



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN

HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS,
DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

SERGIO ALEMÁN RÍOS

ASESOR:

I.Q. ISMAEL NÚÑEZ BARRÓN

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO, 2024



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN
SECRETARIA GENERAL
DEPARTAMENTO DE TITULACIÓN



**PROTESTA UNIVERSITARIA DE INTEGRIDAD Y
HONESTIDAD ACADÉMICA Y PROFESIONAL**

De conformidad con lo dispuesto en los artículos 87, fracción V, del Estatuto General, 68, primer párrafo, del Reglamento General de Estudios Universitarios y 26, fracción I, y 35 del Reglamento General de Exámenes, me comprometo en todo tiempo a honrar a la institución y a cumplir con los principios establecidos en el Código de Ética de la Universidad Nacional Autónoma de México, especialmente con los de integridad y honestidad académica.

De acuerdo con lo anterior, manifiesto que el trabajo escrito titulado:
Hidrotratamiento de Naftas. De principio a fin y algo más

_____, que presenté para obtener el título/grado de: Ingeniero Químico, es original, de mi autoría y lo realicé con el rigor metodológico exigido por mi Entidad Académica, citando las fuentes de ideas, textos, imágenes, gráficos u otro tipo de obras empleadas para su desarrollo.

En consecuencia, acepto que la falta de cumplimiento de las disposiciones reglamentarias y normativas de la Universidad, en particular las ya referidas en el Código de Ética, llevará a la nulidad de los actos de carácter académico administrativo del proceso de titulación/graduación.

Atentamente

Sergio Alemán Ríos 315199572

Nombre y número de cuenta del egresado(a)



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
SECRETARÍA GENERAL
DEPARTAMENTO DE TITULACIÓN



UNAM
CUAUTITLÁN

DEPARTAMENTO
DE TITULACIÓN

ASUNTO: VOTO APROBATORIO

DR. DAVID QUINTANAR GUERRERO
DIRECTOR DE LA FES CUAUTITLÁN
PRESENTE

ATN: DRA. MARÍA DEL CARMEN VALDEZ
Jefa del Departamento de Titulación
de la FES Cuautilán.

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

Hidrotratamiento de Naftas. De principio a fin y algo más.

Que presenta el pasante: **Sergio Alemán Ríos**

Con número de cuenta: **315199572** para obtener el título de: **Ingeniero Químico**

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

ATENTAMENTE

"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"

Cuautilán Izcalli, Méx. a 23 de julio de 2024.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	I.Q. Carlos Orozco Hernández	
VOCAL	I.Q. Ismael Núñez Barrón	
SECRETARIO	I.Q. Miguel Ángel García Campos	
1er. SUPLENTE	Dr. Arturo Ortega Díaz	
2do. SUPLENTE	I.Q. Miguel Ángel Vázquez Flores	

NOTA: Los sinodales suplentes están obligados a presentarse el día y hora del Examen Profesional.

En caso de que algún miembro del jurado no pueda asistir al examen profesional deberá dar aviso por anticipado al departamento.



AGRADECIMIENTOS

Agradecer la ayuda y el apoyo de la gente que ha compartido conmigo todo lo que en mi vida he recorrido es, quizás, la parte más difícil de plasmar en un espacio limitado de papel; igualmente, lo intentaré:

Agradezco a mis abuelos, María Sofía Pérez Ruiz y Epifanio Ríos Cervantes, a quienes debo mi vida entera; todo lo que soy y todo lo que seré, será gracias al más grande amor que he tenido el privilegio de experimentar de parte de ellos. Mis segundos padres, mi pensamiento diario, mi inspiración y mi guía; en cada momento de dificultad, me levanto gracias a su recuerdo y en cada logro está escrito su nombre junto al mío.

A mi madre, Ana María Ríos Pérez, por ser la luz que ha iluminado cada paso de mi vida. Tu amor incondicional, sacrificio y dedicación han sido mi fortaleza. Por ser mi inspiración, mi apoyo más grande y mi mayor ejemplo de perseverancia, resiliencia y honradez. Llevaré siempre con orgullo los valores que me has enseñado. Te amo más allá de las palabras.

A mi padre, Sergio Alemán Moreno, quien me ha inculcado la cultura del trabajo y estudio. Su dedicación y esfuerzo para asegurar mi educación es un regalo invaluable. Nunca agradeceré lo suficiente su orientación y apoyo al momento de elegir la UNAM como mi nuevo hogar; mi éxito académico es un reflejo de tu apoyo, guía y cariño.

Al amor de mi vida, Fhernanda Mishelle Anaya Garnica, por enseñarme que *siempre se puede un poco más*. En nuestras vidas enfrentaremos retos inconmensurables, como hemos hecho hasta ahora. A tu lado, tengo la certeza de que cada meta está a nuestro alcance. Sin tu amor y loable paciencia, nada de esto hubiera sido posible. Nos encontramos al cierre del primer capítulo de la vida que hemos soñado y ahora construimos juntos; que este trabajo sea uno de los cimientos que sostengan una maravillosa vida a tu lado. Te amo con todo mi ser.

A mis tíos:

José Antonio, por ser un recuerdo latente del cariño que existe en mi familia, por enseñarme a ofrecer mi apoyo y una sincera sonrisa a las personas, incluso en los momentos más difíciles.

Armando, por sembrar en mí la curiosidad por el fascinante mundo de la química, por nutrir con retos y cuestionamientos el pensamiento crítico y científico que me ha traído hasta este momento de mi vida.

Gerardo, por ofrecerme todo su apoyo incondicional, por guiarme y ofrecer la más genuina preocupación por el bienestar de toda la familia.

Rafael, por ser la persona que hizo posibles una gran cantidad de sueños y con quien compartí grandes experiencias, desde juegos improvisados, hasta la experiencia de cuidar de un acuario enorme; por ser nuestro protector y siempre ofrecer a todos un lugar al cual llegar y poder pasar un buen momento en su compañía.

A mis primos, Isaac, Luis, David, Sandra, Juan y Pamela, por ser al mismo tiempo mis hermanos, mis ejemplos a seguir, mis compañeros de juegos y mis confidentes. La admiración y el cariño que siento hacia ustedes, hacia las personas que son y que sé que serán, es incomparable.

A mi hermano y amigo incondicional, Isaac Verón, por ser mi amigo más sincero, por todo el amor y el apoyo que me ha brindado, por compartir y apoyarme en mis locuras y aficiones, por mostrarme que mi vida nunca estuvo estancada, por creer en mí y siempre ofrecerme un lugar en su hogar y junto a los suyos. A mis amigos, Daniel, Gabriel, Bruno, Denise, Jaime, Edith, Agustín e Ilean.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

A mis colegas ingenieros, Elías, Nahomy, Antonio, Andrea, Carlos, Beatriz, Arleth, Ana, Daniel, Rogelio, Diego, Benjamín y Ariadna, por ser una parte importante en mi camino a través de esta etapa.

A mis profesores, por ofrecer conocimiento, experiencia, guía y su apoyo incondicional. Un especial agradecimiento a los profesores José Luis Velázquez, Javier Revilla, Pablo Arturo Martínez, Carlos Orozco, María Elena Quiroz, Martha Angélica Villegas, Juan Manuel Torres, Francisca Alicia Rodríguez, Raúl Gómez, Paula Álvarez, Aarón Barrios y Glen Chávez, quienes, de un momento a otro, se convirtieron en algunos de mis más grandes amigos y colegas.

Agradezco profundamente a mis sinodales por tomarse el tiempo de leer y evaluar mi trabajo de tesis. Su dedicación y esfuerzo han sido fundamentales para este proceso.

A mi asesor, Ismael Núñez Barrón, quien forma parte y ha formado a las mejores generaciones de ingenieros químicos que ha ofrecido al mundo la FES Cuautitlán. A quien le atribuyo el más grande reconocimiento por su ardua labor, inspirando, guiando y apoyando tanto a mis compañeros como a mí a alcanzar nuestro máximo potencial; todo esto, mientras pone en alto el estandarte de la UNAM ante los ojos del mundo. Por creer en mí, por compartir conmigo su conocimiento y experiencia y por ofrecerme su amistad incondicional, le estaré agradecido por el resto de mi vida.

Al Instituto Mexicano del Petróleo, especialmente a las áreas de Ingeniería de Procesos, Ingeniería de Proyectos e Ingeniería de Operación, por ofrecerme todo su apoyo, así como una estancia maravillosa, emocionante y enriquecedora.

A la Escuela Nacional Preparatoria No. 9 “Pedro de Alba” y a la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, por ser los recintos y comunidades de esta universidad que desempeñaron la noble tarea de formarme como individuo, como profesional y como Ingeniero Químico.

A mi alma máter, la **Universidad Nacional Autónoma de México**, por permitirme encontrar en su comunidad, en sus recintos y en sus tradiciones: Amistad, conocimiento, cultura, **amor, orden y progreso**, y el orgullo de pertenecer a la Máxima Casa de Estudios de este país.

“Por mi raza hablará el espíritu”

Sergio Alemán Ríos



“Todo lo que podemos decidir es qué hacer con el tiempo que nos es otorgado...”

*“No todo lo que reluce es oro,
ni toda la gente errante anda perdida.
Lo viejo que es fuerte no se marchita,
a las raíces profundas no llega la escarcha.*

*De las cenizas se despertará un fuego,
una luz de las sombras brotará.
Renovada será la hoja que se rompió;
el Sin Corona volverá a ser Rey.”*

- J.R.R. Tolkien

“El propósito de la vida no es lo que queremos, sino lo que hay que hacer. Eso es lo que el destino nos exige.”

“El propósito de la vida no es lo que queremos, sino lo que hay que hacer. Eso es lo que el destino nos exige.”

- Christopher Paolini

*“Cuando crezcas, descubrirás que ya defendiste mentiras,
te engañaste a ti mismo o sufriste por tonterías.
Si eres un buen guerrero, no te culparás por ello,
pero tampoco dejarás que tus errores se repitan.”*

- Pablo Neruda



CONTENIDO

OBJETIVO GENERAL	VII
OBJETIVOS PARTICULARES.....	VII
INTRODUCCIÓN	VIII
ANTECEDENTES.....	XII
CAPÍTULO 1. GENERALIDADES SOBRE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO	3
1.1. El petróleo	3
1.1.1. Cortes del petróleo crudo.....	3
1.2. Refinación del petróleo	5
1.3. La nafta.....	11
1.3.1. Calidad de las naftas	12
1.3.2. Tipos de naftas en una refinería	15
1.3.3. Compuestos contaminantes en las naftas.....	20
CAPÍTULO 2. HIDROTRATAMIENTO	29
2.1 Reacciones de hidrotratamiento.....	30
2.2 Variables de proceso en el sistema de reacción	31
2.3 Catalizadores de hidrotratamiento	38
2.4 Reactores de hidrotratamiento	42
2.5 Plantas de hidrotratamiento	43
CAPÍTULO 3. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO	48
3.1. Bases del estudio conceptual	48
3.1.1. Especificaciones de la nafta:.....	48
3.1.2. Especificaciones del hidrógeno de reposición (make-up):.....	49
3.1.3. Especificaciones de los productos:	50
3.1.4. Condiciones en límite de batería:.....	51
3.1.5. Especificación de servicios auxiliares:	52
3.2. Metodología para la síntesis y diseño del proceso.....	54
3.3. El reactor de hidrotratamiento.....	55
3.3.1. Definición de temperatura y presión del sistema de reacción:.....	55
3.3.2. Definición de consumo químico de H ₂ del sistema de reacción:.....	55
3.3.3. Determinación del rendimiento de H ₂ S y NH ₃ de las reacciones:	57
3.3.4. Definición de relación H ₂ /HC del sistema de reacción:.....	57
3.3.5. Determinación del calor de reacción:	57
3.3.6. Determinación del ΔT del sistema de reacción:	58



3.3.7. Determinación del WABT:.....	58
3.3.8. Definición de LHSV del sistema de reacción:.....	59
3.3.9. Selección del catalizador del sistema de reacción:	59
3.3.10. Geometría del reactor:	59
3.4. Síntesis del proceso de la sección de reacción.....	64
3.4.1. Fase 1. Sistema del reactor.	64
3.4.2. Fase 2. Instrumentación y control del proceso.....	72
3.4.3. Fase 3. Definición del equipo y servicios de intercambio térmico de la sección de reacción.....	74
3.4.4. Fase 3. Definición del perfil de presiones de la sección de reacción.....	77
3.4.5. Fase 4. Definición del equipo de bombeo y compresión de la sección de reacción.	81
3.5. Balance de materia y energía preliminar.....	83
3.5.1. Simulación del reactor de HDT.	83
3.5.2. Selección del modelo termodinámico para el balance de materia y energía.	84
3.5.3. Simulación del proceso de la sección de reacción.	86
3.6. Síntesis del proceso de la sección de fraccionamiento.	95
3.6.1. Evaluación del arreglo de la columna desbutanizadora y fraccionadora de naftas.	98
3.6.2. Fase 1: Selección del arreglo de separación.....	98
3.6.2.1. Primer criterio: Etapas teóricas requeridas.....	98
3.6.2.2. Segundo criterio: Presión de operación.....	100
3.6.2.3. Tercer criterio: Medidas de seguridad adicionales.....	101
3.6.3. Fase 2: Definición de la presión de operación.....	103
3.6.4. Fase 3: Definición del plato de alimentación.	109
3.6.5. Fase 4: Definición del equipo y servicios de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento.	111
3.7. Diagrama de flujo de proceso (DFP) preliminar.	114
3.8. Optimización del proceso.....	118
3.8.1. Integración térmica	119
3.8.1.1. Análisis del punto pinch: Sección de reacción.....	119
3.8.1.2. Análisis del punto pinch: Sección de fraccionamiento	124
CAPÍTULO 4. PAQUETE DE DISEÑO DE PROCESO (PDP).....	136
4.1 Bases conceptuales de diseño.....	136
4.2 Descripción del proceso.....	136
4.3 Diagrama de flujo del proceso (DFP).	139



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

4.4 Balance de Materia y Energía.....	143
4.5 Lista de equipo de proceso.....	151
4.6 Hojas de datos de los equipos críticos de proceso.....	152
4.7 Requerimientos de servicios auxiliares.....	159
4.8 Requerimientos de agentes químicos y catalizadores.....	162
CONCLUSIONES.....	164
UNIDADES.....	167
GLOSARIO.....	169
ANEXO 1: MEMORIA DE CÁLCULO.....	172
ÍNDICE DE ILUSTRACIONES.....	193
ÍNDICE DE DIAGRAMAS.....	193
ÍNDICE DE GRÁFICOS.....	195
ÍNDICE DE TABLAS.....	195
BIBLIOGRAFÍA.....	197



OBJETIVO GENERAL

Ofrecer una guía completa a través del análisis, sustento y desarrollo de una propuesta de diseño conceptual para la tecnología de hidrotratamiento de las naftas de una refinería.

OBJETIVOS PARTICULARES

1. Ofrecer una visión sobre el estado actual del proceso de refinación en México y el proceso de hidrotratamiento, así como los nuevos desafíos para procesar cargas complejas.
2. Justificar la necesidad de las plantas de hidrotratamiento de naftas y naftas de coquización.
3. Proporcionar los lineamientos técnicos que permitan sustentar y desarrollar cada una de las operaciones y procesos unitarios que integran una planta de hidrotratamiento de naftas.
4. Aplicar la metodología de síntesis de procesos para realizar el diseño conceptual de la planta de hidrotratamiento de naftas.
5. Realizar los principales documentos clave conceptuales del proceso para la planta de hidrotratamiento de naftas.

INTRODUCCIÓN

La tecnología de hidrotratamiento es un proceso esencial en la industria petrolera, presente en todos los esquemas de refinación a nivel mundial. Desde su concepción, el proceso de hidrotratamiento ha evolucionado significativamente desde su surgimiento en 1950. Esta evolución no solo se debe a la mejora continua de la calidad de los productos, sino también a la necesidad de adaptarse a los nuevos desafíos ambientales, legislativos y tecnológicos. Por tanto, es imperativo explorar el *hidrotratamiento de naftas, de principio a fin y algo más* para entender mejor su impacto y potencial en la industria, tanto en la actualidad, como en el futuro.



Planta de Hidrotratamiento de Naftas (Pemex Transformación Industrial, 2024)

En este contexto, el término "algo más" abarca dos dimensiones cruciales. En primer lugar, se refiere a los nuevos requerimientos ambientales derivados de las regulaciones medioambientales en cada país, particularmente en relación con la reducción de las emisiones de azufre. Por otro lado, también alude al desafío técnico que representa el tratamiento de naftas difíciles, que demanda enfoques y tecnologías específicas para alcanzar estándares de calidad exigentes en el presente y en el futuro.



Los siguientes cuatro capítulos del presente trabajo de Tesis tienen como objetivo justificar el diseño conceptual de una Planta de Hidrotratamiento de Naftas, abordando el tema desde una perspectiva integral, explorando los aspectos más fundamentales del proceso. Mediante un análisis detallado, se pretende comprender no solo la ciencia y la tecnología detrás del proceso, sino también su relevancia en el contexto actual de la industria petrolera y su contribución a la sostenibilidad ambiental.

Capítulo 1: Fundamentos de Refinación del Petróleo.

Este capítulo presenta los principios y bases necesarios para comprender el proceso de hidrotratamiento y su relevancia en la refinación del petróleo, así como las características y desafíos específicos relacionados con las naftas.

Capítulo 2: Hidrotratamiento

Se establecen los fundamentos y las bases sobre las cuales se sustenta la tecnología de hidrotratamiento.

Capítulo 3: Diseño conceptual del proceso

Mediante cálculos, simulaciones y análisis de sensibilidad, se desarrolla el diseño conceptual del equipo de proceso necesario para las secciones que integran una planta de hidrotratamiento de naftas.

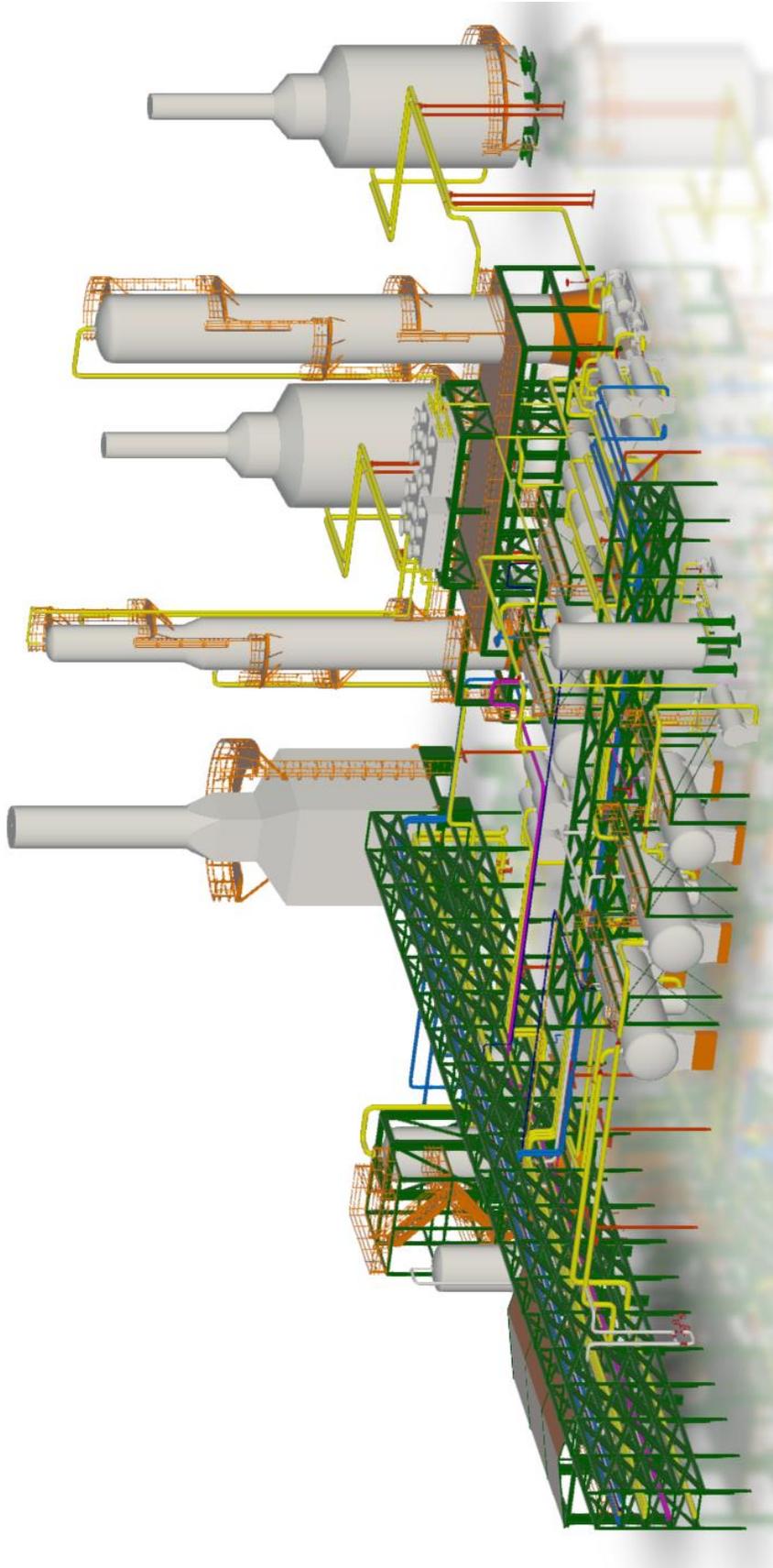
Capítulo 4: Elaboración de entregables

El capítulo cuarto culmina con la presentación de un paquete de ingeniería conceptual de proceso, englobando los documentos principales que definen el concepto tecnológico:

- a. Bases conceptuales de diseño de proceso
- b. Descripción del proceso
- c. Diagrama de flujo del proceso (DFP)
- d. Balance de materia y energía (BMyE)
- e. Lista de equipo
- f. Hojas de datos de los equipos críticos de proceso
- g. Requerimientos de servicios auxiliares
- h. Requerimientos de agentes químicos y catalizadores



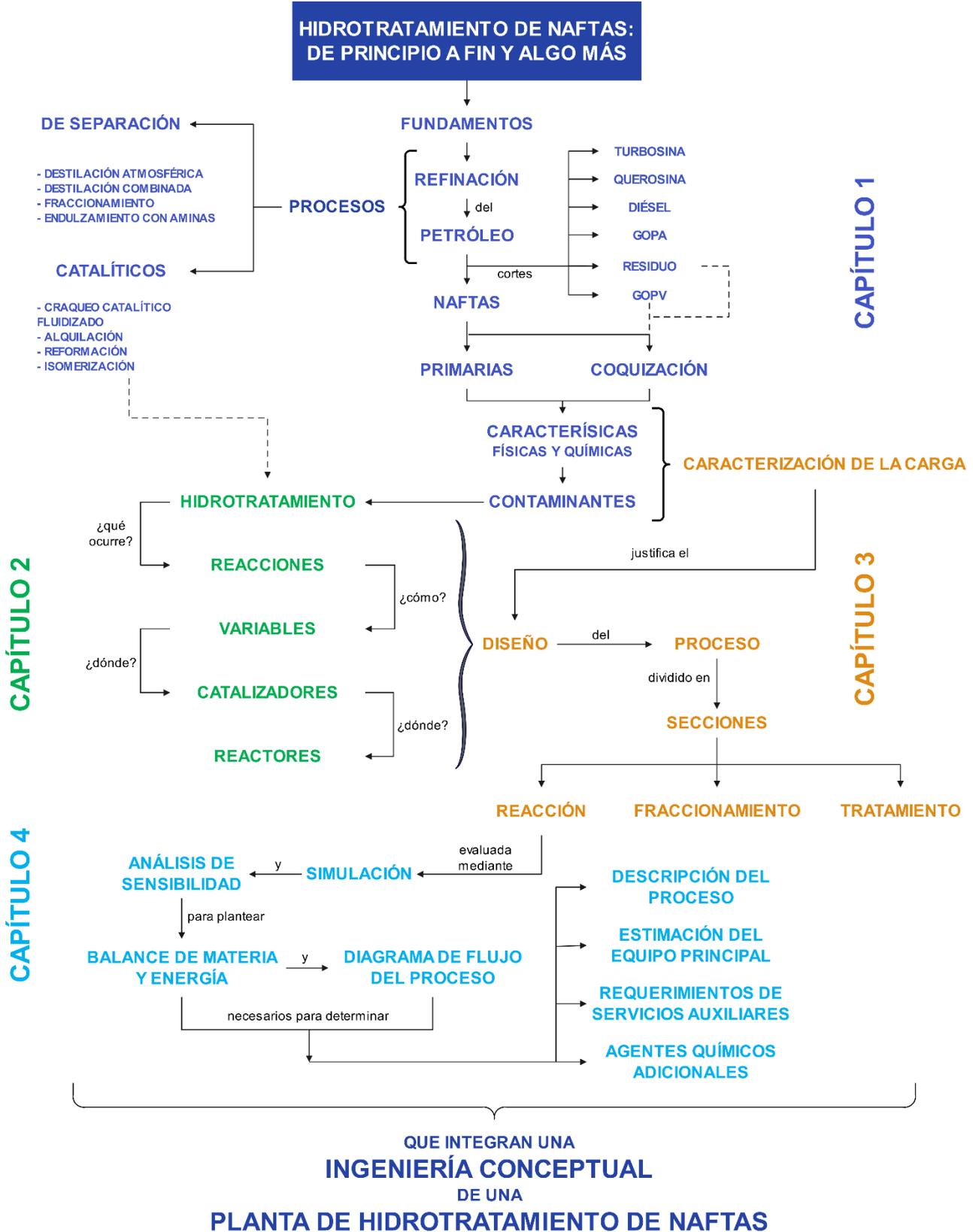
HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS



Modelo 3D de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria “U-100”, elaborado para el presente proyecto de tesis: *“Hidrotratamiento de Naftas. De principio a fin y algo más.”*



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS





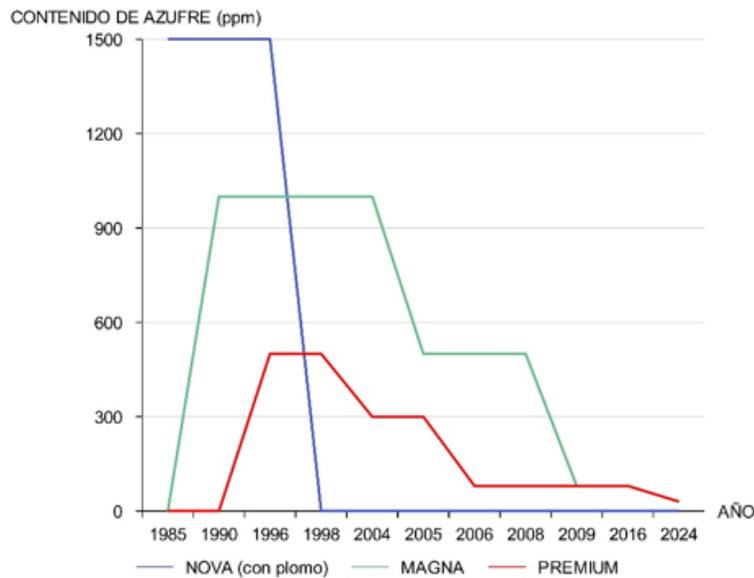
ANTECEDENTES

La rigurosidad en las especificaciones de los combustibles fósiles ha evolucionado notablemente a lo largo del tiempo. Inicialmente, las regulaciones se centraban en la seguridad y el rendimiento del motor, con poca atención a los impactos ambientales de las emisiones. Sin embargo, a medida que creció la conciencia sobre los efectos negativos de la contaminación atmosférica, como problemas respiratorios, cardiovasculares y la formación de lluvia ácida, las normativas se volvieron más estrictas.

Antes de los años setenta, en México no existían regulaciones institucionales de protección ambiental para controlar las emisiones contaminantes derivadas de la combustión de gasolina y diésel en vehículos y fuentes industriales (Soto, 2017). Las primeras regulaciones ambientales se introdujeron con la Ley Federal para Prevenir y Controlar la Contaminación Ambiental de 1971, aunque las leyes más estrictas sobre emisiones no se implementaron hasta finales de los años ochenta. Normas más rigurosas sobre la composición de la gasolina, como la NOM-086-SEMARNAT-1994, se establecieron a mediados de los noventa (SEMARNAT, 1994).

Desde entonces, el Gobierno Federal ha reforzado las regulaciones ambientales y de combustibles fósiles, reduciendo los niveles permisibles de contaminantes. Estas regulaciones han evolucionado hacia normativas más estrictas, promoviendo la producción de combustibles

Contenido de azufre en gasolinas



(Pemex, 1996) (DOF, 2015) (SEMARNAT, 2016) (Secretaría de Salud (SSA), 2016)

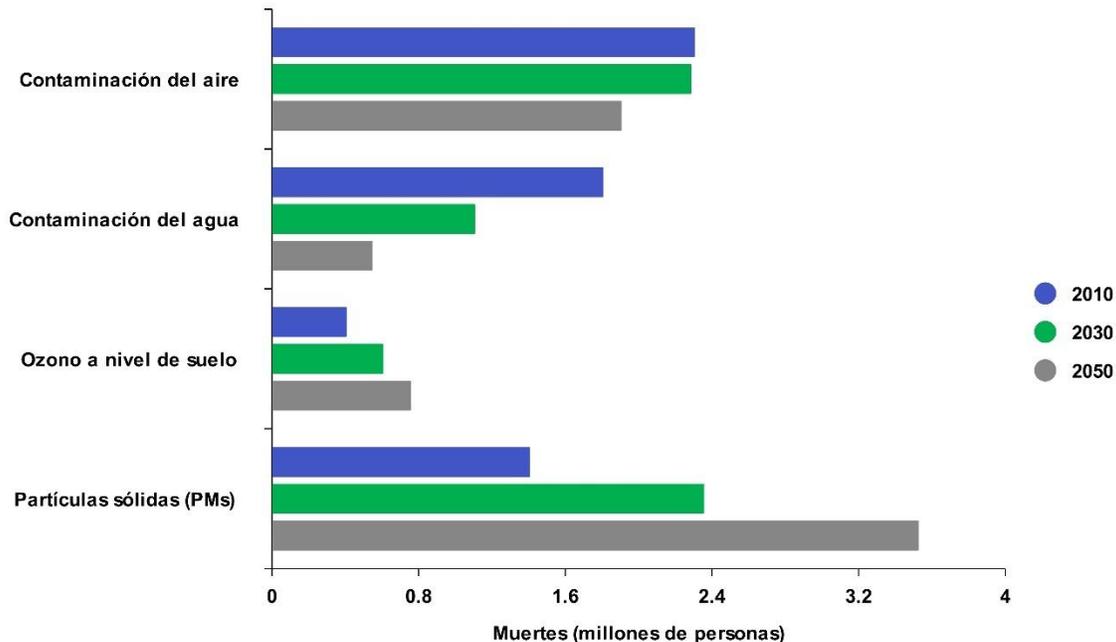
más limpios. Esto ha requerido innovación en los procesos de refinación y el desarrollo de nuevas generaciones de catalizadores. Entre estas innovaciones, el **hidrotratamiento** ha emergido como la tecnología más relevante para minimizar las emisiones. Esta técnica permite la eliminación de azufre y otros contaminantes de los combustibles fósiles, resultando en productos finales más limpios y menos dañinos para el medio ambiente. La importancia del hidrotratamiento radica en su capacidad para cumplir con las estrictas normativas ambientales, contribuyendo significativamente a la reducción de emisiones de gases contaminantes.

En las últimas décadas, se han implementado estándares más estrictos para reducir las emisiones de óxidos de nitrógeno (NOx), óxidos de azufre (SOx), compuestos orgánicos volátiles (COV) y partículas finas, que tienen efectos perjudiciales en la salud humana y el medio ambiente. Esto ha impulsado la adopción de tecnologías avanzadas de control de emisiones en vehículos y fuentes industriales, así como la producción de combustibles con especificaciones más limpias, como menor contenido de azufre.



El incumplimiento de las regulaciones ambientales podría llevar a un aumento significativo en la contaminación del aire, exacerbando problemas de salud pública como enfermedades respiratorias y cardiovasculares. La Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económico (OECD) determinó a través de estudios y proyecciones hacia 2050 el impacto que tendrán los riesgos ambientales sobre la vida, ocasionando millones de muertes prematuras.

Muertes prematuras por riesgos ambientales: Línea de base, 2010 a 2050.



(OECD, 2012)

Un impulso significativo para la mejora de las normativas ambientales ha sido la ratificación de los Acuerdos de París en 2016, un tratado internacional que busca limitar el calentamiento global a menos de 2°C por encima de los niveles preindustriales. Los países firmantes, incluidos México y muchos otros, se comprometieron a reducir las emisiones de gases de efecto invernadero y a adoptar medidas para mitigar el cambio climático. Estos acuerdos han fomentado el desarrollo de políticas más estrictas sobre la calidad de los combustibles y han impulsado la transición hacia fuentes de energía más limpias y sostenibles.

Para abordar estos problemas, se están explorando varias soluciones. Una de ellas es la filosofía de "emisiones cero" en los combustibles fósiles, que busca minimizar o eliminar las emisiones contaminantes durante la producción y el uso de estos combustibles. Además, la transición hacia el uso de energías renovables, como la solar y la eólica, está ganando impulso como una alternativa más limpia y sostenible. Otro enfoque es la transición a nuevos tipos de motores, como los eléctricos y de hidrógeno, que no dependen de combustibles fósiles y producen menos emisiones.

