n/a	6.8812	9.6982
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0975	0.0533	n/a	0.0542	0.0604
Viscosidad	Cp	0.5628	0.1374	n/a	0.1372	0.1809

Balance de materia y energía

Línea		414	415	416	417	418
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	873.6481	542.1740	520.0004	520.0004	406.8000
	Kg/h	188656.9844	58652.0938	58348.6211	58348.6211	45646.5313
Flujo estandar liquido	m ³ /h	224.5123	77.9880	77.1200	77.1200	60.3315
Temperatura	°C	247.0902	48.7012	55.0000	55.3719	55.3719
Presión	Kg/cm ² m	10.3000	2.7500	2.7500	7.3000	3.1172
Peso molecular		215.9416	108.1795	112.2088	112.2088	112.2088
Entalpia	M*KCal/h	24.4416	1.4035	1.5509	1.5616	1.2217
	KCal/kg	129.5557	23.9289	26.5801	26.7636	26.7636
Fracción mol líquido		1.0000	0.9604	1.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.5645	0.3044	0.3223	0.3223	0.3223
UOP K factor		11.8008	11.8489	11.8305	11.8305	11.8305
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	840.2968	752.0656	756.5953	756.5953	756.5953
Gravedad específica		0.8411	0.7528	0.7573	0.7573	0.7573
API		36.7268	56.4630	55.3376	55.3376	55.3376
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	21.4892	n/a	n/a	n/a
	Kg/h	n/a	266.6422	n/a	n/a	n/a
	m ³ /h	n/a	154.7969	n/a	n/a	n/a
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	481.6585	n/a	n/a	n/a
Peso molecular		n/a	12.4082	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	0.9990	n/a	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	118.5435	n/a	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	0.6975	n/a	n/a	n/a
Densidad	Kg/m ³	n/a	1.7225	n/a	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0489	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	0.0131	n/a	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	873.6481	520.6848	520.0004	520.0004	406.8000
	Kg/h	188656.9844	58385.4453	58348.6211	58348.6211	45646.5313
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	224.5123	77.1725	77.1200	77.1200	60.3315
Peso molecular		215.9416	112.1320	112.2088	112.2088	112.2088
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	129.5557	23.4968	26.5801	26.7636	26.7636
CP	KCal/Kg-C	0.6421	0.4870	0.4931	0.4934	0.4934
Densidad	Kg/m ³	681.0967	731.1620	726.1611	726.4569	725.9089
Tensión superficial	Dina/cm	12.3407	21.3579	20.7398	20.7028	20.7028
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0660	0.1030	0.1017	0.1019	0.1016
Viscosidad	Cp	0.2432	0.3920	0.3702	0.3709	0.3691

Balance de materia y energía

Línea		419	420	421	422	423
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Mezcla
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	113.2005	22.1735	21.7309	179.2295	179.2295
	Kg/h	12702.0879	303.4633	257.0221	1163.9479	1163.9479
Flujo estándar líquido	m ³ /h	16.7885	0.8680	0.8060	5.8218	5.8218
Temperatura	°C	37.9993	55.0000	95.9038	60.4431	38.0000
Presión	Kg/cm ² m	5.0000	2.7500	8.5000	8.5000	7.8000
Peso molecular		112.2088	13.6859	11.8275	6.4942	6.4942
Entalpía	M*KCal/h	0.2327	0.0371	0.0395	0.1576	0.1264
	KCal/kg	18.3192	122.1438	153.7584	135.4200	108.6251
Fracción mol líquido		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0005
Factor acéntrico		0.3223	-0.1149	-0.1234	-0.1719	-0.1719
UOP K factor		11.8305	15.3839	16.0264	21.3096	21.3096
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	756.5953	349.6082	318.8866	199.9287	199.9287
Gravedad específica		0.7573	0.3500	0.3192	0.2001	0.2001
API		55.3376	272.8397	311.7938	575.5544	575.5544
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	22.1735	21.7309	179.2295	179.1418
	Kg/h	n/a	303.4633	257.0221	1163.9479	1153.2745
	m ³ /h	n/a	162.7813	71.2926	533.1512	536.1512
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	496.9959	487.0763	4017.2476	4015.2822
Peso molecular		n/a	13.6859	11.8275	6.4942	6.4378
Z (from K)		n/a	0.9986	1.0000	1.0034	1.0029
Entalpía	KCal/kg	0.0000	122.1438	153.7584	135.4200	109.4616
CP	KCal/kg-C	n/a	0.6580	0.7291	1.1686	1.1649
Densidad	Kg/m ³	n/a	1.8642	3.6052	2.1831	2.1510
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0475	0.0589	0.0739	0.0691
Viscosidad	Cp	n/a	0.0134	0.0146	0.0123	0.0117
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	113.2005	n/a	n/a	n/a	0.0877
	Kg/h	12702.0879	n/a	n/a	n/a	10.6734
Líquido (flujo vol.Std)	m ³ /h	16.7885	n/a	n/a	n/a	0.0139
Peso molecular		112.2088	n/a	n/a	n/a	121.7405
Z (from K)		0.0000	n/a	n/a	n/a	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	18.3192	n/a	n/a	n/a	18.2448
CP	KCal/Kg-C	0.4788	n/a	n/a	n/a	0.4743
Densidad	Kg/m ³	739.9279	n/a	n/a	n/a	753.1708
Tensión superficial	Dina/cm	22.4447	n/a	n/a	n/a	23.1444
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.1054	n/a	n/a	n/a	0.1036
Viscosidad	Cp	0.4374	n/a	n/a	n/a	0.4901

Balance de materia y energía

Línea			424	428	429	430	431
Descripción de la corriente							
Fase		Unknown	Agua	Agua	Agua	Agua	Mezcla
Corriente total							
Flujo	Kg-mol/h	n/a	588.0000	588.0000	588.0000	588.0000	588.0000
	Kg/h	n/a	10592.9844	10592.9844	10592.9844	10592.9844	10592.9844
Flujo estándar líquido	m ³ /h	n/a	10.6034	10.6034	10.6034	10.6034	10.6034
Temperatura	°C	n/a	115.0000	115.2585	210.4878	212.5875	212.5875
Presión	Kg/cm ² m	n/a	35.0000	19.4000	19.4000	19.4000	19.4000
Peso molecular		n/a	18.0153	18.0153	18.0153	18.0153	18.0153
Entalpía	M*KCal/h	n/a	1.2261	1.2261	2.2691	6.8891	6.8891
	KCal/kg	n/a	115.7439	115.7439	214.2053	650.3430	650.3430
Fracción mol líquido		n/a	1.0000	1.0000	1.0000	0.0513	0.0513
Factor acéntrico		n/a	0.3449	0.3449	0.3449	0.3449	0.3449
UOP K factor		n/a	8.7576	8.7576	8.7576	8.7576	8.7576
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	n/a	999.0140	999.0140	999.0140	999.0140	999.0140
Gravedad específica		n/a	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
API		n/a	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Vapor							
Flujo	Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	557.8173
	Kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	10049.2354
	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1001.4120
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	12502.9131
Peso molecular		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	18.0153
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	1.0000
Entalpía	KCal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	673.8116
CP	KCal/kg-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.6078
Densidad	Kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	10.0351
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.0296
Viscosidad	Cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	0.0167
Líquido							
Flujo	Kg-mol/h	n/a	588.0000	588.0000	588.0000	588.0000	30.1827
	Kg/h	n/a	10592.9844	10592.9844	10592.9844	10592.9844	543.7490
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	10.6034	10.6034	10.6034	10.6034	0.5443
Peso molecular		n/a	18.0153	18.0153	18.0153	18.0153	18.0153
Z (from K)		n/a	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	n/a	115.7439	115.7439	214.2053	216.6119	216.6119
CP	KCal/Kg-C	n/a	1.0090	1.0100	1.1448	1.1507	1.1507
Densidad	Kg/m ³	n/a	947.0838	946.8801	852.1651	849.5947	849.5947
Tensión superficial	Dina/cm	n/a	56.3176	56.2653	35.1592	34.6684	34.6684
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	n/a	0.5887	0.5887	0.5669	0.5654	0.5654
Viscosidad	Cp	n/a	0.2407	0.2401	0.1271	0.1258	0.1258

Balance de materia y energía

Línea		432	434	435	436	437
Descripción de la corriente						
Fase		Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	588.0000	873.6480	873.6480	873.6480	113.2005
	Kg/h	10592.9844	188656.9688	188656.9688	188656.9688	12702.0879
Flujo estándar líquido	m ³ /h	10.6034	224.5123	224.5123	224.5123	16.7885
Temperatura	°C	330.0000	38.0000	55.0000	37.7691	55.3719
Presión	Kg/cm ² m	18.9000	7.3500	8.1000	5.0000	7.3000
Peso molecular		18.0153	215.9416	215.9416	215.9416	112.2088
Entalpía	M*KCal/h	7.8309	2.8469	4.3079	2.8469	0.3400
	KCal/kg	739.2546	15.0904	22.8344	15.0904	26.7636
Fración mol líquido		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.3449	0.5645	0.5645	0.5645	0.3223
UOP K factor		8.7576	11.8008	11.8008	11.8008	11.8305
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	999.0140	840.2968	840.2968	840.2968	756.5953
Gravedad específica		1.0000	0.8411	0.8411	0.8411	0.7573
API		10.0000	36.7268	36.7268	36.7268	55.3376
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	588.0000	n/a	n/a	n/a	n/a
	Kg/h	10592.9844	n/a	n/a	n/a	n/a
	m ³ /h	1448.0848	n/a	n/a	n/a	n/a
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	13179.4268	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecular		18.0153	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		1.0000	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	739.2546	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	0.5253	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad	Kg/m ³	7.3152	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0402	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	0.0216	n/a	n/a	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	873.6480	873.6480	873.6480	113.2005
	Kg/h	n/a	188656.9688	188656.9688	188656.9688	12702.0879
Líquido (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	224.5123	224.5123	224.5123	16.7885
Peso molecular		n/a	215.9416	215.9416	215.9416	112.2088
Z (from K)		n/a	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	n/a	15.0904	22.8344	15.0904	26.7636
CP	KCal/Kg-C	n/a	0.4489	0.4659	0.4483	0.4934
Densidad	Kg/m ³	n/a	827.1524	816.6110	826.9415	726.4569
Tensión superficial	Dina/cm	n/a	28.9310	27.5008	28.9505	20.7028
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	n/a	0.0943	0.0922	0.0942	0.1019
Viscosidad	Cp	n/a	2.0224	1.5402	2.0235	0.3709

Balance de materia y energía

Línea		439	440	441	442	443
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Mezcla	Líquido	Líquido	Agua
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	873.6480	179.2295	113.2005	406.8000	527.9000
	Kg/h	188656.9688	1163.9479	12702.0879	45646.5313	9510.2666
Flujo estándar líquido	m ³ /h	224.5123	5.8218	16.7885	60.3315	9.5197
Temperatura	°C	238.4399	38.0000	38.0000	55.3719	115.0000
Presión	Kg/cm ² m	9.6000	7.8000	6.5500	7.3000	35.0000
Peso molecular		215.9416	6.4942	112.2088	112.2088	18.0153
Entalpía	M*KCal/h	23.3986	0.1264	0.2327	1.2217	1.1008
	KCal/kg	124.0273	108.6251	18.3192	26.7636	115.7439
Fracción mol líquido		1.0000	0.0005	1.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.5645	-0.1719	0.3223	0.3223	0.3449
UOP K factor		11.8008	21.3096	11.8305	11.8305	8.7576
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	840.2968	199.9287	756.5953	756.5953	999.0140
Gravedad específica		0.8411	0.2001	0.7573	0.7573	1.0000
API		36.7268	575.5544	55.3376	55.3376	10.0000
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	179.1418	n/a	n/a	n/a
	Kg/h	n/a	1153.2745	n/a	n/a	n/a
	m ³ /h	n/a	536.1512	n/a	n/a	n/a
Vapor (flujo vol. Std)	m ³ /h	n/a	4015.2822	n/a	n/a	n/a
Peso molecular		n/a	6.4378	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	1.0029	n/a	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	109.4616	0.0000	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	1.1649	n/a	n/a	n/a
Densidad	Kg/m ³	n/a	2.1510	n/a	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0691	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	0.0117	n/a	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	873.6480	0.0877	113.2005	406.8000	527.9000
	Kg/h	188656.9688	10.6734	12702.0879	45646.5313	9510.2666
Líquido (flujo vol.Std)	m ³ /h	224.5123	0.0139	16.7885	60.3315	9.5197
Peso molecular		215.9416	121.7405	112.2088	112.2088	18.0153
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	124.0273	18.2448	18.3192	26.7636	115.7439
CP	KCal/Kg-C	0.6353	0.4743	0.4789	0.4934	1.0090
Densidad	Kg/m ³	688.2486	753.1708	740.1132	726.4569	947.0838
Tensión superficial	Dina/cm	12.9762	23.1444	22.4446	20.7028	56.3176
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0673	0.1036	0.1055	0.1019	0.5887
Viscosidad	Cp	0.2564	0.4901	0.4382	0.3709	0.2407

Balance de materia y energía

Línea		444	445	446	447	449	450
Descripción de la corriente							
Fase		Agua	Agua	Mezcla	Vapor	Líquido	Líquido
Corriente total							
Flujo	Kg-mol/h	527.9000	1115.9000	527.9000	527.9000	873.6480	0.4426
	Kg/h	9510.2666	20103.2520	9510.2666	9510.2666	188656.9688	46.4412
Flujo estándar líquido	m ³ /h	9.5197	20.1231	9.5197	9.5197	224.5123	0.0620
Temperatura	°C	115.5551	115.0000	153.8405	180.0000	195.8236	38.0000
Presión	Kg/cm ² m	4.3100	35.0000	4.3100	3.8100	8.8500	4.6485
Peso molecular		18.0153	18.0153	18.0153	18.0153	215.9416	104.9360
Entalpia	M*KCal/h	1.1008	2.3268	6.0408	6.3944	18.4586	0.0009
	KCal/kg	115.7439	115.7439	635.1825	672.3674	97.8422	18.6281
Fracción mol líquido		1.0000	1.0000	0.0453	0.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.3449	0.3449	0.3449	0.3449	0.5645	0.3019
UOP K factor		8.7576	8.7576	8.7576	8.7576	11.8008	11.8284
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	999.0140	999.0140	999.0140	999.0140	840.2968	748.9150
Gravedad específica		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.8411	0.7497
API		10.0000	10.0000	10.0000	10.0000	36.7268	57.2537
Vapor							
Flujo	Kg-mol/h	n/a	n/a	503.9844	527.9000	n/a	n/a
	Kg/h	n/a	n/a	9079.4199	9510.2666	n/a	n/a
	m ³ /h	n/a	n/a	3258.0447	4059.1169	n/a	n/a
Vapor (flujo vol.Std)	m ³ /h	n/a	n/a	11296.3018	11832.3477	n/a	n/a
Peso molecular		n/a	n/a	18.0153	18.0153	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	1.0000	1.0000	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	n/a	657.9923	672.3674	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	n/a	0.5372	0.5100	n/a	n/a
Densidad	Kg/m ³	n/a	n/a	2.7868	2.3429	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	n/a	0.0250	0.0270	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	n/a	0.0143	0.0154	n/a	n/a
Líquido							
Flujo	Kg-mol/h	527.9000	1115.9000	23.9156	n/a	873.6480	0.4426
	Kg/h	9510.2666	20103.2520	430.8469	n/a	188656.9688	46.4412
Líquido(flujo volStd)	m ³ /h	9.5197	20.1231	0.4313	n/a	224.5123	0.0620
Peso molecular		18.0153	18.0153	18.0153	n/a	215.9416	104.9360
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	n/a	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	115.7439	115.7439	154.5018	n/a	97.8422	18.6281
CP	KCal/Kg-C	1.0122	1.0090	1.0128	n/a	0.5963	0.4788
Densidad	Kg/m ³	946.6459	947.0838	913.2925	n/a	722.2515	731.4830
Tensión superficial	Dina/cm	56.2052	56.3176	48.0877	n/a	16.1813	21.5473
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.5888	0.5887	0.5909	n/a	0.0735	0.1058
Viscosidad	Cp	0.2395	0.2407	0.1764	n/a	0.3430	0.3844

Balance de materia y energía

Línea		451	452	453	454	455
Descripción de la corriente						
Fase		-	Vapor	Vapor	Mezcla	Vapor
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	22.1735	22.1735	22.1735	21.7309
	Kg/h	n/a	303.4633	303.4633	303.4633	257.0221
Flujo estándar líquido	m ³ /h	n/a	0.8680	0.8680	0.8680	0.8060
Temperatura	°C	n/a	55.0000	103.0789	38.0000	38.0000
Presión	Kg/cm ² m	n/a	2.7000	5.0000	4.6485	4.6485
Peso molecular		n/a	13.6859	13.6859	13.6859	11.8275
Entalpia	M*KCal/h	n/a	0.0371	0.0468	0.0298	0.0290
	KCal/kg	n/a	122.1491	154.2480	98.3296	112.7309
Fracción mol líquido		n/a	0.0000	0.0000	0.0200	0.0000
Factor acéntrico		n/a	-0.1149	-0.1149	-0.1149	-0.1234
UOP K factor		n/a	15.3839	15.3839	15.3839	16.0264
Densidad del líquido (std)	Kg/m ³	n/a	349.6082	349.6082	349.6082	318.8866
Gravedad específica		n/a	0.3500	0.3500	0.3500	0.3192
API		n/a	272.8397	272.8397	272.8397	311.7938
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	22.1735	22.1735	21.7309	21.7309
	Kg/h	n/a	303.4633	303.4633	257.0221	257.0221
	m ³ /h	n/a	164.9652	117.1290	100.6805	100.6805
Vapor (flujo vol.Std)	m ³ /h	n/a	496.9959	496.9959	487.0762	487.0763
Peso molecular		n/a	13.6859	13.6859	11.8275	11.8275
Z (from K)		n/a	0.9986	0.9994	0.9984	0.9984
Entalpía	KCal/kg	n/a	122.1491	154.2480	112.7309	112.7309
CP	KCal/kg-C	n/a	0.6580	0.6859	0.6997	0.6997
Densidad	Kg/m ³	n/a	1.8396	2.5908	2.5528	2.5528
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0475	0.0569	0.0475	0.0475
Viscosidad	Cp	n/a	0.0133	0.0148	0.0128	0.0128
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	0.4426	n/a
	Kg/h	n/a	n/a	n/a	46.4412	n/a
Líquido (flujo vol.Std)	m ³ /h	n/a	n/a	n/a	0.0620	n/a
Peso molecular		n/a	n/a	n/a	104.9360	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	0.0000	n/a
Entalpía	KCal/Kg	n/a	n/a	n/a	18.6281	n/a
CP	KCal/Kg-C	n/a	n/a	n/a	0.4788	n/a
Densidad	Kg/m ³	n/a	n/a	n/a	731.4830	n/a
Tensión superficial	Dina/cm	n/a	n/a	n/a	21.5473	n/a
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	n/a	n/a	n/a	0.1058	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	n/a	n/a	0.3844	n/a

3.7 Dimensiones y características del equipo.

A continuación se muestra la lista de equipo, incluyendo algunas condiciones de operación. Estos datos fueron obtenidos a partir de la manipulación de los datos recabados en la simulación; cabe mencionar que se desarrolló el dimensionamiento preliminar para recipientes, torres y bombas; esto puede ser apreciado en las hojas de datos correspondientes.

Torres

DA-4802 Torre estabilizadora

Presión de operación fondo [Kg/cm ²]	3.45
Presión de operación domo [kg/cm ²]	3.1
Temperatura fondo [°C]	324.0
Temperatura domo [°C]	192.1
Reflujo	2.9
Diámetro 1 [mm]	3658
L ₁ tt[mm]	7926
Diámetro 2 [mm]	3962
L ₂ tt[mm]	21183

Calentadores a fuego directo

BA-4802 Rehervidor de la torre estabilizadora

Carga térmica [Mmkcal/h]	14.8077*1.2
--------------------------	-------------

Intercambiadores de calor

EA-4801 Generador de vapor de baja presión

Carga térmica [Mmkcal/h]	4.94*1.1
--------------------------	----------

EA-4806	Intercambiador de alimentación/fondos de estabilizadora		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	5.479*1.1
EA-4807	Generador de vapor de media presión		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	4.62*1.1
EA-4808	Precalentador de alimentación a generador de vapor		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	1.043*1.1
EA-4809	Segundo enfriador diesel producto		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	1.461*1.1
EA-4811	Enfriador de descarga del compresor		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.0312*1.1
EA-4812	Enfriador de naftas		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.1073*1.1
EA-4854	Enfriador de la primera etapa del compresor de gas amargo		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.017*1.1
Aeroenfriadores.			
EC-4804	Enfriador de diesel producto.		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	14.1508*1.1

EC-4805	Condensador de torre estabilizadora		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	8.2981*1.2

EC-4806	Enfriador final de gases		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.6126*1.1

Recipientes

FA-4808	Primer separador diesel		
		Temperatura de operación [°C]	230
		Presión de operación [kg/cm ²]	11.1
		Diámetro [mm]	2134
		Longitud [mm]	7925

FA-4809	Segundo separador diesel		
		Temperatura de operación [°C]	55
		Presión de operación [kg/cm ²]	10.4
		Diámetro [mm]	1524
		Longitud [mm]	4115

FA-4810	Acumulador de reflujo de la torre estabilizadora		
		Temperatura de operación [°C]	55
		Presión de operación [kg/cm ²]	2.75
		Diámetro [mm]	1326
		Longitud [mm]	7315

FA-4811	Tanque de succión del compresor de gas amargo		
		Temperatura de operación [°C]	55
		Presión de operación [kg/cm ²]	2.7
		Diámetro [mm]	610
		Longitud [mm]	3200
FA-4812	Tanque separador de la 1° etapa del compresor de gas amargo		
		Temperatura de operación [°C]	38
		Presión de operación [kg/cm ²]	4.6
		Diámetro [mm]	
		Longitud [mm]	
FA-4813	Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo		
		Temperatura de operación [°C]	38
		Presión de operación [kg/cm ²]	7.8
		Diámetro [mm]	762
		Longitud [mm]	3505
Bombas			
GA-4804	Bomba de reflujo de torre estabilizadora		
		Capacidad [m ³ /h]	80.4*1.2
		Presión de succión [kg/cm ²]	3.1
		Presión de descarga [kg/cm ²]	7.3

GA-4805	Bomba de diesel producto		
		Capacidad [m ³ /h]	314.3*1.1
		Presión de succión [kg/cm ²]	3.9
		Presión de descarga [kg/cm ²]	11.3
GA-4806	Bomba de recirculación al horno		
		Capacidad [m ³ /h]	1162.4*1.2
		Presión de succión [kg/cm ²]	3.9
		Presión de descarga [kg/cm ²]	8.7

Compresores

GB-4804	Compresor de gas amargo		
		-Primera etapa	
		Capacidad [m ³ /h]	164.95
		ΔP	2.3
		-Segunda etapa	
		Capacidad [m ³ /h]	100.63
		ΔP	3.852

3.7.1 Hojas de datos del caso existente.

Las siguientes hojas de datos fueron realizadas a partir del dimensionamiento de los equipos; partiendo del balance de materia y energía, así como de los resultados arrojados por la simulación.