Mirando al futuro, se espera que las especificaciones de los combustibles fósiles sean aún más rigurosas, en línea con los esfuerzos internacionales para abordar el cambio climático y reducir las emisiones de gases de efecto invernadero. Esto podría incluir límites más estrictos en el



contenido de carbono y la promoción de alternativas más sostenibles, como los biocombustibles y los combustibles sintéticos.

Además, con el avance de la tecnología y la creciente disponibilidad de energías renovables, los combustibles fósiles podrían enfrentar una mayor presión regulatoria y de mercado, promoviendo una transición hacia una economía más limpia y sostenible.



CAPÍTULO



GENERALIDADES SOBRE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO



CAPÍTULO 1. GENERALIDADES SOBRE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

En el presente capítulo se ofrece una perspectiva general del esquema de refinación que se encuentra presente en la mayoría de las refinerías de Petróleos Mexicanos (PEMEX) y del mundo, se plantea el manejo de las diferentes naftas de una refinería desde su generación y su procesamiento para mejorar la calidad, composición y características de las naftas, incrementando el valor del producto, previo a la integración al pool de gasolinas, donde se mezclan las diferentes naftas para formular la gasolina Magna y Premium.

1.1. El petróleo

El petróleo es un líquido oleoso, más ligero que el agua, de color oscuro y olor fuerte, que se encuentra nativo en el interior de la tierra y a veces forma grandes manantiales. (Gary & Handwerk, 1980)

En la naturaleza, el petróleo (*aceite de piedra*), a menudo también llamado “crudo” debido a que se encuentra en su forma natural y sin procesar, puede presentarse como un líquido de color amarillento, hasta un material semisólido de color café oscuro o negro. Los componentes principales del petróleo son los hidrocarburos, compuestos de carbono e hidrógeno que presentan una gran variedad en su tamaño y estructura molecular. Los hidrocarburos más simples son un gran grupo de moléculas lineales conocidas como parafinas; esta amplia gama de hidrocarburos se extiende desde el metano, el cual conforma al gas natural, compuestos líquidos y menos volátiles que conforman los diferentes productos de refinación, hasta sólidos que se encuentran disueltos o suspendidos en los líquidos. Además, se encuentran presentes otras sustancias, tales como agua, compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, trazas de metales y sales de sodio, calcio y magnesio que, en su conjunto, son consideradas como contaminantes o impurezas.

1.1.1. Cortes del petróleo crudo

Del petróleo son obtenidas las fracciones de hidrocarburo, denominadas “cortes” de los productos de refinación; estos productos son obtenidos mediante la destilación atmosférica y al vacío para obtener los productos como se muestra a continuación:

Tabla 1.1 Puntos de corte típicos de los diferentes productos derivados del petróleo

PRODUCTO	PUNTO DE CORTE (°C)	MÉTODO DE CARACTERIZACIÓN
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA		
Gases	< 30 °C	
Nafta ligera	30-85	ASTM D-86 ¹
Nafta pesada	86-180	
Turbosina	180-230	
Querosina	190-260	
Gasóleo ligero	258-380	ASTM D-1160 ²
Gasóleo pesado	323-452	
Residuo atmosférico	> 401	



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

PRODUCTO	PUNTO DE CORTE (°C)	MÉTODO DE CARACTERIZACIÓN
DESTILACIÓN AL VACÍO		
Gasóleo ligero de vac.	354-504	ASTM D-1160 ²
Gasóleo pesado de vac.	430-560	
Residuo de vacío	> 571	

1. (ASTM, 2023) 2. (ASTM, 2018)

Como se muestra en la tabla 1, existen traslapes entre los puntos de corte de los diferentes productos del petróleo; estos traslapes son ajustados en el diseño y la operación de la planta en función de la calidad del fraccionamiento y del volumen que se desea producir de cada uno de los productos.

Los rendimientos de cada producto de destilación están sujetos a la naturaleza del crudo; un crudo considerado “pesado” ofrecerá un mayor rendimiento de residuo y productos de destilación al vacío y gasóleos, como es el caso de un crudo Maya; por otro lado, un crudo considerado “ligero”, como es el caso del crudo Olmecca o Istmo, ofrecerá mayores rendimientos de ligeros, como la nafta. Los rendimientos pueden ser previstos desde el ensayo experimental conocido como *curva de destilación*, la cual es una representación del porcentaje volumétrico del crudo que se destila a una temperatura determinada; estas curvas de destilación pueden ser obtenidas mediante el método ASTM D-86 y D-1160, o bien, su respectiva equivalencia de la curva TBP, que sigue el procedimiento experimental reportado en el método ASTM D-2892. (ASTM, 2020)

Tabla 1.2 Clasificación del petróleo crudo

Crudo	Gravedad
Extra ligero	API > 40
Ligero	40 > API > 38
Medio	38 > API > 29
Pesado	29 > API > 8.5
Ultra pesado	API < 8.5

En el Gráfico 1.1 se presenta una comparación entre una curva TBP correspondiente al crudo ligero denominado “Istmo” y una curva del crudo ultra pesado llamado “Ku-Maloob” (Ku-H). La mayor inclinación (pendiente) apreciable en el caso del crudo Istmo permite visualizar que a un mayor porcentaje de destilación se obtendría un volumen mayor de productos ligeros, a diferencia del crudo Ku-H, donde no solo se obtendría una menor cantidad de ligeros, sino que se obtendría una gran cantidad de residuo de destilación correspondiente al resto del porcentaje que no se destiló a temperaturas mayores de 550 °C.

CURVA DE DESTILACIÓN TBP CRUDO ISTMO Y KU-H

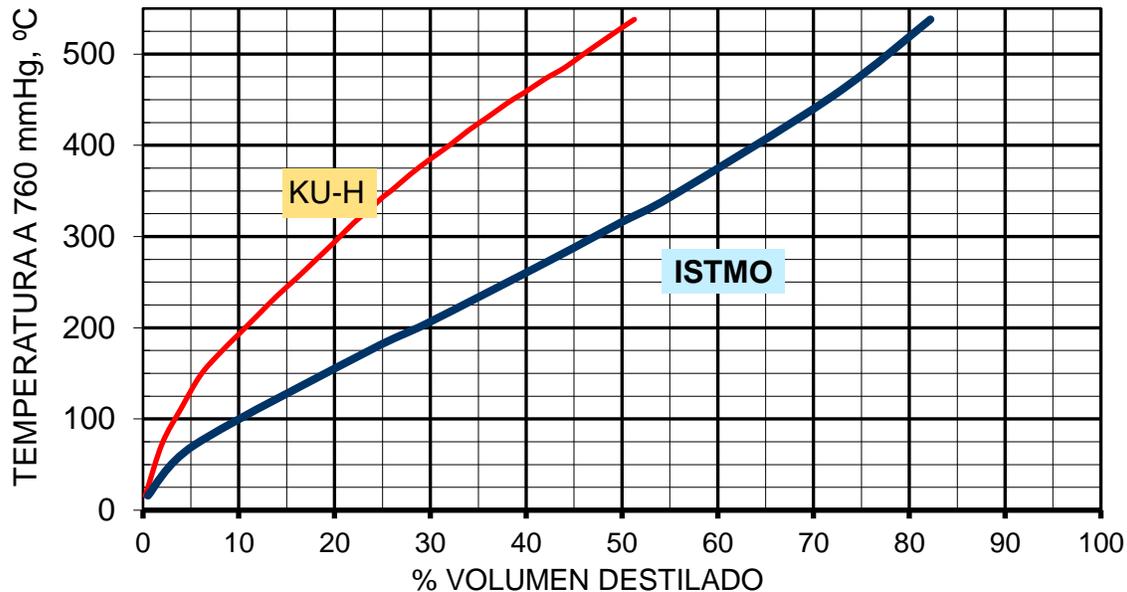


Gráfico 1.1. Curva de destilación TBP correspondiente a los crudos Istmo y Ku-H

1.2. Refinación del petróleo

“Cada refinería posee su propio y único esquema del proceso, el cual está determinado por costos de operación y demanda del producto. El modelo óptimo de flujo para una refinería viene dictaminado por consideraciones económicas y no hay dos refinerías que sean idénticas en cada una de sus operaciones.” (Gary & Handwerk, 1980)

Con el propósito de simplificar el análisis, se dividen los procesos que tienen lugar en una refinería en dos categorías: Procesos de separación y procesos de conversión química.

Los procesos de separación se caracterizan por carecer de conversión química y típicamente involucran secuencias sencillas, que requieren de pocos agentes químicos adicionales y, por lo tanto, suelen representar una baja inversión. Entre ellos, se encuentran:

- Destilación
 - Atmosférica: Separa el crudo a presión atmosférica y a temperaturas de entre 350 y 380 °C en fracciones de hidrocarburos de alto valor (gases, naftas, turbosina, querosina, diésel y gasóleo).
 - Al vacío: Obtiene componentes volátiles y de alto valor a partir del residuo de la destilación atmosférica (gasóleo, gasóleo pesado y residuo de vacío).
 - Combinada: Integra térmicamente la destilación atmosférica y de vacío, cumpliendo el propósito de cada operación.
- Fraccionamiento
 - Separación de fracciones ligeras y pesadas
 - Endulzamiento de gases amargos y licuables (LPG)
 - Regeneración de aminas
 - Tratamiento de aguas amargas (ácidas)

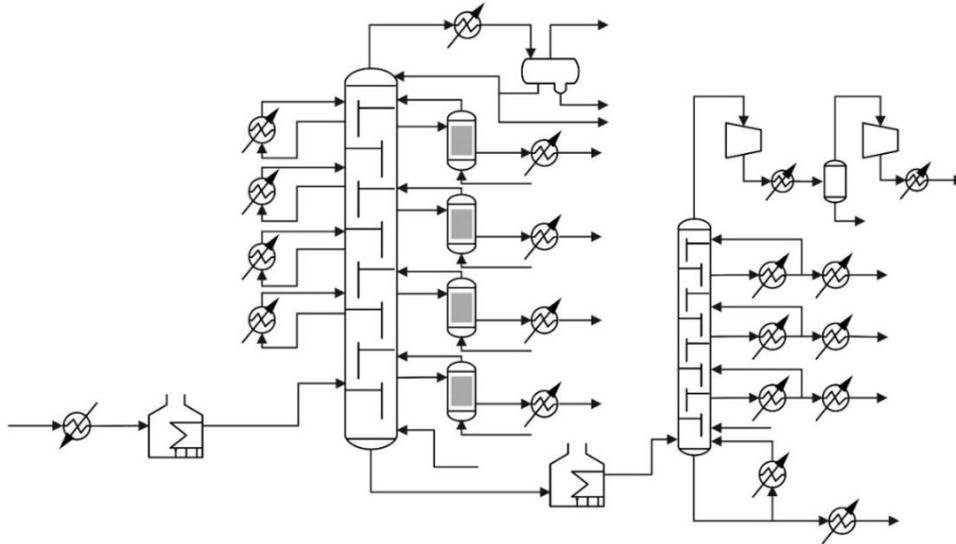


Diagrama 1.1. Destilación atmosférica y al vacío.

Por otro lado, **los procesos de conversión química** involucran complejos sistemas reaccionantes y de catálisis, que requieren condiciones de presión y temperaturas muy específicas (que, en algunos casos, pueden llegar a ser muy elevadas). Además de catalizadores, suelen requerir agentes químicos adicionales y secuencias de proceso complejas que derivan en una inversión más elevada. Por ejemplo, en el Sistema Nacional de Refinación, las plantas principales que se encuentran presentes en una refinería son:

- **Coquización retardada:** Transforma el residuo de la destilación al vacío y gasóleos pesados a través de una descomposición mediante craqueo térmico en componentes volátiles de alto valor que, al tratarse de productos de coquización de componentes pesados, contienen altos niveles de contaminantes y subproductos de craqueo muy inestables (nafta, gasóleo ligero y pesado de coquización o de “coker”), así como coque como residuo.

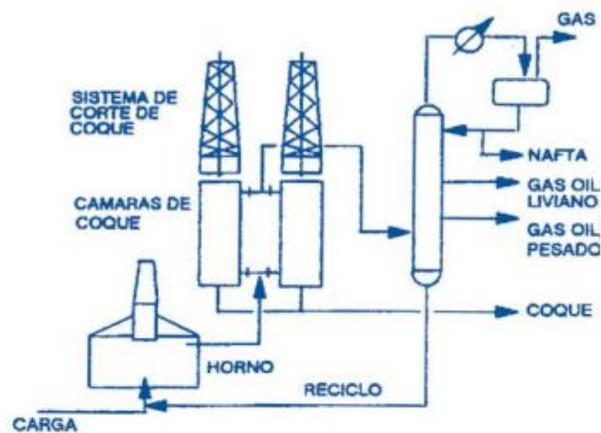


Diagrama 1.2. Unidad de coquización retardada típica. (Cerutti, 2001)

- **Craqueo catalítico fluidizado (FCC):** Es quizás la planta más importante de una refinería, orientada a maximizar la producción de gasolinas. Dentro de la refinería, se trata del proceso que transforma fracciones de hidrocarburos de alto peso molecular y alto punto de ebullición (típicamente, una mezcla de gasóleo primario, gasóleos ligero y pesado de vacío) a productos más valiosos como gases olefínicos, naftas, aceite cíclico ligero (ACL) y otros productos.

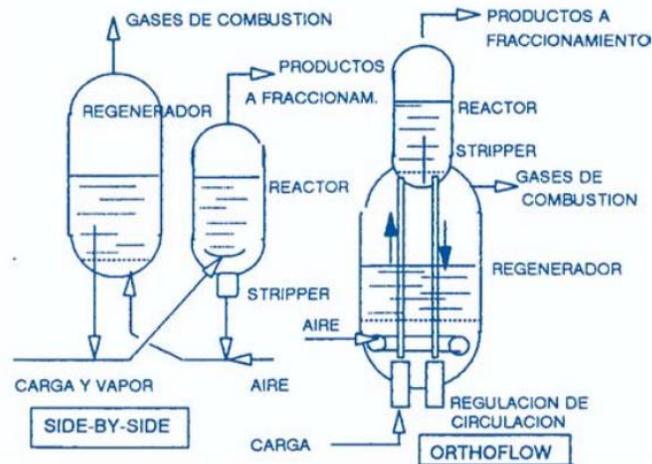


Diagrama 1.3. Unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC). (Cerutti, 2001)

- **Reformación catalítica:** Convierte la nafta pesada (88-190 °C) de bajo octano (40-50) en un producto de alto valor denominado “reformado”, el cual es gasolina de alto octano (87-98); como productos secundarios obtiene LPG, hidrógeno y, dependiendo de la configuración de la planta, se puede obtener un corte lateral de aromáticos y precursores de polímeros para plantas petroquímicas (BTX: Benceno, tolueno y xileno). El reformado contiene un alto contenido de aromáticos e hidrocarburos cíclicos.

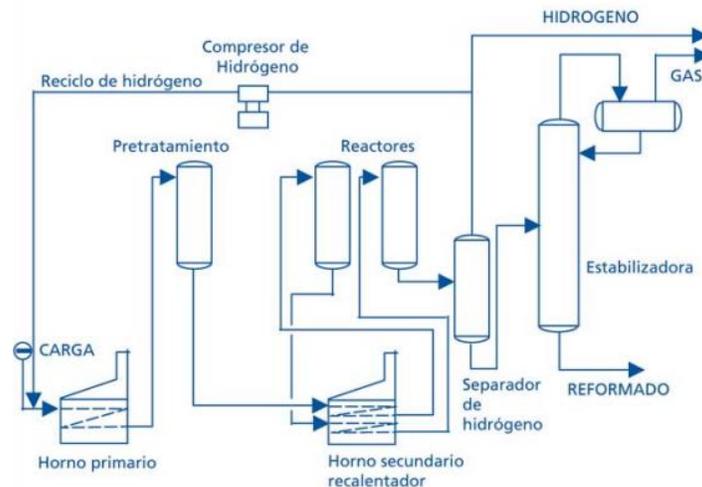


Diagrama 1.4. Unidad de reformación típica. (Cerutti, 2001)

- **Alquilación:** Su objetivo principal es combinar olefinas ligeras (principalmente propileno y butileno) con i-butano para obtener gasolina de alto octano llamada “alquilado”. Los principales componentes del alquilado son i-pentano e i-octano (2,2,4-trimetil pentano); este último aportando un rendimiento de octano de 100.

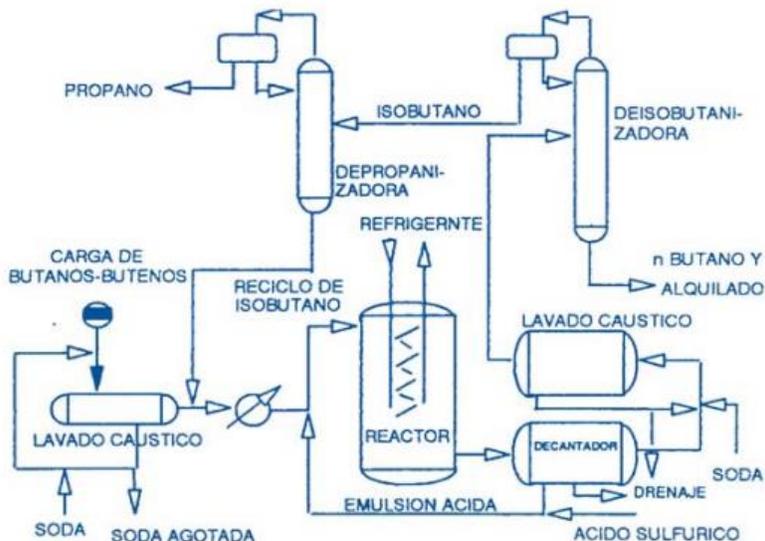


Diagrama 1.5. Unidad de alquilación típica. (Cerutti, 2001)

- **Isomerización de n-butano y n-pentano/n-hexano:** El objetivo de la isomerización es transformar n-parafinas (de bajo octano) en isoparafinas (alto octano), mejorando el octanaje y calidad general de las isoparafinas producto para su posterior incorporación al pool de gasolinas.

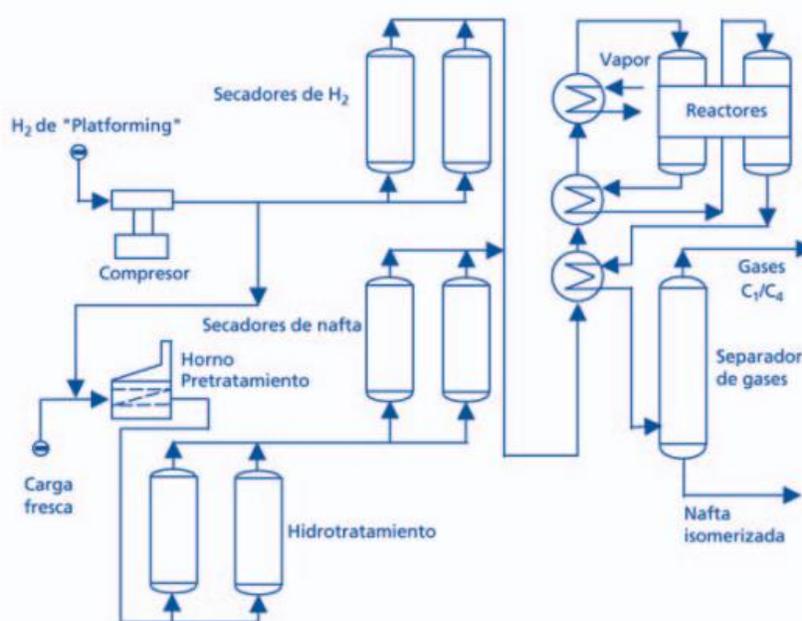


Diagrama 1.6. Unidad de isomerización típica. (Cerutti, 2001)

- Hidrotratamiento:** Este proceso es el tema de estudio que se discutirá a fondo a lo largo de este trabajo de tesis. Es una tecnología usada en todos los esquemas de refinación del mundo para mejorar la calidad de los productos intermedios de una refinería (naftas, destilados intermedios, gasóleos, residuales), mediante la eliminación de contaminantes presentes en los diferentes cortes a través de reacciones con hidrógeno que se llevan a cabo en un reactor de lecho fijo, utilizando catalizadores sólidos selectivos.

Los antes enlistados son procesos que, en su conjunto, integran una refinería. A continuación, se presentan las diversas plantas de proceso típicas de una refinería; en la medida de lo posible, en el orden en el cual el crudo fluye a través de la refinería, a fin de simplificar el principio y el fin del proceso, así como las interrelaciones de las unidades.

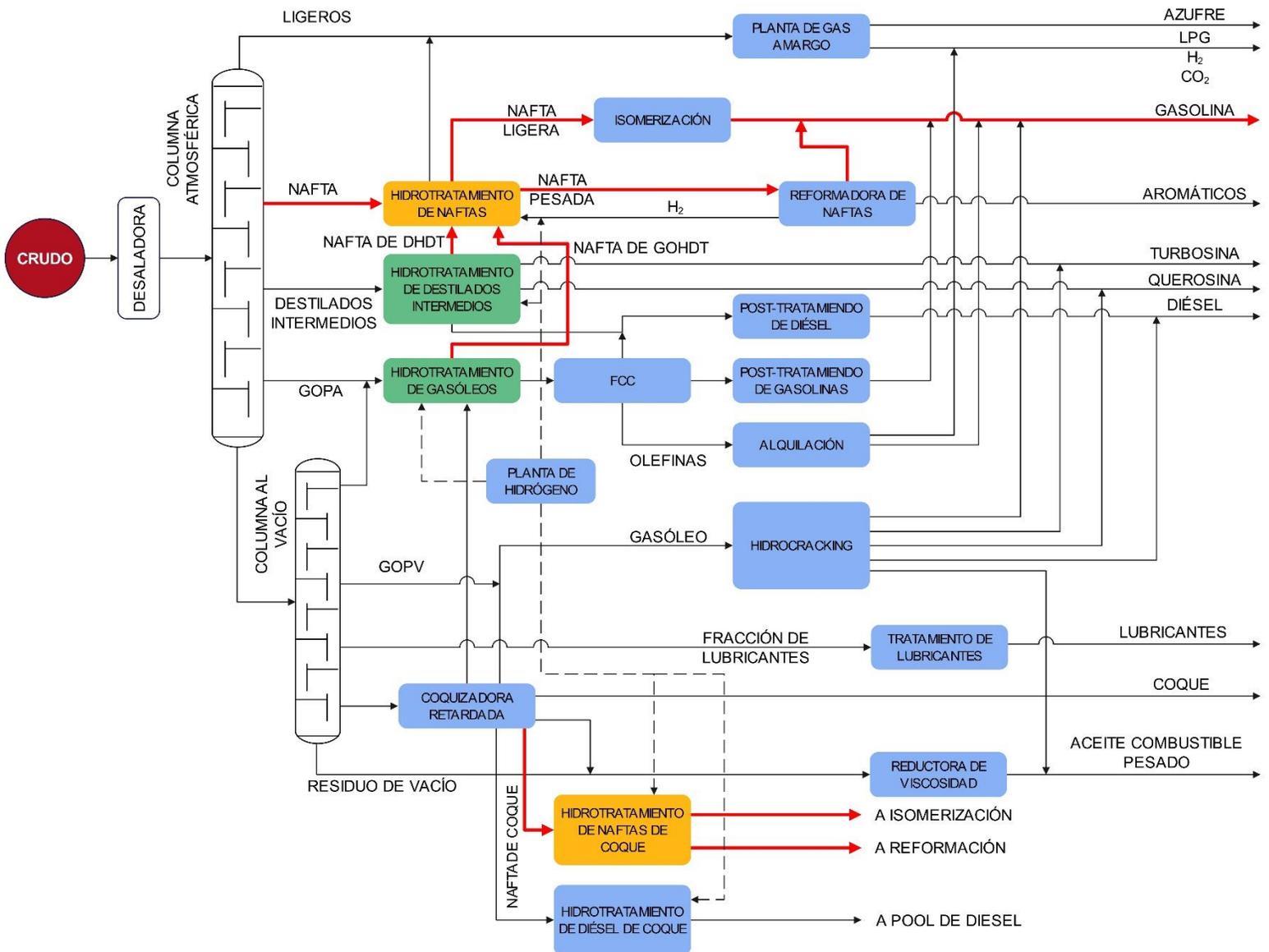


Diagrama 1.7. Configuración típica de una refinería para producción de gasolinas



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

En el Diagrama 1.7 se presenta la configuración típica de una refinería con tecnología de fondo de barril, orientada a la producción de gasolinas. Se caracteriza por contar con una planta de Coquización Retardada y el posterior hidrotreamiento de los productos de coquización, con la finalidad de maximizar la recuperación de componentes valiosos de los residuales, lo que redundará en una mejora en el rendimiento de productos de alto valor.

Entre los diferentes tipos de configuraciones que existen, se encuentran arreglos más sencillos donde no se incluyen algunas de las plantas mostradas en el Diagrama 1.7. Desde luego, estas refinerías están orientadas al procesamiento de otros tipos de crudos y para maximizar la producción de productos diversos con un uso potencial en la petroquímica.

Por ejemplo, una refinería “Hydro-Skimming” (como se muestra en el Diagrama 1.8) se caracteriza por la ausencia de la columna de vacío y las plantas que procesan los productos de vacío (tratamiento de gasóleos, FCC, coquizadora, reductora de viscosidad, etc.); en dichas refinerías, se procesan crudos más ligeros y su objetivo principal es la obtención de gasolina, diésel y productos útiles para la petroquímica, como son aromáticos, benceno, tolueno, xilenos y otros precursores de polímeros; esto, mediante el uso de catalizadores específicos y selectivos en la Reformadora de Naftas.

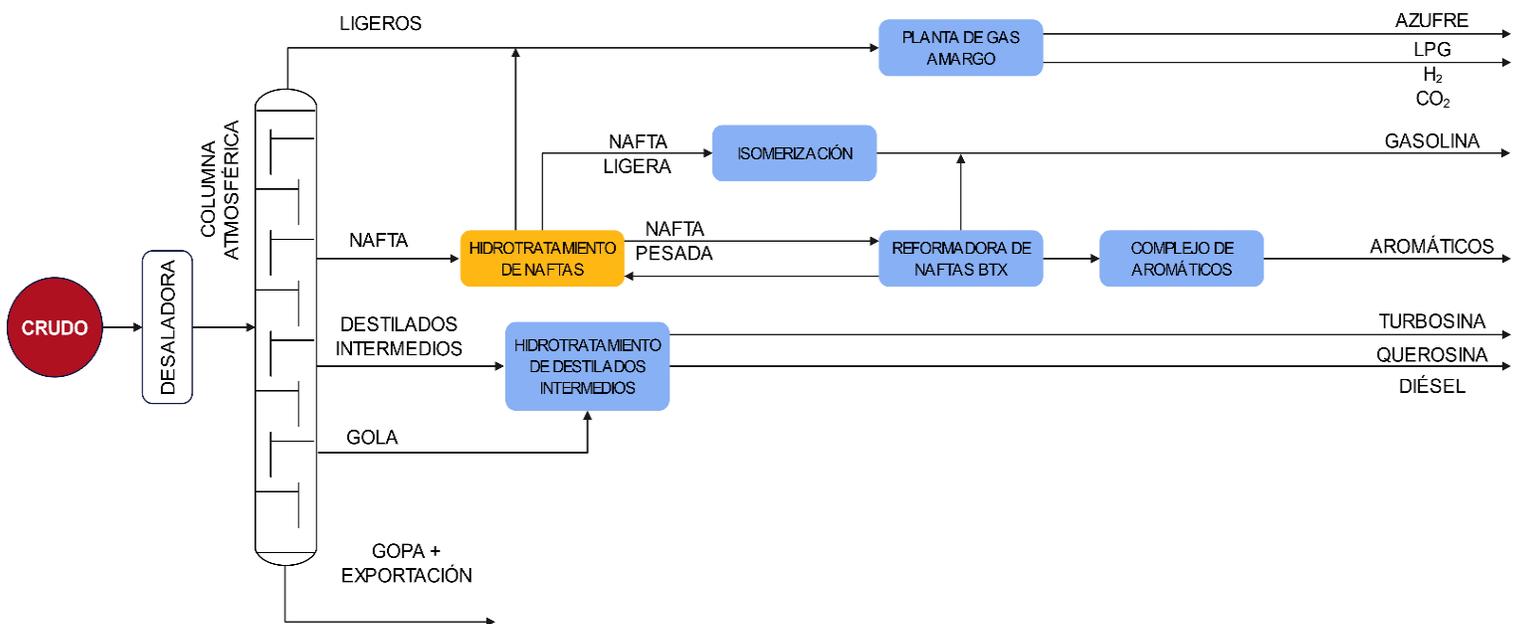


Diagrama 1.8. Configuración típica de una refinería Hydro-Skimming



1.3. La nafta

La nafta es un nombre genérico que se otorga a una mezcla de compuestos químicos que comparten características fisicoquímicas similares. Por definición, la nafta es una mezcla de hidrocarburos de bajo peso molecular aislados del petróleo y del gas natural que abarcan el rango de ebullición de la gasolina (30-190 °C); este rango corresponde al corte de las naftas.

Los hidrocarburos que se encuentran presentes en el corte de las naftas abarcan un rango desde trazas de C_3 hasta C_{12} , los cuales es posible clasificar por familias de hidrocarburos parafínicos, isoparafínicos, nafténicos y aromáticos, además de una fracción de olefinas.

Parafinas (C_nH_{2n+2}): Hidrocarburos saturados de cadena lineal.

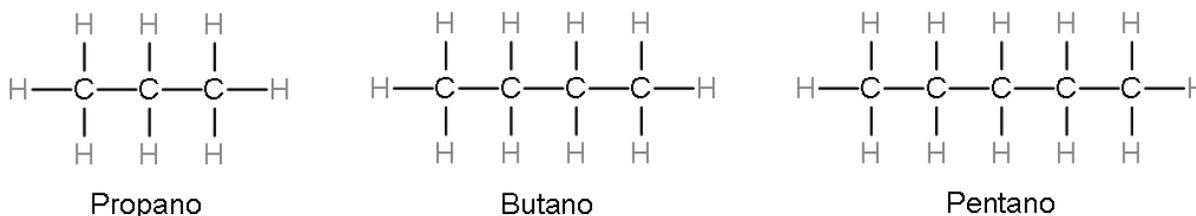


Ilustración 1.1 Parafinas

Isoparafinas: Hidrocarburos saturados de cadena ramificada.

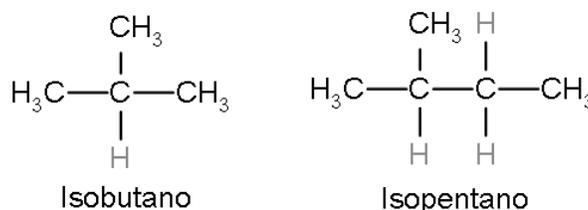


Ilustración 1.2 Isoparafinas

Naftenos (C_nH_{2n}): Hidrocarburos cíclicos saturados (también llamados cicloalcanos).

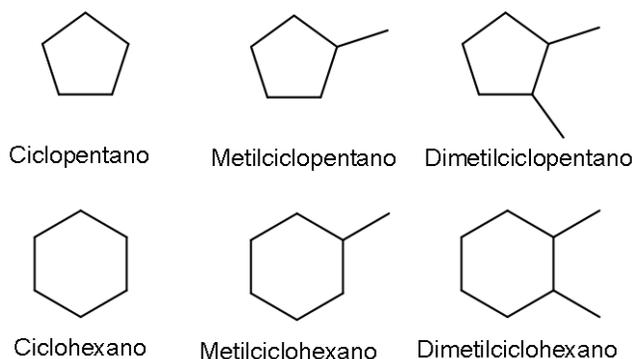
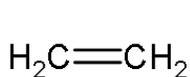


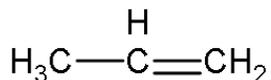
Ilustración 1.3. Naftenos



Olefinas (C_nH_{2n}): Hidrocarburos insaturados que contienen dobles enlaces.



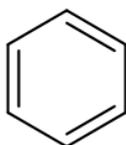
Etileno



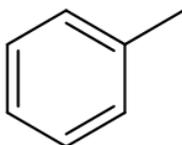
Propileno

Ilustración 1.4. Olefinas

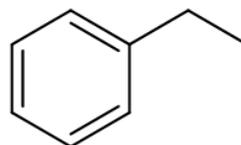
Aromáticos: Hidrocarburos cíclicos insaturados anillados; todos estos tienen un anillo de benceno.



Benceno



Tolueno



Etilbenceno

Ilustración 1.5. Aromáticos

1.3.1. Calidad de las naftas

La calidad de las naftas es determinada mediante una escala conocida como el **número de octano**. Las naftas con un alto número de octanos presentan también un mejor rendimiento, pues los compuestos de hidrocarburos más ramificados aumentan el poder antidetonante y ofrecen un combustible más eficiente en motores de combustión. El isooctano, por ejemplo, es un hidrocarburo muy ramificado en el corte de las naftas y es el que mejores propiedades de combustión ofrece al combustible.