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán-Campo 1

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L.	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	DA-4802	POSICIÓN:	
SERVICIO:	Torre estabilizadora		

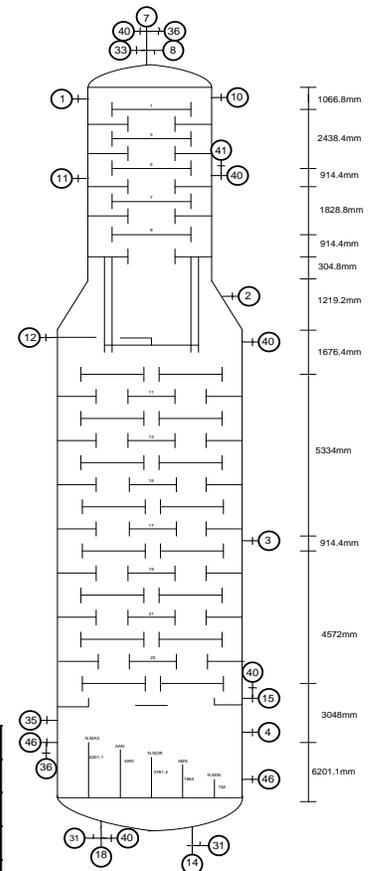
Tipo		Diámetro [mm]	3658	Diámetro [mm]	3962
		Altura total [mm]	30432.7	Faldón [mm]	7600
Temperatura [°C]	Operación	Superior	192	Inferior	339
Temperatura [°C]	Diseño	Superior	227	Inferior	374
Presión [kg/cm2 man]	Operación	Superior	3.1	Inferior	3.45
Presión [kg/cm2 man]	Diseño			6	
Nivel [mm]	Normal	3781	Máximo: 6201	Mínimo: 152	
Alarmas [mm]	Alto nivel:	4991	Bajo nivel:	1664	
Materiales	Cuerpo		Cabezas		Rec. Interno
Corrosión permisible [mm]	Cascarón		Aislamiento		Conservación de energía

PLATOS

No.	Tipo	No. De pasos	Espaciamiento [mm]
1-5	Válvulas	2	610
6-9	Válvulas	2	762
10-24	Válvulas	4	762

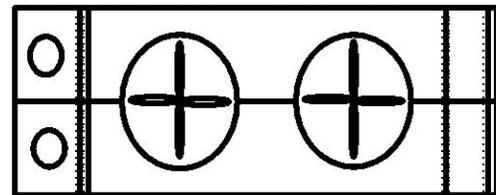
BOQUILLAS

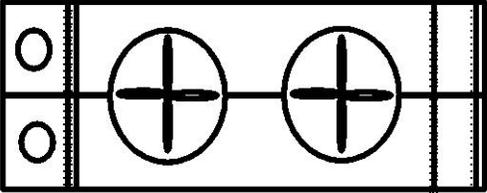
No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
1,2,3,4	4	610	Registro de hombre
8	1	76	Venteo
11	1	152	Alimentación del FA-4809
12	1	305	Alimentación del EA-4806
7	1	406	Salida de vapor al EC-4805
18	1	305	Salida de líquido a la GA-4805
14	1	508	Salida de líquido a la GA-4806
31A/B	2	102	Drene
15	1	610	Retorno del rehervidor
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
36	1	38	Instrumentos de presión
46A/B	2	51	Instrumentos de nivel
10	1	152	Reflujo

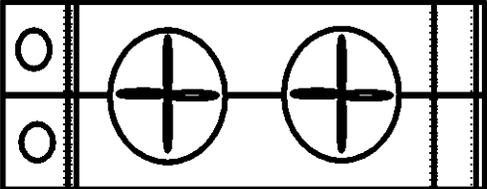


Revisión	0	1	2	3
Elaboró	ERC	ERC		
Revisó	ERC	ERC		
Aprovó	ERC	ERC		
Fecha	2013	2014		

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:		FES-C1		PROYECTO: Tesis de licenciatura			
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre					
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta NL		HOJA:		1 DE 1	
CLAVE DE EQUIPO:		EC-4804		POSICIÓN: Horizontal			
SERVICIO:		Enfriador de diesel producto					
Tamaño (mm)		-		Tiro : Forzado		Flujo: Cruzado	
Superficie por unidad (extendida/lisa)		-		Número de secciones		6	
Calor intercambiado [Mkcal/h]		14.15067*1.1		DMLT (correg.)		-	
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]		-		Limpio		Servicio -	
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:		Diesel producto		Flujo total [kg/h]		188656.9*1.1	
				Entrada		Salida	
				Líquido		Vapor	
Flujo [kg/h]		188656.9		-		188656.9	
Densidad [kg/m ³]		722.25		-		816.61	
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		0.0735		-		0.0922	
Calor específico [kcal/kg °C]		0.5963		-		0.4659	
Viscosidad [cp]		0.343		-		1.5402	
Peso molecular [kg/kg-mol]		216		-		215.95	
Calor latente [kcal/kg]		-		-		-	
Temperatura [°C]		196				55	
Presión [kg cm ² man]				8.85			
Caída de presión [kgcm ²]		Perm.		0.35		Calc. -	
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire				NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.			
Flujo de aire por unidad [AMCM]				Se considerará un sobrediseño del 10%			
Flujo de aire por ventilador [AMCM]				El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).			
Presión estática actual [mm H2O]							
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]		37					
Temperatura de salida [°C]		66					
Temperatura ambiente mínima [°C]		0					
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]		0					
Revisión		0		1		2	
Elaboró		ERC		ERC			
Revisó		ERC		ERC			
Aprovó		ERC		ERC			
Fecha		2013		2014			



		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrosulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta NL	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EC-4805	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Condensador de torre estabilizadora						
Tamaño (mm)	-	Tiro: Forzado	Flujo: Cruzado				
Superficie por unidad (extendida/lisa)	-	Número de secciones	3				
Calor intercambiado [Mkcal/h]	8.2981*1.1	DMLT (correg.)	-				
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]	-	Limpio	-	Servicio	-		
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:	Nafta amarga	Flujo total [kg/h]	58652.1*1.1				
		Entrada		Salida			
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		
Flujo [kg/h]		-	58652	58385.4	266		
Densidad [kg/m ³]		-	12.61	731.2	1.7225		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		-	0.0253	0.103	0.0489		
Calor específico [kcal/kg °C]		-	0.5341	0.487	0.6975		
Viscosidad [cp]		-	0.0099	0.392	0.0131		
Peso molecular [kg/kg-mol]		-	108.179	112.132	12.408		
Calor latente [kcal/kg]		-	-	-	-		
Temperatura [°C]		192		55			
Presión [kg cm ² man]		3.1					
Caída de presión [kgcm ²]	Perm.	0.35	Calc.	-			
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire		NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.					
Flujo de aire por unidad [AMCM]	Se considerará un sobrediseño del 10%						
Flujo de aire por ventilador [AMCM]	El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).						
Presión estática actual [mm H2O]							
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]	37						
Temperatura de salida [°C]	66						
Temperatura ambiente mínima [°C]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]	0						
		ESQUEMA GENERAL DE UN AEROENFRIADOR					
							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovo	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrosulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta NL	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EC-4806	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Enfriador final de gases						
Tamaño (mm)	-	Tiro: Forzado	Flujo: Cruzado				
Superficie por unidad (extendida/lisa)	-	Número de secciones	1				
Calor intercambiado [Mkcal/h]	0.61260*1.1	DMLT (correg.)	-				
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]	-	Limpio	-	Servicio	-		
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:	Gas amargo	Flujo total [kg/h]	3432.8*1.1				
		Entrada		Salida			
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		
Flujo [kg/h]		-	3432.8	2647.9	784.9		
Densidad [kg/m ³]		-	5.8431	768.6	2.1569		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		-	0.1002	0.0972	0.0814		
Calor específico [kcal/kg °C]		-	0.7595	0.4808	1.4034		
Viscosidad [cp]		-	0.0185	0.5739	0.0115		
Peso molecular [kg/kg-mol]		-	20.577	148.2	5.2696		
Calor latente [kcal/kg]		-	-	-	-		
Temperatura [°C]		230		55			
Presión [kg cm ² man]		11.1					
Caída de presión [kgcm ²]	Perm.	0.35	Calc.	-			
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire		NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.					
Flujo de aire por unidad [AMCM]	Se considerará un sobrediseño del 10%						
Flujo de aire por ventilador [AMCM]	El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).						
Presión estática actual [mm H2O]							
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]	37						
Temperatura de salida [°C]	70						
Temperatura ambiente mínima [°C]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]	0						
ESQUEMA GENERAL DE UN AEROENFRIADOR							
							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovo	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-4801	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Generador de vapor de baja presión.							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Agua para caldera			Diesel producto			
Flujo total [kg/h]	9510.3*1.1			188656.96*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	9510.3	430.8569		188656.96	188656.96		
Densidad [kg/m3]	946.64	913.292		688.24	722.251		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.5888	0.5909		0.0673	0.0735		
Calor específico [kcal/kg °C]	1.0122	1.0128		0.6353	0.5963		
Viscosidad [cp]	0.2395	0.1764		0.2564	0.343		
Peso molecular [kg/kg-mol]	18.0153	18.0153		215.941	215.9416		
Vapor [kg/h]	-	9079.41		-	-		
Calor latente [kcal/kg]	-	-		-	-		
Densidad [kg/m3]	-	2.7868		-	-		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	0.025		-	-		
Calor específico [kcal/kg °C]	-	0.5372		-	-		
Viscosidad [cp]	-	0.0143		-	-		
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	18.0153		-	-		
Temperatura [°C]	11.5	154		238	196		
Presión [kg cm2 man]	4.31			9.6			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	4.94*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR			
CLIENTE:		FES-C1		PROYECTO: Tesis de licenciatura			
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre					
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA: 1 DE 1			
CLAVE DE EQUIPO:		EA-4806		POSICIÓN: Horizontal			
SERVICIO:		Intercambiador de alimentación/fondos de estabilizadora.					
Tamaño (mm)		Env. Por unidad					
Superficie por unidad (GR/EF)		Arreglo de envolventes					
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
				LADO ENVOLVENTE		LADO TUBOS	
Fluido circulado				Alimentación a torre		Diesel producto	
Flujo total [kg/h]				185747.9063*1.1		188656.96*1.1	
				Entrada		Salida	
Líquido [kg/h]				184939.42		188656.96	
Densidad [kg/m3]				686.29		605.7517	
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				0.0673		0.0542	
Calor específico [kcal/kg °C]				0.6299		0.7169	
Viscosidad [cp]				0.2501		0.1372	
Peso molecular [kg/kg-mol]				209.8695		215.9416	
Vapor [kg/h]				808.492		-	
Calor latente [kcal/kg]				-		-	
Densidad [kg/m3]				5.0861		-	
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				0.0751		-	
Calor específico [kcal/kg °C]				0.6105		-	
Viscosidad [cp]				0.0165		-	
Peso molecular [kg/kg-mol]				45.9168		-	
Temperatura [°C]				230		325	
Presión [kg cm2 man]				3.65		12	
Calor intercambiado [M mkcal/h]				5.4794*1.1			
Caída de presión permisible [kgcm2]				0.7			
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
CLIENTE:		FES-C1		PROYECTO: Tesis de licenciatura				
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA: 1 DE 1				
CLAVE DE EQUIPO:		EA-4807		POSICIÓN: Horizontal				
SERVICIO:		Generador de vapor de media presión						
Tamaño (mm)		Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)		Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)								
Condiciones de operación								
		LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS		
Fluido circulado		Vapor de agua				Diesel producto		
Flujo total [kg/h]		10592.98*1.1				188656.96*1.1		
		Entrada		Salida		Entrada		Salida
Líquido [kg/h]		10592.98		543.75		188656.96		188656.96
Densidad [kg/m3]		852.1651		849.6		647.606		681.096
Conductividad térmica [kcal/h m°C]		0.5669		0.5654		0.0604		0.066
Calor específico [kcal/kg °C]		1.1448		1.1507		0.693		0.5421
Viscosidad [cp]		0.127		0.1258		0.1809		0.2432
Peso molecular [kg/kg-mol]		18.0153		18.0153		215.9416		215.941
Vapor [kg/h]		-		10049.23		-		-
Calor latente [kcal/kg]		-		-		-		-
Densidad [kg/m3]		-		10.0351		-		-
Conductividad térmica [kcal/h m°C]		-		0.0296		-		-
Calor específico [kcal/kg °C]		-		0.6078		-		-
Viscosidad [cp]		-		0.0167		-		-
Peso molecular [kg/kg-mol]		-		18.015		-		-
Temperatura [°C]		210.5		213		284		247
Presión [kg cm2 man]				19.4				11
Calor intercambiado [M mkcal/h]		4.62*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]		0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]								
No. De pasos								
Velocidad [m/s]								
NOTAS:								
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.								
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).								
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	
Elaboró	ERC	ERC						
Revisó	ERC	ERC						
Aprovó	ERC	ERC						
Fecha	2013	2014						

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE 1					
CLAVE DE EQUIPO: EA-4808	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Pre calentador de alimentación a generador de vapor							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Diesel producto			Agua para caldera			
Flujo total [kg/h]	188656.96*1.1			10592.98*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	188656.98	188656.98		10592.98	10592.98		
Densidad [kg/m3]	681.096	688.2486		946.88	852.16		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.066	0.0673		0.5887	0.5669		
Calor específico [kcal/kg °C]	1.01	1.144		0.6421	0.6353		
Viscosidad [cp]	0.2432	0.2564		0.2401	0.1271		
Peso molecular [kg/kg-mol]	215.94	215.9416		18.015	18.015		
Vapor [kg/h]	-	-		-	-		
Calor latente [kcal/kg]	-	-		-	-		
Densidad [kg/m3]	-	-		-	-		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	-		-	-		
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-		-	-		
Viscosidad [cp]	-	-		-	-		
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	-		-	-		
Temperatura [°C]	247	238		115	210.5		
Presión [kg cm2 man]	10.3			19.4			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	1.043*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-4809	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Segundo enfriador de diesel producto							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Diesel producto			Agua de enfriamiento			
Flujo total [kg/h]	188656.96*1.1			114418*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	188656.98	188656.98		114418	114418		
Densidad [kg/m3]	816.61	827.15					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0922	0.0943					
Calor específico [kcal/kg °C]	0.4489	0.4659					
Viscosidad [cp]	1.5402	2.0224					
Peso molecular [kg/kg-mol]	215.9	215.9					
Vapor [kg/h]	-	-					
Calor latente [kcal/kg]	-	-					
Densidad [kg/m3]	-	-					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	-					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-					
Viscosidad [cp]	-	-					
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	-					
Temperatura [°C]	55	38		32	46		
Presión [kg cm2 man]	8.1			4.21			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	1.461*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-4811	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Enfriador de descarga del compresor de gas amargo							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Gas amargo			Agua de enfriamiento			
Flujo total [kg/h]	1163.9479*1.1			2443*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	-	10.6734		2443	2443		
Densidad [kg/m3]	-	763.17					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	0.1036					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	0.4743					
Viscosidad [cp]	-	0.4901					
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	121.74					
Vapor [kg/h]	1163.9479	1153.27					
Calor latente [kcal/kg]	-	-					
Densidad [kg/m3]	2.1831	2.151					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0739	0.0691					
Calor específico [kcal/kg °C]	1.1686	1.1649					
Viscosidad [cp]	0.0123	0.0117					
Peso molecular [kg/kg-mol]	6.4942	6.4378					
Temperatura [°C]	60.4431	38		32	46		
Presión [kg cm2 man]	8.5			4.21			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.0312*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.35						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR			
CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EA-4812	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Enfriador de naftas						
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE				LADO TUBOS		
Fluido circulado	Nafta amarga				Agua de enfriamiento		
Flujo total [kg/h]	12702.0879*1.1				8403*1.1		
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	12702.08	12702.08		8403	8403		
Densidad [kg/m3]	726.45	740.1132					
Conductividad térmica [kcal/h m °C]	0.1019	0.1055					
Calor específico [kcal/kg °C]	0.4934	0.4789					
Viscosidad [cp]	0.3709	0.4383					
Peso molecular [kg/kg-mol]	112.208	112.208					
Vapor [kg/h]	-	-					
Calor latente [kcal/kg]	-	-					
Densidad [kg/m3]	-	-					
Conductividad térmica [kcal/h m °C]	-	-					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-					
Viscosidad [cp]	-	-					
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	-					
Temperatura [°C]	55	38		32	46		
Presión [kg cm2 man]	7.3				4.21		
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.1073*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-4854	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Enfriador de la primera etapa del compresor de gas amargo							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Gas amargo			Agua de enfriamiento			
Flujo total [kg/h]	303.46*1.1			1331*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	-	46.4412		1331	1331		
Densidad [kg/m3]	-	731.483					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	0.1058					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-					
Viscosidad [cp]	-	0.3844					
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	104.93					
Vapor [kg/h]	303.4633	257.02					
Calor latente [kcal/kg]	-	-					
Densidad [kg/m3]	2.5908	2.5528					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0569	0.0475					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-					
Viscosidad [cp]	0.0148	0.0128					
Peso molecular [kg/kg-mol]	13.6859	11.8275					
Temperatura [°C]	103	38		32	46		
Presión [kg cm2 man]	5			4.21			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.017*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.35						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

3.7 Consumo y generación de servicios auxiliares.

En este punto se incluye el consumo de agua de enfriamiento, gas combustible, energía eléctrica y agua de alimentación para caldera; así como la generación de vapor para la planta. Estos datos fueron calculados, considerando los equipos y la información de la planta.

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		SERVICIOS AUXILIARES				
CLIENTE:		FES-C1		PROYECTO: Tesis de licenciatura				
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA:		1	DE	5
SERVICIO: AGUA DE ENFRIAMIENTO								
Condiciones de suministro.								
		Presión [kg/cm2 m]	4.21	Temperatura [°C]		32		
Condiciones de retomo								
		Presión [kg/cm2 m]	2.038	Temperatura [°C]		46		
				Consumo[kg/h]				
Clave	Servicio			Normal	Máxima			
EA-4809	Segundo enfriador de diesel producto			114418	125860			
EA-4812	Enfriador de naftas			8403	9244			
EA-4811	Enfriador de descarga del compresor de gas amargo			2443	2688			
EA-4854	Enfriador de la primera etapa del compresor de gas amargo			1331	1464			
				Total	126596	139256		
NOTAS.								
Estos valores corresponden al IDC.								
Se considerará un 10% de sobrediseño								
Revisión	0	1	2	3	4	5	6	
Elaboró	ERC	ERC						
Revisó	ERC	ERC						
Aprovó	ERC	ERC						
Fecha	2013	2014						

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		SERVICIOS AUXILIARES			
CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	2	DE	5		
SERVICIO: GAS COMBUSTIBLE							
Condiciones de suministro de gas combustible.							
	Presión [kg/cm ² m]	4.2	Temperatura [°C]	25			
	Poder calorífico [Kcal/m ³ std]	8500	Eficiencia [%]	80			
		Consumo [m ³ std/h]					
Clave	Servicio	Normal	Máxima				
BA-4802	Rehervidor de la torre estabilizadora	2178	2395				
Total		2178	2395				
NOTAS.							
Estos valores corresponden al IDC.							
Se considerará un 10% de sobrediseño							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán- Campo 1

**SERVICIOS
AUXILIARES**

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura		
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre				
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	3	DE	5
SERVICIO:	ENERGÍA ELECTRICA				

Clave	Servicio	Consumo [kw]	
		Normal	Máxima
EC-4804	Enfriador de diesel producto	69	75
EC-4805	Condensador de torre estabilizadora	32	35
EC-4806	Enfriador final de gases	2	3
GA-4804	Bomba de reflujo de torre estabilizadora	11	12
GA-4805	Bomba de diesel producto	70	77
GA-4806	Bomba de recirculación al horno	184	202
GB-4804	Compresor de gas amargo	24	26
Total		392	431

NOTAS.

Estos valores corresponden al IDC.

Se considerará un 10% de sobrediseño

Para el caso de los aerofriadores y el compresor; se tomaron en cuenta los datos extraídos con ayuda del simulador (número de secciones y ventiladores); dado que no se realizó el diseño específico de estos equipos.

Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán- Campo 1

SERVICIOS AUXILIARES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura		
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre				
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	4	DE	5
SERVICIO: GENERACIÓN DE VAPOR					

Vapor de Baja Presión					
	Presión [kg/cm2 m]	3.5	Temperatura [°C]		180
Vapor de Alta Presión					
	Presión [kg/cm2 m]	18.5	Temperatura [°C]		330
			Generación [kg/h]		
	Servicio		Normal		Máxima
	Vapor de Media Presión		10593		11652
		Total	10593		11652
	Vapor de Baja Presión		9510		10461
		Total	9510		10461

NOTAS.

Estos valores corresponden al IDC.

Se considerará un 10% de sobrediseño

Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán- Campo 1

**SERVICIOS
AUXILIARES**

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura		
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre				
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	5	DE	5
SERVICIO: AGUA DE ALIMENTACIÓN PARA CALDERA.					

Condiciones de suministro.

Presión [kg/cm² m] 35 Temperatura [°C] 115

Servicio	Consumo [kg/h]	
	Normal	Máxima
Agua para caldera	20103	22114
Total	20103	22114

NOTAS.

Estos valores corresponden al IDC.

Se considerará un 10% de sobrediseño

Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

Capítulo 4. Propuesta de mejora técnica a la sección de fraccionamiento de la planta hidrosulfuradora de diesel de ultra bajo azufre de la refinería de Cadereyta.

4.1 Justificación y determinación de la propuesta de mejora.

Para determinar la propuesta de mejora, se partió de las bases de diseño de la planta existente (caso base); realizándose un análisis detallado al proceso. Se tomó como punto de partida el uso de las secuencias de separación, por lo que la carga de alimentación se consideró como una mezcla de tres componentes:

- A Gas amargo
- B Nafta sin estabilizar
- C Diesel de ultra bajo azufre

Empleando éste término, se pudo establecer lo siguiente: “si se trata de una mezcla de tres componentes, existe la posibilidad de emplear dos secuencias diferentes”, es decir, la secuencia directa e indirecta.

La secuencia directa es aquella donde los componentes ligeros son separados inmediatamente en el domo de las torres; mientras que en la secuencia indirecta los compuestos pesados son enviados inmediatamente al fondo de la torre.

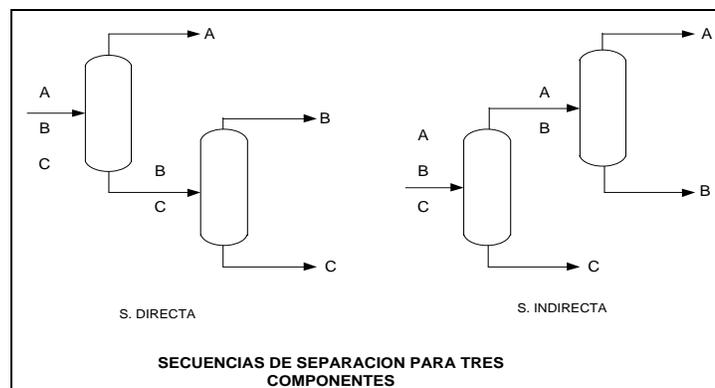


Figura 20: Secuencias de separación para tres componentes.

Una manera cualitativa de evaluar las secuencias de separación es a partir del uso de las reglas heurísticas, estas nos dan algunos criterios para escoger la secuencia más adecuada.

Reglas heurísticas:

1. Favorecer la separación de los componentes más volátiles.
2. Favorecer la secuencia donde la separación en flujos molares sea equitativa.
3. Separar el componente que presente la composición molar mayor.
4. Dejar al final la separación con componentes con volatilidades similares.

Haciendo caso a la primer regla, se recomienda el empleo de la secuencia directa, ya que considera como mejor opción eliminar los gases contenidos en la alimentación. Mientras que la segunda y tercer regla recomiendan el uso de la secuencia indirecta, ya que se pide favorecer la separación de tal modo que los flujos sean repartidos equitativamente, así como separar primero el componente con mayor composición molar, para no arrastrar grandes flujos, los cuales implican equipos de tamaño superiores. La cuarta regla recomienda el empleo de la secuencia directa, siendo que es mejor dejar al final la separación de compuestos con volatilidades semejantes, en este caso la de A/B.

Como nos podemos dar cuenta las reglas heurísticas se contradicen entre ellas, haciendo ambas secuencias igualmente válidas, por lo que se recurrirá a otro tipo de análisis.

Una manera cuantitativa de evaluar ambas secuencias, es mediante la determinación del vapor mínimo, ya que provee un indicio del capital y costos de operación.

Para estimar el flujo de vapor mínimo, se emplearon los datos establecidos en la siguiente tabla.

Tabla 11: Volatilidad relativa para la sección de fraccionamiento.

Corte	Componente	Flujo [kg mol/h]	Ki	$\alpha_{relativa}$	$\alpha_{LK/HK}$
A	H2	179.22	1.79	3.08	3.08
	- C4				
B	C5	114.9	0.58	1	1.21
	- NBP185		1.89	1.21	
C	NBP195 - NBP388	872.2365	1.56	1	

Una vez determinado el flujo de vapor mínimo, podemos darnos cuenta que la secuencia indirecta requiere un 10% más de vapor.

Tabla 12: Vapor mínimo.

Orden	Vapor mínimo [kg mol/h]	%	Secuencia
1	6079.9	100%	A/BC B/C
2	6737.8	110.8%	AB/C A/B

Por esta razón la secuencia directa es la mejor opción en este análisis; ya que existe una relación entre el flujo de vapor y la carga térmica requerida en el condensador y rehervidor, es decir, la carga térmica del rehervidor está directamente relacionada con el consumo de energía (vapor) y la carga térmica del condensador está relacionada con el costo generado por el servicio de enfriamiento (agua de enfriamiento o refrigerantes). Además de que altos flujos de vapor implican el uso de grandes equipos: torres, rehervidores y condensadores.

Estos aspectos conllevan al empleo de aquellas secuencias que arrojen menor flujo de vapor.

Una vez hecho este primer análisis, se simulo la secuencia directa, con el fin de comparar el consumo energético. Este arreglo fue propuesto de tal manera que cumpliera con las especificaciones de los productos establecidas en un principio

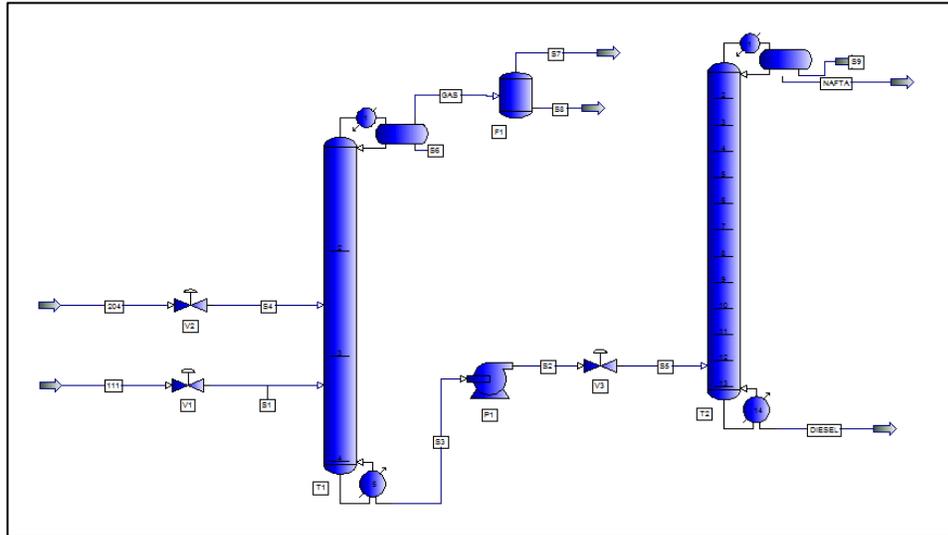


Figura 21: Primer arreglo de la Sección de Fraccionamiento.

Tabla 13: Equipo clave del primer arreglo.

Equipo	Caso base	Primer arreglo
Torres	1	2
Tanque acumulador de reflujo	1	2
Condensador	1	2
Rehervidor	1	2
Tanques extras	2	1
Total	6	9

Como podemos darnos cuenta, el nuevo arreglo requiere mayor cantidad de equipo (dos torres fraccionadoras con sus respectivos condensadores y rehervidores, además de sus tanques acumuladores de reflujo, también es necesario otro tanque que ayude a recuperar

la nafta que es arrastrada en los gases) en comparación del diseño original. Además la suma de las cargas térmicas necesarias para operar la planta es superior, lo que implica equipos más grandes y mayor consumo de servicios auxiliares. (Tabla14). Por estas razones, el nuevo arreglo es descartado ya que no conlleva mejoras al proceso.