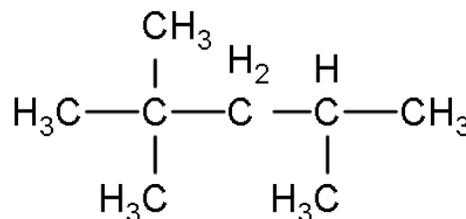


Ilustración 1.6 2,2,4-trimetilpentano (isooctano)

Un motor de combustión comercial suele especificar el tipo de combustible que requiere en términos del *Research Octane Number* (RON) y el *Motor Octane Number* (MON). El RON se mide en condiciones de carga máxima y bajas revoluciones del motor, mientras que el MON se mide con carga baja y altas revoluciones.

Generalmente, las naftas vírgenes o de procesos de extracción directa tienen un bajo número de octano (bajo RON y bajo MON) de alrededor de 45-55 octanos y, además, se encuentran presentes en ellas una serie de contaminantes metálicos, así como compuestos de azufre y nitrógeno. En lo subsecuente, la nafta debe ser purificada (hidrotratada) para eliminar dichos contaminantes, procesada para incrementar el número de octano y combinada con la nafta producto de otros procesos y algunos aditivos para mejorar la calidad del producto y obtener finalmente la gasolina comercial.



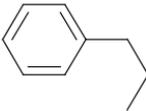
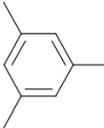
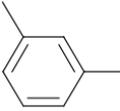
HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 1.3 Algunos constituyentes de la gasolina y sus números RON y MON (Demirbas, Balubaid, Basahel, Ahmad, & Sheikh, 2015)

Nombre	Estructura	RON	MON
n-Heptano		0	0
n-Octano		0	0
n-Hexano		24.8	26.0
n-Pentano*		61.8	63.2
Isopentano*		92.3	90.3
2-Hepteno		73.4	68.8
3-Hepteno		90.0	79.3
3-Hexeno		94.0	80.1
4-Octeno		94.6	80.6
2-Penteno		87.8	87.8
Benceno		90.0	92.0
Metanol	CH ₃ OH	108.7	88.6
Isooctano		100.0	100.0
Isopropanol		118.0	98.0
o-Xileno		103.0	120.0
Etilbenceno		107.0	124.0
Tolueno		112.0	124.0
Etanol	CH ₃ CH ₂ OH	129.0	116.0



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Nombre	Estructura	RON	MON
Propilbenceno		129.0	127.0
1,3,5-Trimetilbenceno		137.0	124.0
m-Xileno		124.0	145.0
p-Xileno		127.0	146.0
Gasolina Magna	-	81.0	91.0
Gasolina Premium	-	85.0	95.0

*La diferencia entre el RON y el MON de los isómeros del pentano permite apreciar la gran importancia de la Planta Isomerizadora de pentanos.

1.3.2. Tipos de naftas en una refinería

Dentro del esquema de refinación, diferentes plantas de proceso producen naftas, sea ésta uno de sus productos principales (como es el caso de la destilación atmosférica), un subproducto, o un producto de craqueo (como ocurre en las hidrotratadoras de destilados intermedios y de gasóleos).

Después de ser procesadas, las naftas se integran y se mezclan selectivamente en el Pool de Gasolinas de la refinería, donde se formulan las gasolinas Magna de bajo octano (87 mín.) y Premium de alto octano (91 mín.), en concordancia con las especificaciones de la NOM-016. (Secretaría de Salud (SSA), 2016)

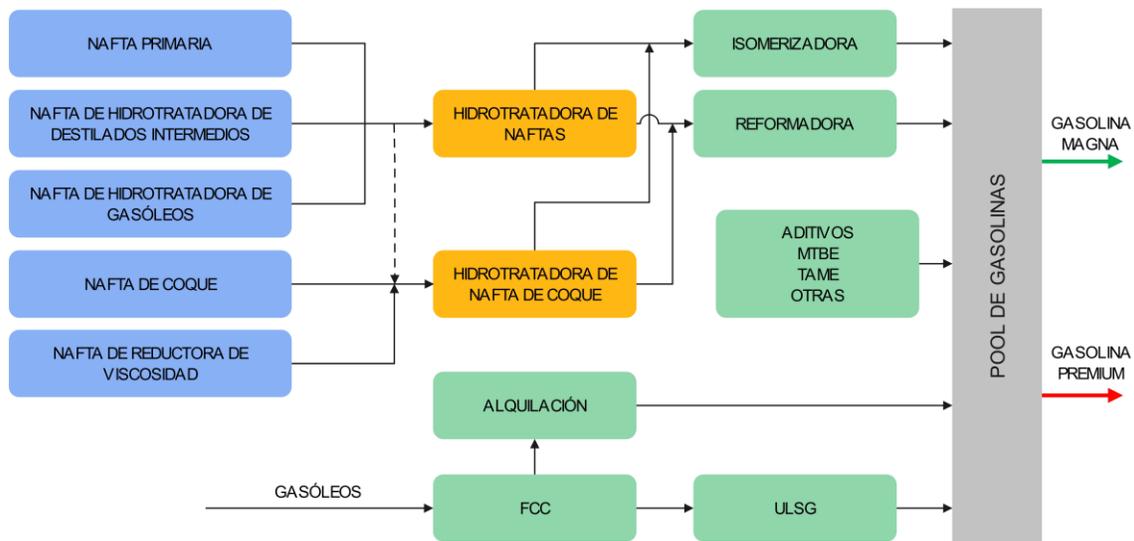


Diagrama 1.9 Manejo típico de las naftas en un esquema de refinación

1.3.2.1. Nafta primaria

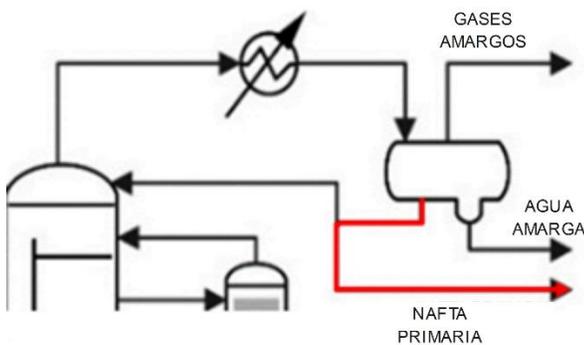


Diagrama 1.10. Obtención del corte de nafta primaria en la columna de destilación atmosférica

La nafta primaria es aquella que se obtiene directamente de la columna de destilación atmosférica. Del domo de la columna atmosférica, se obtiene una mezcla en fase gaseosa que contiene tanto a los gases como a la nafta; la nafta es condensada y posteriormente se divide en el reflujo de la columna atmosférica y en la salida de la nafta al límite de batería de la planta.

En términos de su composición, la **nafta primaria** es una mezcla multicomponente, es decir, está constituida por diferentes especies químicas

(hidrocarburos y contaminantes) características. Los hidrocarburos que la constituyen son determinados mediante un **análisis PIONA** (por sus siglas, parafinas, isoparafinas, olefinas, naftenos y aromáticos) mediante un análisis cromatográfico con metodología soportada en el método **ASTM-D6730**. (ASTM, 2021)



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 1.4. Resumen del análisis PIONA de una nafta primaria

PARAFINAS		ISOPARAFINAS		OLEFINAS		NAFTENOS		AROMÁTICOS	
%peso	%vol	%peso	%vol	%peso	%vol	%peso	%vol	%peso	%vol
35.24	37.79	33.02	34.18	0.35	0.34	19.37	17.85	11.64	9.51
PESADOS				%vol	0.33	%peso	0.38		

Típicamente, **una nafta primaria no debe contener olefinas** y su presencia representa una contaminación de otras fracciones ajenas al corte de la nafta.

El nivel de contaminantes de una nafta primaria es función de qué tan ligero o pesado es el crudo que se procesa en una refinería. En la siguiente tabla se ejemplifica para una nafta producto de una mezcla de crudos Istmo y Maya.

Tabla 1.5. Propiedades químicas de la nafta primaria

PROPIEDAD	MÉTODO	NAFTA PRIMARIA
Peso específico, 20/4 °C	ASTM-D1298	0.7582
Azufre total, ppm	ASTM-D4294	504
Ácido sulfhídrico, ppm	UOP-163	32.0
Mercaptanos, ppm	UOP-163	5.2
Nitrógeno total, ppm	ASTM-4629	3.5
Nitrógeno básico, ppm	UOP-269	0.3
Acidez total, mg KOH/g	ASTM-D664	0.5
No. De Bromo, g Br/100g	ASTM-D1159	0.5
Composición, % vol.		
Parafinas	ASTM-D6730	37.79
Isoparafinas		33.02
Olefinas		0.35
Naftenos		19.37
Aromáticos		11.64
Pesados		0.3
No identificados		0.03
Total		100
RON	ASTM-D2699	53.3
MON	ASTM-D2700	50.7
Índice de octano (RON+MON)/2		52.0
Análisis de iones, ppm peso		
Cloro	ASTM-D4327	1.46
Flúor		< 0.1
Bromo		< 0.1



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

PROPIEDAD	MÉTODO	NAFTA PRIMARIA
METALES:		
Fierro, ppm	IMP-QA-006	0.29
Cobre, ppm		< 0.005
Sodio, ppm		1.04
Arsénico, ppm		< 0.05

1.3.2.2. *Nafta subproducto de hidrotratadoras de destilados intermedios y de gasóleos*

Las plantas de hidrotratamiento generalmente están constituidas por dos secciones de proceso: Sección de reacción y de fraccionamiento, con el propósito de separar los productos y subproductos del proceso. Debido a que la carga pasa a través de un proceso de calentamiento y reacción a muy altas temperaturas, se produce un craqueo donde fracciones pesadas se descomponen en fracciones ligeras, dando origen a hidrocarburos de bajo peso molecular que corresponden al corte de las naftas y gases amargos.

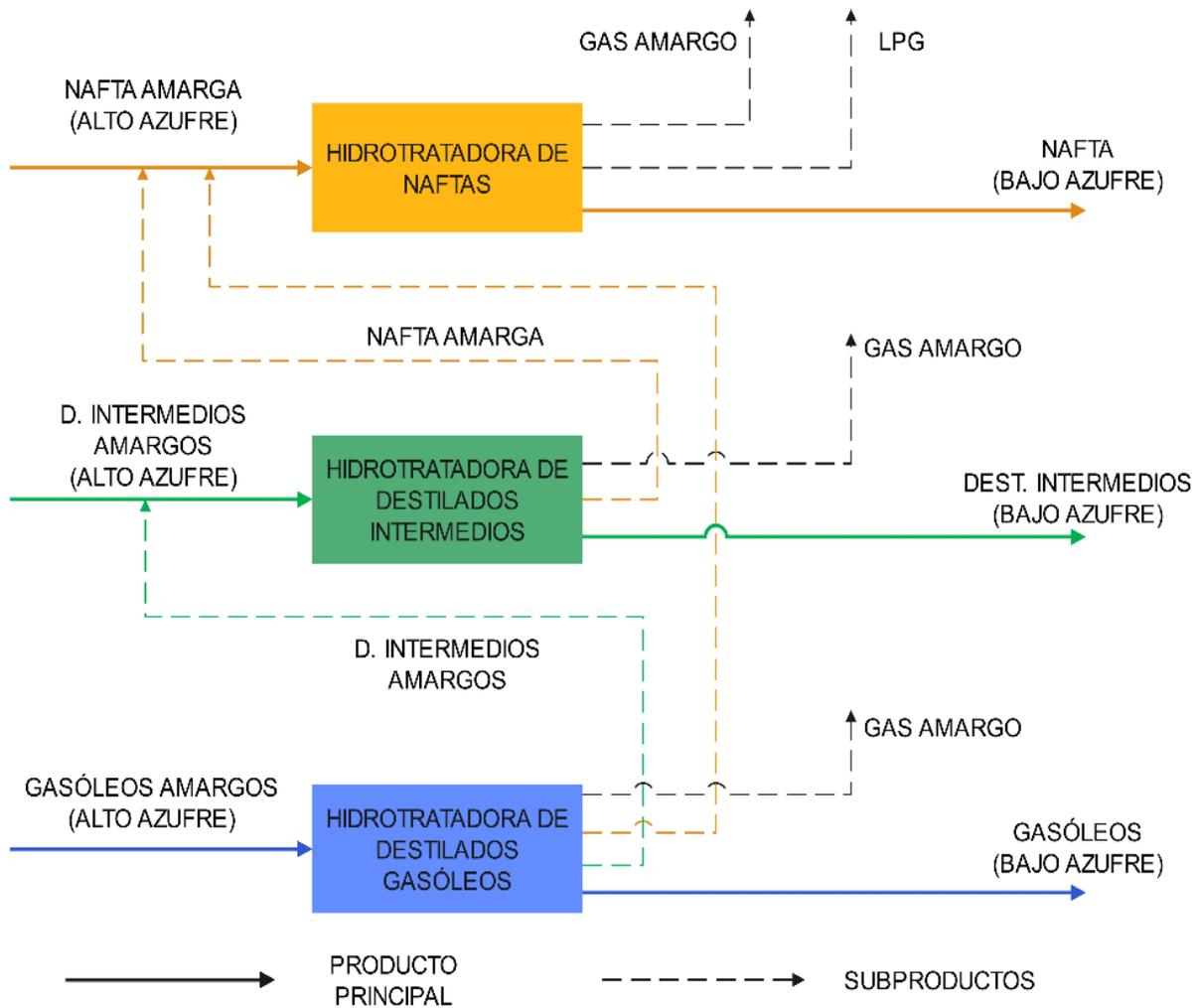


Diagrama 1.11. Productos y subproductos de plantas de hidrotratamiento



En consecuencia, la composición de las naftas subproducto será diferente a la composición de la nafta primaria; de igual manera, las propiedades químicas y la presencia de contaminantes en la nafta subproducto de hidrotratadoras serán diferentes y variables, pues han pasado por un reactor de hidrotratamiento. Normalmente no se hace un análisis exhaustivo a estas naftas subproducto, pues no son el objetivo de la planta respectiva; en su lugar, se ofrece un resumen como se presenta en la tabla siguiente:

Tabla 1.6. *Propiedades de la nafta subproducto de hidrotratadoras de destilados intermedios y de gasóleos*

PROPIEDAD	MÉTODO	NAFTA DE HDT DE D.I.	NAFTA DE HDT DE GASÓLEOS
Peso específico, 20/4 °C	ASTM-D1298	0.7235	0.7355
Azufre total, ppm	ASTM-D4294	10-30	200-500
Ácido sulfhídrico, ppm	UOP-163	10500	11700
Mercaptanos, ppm	UOP-163	-	-
Nitrógeno total, ppm	ASTM-4629	< 5	< 10
Nitrógeno básico, ppm	UOP-269	-	-
Acidez total, mg KOH/g	ASTM-D664	-	-
No. De Bromo, g Br/100g	ASTM-D1159	-	-

1.3.2.3. *Naftas complejas de difícil procesamiento*

Entre estas naftas se encuentran las naftas que se obtienen de procesos de craqueo térmico o de procesos petroquímicos; entre las primeras se encuentra la nafta que se obtiene de la planta reductora de viscosidad, de la planta de coquización retardada y de las plantas de pirólisis del área petroquímica.

En las últimas dos décadas, la aplicación de tecnologías de mejoramiento de residuos ha crecido en un mercado mundial con precios crecientes para crudos dulces y ligeros, mientras que la demanda de combustóleos residuales y pesados ha disminuido. El aprovechamiento de residuos y gasóleos pesados (combustóleo) en tecnologías de fondo de barril no solo ofrece un rendimiento adicional para los productos de alto valor, además ofrece una alternativa con enfoque ecológico para el procesamiento de combustóleos residuales; en lugar de su uso como combustibles altamente contaminantes, su aprovechamiento para producir gases, nafta, destilados intermedios base diésel y gasóleos. Sin embargo, esto trae consigo serios problemas adicionales para las hidrotratadoras *aguas abajo*; especialmente para el caso de las naftas de coque.

En la planta de coquización retardada se produce una descomposición térmica, generando reacciones vía radicales libres que transforman hidrocarburos de muy alto peso molecular en toda una gama de hidrocarburos de pesos moleculares menores. El gran inconveniente que esto presenta está en los contaminantes que se encuentran presentes; entre más pesada es una carga, mayor será también la concentración de los contaminantes presentes en ella y, además, mayor será la complejidad de dichos compuestos contaminantes, pues poseen mayores pesos moleculares y estructuras que dificultan su remoción debido a la baja reactividad que presentan.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Su origen como producto de la descomposición de un residuo de muy alto peso molecular es la causa por la que **la nafta de coque presenta propiedades químicas alarmantes** y totalmente distintas a las de la nafta primaria, como se muestra a continuación:

Tabla 1.7. Propiedades químicas de la nafta primaria vs nafta de coque

PROPIEDAD	MÉTODO	NAFTA PRIMARIA	NAFTA DE COQUE
Peso específico, 20/4 °C	ASTM-D1298	0.7582	0.7134
Azufre total, ppm	ASTM-D4294	504	11670
Ácido sulfhídrico, ppm	UOP-163	32.0	2.76
Mercaptanos, ppm	UOP-163	5.2	1600
Nitrógeno total, ppm	ASTM-4629	3.5	134
Nitrógeno básico, ppm	UOP-269	0.3	46
Acidez total, mg KOH/g	ASTM-D664	0.5	-
No. De Bromo, g Br/100g	ASTM-D1159	0.5	74.4
Composición, % vol.			
Parafinas	ASTM-D6730	37.79	32.4
Isoparafinas		33.02	21.9
Olefinas		0.35	21.0
Naftenos		19.37	11.7
Aromáticos		11.64	7.1
Pesados		0.3	0.6
No identificados		0.03	5.3
Total		100	100
RON	ASTM-D2699	53.3	-
MON	ASTM-D2700	50.7	-
Índice de octano (RON+MON)/2		52.0	-
Análisis de iones, ppm peso			
Cloro	ASTM-D4327	1.46	-
Flúor		< 0.1	-
Bromo		< 0.1	-
METALES:			
Fierro, ppm	IMP-QA-006	0.29	0.03
Cobre, ppm		< 0.005	2.61
Sodio, ppm		1.04	0.3
Arsénico, ppm		< 0.05	< 0.005
Diolfinas, %vol		0	2 - 6

Típicamente, la nafta de coque contiene de 10 a 20 veces más azufre y tiene altos niveles de olefinas, nitrógeno y sílice, comparada con la nafta primaria (Breivik & Egebjerg, 2008). El origen de la sílice se remonta a la incorporación de aditivos a la carga pesada a la coquizadora, pues, debido a la formación del gas, se añaden siliconas a los tanques de coquización para minimizar



el espumamiento. El exceso de siliconas se descompondrá térmicamente, originando geles de sílice, los cuales se destilan en el corte de la nafta y son arrastrados aguas abajo junto con la nafta de coque, complicando severamente el proceso de tratamiento debido a que los compuestos de sílice se ha comprobado que envenenan el catalizador de hidrotratamiento (lo pasivan) irreversiblemente.

En la nafta de coque, la presencia de olefinas es el resultado de las reacciones a muy altas temperaturas en la coquizadora. Adicionalmente, como subproducto, ahora también se encuentran presentes **diolefinas**, las cuales añaden un serio problema adicional, pues, a altas temperaturas en los lechos de los reactores (como es el caso de los reactores de hidrotratamiento), las diolefinas tienden a polimerizar, provocando altas caídas de presión y el eventual taponamiento de los reactores de lecho fijo. Existen plantas en Estados Unidos (ej. Refinería Valdez, CA) que han sufrido taponamiento de la planta debido a este fenómeno.

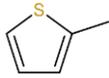
1.3.3. Compuestos contaminantes en las naftas

a) Compuestos de azufre:

Los compuestos de azufre presentes en los diferentes cortes del petróleo pueden llegar a ser muy diversos. La concentración puntual de estos compuestos es determinada mediante un análisis experimental de especiación de azufre para las muestras de nafta amarga mediante el método ASTM D-5323.

En el caso de las naftas primarias, aquellos compuestos que se han identificado son los siguientes (R y R' es un grupo alquilo que puede partir desde un CH₃):

Tabla 1.8. Especies de azufre presentes en la nafta

ESPECIE	ESTRUCTURA MOLECULAR	T. EBULLICIÓN (°C)	% de azufre por especie
Ácido sulfhídrico	H_2S	-60	6.0
Mercaptanos	$H_3C-C(H_2)-SH$	> 35	1.2
Sulfuros	$R-S-R'$	> 37	0.2
Tiofeno		84	4.0
Disulfuro	$R-S-S-R'$	> 108	5.0
Alquil-tiofenos		115 - 182	83.6

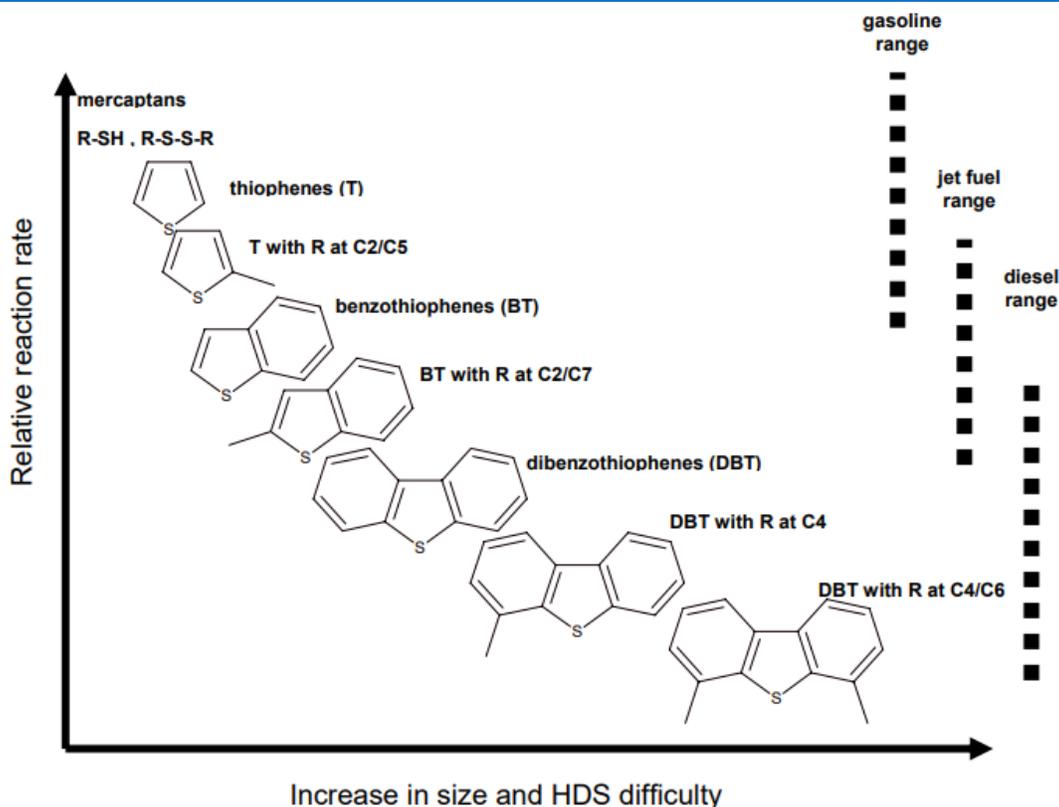


Ilustración 1.7. Relación entre la reactividad y el tamaño de los principales compuestos de azufre (Zhao, 2009)

Para determinar puntualmente las especies de compuestos de azufre y la proporción en que se encuentran presentes en la nafta, se requiere llevar a cabo una especiación de compuestos de azufre.

Los compuestos de azufre contenidos en la nafta son función del punto de ebullición inicial y final del corte; como es posible apreciar en la ilustración 7, a medida que se incrementa el peso molecular y la temperatura de ebullición de los hidrocarburos, aumenta también la complejidad y el tamaño de los compuestos de azufre. De tal manera que una nafta no presenta las mismas especies de azufre que el diésel y, al mismo tiempo, los compuestos de azufre que corresponden al corte de las naftas resultan mucho más simples y a su vez son más reactivos ante los catalizadores de hidrotratamiento que aquellos presentes en el corte del diésel.

El azufre es un componente que resulta imperativo remover de los hidrocarburos, pues, en los últimos años, el interés por obtener combustibles con bajo contenido de azufre ha ido creciendo como resultado de nuevas regulaciones medioambientales para las emisiones de SO_2 a la atmósfera. (Dickson, Hussain, & Kumpf, 2016) Otra razón por la que es de vital importancia la desulfuración de las naftas es que el azufre, incluso en concentraciones muy bajas, envenena los metales nobles que se encuentran presentes en los catalizadores de la Reformadora de Naftas, donde posteriormente se mejora la calidad de las naftas. (Beychok, 2013)

Por esta razón, las **naftas** deben ser **hidrodesulfuradas (HDS)** en el proceso de **hidrotratamiento (HDT)**.

b) Compuestos de nitrógeno:

Se ha determinado que los compuestos que contienen nitrógeno contenidos en el corte de las naftas corresponden a los que se muestran a continuación:

Tabla 1.9. Compuestos de nitrógeno presentes en la nafta

ESPECIE	ESTRUCTURA MOLECULAR	T. EBULLICIÓN (°C)
Piridina		> 115
Pirrol		> 129
Anilina		> 184

Para determinar puntualmente las especies de compuestos nitrogenados y la proporción en que se encuentran presentes en la nafta, se requiere llevar a cabo una especiación de compuestos de nitrógeno.

“Un contenido alto en nitrógeno representa un serio peligro para los catalizadores, pues aquellos compuestos orgánicos nitrogenados son los causantes de envenenamientos en los catalizadores utilizados en el procesamiento posterior.” (Gary & Handwerk, 1980)

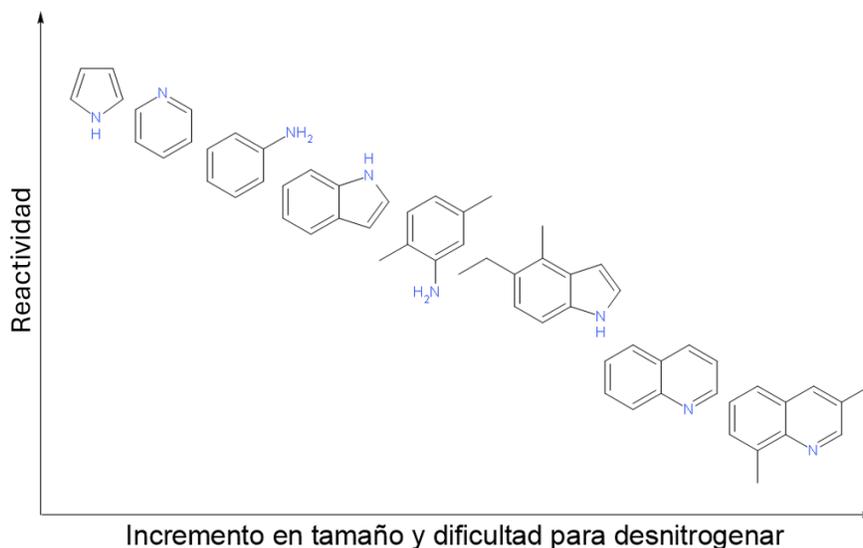


Ilustración 1.8. Relación entre la reactividad y el tamaño de los principales compuestos de hidrocarburos nitrogenados

El nitrógeno debe ser removido de la nafta, sobre todo, para prevenir la desactivación irreversible de catalizadores como aquellos utilizados en procesos de reformación catalítica, como es el caso de los catalizadores de platino usados en la reformadora de naftas. Además, en el proceso que



se lleva a cabo en la reformadora de naftas se usa cloro (Cl) como promotor de acidez (Castro, Scelza, & Parera, 1981), lo cual implica que la presencia de compuestos de hidrocarburos nitrogenados (o de amoniaco) originará sales de amonio que producirán incrustaciones en la metalurgia de la planta, además del eventual deterioro y taponamiento de las tuberías (M. Little, 1985).

Por esta razón, las **naftas** deben ser **hidrodesnitrogenadas (HDN)** en el proceso de **hidrotratamiento (HDT)**.

c) Olefinas:

Las olefinas (C_nH_{2n}) o alquenos son hidrocarburos insaturados (presentan enlaces dobles carbono-carbono). Su presencia en la nafta primaria es prácticamente despreciable y poco común, mientras que en la nafta subproducto proveniente de otros procesos presenta una cantidad considerablemente mayor de olefinas en su composición. La formación de olefinas es el resultado de una serie de reacciones de conversión que se llevan a cabo a altas temperaturas (craqueo térmico); dichas condiciones de temperaturas son alcanzadas en el proceso de coquización retardada.

Tabla 1.10. Algunas olefinas presentes en la nafta de coque

OLEFINA	ESTRUCTURA
Propeno	
1-Penteno	
1-Metilciclopenteno	
Ciclohexeno	
Hepteno	
Octeno	
2,4-Dimetil-1-Hepteno	

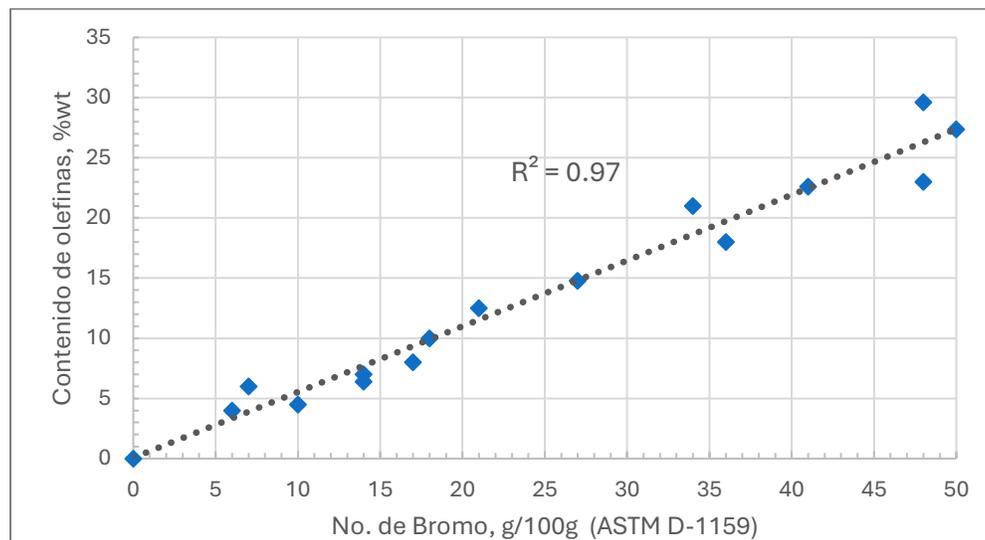
Para determinar puntualmente las especies de olefinas y la proporción en que se encuentran presentes en la nafta, se requiere llevar a cabo un análisis PIONA, como se mencionó antes.

“El número de bromo está relacionado linealmente con el contenido de olefinas determinado mediante un análisis con indicadores fluorescentes (ASTM D-1319).” (Yui, 1999)



Como es posible apreciar en el gráfico siguiente:

Gráfico 1.2. Relación entre el contenido de olefinas y el número de bromo (Yui, 1999)



De no llevarse a cabo el debido proceso de saturación de olefinas, las olefinas en la gasolina ocasionan la formación de gomas en contacto con el aire, así como un incremento considerable en la presión de vapor de la nafta, lo cual se traduce en un poder antidetonante del combustible muy pobre, perjudicando el número de octano y la calidad general del combustible, además de propiciar emisiones de hidrocarburos formadores de ozono.

Por esta razón, las **naftas** deben atravesar un proceso de **saturación de olefinas** durante el **hidrotratamiento (HDT)**.

d) Diolefinas:

Se trata de hidrocarburos doblemente insaturados (presentan dos dobles enlaces carbono-carbono en su estructura química C_nH_{2n-2}). De manera similar a las olefinas, la formación de diolefinas es el resultado de una serie de reacciones de conversión que se llevan a cabo a muy altas temperaturas, alcanzadas en el proceso de coquización retardada.

Tabla 1.11. Algunos dienos (diolefinas) presentes en la nafta de coque

Fórmula química	Nomenclatura	T. EBULLICIÓN (°C)
C_6H_{10}	2,4-hexadieno	82
C_6H_{10}	Metil 1,3-ciclopentadieno	42
C_6H_{10}	3-metil, 1,3-pentadieno	53
C_7H_{12}	4-metil, 1,4-hexadieno	64
C_8H_{14}	2,4-dimetil, 1,4-hexadieno	82
C_8H_{14}	3-metil, 1,4-heptadieno	95
C_8H_{14}	2,5-dimetil, 1,3-hexadieno	114
C_9H_{16}	2-metil, 3 etil, 1,3-hexadieno	136



Para determinar puntualmente las especies de diolefinas y la proporción en que se encuentran presentes en la nafta, se requiere llevar a cabo un análisis PIONA.

Entre los diversos estudios llevados a cabo por (Yui, Removing diolefins from coker naphtha necessary before hydrotreating, 1999), se ha demostrado mediante la prueba en plantas piloto que la presencia de diolefinas conduce rápidamente al taponamiento del reactor cuando se opera a temperaturas típicas de un reactor de hidrotreatmento de naftas (270-300 °C). El potencial para polimerizar y formar gomas de las diolefinas es muy superior al de las olefinas: Con base en lo reportado por (Breivik & Egebjerg, Novel Coker Naphta Hydrotreating Technology, 2008), las diolefinas presentan una tendencia a polimerizar casi 300 veces mayor a las olefinas.