Tabla 14: Consumo energético del primer arreglo.

		Caso base	Primer arreglo
Torres	1° Platos reales	24	5
	2° Platos reales	-	15
Condensador	1° Q [Mm kcal/h]	8.2981	7.5326
	2° Q [Mm kcal/h]	-	6.8011
Rehervidor	1° Q[Mm kcal/h]	14.8077	12.7063
	2° Q [Mm kcal/h]	-	7.1201

Una vez descartado este primer arreglo, se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones para la secuencia indirecta:

- Debido a que en esta secuencia se manejan dos torres para separar los productos: Diesel de ultra bajo azufre en la primera y nafta sin estabilizar en la segunda torre. Y además, que dentro de mis productos manejo condensables e incondensables; la segunda torre puede ser sustituida por el mismo tanque condensador de reflujo de la primer torre, dado que a una temperatura de (38-55)°C puedo condensar nafta y sacarla como producto líquido; y por otra parte puedo mandar el gas como producto gaseoso. A partir de esta consideración, es que se puede emplear una sola torre.

Se alimentaron las corrientes 204 y 111 a la torre fraccionadora (segundo arreglo), buscando cumplir con los productos deseados; sin embargo no se logró cumplir con las especificaciones adecuadamente; ya que existe demasiado gas en las corrientes de alimentación y este no logra ser separado totalmente de la nafta, arrastrándose una parte

en ella y por ende se produce una nafta con muchos ligeros (nafta inestabilizada) que puede complicar su almacenamiento.

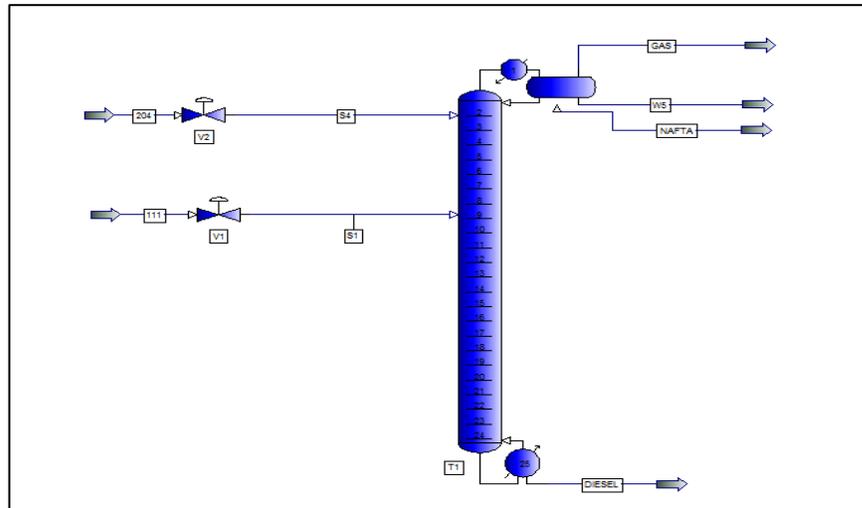


Figura 22: Segundo arreglo de la Sección de Fraccionamiento.

Es por esta razón que se consideró el empleo de tanques flash (tanques separadores) antes de entrar a la torre, buscando facilitar la separación de los compuestos más ligeros y así mejorar la separación de la torre. Las corrientes de alimentación (111 y 204) contienen 181.6 kgmol/h de ligeros., como se puede ver en la siguiente tabla.

Tabla 15: Flujo de ligeros en las corrientes de alimentación.

Corriente	111	204
Procedencia	Líquido del separador caliente de alta presión.	Líquido del separador frío de alta presión.
P [kg/cm ² m]	93.6	92.7
T [°C]	230	54
Flujo total [kgmol/h]	1065	100
Flujo de gases [kgmol/h]	169.65	11.9616

Para aligerar la alimentación de la torre , se buscó remover la mayor cantidad a partir del uso de tanques flash; hay que recordar que en el caso base se extraen 157.495kgmol/h con un PM de 5.7583 en la salida del FA-4809; y el flujo total de gases eliminados es de 179.2 kgmol/h con un PM de 6.4942.

Teniendo en cuenta esto, primero se analizó el comportamiento de un solo tanque, considerando diferentes presiones de operación

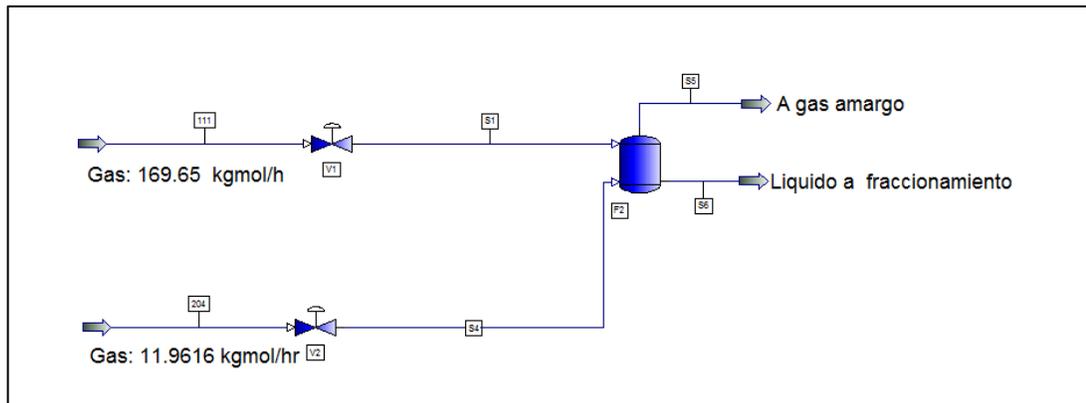


Figura 23: Arreglo de tanques 1.

Como se puede observar en la tabla siguiente, el empleo de un solo tanque no es factible, debido a que no se pueden separar los gases adecuadamente. Esto puede ser observado en la tabla 16, si separo 180kgmol/h a una presión de 11kg/cm², el PM es de 22.37, lo que significa que se está arrastrando nafta, ya que el PM que se espera para el gas está entre 6 y 7. Y si buscamos obtener un gas con un PM inferior, se requerirá una mayor presión, lo que implica un flujo inferior al obtenido del caso base. Por tanto, este arreglo no es viable para la propuesta de mejora.

Tabla 16: Evaluación del “Arreglo de tanques 1”.

Presión de operación [kg/cm ² m]	Gas amargo [kg mol/h]	PM
8	195.767	23.367
9	190.233	25.4303
10	185.304	23.7815
11	180.859	22.3723
-	-	-
20	151.381	15.1995
-	-	-
40	104.872	9.7662

A partir de este análisis, se puede concluir que se requieren dos tanques de flasheo para extraer la mayor cantidad de gas, sin arrastrar nafta. Enseguida se analizarán dos nuevos arreglos.

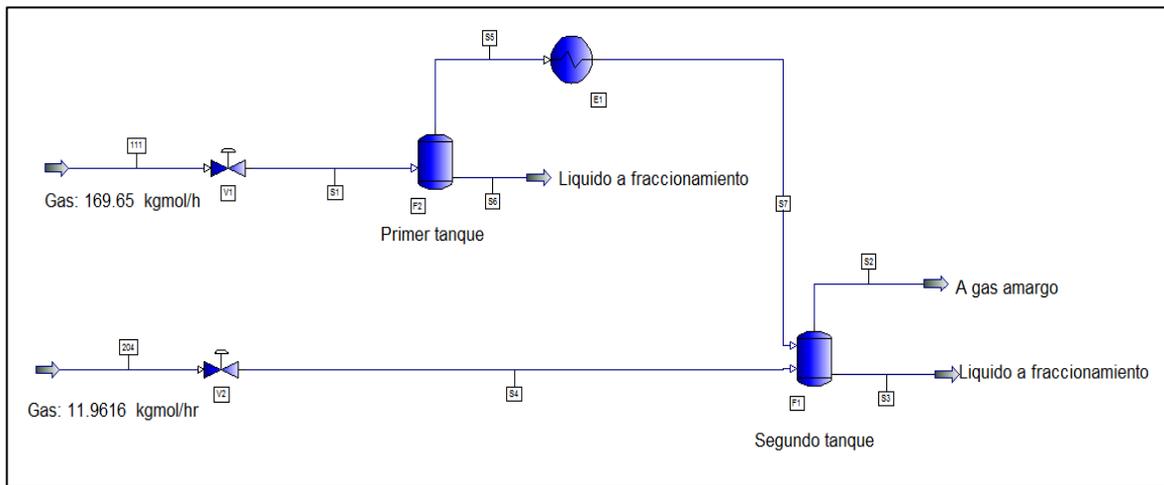


Figura 24: Arreglo de Tanques 2.

El arreglo de tanques 2 es el mismo que tiene el caso base, las alimentaciones entrarán a diferentes tanques; y el segundo tanque es el que se encargará de recuperar la nafta que pueda ser arrastrada en el gas del primer tanque.

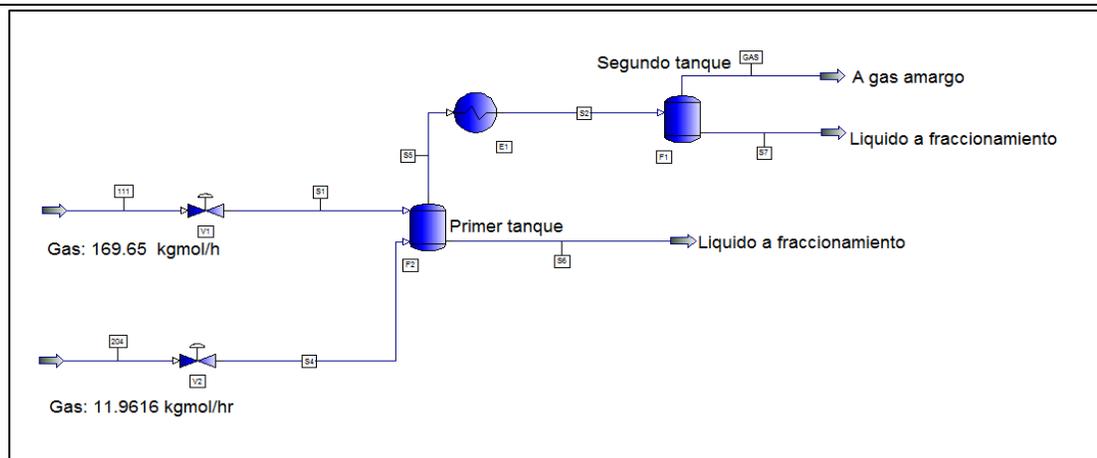


Figura 25: Arreglo de Tanques 3.

En el arreglo de tanques 3 las dos alimentaciones entran juntas al primer tanque, los gases separados en él serán mandados al segundo tanque, el cual servirá para rectificar.

Para saber a qué temperatura es recomendable manejar el segundo tanque de flasheo, se fijaron las temperaturas de 55°C y de 38°C, variando solamente las presiones de operación. Como puede ser apreciado en las siguientes tablas; al variar la presión de operación y la temperatura, el flujo de gas amargo es superior a 55°C en ambos casos. Enfriando hasta 55°C resulta ser la mejor opción para llevar a cabo la separación, es la más económica debido a que podemos emplear aire de enfriamiento y evitar el uso de agua de enfriamiento para ello.

Una vez que se determinó la temperatura óptima para llevar a cabo la separación, se compararon los dos arreglos de tanques a 55°C, con el fin de saber en qué arreglo de tanques se logra una mejor separación de gases. A continuación se muestran las tablas donde se pueden apreciar el arreglo de tanques 2 y 3.

Tabla 17: Influencia de la temperatura y presión en el “Arreglo de tanques 3”.

Temperatura del intercambiador 55°C				
Presión de operación del primer tanque [kg/cm ² m]	Gas removido del primer tanque	Presión de operación del segundo tanque [kg/cm ² m]	Gas amargo [kgmol/h]	PM
9.9	185.77	9.55	161.0653	6.1447
9	190.261	8.65	163.083	6.2712
8	195.794	7.65	165.3321	6.4266
7	202.159	6.65	167.604	6.65
6	209.786	5.65	169.9711	6.8133
5	219.183	4.65	172.393	7.0655
4	223.691	3.65	174.923	7.3832
Temperatura del intercambiador 38°C				
9.9	185.77	9.55	160.2238	5.7303
9	190.261	8.65	162.1804	5.8271
8	195.794	7.65	164.3482	5.9428
7	202.159	6.65	166.5421	6.0722
6	209.786	5.65	168.769	6.2195
5	219.183	4.65	171.036	6.3917
4	223.691	3.65	173.358	6.6007

Tabla 18: Influencia de la temperatura y presión en el “Arreglo de tanques 2”.

Temperatura del intercambiador 55°C				
Presión de operación del primer tanque [kg/cm ² m]	Gas removido del primer tanque	Presión de operación del segundo tanque [kg/cm ² m]	Gas amargo [kg mol/h]	PM
11	169.97	9.9	157.998	5.858
11	169.97	9	158.389	5.9509
11	169.97	8	158.85	6.0667
11	169.97	7	159.346	6.1999
11	169.97	6	159.88	6.3573
11	169.97	4	161.19	6.7929
11	169.97	3.5	161.587	6.943
Temperatura del intercambiador 38°C				
11	169.97	9.9	157.605	5.6999
11	169.97	9	157.993	5.7868
11	169.97	8	158.448	5.8945
11	169.97	7	158.936	6.0174
11	169.97	6	159.466	6.1613
11	169.97	5	160.054	6.3255
11	169.97	4	160.7229	6.5539
11	169.97	3.5	161.1	6.687

Comparando los arreglos 2 y 3 podemos ver que a una temperatura de salida de 55° ; para el arreglo de tanques 2 a una presión de 9.9kg/cm^2 recuperamos 157.9kgmol/h de gas; mientras que en el arreglo de tanques 3 a una presión de 9.55kg/cm^2 recuperamos 161kgmol/h . Para presiones más bajas es más notoria la diferencia, para el arreglo 2 a una presión de 3.5kg/cm^2 se están recuperando 161.5 kg mol/h y en el arreglo 3 a una presión a 3.65 kg/cm^2 se recuperan 174.9 kg mol/h . A partir de esto podemos descartar el arreglo de tanques 2 y enfocarnos en el arreglo de tanques 3, por lo que se tomarán dos casos: a una presión de operación de 9.9 kg/cm^2 y 6.0 kg/cm^2 .

Siendo que a una presión de 9.9Kg/cm^2 se extraen 185kgmol/h , que es el flujo esperado de gases totales en el primer tanque y en el segundo tanque 161 kg mol/h con un PM de 6.14. Se tomará una presión mínima de operación la de 6kg/cm^2 , debido a que el flujo extraído de gas total en el segundo tanque es de 169.97kgmol/h con un PM de 6.8; si se toma una presión inferior se pueden extraer más gases pero el PM aumenta, lo que implica que empiezas a arrastrar nafta en el gas.

Se analizó el impacto de los dos casos, por lo que se tomaron las corrientes líquidas obtenidas de los tanques a 6 y 9 kg/cm^2 , con esto se estableció el tercer arreglo “A” y “B” respectivamente (solo varía la cantidad de ligeros en las corrientes de alimentación).

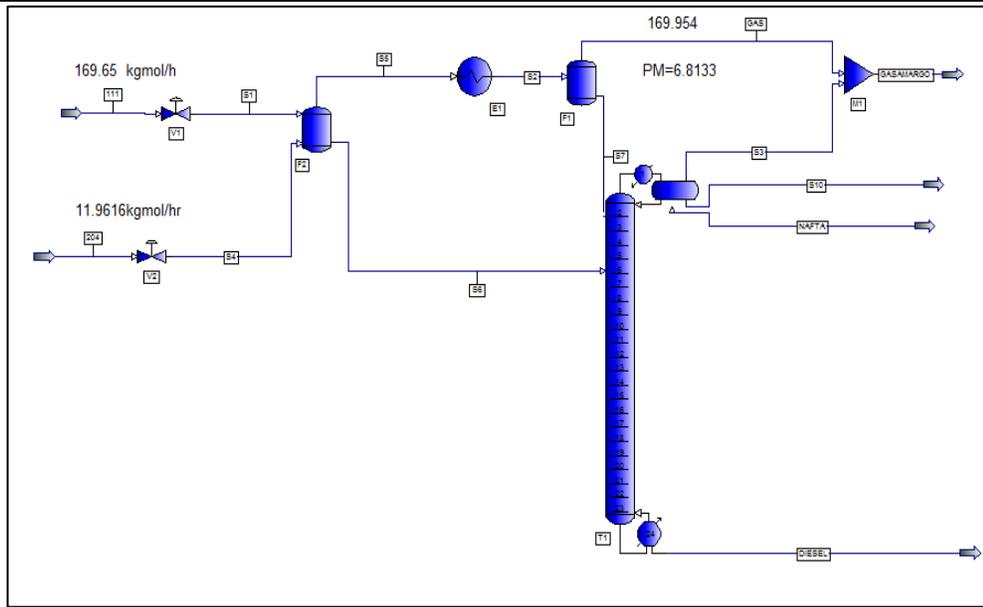


Figura 26: Tercer arreglo "A" de la Sección de Fraccionamiento.

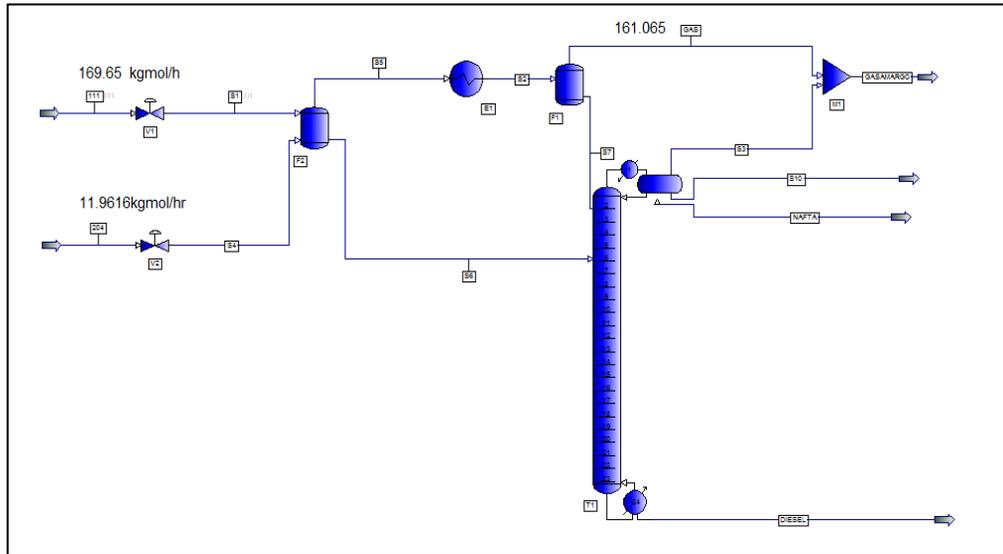


Figura 27: Tercer arreglo "B" de la Sección de Fraccionamiento.

Se analizaron los arreglos "A" y "B", variando la cantidad de ligeros que entran a la torre y buscando cumplir con las especificaciones de los productos. A partir de los datos

obtenidos, se realizó la siguiente tabla, dónde se pueden comparar los arreglos “A” y “B” contra el caso base en cuanto a condiciones de operación y productos obtenidos.

Tabla 19: Arreglos de la sección de fraccionamiento.

		Caso base	Tercer Arreglo “A”	Tercer Arreglo “B”
No. De torres		1	1	1
No. Platos reales		24	28	28
P operación	Kg/cm ² m	3.1	3	3
T domo	°C	192	198.1	195.3
T fondo	°C	323.7	322.1	322
Q condensador	Mmkcal/h	8.2981	2.4716	2.5646
Q rehervidor	Mmkcal/h	14.8077	14.0608	13.7989
No tanques de flasheo		2	2	2
Gas extraído	kg mol/h	157.495	169.95	161.07
P operación del primer tanque	kg/cm ² m	11.1	6	9.9
P operación del segundo tanque	kg/cm ² m	10.4	5.65	9.55
Productos				
Gas amargo	Kg mol/h	179.222	180.805	180.2653
	m ³ /h std	4015.282	4052.558	4040.4641
	PM	6.5	7.169	6.926
Nafta	Kg mol/h	113.216	114.001	114.002
	bbl/día	2535.99	2589.948	2585.57
	PM	112.3	114.001	113.986
Diesel	Kg mol/h	873.642	871.714	872.254
	bbl/día	33891.26	33819.218	33833.408
	PM	215.9	215.965	215.916

Se fijaron dos condiciones, con el objetivo de comparar los arreglos: el número de platos y la presión de operación.

El consumo energético se ve reflejado en las cargas térmicas del condensador y del rehervidor; en este caso, los dos arreglos cuentan un consumo energético inferior al caso base. Debido a esto, se compararon en cuanto a los productos; el arreglo B tiene un flujo mayor de diesel en comparación del A, sin embargo es inferior al del caso base. Ambos

arreglos manejan un mayor flujo de nafta, siendo B quien arrastra menor cantidad de diesel en ella.

Se verificó la cantidad de H₂S y de H₂ que existe en los productos, para ver si era necesario eliminar mayor cantidad de gases en el domo. Sin embargo, en ambos casos la cantidad de contaminantes es inferior al caso base, por lo que las dos opciones son válidas.

Debido a que las cargas térmicas y los flujos de los productos son semejantes para ambos arreglos, se compararon los pesos moleculares, debido ya que nos dan un indicio de cómo trabaja la torre.

Como se puede apreciar en la tabla 20, el arreglo “B” es más cercano al caso base en cuanto a los pesos moleculares de los productos, además de que se obtiene mayor cantidad de diesel que en el arreglo “A”. Debido a esto, se trabajará con el arreglo “B”, y será evaluado a detalle más adelante.

Tabla 20: Tabla comparativa de tercer arreglo de la sección de fraccionamiento.

Productos		Caso base	“A”	“B”
Gas amargo	Kg mol/h	179.222	180.805	180.2653
	m ³ /h std	4015.282	4052.558	4040.4641
	PM	6.5	7.169	6.926
Nafta	Kg mol/h	113.216	114.001	114.002
	bb/día	2535.99	2589.948	2585.57
	PM	112.3	114.001	113.986
	ppm H₂S	6117	4936	5223
	ppm H	37	37	37
Diesel	Kg mol/h	873.642	871.714	872.254
	bb/día	33891.266	33819.218	33833.408
	PM	215.9	215.965	215.916
	ppm H₂S	0	0	0
	ppm H	0	0	0

Siendo que las condiciones de operación de los tanques ya se conocen, se fijarán las condiciones de operación de la torre, para lo cual se realizó una tabla comparativa con

diferentes presiones de operación, así como temperaturas, cargas térmicas y productos obtenidos.

Tabla 21: Comportamiento de la torre fraccionadora vs presión de operación para caso B .

Presión de operación ,kg/cm ² m	1	2	3	4	5	Caso base
T domo °C	164.7	180.7	192.6	202.5	210.9	192
T fondo °C	286.8	306.6	322.3	335.4	346.8	323.7
Q condensador Mmkcal/h	3.9289	3.4013	3.2902	3.1393	3.1269	8.2981
Q rehedidor Mmkcal/h	10.4142	12.5613	14.5714	16.204	17.7514	14.8077
Reflujo	1.15	0.8061	0.7054	0.5936	0.56	3
Productos						
Kg mol/h	182.705	181.165	180.215	179.465	178.915	179.222
Gas amargo m ³ /h std	4095.154	4060.637	4039.342	4022.533	4010.206	4015.282
PM	7.645	7.153	6.91	6.74	6.633	6.5
Kg mol/h	114	114.001	113.994	114	114	113.216
Nafta bbl/día	2603.9	2585.728	2571.262	2560.704	2551.7	2535.99
PM	114.851	113.934	113.215	112.684	112.238	112.3
Kg mol/h	869.815	871.354	872.311	873.055	873.605	873.642
Diesel bbl/día	33782.75	33822.656	33848.38	33867.063	33881.365	33891.266
PM	216.23	216.091	216.007	215.932	215.881	215.9

En la tabla anterior se puede observar que a mayor presión, va aumentando la temperatura de la torre y por lo tanto el flujo de gas que se obtiene como producto va disminuyendo; también las cargas térmicas del rehedidor van aumentando conforme aumenta la presión.

Siendo que los flujos molares de mis productos son semejantes, además de que todos los casos cumplen con las especificaciones planteadas, podemos elegir como mejor propuesta el diseño que maneja la presión más baja, en este caso la presión de 1kg/cm². Hay que recordar que siempre la menor presión de operación en la cual se cumplan mis especificaciones es el mejor diseño. A pesar de que se obtiene menor cantidad de barriles de diesel en cuanto al caso base, se ve compensado por el lado del consumo energético.

Una vez conocidas las condiciones de operación de los tanques flash y la presión de operación de la torre; se determinará el número de platos óptimos para la nueva torre, estos van a depender de las composiciones de las corrientes líquidas que entran como alimentación a la torre de destilación.

El número de platos necesarios para lograr la separación de productos son: 14 teóricos; esto fue determinado a partir del simulador con un método corto. Por lo que se considerará una eficiencia del 75% para determinar el número de platos reales. La torre contará con 19 platos reales más el condensador y el rehervidor. A continuación se muestra la nueva propuesta y los resultados obtenidos.

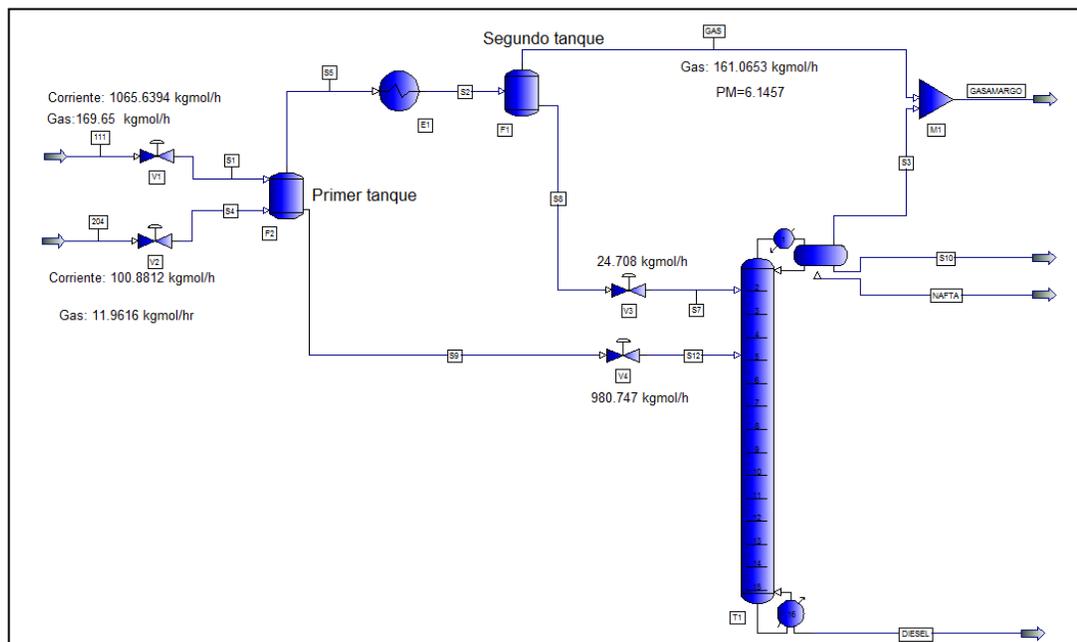


Figura 28: Nueva Propuesta a 1kg/cm^2 con catorce platos teóricos.

Tabla 22: Resultados de la nueva propuesta a 1 kg/cm² con catorce platos teóricos.

Nombre de la línea		Gas amargo de la torre	Nafta	Diesel	Gas amargo total
Fase		V	L	L	V
Flujo molar	KG-MOL/HR	20.30	114.00	871.15	181.37
Flujo másico	KG/HR	299.03	13059.53	188228.09	1288.73
Flujo std. Líquido	bbl/día	123.16	2597.59	33811.51	906.02
Temperatura	C	38.43	38.43	286.33	52.45
Presión	KG/CM2G	0.65	0.65	1.35	0.65
PM		14.73	114.56	216.07	7.11
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C				
IBP		-	-14.183	204.088	-
5%		-	48.009	216.920	-
10%		-	115.340	223.527	-
30%		-	117.735	240.257	-
50%		-	126.393	256.699	-
70%		-	139.313	290.604	-
90%		-	156.710	330.309	-
95%		-	164.360	343.408	-
EBP		-	175.000	351.909	-

Como se puede observar en la tabla 22, se está realizando el corte de nafta a 175°C ya que la tabla 9 maneja como temperatura máx. 180°C para el corte de la nafta; mientras que el diesel empieza a cortar una temperatura de 204°C. Se están recuperando 181.37 kgmol/h de ligeros (gas amargo) a una temperatura de 38° que equivale al el 99.86696 % de ligeros existentes en las corrientes de alimentación a la unidad. En cuanto a los productos, se están obteniendo 33811.51 bbl/día de diesel y 2597.59 bbl/día de nafta.

Tabla 23: Características de operación de la Nueva propuesta a 1kg/cm^2 con catorce platos teóricos.

Nueva propuesta a 1kg/cm^2 con catorce platos teóricos		
Presión de operación	kg/cm^2	1
Temperatura domo	$^{\circ}\text{C}$	165.8
Temperatura fondo	$^{\circ}\text{C}$	286.3
Q condensador	Mmkcal/h	4.0737
Q rehervidor	Mmkcal/h	10.3954
Productos		
Gas amargo	Kg mol/h	181.365
	$\text{m}^3/\text{h std}$	4065.119
	PM	7.106
Nafta	Kg mol/h	113.999
	bbl/día	2597.558
	PM	114.557
	ppm H_2S	3725
	ppm H_2	14
Diesel	Kg mol/h	871.156
	bbl/día	33811.543
	PM	216.067

La torre opera con una presión de 1kg/cm^2 , manejando un reflujo de 2.3. A estas condiciones las cargas térmicas requeridas para el condensador y el rehervidor son de 4.0737 y 10.3954 respectivamente, manteniendo una temperatura en el domo de 165.8°C y en el fondo de 286.3°C .

Debido a que el producto de fondos sale a una elevada temperatura, esta energía será aprovechada para calentar la alimentación a la torre, y de esta manera disminuir la carga térmica del rehervidor; por lo que se llevará la corriente de alimentación de 225°C a 270°C .

A partir de esta consideración, se obtiene el siguiente diseño:

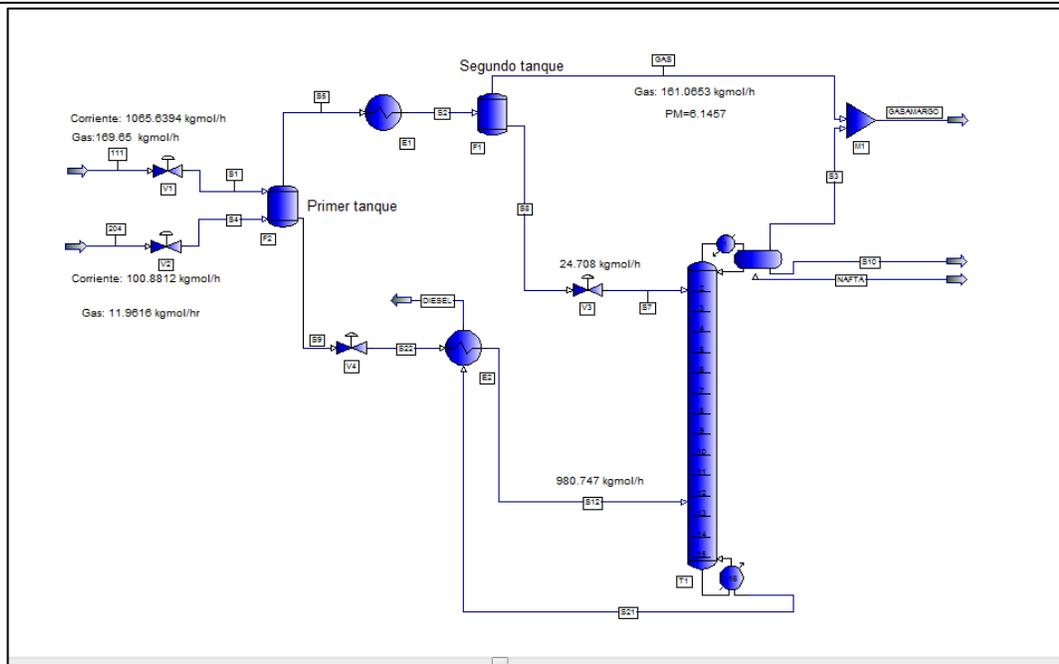


Figura 29: Propuesta de mejora con integración térmica.

A partir de esta consideración se logró modificar la carga térmica del condensador y del rehervidor de 4.073 y 10.3954 a 6.81 y 6.12 respectivamente. Hay que mencionar que se cumplen las mismas especificaciones de los productos y solo se modifica el perfil térmico de la torre.

Tabla 24: Condiciones de operación de la propuesta de mejora.

Propuesta de mejora.		
Presión de operación	kg/cm ²	1
Temperatura domo	°C	168
Temperatura fondo	°C	285
Q condensador	Mmkcal/h	6.813
Q rehervidor	Mmkcal/h	6.12
Reflujo		2.36
Productos		
Gas amargo	Kg mol/h	181.1
	m ³ /h std	4053.3
	PM	6.9
Nafta	Kg mol/h	114
	bbl/día	2622.7
	PM	115.9
Diesel	Kg mol/h	871.17
	bbl/día	33787.0
	PM	215.934

Una vez definido el comportamiento de la torre, se analizó la posibilidad de generar vapor mediante el aprovechamiento de la energía calorífica del diesel. Para ello, a partir de un análisis térmico se estableció la cantidad de vapor que puede ser generado, se partió del agua para caldera proveniente de límite de batería.

Tabla 25: Agua para calderas en L.B.

Agua para caldera de L.B.	
Presión [kg/cm ² m]	35
Temperatura [°C]	115

Tabla 26: Condiciones de vapor en L.B.

	P [kg/cm ²]	T [°C]
VBP	3.5	180
VMP	18.5	330
VAP	40	385

Debido a que el diesel producto cuenta con una temperatura de 229 °C, no es posible generar VAP. En la siguiente tabla se pueden apreciar dos casos, los cuales pueden ser cubiertos a partir del uso de la energía remanente para la propuesta de mejora.

Tabla 27: Generación de vapor

	Primer caso	Segundo caso
VBP [kg/h]	10980	13219
VMP [kg/h] *	2089	-

[*] Requiere el empleo de otro intercambiador de calor.

Como se puede observar en la tabla 27, tengo la flexibilidad de generar vapor de baja y media presión (primer caso) o únicamente vapor de baja presión (segundo caso). Sin embargo para poder decidir cuál de los casos es más conveniente, es necesario conocer los requerimientos de servicios auxiliares; a partir de ello se puede saber donde tenemos un déficit y así cumplir con ellos. Debido a que no conocemos los requerimientos de servicios auxiliares, consideramos lo siguiente:

- Sea que en el primer caso se genera VBP y una fracción de VMP, éste solo equivale al 15% del total. Además se requiere el uso de otro intercambiador de calor
-

(el cual generará el vapor), más el serpentín, tubería y accesorios. Por ello hemos considerado que el gasto no justifica la generación de VMP a partir de la energía remanente del diesel.

- Mientras que para el segundo caso, solo se generará VBP. Para generar este vapor, se aprovechará la energía remanente del diesel para generar el vapor, y el calor por convección del horno para sobrecalentarlo.

Una vez establecida la sección inferior de la torre, se proseguirá a definir el sistema de compresión del gas amargo de la torre. Dado que se requiere entregar el gas a una presión de 8.2kg/cm^2 y parte de una presión de 0.65kg/cm^2 , se requerirán dos etapas para la compresión.

Ya establecida la nueva propuesta a la sección de fraccionamiento, se llevara a cabo el análisis de la misma. Se desarrollará la ingeniería básica conceptual correspondiente.

4.2 Bases de diseño

4.2.1 Función de la planta (sección de fraccionamiento).

La función principal de esta sección será la de separar los hidrocarburos ligeros, gas amargo y nafta sin estabilizar del diésel desulfurado Ultra Bajo Azufre (UBA).

4.2.2. Tipo de proceso

Se trata de una separación efectuada a partir de las diferencias en el punto de ebullición.

4.2.3 Capacidad de la planta

La planta opera actualmente con una capacidad de 35000 bpd.

4.2.4 Especificaciones de las alimentaciones.

Debido a que es una nueva propuesta a la sección de fraccionamiento de la planta hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre, se partirá de las mismas alimentaciones. Por lo que se generaron los 29 pseudocomponentes, a partir de los datos proporcionados en la tabla 6.

Se tienen dos alimentaciones, provenientes de los tanques de alta presión de la sección de reacción, cuyos flujos molares pueden ser apreciados en la tabla 7. Las condiciones de entrada se pueden apreciar en la siguiente tabla.

Tabla 28: Corrientes de alimentación.

	Corriente		
	204 (1)	111(1)	337
P [kg/cm ² m]	92.5	91.6	35.0
T [°C]	54	230	115

(1) Ver tabla 7

4.2.5 Especificaciones de los productos y subproductos.

Los productos que se obtendrán la sección de fraccionamiento de la hidrodesulfuradora de diesel son:

- Nafta sin estabilizar
- Gas amargo
- Diesel de Ultra Bajo Azufre
- VBP

Dichos productos deben de cumplir con ciertas especificaciones; las cuales son señaladas en la tabla 8 para el caso del diesel de ultra bajo azufre y en la tabla 9 para los subproductos.

4.2.6 Diagrama de bloques del proceso.

En el siguiente diagrama se puede apreciar de manera general el diseño de la nueva propuesta. Las corrientes provenientes de los tanques alta presión entran como alimentación al primer separador diesel; la fase gaseosa es enviada al segundo separador diesel para una nueva separación. El líquido efluente de ambos separadores diesel son enviados como alimentación a la torre, donde se obtiene gas amargo, nafta amarga y diesel.

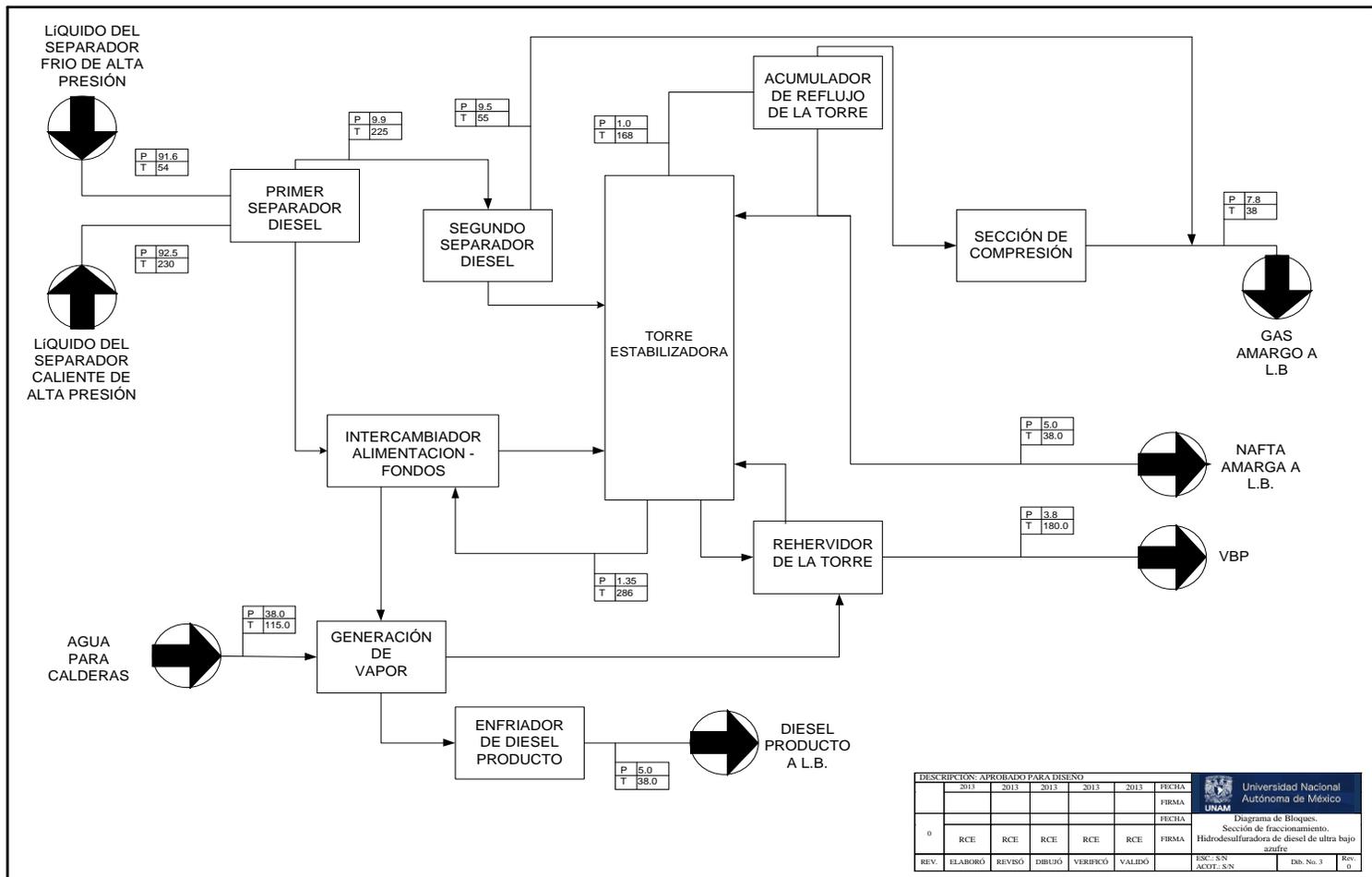


Figura 30: Diagrama de Bloques de la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Diseño.

4.3 Descripción del proceso.

La sección recibe como carga el líquido proveniente del tanque separador Caliente de Alta Presión y del tanque separador frío de alta presión; ambas corrientes expandidas hasta una presión de 9.9 kg/cm^2 m. Entran como alimentación en el primer separador Diesel FA-3601, que opera a una presión de 9.9 kg/cm^2 y una temperatura de 225°C , ahí se da la primer separación. El líquido separado se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel del mismo tanque, al intercambiador alimentación/fondos de fraccionadora EA-3601, saliendo a una temperatura de 270°C para alimentarse al plato 17 de la torre fraccionadora DA-3601; mientras que el vapor separado es condensado parcialmente al pasar por el aerofriador EC-3601 y enviado al segundo separador de Diesel FA-3602, que opera a una temperatura de 55°C y una presión de 9.5 kg/cm^2 .

Este tanque se encarga de separar parte de los gases que aún permanecen en la alimentación y condensar la nafta arrastrada o disuelta en la fase gaseosa.

El líquido separado en el segundo separador de diesel FA-3602 se envía a control de flujo en cascada con el control de nivel del mismo tanque, como alimentación al plato 2 de la torre fraccionadora DA-3601. Los gases amargos obtenidos en el separador FA-3602 se envían a control de presión a mezclarse con la corriente de descarga del compresor de gas amargo GB-3610.

La torre fraccionadora DA-3601 opera en el domo a una presión de 1.0 kg/cm^2 y a una temperatura de 168°C ; el fondo opera a una temperatura de 284°C y una presión de 1.35 kg/cm^2 . Los vapores del domo, son condensados parcialmente en el condensador de torre estabilizadora EC-3602 hasta una temperatura de 55°C , posteriormente entra al segundo condensador de torre fraccionadora EA-3604 hasta alcanzar una temperatura de 38°C , enseguida son enviados al tanque Acumulador de Reflujo de la Torre fraccionadora FA-3603 a una presión de 0.65 kg/cm^2 y una temperatura de 38°C , donde se lleva a cabo una separación de fases. Parte de los hidrocarburos líquidos separados en el tanque

acumulador de reflujo FA-3603 son enviados a control de flujo en cascada con control de nivel del FA-3603 como nafta amarga sin estabilizar producto a límite de batería a una temperatura de 38°C y una presión de 5 kg/cm² ; mientras que el resto de los hidrocarburos líquidos es enviado a control de flujo en cascada a control de temperatura de la torre DA-3601 como reflujo .

Los gases amargos se envían al Tanque de Succión del Compresor de Gas amargo FA-3604 que opera a una temperatura de 55°C y una presión de 0.65 kg/cm², para asegurar la eliminación de líquidos del gas y enviarlos al compresor de Gas amargo GB-3610 (dos etapas).

La corriente de salida de la primera etapa del compresor de gas amargo es enviada al enfriador de descarga del compresor EA-3605 hasta una temperatura de 38°C, para posteriormente ingresar al tanque separador de la 1° etapa del compresor de gas amargo FA-3605 que opera a una temperatura de 38°C y una presión de 1.95 kg/cm². Esta corriente es enviada a la segunda etapa del compresor de gas amargo GB-3610 donde sale a una presión de 8.2 kg/cm² y una temperatura de 141°C.

Los vapores de la descarga del compresor GB-3610 se mezclan con los vapores que provienen del segundo tanque separador de diesel FA-3602 , después de lo cual se hacen pasar a través del segundo enfriador de descarga del compresor EA-3806 donde se enfrían hasta una temperatura de 38°C y se envían como alimentación al tanque separador a la descarga del compresor del gas amargo FA-3606, que opera a una presión de 7.5kg/cm² y una temperatura de 38°C para entregar el gas amargo a L.B.

Del fondo de la torre salen dos corrientes de diesel desulfurado de Ultra Bajo Azufre (UBA), la primera se envía al rehervidor de la torre fraccionadora BA-3601, mediante la bomba de recirculación al horno GA-3601, a una presión de 9.0 kg/cm² y una temperatura de 284°C, obteniendo la vaporización necesaria (33% mol) para regresar a la torre y proporcionar los requerimientos técnicos. La segunda corriente es el diesel desulfurado es enviada mediante la bomba de diesel Producto GA-3602, a una presión de 10.0 kg/cm² y una temperatura de 284°C.

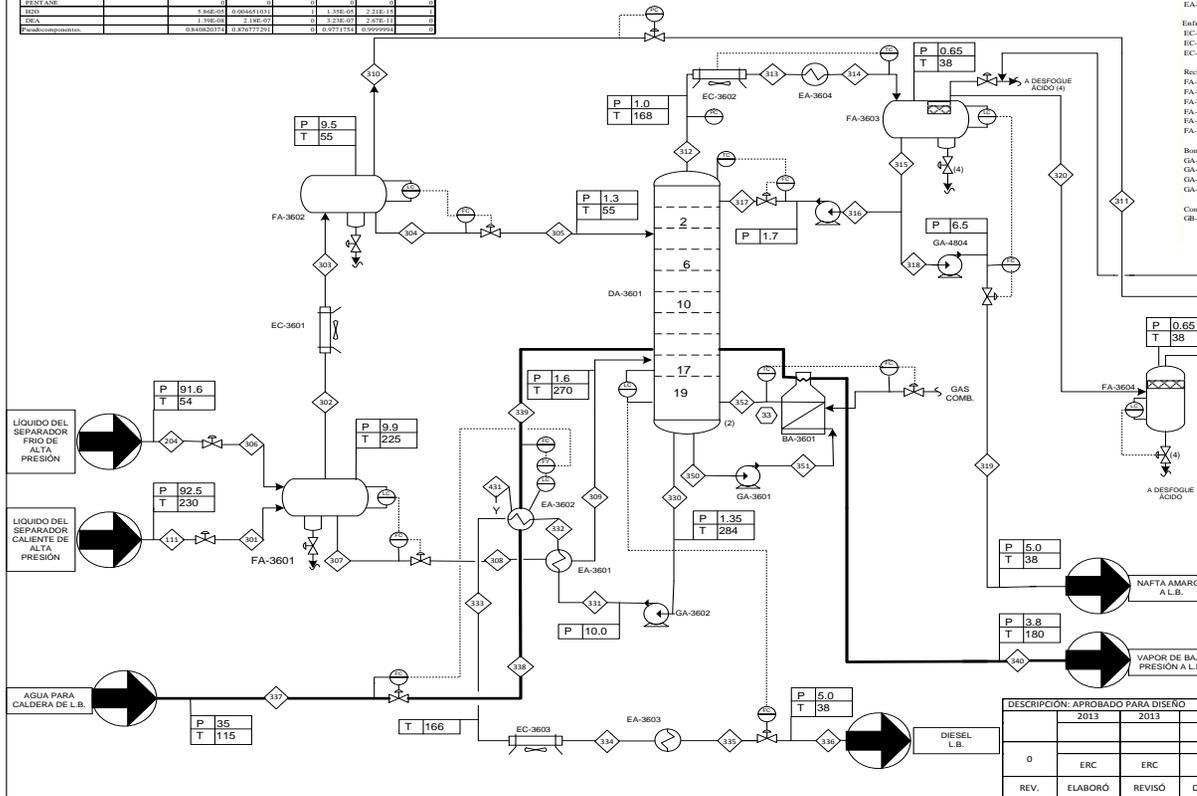
El diesel producto a partir de la descarga de la bomba GA-3602 pasa a través del intercambiador alimentación/fondos de fraccionadora EA-3601 donde se enfría parcialmente. Posteriormente, pasa a través del generador de vapor de Baja Presión EA-3602, enfriándose hasta una temperatura de 160°C. Finalmente pasa a través de los enfriadores de Diesel Producto EC-3603 hasta una temperatura de 55°C y es enviada al EA-4809 donde alcanza la temperatura de 38°C y una presión de 5.0 kg/cm² para la entrega de diesel producto de ultra bajo azufre (UBA) a L.B.

El agua para caldera proveniente de límite de batería ingresa a una presión de 35.0 kg/cm² y una temperatura de 115°C; posteriormente es enviada a control de flujo al generador de vapor de baja presión EA-3602, donde el agua alcanza condiciones cercanas a la saturación (153°C). Este vapor es sobrecalentado por convección en el rehervidor de la torre fraccionadora hasta una temperatura de 180°C.

4.4 Diagrama de flujo de proceso.

Componente	111	204	310	319	330	340
Flujo	Mercs	Logado	Logado	Logado	Logado	Logado
Temperatura	C	230.00	54.00	115.00	98.11	100.00
Presión	KG/CM2	92.45	91.87	35.00	5.00	4.00
Composición	EC-MER-306	100.00000	100.00000	100.00000	100.00000	100.00000
Etanol		0.11405013	0.00177000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
METANO		0.000117240	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
ETANO		0.000192142	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
PROPANO		0.000118603	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
BUTANO		0.000112812	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
PENTANO		0.000012488	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
HEXANO		0.000041144	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
HEPTANO		0.000077000	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
OKTANO		0.000051013	0.00000000	0.00000000	0.00000000	0.00000000
NOX		0.79820000	0.18820000	0.21380000	0.21380000	0.21380000
H2O		0.80820000	0.80820000	1.19620000	2.21820000	1.19620000
CO2		0.79820000	0.18820000	0.21380000	0.21380000	0.21380000
Pseudo-componentes		0.840820014	0.870777204	0.97717164	0.999999999	0.999999999

NOTAS
 1.- Los valores de presión y temperatura están dados en °C y en kg/cm².
 2.- Vaporización en %mol.
 3.- Las condiciones de operación pertenecen a inicio de corrida.
 4.- Normalmente sin flujo.