Las diolefinas, a diferencia de las olefinas, presentan una reactividad que permite saturarlas a temperaturas inferiores (160-200 °C), por lo que en los diferentes esquemas de refinación alrededor del mundo se ha optado por saturar las diolefinas en un reactor independiente, previo a su integración a un reactor de hidrotreatmento convencional (Yui & Chan, 1992).

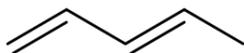
Algunas refinerías, de manera alternativa, han optado por procesar la nafta de coque junto a la gasolina proveniente de la FCC, debido a su alto contenido en azufre. Esto ofrece una alternativa para la nafta de coque, con la desventaja de que la capacidad del postratamiento de gasolinas de la FCC se verá reducida, pues se integra la nafta de coque a la alimentación a dicha planta (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009).

Como regla general, es de esperarse la presencia de diolefinas en la nafta de coque y su contenido puede estimarse mediante la siguiente relación:

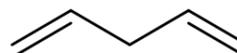
$$\% \text{peso de diolefinas} = \frac{\text{No. de dienos} \times \text{Masa molecular de la nafta}}{\text{Masa molecular del yodo}}$$

(Yui, 1999)

El número de dienos puede ser determinado mediante una valoración usando anhídrido maleico mediante el método ASTM UOP 326-08 (UOP, 2008). La masa molecular del yodo (I_2) es 253.84 g/mol. La masa molecular típica de una nafta producto es entre 90 y 105 g/mol (aproximadamente). Como *regla de dedo*, el contenido de diolefinas (%peso) es alrededor de la mitad de número de dienos.



1,3 pentadieno (dieno conjugado)



1,4 pentadieno (dieno no conjugado)

Ilustración 1.9. Dienos conjugados y no conjugados

Por esta razón, la **nafta de coque** debe atravesar un proceso de **saturación de diolefinas** durante el **hidrotreatmento (HDT)**.

e) Sílice, metales y iones:

En el corte de las naftas, pueden encontrarse varios contaminantes, como compuestos organometálicos, iones de sodio, cloro, flúor y bromo. A nivel físico, los metales y iones se presentan en compuestos salinos y organometálicos depositados en el extrudado del catalizador. Estos pueden obstruir los poros externos y espacios intersticiales en los lechos catalíticos, reduciendo su porosidad y, como consecuencia, su área superficial y actividad de manera irreversible. Lo mismo ocurre con la sílice, sulfatos y cloruros.

El principal problema con los metales (como hierro, cobre) es su actividad catalítica a las temperaturas del proceso de hidrotratamiento y en procesos subsecuentes como la reformación catalítica y la isomerización. Esto conlleva a la interacción entre los metales y los catalizadores de NiMo (níquel y molibdeno) y de platino empleados en el hidrotratamiento y en la reformadora, respectivamente, provocando la desactivación irreversible de los catalizadores, eliminando la posibilidad de su regeneración. El fenómeno principal está relacionado con la propensión de las zeolitas y alúminas a permitir la sustitución de especies metálicas en sus estructuras cristalinas en una quimisorción. Algunas interacciones entre el sustrato del catalizador y los metales y gases reactivos derivan en la degradación fisicoquímica del catalizador. En el caso de las zeolitas, una consecuencia importante es la pérdida de sitios ácidos, desactivando irreversiblemente el material.

Además, en la nafta de coque, hay presencia de sílice. Como se mencionó antes, este proviene de agentes antiespumantes (siloxanos) inyectados en los tanques de coquización de la planta de coquización retardada, destinados a minimizar el espumamiento y evitar errores en la medición de nivel (Pérez, et. al., 2012).

Es esencial eliminar estos componentes de las naftas, ya que su presencia en motores de combustión y calentadores a fuego directo conlleva problemas de corrosión y emisiones tóxicas.

Por estas razones, **las naftas** deben ser **hidrotratadas** (HDT) y despojadas totalmente de compuestos organometálicos, iónicos y de la sílice.

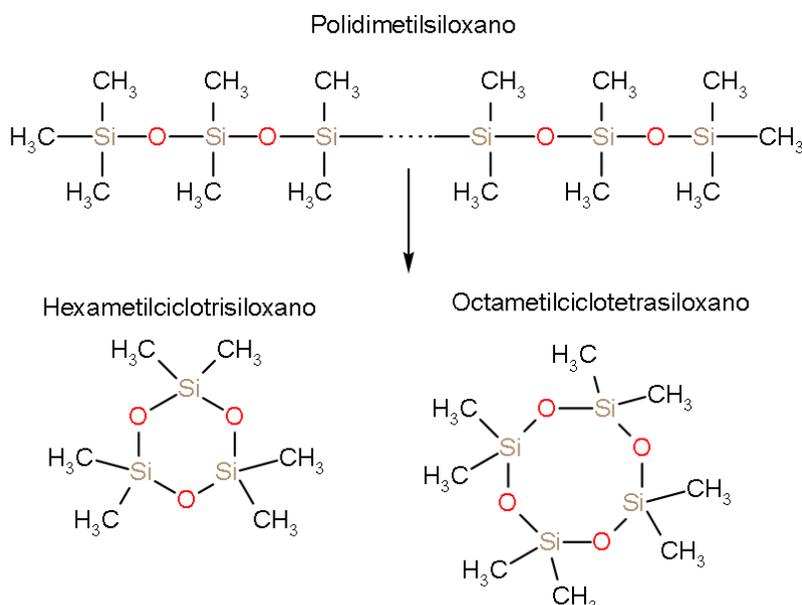


Ilustración 1.10. Descomposición del siloxano empleado como agente antiespumante



CAPÍTULO

2

HIDROTRATAMIENTO





CAPÍTULO 2. HIDROTRATAMIENTO

El hidrotratamiento consiste en el mejoramiento de la calidad de los diversos productos de valor de hidrocarburos de una refinería, eliminando contaminantes para su incorporación en procesos subsecuentes.

Es empleado para la eliminación de contaminantes (azufre, nitrógeno, sílice, metales, olefinas, diolefinas y aromáticos) de las naftas. Consiste en un conjunto de sistemas catalíticos selectivos, ubicados en reactores de lecho fijo. Emplea hidrógeno como reactivo y condiciones de operación (presión y temperatura) específicas para obtener productos con mayor pureza, estabilidad y, por lo tanto, mayor valor.

En el caso de los diferentes tipos de naftas en una refinería, como se presentó anteriormente, existe un amplio rango en el contenido y tipos de contaminantes que son inherentes a las naftas. De manera general, los contaminantes deberán ser reducidos a los niveles requeridos para poder ser integrados a la cadena de valor de las plantas de proceso aguas abajo. En el diagrama siguiente se presenta el cambio fisicoquímico que tiene como objetivo el hidrotratamiento. En el caso de la carga, el valor mínimo en los contaminantes está referido a un valor típico en la nafta primaria, mientras que el valor máximo es representativo de la nafta de coque.

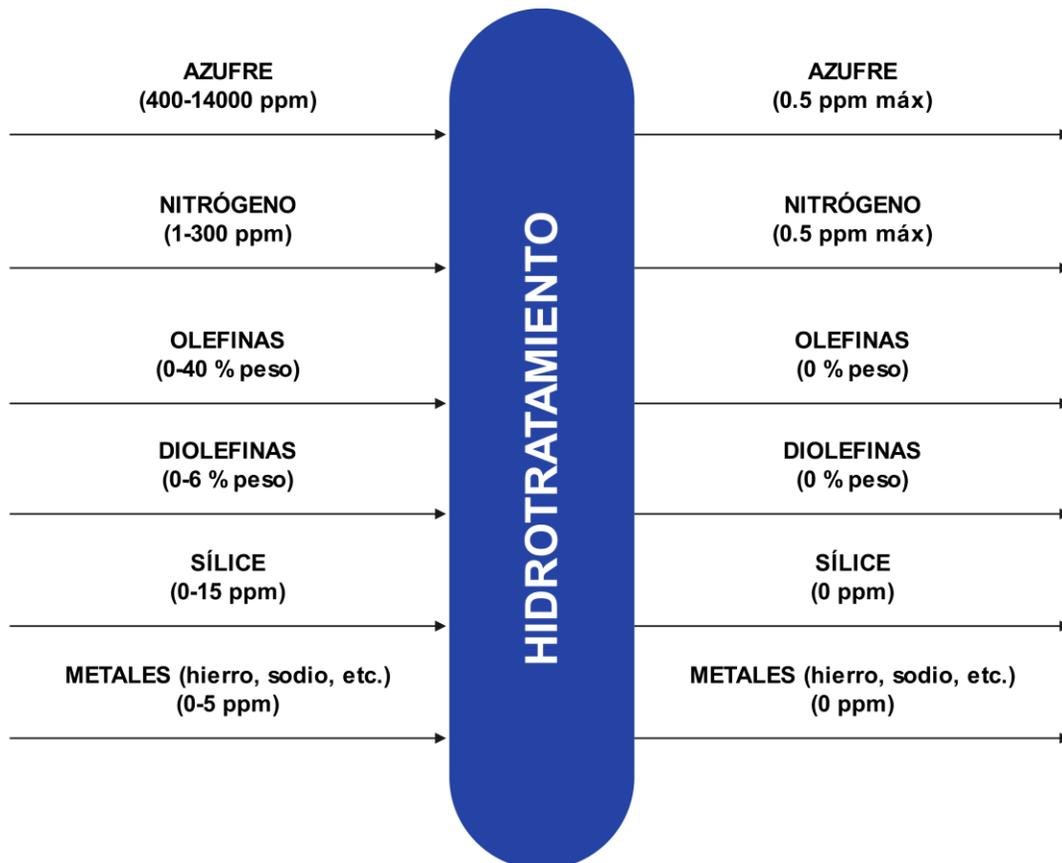


Diagrama 2.1 Nivel de contaminantes en la carga y productos del hidrotratamiento de naftas



2.1 Reacciones de hidrotratamiento

Las diferentes reacciones que tienen lugar en el proceso de hidrotratamiento dependen del tipo de contaminantes presentes en las naftas; de manera general, las reacciones de HDS, HDN, saturación de olefinas y diolefinas son todas exotérmicas y se reporta en la literatura que corresponden a modelos cinéticos de pseudo primer orden. (Yui, 1999)

Las reacciones de hidrotratamiento presentan diferentes niveles de reactividad dependiendo de la naturaleza química de los contaminantes; en función de la reactividad de cada tipo de compuesto, es posible determinar el orden y la selectividad del sistema catalítico, así como las condiciones de operación para el tratamiento de cada conjunto de compuestos contaminantes.

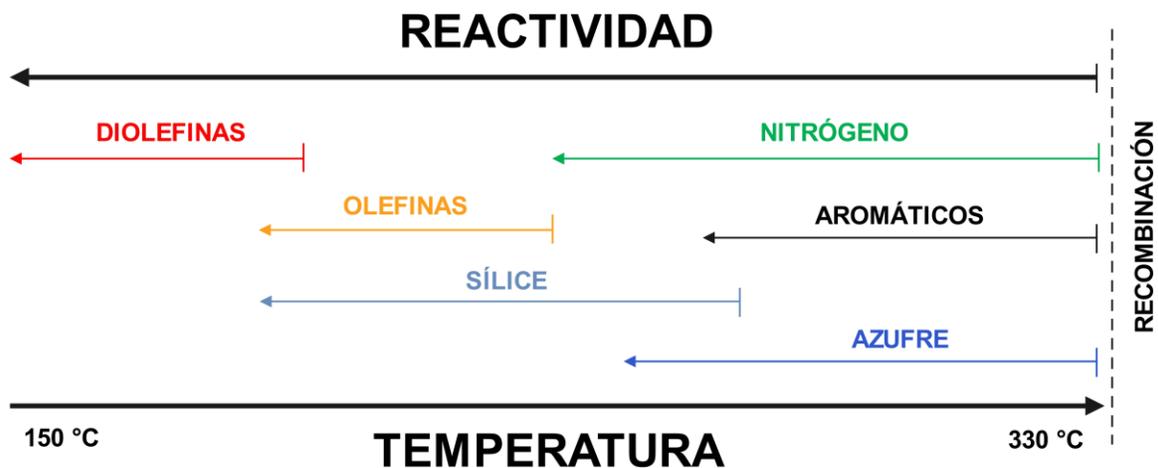
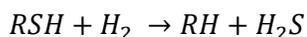


Diagrama 2.2. Reactividad vs Temperatura de los diferentes contaminantes en procesos de hidrotratamiento

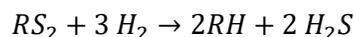
a) Reacciones de hidrodesulfuración (HDS):

Las siguientes son algunas de las reacciones que tienen lugar durante el proceso HDS:

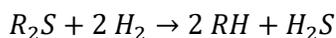
Mercaptanos



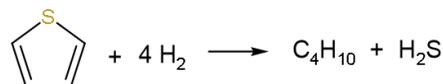
Disulfuros



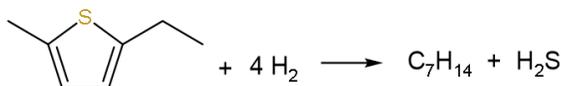
Sulfuros



Tiofenos

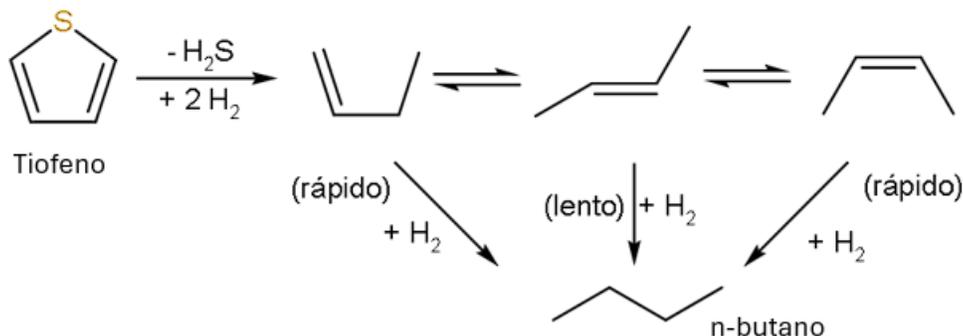


Alquil tiofenos





Los hidrocarburos que se obtienen como producto de los procesos de HDS varían dentro de un esquema de reacción, según sea la especie que reacciona:

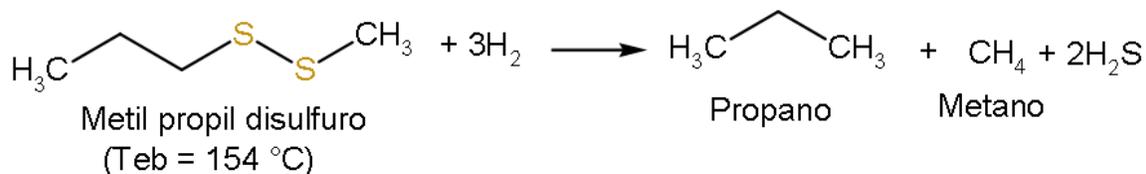


Conviene destacar que, como subproducto de la HDS, se produce una olefina que, posteriormente será saturada hasta formar una parafina; esta parafina se integrará a la mezcla de hidrocarburos. En el caso del tiéfeno, se producirá n-butano (n-C₄), el cual será integrado al LPG; en el caso de tiofenos sustituidos, como el metil-tiéfeno, producirá n-pentano (n-C₅) que se integrará a la nafta ligera y sucederá de manera análoga con sustituyentes más grandes (C₄ + C₅ tiéfeno).

En el proceso de HDT, como se mencionó anteriormente, se producen gases como subproducto. Estos gases pueden estar mezclados en naftas inestables provenientes de otros procesos, producirse mediante descomposición térmica y ser subproductos de las mismas reacciones de HDT. Si la nafta de carga presenta en su destilación D86 una temperatura inicial < 40 °C, indica que hay presencia de propano y butano.

La presencia de mercaptanos, sulfuros y disulfuros en las naftas serán fuentes de hidrocarburos parafínicos de diversos pesos moleculares, pudiendo llegar a formarse metano, etano y propano en el proceso de HDS. Estos compuestos serán gases incondensables que formarán parte del gas amargo producido en la planta de hidrotratamiento.

Como se presentó en la tabla 1.8, entre los compuestos de azufre presentes en la nafta se encuentran pequeñas cantidades de sulfuros y disulfuros, por lo que la producción de gases será proporcionalmente pequeña, llegando a ser incluso despreciable (< 0.5% peso). La cantidad neta de los gases formados (metano, etano, propano) puede ser determinada estequiométricamente si se cuenta con datos de la especiación de azufre que presente puntualmente los compuestos de azufre. A manera de ejemplo, se presenta la reacción de desulfuración de un disulfuro identificado en el corte de las naftas, destacando la formación de los hidrocarburos ligeros:

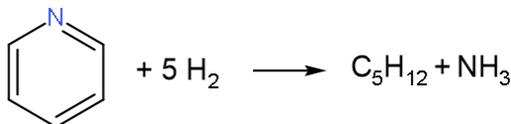




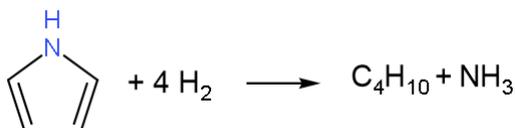
b) Reacciones de hidrogenación (HDN):

Las siguientes son algunas de las reacciones que tienen lugar en el proceso de HDN:

Piridina



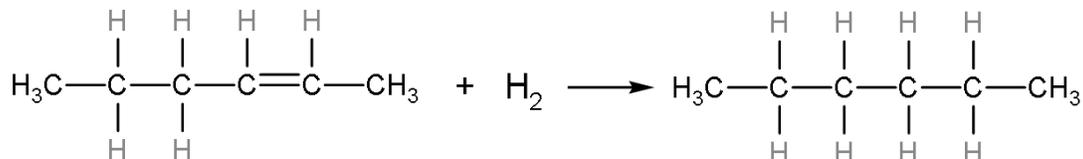
Pirrol



Conviene destacar que, como subproducto de la HDN, se producen parafinas, como se mencionó en el caso de la hidrosulfuración. Dependiendo del tamaño del hidrocarburo resultante, se integrará con el gas amargo, el gas LP, con la nafta ligera o con la nafta pesada.

c) Reacciones de saturación de olefinas (HDO):

De manera general, las reacciones de saturación de olefinas tienen lugar de la siguiente manera.

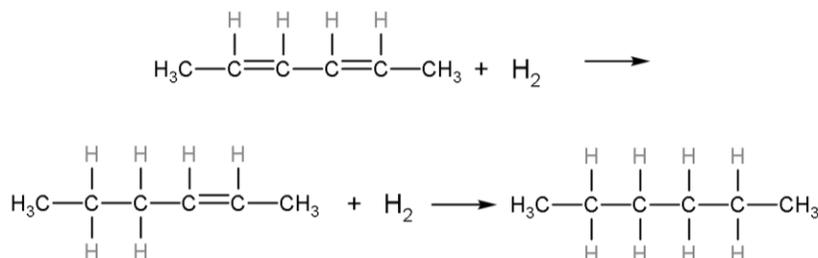


Por cada insaturación, estequiométricamente se emplea una molécula de hidrógeno para saturar las moléculas de olefinas y formar parafinas.

d) Reacciones de saturación de diolefinas (HDDio):

Las reacciones de saturación de diolefinas se llevan a cabo en dos etapas, consumiendo una molécula de hidrógeno por cada insaturación:

1. Saturación de la diolefina para formar una olefina.
2. Saturación de la olefina para formar una parafina.





Es importante definir adecuadamente las especies químicas que se presentan, sobre todo en el caso de las diolefinas, pues la reacción de hidrogenación (saturación con hidrógeno) es altamente exotérmica. Una respuesta a la pregunta de ¿qué tan exotérmica es la reacción? Implicaría indicar el tipo de dienos que se presentan en las moléculas, es decir, si estos son conjugados o no conjugados.

La interacción entre dobles enlaces conjugados presenta una mayor estabilidad que los sistemas con dobles enlaces no conjugados (aislados) debido a que los dobles enlaces interaccionan entre sí cuando están separados por un enlace simple, a diferencia de los enlaces dobles aislados, separados por dos o más enlaces simples.

En el caso de los dienos no conjugados, el calor de hidrogenación es cercano a la suma de los calores de hidrogenación de los dobles enlaces individuales; por ejemplo:

Compuesto	Estructura	Calor de reacción
Penteno		$\Delta H^\circ = -30,000 \text{ kcal/kmol}$
1,4-pentadieno		$\Delta H^\circ = -60,200 \text{ kcal/kmol}$

Ilustración 2.1. Calor de reacción de hidrogenación en enlaces simples y dienos no conjugados

Para comparar la estabilidad relativa de dos alquenos, uno conjugado y uno no conjugado, es posible medir el calor desprendido en la reacción de hidrogenación, por ejemplo:

- El calor de reacción de hidrogenación del 1,4-pentadieno (dieno no conjugado) es de -60,200 kcal/mol.
- El calor de reacción de hidrogenación del 1,3-pentadieno (dieno conjugado) es de -57,400 kcal/mol.

Esta cantidad de energía se debe disipar en los reactores durante el proceso de saturación de diolefinas. Para garantizar un diseño adecuado, sería conveniente asumir que la cantidad de energía a disipar está referida al compuesto que libera más energía durante la reacción.

e) Reacciones secundarias:

Como es común en un sistema de reacciones donde en una mezcla interactúan una cantidad inmensa de componentes, existe la posibilidad de que reacciones secundarias tengan lugar junto a las reacciones principales; estas reacciones alternas pueden considerarse como indeseables si su presencia tiene un impacto negativo en el proceso (i.e. coquización y desactivación acelerada del catalizador y taponamiento de la planta).

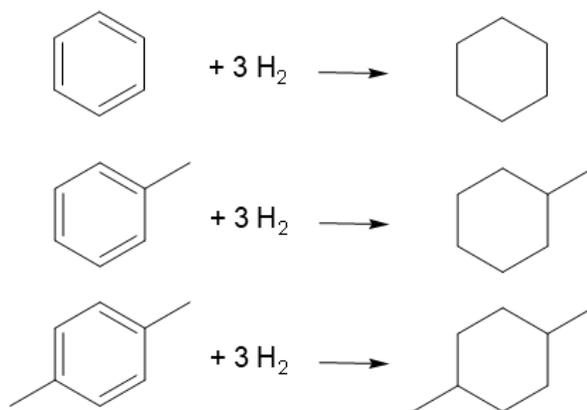
- **Saturación de aromáticos (HDAr):**

A diferencia de la remoción de azufre y nitrógeno, la saturación de compuestos aromáticos presentes en la nafta no es parte del objetivo primario del hidrotratamiento; estas reacciones de desaromatización se dan de manera inherente a las condiciones fijas de presión y temperatura típicas del proceso.

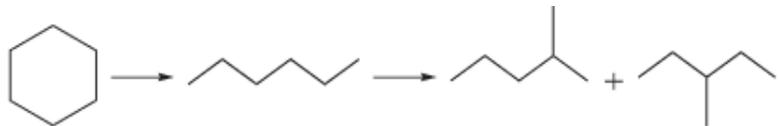


Es importante considerar una ligera desaromatización (1.5 – 3%) en el proceso, pues la saturación de aromáticos representa un consumo químico del hidrógeno disponible para las reacciones principales del proceso.

Principalmente, en las naftas se encuentran presentes compuestos aromáticos como el benceno, tolueno, etilbenceno y la mezcla de xilenos (orto-, meta- y para-) que, al saturarse, formarán naftenos.



Posteriormente, los anillos nafténicos, a las condiciones de operación sufrirán un rompimiento o “apertura”, formando una parafina.

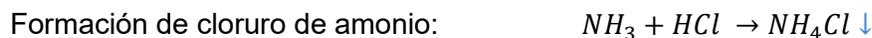


Formación de cloruros de amonio e hidrosulfuro de amonio:

En las refinerías, se han identificado algunas fuentes de cloruros que pueden llegar hasta el proceso de hidrotratamiento:

- La mezcla de hidrocarburos que se alimenta a la planta puede contener trazas de cloruros.
- El gas rico en hidrógeno, producto de la reformadora de naftas, arrastra cloruros que se forman como subproducto del proceso que tiene lugar en ella; aunque este gas pasa a través de guardas de cloruro, un error puede conducir los cloruros hasta el proceso de hidrotratamiento.
- El agua de lavado puede contener cloruros si durante su pretratamiento hay algún problema.

Las reacciones que originan estas sales de amonio son:

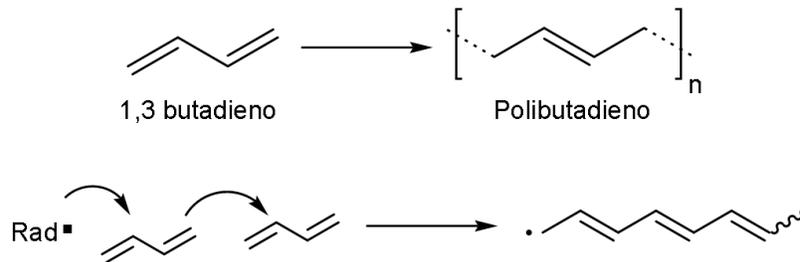




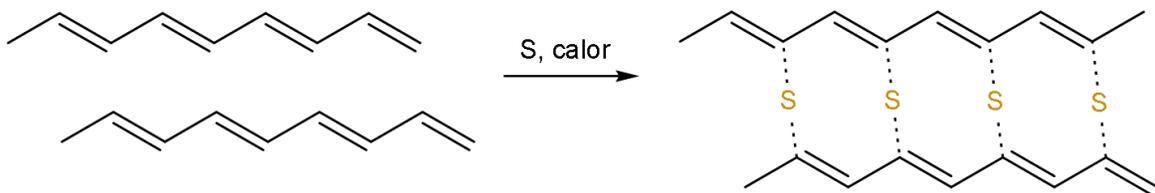
Como se mencionó en la sección de contaminantes de nitrógeno, la formación de sales de amonio puede generar incrustaciones en las tuberías y equipos de proceso y el eventual taponamiento de la planta.

▪ **Polimerización y formación de gomas (en nafta de coque):**

En la planta de coquización retardada se emplean temperaturas superiores a los 400°C; las altas temperaturas y la descomposición de los múltiples componentes son fuentes de radicales libres. En la nafta de coquización, las diolefinas presentes tienen una tendencia alarmantemente alta a polimerizar a temperaturas elevadas (entre 250-320 °C), a través del siguiente proceso:



Adicionalmente, la presencia de azufre (S), a condiciones de altas temperaturas, puede llevar a los polímeros a formar estructuras reticulares mediante un endurecimiento a través del proceso conocido como *vulcanización*, formando gomas (o *cauchos*), como se muestra a continuación:



2.2 Variables de proceso en el sistema de reacción

2.2.1 Temperatura

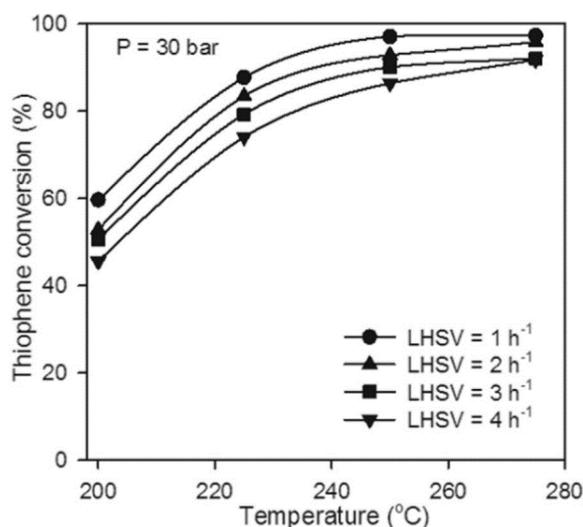


Gráfico 2.1. Efecto de la temperatura sobre el tiofeno. (Doukeh, et. al., 2017)

La temperatura es una de las variables más importantes para cualquier reacción. Con el incremento en la temperatura del proceso, la cantidad de contaminantes en los productos de hidrotratamiento se reduce. El control de esta variable a la entrada del reactor de hidrotratamiento es primordial para cumplir con las especificaciones de los productos. Temperaturas más altas incrementarán la constante de reacción y mejorarán la cinética; temperaturas excesivamente altas, producirán coquización y desactivarán térmicamente los catalizadores.

Efecto de la temperatura en HDS.

El efecto de la temperatura será diferente para cada tipo de contaminantes, en el caso de los **compuestos de azufre** (usando el tiofeno como compuesto modelo debido a su alta complejidad para desulfurar) se puede observar en el gráfico 2.1 que el rango de temperatura necesario para desulfurar al nivel requerido se encuentra por encima de los 280 °C.

Para estimar de manera precisa la temperatura de operación, se puede optar por realizar pruebas en plantas piloto, o bien, a través del modelo cinético que corresponda al proceso de desulfuración.

Efecto de la temperatura en HDN.

De igual manera, para llevar a cabo procesos de **desnitrogenación**, se pueden determinar diferentes rangos de temperaturas que resultan favorables para el hidrotratamiento.

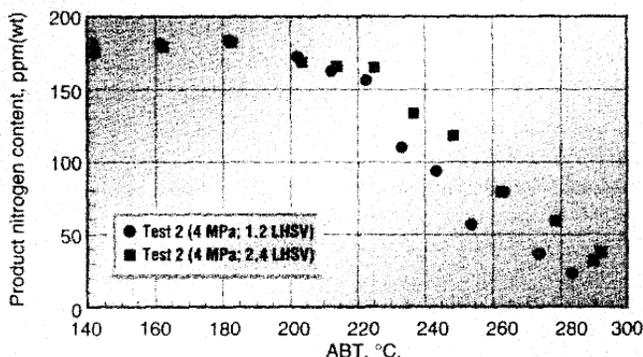


Gráfico 2.2. Efecto de la temperatura sobre compuestos de nitrógeno presentes en la nafta (Yui, 1999)

Para los compuestos nitrogenados presentes en las naftas, en el gráfico 2.2 se observa que la temperatura empieza a tener un efecto relevante sobre el contenido de nitrógeno a partir de los 220 °C y se alcanza un contenido de nitrógeno mínimo en el rango de temperatura próximo a los 280 °C.



De manera más precisa, en el gráfico 2.3 es posible apreciar la reducción de nitrogenados en un rango óptimo por encima de los 270 °C; lo cual coincide con el rango de temperatura requerido para llevar a cabo las reacciones de desulfuración; por lo que el reactor de hidrotratamiento de naftas primarias debe de operar en un rango de temperaturas mayor o igual a 270 °C.

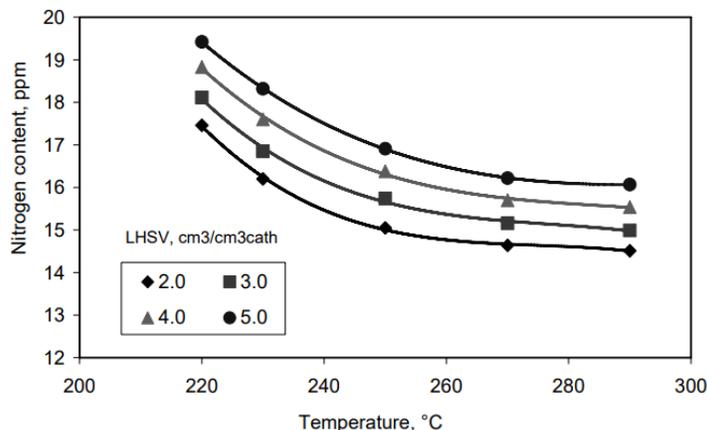


Gráfico 2.3. Efecto de la temperatura sobre los compuestos de nitrógeno presentes en la nafta (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009)

Efecto de la temperatura en HDAr.

Adicionalmente, los **aromáticos** presentes en la nafta primaria serán saturados en el proceso de hidrotratamiento. La temperatura de operación tendrá un efecto relevante en la desaromatización.

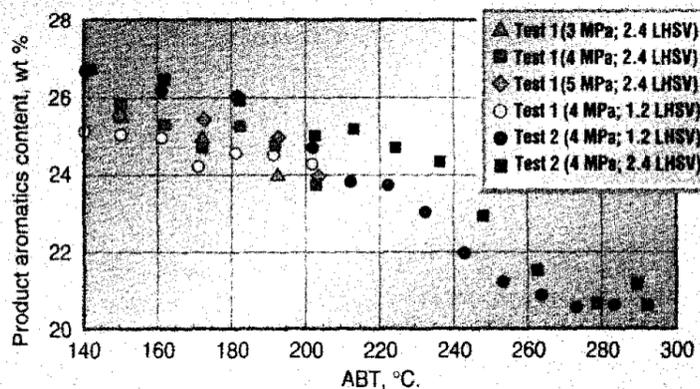


Gráfico 2.4. Efecto de la temperatura sobre los aromáticos presentes en la nafta. (Yui, 1999)

El efecto más relevante en el proceso de desaromatización tiene lugar en el rango de temperaturas alrededor de los 280 °C, como puede apreciarse en el gráfico 2.4, lo cual es bastante similar al rango observado en el caso de los procesos de remoción de azufre y nitrógeno.

Efecto de la temperatura en HDOL.

En el caso de la nafta craqueada proveniente de la coquizadora, como se mostró anteriormente en la tabla 1.7, presentó un 21 %vol. de olefinas; este valor puede alcanzar un valor máximo de hasta 38 %vol.