Clave	Servicio	Características
Torres		
DA-3601	Torre fraccionadora	D [mm] 2591 L [ft] 23342
Calentadores a fuego directo		
BA-3601	Reboilador de la torre fraccionadora	Q [Mkcal/h] 6.1206
Intercambiadores de calor		
EA-3601	Intercambiador alimentación / fondo de fraccionadora	Q [Mkcal/h] 6.8369
EA-3602	Generador de vapor de baja presión	Q [Mkcal/h] 7.2574
EA-3603	Segundo enfriador de diesel producto	Q [Mkcal/h] 1.6577
EA-3604	Segundo condensador de torre fraccionadora	Q [Mkcal/h] 0.4281
EA-3605	Enfriador de descarga del compresor	Q [Mkcal/h] 0.0131
EA-3606	Segundo enfriador de descarga del compresor	Q [Mkcal/h] 0.0416
Enfriadores con aire		
EC-3601	Enfriador final de gases	Q [Mkcal/h] 0.7495
EC-3602	Condensador de torre fraccionadora	Q [Mkcal/h] 6.3973
EC-3603	Enfriador de diesel producto	Q [Mkcal/h] 10.8666
Recipientes		
FA-3601	Primer separador diesel	D [mm] 2743 L [ft] 6706
FA-3602	Segundo separador diesel	D [mm] 1067 L [ft] 3658
FA-3603	Acumulador de refugio de la torre fraccionadora	D [mm] 1524 L [ft] 4267
FA-3604	Tanque de succión del compresor de gas amargo	D [mm] 457 L [ft] 1828
FA-3605	Tanque separador de la 1ª etapa del compresor de gas amargo	D [mm] 304 L [ft] 1828
FA-3606	Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo	D [mm] 610 L [ft] 1828
Bombas		
GA-3601	Bomba de recirculación al horno	Cap [m ³ /h] 399.3 AP 4.42
GA-3602	Bomba de diesel producto	Cap [m ³ /h] 295.6 AP 8.9
GA-3603	Bomba de refugio de torre fraccionadora	Cap [m ³ /h] 49.4 AP 3.7
GA-3604	Bomba de nafta amarga	Cap [m ³ /h] 17.8 AP 6
Compresores		
GB-3610	Compresor de gas amargo	1ª etapa Cap [m ³ /h] 315.5 AP 1.65 2ª etapa Cap [m ³ /h] 175.3 AP 6.25

DESCRIPCIÓN: APROBADO PARA DISEÑO						UNAM		Universidad Nacional Autónoma de México	
REV.	ELABORO	REVISÓ	DIBUJÓ	VERIFICÓ	VALIDO	FIRMA	FECHA	Diagrama de Flujo de Proceso.	
0	ERIC	ERIC	ERIC	ERIC		FIRMA	FECHA	Sección de fraccionamiento Hidrosulfuradora de destilados intermedios	
								ESC.: S/N	Dib. No. 1
								ACOT.: S/N	Rev. 0

Figura 31: Diagrama de Flujo de la Sección de Fraccionamiento de la Propuesta de Diseño

4.5 Balance de materia y energía.

A partir de la simulación se obtuvo el balance materia y energía; con ello se determinaron las características de los equipos de proceso.

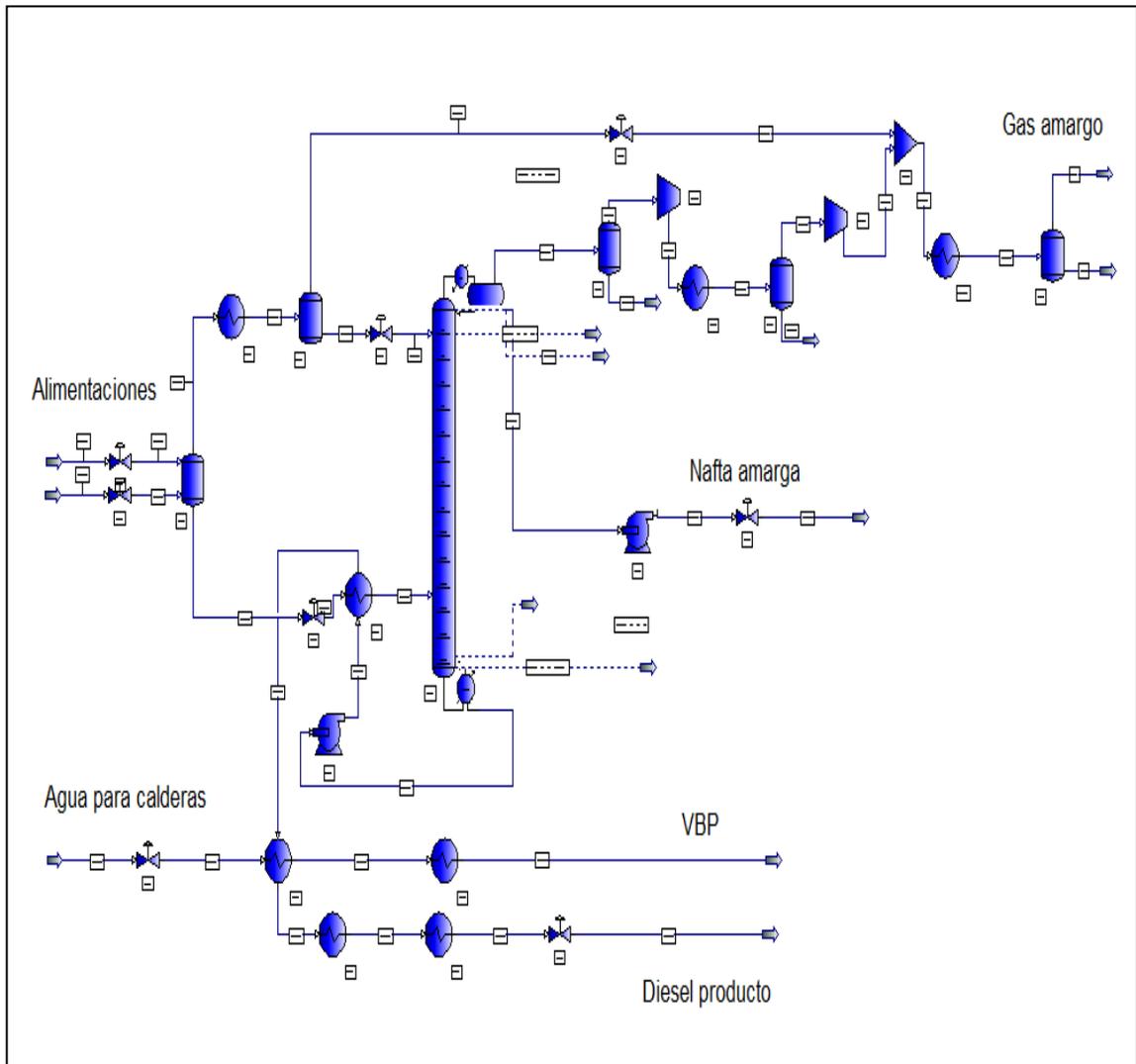


Figura 32: Simulación de la Propuesta a partir de PRO-II.

Línea		111	204	301	302	303
Descripción de la corriente						
Fase		Mezcla	Líquido	Mezcla	Vapor	Mezcla
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	1065.6390	100.8809	1065.6390	185.9809	185.9809
	Kg/h	189189.0469	13387.3262	189189.0469	4454.4209	4454.4209
Flujo estandar liquido	m3/h	230.1046	17.0879	230.1046	9.5816	9.5816
Temperatura	°C	230.00	54.00	236.38	225.59	55.00
Presión	Kg/cm2 g	92.57	91.67	9.90	9.90	9.55
Peso molecular		177.5358	132.7043	177.5358	23.9510	23.9510
Entalpia	M*KCal/h	23.8249	0.3724	23.8249	0.9677	0.2182
	KCal/kg	125.9317	27.8141	125.9317	217.2487	48.9841
Fracción mol líquido		0.9979	1.0000	0.8363	0.0000	0.1330
Factor acéntrico		0.4343	0.3589	0.4343	-0.1006	-0.1006
UOP K factor		11.8575	11.8543	11.8575	14.0736	14.0736
Densidad del líquido (std)	Kg/m3	822.1870	783.4410	822.1870	464.8918	464.8918
Gravedad específica		0.8230	0.7842	0.8230	0.4654	0.4654
API		40.4323	48.9354	40.4323	172.5718	172.5718
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	2.2012	n/a	174.4666	185.9809	161.2445
	Kg/h	12.7155	n/a	4287.2476	4454.4209	993.0316
	m3/h	1.0418	n/a	689.2187	718.7767	425.2059
Vapor Std Vol Flow	m3/h	49.3378	n/a	3910.4922	4168.5737	3614.1328
Peso molecular		5.7766	n/a	24.5735	23.9510	6.1585
Z (from K)		1.0388	n/a	0.9998	0.9993	1.0039
Entalpia	KCal/kg	368.0297	n/a	223.0058	217.2487	129.8022
CP	KCal/kg-C	1.4758	n/a	0.7229	0.7113	1.2249
Densidad	Kg/m3	12.2054	n/a	6.2204	6.1972	2.3354
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.1295	n/a	0.0988	0.0905	0.0743
Viscosidad	Cp	0.0157	n/a	0.0186	0.0181	0.0120
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	1063.4379	100.8809	891.1725	n/a	24.7364
	Kg/h	189176.3281	13387.3262	184901.7969	n/a	3461.3892
Liquid Std Vol Flow	m3/h	230.0333	17.0879	220.9651	n/a	4.3916
Peso molecular		177.8913	132.7043	207.4815	n/a	139.9311
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	n/a	0.0000
Entalpia	KCal/Kg	125.9154	27.8141	123.6808	n/a	25.7984
CP	KCal/Kg-C	0.6524	0.4907	0.6344	n/a	0.4833
Densidad	Kg/m3	672.7306	764.5920	679.3594	n/a	760.6859
Tensión superficial	Dina/cm	7.1718	21.2095	12.1213	n/a	22.8363
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0628	0.0999	0.0662	n/a	0.0979
Viscosidad	Cp	0.1387	0.4579	0.2325	n/a	0.5131

Línea		304	305	306	307	308
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Mezcla	Mezcla	Líquido	Mezcla
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	24.7364	24.7364	100.8809	980.5390	980.5390
	Kg/h	3461.3889	3461.3889	13387.3262	198121.9375	198121.9375
Flujo estandar liquido	Kg/h	4.3916	4.3916	17.0879	237.6108	237.6108
Temperatura	°C	55.00	55.10	57.92	225.59	225.24
Presión	Kg/cm2 g	9.55	1.30	9.90	9.90	1.95
Peso molecular		139.9311	139.9311	132.7043	202.0541	202.0541
Entalpia	M*KCal/h	0.0893	0.0893	0.3724	23.2295	23.2295
	KCal/kg	25.7984	25.7984	27.8141	117.2486	117.2486
Fracción mol líquido		1.0000	0.9887	0.9320	1.0000	0.9706
Factor acéntrico		0.3871	0.3871	0.3589	0.5280	0.5280
UOP K factor		11.8150	11.8150	11.8543	11.8074	11.8074
Densidad del líquido (st Kg/m3		788.1869	788.1869	783.4410	833.8085	833.8085
Gravedad específica		0.7890	0.7890	0.7842	0.8346	0.8346
API		47.8489	47.8489	48.9354	38.0359	38.0359
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	0.2787	6.8602	n/a	28.8747
	Kg/h	n/a	4.9544	58.8829	n/a	2035.1211
	m3/h	n/a	3.3146	17.6187	n/a	401.1741
Vapor Std Vol Flow	m3/h	n/a	6.2460	153.7636	n/a	647.1973
Peso molecular		n/a	17.7790	8.5833	n/a	70.4811
Z (from K)		n/a	0.9974	1.0007	n/a	0.9830
Entalpía	KCal/kg	n/a	125.1303	163.4408	n/a	187.1130
CP	KCal/kg-C	n/a	0.5253	0.9108	n/a	0.5682
Densidad	Kg/m3	n/a	1.4947	3.3421	n/a	5.0729
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0385	0.0568	n/a	0.0516
Viscosidad	Cp	n/a	0.0133	0.0126	n/a	0.0139
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	24.7364	24.4577	94.0207	980.5390	951.6643
	Kg/h	3461.3889	3456.4348	13328.4434	198121.9375	196086.8125
Liquid Std Vol Flow	m3/h	4.3916	4.3799	16.8575	237.6108	234.6777
Peso molecular		139.9311	141.3229	141.7607	202.0541	206.0462
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	25.7984	25.6560	27.2149	117.2486	116.5235
CP	KCal/Kg-C	0.4833	0.4826	0.4864	0.6266	0.6214
Densidad	Kg/m3	760.6859	760.7988	761.1399	683.7593	686.7957
Tensión superficial	Dina/cm	22.8363	23.0819	22.6972	12.5798	13.1831
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0979	0.0976	0.0973	0.0677	0.0679
Viscosidad	Cp	0.5131	0.5269	0.5115	0.2386	0.2518

Línea		309	310	311	312	317
Descripción de la corriente						
Fase		Mezcla	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	980.5390	161.2445	161.2445	450.3224	316.5306
	Kg/h	198121.9375	993.0317	993.0317	50185.5586	36685.9883
Flujo estandar liquido	m3/h	237.6108	5.1900	5.1900	66.4091	48.2405
Temperatura	°C	270.00	55.00	54.94	168.99	38.67
Presión	Kg/cm2 g	1.60	9.55	8.20	1.00	0.65
Peso molecular		202.0541	6.1585	6.1585	111.4436	115.9003
Entalpia	M*KCal/h	30.0664	0.1289	0.1289	7.7670	0.6778
	KCal/kg	151.7570	129.8022	129.8022	154.7659	18.4750
Fracción mol líquido		0.8331	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.5280	-0.1754	-0.1754	0.3131	0.3325
UOP K factor		11.8074	21.9466	21.9466	11.8508	11.8316
Densidad del líquido (st Kg/m3)		833.8085	191.3339	191.3339	755.7032	760.4811
Gravedad específica		0.8346	0.1915	0.1915	0.7564	0.7612
API		38.0359	607.3156	607.3156	55.5582	54.3830
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	163.7006	161.2445	161.2445	450.3224	n/a
	Kg/h	23502.6133	993.0317	993.0317	50185.5586	n/a
	m3/h	2684.2131	425.2060	487.0877	7807.6426	n/a
Vapor Std Vol Flow	m3/h	3669.1834	3614.1328	3614.1328	10093.5244	n/a
Peso molecular		143.5707	6.1585	6.1585	111.4436	n/a
Z (from K)		0.9459	1.0039	1.0034	0.9477	n/a
Entalpía	KCal/kg	203.0168	129.8022	129.8022	154.7659	0.0000
CP	KCal/kg-C	0.5891	1.2249	1.2245	0.5062	n/a
Densidad	Kg/m3	8.7559	2.3354	2.0387	6.4277	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0331	0.0743	0.0742	0.0223	n/a
Viscosidad	Cp	0.0107	0.0120	0.0120	0.0092	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	816.8384	n/a	n/a	n/a	316.5306
	Kg/h	174619.3438	n/a	n/a	n/a	36685.9883
Liquid Std Vol Flow	m3/h	207.9691	n/a	n/a	n/a	48.2405
Peso molecular		213.7746	n/a	n/a	n/a	115.9003
Z (from K)		0.0000	n/a	n/a	n/a	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	144.8577	n/a	n/a	n/a	18.4750
CP	KCal/Kg-C	0.6994	n/a	n/a	n/a	0.4782
Densidad	Kg/m3	653.0056	n/a	n/a	n/a	743.0665
Tensión superficial	Dina/cm	10.4555	n/a	n/a	n/a	22.7870
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0613	n/a	n/a	n/a	0.1046
Viscosidad	Cp	0.1982	n/a	n/a	n/a	0.4603

Línea		318	319	320	321	322
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	113.9997	113.9997	20.1001	20.1001	0.0000
	Kg/h	13212.5967	13212.5967	292.6819	292.6799	0.0020
Flujo estandar liquido	m3/h	17.3740	17.3740	0.8076	0.8076	0.0000
Temperatura	°C	38.67	39.05	38.67	38.67	38.67
Presión	Kg/cm2 g	0.65	5.00	0.65	0.65	0.65
Peso molecular		115.9003	115.9003	14.5612	14.5611	115.8995
Entalpia	M*KCal/h	0.2441	0.2465	0.0323	0.0323	0.0000
	KCal/kg	18.4750	18.6595	110.3300	110.3307	18.4755
Fracción mol líquido		1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.3325	0.3325	-0.1093	-0.1093	0.3325
UOP K factor		11.8316	11.8316	15.1544	15.1544	11.8316
Densidad del líquido (st Kg/m3		760.4811	760.4811	362.4048	362.4035	760.4801
Gravedad específica		0.7612	0.7612	0.3628	0.3628	0.7612
API		54.3830	54.3830	258.5624	258.5638	54.3832
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	n/a	20.1001	20.1001	n/a
	Kg/h	n/a	n/a	292.6819	292.6799	n/a
	m3/h	n/a	n/a	315.5753	315.5760	n/a
Vapor Std Vol Flow	m3/h	n/a	n/a	450.5235	450.5231	n/a
Peso molecular		n/a	n/a	14.5612	14.5611	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.9989	0.9989	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	n/a	110.3300	110.3306	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	n/a	0.6231	0.6231	n/a
Densidad	Kg/m3	n/a	n/a	0.9275	0.9274	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	n/a	0.0426	0.0426	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	n/a	0.0128	0.0128	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	113.9997	113.9997	n/a	n/a	0.0000
	Kg/h	13212.5967	13212.5967	n/a	n/a	0.0020
Liquid Std Vol Flow	m3/h	17.3740	17.3740	n/a	n/a	0.0000
Peso molecular		115.9003	115.9003	n/a	n/a	115.8995
Z (from K)		0.0000	0.0000	n/a	n/a	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	18.4750	18.6595	n/a	n/a	18.4755
CP	KCal/Kg-C	0.4782	0.4784	n/a	n/a	0.4782
Densidad	Kg/m3	743.0665	743.3085	n/a	n/a	743.0648
Tensión superficial	Dina/cm	22.7870	22.7489	n/a	n/a	22.7868
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.1046	0.1048	n/a	n/a	0.1046
Viscosidad	Cp	0.4603	0.4609	n/a	n/a	0.4603

Línea		323	324	325	326	327
Descripción de la corriente						
Fase		Vapor	Mezcla	Vapor	Líquido	Vapor
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	20.1001	20.1001	19.8623	0.2378	19.8623
	Kg/h	292.6799	292.6799	266.7531	25.9268	266.7531
Flujo estandar líquido	m3/h	0.8076	0.8076	0.7732	0.0344	0.7732
Temperatura	°C	96.47	38.00	38.00	38.00	141.42
Presión	Kg/cm2 g	2.30	1.95	1.95	1.95	8.20
Peso molecular		14.5611	14.5611	13.4302	109.0141	13.4302
Entalpia	M*KCal/h	0.0431	0.0300	0.0295	0.0005	0.0481
	KCal/kg	147.1910	102.5098	110.6833	18.4155	180.1799
Fracción mol líquido		0.0000	0.0118	0.0000	1.0000	0.0000
Factor acéntrico		-0.1093	-0.1093	-0.1143	0.3135	-0.1143
UOP K factor		15.1544	15.1544	15.4774	11.8320	15.4774
Densidad del líquido (st Kg/m3)		362.4035	362.4035	345.0135	752.7932	345.0135
Gravedad específica		0.3628	0.3628	0.3454	0.7535	0.3454
API		258.5638	258.5638	278.2245	56.2813	278.2245
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	20.1001	19.8623	19.8623	n/a	19.8623
	Kg/h	292.6799	266.7531	266.7531	n/a	266.7531
	m3/h	188.8031	175.3205	175.3205	n/a	75.6146
Vapor Std Vol Flow	m3/h	450.5231	445.1924	445.1924	n/a	445.1924
Peso molecular		14.5611	13.4302	13.4302	n/a	13.4302
Z (from K)		0.9992	0.9985	0.9985	n/a	1.0002
Entalpía	KCal/kg	147.1910	110.6833	110.6833	n/a	180.1799
CP	KCal/kg-C	0.6580	0.6480	0.6480	n/a	0.7052
Densidad	Kg/m3	1.5502	1.5215	1.5215	n/a	3.5278
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0536	0.0442	0.0442	n/a	0.0646
Viscosidad	Cp	0.0146	0.0128	0.0128	n/a	0.0159
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	0.2378	n/a	0.2378	n/a
	Kg/h	n/a	25.9268	n/a	25.9268	n/a
Liquid Std Vol Flow	m3/h	n/a	0.0344	n/a	0.0344	n/a
Peso molecular		n/a	109.0141	n/a	109.0141	n/a
Z (from K)		n/a	0.0000	n/a	0.0000	n/a
Entalpía	KCal/Kg	n/a	18.4155	n/a	18.4155	n/a
CP	KCal/Kg-C	n/a	0.4803	n/a	0.4803	n/a
Densidad	Kg/m3	n/a	735.5152	n/a	735.5152	n/a
Tensión superficial	Dina/cm	n/a	22.0925	n/a	22.0925	n/a
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	n/a	0.1055	n/a	0.1055	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	0.4139	n/a	0.4139	n/a

Línea		328	329	330	331	332
Descripción de la corriente						
Fase		Vapor	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	181.1068	181.1068	871.1757	871.1757	871.1757
	Kg/h	1259.7848	1259.7848	188078.0625	188078.0625	188078.0625
Flujo estandar líquido	m3/h	5.9632	5.9632	223.8208	223.8208	223.8208
Temperatura	°C	66.18	38.00	285.08	286.10	230.82
Presión	Kg/cm2 g	8.20	7.85	1.35	10.00	9.30
Peso molecular		6.9560	6.9560	215.8899	215.8899	215.8899
Entalpia	M*KCal/h	0.1770	0.1354	29.1858	29.2602	22.4233
	KCal/kg	140.4694	107.4667	155.1792	155.5746	119.2235
Fracción mol líquido		0.0000	0.0015	1.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		-0.1687	-0.1687	0.5643	0.5643	0.5643
UOP K factor		20.5767	20.5767	11.8007	11.8007	11.8007
Densidad del líquido (st Kg/m3)		211.2594	211.2594	840.3063	840.3063	840.3063
Gravedad específica		0.2115	0.2115	0.8411	0.8411	0.8411
API		537.6322	537.6322	36.7249	36.7249	36.7249
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	181.1068	180.8403	n/a	n/a	n/a
	Kg/h	1259.7848	1229.7360	n/a	n/a	n/a
	m3/h	565.6428	538.0373	n/a	n/a	n/a
Vapor Std Vol Flow	m3/h	4059.3252	4053.3535	n/a	n/a	n/a
Peso molecular		6.9560	6.8001	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		1.0030	1.0026	n/a	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	140.4694	109.6404	n/a	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	1.1108	1.1145	n/a	n/a	n/a
Densidad	Kg/m3	2.2272	2.2856	n/a	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	0.0721	0.0665	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	0.0126	0.0118	n/a	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	0.2664	871.1757	871.1757	871.1757
	Kg/h	n/a	30.0487	188078.0625	188078.0625	188078.0625
Liquid Std Vol Flow	m3/h	n/a	0.0396	223.8208	223.8208	223.8208
Peso molecular		n/a	112.7828	215.8899	215.8899	215.8899
Z (from K)		n/a	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	n/a	18.5066	155.1792	155.5746	119.2235
CP	KCal/Kg-C	n/a	0.4781	0.7097	0.6955	0.6251
Densidad	Kg/m3	n/a	742.1640	640.5169	644.7729	694.4788
Tensión superficial	Dina/cm	n/a	22.3148	9.6058	9.5344	13.5298
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	n/a	0.1049	0.0592	0.0600	0.0684
Viscosidad	Cp	n/a	0.4313	0.1775	0.1780	0.2687

Línea		333	334	335	336	337
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	871.1757	871.1757	871.1757	871.1757	733.7660
	Kg/h	188078.0625	188078.0625	188078.0625	188078.0625	13219.0000
Flujo estandar liquido	m3/h	223.8208	223.8208	223.8208	223.8208	13.2320
Temperatura	°C	166.34	55.00	38.00	37.78	115.00
Presión	Kg/cm 2 g	8.60	7.90	7.20	5.00	35.00
Peso molecular		215.8899	215.8899	215.8899	215.8899	18.0153
Entalpia	M*KCal/h	15.1660	4.2976	2.8409	2.8409	1.2997
	KCal/kg	80.6366	22.8502	15.1047	15.1047	98.3199
Fracción mol líquido		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.5643	0.5643	0.5643	0.5643	0.3449
UOP K factor		11.8007	11.8007	11.8007	11.8007	8.7576
Densidad del líquido (st Kg/m3		840.3063	840.3063	840.3063	840.3063	999.0140
Gravedad específica		0.8411	0.8411	0.8411	0.8411	1.0000
API		36.7249	36.7249	36.7249	36.7249	10.0000
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	Kg/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
	m3/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Vapor Std Vol Flow	m3/h	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Peso molecular		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Densidad	Kg/m3	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	871.1757	871.1757	871.1757	871.1757	733.7660
	Kg/h	188078.0625	188078.0625	188078.0625	188078.0625	13219.0000
Liquid Std Vol Flow	m3/h	223.8208	223.8208	223.8208	223.8208	13.2320
Peso molecular		215.8899	215.8899	215.8899	215.8899	18.0153
Z (from K)		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	80.6366	22.8502	15.1047	15.1047	98.3199
CP	KCal/Kg-C	0.5710	0.4659	0.4489	0.4483	1.1437
Densidad	Kg/m3	743.8029	816.5798	827.1342	826.9365	910.8011
Tensión superficial	Dina/cm	18.4549	27.4930	28.9235	28.9417	25.4806
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.0775	0.0921	0.0942	0.0941	0.2109
Viscosidad	Cp	0.4330	1.5355	2.0159	2.0169	0.2801

Línea		338	339	340	350	355
Descripción de la corriente						
Fase		Líquido	Mezcla	Vapor	Líquido	Líquido
Corriente total						
Flujo	Kg-mol/h	733.7660	733.7660	733.7660	1184.7626	113.9997
	Kg/h	13219.0000	13219.0000	13219.0000	255778.3281	13212.5967
Flujo estandar líquido	m3/h	13.2320	13.2320	13.2320	304.3870	17.3740
Temperatura	°C	115.00	153.20	180.00	285.08	39.05
Presión	Kg/cm2 g	4.30	3.95	3.60	1.35	6.50
Peso molecular		18.0153	18.0153	18.0153	215.8900	115.9003
Entalpia	M*KCal/h	1.2997	8.5570	8.9416	39.6915	0.2465
	KCal/kg	98.3199	647.3295	676.4219	155.1792	18.6595
Fracción mol líquido		1.0000	0.0300	0.0000	1.0000	1.0000
Factor acéntrico		0.3449	0.3449	0.3449	0.5643	0.3325
UOP K factor		8.7576	8.7576	8.7576	11.8007	11.8316
Densidad del líquido (st Kg/m3		999.0140	999.0140	999.0140	840.3063	760.4811
Gravedad específica		1.0000	1.0000	1.0000	0.8411	0.7612
API		10.0000	10.0000	10.0000	36.7249	54.3830
Vapor						
Flujo	Kg-mol/h	n/a	711.7531	733.7660	n/a	n/a
	Kg/h	n/a	12822.4307	13219.0000	n/a	n/a
	m3/h	n/a	5015.3633	5949.3887	n/a	n/a
Vapor Std Vol Flow	m3/h	n/a	15953.2285	16446.6250	n/a	n/a
Peso molecular		n/a	18.0153	18.0153	n/a	n/a
Z (from K)		n/a	0.9755	0.9808	n/a	n/a
Entalpía	KCal/kg	n/a	662.9596	676.4219	n/a	n/a
CP	KCal/kg-C	n/a	0.4878	0.4859	n/a	n/a
Densidad	Kg/m3	n/a	2.5566	2.2219	n/a	n/a
Conductividad térmica	KCal/h -m-C	n/a	0.0245	0.0262	n/a	n/a
Viscosidad	Cp	n/a	0.0120	0.0127	n/a	n/a
Líquido						
Flujo	Kg-mol/h	733.7660	22.0130	n/a	1184.7626	113.9997
	Kg/h	13219.0000	396.5700	n/a	255778.3281	13212.5967
Liquid Std Vol Flow	m3/h	13.2320	0.3970	n/a	304.3870	17.3740
Peso molecular		18.0153	18.0153	n/a	215.8900	115.9003
Z (from K)		0.0000	0.0000	n/a	0.0000	0.0000
Entalpía	KCal/Kg	98.3199	141.9562	n/a	155.1792	18.6595
CP	KCal/Kg-C	1.1437	1.1408	n/a	0.7097	0.4785
Densidad	Kg/m3	910.0234	870.7521	n/a	640.5168	743.4906
Tensión superficial	Dina/cm	25.4806	21.0277	n/a	9.6058	22.7488
Conductividad térmica	KCal/h-m-C	0.2102	0.1936	n/a	0.0592	0.1049
Viscosidad	Cp	0.2704	0.2567	n/a	0.1775	0.4618

4.6 Dimensiones y características del equipo.

A continuación se muestra la lista de equipo, incluyendo sus condiciones de operación. Estos datos fueron obtenidos, a partir la simulación de la nueva propuesta.

Torres

DA-3601 Torre fraccionadora

Presión de operación fondo [Kg/cm ²]	1.35
Presión de operación domo [kg/cm ²]	1.0
Temperatura fondo [°C]	285.0
Temperatura domo [°C]	168.1
Reflujo	2.36
Diámetro [mm]	2591
L tt[mm]	23342

Calentadores a fuego directo

BA-3601 Rehervidor de la torre fraccionadora

Carga térmica [Mmkcal/h]	6.1206*1.2
--------------------------	------------

Intercambiadores de calor

EA-3601 Intercambiador alimentación/ fondos de fraccionadora.

Carga térmica [Mmkcal/h]	6.8369*1.1
--------------------------	------------

EA-3602 Generador de vapor de baja presión.

Carga térmica [Mmkcal/h]	7.257*1.1
--------------------------	-----------

EA-3603	Segundo enfriador de diesel producto.		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	1.4568*1.1
EA-3604	Segundo condensador de torre fraccionadora		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.4281*1.1
EA-3605	Enfriador de descarga del compresor		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.0131*1.1
EA-3606	Segundo enfriador de descarga del compresor		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.04158*1.1
Aeroenfriadores.			
EC-3601	Enfriador final de gases.		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	0.74951*1.1
EC-3602	Condensador de torre fraccionadora		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	6.39737*1.2
EC-3603	Enfriador de diesel producto.		
		Carga térmica [Mmkcal/h]	10.86861*1.1
Recipientes			
FA-3601	Primer separador diesel		
		Temperatura de operación [°C]	225

	Presión de operación [kg/cm ²]	9.9
	Diámetro [mm]	2743
	Longitud [mm]	6706
FA-3602	Segundo separador diesel	
	Temperatura de operación [°C]	55
	Presión de operación [kg/cm ²]	9.55
	Diámetro [mm]	1067
	Longitud [mm]	3658
FA-3603	Acumulador de reflujo de la torre fraccionadora.	
	Temperatura de operación [°C]	38
	Presión de operación [kg/cm ² m]	0.649
	Diámetro [mm]	1524
	Longitud [mm]	4267
FA-3604	Tanque de succión del compresor de gas amargo	
	Temperatura de operación [°C]	38
	Presión de operación [kg/cm ²]	0.6485
	Diámetro [mm]	457
	Longitud [mm]	1828
FA-3605	Tanque separador de la 1° etapa del compresor de gas amargo	
	Temperatura de operación [°C]	38
	Presión de operación [kg/cm ²]	1.95

		Diámetro [mm]	304
		Longitud [mm]	1828
FA-3606	Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo		
		Temperatura de operación [°C]	38
		Presión de operación [kg/cm ²]	7.84
		Diámetro [mm]	610
		Longitud [mm]	1829
Bombas			
GA-3601	Bomba de recirculación al horno		
		Capacidad [m ³ /h]	399.3*1.2
		Presión de succión [kg/cm ²]	1.8
		Presión de descarga [kg/cm ²]	6.3
GA-3602	Bomba diesel producto		
		Capacidad [m ³ /h]	293.6*1.1
		Presión de succión [kg/cm ²]	1.8
		Presión de descarga [kg/cm ²]	10.7
GA-3603	Bomba de reflujo de torre fraccionadora		
		Capacidad [m ³ /h]	49.4*1.2
		Presión de succión [kg/cm ²]	1.0
		Presión de descarga [kg/cm ²]	4.7

GA-3604 Bomba de nafta amarga

Capacidad [m ³ /h]	17.8
Presión de succión [kg/cm ²]	1.0
Presión de descarga [kg/cm ²]	7.0

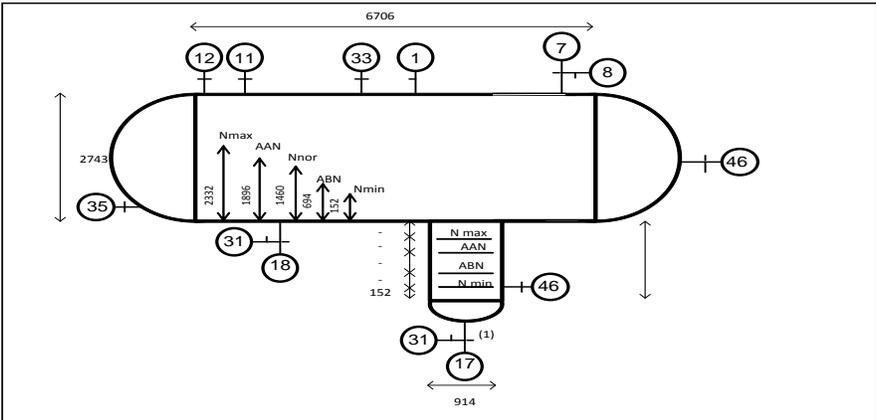
Compresores

GB-3610 Compresor de gas amargo

-Primera etapa	
Capacidad [m ³ /h]	315.6
ΔP	1.65
-Segunda etapa	
Capacidad [m ³ /h]	175.3
ΔP	6.25

4.6.1 Hojas de datos de la propuesta de diseño.

Las siguientes hojas de datos, fueron realizadas a partir del dimensionamiento de los equipos para la nueva propuesta. Se partió de los datos arrojados por el simulador.

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES			
CLIENTE:		FES-CI		PROYECTO: Tesis de licenciatura			
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre					
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA:	1	DE	1
CLAVE DE EQUIPO:		FA-3601		POSICIÓN: Horizontal			
SERVICIO:		Primer separador diesel					
Tipo de fluido:	Líquido	Flujo [kg/h]	198121.2	Densidad [kg/cm ³]	683.8		
	Vapor o gas	Flujo [kg/h]	4454.42	Densidad [kg/cm ³]	6.197		
Temperatura [°C]	Operación	225	Máxima	235	Diseño	260	
Presión [kg/cm ² man]	Operación	9.9	Máxima	11.9	Diseño:	13.9 + V.T.	
Dimensiones [mm]	Longitud	6706	Diámetro	2744	Capacidad total (T-T) m ³	39.6223	
Nivel [mm]	Normal	1459.8	Máximo:	2331.7	Mínimo:	152	
Alarmas [mm]	Alto nivel:	1895.7	Bajo nivel:	696.93	Nivel de paro:	-	
Materiales	Cascaron	-	Cabezas	-	Malla separadora	No	
					Espesor:	-	
					Material:	-	
No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio				
1	1	610	Registro de hombre				
8	1	51	Venteo				
11	1	102	Alimentación del separador frio de alta presión.				
12	1	203	Alimentación del separador caliente de alta presión.				
7	1	152	Salida de vapor al enfriador final de gases				
18	1	152	Salida de líquido al intercambiador alimentación /fondos de fraccionadora.				
31	2	51	Drene				
33	1	-	Válvula de seguridad				
35	1	51	Conexión de servicio				
46	2	51	Instrumentos de nivel				
17	1	51	Salida de agua amarga.				
NOTAS			(1) Normalmente sin flujo.				
							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán- Campo 1

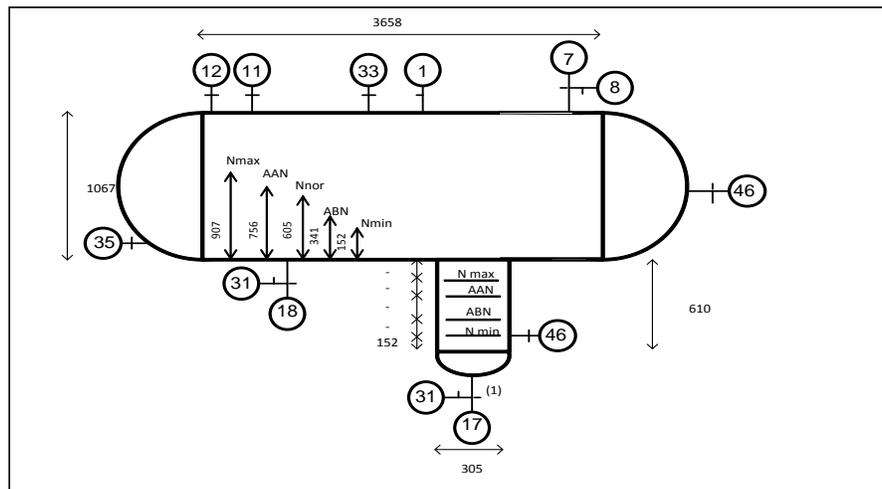
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	FA-3602	POSICIÓN:	Horizontal
SERVICIO:	Segundo separador diesel		

Tipo de fluido:	Líquido	Flujo [kg/h]	3461.38	Densidad [kg/cm ³]	760.68	
	Vapor o gas	Flujo [kg/h]	993.03	Densidad [kg/cm ³]	2.3354	
Temperatura [°C]	Operación	55	Máxima	65	Diseño	90
Presión [kg/cm ² man]	Operación	9.55	Máxima	11.55	Diseño:	13.5 + V.T.
Dimensiones [mm]	Longitud	3658	Diámetro	1067	Capacidad total (T-T) m ³	
Nivel [mm]	Normal	604.8	Máximo:	906.78	Mínimo:	152
Alarmas [mm]	Alto nivel:	755.8	Bajo nivel:	340.7	Nivel de paro:	-
Materiales	Cascaron	-	Cabezas	-	Malla separadora	No
					Espesor:	-
					Material:	-

No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
1	1	610	Registro de hombre
8	1	51	Ventoeo
11	1	102	Alimentación proveniente del enfriador final de gases.
7	1	102	Salida de vapor al tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo.
18	1	51	Salida de líquido a la torre fraccionadora.
31	2	38	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
46	2	51	Instrumentos de nivel
17	1	51	Salida de agua amarga.

NOTAS
(1) Normalmente sin flujo.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuatitlán- Campo 1

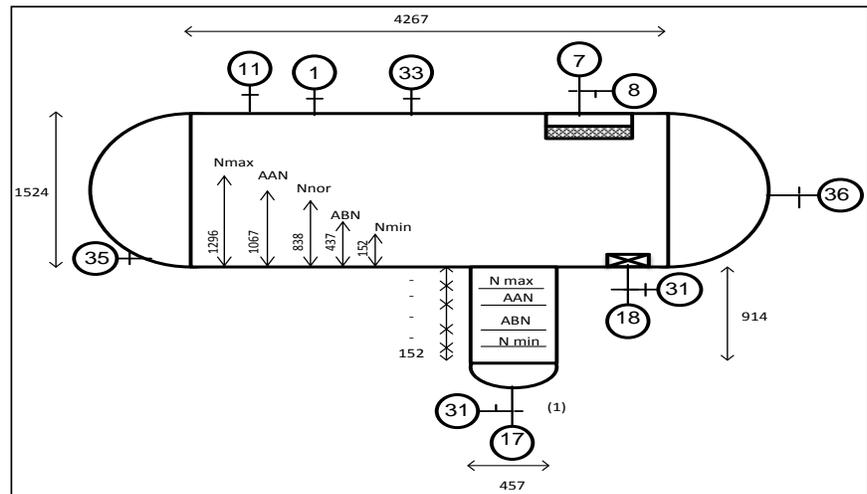
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	FA-3603	POSICIÓN:	Horizontal
SERVICIO:	Acumulador de reflujo de torre fraccionadora.		

Tipo de fluido:	Líquido	Flujo [kg/h]	49899.2	Densidad [kg/cm ³]	743.06	
	Vapor o gas	Flujo [kg/h]	292.68	Densidad [kg/cm ³]	0.9274	
Temperatura [°C]	Operación	38	Máxima	48	Diseño	73
Presión [kg/cm ² man]	Operación	0.649	Máxima	2.649	Diseño:	3.6 + V.T.
Dimensiones [mm]	Longitud	4267	Diámetro	1524	Capacidad total (T-T) m ³	
Nivel [mm]	Normal	838	Máximo:	1295	Mínimo:	152
Alarmas [mm]	Alto nivel:	1066.7	Bajo nivel:	437.8	Nivel de paro:	-
Materiales	Cascaron	-	Cabezas	-	Malla separadora	Si
					Espesor:	-
					Material:	-

No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
1	1	610	Registro de hombre
8	1	51	Ventoeo
11	1	152	Alimentación proveniente del segundo enfriador de diesel producto.
7	1	102	Salida de vapor al tanque separador al tanque de succión del compresor de gas amargo.
18	1	152	Salida de líquido a bomba de nafta amarga.
31	2	38	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
46	2	51	Instrumentos de nivel
17	1	51	Salida de agua amarga.

NOTAS
(1) Normalmente sin flujo.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuatitlán- Campo 1

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	FA-3604	POSICIÓN:	Vertical
SERVICIO:	Tanque de succión al compresor de gas amargo.		

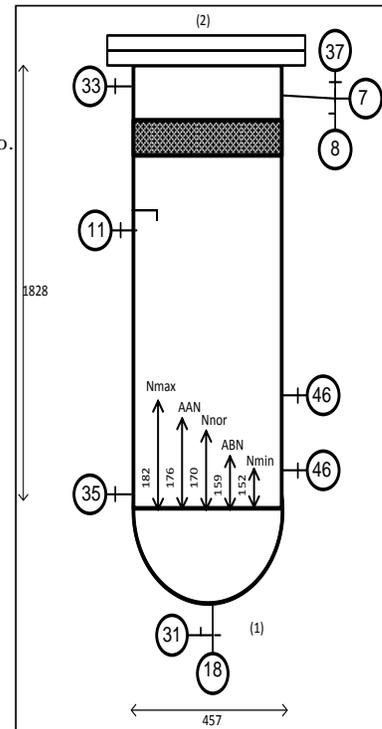
Tipo de fluido:	Líquido Vapor o gas	Flujo [kg/h]	-	Densidad [kg/cm ³]	-
Temperatura [°C]	Operación 38.6	Flujo [kg/h]	292.08	Densidad [kg/cm ³]	0.92745
Presión [kg/cm ² man]	Operación 0.6485	Máxima	48	Diseño	73
Dimensiones [mm]	Operación 0.6485	Máxima	2.64	Diseño:	4.64 + V.T.
Nivel [mm]	Longitud 1828	Diámetro	457	Capacidad total (T-T) mm ³	
Alarmas [mm]	Normal 170	Máximo:	182	Mínimo:	152
Materiales	Alto nivel: 176	Bajo nivel:	159	Nivel de paro:	-
	Cascaron -	Cabezas	-	Malla separadora	Si
				Espesor:	-
				Material:	-

BOQUILLAS

No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
8	1	51	Ventoeo
11	1	102	Alimentación del acumulador de reflujo.
7	1	102	Salida de vapor al compresor de gas amargo.
18	1	51	Salida de líquido a desfogue.
31	1	51	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
37	2	51	Indicador de presión
46	2	51	Instrumentos de nivel

NOTAS

- (1) Normalmente sin flujo.
(2) Tapa removible que se empleará como registro hombre.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuatitlán- Campo 1

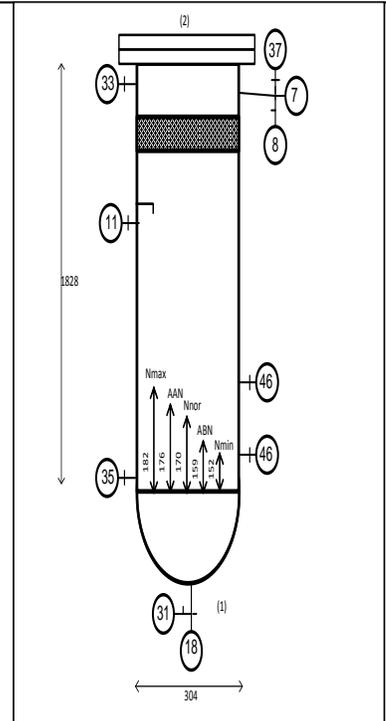
HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	FA-3605	POSICIÓN:	Vertical
SERVICIO:	Tanque separador de la primera etapa del compresor de gas amargo.		

Tipo de fluido:	Líquido	Flujo [kg/h]	-	Densidad [kg/cm ³]	-	
	Vapor o gas	Flujo [kg/h]	292.68	Densidad [kg/cm ³]	1.5215	
Temperatura [°C]	Operación	38	Máxima	48	Diseño	73
Presión [kg/cm ² man]	Operación	1.958	Máxima	3.95	Diseño:	5.95 + V.T.
Dimensiones [mm]	Longitud	1828	Diámetro	304	Capacidad total (T-T) m ³	
Nivel [mm]	Normal	170	Máximo:	182	Mínimo:	152
Alarmas [mm]	Alto nivel:	176	Bajo nivel:	159	Nivel de paro:	-
Materiales	Cascarón	-	Cabezas	-	Malla separadora	Si
					Espesor:	-
					Material:	-

BOQUILLAS			
No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
8	1	51	Venteo
11	1	102	Alimentación del enfriador de descarga del compresor
7	1	102	Salida de gas al compresor de gas amargo (segunda etapa).
18	1	51	Salida de líquido a desfogue.
31	1	51	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
37	2	51	Indicador de presión
46	2	51	Instrumentos de nivel

NOTAS
(1) Normalmente sin flujo.
(2) Tapa removible que se empleará como registro hombre.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuatitlán- Campo 1

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	FA-3606	POSICIÓN:	Vertical
SERVICIO:	Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo		

Tipo de fluido:	Líquido	Flujo [kg/h]	30.048	Densidad [kg/cm ³]	742.1	
	Vapor o gas	Flujo [kg/h]	1229.73	Densidad [kg/cm ³]	2.285	
Temperatura [°C]	Operación	38	Máxima	48	Diseño	73
Presión [kg/cm ² man]	Operación	7.849	Máxima	9.3408	Diseño:	11.3 + V.T.
Dimensiones [mm]	Longitud	1828	Diámetro	609	Capacidad total (T-T) m ³	
Nivel [mm]	Normal	170	Máximo:	182	Mínimo:	152
Alarmas [mm]	Alto nivel:	176	Bajo nivel:	159	Nivel de paro:	-
Materiales	Cascarón	-	Cabezas	-	Malla separadora	Si
					Espesor:	-
					Material:	-

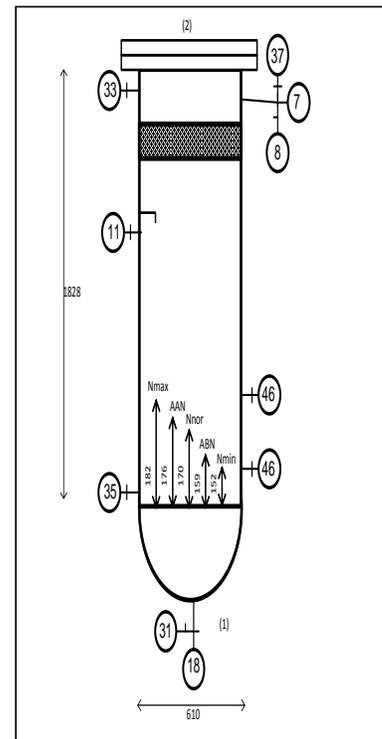
BOQUILLAS

No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
8	1	51	Venteo
11	1	152	Alimentación del segundo enfriador de descarga del compresor.
7	1	152	Salida de gas a límite de batería.
18	1	51	Salida de líquido a desfogue.
31	1	51	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
37	2	51	Indicador de presión
46	2	51	Instrumentos de nivel

NOTAS

(1) Normalmente sin flujo.

(2) Tapa removible que se empleará como registro hombre.



Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



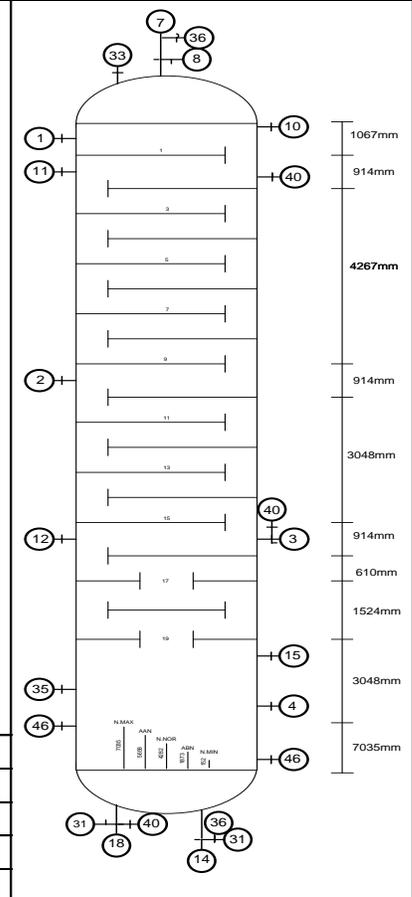
Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuautitlán-Campo 1

HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA TORRES

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre		
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L.	HOJA:	1 DE 1
CLAVE DE EQUIPO:	DA-3601	POSICIÓN:	Vertical
SERVICIO:	Torre fraccionadora.		