Las reacciones de saturación de **olefinas** presentan una tendencia a favorecerse con la temperatura, observándose en el gráfico 2.5 que las olefinas empiezan a saturarse significativamente a temperaturas por encima de los 210 °C y alcanzan la mayor saturación por encima de los 270 °C.

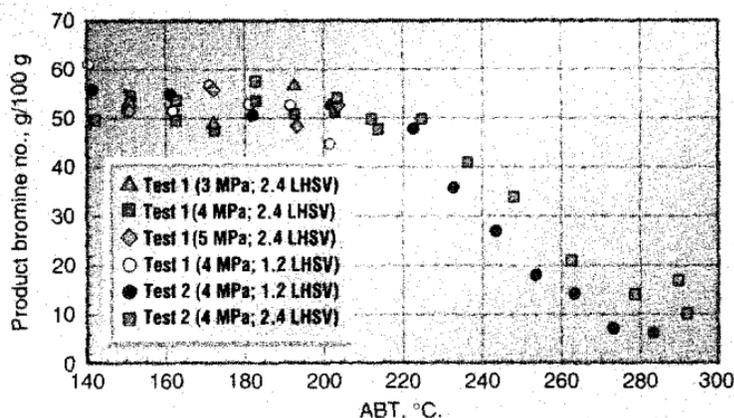


Gráfico 2.5. Efecto de la temperatura sobre el número de bromo (olefinas). (Yui, 1999)

Efecto de la temperatura en HDDio.

La nafta proveniente de la coquizadora presenta un porcentaje de **diolefinas** de entre 2 a 6 %vol., como se presentó en la tabla 1.7. Las diolefinas deberán ser saturadas en su totalidad; sin embargo, estas no pueden ser procesadas a temperaturas mayores de 240 °C; a diferencia del resto de hidrotratamientos que se han mencionado en esta sección, las diolefinas se polimerizan si se exponen a temperaturas del rango de entre 270 y 280 °C, formando gomas.

Debe recordarse que las diolefinas se miden en función del número de dienos, o bien, del número de anhídrido maleico (por la metodología empleada).

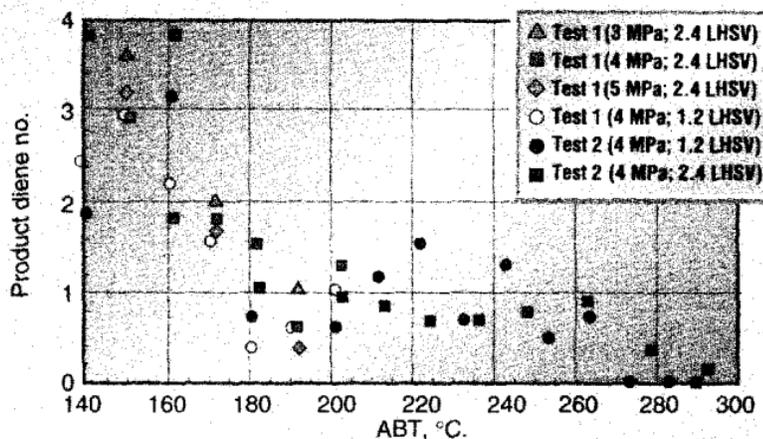


Gráfico 2.6. Reducción del número de dieno en función de la temperatura. (Yui, 1999)

Como se muestra en el gráfico 2.6, las diolefinas son tan reactivas que empezarán a saturarse desde temperaturas muy bajas, alcanzando una reducción significativa en el número de dienos a temperaturas de entre 160 y 220 °C; esto resulta favorable, pues abre la posibilidad de saturar las diolefinas en un rango de temperaturas seguro y que no propicie su polimerización.

Efecto de la temperatura en HDSi.

La sílice deberá ser removida de la nafta proveniente de la coquizadora en guardas de sílice, las cuales son sitios catalíticos que serán “sacrificados” para retener la sílice, garantizando la posibilidad de remover la sílice durante todo el tiempo de operación planteado para el reactor de hidrotratamiento en su diseño.

La temperatura tiene efecto en este proceso, pues de esta variable depende la actividad catalítica de los metales presentes en el catalizador.

Pruebas en plantas piloto han demostrado que a temperaturas menores a 250 °C no se consigue una remoción considerable de sílice, por lo que este proceso tendrá lugar junto a la HDS, HDN, HDAr y HDOL, a las condiciones de temperatura características de esos procesos.

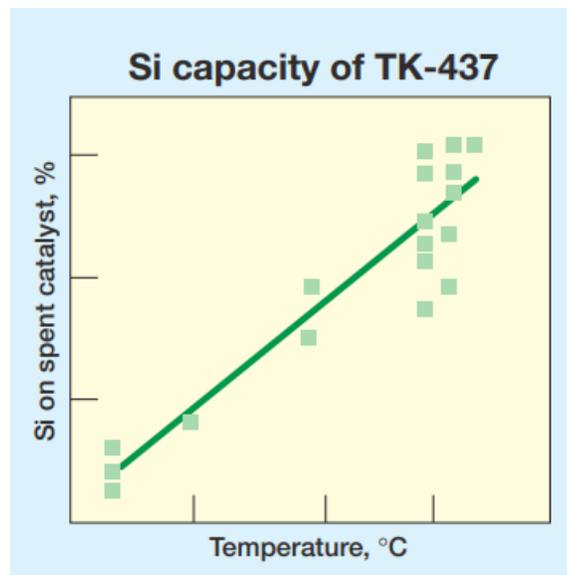


Gráfico 2.7. Efecto de la temperatura sobre la retención de Sílice en el catalizador comercial TK-437 de Topsoe. (Breivik & Egebjerg, 2008)

De esta manera, se determina que la sección de reacción para una nafta primaria requiere de un solo reactor, mientras que la nafta de coque requerirá dos reactores que operan a diferentes condiciones de temperatura para lograr la saturación de diolefinas a baja temperatura (160-220 °C) y el resto de los procesos de hidrotratamiento a altas temperaturas de entre 270 °C y no más de 330 °C, pues en diversos experimentos llevados a cabo por Breivik, et. al. (2008) se ha observado que a temperaturas superiores a los 330 °C se producen reacciones de recombinación entre olefinas y H₂S para formar mercaptanos, especialmente durante el hidrotratamiento de nafta de coque debido a la alta concentración de olefinas y sulfuros orgánicos.

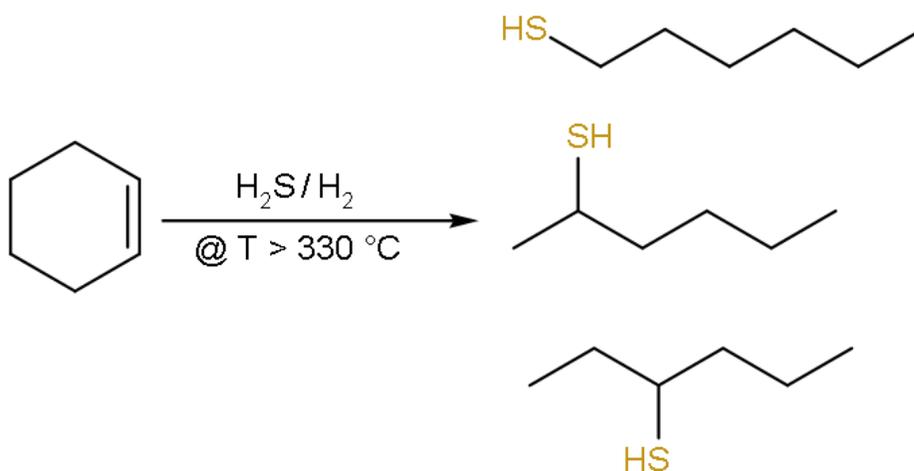


Ilustración 2.2. Recombinación del 1-hexeno con la mezcla de H₂S/H₂, produciendo 1-, 2- y 3-hexanotiol

2.2.2 Presión

Uno de los principales parámetros que deben definirse es la presión requerida para el sistema de reacción, la cual involucra de manera implícita la **presión parcial del hidrógeno** presente en el sistema. Debajo de una presión parcial de hidrógeno determinada, resulta imposible reducir el contenido de nitrógeno y de olefinas presentes en las naftas, incluso cuando se incrementa la temperatura, como puede apreciarse en el gráfico 2.8.

La presión parcial de hidrógeno medida a la salida del reactor es función de diversos parámetros, tales como la presión total del sistema, el consumo químico del hidrógeno, la pureza de hidrógeno en el gas de recirculación. (Breivik & Egebjerg, 2008)

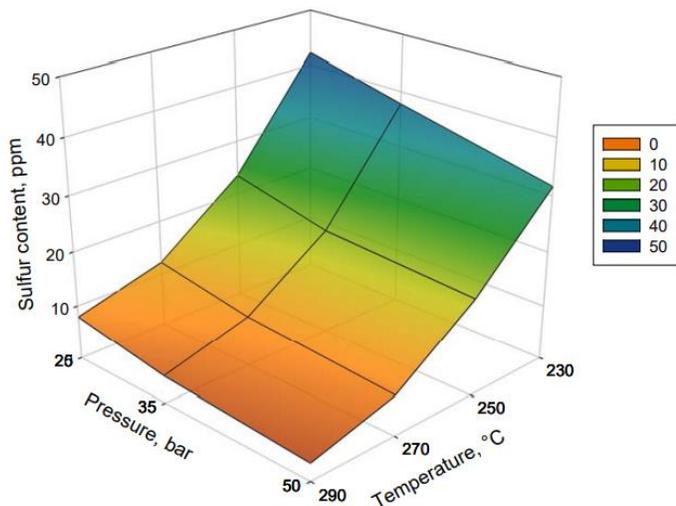


Gráfico 2.8 Efecto de la presión y la temperatura sobre la remoción de azufre de las naftas (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009)

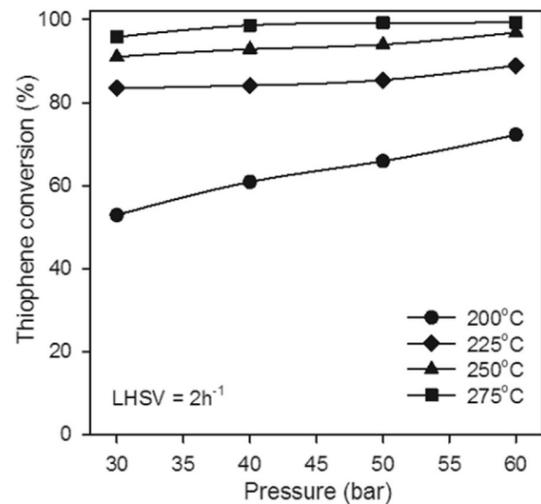


Gráfico 2.9. Efecto de la presión y la temperatura sobre la remoción del tiofeno presente en las naftas (Doukeh, et. al. 2017)

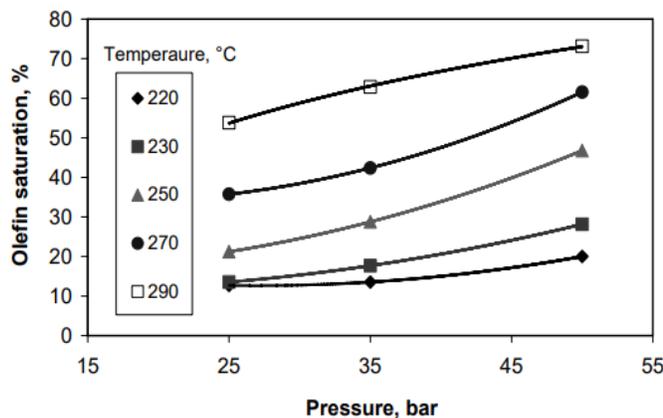


Gráfico 2.10. . Efecto de la presión sobre la saturación de olefinas. (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009)

A partir de los gráficos 2.8 y 2.9, es posible determinar que a las temperaturas típicas del proceso (270-300 °C), la presión tiene un efecto mínimo sobre la remoción de compuestos de azufre, incluso los menos reactivos, como es el caso del tiofeno, por lo que la presión no será la variable determinante en el proceso de HDS de naftas y, por lo tanto, deberá seleccionarse el valor más bajo de presión (25-30 kg/cm²).



La saturación de olefinas es el parámetro clave para definir la presión del proceso para la nafta de coque o mezcla de naftas. Debido a que las reacciones de HDN se llevan a cabo a las condiciones de HDS y de HDOL, serán estos dos últimos procesos los que determinen el intervalo de presión adecuado para el proceso.

Para alcanzar la saturación total de olefinas, es posible apreciar que la presión requerida será mayor o igual a 50-55 kg/cm². Por lo tanto, para el caso de naftas primarias la presión de proceso típica estará en el rango de 25-30 kg/cm² y para el caso de naftas craqueadas la presión se situará por encima de 50 kg/cm².

2.2.3 Espacio velocidad (LHSV)

El LHSV (Liquid Hourly Space Velocity) es una variable de proceso empleada para relacionar la cantidad de catalizador cargada en un reactor con la cantidad de la alimentación al reactor. Es inversamente proporcional al tiempo de residencia (h⁻¹), por lo cual, un incremento en el LHSV indica un menor tiempo de residencia. Este se estima de la siguiente manera:

$$LHSV = \frac{\text{flujo volumétrico total de corriente líquida de carga}}{\text{volumen total de catalizador}} [=]h^{-1}$$

Además del LHSV, el WHSV (Weight Hourly Space Velocity) involucra la densidad del hidrocarburo que entra como alimentación al reactor, además de la densidad del catalizador, la cual depende de la manera en que se llena el reactor con el catalizador. Este puede llenarse con *manga*, lo cual implica verter el catalizador de manera ordenada dentro del reactor, o bien, el catalizador puede introducirse al reactor mediante un *llenado denso*, el cual comprime ligeramente el catalizador dentro del reactor para que ocupe un menor volumen, reduciendo así mismo el tamaño del equipo.

$$WHSV = \frac{\rho_{\text{hidrocarburo}}}{\rho_{\text{cargado del catalizador}}} LHSV [=]h^{-1}$$

En el gráfico 2.1 es posible apreciar el efecto del LHSV para la conversión del tiofeno presente en la nafta. De igual manera, en los gráficos 2.4, 2.5, 2.6 y 2.9, los experimentos realizados para remover otros tipos de contaminantes de las naftas fueron llevados a cabo a distintos LHSV y permiten apreciar que a menores LHSV se alcanza una mayor conversión, pues el tiempo de residencia se incrementa.

De manera general, para el intervalo de LHSV de entre 1 y 2.4 h⁻¹ no hay un cambio considerable en la conversión de los contaminantes para aquellos gráficos que incluyen condiciones de temperatura y presión seleccionados previamente, por lo que este intervalo no representa una mejora considerable para el proceso. Por lo tanto, el rango de LHSV para el proceso de HDT de naftas se establecerá entre 2.4 y 6 h⁻¹.



2.2.4 Relación hidrógeno/hidrocarburo

A través de la relación hidrógeno/hidrocarburo (H_2/HC) se pretende cumplir principalmente los siguientes objetivos:

- Mantener el contacto físico entre el hidrógeno, el catalizador y los hidrocarburos para asegurar que el hidrógeno estará siempre disponible en abundancia para que las reacciones se lleven a cabo. Esto también se relaciona con el equilibrio de la reacción, pues por un principio tan fundamental como es el Principio de Le Châtelier, el exceso de hidrocarburo e hidrógeno en el sistema garantizará que la reacción esté orientada hacia la formación de productos y no al contrario.
- Garantizar la presencia de hidrógeno en sitios activos del catalizador para remover el H_2S formado, además de minimizar la coquización, previniendo la inhibición del catalizador.

Esta relación es determinada por el consumo químico de hidrógeno de las reacciones efectuadas en el hidrotratamiento, considerando un exceso de hidrógeno que por equilibrio se disolverá en el hidrocarburo a la salida del reactor; esto, multiplicado por un factor de exceso de hidrógeno de entre 5 y 10 veces el hidrógeno antes calculado (dependiendo del tipo de carga al reactor) para cumplir los objetivos antes mencionados.

$$\text{Relación } \frac{H_2}{HC} = (\text{Exceso } 5 - 10 \text{ veces})(\text{Consumo químico de } H_2 + H_2 \text{ perdido por dilución})$$

Esta relación se expresa como los metros cúbicos normales por barril de carga en el SI de unidades, o bien, en pies cúbicos estándar por barril de carga en el sistema inglés.

$$\text{Relación } \frac{H_2}{HC} [=] \frac{nm^3}{bbl} [=] \frac{std ft^3}{bbl}$$

En el caso de las naftas, la relación de hidrógeno/hidrocarburo oscila entre los 300 std ft³/bbl para naftas primarias y puede superar los 1500 std ft³/bbl en el caso de naftas craqueadas.

Para resumir las variables de proceso mencionadas en esta sección, de acuerdo con Bose (2015), los rangos típicos de variables de proceso en operaciones de hidrotratamiento se resumen en la tabla 2.1. Los valores mostrados en la tabla 2.1 corresponden a datos típicos que se encuentran de manera pública. Debido al rango tan amplio que presentan, resulta difícil seleccionar parámetros de la tabla 2.1 para plantear el diseño del proceso; sin embargo, ofrecen una aproximación de manera general a los parámetros de diseño y una alternativa para validar los rangos que se han seleccionado como propuesta en esta sección de variables del proceso determinadas con base en lo reportado en la literatura.

Cabe mencionar que los diferentes licenciadores que ofrecen soluciones de hidrotratamiento en su carpeta de tecnología (IMP, Axens, ABB Lummus, Chevron, Exxon Mobil, Texaco, Shell, Worley/Parsons etc.) pueden diferir o adoptar estas condiciones según se adapten a la tecnología empleada y a la experiencia del ingeniero de procesos en diseños previos de plantas de hidrotratamiento.

Tabla 2.1. Parámetros de proceso para hidrodesulfuración (Bose, 2015)

Parámetro	Naftas (Bose, 2015)	Naftas (Propuesta)
Temperatura (°C)	300 – 400	300 – 500
Presión (atm)	35 – 70	25 - 55
LHSV	4 – 10	4 – 6
Rel. H ₂ /Hidrocarburo (scf/bbl)	400 – 1000	300 – 1500
Vida del catalizador (años)	3 – 10	4 - 6
Remoción de azufre (%)	99.9	99.9
Remoción de nitrógeno (%)	99.5	99.9

2.3 Catalizadores de hidrotratamiento

Se define a los catalizadores como sustancias que incrementan la rapidez con la que se alcanza el equilibrio químico, sin que esta atraviese un cambio químico. (Thomas & Thomas, 1997)

En todos los procesos de refinamiento de petróleo donde se emplean catalizadores sólidos, estos se presentan en formas distintas, desde polvos finos (en el caso de la FCC) destinados a reactores de lecho fluidizado, hasta pellets o extrudados que varían su forma y son empleados en reactores de lecho fijo, como ocurre en el proceso de HDT:

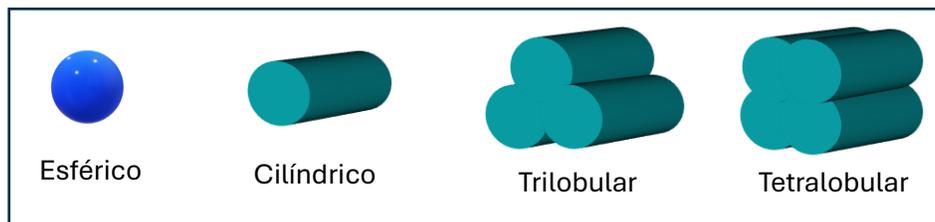


Ilustración 2.3. Forma de los catalizadores sólidos para hidrotratamiento

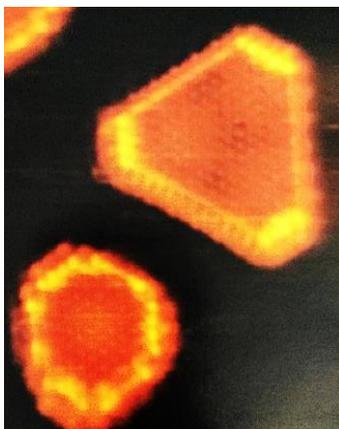


Ilustración 2.4. Fotografía STM mostrando la morfología de una estructura activa NiMoS. (Skyum & Zeuthen, 2006)

Los catalizadores se integran de tres componentes: El promotor, el metal catalítico y el soporte. Los catalizadores para HDT consisten en una base porosa de alúmina impregnada con diversos metales combinados en diferentes proporciones. Los metales empleados son:

- Cobalto (Co):
- Níquel (Ni):
- Molibdeno (Mo):
- Wolframio (Wo)

La elección del catalizador depende del tipo de carga a la planta y las propiedades que se desean obtener en el producto. De acuerdo con Speight (2000), los catalizadores de cobalto-molibdeno (Co-Mo) son los que se emplean con mayor frecuencia en procesos de HDT de naftas primarias. Los catalizadores de níquel-molibdeno (Ni-Mo) son empleados cuando se requiere una actividad catalítica mayor



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

para la saturación de compuestos aromáticos polinucleares, saturación de olefinas y para la remoción de nitrógeno.

Los catalizadores de Ni-Wo están orientados a tratamientos con hidrógeno donde se pretende favorecer el craqueo con hidrógeno (hidrocracking), por lo que no suelen emplearse en HDT.

El tamaño del poro del catalizador juega un rol importante en la selectividad y deberá ser elegido cuidadosamente en función del propósito designado para el lecho catalítico. Un tamaño de poro pequeño favorecerá las reacciones de HDS, a expensas de la remoción de metales en la HDM. (Fahim, Alsahhaf, & Elkilani, 2010)

En el caso de un reactor de guarda metálica o de sílice, el cual es empleado para proteger el catalizador de la deposición de estos contaminantes, se eligen catalizadores con poros amplios, pues serán taponados eventualmente debido a la deposición metálica y de la sílice.

En la actualidad, existe una amplia gama de catalizadores comerciales disponibles; los catalizadores varían en su composición y selectividad. Los catalizadores de Co-Mo y Ni-Mo son los más resistentes al envenenamiento y son los más empleados a nivel global en aplicaciones para HDT.

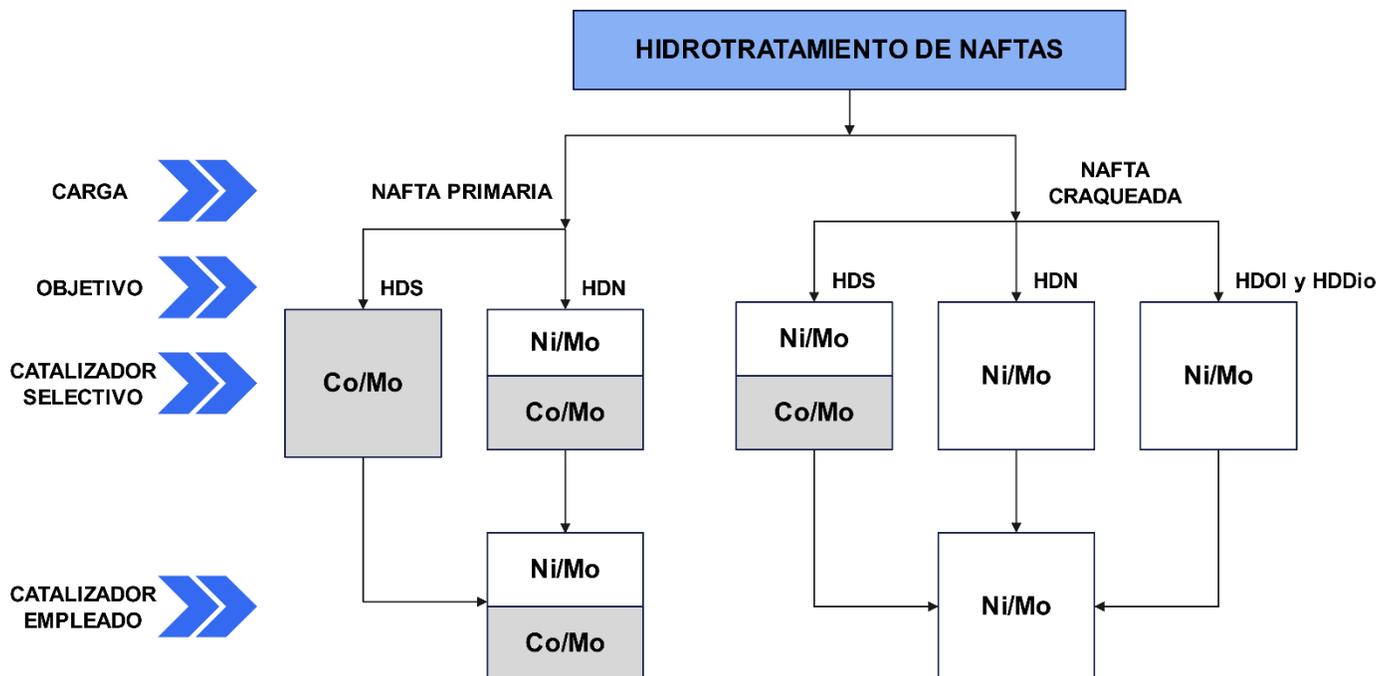


Diagrama 2.3 Selección del tipo de catalizador con base en el tipo de carga y la selectividad del catalizador

Los catalizadores comerciales son ofertados por diversos fabricantes en todo el mundo; dentro del portafolio de catalizadores que se ofrecen, estos varían en su aplicación, selectividad, reactividad, resistencia, composición y, desde luego, en su precio.

En su fase activa, los catalizadores de hidrotratamiento se componen de sulfuros metálicos. A nivel comercial, los catalizadores de hidrotratamiento se venden en distintas presentaciones:



Ilustración 2.5. Catalizador tetralobular de hidrotratamiento IMP-DSD-30

- **Catalizador oxidado:** El catalizador se presenta como óxidos metálicos que requieren atravesar un proceso de activación a condiciones de presión y temperatura que suelen ser las de operación, además de un agente rico en azufre (sulfurante), el cual puede ser carga amarga (hidrocarburo primario) que contenga azufre, aunque lo más común es emplear un agente sulfurante que proporcione todo el azufre necesario para la activación, el cual dopará a la carga amarga con una gran cantidad de azufre, lo cual permitirá llevar a cabo la activación con una rapidez mucho mayor. De entre los agentes sulfurantes, los más utilizados son el Dimetil sulfuro (DMS) y principalmente el Dimetil disulfuro (DMDS). Este catalizador suele ser empleado en el inicio de operaciones de la planta de hidrotratamiento, pues es más barato que el catalizador presulfurado.

Una activación inadecuada del catalizador reducirá la vida útil de éste. A altas temperaturas, si el catalizador está en contacto con hidrógeno y sin suficiente azufre, los óxidos metálicos pueden reducirse a metales elementales, desactivando irreversiblemente el catalizador.

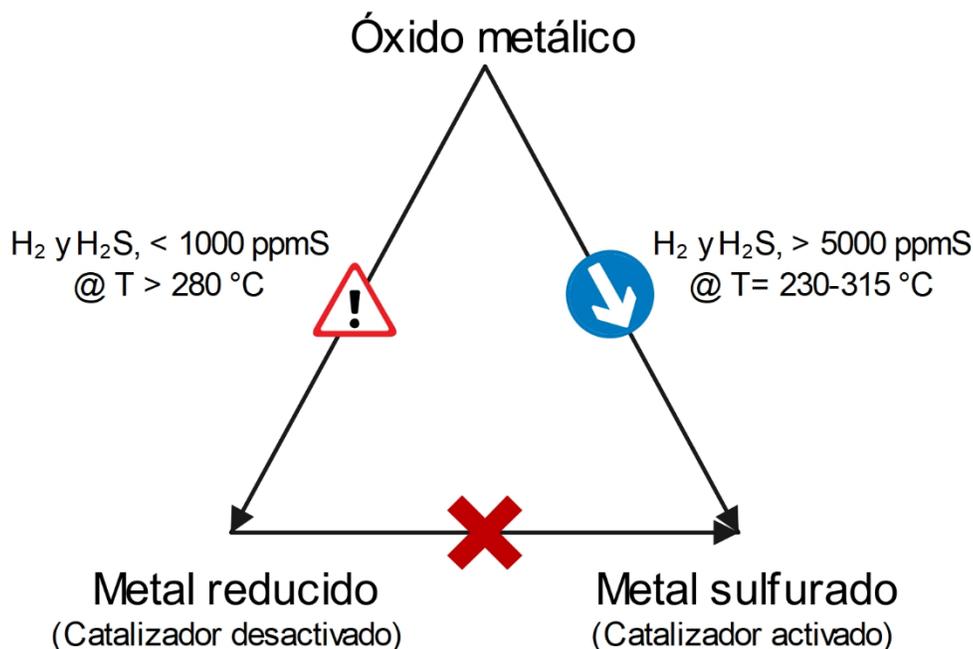
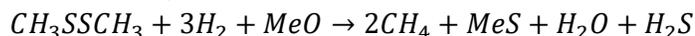


Ilustración 2.6. Reacciones de sulfuración del catalizador

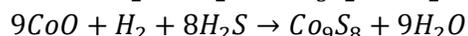
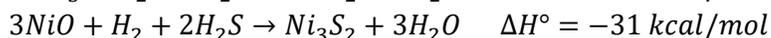
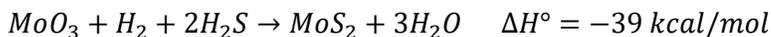


De manera general, las reacciones que tienen lugar durante la activación del catalizador con el agente sulfurante son las siguientes:

- 1) Descomposición del DMDS y sulfuración del metal:



- 2) Sulfuración del metal con el H_2S producido:



- **Catalizador presulfurado:** El catalizador se encuentra en su fase sulfurada y se encuentra protegido químicamente para prevenir su desactivación en caso de que el catalizador entre en contacto con el aire. La activación de este tipo de catalizadores es mucho más rápida y únicamente requiere carga amarga. El catalizador para HDT suele adquirirse en esta presentación cuando se sustituye el catalizador en el reactor, pues de esta manera se evita el paro prolongado de la planta, con el inconveniente de que suele ser más caro. Las reacciones que tienen lugar en la activación de este tipo de catalizadores son prácticamente las mismas, con la diferencia de que no se incluyen las correspondientes al agente sulfurante.

Los catalizadores comerciales ofrecen una relación de la cantidad de barriles que puede procesar una cantidad determinada de catalizador, se expresa en barriles/kg de catalizador. El cociente de esta relación entre la capacidad en barriles por día (capacidad de la planta) ofrecería un estimado del tiempo de vida del catalizador, el cual se verá afectado fuertemente por las condiciones a las que se opere la planta. El catalizador normalmente tiene dos ciclos de vida, luego del primer ciclo, el catalizador puede ser regenerado in-situ o ex-situ y recupera parcialmente su actividad para un segundo ciclo; luego del segundo ciclo, el catalizador debe ser retirado y el reactor debe ser cargado con catalizador nuevo. Los metales del catalizador agotado son recuperados por el fabricante para producir catalizadores nuevos.

El catalizador perderá actividad sobre todo al principio, cuando el hidrocarburo lo cubra, ensuciándolo. Posteriormente, los contaminantes y la coquización irán desactivando el catalizador de manera paulatina (Steiner, 2002), por lo que la temperatura del proceso se deberá incrementar para seguir cumpliendo con el objetivo del HDT, razón por la cual el proceso debe considerar condiciones de SOR (inicio de corrida, por sus siglas en inglés) y EOR (final de corrida), siendo las condiciones de EOR más severas que en SOR. El incremento en la temperatura también promueve la coquización, por lo que operar a mayor temperatura también es un factor que contribuye a la desactivación del catalizador.

Se ha observado que el uso de naftas craqueadas al inicio de la operación de la planta, durante los primeros 3 días, reduce la actividad del catalizador considerablemente, alcanzando hasta un 20% de pérdida de actividad y, por lo tanto, reduciendo el periodo de vida útil del catalizador. Por esta razón, incluso aquellas plantas diseñadas para hidrotratar naftas craqueadas, deberán operar usando únicamente nafta primaria durante los primeros 3 días. La vida útil de catalizadores para naftas suele variar entre 4 y 6 años y debe ser determinada en las bases del diseño.

2.4 Reactores de hidrotratamiento

Después de las condiciones de operación y de la selección del catalizador adecuado para el proceso, la configuración del reactor de hidrotratamiento es una de las consideraciones de mayor importancia para el proceso. La severidad de las condiciones a las que se llevan a cabo las reacciones, así como la naturaleza de éstas, requieren el diseño de un equipo que sea capaz de garantizar tanto el proceso de hidrotratamiento como la seguridad del personal y de la inversión.

Para los reactores de hidrotratamiento se han empleado históricamente diversos tipos de configuraciones, desde reactores de lecho fijo (FBR: Fixed Bed Reactor), lecho fluidizado (MBR: Moving Bed Reactor), lecho ebullente (EBR: Ebullent Bed Reactor) y de lodos (SBR: Slurry Bed Reactor). En el pasado, solo para fracciones ligeras como las naftas se empleaban reactores FBR, mientras que para fracciones pesadas como gasóleos pesados y residuales se empleaban principalmente MBR y EBR. Sin embargo, actualmente también se emplean reactores de tipo FBR para cargas pesadas. Esto es debido a que en el caso de las naftas el proceso es más sencillo, pues únicamente involucra reacciones en dos fases (gas y sólido), pues a las condiciones de operación la nafta está totalmente vaporizada. Por otro lado, cargas como el gasóleo implican sistemas más complejos, pues se tendrá la mezcla de hidrocarburo en fases líquida y gaseosa, hidrógeno gaseoso y el catalizador sólido.

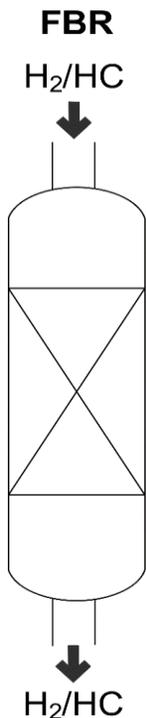


Ilustración 2.7. Reactor de lecho fijo para naftas primarias (un lecho)

El reactor se configura con uno o varios lechos dependiendo de la naturaleza de las reacciones e, implícitamente, de la cantidad de calor que se requiere disipar. Para reacciones muy violentas y exotérmicas, como la saturación de olefinas y aromáticos, el reactor debe estar preparado para controlar dichas reacciones y el incremento de temperatura que puede llegar a ser muy grande; esto se consigue insertando zonas de enfriamiento en el mismo reactor, dividiéndolo en varios lechos que controlen la reacción, o bien, dividiendo el equipo en varios reactores. Si el reactor tuviera varios lechos, para garantizar que el incremento de temperatura en el lecho no perjudique al catalizador desactivándolo, se deberá controlar la temperatura de salida de cada lecho mediante el flujo de inyección de agente de apagado (quench); este puede ser hidrocarburo, o preferentemente, hidrógeno, con la finalidad de disipar el calor proveniente del lecho inmediato superior.

En el caso de naftas primarias, el reactor suele componerse de un solo lecho. Para naftas más difíciles se requiere llevar a cabo un análisis más exhaustivo de la carga para determinar el número de lechos.

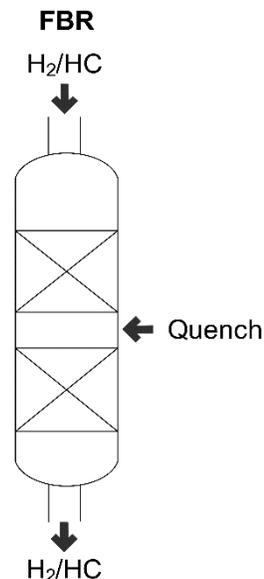


Ilustración 2.8. Reactor FBR de dos lechos con inyección de agente de apagado (quench)

2.5 Plantas de hidrotratamiento

De manera conceptual, las plantas de hidrotratamiento se componen por una sección de reacción y una de fraccionamiento, las cuales se integran de la siguiente manera:

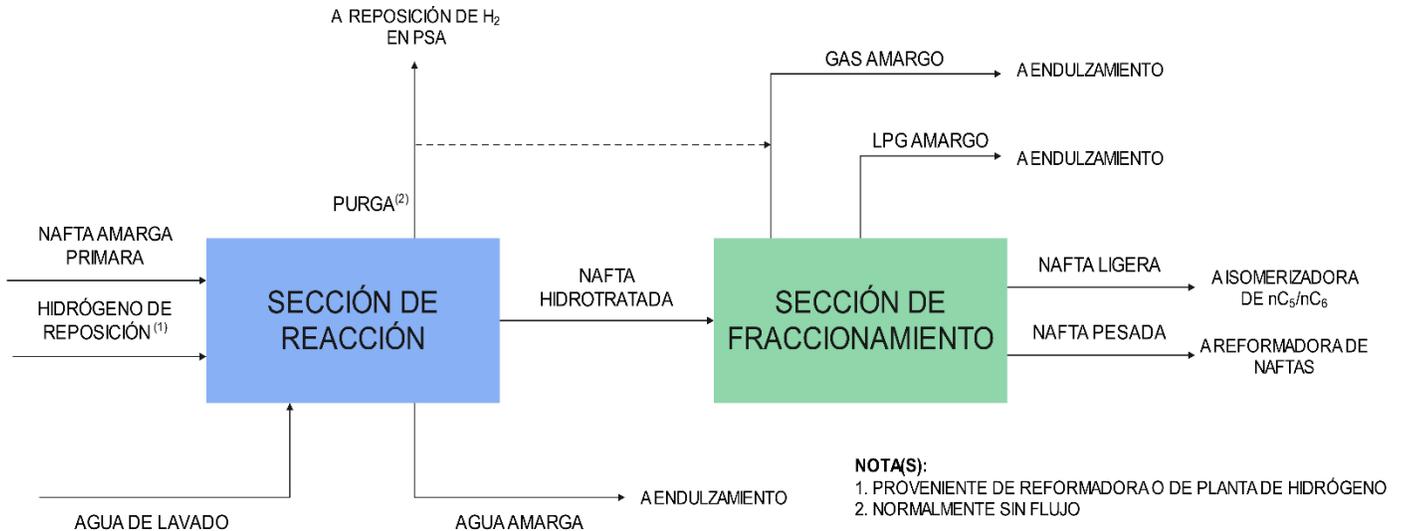


Diagrama 2.4. Diagrama de bloques de una planta de HDT de naftas

La sección de reacción puede verse representada de la siguiente manera en el caso de un proceso conocido como “*once through*”, pues el hidrógeno solo pasa una vez por el reactor, esto significa que no es recirculado. Este es el esquema más empleado por los diferentes licenciadores en sus plantas piloto y es un proceso que se lleva cabo en régimen isotérmico. Los diseños más antiguos de plantas de HDT alrededor del mundo operan con este arreglo.

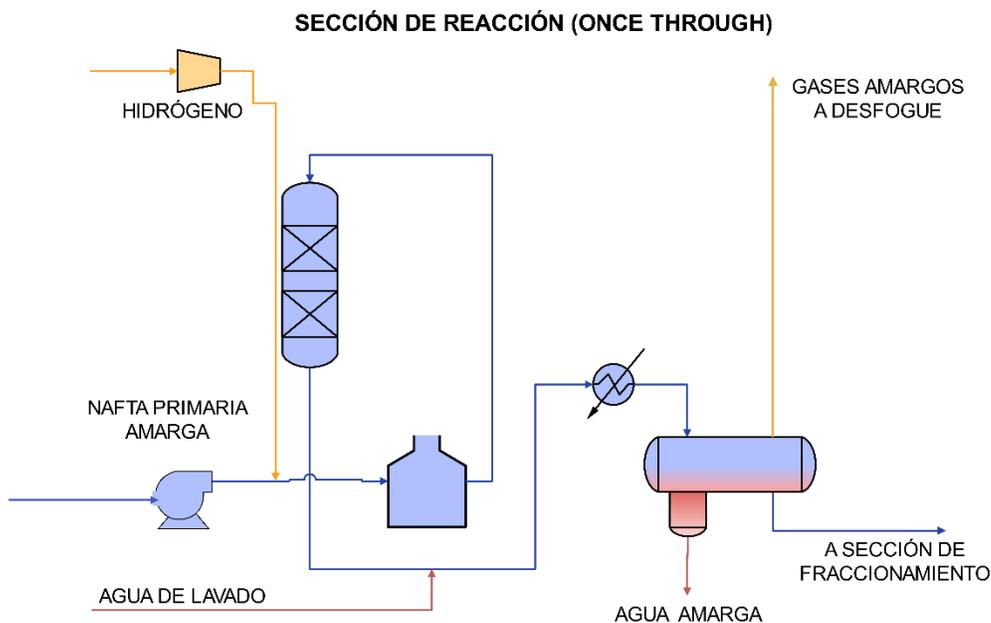


Diagrama 2.5. Sección de reacción del proceso de HDT de naftas primarias (once through)

Aunque cada licenciatario que ofrece tecnología de HDT contempla arreglos variados, modificaciones y particularidades para el diseño de una planta con base en su experiencia y pruebas en plantas piloto, es posible generalizar el proceso de HDT de naftas en el diagrama siguiente.

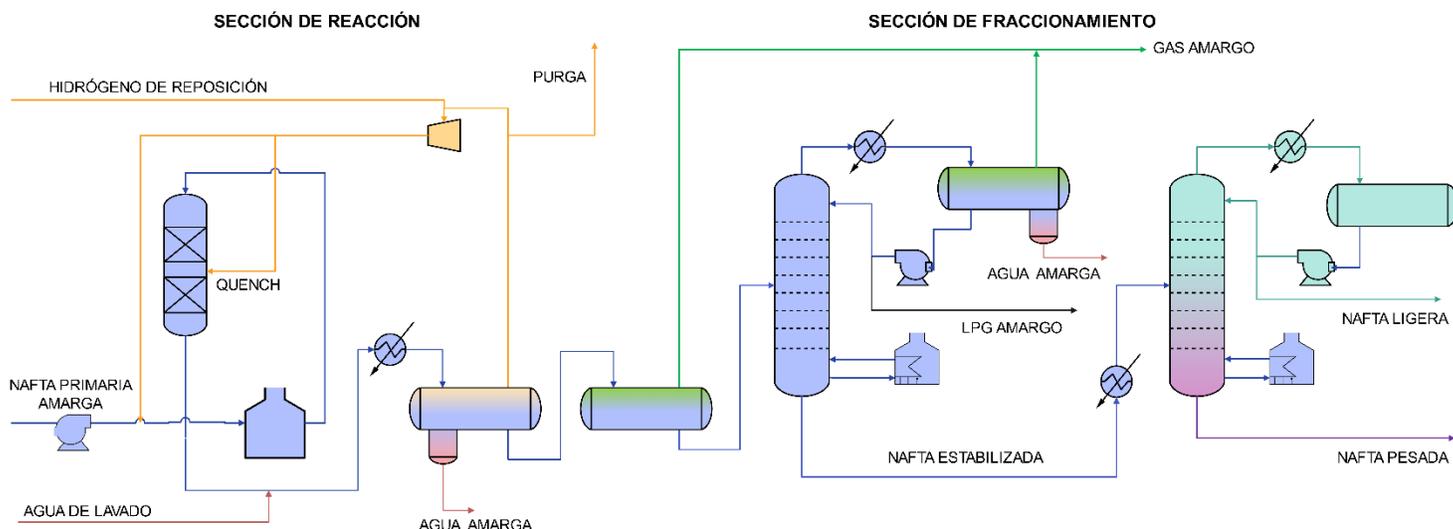


Diagrama 2.6. Proceso de HDT de naftas primarias.

Las plantas de HDT procesan carga amarga de hidrocarburos, la cual se mezcla con hidrógeno y es calentada de manera previa a su introducción al reactor de tipo FBR. Esta mezcla fluye a través del reactor, donde las moléculas de azufre, nitrógeno e hidrógeno se adsorben en la superficie del catalizador y reaccionan unas con otras. Al salir del reactor, la mezcla presenta el hidrocarburo hidrotratado y los subproductos, como el H_2S de reacciones de HDS y NH_3 de reacciones de HDN. Dichos subproductos son removidos mediante la condensación de esta corriente y su dilución con agua de lavado (para remover el NH_3) y son separados en su totalidad en tanques de separación que operan a distintas presiones para permitir la evaporación del gas amargo y la separación por diferencia de densidades de la mezcla de hidrocarburos y el agua amarga. El gas amargo se incorpora en plantas ex-situ y/o secciones in-situ para su endulzamiento, mientras que las aguas amargas se incorporan de igual manera en plantas o secciones de tratamiento de aguas; si este tratamiento tiene lugar in-situ o ex-situ depende principalmente de la naturaleza de la carga, de la filosofía de operación y la capacidad del diseño. Finalmente, la mezcla de hidrocarburos es separada en la sección de fraccionamiento, produciendo distintos cortes para su incorporación en procesos aguas abajo; primero en una columna desbutanizadora donde se separa el LPG y por último en una columna de fraccionamiento donde se separa la nafta ligera de la pesada.

En el caso del hidrógeno, debido a que se mezcla con el H_2S y gases ligeros como el metano que se producen en las reacciones de HDT, este puede seguir varios caminos:

1. Si la nafta es primaria y contiene una cantidad baja de azufre, la cantidad de H_2S producido será proporcional y relativamente baja; en este caso, el hidrógeno puede recircularse junto a los demás gases, purgando de manera ocasional el gas con el objetivo de introducir hidrógeno de reposición y recuperar la pureza del gas recirculante.



2. Si la nafta contiene una gran cantidad de azufre, o si se trata de cortes más pesados, es necesario considerar la inclusión una sección de endulzamiento con aminas para recuperar la pureza del hidrógeno recirculante, además de la purga y la correspondiente introducción de hidrógeno de reposición para que, de esta manera, se pueda alargar el ciclo de corrida.
3. En algunos casos, como en plantas de HDT más simples, o bien, en plantas piloto, se opta por no recircular el hidrógeno e introducir únicamente hidrógeno de alta pureza para disponerlo hacia el desfogue luego de su paso por el reactor, como se mostró en el diagrama 2.5.

El mejor arreglo es aquel que se alinea de manera efectiva con las necesidades del cliente, el presupuesto disponible y la accesibilidad a servicios auxiliares. Este enfoque busca no solo satisfacer las especificaciones del producto final, sino también integrar consideraciones de flexibilidad y rentabilidad en el proceso:

1. Respuesta a las Necesidades del Cliente:

El diseño de procesos debe comenzar con una comprensión clara de las necesidades y expectativas del cliente. Esto incluye no solo las especificaciones técnicas del producto, sino también aspectos como el tiempo de entrega, calidad, y costo. Un proceso bien diseñado debe ser capaz de ajustarse a estos requerimientos de manera eficiente, proporcionando productos que cumplan con los estándares de calidad esperados.

2. Adaptabilidad y Flexibilidad:

La flexibilidad en el diseño de procesos es crucial para responder a cambios en la demanda del cliente, nuevas tendencias, innovaciones y situaciones que comprometan la producción. Un diseño flexible permite realizar modificaciones en el proceso sin incurrir en costos prohibitivos o tiempos de inactividad excesivos.

3. Presupuesto y Rentabilidad:

El costo es un factor determinante en cualquier diseño de proceso. El arreglo óptimo debe maximizar la rentabilidad al minimizar costos sin comprometer la calidad. Esto incluye la optimización del uso de recursos, reducción de desperdicios, eficiencia energética, y minimizar los costos de mantenimiento.

4. Disponibilidad de Servicios Auxiliares:

Los servicios auxiliares, como el suministro de energía, agua, materias primas y la gestión de residuos, son componentes vitales de un proceso de producción. La disponibilidad de estos servicios debe ser considerada en el diseño del proceso. Un arreglo óptimo debe integrar estos servicios de manera que aseguren un suministro constante y eficiente, evitando interrupciones en la producción.

5. Cumplimiento de Especificaciones y Normativas:

Además de las necesidades del cliente, el diseño de procesos debe cumplir con todas las especificaciones técnicas y regulaciones aplicables.



CAPÍTULO

3

DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO



CAPÍTULO 3. DISEÑO CONCEPTUAL DEL PROCESO

3.1. Bases del estudio conceptual

El propósito de la Unidad de Hidrotratamiento de Naftas Primarias (en lo subsecuente, nombrada U-100) es producir dos cortes de nafta desulfurada; un corte de nafta ligera que será procesado en la Unidad de Isomerización y un corte de nafta pesada que será procesada en la Unidad de Reformación Catalítica.

La capacidad de diseño de la U-100 es de 36,500 BPSD (barriles estándar por día) con una capacidad mínima del 60%.

El diseño del proceso considera un solo caso:

- ✓ IDC (Inicio de corrida)

Con la posibilidad de emplear hidrógeno de alta pureza de la unidad PSA (Pressure Swing Absorption) ubicada en la Planta de Hidrógeno de manera alternativa al hidrógeno proveniente de la Unidad de Reformación Catalítica como fuente principal.

3.1.1. Especificaciones de la nafta:

Tabla 3.1. Características físicas de la nafta primaria producto de una mezcla de crudos 22% Maya / 78% Istmo

PROPIEDAD	MÉTODO	NP CARGA U-100
PROPIEDADES FÍSICAS		
Peso esp. 20/4 °C	ASTM D-01298	0.7181
Gravedad esp. 15.6/15.6 °C		0.7217
°API		64.56
Temperatura de inflamación, °C	ASTM D-93	< 0
Presión de vapor Reid, lb/pulg ²	ASTM D-323	7.8
Gomas preformadas, mg/100 mL	ASTM D-381	< 0.2
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA		
VOL. DESTILADO (%)	ASTM D-86	T. EBULLICIÓN (°C)
IBP		35.0
5		59.0
10		69.2
20		83.1
30		96.3
40		107.1
50		116.6
60		125.6



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

70		135.1
80		145.5
90		158.0
95		170.3
FBP		180.4

*Tabla 3.2. Características químicas de la nafta primaria producto de una mezcla de crudos
22% Maya / 78% Istmo*

PROPIEDAD	MÉTODO	NAFTA PRIMARIA
Azufre total, ppm	ASTM-D4294	504
Ácido sulfhídrico, ppm	UOP-163	32.0
Mercaptanos, ppm	UOP-163	5.2
Nitrógeno total, ppm	ASTM-4629	3.5
Nitrógeno básico, ppm	UOP-269	0.3
Acidez total, mg KOH/g	ASTM-D664	0.5
No. De Bromo, g Br/100g	ASTM-D1159	0.5
Composición, % vol.		
Parafinas	ASTM-D6730	37.79
Isoparafinas		33.02
Olefinas		0.35
Naftenos		19.37
Aromáticos		11.64
Pesados		0.3
No identificados		0.03
Total		100
RON	ASTM-D2699	53.3
MON	ASTM-D2700	50.7
Índice de octano (RON+MON)/2		52.0
Análisis de iones, ppm peso		
Cloro	ASTM-D4327	1.46
Flúor		< 0.1
Bromo		< 0.1
METALES:		
Fierro, ppm	IMP-QA-006	0.29
Cobre, ppm		< 0.005
Sodio, ppm		1.04
Arsénico, ppm		< 0.05

3.1.2. Especificaciones del hidrógeno de reposición (make-up):

El hidrógeno de reposición que estará disponible normalmente proviene de la Unidad Reformadora de Naftas. Este gas tiene la siguiente composición:



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 3.3. Composición del hidrógeno de reposición proveniente de la Reformadora de Naftas

Composición	% mol
H ₂	84.0
C ₁	1.63
C ₂	4.35
C ₃	6.07
iC ₄	1.58
nC ₄	1.43
iC ₅ ⁺	0.63
nC ₅	0.31
Impurezas	ppm vol.
CO + CO ₂	< 30
HCl	< 1
H ₂ S	< 0.5

Como una consideración de flexibilidad, en caso de paro de la Unidad Reformadora de Naftas, el hidrógeno de reposición será suministrado por la Planta de Hidrógeno con la siguiente composición:

Tabla 3.4. Composición del hidrógeno de reposición proveniente de la Planta de Hidrógeno

Composición	% mol
H ₂	99.5 (mín.)
C ₁	0.3
N ₂	0.2
Impurezas	ppm vol.
CO + CO ₂	50.0 (máx.)

3.1.3. Especificaciones de los productos:

Los productos principales son:

Tabla 3.5. Propiedades de la nafta hidrotratada

Producto	1. Nafta ligera hidrotratada	2. Nafta pesada hidrotratada
Destino	Unidad de Isomerización	Unidad Reformadora de Naftas
TIE, °C	Reportar	90 (mín.)
TFE, °C	90 (máx.)	190 (máx.)
Azufre total, ppm	0.1	0.5
Nitrógeno total, ppm	0.1	0.1

Adicionalmente, habrá dos corrientes secundarias del gas de purga:



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

- La primera corriente proviene del tanque de reflujo del fraccionador, la cual contiene principalmente gases ligeros e hidrógeno. Será dirigida a la Unidad de Tratamiento con Aminas, ubicada fuera del límite de baterías (off-site).
- La segunda corriente es una pequeña purga ocasional del tanque separador, con la cual se mantendrá la pureza del hidrógeno de recirculación de la planta. La corriente será dirigida a la Unidad de Tratamiento con Aminas, ubicada en off-site. Esta corriente normalmente no tendrá flujo bajo condiciones ideales.

También se considerará una corriente adicional de agua amarga de lavado:

- El agua de lavado contendrá el NH_3 subproducto de las reacciones de HDN. Esta corriente será dirigida como agua amarga a la Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas.

3.1.4. Condiciones en límite de batería:

Las condiciones de límite de batería (L.B.) para cargas y productos de la planta se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 3.6. Condiciones en Límite de Batería

Corriente	Origen o destino	Presión, kg/cm ² g	Temperatura, °C
Entrada			
Nafta primaria	- Columna atmosférica	9.5	40
	- Almacenamiento	7.5	38
Hidrógeno de reposición	- Unidad Reformadora	27.8	63
	- Planta de Hidrógeno	30	40
Agua de lavado	- Agua desmineralizada y desaireada	27.0	120
Salida			
Nafta ligera	- Unidad Isomerizadora	10	38
	- Almacenamiento	7.0	38
Nafta pesada	- Unidad Reformadora	10	95
	- Almacenamiento	7.0	38
Gas de purga	- Unidad de Tratamiento con Aminas	7.0	45
Gas amargo	- Unidad de Tratamiento con Aminas	7.0	45
Agua amarga	- Unidad de Tratamiento de Aguas Amargas	3.5	45



3.1.5. Especificación de servicios auxiliares:

Vapor saturado:

Tabla 3.7. Especificaciones del vapor saturado disponible de alta, media y baja presión

DESCRIPCIÓN	ALTA PRESIÓN	MEDIA PRESIÓN	BAJA PRESIÓN
IDENTIFICACIÓN	HS	MS	LS
PRESIÓN			
Min, kg/cm ² (g)	37.8	18.0	3.2
Norm, kg/cm ² (g)	42.0	20.0	3.5
Max, kg/cm ² (g)	46.2	22.0	3.8
TEMPERATURA			
Min, °C	247.46	208.91	144.95
Norm, °C	253.55	213.95	147.46
Max, °C	259.20	218.62	149.83

Agua de enfriamiento:

Tabla 3.8. Especificaciones del agua de enfriamiento disponible

DESCRIPCIÓN	AGUA DE ENFRIAMIENTO
IDENTIFICACIÓN	AE
PROCEDENCIA	TORRE DE ENFRIAMIENTO
TEMPERATURA DE SUMINISTRO	
Min, °C	20
Norm, °C	28
Max, °C	35
PRESIÓN DE SUMINISTRO EN L.B.	
Min, kg/cm ² (g)	3.8
Norm, kg/cm ² (g)	4
Max, kg/cm ² (g)	7
TEMPERATURA DE RETORNO	
Norm, °C	40 (1) (2)
PRESIÓN DE RETORNO	
Norm, kg/cm ² (g)	2 (1)

Nota(s):

1. Validar durante la etapa de diseño
2. La temperatura de salida de cada unidad de enfriamiento con agua no deberá exceder los 46 °C



Combustible:

El combustible gaseoso por emplear será gas natural, con el objetivo de eliminar el número de calentadores a fuego directo que emplean combustóleo.

Tabla 3.9. Propiedades del gas natural disponible.

PARÁMETRO	VALOR
Poder calorífico, kcal/kg	9875 - 10965
Temperatura de suministro, °C	40
Presión de suministro (1)	
Min, kg/cm ² (g)	6
Norm, kg/cm ² (g)	7
Max, kg/cm ² (g)	8
Viscosidad @40 °C, cP	0.012
COMPOSICIÓN	
Componente	%mol
N ₂	0.18
CO ₂	1.08
Metano	93.8
Etano	4.94

Nota(s):

1. Sujeta al diseño del cabezal.

Energía eléctrica:

Transformadores para convertir a las tensiones requeridas típicamente por los equipos de proceso:

- 460 V
- 220 V
- 127 V

A una frecuencia de 60 Hz, con acometida subterránea.

La capacidad requerida será determinada en el diseño del proceso.

3.2. Metodología para la síntesis y diseño del proceso.

Un proceso donde tiene lugar la transformación de materias primas en productos, normalmente se divide en diversas etapas, las cuales se llevan a cabo en secciones o equipos de proceso que siguen una secuencia lógica y que, al integrarse ordenadamente, conforman el proceso de transformación.

La síntesis de un proceso implica, de manera redundante, un proceso; es decir, debe llevarse a cabo de manera ordenada y secuencial. De acuerdo con Aguilar, E. (2007), *definir cada una de las etapas, así como la forma en que estarán interconectadas por corrientes de proceso, para llevar a cabo todo el proceso, a esto se le denomina síntesis de proceso.*

Las etapas del proceso se ordenan de manera jerárquica, en concordancia con la secuencia en que se llevarán a cabo. En diversos textos sobre diseño de procesos químicos se refiere al llamado **Diagrama de Cebolla**, el cual está conformado por:

1. **Reacción**
2. **Procesos de separación**
3. **Red de intercambio térmico**
4. **Bombeo y compresión**
5. **Servicios auxiliares**

La planta de proceso de HDT de naftas se compone de las secciones de reacción y de separación antes mencionadas. En este punto conviene responder los siguientes cuestionamientos:

- ¿Hay reacción?
- ¿De dónde proviene la carga a la planta?
- ¿De qué manera y a qué condiciones de presión y temperatura llegará?
- ¿Qué hacer con las corrientes de carga a la planta?
- ¿Cómo acondicionar la corriente para que alcance las condiciones del proceso?

¿Qué equipos y operaciones utilizar para el acondicionamiento?

- ¿Qué hacer con el efluente del reactor?
- ¿A qué condiciones debe entregarse el efluente de la sección de reacción?
- ¿Cómo acondicionar el efluente de la sección de reacción?

Las respuestas a estos cuestionamientos, en su conjunto, constituye el diseño del proceso, lo cual se discute a continuación.

Con base el modelo del Diagrama de Cebolla, el planteamiento del proceso para la Unidad de Hidrotratamiento de Naftas Primarias (U-100) empieza en la etapa más crítica del proceso: La Sección de Reacción y cuyo elemento más importante es el **Reactor de Hidrotratamiento**.

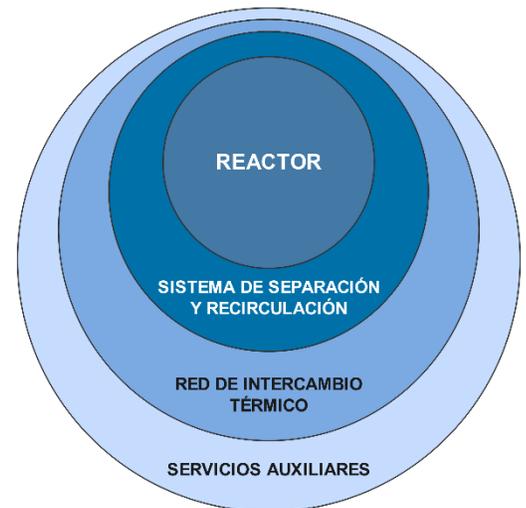


Ilustración 3.1. Diagrama de Cebolla. (Smith, 2005)



3.3. El reactor de hidrotratamiento.

Se plantean las condiciones de operación en el reactor para llevar a cabo el proceso de HDT en la U-100. Se toman en cuenta las siguientes consideraciones:

La nafta primaria de carga a la planta U-100 contiene:

- 504 ppm de azufre
- 3.5 ppm de nitrógeno total
- Contiene un 11.64 %vol. de aromáticos
- Contiene un 0.35 %vol. de olefinas
- No contiene diolefinas, pues se trata de una nafta primaria
- No contiene sílice, pues no es proveniente de la coquizadora

3.3.1. Definición de temperatura y presión del sistema de reacción:

- ✓ Con base en los gráficos observados en el capítulo 2, sección 2.2.1, se determina que la temperatura adecuada para alcanzar el nivel de HDS, HDN requerido es de **275 °C** en condición SOR. Esto, debido a que se observa en los gráficos que es la temperatura mínima a la que se cumplen las especificaciones del producto; una temperatura superior a 275 °C no representa un incremento considerable o necesario en el nivel de remoción de azufre o nitrógeno, por lo que resultaría impertinente forzar el sistema más allá de este nivel de temperatura.
- ✓ Con base en los gráficos observados en el capítulo 2, sección 2.2.2, se determina que la presión adecuada para alcanzar el nivel de HDS, HDN requerido es de **25 kg/cm² (g)** en condición SOR. De manera particular, en el gráfico 2.8 se observa que el efecto de incrementar la presión más allá de 25 kg/cm² (g) no es relevante para una nafta primaria para los procesos de HDS y HDN (a diferencia de la temperatura). Donde la condición de altas presiones resulta determinante es en procesos de HDOI, HDDio y HDAr; al tratarse de una nafta que no contiene olefinas, diolefinas y saturar aromáticos no es el objetivo del proceso, resulta innecesario operar a una condición mayor de presión.

3.3.2. Definición de consumo químico de H₂ del sistema de reacción:

El consumo químico típico para el HDT de una nafta primaria se establece entre 40 y 100 ft³/bbl, dependiendo del nivel de contaminantes y de la naturaleza de la nafta primaria. Una estimación más precisa se lleva a cabo a continuación.

Con base en la carga, el consumo químico de H₂ se estima a partir del nivel de remoción de azufre, nitrógeno y de un nivel de desaromatización inherente al proceso (4-6% de saturación de aromáticos). A través de una herramienta de cálculo elaborada para este propósito (ver Anexo 1), que considera la composición de la nafta primaria, la capacidad de la planta, la gravedad específica, la concentración de contaminantes y la relación estequiométrica de los procesos de HDS, HDN y HDAr, se estima el consumo químico de hidrógeno puro para el proceso.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 3.10. Consumo químico de hidrógeno determinado mediante balance.

CONSUMO		
5.9287	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESULFURACIÓN
0.1031	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESNITROGENACIÓN
3.7696	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO OLEFINAS
32.8695	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESAROMATIZACIÓN
42.67	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO TOTAL
46.94	std ft ³ /bbl	H ₂ DE REPOSICIÓN

Otra manera de verificar el consumo químico de hidrógeno es mediante las siguientes reglas heurísticas que se emplean mundialmente:

$$1\%w \text{ de remoción de azufre} = 110 - 120 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$100 \text{ wppm de remoción de nitrógeno} = 3 - 4 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$1\%vol \text{ de saturación de aromáticos} = 48 - 50 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$\text{reducción de } \frac{1g}{100g} \text{ No. de Br} = 7.5 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

Los cálculos efectuados para la determinación del consumo químico de hidrógeno se presentan en el Anexo 1. A continuación, se contrastan los resultados obtenidos mediante el balance realizado y calculados con base en las reglas heurísticas:

Tabla 3.11. Comparación del consumo químico de hidrógeno determinado mediante el balance estequiométrico y mediante reglas heurísticas.

PROCESO	CÁLCULO MEDIANTE BALANCE	CÁLCULO MEDIANTE REGLAS HEURÍSTICAS	UNIDADES
DESULFURACIÓN	5.9287	5.5440	std ft ³ H ₂ /bbl
DESNITROGENACIÓN	0.1031	0.1050	
SAT. OLEFINAS	3.7696	3.7500	
SAT. AROMÁTICOS	32.8695	33.5232	
TOTAL	42.6709	42.9222	

Se obtiene un resultado propicio para contrastar y sustentar a través de dos métodos de cálculo que validen la selección de un valor para el consumo químico de hidrógeno para el proceso. Ambos resultados pueden ser redondeados al valor inmediato superior, estableciendo el consumo químico de hidrógeno en un valor de **43 std ft³/bbl**. Considerando un 10% adicional debido a la cantidad de hidrógeno que se pierde por disolución en el efluente del reactor, se establece un valor de **47 std ft³/bbl**.



Este valor de consumo químico de hidrógeno, además, es característico de una nafta primaria con un bajo nivel de compuestos contaminantes.

3.3.3. Determinación del rendimiento de H₂S y NH₃ de las reacciones:

A partir del mismo balance estequiométrico, es posible determinar el rendimiento de H₂S y NH₃ que se formarán en función del nivel de desulfuración y desnitrógenación, respectivamente. Con los moles por hora determinados, es posible realizar el balance y determinar los flujos molares que saldrán del reactor, una vez efectuada la reacción (ver Anexo 1).

Los distintos licenciadores del mundo reportan este rendimiento con respecto a la carga a la planta. Estos valores se reportan a continuación:

Tabla 3.12. Rendimiento de H₂S y NH₃ con respecto a la carga.