Tipo	Diámetro [mm]	2591	Diámetro [mm]	-
	Altura total [mm]	23342	Faldón [mm]	-
Temperatura [°C]	Operación	Superior 168	Inferior	285
Temperatura [°C]	Diseño	Superior 203	Inferior	320
Presión [kg/cm2 man]	Operación	Superior 1	Inferior	1.35
Presión [kg/cm2 man]	Diseño	3.6 + V. T.		
Nivel [mm]	Normal	4282	Máximo:	7035
			Mínimo:	152
Alarmas [mm]	Alto nivel:	5658	Bajo nivel:	1872
Materiales	Cuerpo	Cabezas		Rec. Interno
Corrosión permisible [mm]	Cascarón	Aislamiento	Conservación de energía	

PLATOS			
No.	Tipo	No. De pasos	Espaciamiento [mm]
1-16	Válvulas	1	610
17-18	Válvulas	2	610
18-19	Válvulas	2	915
BOQUILLAS			
No.	Cantidad	D.N [mm]	Servicio
1,2,3,4	4	610	Registro de hombre
8	1	76	Ventoeo
11	1	51	Alimentación del 2° separador diesel
12	1	356	Alimentación del EA-3601
7	1	406	Salida de vapor al EC-3602
18	1	254	Salida de diesel producto
14	1	304	Salida de líquido a la GA-3601
15	1	610	Retorno del rehervidor
40 A/B/C	3	38	Indicador de temperatura
31 A/B	1	102	Drene
33	1	-	Válvula de seguridad
35	1	51	Conexión de servicio
36 A/B	2	38	Instrumentos de presión
46A/B	2	51	Instrumentos de nivel
10	1	152	Reflujo



Revisión	0	1	2	3
Elaboró	ERC	ERC		
Revisó	ERC	ERC		
Aprovó	ERC	ERC		
Fecha	2013	2014		

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1 DE 1						
CLAVE DE EQUIPO: EA-3601	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Intercambiador alimentación/fondos de fraccionadora.							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envoltentes						
Superficie por envoltente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Nafta amarga			Diesel producto			
Flujo total [kg/h]	198121.93*1.1			188078.06*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	196086.81	174619.34		188078.06	188078.06		
Densidad [kg/m3]	686.79	653.0056		644.77	694.47		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0679	0.0613		0.06	0.0684		
Calor específico [kcal/kg °C]	0.6214	0.6994		0.6955	0.6251		
Viscosidad [cp]	0.2518	0.1982		0.178	0.2687		
Peso molecular [kg/kg-mol]	206.046	213.774		215.88	215.88		
Vapor [kg/h]	2035.12	23502.61		-	-		
Calor latente [kcal/kg]	-	-		-	-		
Densidad [kg/m3]	5.0729	8.7559		-	-		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0516	0.0331		-	-		
Calor específico [kcal/kg °C]	0.5682	0.5891		-	-		
Viscosidad [cp]	0.0139	0.0107		-	-		
Peso molecular [kg/kg-mol]	70.48	143.57		-	-		
Temperatura [°C]	225	270		286	230		
Presión [kg cm2 man]	1.95			10			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	6.8369*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.35, 0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos	Velocidad [m/s]						
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprobó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

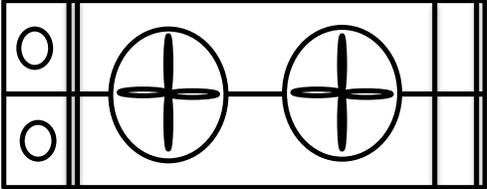
	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-3602	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Generador de vapor de baja presión.							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Agua para caldera			Diesel producto			
Flujo total [kg/h]	13219.0*1.1			188078.0625*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	13219	396.57		188078.06	188078.06		
Densidad [kg/m3]	910.0234	870.7		694.47	743.8		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.2102	0.1936		0.0684	0.0775		
Calor específico [kcal/kg °C]	1.1437	1.1408		0.6251	0.571		
Viscosidad [cp]	0.2704	0.2567		0.2687	0.433		
Peso molecular [kg/kg-mol]	18	18		215.88	215.88		
Vapor [kg/h]	-	12822.43		-	-		
Calor latente [kcal/kg]	-	-		-	-		
Densidad [kg/m3]	-	2.5566		-	-		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	0.0245		-	-		
Calor específico [kcal/kg °C]	-	0.4878		-	-		
Viscosidad [cp]	-	0.012		-	-		
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	18		-	-		
Temperatura [°C]	115	153		230	166		
Presión [kg cm2 man]	4.3			9.3			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	7.257*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.35,0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

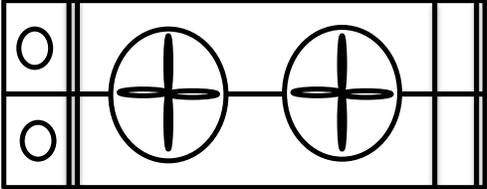
	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1	HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR					
CLIENTE:	FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EA-3603	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Segundo enfriador de diesel producto						
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envoltentes						
Superficie por envoltente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Diesel producto			Agua de enfriamiento			
Flujo total [kg/h]	188078.06*1.1			114160*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	188078.06	188078.06		114160	114160		
Densidad [kg/m3]	816.5	827.13					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	0.0921	0.0942					
Calor específico [kcal/kg °C]	0.4659	0.4489					
Viscosidad [cp]	1.5355	2.0159					
Peso molecular [kg/kg-mol]	215.88	215.88					
Vapor [kg/h]	-	-					
Calor latente [kcal/kg]	-	-					
Densidad [kg/m3]	-	-					
Conductividad térmica [kcal/h m°C]	-	-					
Calor específico [kcal/kg °C]	-	-					
Viscosidad [cp]	-	-					
Peso molecular [kg/kg-mol]	-	-					
Temperatura [°C]	55	38		32	46		
Presión [kg cm2 man]	7.9			4.21			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	1.4568*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.7						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

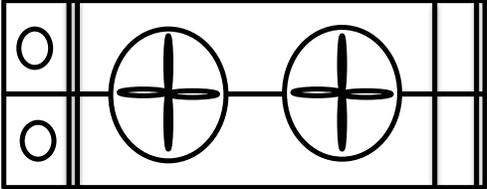
	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-3604	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Segundo condensador de torre fraccionadora							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Agua de enfriamiento			Nafta amarga/Gas Amargo			
Flujo total [kg/h]	33527*1.1			50185.6*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	33527	33527		49679.758	49844.648		
Densidad [kg/m3]				730.679	743.689		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				0.1013	0.10476		
Calor específico [kcal/kg °C]				-	-		
Viscosidad [cp]				0.39539	0.46555		
Peso molecular [kg/kg-mol]				116.363	116.094		
Vapor [kg/h]				505.85	340.95		
Calor latente [kcal/kg]				-	-		
Densidad [kg/m3]				1.045	0.828		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				0.03677	0.0397		
Calor específico [kcal/kg °C]				-	-		
Viscosidad [cp]				0.01291	0.01273		
Peso molecular [kg/kg-mol]				21.633	16.256		
Temperatura [°C]	32	46		55	38		
Presión [kg cm2 man]	4.2			0.8			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.4281*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.2						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L.	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EA-3605	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Enfriador de descarga del compresor						
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envoltentes						
Superficie por envoltente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Agua de enfriamiento			Gas amargo			
Flujo total [kg/h]	1026*1.1			292.679*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	1026	1026		-	25.92		
Densidad [kg/m3]				-	735.51		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				-	0.1055		
Calor específico [kcal/kg °C]				-	0.4803		
Viscosidad [cp]				-	0.4139		
Peso molecular [kg/kg-mol]				-	109.0141		
Vapor [kg/h]				292.679	266.75		
Calor latente [kcal/kg]				-	-		
Densidad [kg/m3]				1.5502	1.5212		
Conductividad térmica [kcal/h m°C]				0.0536	0.0442		
Calor específico [kcal/kg °C]				0.658	0.648		
Viscosidad [cp]				0.0146	0.0128		
Peso molecular [kg/kg-mol]				14.5611	13.4302		
Temperatura [°C]	32	46		96.47	38		
Presión [kg cm2 man]	4.2			2.3			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.0131*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm2]	0.35						
Resistencia al ensuciamiento [hm2°C/kcal]							
No. De pasos							
Velocidad [m/s]							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprobó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR				
	CLIENTE: FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA: Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre							
LOCALIZACIÓN: Cadereyta N.L.	HOJA: 1	DE	1				
CLAVE DE EQUIPO: EA-3606	POSICIÓN: Horizontal						
SERVICIO: Segundo enfriador de descarga del compresor							
Tamaño (mm)	Env. Por unidad						
Superficie por unidad (GR/EF)	Arreglo de envolventes						
Superficie por envolvente (GR/EF)							
Condiciones de operación							
	LADO ENVOLVENTE			LADO TUBOS			
Fluido circulado	Agua de enfriamiento			Gas amargo			
Flujo total [kg/h]	3211*1.1			1259.7848*1.1			
	Entrada	Salida		Entrada	Salida		
Líquido [kg/h]	3211	3211		-	30.0487		
Densidad [kg/m ³]				-	742.164		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]				-	0.1049		
Calor específico [kcal/kg °C]				-	0.4781		
Viscosidad [cp]				-	0.4313		
Peso molecular [kg/kg-mol]				-	112.78		
Vapor [kg/h]				1259.78	1229.73		
Calor latente [kcal/kg]				-	-		
Densidad [kg/m ³]				2.2272	2.2856		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]				0.0721	0.0665		
Calor específico [kcal/kg °C]				1.1108	1.1145		
Viscosidad [cp]				0.0126	0.0118		
Peso molecular [kg/kg-mol]				6.956	6.8001		
Temperatura [°C]	32	46		66.18	38		
Presión [kg cm ² man]	4.21			8.2			
Calor intercambiado [M mkcal/h]	0.04158*1.1						
Caída de presión permisible [kgcm ²]	0.35						
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
No. De pasos							
NOTAS:							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:	FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EC-3601	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Enfriador final de gases						
Tamaño (mm)	-	Tiro: Forzado	Flujo: Cruzado				
Superficie por unidad (extendida/lisa)	-	Número de secciones	1				
Calor intercambiado [Mkcal/h]	0.74951*1.1	DMLT(correg.)	-				
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]	-	Limpio	-	Servicio	-		
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:	Gas amargo	Flujo total [kg/h]	4454.0*1.1				
		Entrada		Salida			
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		
Flujo [kg/h]		-	4454	3461.38	993.0316		
Densidad [kg/m ³]		-	6.1972	760.6859	2.3354		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		-	0.0905	0.0979	0.0743		
Calor específico [kcal/kg °C]		-	0.7113	0.4833	1.224		
Viscosidad [cp]		-	0.0181	0.5131	0.012		
Peso molecular [kg/kg-mol]		-	23.951	139.9311	6.1585		
Calor latente [kcal/kg]		-	-	-	-		
Temperatura [°C]		225		55			
Presión [kg cm ² man]		9.9					
Caída de presión [kgcm ²]	Perm.	0.35	Calc.	-			
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire		NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.					
Flujo de aire por unidad [AMCM]	Se considerará un sobrediseño del 10%						
Flujo de aire por ventilador [AMCM]	El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).						
Presión estática actual [mm H2O]	ESQUEMA GENERAL DE UN AEROENFRIADOR						
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]						37	
Temperatura de salida [°C]						70	
Temperatura ambiente mínima [°C]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]	0						
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EC-3602	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Condensador de torre fraccionadora						
Tamaño (mm)	-	Tiro: Forzado	Flujo: Cruzado				
Superficie por unidad (extendida/lisa)	-	Número de secciones	2				
Calor intercambiado [Mkcal/h]	6.39737*1.1	DMLT(correg.)	-				
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]	-	Limpio	-	Servicio	-		
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:	Nafta amarga	Flujo total [kg/h]	50186*1.2				
		Entrada		Salida			
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		
Flujo [kg/h]		-	50186	49679.758	505.85		
Densidad [kg/m ³]		-	6.4277	730.679	1.045		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		-	0.0223	0.1013	0.03677		
Calor específico [kcal/kg °C]		-	0.5062	-	-		
Viscosidad [cp]		-	0.0092	0.39539	0.01291		
Peso molecular [kg/kg-mol]		-	111.4436	116.363	21.633		
Calor latente [kcal/kg]		-	-	-	-		
Temperatura [°C]		169		55			
Presión [kg cm ² man]		1					
Caída de presión [kgcm ²]	Perm.	0.35	Calc.	-			
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire		NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.					
Flujo de aire por unidad [AMCM]	Se considerará un sobrediseño del 20%						
Flujo de aire por ventilador [AMCM]	El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).						
Presión estática actual [mm H2O]	ESQUEMA GENERAL DE UN AEROENFRIADOR						
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]							37
Temperatura de salida [°C]							73
Temperatura ambiente mínima [°C]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]	0						
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA AEROENFRIADORES			
CLIENTE:	FES-CI	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	EC-3603	POSICIÓN: Horizontal					
SERVICIO:	Enfriador de diesel producto						
Tamaño (mm)	-	Tiro: Forzado	Flujo : Cruzado				
Superficie por unidad (extendida/lisa)	-	Número de secciones	5				
Calor intercambiado [Mkcal/h]	10.86861*1.1	DMLT(correg.)	-				
Coef. Total de trans. De calor [kcal/h m ² °C]	-	Limpio	-	Servicio	-		
Condiciones de operación-Lado tubos							
Fluido circulado:	Diesel producto	Flujo total [kg/h]	188078.0*1.1				
		Entrada		Salida			
		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor		
Flujo [kg/h]		188078.06	-	188078.06	-		
Densidad [kg/m ³]		743.802	-	816.57	-		
Conductividad térmica [kcal/h m °C]		0.0775	-	0.0921	-		
Calor específico [kcal/kg °C]		0.571	-	0.4659	-		
Viscosidad [cp]		0.433	-	1.5355	-		
Peso molecular [kg/kg-mol]		215.8899	-	215.889	-		
Calor latente [kcal/kg]		-	-	-	-		
Temperatura [°C]		166		55			
Presión [kg cm ² man]		8.6					
Caída de presión [kgcm ²]	Perm.	0.35	Calc.	-			
Velocidad [m/s]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]							
Condiciones de operación - Lado aire		NOTAS: Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.					
Flujo de aire por unidad [AMCM]	Se considerará un sobrediseño del 10%						
Flujo de aire por ventilador [AMCM]	El diseño de este equipo no se realizó de forma específica, por lo que no se llenaron los datos de diseño. Sin embargo, se tomaron los resultados extraídos del simulador de una manera representativa (condiciones de operación).						
Presión estática actual [mm H2O]	ESQUEMA GENERAL DE UN AEROENFRIADOR						
Velocidad actual [m/s]							
Masa velocidad [kg/hm ²]							
Elevación sobre el nivel del mar [m]							
Temperatura de entrada [°C]							37
Temperatura de salida [°C]							66
Temperatura ambiente mínima [°C]							
Resistencia al ensuciamiento [hm ² °C/kcal]	0						
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán-Campo 1		HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA BOMBAS				
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L.	HOJA:	1	DE	1		
CLAVE DE EQUIPO:	GA-3601	POSICIÓN:					
SERVICIO:	Bomba de recirculación al horno	ACCIONADOR: Motor					
CONDICIONES DE OPERACIÓN		Presión de descarga	6.3 kg/cm ² m				
Líquido	Nafta amarga	Presión de succión	1.8 kg/cm ² m				
Temp. de bombeo	285 °C	Presión diferencial	4.4 kg/cm ²				
Gravedad específica	0.6408	Carga diferencial	69 m				
Presión de vapor	2.352 kg/cm ² a	NPSH disponible	7.5 m				
Viscosidad	0.178 cp	Potencia hidráulica	57.73 Kw				
Cap. mínima	239.58 m ³ /h						
Cap. Normal	399.3 m ³ /h						
Cap. Diseño	479.2 m ³ /h						
FUNCIONAMIENTO		MOTOR ELÉCTRICO					
Tamaño y tipo		Fabricante / protección de la carcasa					
Curva propuesta		HP:	rpm				
NPSH requerido		Volts	Fases	Hertz			
Eficiencia a condiciones de diseño		Chumaceras Lubricación					
Máxima potencia al freno del impulsor de diseño		Clasificación de áreas:					
Caudal mínimo continuo estable		Eficiencia:					
CONSTRUCCIÓN		TURBINA DE VAPOR					
Carcasa	Montaje	Fabricante	Modelo	Gobernador			
	Corte	Potencia de selección a rpm					
Impulsor	Montaje	Consumo de vapor [kg/Hp-hr]					
	Tipo	Condiciondes de vapor motriz					
Materiales de la bomba							
NOTAS							
Esta hoja corresponde a las condiciones de IDC.							
Se consideró un sobrediseño del 20%							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

4.7 Consumo y generación de servicios auxiliares.

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		SERVICIOS AUXILIARES			
CLIENTE:		FES-C1		PROYECTO: Tesis de licenciatura			
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre					
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA: 1 DE 5			
SERVICIO: AGUA DE ENFRIAMIENTO							
Condiciones de suministro.							
		Presión [kg/cm2 m]	4.21	Temperatura [°C]		32	
Condiciones de retorno							
		Presión [kg/cm2 m]	2.038	Temperatura [°C]		46	
				Consumo[kg/h]			
Clave	Servicio			Normal	Máxima		
EA-3603	Segundo enfriador de diesel producto			114160	125576		
EA-3604	Segundo condensador de torre fraccionadora			33527	36879		
EA-3605	Enfriador de descarga del compresor de gas amargo			1026	1129		
EA-3606	Segundo enfriador de descarga del compresor			3211	3532		
				Total	151924	167116	
NOTAS.							
Estos valores corresponden al IDC.							
Se considerará un 10% de sobrediseño							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

		Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		SERVICIOS AUXILIARES																																																																																									
CLIENTE:		FES-CI		PROYECTO: Tesis de licenciatura																																																																																									
PLANTA:		Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre																																																																																											
LOCALIZACIÓN:		Cadereyta N.L		HOJA:		3	DE	5																																																																																					
SERVICIO: ENERGÍA ELECTRICA																																																																																													
<table border="0" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th rowspan="2" style="text-align: left;">Clave</th> <th rowspan="2" style="text-align: left;">Servicio</th> <th colspan="2" style="text-align: center;">Consumo [kw]</th> <th colspan="4"></th> </tr> <tr> <th style="text-align: center;">Normal</th> <th style="text-align: center;">Máxima</th> <th colspan="4"></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>EC-3601</td> <td>Enfriador final de gases</td> <td style="text-align: center;">3</td> <td style="text-align: center;">3</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>EC-3602</td> <td>Condensador de torre fraccionadora</td> <td style="text-align: center;">30</td> <td style="text-align: center;">36</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>EC-3603</td> <td>Enfriador de diesel producto</td> <td style="text-align: center;">64</td> <td style="text-align: center;">70</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>GA-3601</td> <td>Bomba de recirculación al horno</td> <td style="text-align: center;">58</td> <td style="text-align: center;">64</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>GA-3602</td> <td>Bomba de diesel producto</td> <td style="text-align: center;">78</td> <td style="text-align: center;">86</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>GA-3603</td> <td>Bomba de reflujo de torre fraccionadora</td> <td style="text-align: center;">6</td> <td style="text-align: center;">7</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>GA-3604</td> <td>Bomba de nafta amarga</td> <td style="text-align: center;">3</td> <td style="text-align: center;">4</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td>GB-3610</td> <td>Compresor de gas amargo</td> <td style="text-align: center;">34</td> <td style="text-align: center;">37</td> <td colspan="4"></td> </tr> <tr> <td colspan="2" style="text-align: right;">Total</td> <td style="text-align: center;">277</td> <td style="text-align: center;">307</td> <td colspan="4"></td> </tr> </tbody> </table>								Clave	Servicio	Consumo [kw]						Normal	Máxima					EC-3601	Enfriador final de gases	3	3					EC-3602	Condensador de torre fraccionadora	30	36					EC-3603	Enfriador de diesel producto	64	70					GA-3601	Bomba de recirculación al horno	58	64					GA-3602	Bomba de diesel producto	78	86					GA-3603	Bomba de reflujo de torre fraccionadora	6	7					GA-3604	Bomba de nafta amarga	3	4					GB-3610	Compresor de gas amargo	34	37					Total		277	307				
Clave	Servicio	Consumo [kw]																																																																																											
		Normal	Máxima																																																																																										
EC-3601	Enfriador final de gases	3	3																																																																																										
EC-3602	Condensador de torre fraccionadora	30	36																																																																																										
EC-3603	Enfriador de diesel producto	64	70																																																																																										
GA-3601	Bomba de recirculación al horno	58	64																																																																																										
GA-3602	Bomba de diesel producto	78	86																																																																																										
GA-3603	Bomba de reflujo de torre fraccionadora	6	7																																																																																										
GA-3604	Bomba de nafta amarga	3	4																																																																																										
GB-3610	Compresor de gas amargo	34	37																																																																																										
Total		277	307																																																																																										
<p>NOTAS.</p> <p>Estos valores corresponden al IDC.</p> <p>Se considerará un 10% de sobrediseño; a excepción del condensador, para este será 20%.</p> <p>Para el caso de los aerofriadores y el compresor; se tomaron en cuenta los datos extraídos con ayuda del simulador (número de secciones y ventiladores); dado que no se realizó el diseño específico de estos equipos.</p>																																																																																													
Revisión	0	1	2	3	4	5	6																																																																																						
Elaboró	ERC	ERC																																																																																											
Revisó	ERC	ERC																																																																																											
Aprovó	ERC	ERC																																																																																											
Fecha	2013	2014																																																																																											

	Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán- Campo 1		SERVICIOS AUXILIARES				
	CLIENTE: FES-C1	PROYECTO: Tesis de licenciatura					
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre						
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L.	HOJA:	4	DE	5		
SERVICIO: GENERACIÓN DE VAPOR							
Vapor de Baja Presión							
	Presión [kg/cm2 m]	3.5	Temperatura [°C]	180			
Vapor de Media Presión							
	Presión [kg/cm2 m]	18.5	Temperatura [°C]	330			
			Generación [kg/h]				
	Servicio		Normal	Máxima			
	Vapor de Media Presión		-	-			
		Total	-	-			
	Vapor de Baja Presión		13219	14541			
		Total	13219	14541			
NOTAS. Estos valores corresponden al IDC. Se considerará un 10% de sobrediseño							
Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprobó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					



Universidad Nacional Autónoma de México
Facultad de Estudios Superiores
Cuatitlán- Campo 1

**SERVICIOS
AUXILIARES**

CLIENTE:	FES-C1	PROYECTO:	Tesis de licenciatura		
PLANTA:	Planta Hidrodesulfuradora de diesel de ultra bajo azufre				
LOCALIZACIÓN:	Cadereyta N.L	HOJA:	5	DE	5
SERVICIO: AGUA DE ALIMENTACIÓN PARA CALDERA.					

Condiciones de suministro.

Presión [kg/cm² m] 35 Temperatura [°C] 115

Servicio	Consumo [kg/h]	
	Normal	Máxima
Agua para caldera	13219	14541
Total	13219	14541

NOTAS.

Estos valores corresponden al IDC.

Se considerará un 10% de sobrediseño

Revisión	0	1	2	3	4	5	6
Elaboró	ERC	ERC					
Revisó	ERC	ERC					
Aprovó	ERC	ERC					
Fecha	2013	2014					

Capítulo 5. Análisis de resultados y comparación de los mismos

A partir de los resultados obtenidos para ambas unidades, se realizó la comparación de las condiciones de operación, consumo energético, tamaño de equipo, así como el consumo y generación de servicios auxiliares.

Como puede apreciarse en la siguiente tabla, para nuestra propuesta se están obteniendo 103 barriles menos que en la planta existente; esto se ve reflejado en la distribución del resto de los productos, pero aun así el PM se mantiene constante. Además, estamos recuperando una mayor cantidad de gases amargos, dado que la alimentación contenía 181.6kgmol/h.

Tabla 29: Tabla comparativa de productos.

Productos							
		Caso existente			Propuesta		
		Gas amargo	Nafta amarga	Diesel	Gas amargo	Nafta amarga	Diesel
Corriente		423	419	436	329	319	336
Fase		Mezcla	Liquido	Liquido	Vapor	Liquido	Liquido
Flujo molar	Kg-mol/h	179.222	113.216	873.642	181.1	114.000	871.175
Flujo másico	kg/h	1163.691	12711.902	188656.156	1259.734	13212.638	188078.016
Flujo std.liq.	bbl/día	878.790	2535.990	33891.266	894.202	2622.712	33787.027
PM		6.5	112.3	215.9	6.9	115.9	215.9
Temperatura	C	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00	38.00
Presión	Kg/cm ² m	7.80	5.00	5.00	7.85	5.00	5.00
ASTM D86	C						
IBP			-135.66	201.67		115.75	199.91
5%			24.23	217.06		116.08	216.64
10%			114.86	223.35		116.46	223.70
30%			117.19	240.05		119.31	240.33
50%			125.29	256.55		129.19	256.75
70%			137.22	290.48		144.55	290.64
90%			150.91	330.21		162.12	330.34
95%			156.71	344.97		168.48	343.43
EBP			170.15	357.39		175.00	351.93

5.1 Condiciones de operación y consumo energético.

Para comparar las condiciones de operación en ambas unidades, podemos observar en las tablas siguientes lo referente a torres, recipientes, intercambiadores de calor, bombas y compresores, de manera equivalente. Para la propuesta, se manejaron presiones inferiores en los separadores de diesel, con el fin de remover mayor cantidad de gases; mientras que en el circuito de la torre se trabajó con $1 \text{ kg/cm}^2 \text{ m}$, lo cual implica una temperatura de operación 24°C por debajo del caso base. Esto se ve reflejado en las cargas térmicas del Ba-3601, al disminuir más de un 50%. También se redujo el consumo térmico del condensador, aunque en la propuesta se empleó agua de enfriamiento para evitar el arrastre de nafta en el gas.

En cuanto al análisis hidráulico de la propuesta, fue necesario emplear una bomba extra para el manejo de la nafta amarga, evitando de esta manera el desperdicio de energía mediante el empleo de una válvula de control.

Debido a que el circuito opera a $1 \text{ kg/cm}^2 \text{ m}$, los equipos posteriores a la torre trabajarán también a una presión inferior al caso base.

Tabla 30: Condiciones de operación de torres.

Torres		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	DA-4802 Torre estabilizadora	DA-3601 Torre fraccionadora
Pop. Sup [$\text{kg/cm}^2 \text{ m}$]	3.1	1
Pop. Inf [$\text{kg/cm}^2 \text{ m}$]	3.45	1.35
Top. Sup [$^\circ\text{C}$]	192	168
Top. Sup [$^\circ\text{C}$]	339	285

Tabla 31: Cargas térmicas de calentadores a fuego directo.

Calentador a fuego directo		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	BA-4802 Rehervidor de la torre estabilizadora	BA-3601 Rehervidor de torre fraccionadora
Qt [Mmkcal/h]	14.8077	6.1206

Tabla 32: Condiciones de operación de recipientes.

Recipientes		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	FA-4808 Primer separador diesel	FA-3601 Primer separador diesel
Pop [kg/cm ² m]	11.1	9.9
Top [°C]	230	225
	FA-4809 Segundo separador diesel	FA-3602 Segundo separador diesel
Pop [kg/cm ² m]	10.4	9.55
Top [°C]	55	55
	FA-4810 Acumulador de reflujo de la torre estabilizadora	FA-3603 Acumulador de reflujo de la torre fraccionadora
Pop [kg/cm ² m]	2.75	0.65
Top [°C]	55	38
	FA-4811 Tanque de succión del compresor de gas amargo	FA-3604 Tanque de succión del compresor de gas amargo
Pop [kg/cm ² m]	2.7	0.65
Top [°C]	55	38
	FA-4812 Tanque separador de la primera etapa del compresor de gas amargo	FA-3605 Tanque separador de la 1° etapa del compresor de gas amargo
Pop [kg/cm ² m]	4.6	1.95
Top [°C]	38	38
	FA-4813 Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo	FA-3606 Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo
Pop [kg/cm ² m]	7.8	7.84
Top [°C]	38	38

Tabla 33: Cargas térmicas de intercambiadores de calor.