H ₂ S, NH ₃ / CARGA		
H ₂ S/CARGA	0.0567	%peso
NH ₃ /CARGA	0.0004	%peso

3.3.4. Definición de relación H₂/HC del sistema de reacción:

Al igual que una serie de parámetros que se han establecido hasta este punto, la relación hidrógeno/hidrocarburo, típicamente, depende de una serie de pruebas en plantas piloto que la validen. A falta de estos datos, como se mencionó con anterioridad, en el capítulo 2 se define a la relación H₂/HC como:

$$\text{Relación } \frac{H_2}{HC} = (\text{Exceso } 10 \text{ veces})(\text{Consumo químico de } H_2 + H_2 \text{ perdido por dilución})$$

Determinando este parámetro, se redondea al centenar inmediato superior:

$$\text{Relación } \frac{H_2}{HC} = 472.14 \approx 500 \frac{\text{std ft}^3 H_2}{\text{bbl}}$$

3.3.5. Determinación del calor de reacción:

Para conocer el incremento de temperatura en el reactor, es necesario determinar el calor que liberarán las reacciones que tendrán lugar durante el proceso de HDT. El cálculo del calor de reacción puede llevarse a cabo mediante un balance por componentes, evaluando puntualmente la diferencia de entalpía de los productos y los reactivos; sin embargo, estos datos no se encuentran reportados en la literatura y mucho menos referidos al sistema catalítico; a falta de estos datos, durante el diseño se evalúa el calor de reacción en pruebas en plantas piloto o, en su defecto, se emplean las correlaciones heurísticas (ver Anexo 1):

$$\begin{aligned} \text{Remoción de azufre} &= 53 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de } H_2 \text{ consumido en HDS}} \\ \text{Remoción de nitrógeno} &= 76 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de } H_2 \text{ consumido en HDN}} \\ \text{Saturación de aromáticos} &= 75 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de } H_2 \text{ consumido en HDAr}} \end{aligned}$$



$$\text{Saturación de olefinas} = 142 \frac{BTU}{std\ ft^3\ de\ H_2\ consumido\ en\ HDOl}$$

Tabla 3.13. Calor de reacción determinado

CALOR DE REACCIÓN		PROCESO
0.1204	MMkcal/h	HDS
0.0030	MMkcal/h	HDN
0.2051	MMkcal/h	HDOI
0.9448	MMkcal/h	HDAr
1.2733	MMkcal/h	TOTAL

Cabe mencionar que la presencia del 0.35 %vol. de olefinas es una anomalía en la nafta primaria, ocasionada por una contaminación de la carga a la planta. Si no hubiese presencia de olefinas, como ocurre normalmente en el caso de la nafta primaria, el calor de reacción sería de 1.0682 MMkcal/h.

3.3.6. Determinación del ΔT del sistema de reacción:

La diferencia de temperatura (ΔT) es el incremento que hay en la temperatura del sistema debido al calor liberado por las reacciones exotérmicas que tienen lugar en el proceso de HDT. Para evaluar el ΔT del sistema, se define la carga a la planta en un software de simulación de procesos (como puede ser PRO-II, Aspen HYSYS, UniSIM, PetroSIM, etc.) y se caracteriza la carga de hidrocarburo y la corriente del gas que se mezclarán y, posteriormente, se introducirán a un intercambiador de calor; a dicho intercambiador, le será definida la carga térmica correspondiente al calor de reacción.

El calor de reacción se evalúa para dos escenarios:

1. Si la mezcla de la nafta y el hidrógeno que entra al reactor a 275 °C **contiene olefinas**, el calor de reacción será de 1.2733 MMkcal/h; la temperatura de salida del reactor es de 285.46 °C y, por lo tanto, el **$\Delta T = 10.46$ °C**.
2. Si la mezcla de la nafta y el hidrógeno que entra al reactor a 275 °C **no contiene olefinas**, el calor de reacción será de 1.0682 MMkcal/h; la temperatura de salida del reactor es de 283.10 °C y, por lo tanto, el **$\Delta T = 8.10$ °C**.

Para garantizar que la planta opere sin problemas en escenarios donde la nafta contiene olefinas, para el diseño se usará la **$\Delta T = 10.46$ °C**.

3.3.7. Determinación del WABT:

El WABT (Weighted Average Bed Temperature), conocido también como EIT (Equilibrium Isothermal Temperature), es una manera de obtener una temperatura representativa de un proceso adiabático, el cual, en realidad tiene un perfil de temperaturas diferentes a la entrada y salida de un reactor. La WABT es el promedio de la temperatura de cada lecho catalítico entre - dos medidas de temperatura (T_{en} y T_{sal}).



La WABT global es determinada mediante la siguiente ecuación:

$$WABT = \sum_{i=1}^N (WABT_i)(W_{C_i})$$
$$WABT_i = \frac{T_i^{en} + 2T_i^{sal}}{3}$$

Donde:

N = Número de lechos catalíticos

W_{C_i} = Fracción en peso del catalizador en cada lecho con respecto al total

En la realidad, el número de indicadores de temperatura puede limitarse a uno en la entrada y otro en la salida del reactor, o bien, un sistema de termometría a lo largo y ancho del reactor.

Dado que el reactor de HDT de naftas se compone de un solo lecho, el WABT será determinado (ver Anexo 1) para dos valores de temperatura (a la entrada y la salida del reactor):

$$WABT = 281.97^\circ\text{C}$$

3.3.8. Definición de LHSV del sistema de reacción:

El espacio velocidad (LHSV) es un parámetro que se selecciona con base en una validación experimental realizada en plantas piloto. Los experimentos se plantean en torno a un LHSV y se verifica que el producto alcance las especificaciones con el LHSV planteado, por lo que es necesario tener una referencia de LHSV previo a la experimentación. Como se comentó en el capítulo 2, el LHSV para HDT de naftas se encuentra entre 4 y 6 h^{-1} , por lo que se seleccionará el valor medio, un LHSV de 5 h^{-1} .

3.3.9. Selección del catalizador del sistema de reacción:

El catalizador seleccionado para el proceso es CoMo, pues el objetivo principal será el proceso de HDS, debido a que la baja cantidad de nitrógeno y olefinas no justifica el uso de catalizadores NiMo.

Con base en el LHSV de 5 h^{-1} es posible determinar la cantidad de catalizador requerida:

$$LHSV = \frac{\text{flujo volumétrico total de la alimentación al reactor}}{\text{volumen total de catalizador}} [=] \text{h}^{-1}$$

El volumen de catalizador es despejado y determinado (ver Anexo 1):

$$V_{\text{catalizador}} = 48.358 \text{ m}^3$$

3.3.10. Geometría del reactor:

El reactor de HDT requiere un volumen de 48.358 m^3 . El reactor se dimensionará para un LHSV seleccionado de 5 h^{-1} . Los cálculos realizados pueden visualizarse en el Anexo 1: Memoria de cálculo.



Para garantizar la ergonomía del reactor de HDT, se recomienda mantener la masa velocidad del flujo a través del reactor en un rango de entre 2000 y 5000 lb/h*ft², siendo el rango óptimo 3500 lb/h*ft² (17,088.5040 kg/h*m²).

De la mezcla de H₂/HC que entra al reactor, se determina el flujo másico total. Considerando que en su totalidad la carga al reactor está vaporizada, todo este flujo está en fase gaseosa.

$$F = 183898.9845 \text{ kg/h}$$

Se determina el área de la sección transversal del reactor:

$$\therefore A = 10.7615 \text{ m}^2$$

Se determina el diámetro interno del reactor:

$$D = 3.7016 \text{ m}$$

A través de la ecuación del cilindro, teniendo el volumen total del catalizador y el diámetro, se determina la longitud que ocupará el catalizador dentro del reactor:

$$L = 4.4936 \text{ m}$$

Como regla heurística con base en la experiencia, el lecho catalítico del reactor debe poseer una relación L/D de entre 1.6 y 1.8; esto, para que el lecho catalítico, en conjunto con los internos, material inerte y tapas del reactor cumplan con la relación L/D necesaria.

$$\frac{L}{D} = 1.2162$$

La relación L/D propuesta para el lecho catalítico resulta muy pequeña, por lo que se optará por seleccionar un nuevo valor de masa velocidad que permita establecer una relación L/D más adecuada para el reactor.

La nueva masa velocidad seleccionada será de 4500 lb/h*ft² (21,970.9306 kg/h*m²).

Se determina el área de la sección transversal del reactor:

$$A = 8.3701 \text{ m}^2$$

Se determina el diámetro interno del reactor:

$$D = 3.2645 \text{ m}$$

A través de la ecuación del cilindro, teniendo el volumen total del catalizador y el diámetro, se determina la longitud del catalizador en el reactor:

$$L = 5.7775 \text{ m}$$

Para verificar que se cumpla la relación L/D del lecho catalítico (entre 1.6 y 1.8), se recalcula para esta propuesta:

$$\frac{L}{D} = 1.7697$$



De esta manera se valida que la nueva selección satisface esta proporción, manteniendo la masa velocidad en el rango considerado aceptable para el reactor de hidrotratamiento.

Una vez definida la geometría del lecho catalítico, se añadirán segmentos al reactor para material inerte que sostenga al catalizador, así como espacio para componentes internos, boquillas y platos distribuidores del reactor. En su conjunto, se añadirán 8 ft (2.4384m) que representan aproximadamente el espacio requerido para dichos componentes que típicamente se emplea.

La longitud, por lo tanto, será:

$$L + 8 \text{ ft} = 8.2160 \text{ m}$$

Una vez determinada la geometría del reactor, es necesario determinar el tipo de tapas que tendrá el recipiente, para lo cual se encuentran diversos métodos a emplear.

Idealmente, esta selección se lleva a cabo a partir de un análisis de esfuerzos y de la determinación del espesor del equipo, con base en el método del ASME BPVC Sección VIII. (American Society of Mechanical Engineers, 2017). Más allá del análisis de esfuerzos, la presión interna del recipiente a presión es el parámetro clave en la selección de un tipo de tapa.

Para recipientes cilíndricos a presión, el uso de tapas abombadas es la práctica más común. Una gran cantidad de recipientes de proceso caben dentro de esta descripción; columnas de destilación, intercambiadores de calor, evaporadores, acumuladores, reactores, tanques de almacenamiento, absorbedores, etc. Es únicamente en casos donde la presión, el volumen almacenado y la naturaleza de la operación lo requieren, se recurre a utilizar formas especiales, como es el caso de un recipiente cilíndrico.

Los diferentes tipos de tapas que suelen emplearse en el caso de recipientes cilíndricos a presión y las condiciones en las que se seleccionan se presentan a continuación:

Tabla 3.14. Tipos de tapas empleadas en recipientes cilíndricos a presión. (Abraján, 1985)

TIPO DE TAPAS	CONDICIONES DE USO RECOMENDADAS Y TÍPICAS
PLANAS	Para recipientes de hasta 4 ft de diámetro – 10 psi Para recipientes de hasta 10 ft de diámetro – 2 psi Normalmente empleadas en recipientes a presión atmosférica
TORIESFÉRICAS	Para presiones entre 15 – 200 psi
ELÍPTICAS (2:1)	Para presiones entre 150 – 600 psi
HEMIESFÉRICAS	Para presiones superiores a 400 psi. Estas presiones pueden justificar incluso el uso de recipientes cilíndricos para almacenamiento.

La presión de operación del reactor es de 25 kg/cm² (355.58 psi). El tipo de tapa que resulta conveniente para esta operación es la elíptica (también conocida como 2:1 por las dimensiones de sus ejes). Esto también satisface la norma NRF-028-PEMEX-2010 que regula el diseño de recipientes a presión y establece como requisito para recipientes a presión el uso de cubiertas elípticas o hemiesféricas. (Petróleos Mexicanos, 2010)



Ahora es necesario dimensionar la tapa elíptica. Para esto es necesario conocer el volumen adicional que ambas tapas aportan al recipiente del reactor, así como la altura de las tapas.

El volumen contenido en cada una de las tapas puede expresarse en términos de un cilindro de volumen equivalente que posee el mismo diámetro interno que la sección cilíndrica de la tapa.

La figura siguiente es una sección transversal de una tapa elipsoidal que tiene una relación 2:1 del eje mayor con respecto al menor.

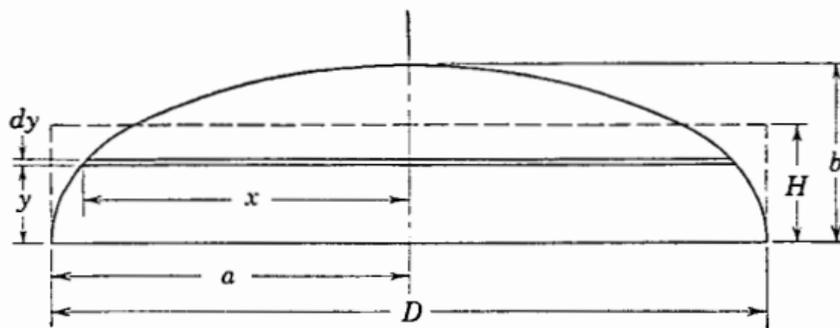


Ilustración 3.2. Dimensiones de la tapa elíptica (Brownell & Young, 1959)

Para una tapa elipsoidal, también conocida como tapa 2:1 por la relación:

$$a = 2b$$

Esta relación también permite definir que la altura de cada una de las tapas (b) será el equivalente a la mitad del radio (a).

El volumen de un cilindro equivalente que representa el volumen de la tapa es:

$$V = \pi a^2 H$$

Donde H es la altura equivalente del cilindro que representa a la tapa.

Un recipiente cilíndrico a presión con tapas elípticas posee un volumen igual al volumen de la sección cilíndrica, más dos veces el volumen contenido en una de las tapas. Por lo tanto, el volumen de dos tapas elipsoidales que poseen una relación 2:1 estará dado por la siguiente ecuación:

$$V_h = 2 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \left(\frac{D}{6} \right) = \frac{\pi D^3}{12}$$

La altura del reactor está dada por la altura del cuerpo cilíndrico más la altura de ambas tapas elípticas:

$$L_{TOTAL} = L + 2b = 8.2160 + 2(0.8161) = 9.8482 \text{ m}$$

El diámetro y la altura para diseño normalmente son ajustados (redondeados) a unidades y medios pies (ft). Convirtiendo las unidades de diámetro y altura a pies, se obtiene:

$$D = 3.2645 \text{ m} = 10.71 \text{ ft} \approx 10.5 \text{ ft}$$

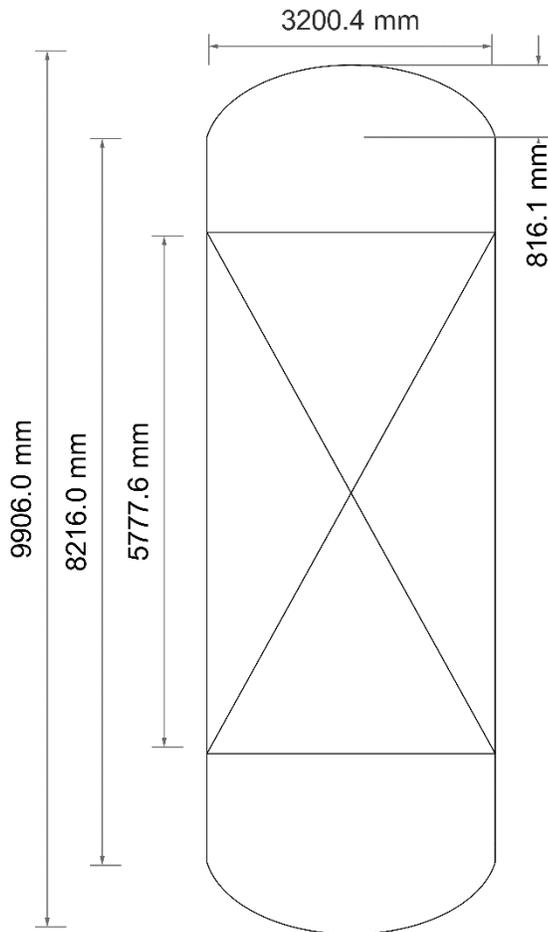


Ilustración 3.3. Dimensiones del reactor de HDT

$$L = 9.8482 \text{ m} = 32.31 \text{ ft} \approx 32.5 \text{ ft}$$

$$V = 75.2013 \text{ m}^3$$

Diversos autores como (Brownell & Young, 1959) y (Svrcek & Monnery, 1993) establecen relaciones óptimas entre la longitud y el diámetro del equipo en función de la presión de operación.

Tabla 3.15. Relaciones óptimas entre la longitud y el diámetro para recipientes a presión (Svrcek & Monnery, 1993)

PRESIÓN (psi)	RELACIÓN L/D
0 – 250	1.5 – 2
250 – 500	2 – 3
> 500	4 – 5

La relación L/D, debe mantenerse en un valor de 3 para el recipiente debido al rango de presión interna que este posee. Verificando este parámetro:

Sin altura de las tapas:

$$\frac{L}{D} = 2.5167 \approx 2.5$$

Considerando la altura de las tapas:

$$\frac{L}{D} = 3.0952 \approx 3$$

La relación L/D cumple con lo requerido por el diseño. Por lo tanto, la geometría del reactor queda planteada.

3.4. Síntesis del proceso de la sección de reacción.

Siguiendo el diagrama de cebolla, se comienza por plantear el reactor, así como el acondicionamiento de las corrientes del proceso para que se lleven a cabo las reacciones de hidrotratamiento. El sistema de separación, bombeo, compresión e intercambio térmico se definirá más adelante.

Los cambios planteados para el proceso se irán actualizando paso a paso. Esta actualización proporcionará una representación visual clara de la modificación realizada, permitiendo un seguimiento preciso de las mejoras implementadas en el proceso.

3.4.1. Fase 1. Sistema del reactor.

Como se definió en las bases de diseño, la carga a la planta llega a L.B. de la planta combinada (nafta primaria) y de almacenamiento. Las condiciones de recepción en L.B. son:

Corriente	Origen o destino	Presión, kg/cm ² g	Temperatura, °C
Nafta primaria	- Columna atmosférica	5.0	40
	- Almacenamiento	4.0	38
Hidrógeno de reposición	- Unidad Reformadora	27.8	63
	- Planta de Hidrógeno	25.0	40

El primer paso es acondicionar la nafta primaria a las condiciones planteadas del reactor.

La nafta primaria se recibe a dos presiones diferentes y la planta operará con una o con otra, dependiendo de la operación de la refinería. Lo primero que se debe acondicionar es la presión de entrada a la planta. Dos opciones se presentan en este punto:

- Incrementar la presión de la nafta del almacenamiento de 4.0 a 5.0 kg/cm²g para que iguale a la nafta proveniente de la planta combinada. Esto requiere de un equipo de bombeo únicamente para la nafta del almacenamiento, por lo que implicaría añadir una bomba adicional al proceso; no resulta conveniente sumar equipos de proceso.
- Reducir la presión de la nafta proveniente de la planta combinada de 5.0 a 4.0 kg/cm²g para que iguale a la nafta proveniente del tanque de almacenamiento. Esto supone el uso de una válvula, lo cual representa un costo de operación mucho menor al uso de un equipo de bombeo adicional, por lo que se indica esta opción como la más conveniente para el proceso.

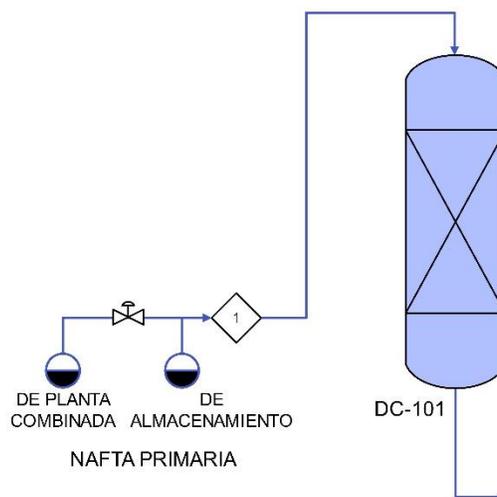


Diagrama 3.2. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (1ª evolución)

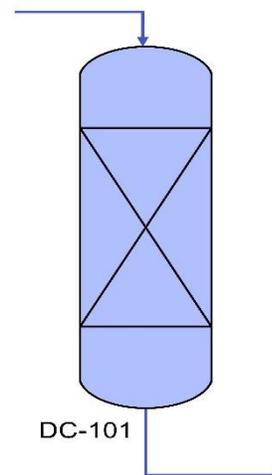


Diagrama 3.1. Reactor de HDT



La nafta primaria contiene partículas sólidas en pequeñas concentraciones, las cuales pueden ser lodos, materia orgánica e incluso partículas generadas por el desgaste de la metalurgia de los equipos y tuberías de la planta. Es menester contar con los resultados de un análisis de granulometría, para determinar el tamaño mínimo, máximo y promedio de las partículas (en micras) y, de esta manera, determinar la necesidad y características de un sistema de filtración que retenga y remueva las partículas sólidas suspendidas en la nafta de carga a la planta. Para garantizar la flexibilidad de la operación, se recomienda instalar un relevo de los filtros, así como un bypass para cuando los filtros requieran un servicio de mantenimiento.

El uso de filtros supone una caída en la presión de la corriente de entrada a la planta; esta caída de presión permisible es definida en el desarrollo de la ingeniería y típicamente se limita a 0.1 kg/cm² cuando el filtro se encuentra limpio y hasta 1 kg/cm² cuando el filtro se encuentra sucio y, por lo tanto, requiere mantenimiento. Otra manera sería especificar el filtro por el tiempo de operación que se pretende mantener el filtro en funcionamiento antes de su mantenimiento programado (cambio del filtro). Al seleccionar el medio filtrante, se retienen partículas de hasta 20 micras. De no incluirse el sistema de filtración, los sólidos introducidos a la planta provocarían ensuciamiento y el eventual taponamiento de equipos y tuberías, reduciendo el ciclo de corrida.

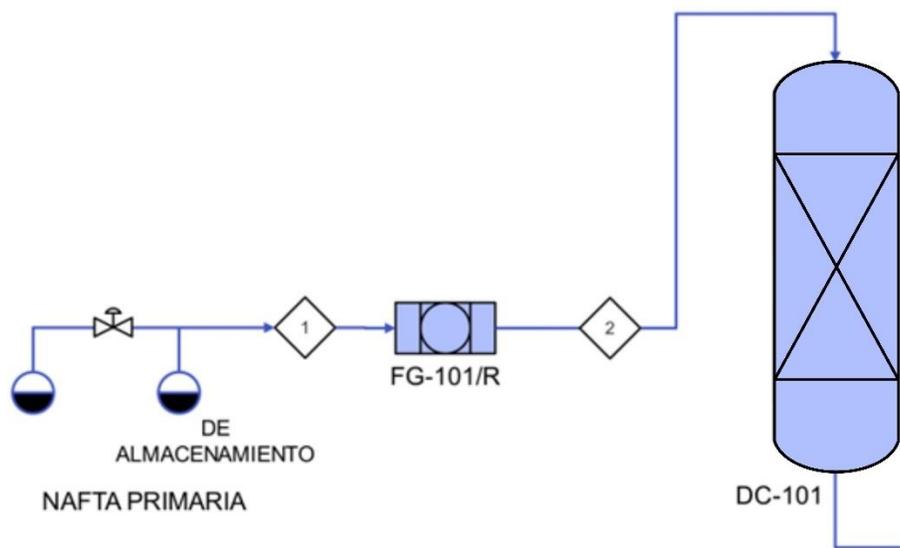


Diagrama 3.3. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (2ª evolución)

La nafta primaria procedente de la destilación atmosférica o de los tanques de almacenamiento contiene trazas de agua (hasta 100 ppm típicamente) debido a que se emplea vapor de agotamiento en la destilación. El agua provoca daños estructurales en el extrudado del catalizador, comprimiéndolo hasta conglomerarlo, lo cual provoca el taponamiento del reactor. Es menester separar el agua de la nafta, esto se logra en un tanque de balance que fungirá como el tanque de carga a la planta.

El tanque de carga a la planta operará a una presión que garantice que la nafta se mantenga en fase líquida; es decir, por encima de la presión de vapor de la nafta. Esto se logra presurizando el tanque introduciendo gas (que puede ser nitrógeno o gas de sello) al tanque de carga. Se evalúa el equilibrio de la nafta a la temperatura normal de la nafta (38-40 °C) y a una temperatura

mayor, como previsión en caso de que la nafta llegue a mayor temperatura debido a un fallo en la operación. En todo caso, se determina que la presión de vapor se encuentra entre -0.7 a 0.35 $\text{kg/cm}^2\text{g}$, por lo que el tanque puede presurizarse a baja presión; se selecciona una presión de operación de 2 $\text{kg/cm}^2\text{g}$.

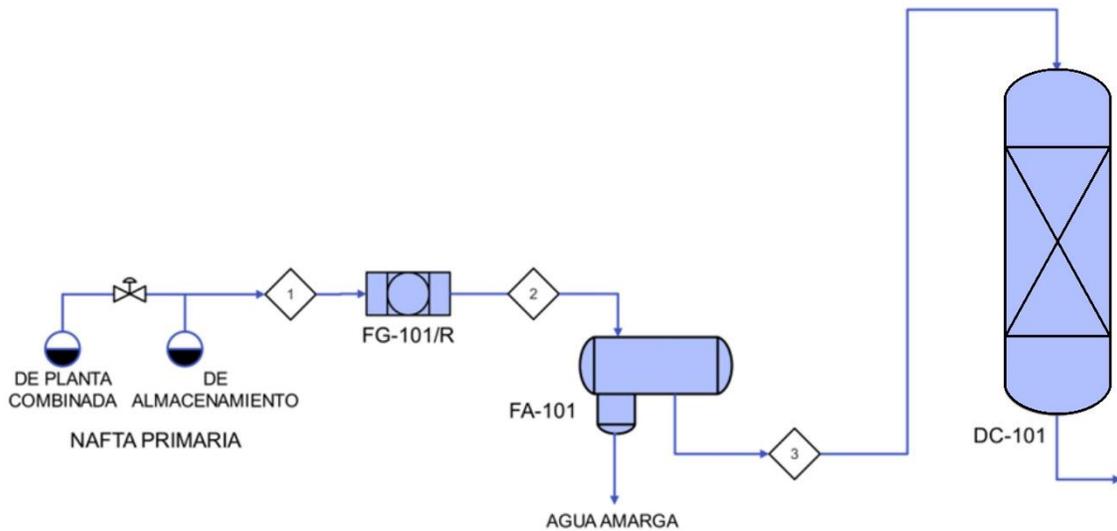


Diagrama 3.4. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (3ª evolución)

El paso siguiente es llevar a la nafta hasta la presión de operación del reactor (25 $\text{kg/cm}^2\text{g}$), lo cual se logra empleando un equipo de bombeo. La presión de descarga de la bomba debe ser tal que alcance a vencer la caída de presión por la distancia que recorrerá la nafta, la elevación correspondiente a los equipos siguientes, así como las válvulas y accesorios del proceso hasta llegar a la entrada al reactor a los 25 kg/cm^2 . Esta presión de descarga se determina de manera preliminar en la ingeniería conceptual contemplando caídas de presión permisibles en los equipos, pues está sujeta al desarrollo de la ingeniería de detalle.

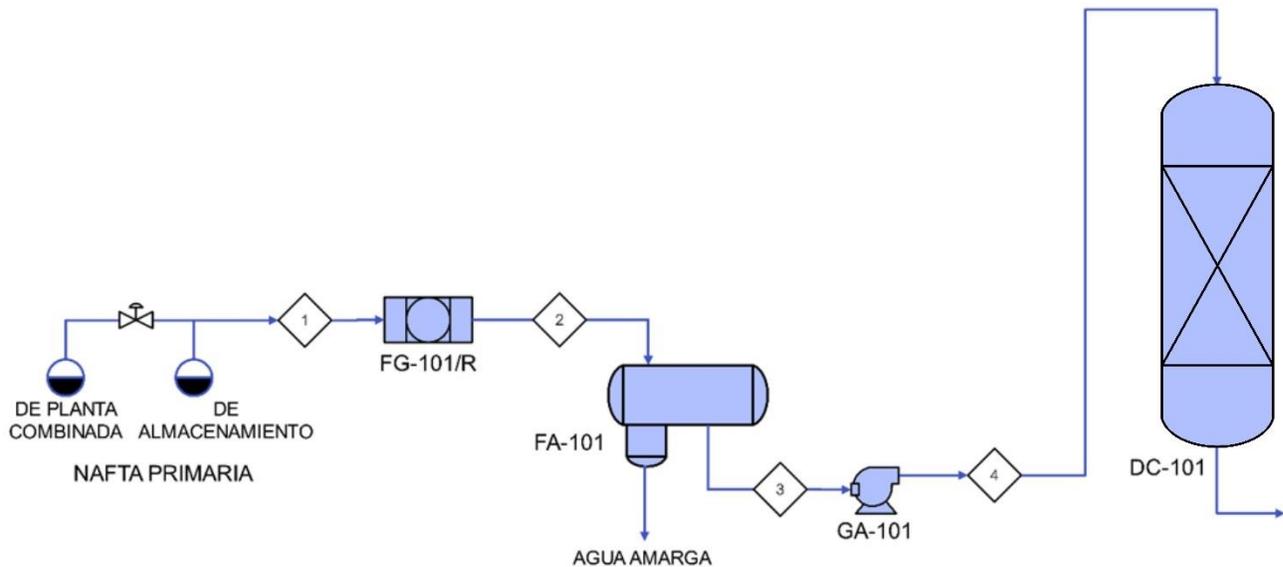


Diagrama 3.5. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (4ª evolución)

Debido a que la nafta se encuentra a una temperatura inferior a la del proceso ($275\text{ }^{\circ}\text{C}$), es necesario calentar. Para este propósito, se empleará un equipo de intercambio térmico. Posteriormente se discutirá el tipo de equipo y el medio para lograr el calentamiento.

De esta manera, se alcanzan las condiciones de entrada al reactor.

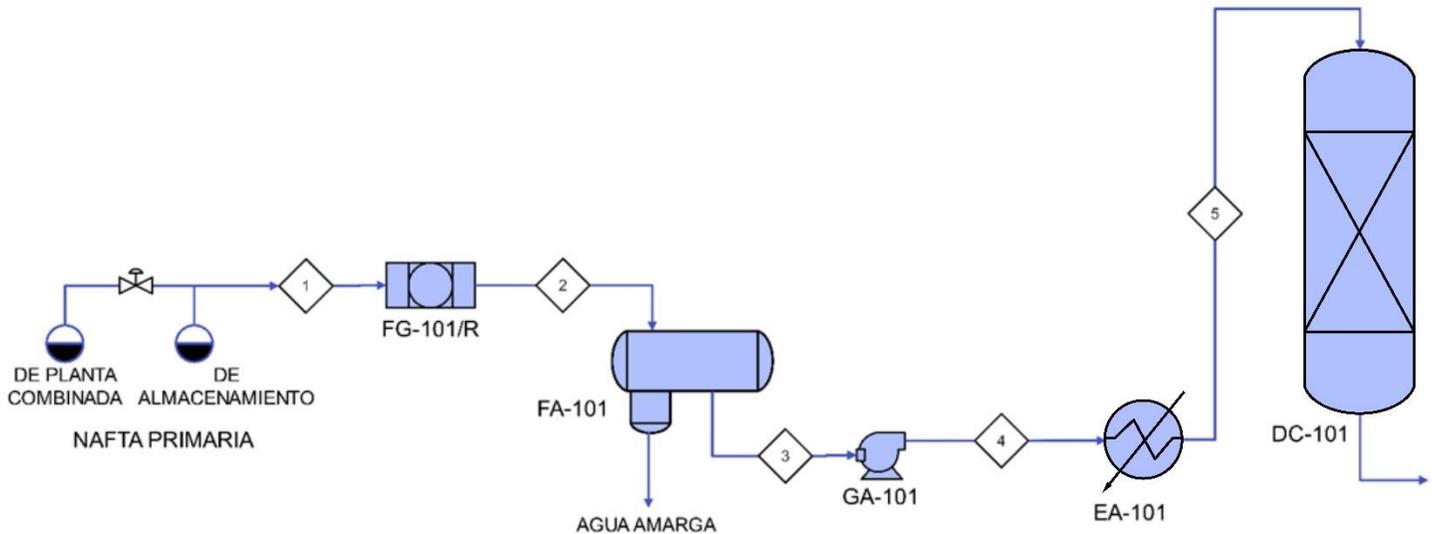


Diagrama 3.6. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (5ª evolución)

La mezcla del gas rico en hidrógeno (reactivo para las reacciones de HDT) con la nafta líquida deberá de llegar al reactor a la condición de temperatura y presión ($275\text{ }^{\circ}\text{C}$ y 25 kg/cm^2) de entrada al reactor definida para el proceso y deberá de mantenerse la relación H_2/HC definida anteriormente ($500\text{ std ft}^3/\text{bbl}$).

El gas deberá integrarse a la condición de presión que permita que ambos flujos se integren, esto es, en el punto donde ambas corrientes se mezclan, deberán tener la misma condición de presión. De otra manera, la corriente de mayor presión podría prevenir el flujo de la corriente de menor presión, e incluso llegar a desplazarla en sentido inverso. En todo caso, para evaluar este fenómeno, es necesario llevar a cabo un análisis hidráulico, el cual forma parte del desarrollo de la ingeniería de detalle, lo cual queda fuera del alcance de este trabajo, razón por la cual se supondrá que ambas corrientes se integrarán a la misma presión en el punto de mezcla.

Ambas corrientes deberán tener $275\text{ }^{\circ}\text{C}$ de temperatura a la entrada del reactor. La manera para lograr que estas corrientes alcancen dicha temperatura es emplear equipos de intercambio térmico. Como se mencionó antes, la nafta deberá pasar a través de un intercambiador de calor para este propósito y en este punto podría ofrecerse un primer planteamiento donde el gas rico en hidrógeno deberá hacer lo mismo en un equipo independiente.