Intercambiadores de calor		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	EA-4801 Generador de vapor de baja presión	EA-3602 Generador de vapor de baja presión.
Qt [Mmkcal/h]	4.94	7.257
	EA-4806 Intercambiador alimentación/ fondos de estabilizadora.	EA-3601 Intercambiador alimentación/ fondos de fraccionadora.
Qt [Mmkcal/h]	5.9794	6.8369
	EA-4809 Segundo enfriador de diesel producto.	EA-3603 Segundo enfriador de diesel producto.
Qt [Mmkcal/h]	1.461	1.4568
	EA-4811 Enfriador de descarga del compresor.	EA-3605 Enfriador de descarga del compresor.
Qt [Mmkcal/h]	0.0312	0.0131
	EA-4812 Enfriador de naftas.	EA-3604 Enfriador de naftas.
Qt [Mmkcal/h]	0.1073	0.4281
	EA-4854 Enfriador de la primera etapa del compresor de gas amargo.	EA-3606 Segundo enfriador de descarga del compresor
Qt [Mmkcal/h]	0.017	0.04158
	EA-4807 Generador de vapor de media presión.	
Qt [Mmkcal/h]	4.62	
	EA-4808 Pre calentador de alimentación a generador de vapor.	
Qt [Mmkcal/h]	1.043	

Como podemos darnos cuenta, fueron empleados dos intercambiadores de calor menos, debido a que no fue generado VMP. Sin embargo resulta siempre más eficiente la generación de éste sobre el de baja presión; aunque en este caso no fue factible.

Tabla 34: Cargas térmicas de aeroenfriadores.

Aeroenfriadores		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	EC-4804 Enfriador de diesel producto.	EC-3603 Enfriador de diesel producto.
Qt [Mmkcal/h]	14.1508	10.86861
	EC-4805 Condensador de torre estabilizadora	Ec-3602 Condensador de torre fraccionadora
Qt [Mmkcal/h]	8.2981	6.39737
	EC-4806 Enfriador final de gases	EC-3601 Enfriador final de gases
Qt [Mmkcal/h]	0.6126	0.74951

Tabla 35: Condiciones de operación de bombas.

Bombas		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	GA-4805 Bomba de diesel producto	GA-3601 Bomba de diesel producto
Cap [m ³ /h]	314.3	293.6
Psuc [kg/cm ² m]	3.9	1.8
Pdes [kg/cm ² m]	11.3	10.7
	GA-4806 Bomba de recirculación al horno.	GA-3601 Bomba de recirculación al horno.
Cap [m ³ /h]	1162.4	399.3
Psuc [kg/cm ² m]	3.9	1.8
Pdes [kg/cm ² m]	8.7	6.3
	GA-4804 Bomba de reflujo de torre estabilizadora.	GA-3603 Bomba de reflujo de torre fraccionadora.
Cap [m ³ /h]	80.4	49.4
Psuc [kg/cm ² m]	3.1	1
Pdes [kg/cm ² m]	7.3	4.729
		GA-3604 Bomba de nafta amarga.
Cap [m ³ /h]		17.8
Psuc [kg/cm ² m]		1
Pdes [kg/cm ² m]		7.0

Tabla 36: Condiciones de operación de compresores.

Compresor		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	GB-4804 Compresor de gas amargo	GB-3610 Compresor de gas amargo.
Primera etapa		
Cap [m ³ /h]	164.95	315.57
ΔP [kg/cm ²]	2.3	1.65
Segunda etapa		
Cap [m ³ /h]	100.6	175.32
ΔP [kg/cm ²]	3.852	6.25

5.2 Tamaño de equipo.

En cuanto a las dimensiones de los equipos, para la propuesta se cuenta con una torre más pequeña y de un solo diámetro; ya que se logró separar una mayor cantidad de ligeros en los separadores de diesel. Únicamente el primer separador diesel tiene mayores dimensiones que el del caso original, debido al arreglo del sistema.

Tabla 37: Dimensiones de recipientes.

Recipientes		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	FA-4808 Primer separador diesel	FA-3601 Primer separador diesel
D [mm]	2134	2743
L tt [mm]	7925	6706
	FA-4809 Segundo separador diesel	FA-3602 Segundo separador diesel
D [mm]	1524	1067
L tt [mm]	4115	3658
	FA-4810 Acumulador de reflujo de la torre estabilizadora	FA-3603 Acumulador de reflujo de la torre fraccionadora
D [mm]	1326	1524
L tt [mm]	7315	4267
	FA-4811 Tanque de succión del compresor de gas amargo	FA-3604 Tanque de succión del compresor de gas amargo
D [mm]	610	457
L tt [mm]	3200	1828
	FA-4812 Tanque separador de la primera etapa del compresor de gas amargo	FA-3605 Tanque separador de la 1° etapa del compresor de gas amargo
D [mm]	457	304
L tt [mm]	1828	1828
	FA-4813 Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo	FA-3606 Tanque separador a la descarga del compresor de gas amargo
D [mm]	762	610
L tt [mm]	3505	1828

Tabla 38: Dimensiones de torres.

Torres		
Condiciones	Caso existente	Propuesta
	DA-4802 Torre estabilizadora	DA-3601 Torre fraccionadora
D [mm]	3658	2591
L tt [mm]	7926	23342
D [mm]	3962	-
L tt [mm]	21183	-

5.3 Consumo y generación de servicios auxiliares.

El consumo de servicios auxiliares es inferior dentro de la propuesta, con excepción del agua de enfriamiento; esto debido a que estoy condensando hasta una temperatura de 38°C con el fin de arrastrar la menor cantidad de gases en la gasolina.

Tabla 39: Consumo de servicios auxiliares.

Consumo de servicio auxiliares		
	Caso existente	Propuesta
Agua de enfriamiento [kg/h]	126596	151924
Gas combustible [m ³ std/h]	2178	900
Energía eléctrica [kw]	392	277
Agua para caldera [kg/h]	20103	13219

A diferencia del caso existente, para la propuesta únicamente se genera vapor de baja presión; ya que las condiciones de operación lo permiten.

Tabla 40: Generación de servicios auxiliares.

Generación de servicio auxiliares		
	Caso existente	Propuesta
VBP [kg/h]	9510	13219
VMP [kg/h]	10593	-

Conclusiones

A partir del desarrollo de este trabajo, se lograron cumplir con los diferentes objetivos planteados en un principio. Inicialmente, se mostró el papel que desempeña una planta hidrodesulfuradora dentro de la refinería, así como su estructura. También se logró reproducir la sección de fraccionamiento de una planta existente, con lo cual se desarrolló la ingeniería básica conceptual.

Para poder realizar todo esto, fueron puestos en práctica los diferentes conocimientos adquiridos dentro de la Facultad de Estudios Superiores de Cuautitlán, por ejemplo: flujo de fluidos, ingeniería de procesos, simulación de procesos, ingeniería de servicios, diseño y especificación de equipos, entre otros.

Una vez desarrollada esta primer parte, se realizó el planteamiento de una nueva propuesta al diseño original. Para ello se tomó como punto de partida las secuencias de separación y posteriormente se realizaron análisis de sensibilidad en equipos principales y condiciones de operación. Finalmente se obtuvo un nuevo diseño, el cual cumplió con las especificaciones del Diesel de Ultra Bajo Azufre (Tabla 8) y los subproductos (Tabla 9); lo cual puede ser sustentado con la NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005.

A partir de la nueva propuesta, se desarrolló la ingeniería básica conceptual y se lograron comparar ambos diseños en cuanto a condiciones de operación, tamaños de equipo y requerimiento de servicios auxiliares.

La nueva propuesta no solamente cumple con las especificaciones de los productos, si no que se lograron reducir los tamaños de torres y tanques. También se redujo el consumo de servicios auxiliares: gas combustible en 59%, energía eléctrica en 30% y agua para caldera en 34%. Mientras que el agua de enfriamiento aumento un 20% en comparación al caso base, ya que se consiguió una mejor separación de ligeros en el domo de la torre. (Tabla 39) Cabe mencionar que se aprovechó parte de la energía térmica de fondos de la torre para calentar corrientes de alimentación; y de esta forma reducir el tamaño de equipos

cercanos a la torre fraccionadora, además se generó de vapor de baja presión (Tabla 40). También hay que considerar que al trabajar a una presión menor, se manejan menores temperaturas y con ello existe menor riesgo de operación. Este tipo de condiciones tienen un impacto directo con el costo de material a emplear en tuberías, equipos, dispositivos de relevo, etc.; dado que a mayor presión el espesor de materiales cambia y el costo de material aumenta.

Hay que recordar que el propósito de la planta era producir diesel de ultra bajo azufre como producto principal; sin embargo la propuesta realizada se encuentra por debajo del diseño original por un 0.3% (Tabla 29), lo cual justifica el menor riesgo de operación y el ahorro energético. En base a todo esto, se puede decir que la propuesta además de cumplir con los requerimientos iniciales, también trae consigo mejoras técnicas y energéticas.

Durante la elaboración de este trabajo pude darme cuenta del cómo se puede diseñar un proceso industrial, partiendo de las alimentaciones y conociendo los productos a obtener. Este trabajo, fue un ejemplo de como dar solución a un problema que podemos enfrentar dentro del campo laboral de un Ingeniero químico; ya que podemos dedicarnos al diseño de procesos industriales, entre otras cosas.

ANEXOS

A continuación se incorporan algunas metodologías de cálculo, las cuales fueron empleadas para el cálculo de boquillas y bombas en el desarrollo de este trabajo. Los resultados obtenidos, se encuentran plasmados en las hojas de datos.

Cálculo de líneas para Fluidos incompresibles.[34]

Datos requeridos:

- W [lb/h] Flujo másico
- ρ [lb/ft³] Densidad

1.- Proponer una velocidad recomendada.

- V [ft/s]

2.- Calcular el diámetro de la línea.

$$D = \left[0.0509 * \left(\frac{W}{\rho * V} \right) \right]^{0.5}$$

3.- Seleccionar un diámetro comercial del Crane (Pág.B-34).

4.- Determinar el diámetro interno en pulgadas.

5.- Obtener el flujo volumétrico.

$$Q = \frac{W}{\rho * (3600)} \quad [ft^3/s]$$

6.- Calcular la velocidad real.

$$V_{real} = 183.3 * \frac{Q}{D_{interno}^2}$$

7.- Comparar que $V=V_{real}$.

8.- Fin

Criterios de dimensionamiento de diámetros de tuberías. [33]

	ΔP_{100}	v [ft/s]
Líquidos		
Descarga de bombas	2.0	-
Agua e hidrocarburos	-	10
Bomba reciprocante	-	$1 < v < 3$
Línea con disponibilidad de Presión	2.0	-
Succión de bombas		
Líquido saturado	0.3	-
Líquido subenfriado	1.0	-
Gases		
Descarga de compresores	1.0	-
Vapor en domos de fraccionador		
$P \leq 10 \text{psia}$	0.1	-
$P > 10 \text{psia}$	0.5	-
Líneas dos fases	0.5	-

Cálculo de bombas.

Datos requeridos:

- P_{origen} [lb/in² g] Presión manométrica en el equipo del cual se succiona.
- $P_{destino}$ [lb/in² g] Presión manométrica en el punto de entrega.
- $P_{succión}$ [lb/in² g] Presión succión.
- P_{atm} [lb/in²] Presión correspondiente al lugar donde se instalará la bomba.
- T_{ent} [°C] Temperatura de la corriente.
- μ [cp] Viscosidad de la corriente.
- ρ [lb/ft³] Densidad de la corriente.
- P_{vap} [lb/in²] Presión de vapor del fluido.
- Otros: Diagrama de la sección de bombeo, PLG, Hojas de datos de equipos.

1.- Cálculo de la presión de succión.

$$P_{suc} = P_{origen} - \Delta P_f + \Delta P_{alt} - \Delta P_{varios}$$

2.- Cálculo de la presión estática.

$$\Delta P_{alt} = \frac{\Delta Z * \rho}{144} \quad [psi] \quad \Delta Z [ft]$$

$$\text{Sea: } 144 \text{ in}^2 = 1 \text{ ft}^2$$

3.- Cálculo de la caída de presión total por fricción en la línea de succión.

$$\Delta P_f = \Delta P_{LTR} + \Delta P_{accesorios} \quad [psi]$$

$$\Delta P_f = [(LTR * L_{equivalente}) * \Delta P_{100}] / 100 \quad LTR [ft], \Delta P_{100} [psi/100ft]$$

4.- ΔP_{varios} , este concepto aplica en aquellos casos en que por necesidades del proceso se requiere la adición de un equipo en una línea de succión.

5.-Cálculo de la presión de descarga.

$$P_{desc} = P_{destino} + \Delta P_f - \Delta P_{alt} + \Delta P_{V.C.} + \Delta P_{equipos} + \Delta P_{F.I.}$$

6.- Cálculo de la presión estática.

$$\Delta P_{alt} = \frac{\Delta Z * \rho}{144} \quad [psi] \quad \Delta Z [ft]$$

Sea: $144in^2=1ft^2$

7.- Cálculo de la caída de presión total por fricción en la línea de succión.

$$\Delta P_f = \Delta P_{LTR} + \Delta P_{accesorios} \quad [psi]$$

$$\Delta P_f = [(LTR * L_{equivalente}) * \Delta P_{100}] / 100 \quad LTR [ft], \Delta P_{100} [psi/100ft]$$

8.- $\Delta P_{V.C.}$, Se considerará como el 33% de las pérdidas dinámicas ó 15 psi; el que resulte mayor.

9.- $\Delta P_{equipos}$, Se considerará la caída de presión incluidos en el circuito de descarga.

10.- $\Delta P_{F.I.}$, Se trata de la caída de presión de diferentes medidores de flujo: Placa de orificio, rotámetro, etc.

11.- Cálculo de la presión diferencial

$$\Delta P = P_{desc} - P_{suc}$$

12.-Cabeza de la bomba.

$$H = \frac{\Delta P * 2.31}{G_{esp}} \quad [ft] \quad \Delta P [psi]$$

Sea:

La Gravedad específica:

$$Gesp = \frac{\rho_{sustancia}}{\rho_{preferencia}} \quad ; \quad \rho_{preferencia} = \rho_{H_2O} = 62.371 \text{ lb/ft}^3$$

Cambio de unidades.

$$\frac{\text{lb}}{\text{in}^2} * \left[\frac{\left(\frac{12\text{in}}{1\text{ft}} \right)^2}{62.371 \text{ lb/ft}^3} \right] = \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} * [2.31 \text{ ftin}^2/\text{lb}]$$

13.- Cálculo del NPSH disponible.

$$NPSH_D = (P_{succ} - P_{vap}) * \frac{2.31}{Gesp} \quad [\text{ft}]$$

14.- Potencia hidráulica.

$$HP = \frac{Q * \Delta P}{1715} \quad [\text{hp}]$$

$$Q = [\text{GPM}] \quad , \quad \Delta P = [\text{psi}]$$

$$1\text{hp} = 0.7456999\text{kW}$$

Glosario

- Alifático: Son compuestos orgánicos constituidos por carbono e hidrógeno, en los cuales los átomos de carbono forman cadenas abiertas. Los hidrocarburos alifáticos de cadena abierta se clasifican en alcanos, alquenos y alquinos.
- API: American Petroleum Institute
- Aromáticos: Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico, el cual no está saturado pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado.
- ASTM: American Society for Testing and Materials.
- Azufre: El contenido de azufre de las gasolinas y de combustibles es una especificación importante. Cualitativamente la presencia de azufre y compuestos corrosivos de azufre, se determina mediante la prueba de tira de cobre.
- B.P.D.: Barriles por día.
- Control en cascada: Estos sistemas son utilizados cuando la modificación de una variable, provoca la manipulación de otra, para corregir la desviación del punto fijo. Las combinaciones utilizadas son:
 - Presión-Temperatura: Este tipo de control se encuentra en líneas de combustible en hornos.
 - Flujo-Temperatura: Este tipo de combinación de control, es usado en líneas de reflujo.
- Desasfaltado: Proceso que consiste en separar el asfalto que contienen los residuos de la destilación del crudo, con el objeto de obtener aceite desasfaltado y asfalto. La separación de asfaltos se logra tratando los residuos con propano. El aceite desasfaltado se usa, básicamente, para elaborar lubricantes pesados y, en algunos casos, como carga a las plantas de desintegración catalítica.
- Desparafinado: Eliminación de parafinas ceras en aceites lubricantes, bien por enfriamiento y filtración o por un proceso de extracción con solventes.

-
- Destilados intermedios: Fracción de crudo o hidrocarburos proveniente de su destilación que destilan entre 175°C y 130°C, que corresponden a una fracción de nafta, querosina y diesel utilizándose, estos dos últimos productos, en algunos países como combustible de calefacción.
 - Gas húmedo: Contiene propano y butano, así como también metano y etano. El propano y etano se separan para utilizarse en el GLP.
 - Gas LP: En la industria petrolera se denomina así, a la mezcla de propano y butano comprimido y licuado. Proviene ya sea de líquidos del gas natural y gasolina natural, o de los procesos de refinación del crudo.
 - Gasóleo: Producto refinado cuya densidad es mayor que las de las gasolinas y querosinas, pero menor que los residuos; generalmente comprende los hidrocarburos destilados entre 190°C y 370°C, cuyo rango de pesos específicos (20/4 °C) es de 0.820 a 0.89. Esta mezcla de hidrocarburos tiene dos usos principales: combustibles para pequeñas máquinas diésel y para hornos o calentadores.
 - Hidrocarburos: Familia de compuestos químicos formada principalmente por carbono e hidrógeno. Pueden contener otros elementos en menor proporción, como oxígeno, nitrógeno, azufre, halógenos (cloro, bromo, iodo y flúor) , fósforo, entre otros. Su estado físico en condiciones ambientales, puede ser en forma de gas líquido o sólido, de acuerdo al número de átomos de carbono y otros elementos que posea.
 - IMP: Instituto Mexicano del petróleo.
 - Isomerización: Reordenación 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.
 - L.B.: Límite de Batería.
 - Naftenos: Son hidrocarburos cicloparafínicos en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno.
-

-
- NPSH: Es una medida de la cantidad de energía disponible en el líquido para producir la velocidad absoluta de entrada que se requiere en el ojo del impulsor. Normalmente se define como “La cabeza neta positiva de succión”, arriba de la presión de vapor del líquido bombeado disponible en la brida de succión de la bomba y referido al centro de líneas del impulsor.
 - Número de cetano: Mide la calidad de ignición de los combustibles diesel. Es una propiedad parecida al número de octano, en la que el Cetano=100 y el Metil Nafteno=0.
 - Número de octano: Mide la eficiencia del combustible en el ciclo de un motor de combustión interna. En una máquina estándar se determina la proporción de una mezcla de n-heptano (No. De octano 0) y 2,2,4 trimetil pentano (No. De octano 100) que da el mismo comportamiento que la muestra a prueba, se reportan los números de Octano Research (RON) y motor (MON) que difieren del tipo de máquina estándar.
 - Olefinas: Este tipo de hidrocarburo no existe de forma natural en el crudo de petróleo, son formados durante el procesado. Son similares a las parafinas en estructura, pero mínimo dos de los átomos de carbono se encuentran unidos. Son generalmente indeseables en los productos de acabado, debido a que los dobles enlaces son reactivos. Su fórmula general es C_nH_{2n} .
 - Parafinas: Hidrocarburos que se caracterizan por la regla de que los átomos de carbono se encuentran unidos mediante enlaces sencillos y los otros se encuentran saturados con átomos de hidrógeno. Su fórmula general es C_nH_{2n+2} .
 - PEMEX: Petróleos Mexicanos.
 - 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. Un plato real es generalmente menos eficaz que uno teórico.
 - PPM: Partes por millón
-

Bibliografía

1. Leidinger O.M. *Procesos industriales*. Perú. Fondo Editorial de la Pontífica Universidad Católica de Perú.1997
2. Calva J.L. *Política Energética. Agenda para el desarrollo*. Vol. 8. México. UNAM. 2007
3. *Study of aspects of deep hydrodesulfurization by means of model reactions*. Swiss Federal Institute of Technology Zurich, 2003
4. Norma Oficial Mexicana NOM-086-SEMARNAT-SENER-SCFI-2005, Especificaciones de los combustibles fósiles para la protección ambiental.
5. *12° Seminario de ahorro de energía, cogeneración y energía renovable. Identificación de mejoras operativas Refinerías*. IMP
6. Ahmad,M.I.;Zhang N.;Jobson M., *Integrated design of diesel hydrotreating processes*. Chemical Engineering Research and Design. 2010. Doi:1016/j.cherd.2010.11.021
7. Cooper B.H.; Donnis B.B.L. *Aromatic saturation of distillates: an overview*. Applied Catalysis. 1995. A: General 137(1996) 203-223.
8. Babich IV.; Moulijin J.A. *Science and technology of novel processes for deep desulfuration of oil refinery streams:a review*. 2002. Fuel 82(2003) 607-631.
9. T-Kabe A. Ishihara. *Hydrodesulfurization and hydrodenitrogenation*. Chemistry and Engineering.
10. Santana Rodriguez G.E. *Tipos de aromáticos en destilados intermedios del petróleo*. Tesis. México.2000
11. Reyes Cruz G. *Estudio hidrodinámico en un sistema de reacción para el hidrotratamiento de gasóleo primario a nivel planta piloto*. Tesis. México. 2003
12. Ackerson M.D. *Revamping Diesel hydrotreaters for ultra-low sulfur*.
13. Schuit G.C.A; Gates B.C. *Chemistry and Engineerin of Catalytic Hydrodesulfurization* . AICHE Journal (Vol. 19 No.3) 1973

-
14. Palmer E.; Polcar S.; Wong A. *Clean diesel hydrotreating . Design considerations for clean diesel hydrotreating*. Mustang Engineering.
 15. Gary J.H.; Handwerk G.E. *Refino del petróleo*. España Ed. Reverte.1980
 16. *Manual de hidrosulfuradoras*. IMP.1979
 17. *Manual para la especificación de recipientes de proceso*. IMP.
 18. *Prospectiva de Petrolíferos 2002 y 2011*. _Secretaría de Energía. México,D.F. 2002
 19. *Guía de mejoras técnicas disponibles en España del sector refino del petróleo*. Ministerio del Medio Ambiente. ISBN:84-8320-259-X
 20. W.A. Gruse y D.R. Stevens. *Chemical Technology of Petroleum*. 3ª Edición Mc Graw Hill Book Company , N.Y. 1960
 21. Calva J.L. *Política Energética*. Agenda para el desarrollo. Vol. 8. 2007
 22. *Introducción a la Refinación del Petróleo y Producción de Gasolina y Diesel con contenido Ultra bajo Azufre*. [En línea] ICCT. 2011. Disponible en:
http://www.theicct.org/sites/default/files/ICCT_RefiningTutorial_Spanish.pdf
 23. *Proyecto para instalación de una refinería de petróleo en Extremadura (Descripción de la refinería)*. [En línea] Refinería Balboa. Grupo Alfonso Gallardo. Disponible en:
<http://www.grupoag.es/refineriabalboa/medioambiente/pdf/larefineria.pdf>
 24. *Procesos de hidrotatamiento*. [Consulta: febrero del 2013] Disponible en:
<http://mediateca.rimed.cu/media/document/2682.pdf>
 25. *Proyectos a contratar Ejercicio 2011- 2012 de PEMEX Refinación. Refinería Ing. Héctor R Lara Sosa*. [Presentación en línea]. [Consulta: febrero del 2013]. Disponible en:
<http://www.cmic.org/comisiones/Sectoriales/energia/hidrocarburos/reunionesen delegaciones/Leon/PRESENTACION%20REF.%20CADEREYTA%20040811.pdf>
 26. *Hidrosulfuración profunda de diesel*. [En línea] Disponible en:
<http://sorz92.blogspot.mx/2010/11/hidrosulfuración -profunda-de-diesel.html>
 27. *Anexo 11 "PEMEX - DIESEL BAJO AZUFRE."*. Disponible en:
http://www.ref.pemex.com/files/content/02franquicia/sagli002/sagli002_05ab.html
-

-
28. PEMEX Diesel. PEMEX REFINACIÓN 2006. Disponible en:
<http://www.ref.pemex.com/index.cfm?action=content§ionID=11&catid=23&contentID=68>
29. *Diccionario de Términos de Pemex Refinación* [En línea] [Consulta:03-febrero-2013] Disponible en:
www.itek.com.mx/INDUSTRIA/DICCIONARIO%20PEMEX.pdf
30. García Calvo F. *Principios básicos de refinación*. Dirección ejecutiva. IMP. 2004 [En línea] Disponible en : es.scrib.com/doc/73969830/REFINACION-TOTAL
31. *Términos usados en la Industria Petrolera*. PEMEX [En línea] [Consulta:febrero-2013] Disponible en: www.ri.pemex.com/files/content/Glosario%2020101221.pdf
32. *Manifiesto de Impacto Ambiental Modalidad Particular (MIA-P) para la nueva planta hidrosulfuradora de destilados intermedios. No.4(800-2), en la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa"* Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales. Dirección General de Impacto y Riesgo Ambiental. Pemex Refinación-IPN. [En línea][Consulta: 21-febrero-2013] Disponible en:
<http://sinat.semarnat.gob.mx/dgiraDocs/documentos/nl/resumenes/2012/19NL2012X0015.pdf>
33. *Criterios de dimensionamiento de diámetros de tuberías*. IMP
34. García Nava R. Ingeniería de Servicios "*Fluidos incompresibles*".[Clase] UNAM. Edo. México. Cuautitlán Izcalli . Febrero 2012
35. Crane. *Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías*. Mc Graw-Hill. México. 1989