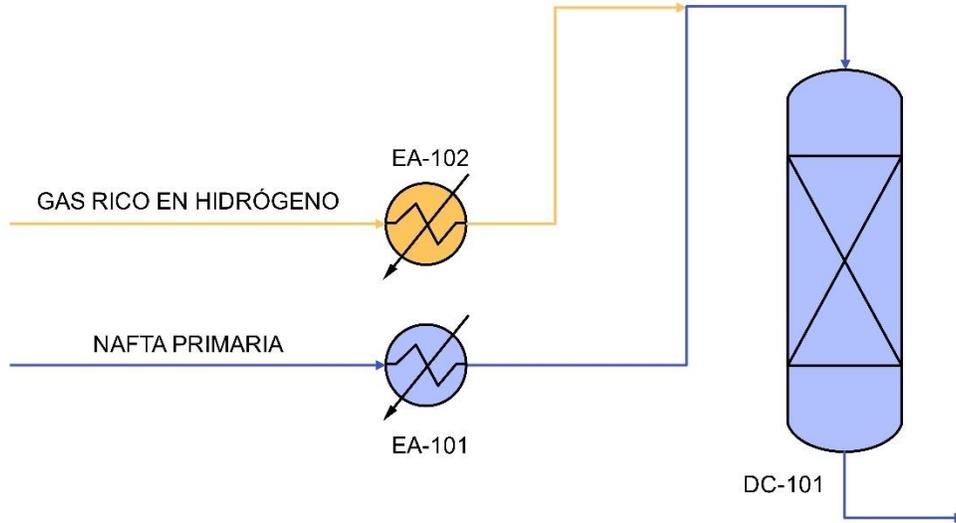


Diagrama 3.7. Primer planteamiento del calentamiento de la nafta y el gas rico en hidrógeno

Otra posible solución implicaría llevar a cabo la integración del gas con el hidrocarburo antes del equipo de intercambio térmico. Este arreglo ofrece la ventaja de reducir el número de equipos de intercambio térmico necesarios para el proceso, lo cual se traduce en una reducción en la inversión inicial.

Para este segundo planteamiento también es importante considerar que la presión en el punto de mezcla será mayor, dado que la nafta fluye a través de una serie de equipos, tuberías, válvulas y accesorios antes de llegar al reactor. En la descarga de la bomba, la nafta tendrá una presión mayor a 25 kg/cm^2 , por lo que deberá evaluarse la necesidad de incluir un equipo de compresión para que el gas pueda mezclarse con la nafta.

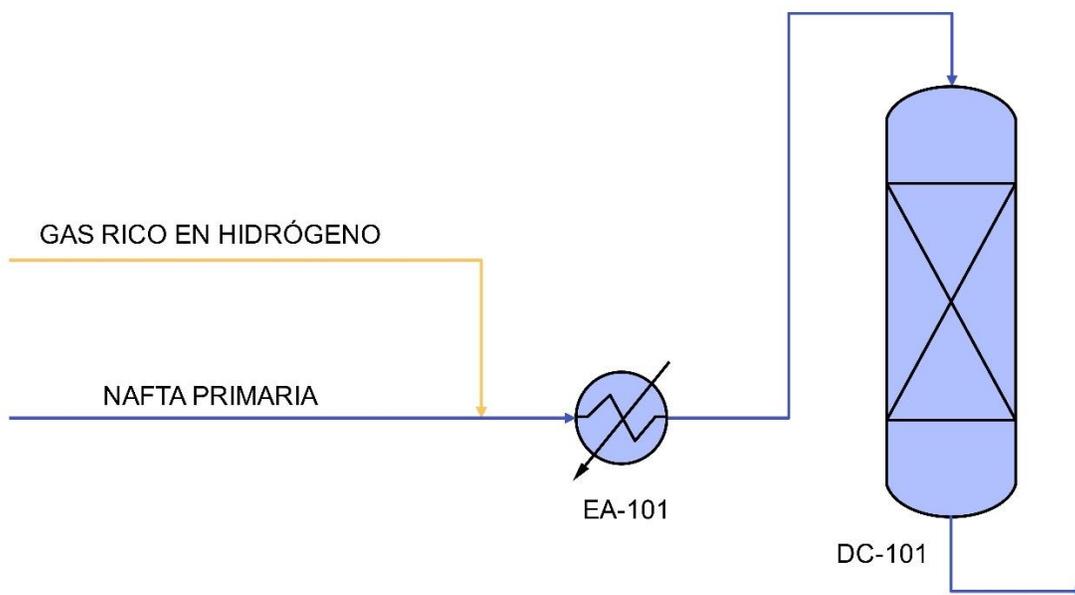


Diagrama 3.8. Segundo planteamiento del calentamiento de la nafta y el gas rico en hidrógeno

De las reacciones llevadas a cabo en el reactor, se producirá H_2S y NH_3 , los cuales deben de ser separados del efluente del reactor. Debido a la alta solubilidad del NH_3 en agua, una buena manera de separarlo es inyectando agua de lavado en el efluente del reactor, la cual solubilizará al NH_3 y facilitará su separación gracias a la inmiscibilidad del agua y el hidrocarburo.

Dicha separación puede llevarse a cabo en un tanque de separación si la mezcla se encuentra en fase líquida, razón por la cual el efluente del reactor deberá condensarse, enfriándolo en un equipo de intercambio térmico.

Una vez condensada la mezcla efluente del reactor, se presentarán:

1. Una fase gaseosa que contendrá el hidrógeno en exceso, los gases ligeros producidos en las reacciones de HDT y el H_2S subproducto de la HDS.
2. Una fase orgánica, compuesta por el hidrocarburo hidrotratado.
3. Una fase acuosa, compuesta por el agua, la cual se encontrará amarga debido al NH_3 disuelto.

Debido a la diferencia de densidades, estas fases se separarán en el orden antes mencionado.

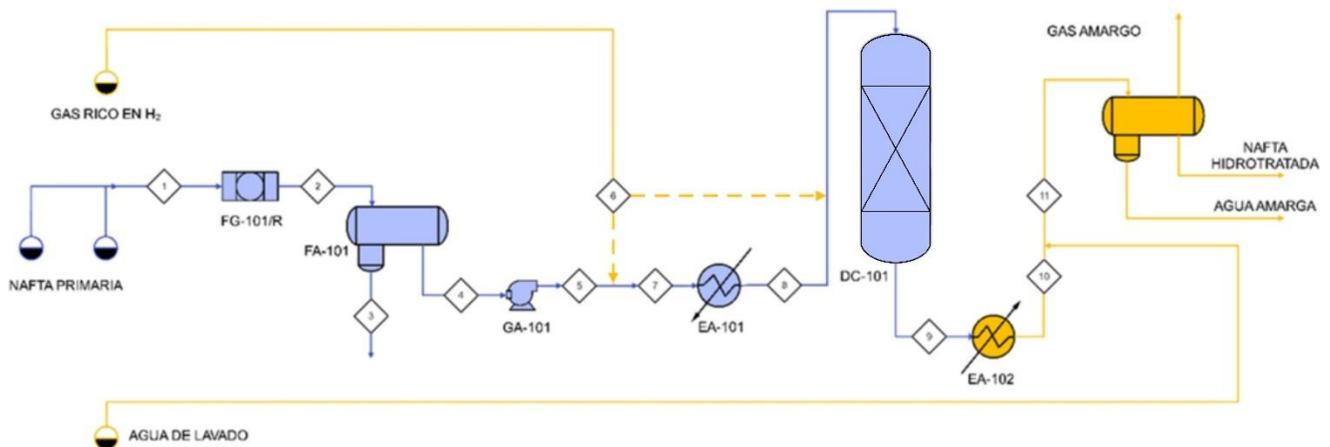


Diagrama 3.9. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (6ª evolución)

Como se discutió antes, existen procesos “once through” o con recirculación de hidrógeno; en un proceso industrial moderno, normalmente se opta por un proceso con recirculación. La razón principal por la que se recircula el hidrógeno es porque, de otra manera, el gas rico en hidrógeno se estaría enviando a desfogue, desperdiciando todo el hidrógeno en exceso contenido en el gas y, en consecuencia, empleando únicamente gas rico en hidrógeno de la Unidad Reformadora, lo cual representa un incremento severo en el costo de la operación. En su lugar, la recirculación del gas aprovecha el alto contenido de hidrógeno en el gas, regresándolo al inicio del proceso, lo cual implica acondicionar nuevamente el gas de recirculación a la condición de presión del punto de mezcla, para lo cual se emplea un compresor, el cual se especificará más adelante.

Para garantizar el correcto funcionamiento del compresor, se debe asegurar que el flujo que pasa a través de este sea gas en su totalidad, de otra manera, pueden dañarse las partes móviles de la maquinaria. Para prevenir esto, el compresor debe contar con un tanque de succión, en el cual se garantiza la retención de líquidos por medio de una malla interna que asegura que únicamente el gas pasa a través de este tanque. La nafta líquida que pudiera retenerse en el tanque de



succión es devuelta al proceso y se integra con la nafta del tanque separador de alta presión. Una vez integrada, la nafta es dirigida a la sección de fraccionamiento.

La pureza del gas de recirculación será afectada y disminuirá paulatinamente debido a la generación de H_2S e hidrocarburos ligeros que componen al LPG. Además, una pequeña fracción del hidrógeno se perderá, pues estará disuelto en la nafta. Esta reducción en la pureza tendrá dos implicaciones principales en la planta: En primera instancia, el peso molecular del gas de recirculación incrementará, pues ahora estarán presentes compuestos más pesados que el hidrógeno molecular. En segundo lugar, la presión de descarga del compresor de recirculación disminuirá, debido a la sensibilidad del compresor al peso molecular del gas.

Para reponer la pureza del gas, en la operación de la planta se deberá purgar una parte del gas de recirculación. En el caso de naftas primarias, la purga se lleva a cabo de manera ocasional. El gas que se purga es enviado a tratamiento de gases amargos para endulzarlo. La misma cantidad purgada se repone con gas rico en hidrógeno proveniente de la Unidad Reformadora para mantener constante el hidrógeno y la presión del sistema.

De una manera muy simplificada, se han definido las operaciones principales en el proceso de la sección de reacción, las cuales son necesarias para acondicionar la carga y el efluente del reactor.

El proceso planteado hasta este punto se muestra en el siguiente diagrama. Las líneas punteadas representan corrientes cuyo punto de inyección está por definirse una vez se establezca el perfil de presiones de la planta.



3.4.2. Fase 2. Instrumentación y control del proceso.

El control del nivel debe implementarse en todos los tanques del proceso para garantizar que estos no se llenen más allá de su capacidad; para que el nivel de los tanques permanezca en un intervalo aceptable, se instalan alarmas de alto y bajo nivel para prevenir que el tanque se vacíe o se llene en su totalidad. Los tanques equipados con piernas deben incluir un control de nivel para que durante la operación de la planta pueda monitorearse el nivel del agua recolectada en la pierna del tanque. El nivel en todo caso es regulado colocando una válvula de control en la entrada o salida del tanque; en este caso se controlará el flujo a la entrada del tanque de carga a la planta y a la salida del tanque de separación para regular el flujo de entrada y de salida de la sección de reacción.

La temperatura es una de las variables más importantes del proceso. Esta es controlada para lograr que la corriente entre al reactor a la condición de temperatura determinada para el proceso de HDT (275 °C). Para este propósito se emplea un control en cascada que controle la temperatura de entrada al reactor a través del flujo del medio de calentamiento en el intercambiador de calor (como primera aproximación, se establece vapor).

El control de la presión debe asegurar que se mantenga la presión de entrada al reactor a 25 kg/cm², una vez la carga haya atravesado las tuberías, equipos, válvulas y accesorios. La presión debe controlarse, en primera instancia, a la entrada a la planta para que tanto la nafta proveniente de la Unidad Combinada, como de almacenamiento, puedan entrar a la planta.

En el tanque de carga a la planta, la presión se mantendrá a 2 kg/cm² g, como se definió anteriormente, con el propósito de mantener la nafta líquida. El tanque deberá considerar un control de presión de entrada y salida del gas que regule el gas de sello que cumplirá con la función de mantener constante la presión del tanque; el gas de sello puede ser nitrógeno o gas combustible, el cual entrará y saldrá del tanque a desfogue.

El flujo de descarga de la bomba de carga al reactor será controlado con una válvula de control de flujo. Resulta conveniente instalar la válvula después de la descarga de la bomba de carga al reactor, pues, de esta manera, los equipos subsecuentes a la bomba pueden diseñarse a la presión especificada para la salida de la válvula; de otra manera, sin la válvula de control de presión, los equipos del proceso posteriores a la bomba deberían diseñarse a la presión máxima de descarga de la bomba, lo cual implicaría un incremento en el espesor y, por lo tanto, el costo del equipo de proceso.

La presión de la planta se mantiene constante a través de un control de presión instalado en un punto que permita apreciar la pérdida en la pureza de hidrógeno del gas de recirculación, esto es, el gas efluente del reactor, aislado de la nafta hidrotratada. Por lo tanto, se instalará un control de presión a la salida del tanque separador frío. Este control de presión estará instalado en cascada con una válvula de control de flujo en la purga para que permita la salida del gas amargo cuando se requiera recuperar la pureza del hidrógeno (por lo que normalmente no tendrá flujo) y, para este mismo propósito, se incluye una válvula de control de presión adicional en el gas rico en hidrógeno (hidrógeno de reposición) para que incremente la pureza del hidrógeno en el sistema.

El proceso planteado hasta este punto se muestra en el siguiente diagrama. Se mantienen las líneas punteadas, pues están sujetas al análisis del perfil de presiones.

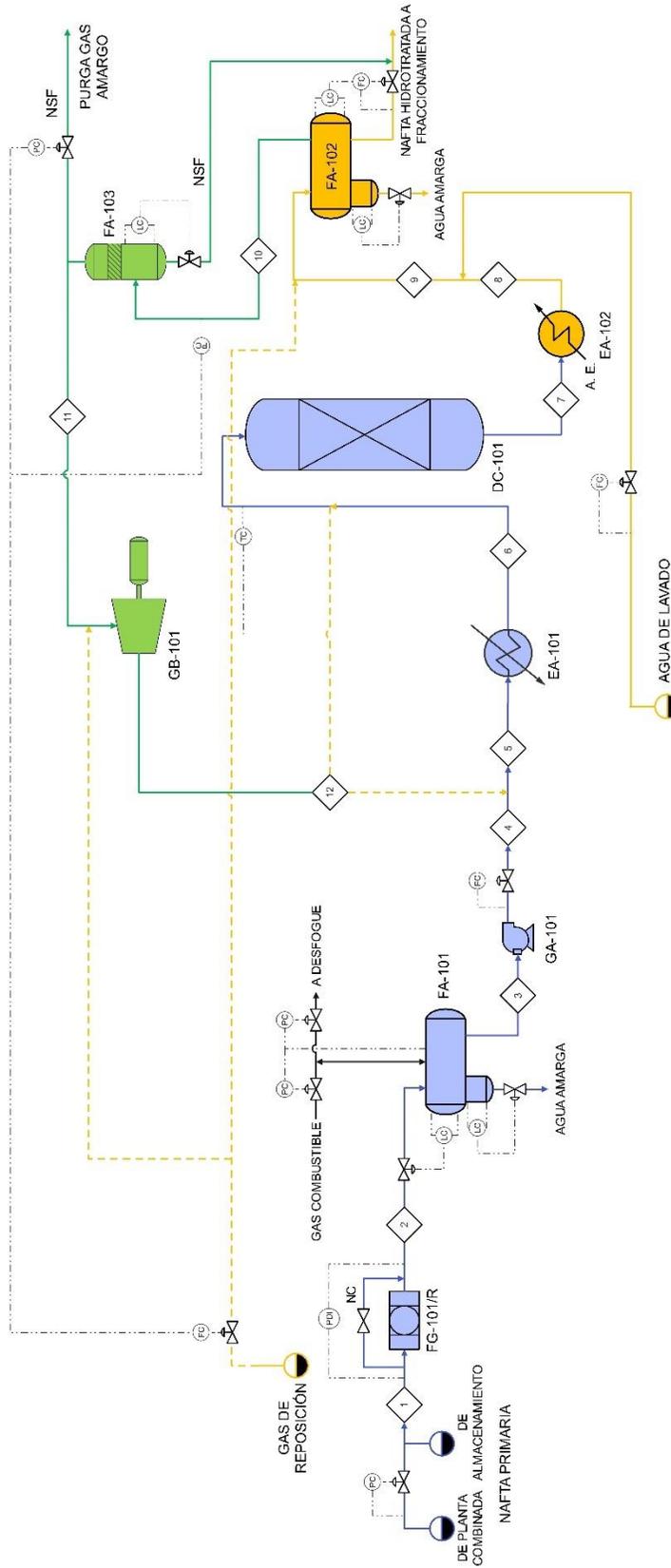


Diagrama 3.11. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (8ª evolución)

3.4.3. Fase 3. Definición del equipo y servicios de intercambio térmico de la sección de reacción.

La temperatura requerida para el proceso es de 275 °C. Durante el arranque de la planta, se necesita alcanzar 315 °C para activar el catalizador, por lo que el intercambiador de calor debe estar preparado para esta temperatura.

Para el calentador de carga al reactor es necesario emplear un medio de calentamiento; se dispone de gas natural y vapor saturado de alta, media y baja presión.

En las bases de diseño se planteó en la tabla 3.7 que el vapor de alta presión se encuentra normalmente a 42 kg/cm²g. A esta condición de presión, la temperatura del vapor de agua saturado es de 253.55 °C, por lo cual resulta imposible para el proceso alcanzar la temperatura deseada utilizando vapor saturado. Por lo tanto, se utilizará gas natural como medio de calentamiento en el calentador de carga al reactor, lo que implica que el equipo de intercambio térmico será un calentador a fuego directo.

Además, la anticipación de un posible fallo estructural en un intercambiador de calor justifica el uso de un calentador a fuego directo. En un escenario hipotético, el haz de tubos de un intercambiador de tubos y coraza podría llegar a presentar una ruptura (desde una picadura, hasta la ruptura total ocasionada por el desgaste); esto tendría un impacto muy negativo sobre el catalizador del reactor, pues el vapor que se encuentra a mayor presión que la nafta del equipo se mezclaría, arrastrando agua hasta el lecho catalítico, dañando el extrudado del catalizador y ocasionando el taponamiento del reactor. Por esta razón, no se debe usar vapor de agua como medio de calentamiento para la carga de un reactor de HDT.

En el caso del arreglo de inyección directa del hidrógeno, también se debe usar un calentador a fuego directo por las mismas razones mencionadas anteriormente.

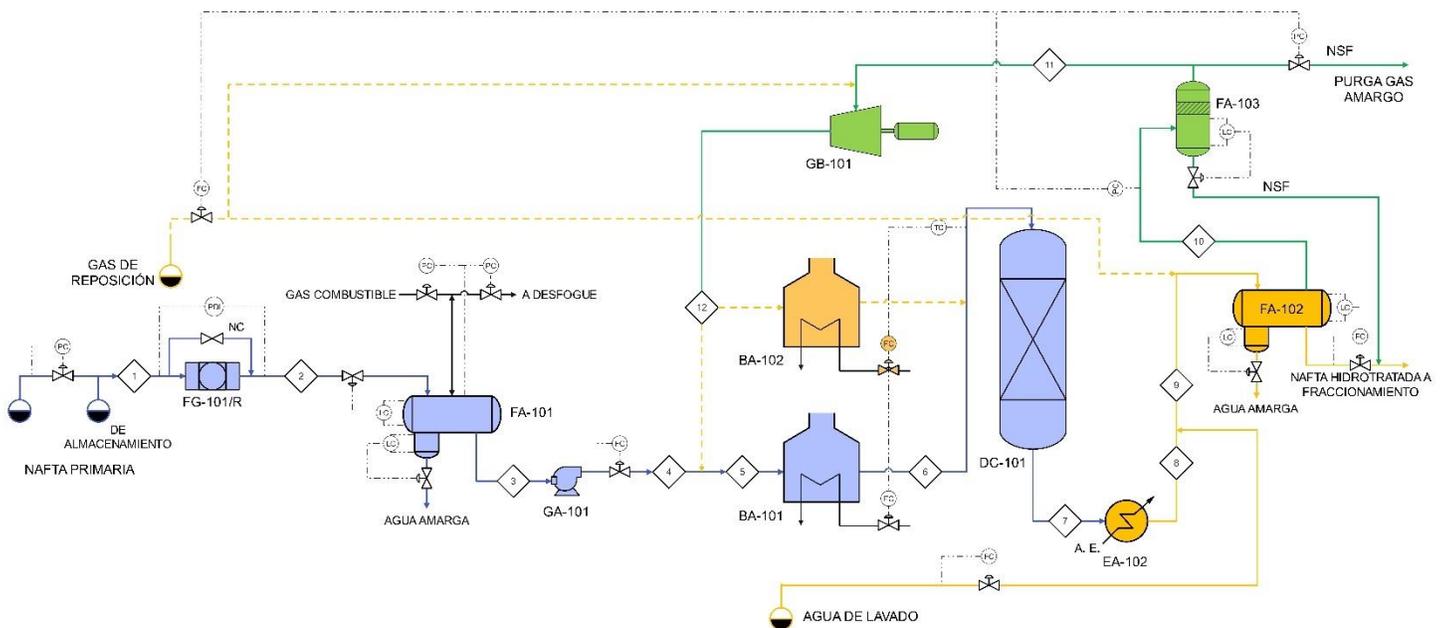


Diagrama 3.12. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (9ª evolución)



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

El efluente del reactor debe enfriarse antes de inyectar el agua de lavado para evitar la vaporización del agua al mezclarse con la nafta, pues la temperatura supera el punto de ebullición del agua.

En el enfriador del efluente del reactor, se busca reducir la temperatura tanto como sea posible para lograr una óptima separación de los gases. El medio de enfriamiento más eficaz disponible es el agua de las torres de enfriamiento. En este punto, es seguro emplear agua de enfriamiento, ya que la corriente que se enfría no entrará en contacto con el catalizador del reactor.

Un factor clave para determinar el mejor punto de inyección del hidrógeno con el hidrocarburo es la carga térmica de cada equipo. La solución óptima será aquella que garantice la misma eficiencia de calentamiento con el menor costo inicial y de operación. Por lo tanto, se evalúan las cargas térmicas en este punto mediante un software de Simulación de Procesos.

Tabla 3.16. Comparación de la carga térmica de los calentadores a fuego directo.

ARREGLO 1: CALENTADOR DE MEZCLA H ₂ /HC				
EQUIPO	CORRIENTE	CARGA TÉRMICA (Mkcal/h)	TENTRADA (°C)	TSALIDA (°C)
BA-101	MEZCLA	35.97	46	275
ARREGLO 2: CALENTADORES INDEPENDIENTES				
BA-102	GAS	2.30	67	275
BA-101	NAFTA	33.67	42	296
TOTAL	MEZCLA	35.97		275

La carga térmica es idéntica en ambos casos, ya que se trata de la misma cantidad de materia. Por lo tanto, en la operación, no tiene un impacto significativo, ya que se emplearía la misma cantidad de gas natural para calentar. Además, la carga térmica del calentador del gas en el segundo arreglo representa solo el 6.39% de la carga térmica total para la mezcla. Dado que los calentadores a fuego directo suelen diseñarse con un 10% de sobrediseño, este porcentaje está completamente cubierto. Por lo tanto, resulta innecesario emplear dos equipos de calentamiento, lo que simplifica el proceso y reduce el costo inicial, optando únicamente por un calentador a fuego directo, como se propone en el arreglo 1.

El arreglo hasta este punto se presenta en el diagrama siguiente.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

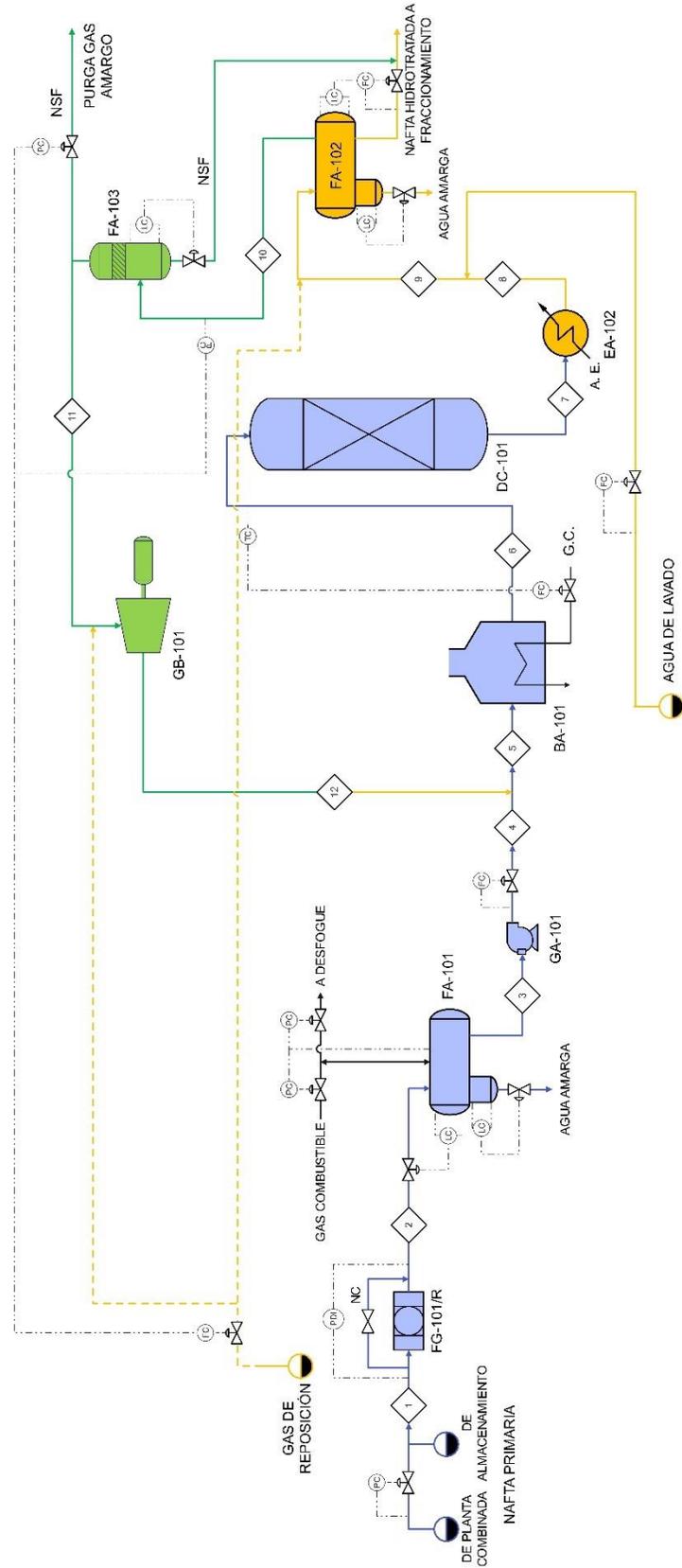


Diagrama 3.13. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (10ª evolución)



3.4.4. Fase 3. Definición del perfil de presiones de la sección de reacción.

Definir el perfil de presiones requiere conocer de manera aproximada la caída de presión típica y permisible de los equipos de proceso. A continuación, se presentan caídas de presión permisibles típicas y consideradas para el desarrollo de este diseño conceptual:

Tabla 3.17. Caídas de presión permisibles por cada tipo de elemento consideradas para el diseño conceptual

ELEMENTO	ΔP MÁXIMA PERMISIBLE (kg/cm ²)
VÁLVULA DE CONTROL (CON PLACA DE ORIFICIO)	0.35
CALENTADOR A FUEGO DIRECTO	3.00
REACTOR DE HDT	4.00
FILTRO	1.00
INTERCAMBIADOR DE TUBOS Y CORAZA	0.70

La caída de presión permisible del reactor de HDT se establece a 4 kg/cm², pues es típica en reactores de HDT. Una aproximación más detallada requeriría el cálculo mediante la ecuación de Ergun (Bird, 2006); sin embargo, debido a que no se ha seleccionado un catalizador comercial en concreto, no se cuenta con las variables requeridas para el cálculo de la caída de presión a través de dicha ecuación.

La presión de descarga de la bomba se requiere que sea suficiente para que supere las caídas de presión debido a los equipos, tuberías, válvulas, accesorios y a la elevación y que alcance la entrada al reactor con una presión de 25 kg/cm².

Mientras que los equipos, válvulas, accesorios y tuberías pueden ser diseñados en función de una caída de presión permisible, la elevación supone una caída de presión inminente que debe estimarse para consideraciones del diseño y de la presión de descarga de la bomba. Dado que la entrada al reactor de HDT se encuentra a una altura considerable, se requiere estimar la caída de presión ocasionada por este segmento del proceso.

El reactor de HDT, como se definió antes, tendrá una altura de 32.5 ft (9.9060 m). A esta altura deberán añadirse las elevaciones del dado (estructura de concreto de soporte) y una altura por encima del reactor que represente a la boquilla, uniones, codos y la plataforma de servicio que se encuentra por encima del reactor en planta. De manera típica, estas alturas pueden considerarse de 3 metros para el dado y 2 metros para las instalaciones por encima del reactor. Por lo tanto, la altura total desde el nivel del suelo hasta la altura máxima será de 14.9060 m (48.90 ft).

Con base en lo establecido por Crane (1989), la caída de presión por altura puede ser determinada si se conoce la potencia teórica (sin considerar eficiencia) y viceversa. La potencia teórica puede calcularse a través de la siguiente ecuación:

$$Potencia\ teórica = \frac{Q H \rho}{6116 \times 10^3} [=] kW$$



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Determinando la potencia teórica para la elevación del fluido, se obtiene un valor de:

$$Potencia\ teórica = 7.0883\ kW = 9.5055\ hp$$

De la ecuación siguiente, despejando, se determina la caída de presión:

$$Potencia\ [HP] = \frac{(Q_v)(\Delta P)}{1714}$$

La caída de presión por elevación para el reactor de HDT será, por lo tanto:

$$\Delta P = 15.3919\ psi = 1.0821\ kg/cm^2$$

El incremento en la presión de la bomba estará dado por:

$$\Delta P_{bomba} = \Delta P_{fricción} + \Delta P_{válvulas} + \Delta P_{elevación} + \Delta P_{equipo} + P_{entrada\ al\ reactor} - P_{succión}$$

Dado que se emplearon caídas de presión preliminares y permisibles, se determina la presión de descarga:

$$\Delta P_{bomba} = 25 + 7.28 - 2 = 30.28\ kg/cm^2g$$

Con base en la caída de presión permisible por cada equipo, línea (tuberías y accesorios), válvulas y puntos de elevación, se plantea el perfil de presiones de la planta. Los puntos de análisis se muestran en el diagrama 3.13.

Tabla 3.18 Perfil de presiones de la planta de HDT de nafta primaria.

SEC. No.	PRESIÓN kg/cm ² (g)	PUNTO DE REFERENCIA	CAÍDA DE PRESIÓN, kg/cm ² (g)				TOTAL kg/cm ² (g)
			LÍNEA	EQUIPO	VÁLVULA DE CONTROL	ELEVACIÓN	
1	5.00	NAFTA DE PLANTA COMBINADA	0.20	1.00	1.50	0.00	2.70
2	2.30	TANQUE DE BALANCE FA-101	0.00	0.10	0.00	0.20	0.30
3	2.00	BOMBA GA-101 (SUCCIÓN)	0.00	-30.28	0.00	0.00	-30.28
4	32.28	BOMBA GA-101 (DESCARGA)	0.00	0.00	2.00	0.00	2.00
5	30.28	PUNTO DE MEZCLA H ₂ /HC	0.20	0.00	0.00	0.00	0.20
6	30.08	CALENTADOR DE CARGA BA-101 (ENTRADA)	0.40	0.00	0.00	0.20	0.60
7	29.48	CALENTADOR DE CARGA BA-101 (SALIDA)	0.40	3.00	0.00	1.08	4.48
8	25.00	REACTOR DC-101	0.00	4.00	0.00	0.00	4.00
9	21.00	TANQUE DE SEPARACIÓN FA-102	0.20	0.70	0.00	0.20	1.10
10	19.90	TANQUE DE SUCCIÓN FA-103	0.20	0.00	0.00	0.20	0.40
11	19.50	COMPRESOR GB-101 (SUCCIÓN)	0.20	-10.98	0.00	0.00	-10.78
12	30.28	COMPRESOR GB-101 (DESCARGA)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
13	27.80	HIDRÓGENO DE REFORMADORA	0.20	0.00	0.35	0.00	0.55
14	27.25	INYECCIÓN H ₂ DE REPOSICIÓN	0.00	0.00	7.75	0.00	7.75
15	19.50	PUNTO DE MEZCLA H ₂ REP Y H ₂ REC	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

El análisis detallado del perfil de presiones de la planta U-100 revela una discrepancia en los niveles de presión entre el gas de reposición y la corriente de descarga del compresor de recirculación. En concreto, la presión del gas de reposición se sitúa en 27.25 kg/cm² después de pasar por la válvula de control encargada de regular la presión de entrada a la planta. Sin embargo, este valor resulta ser insuficiente para lograr una adecuada mezcla con la corriente de descarga del compresor de recirculación, la cual se encuentra a una presión de 30.28 kg/cm².

Ante esta disparidad, se hace imperativo determinar adecuadamente el punto de inyección para garantizar una integración efectiva del gas de reposición en el proceso:

Una solución viable es la inyección del gas de reposición en la succión del compresor de recirculación. Esta estrategia no solo permite alcanzar los niveles de presión necesarios para la correcta mezcla, sino que también asegura una integración óptima del gas de reposición en el flujo del proceso. Esto se lleva a cabo en el tanque de separación FA-102 para permitir que el hidrógeno se separe en su totalidad de cualquier gas que pudiera estar contenido en el gas rico en hidrógeno, además de permitir al hidrógeno un paso adicional a través del tanque de succión FA-103.

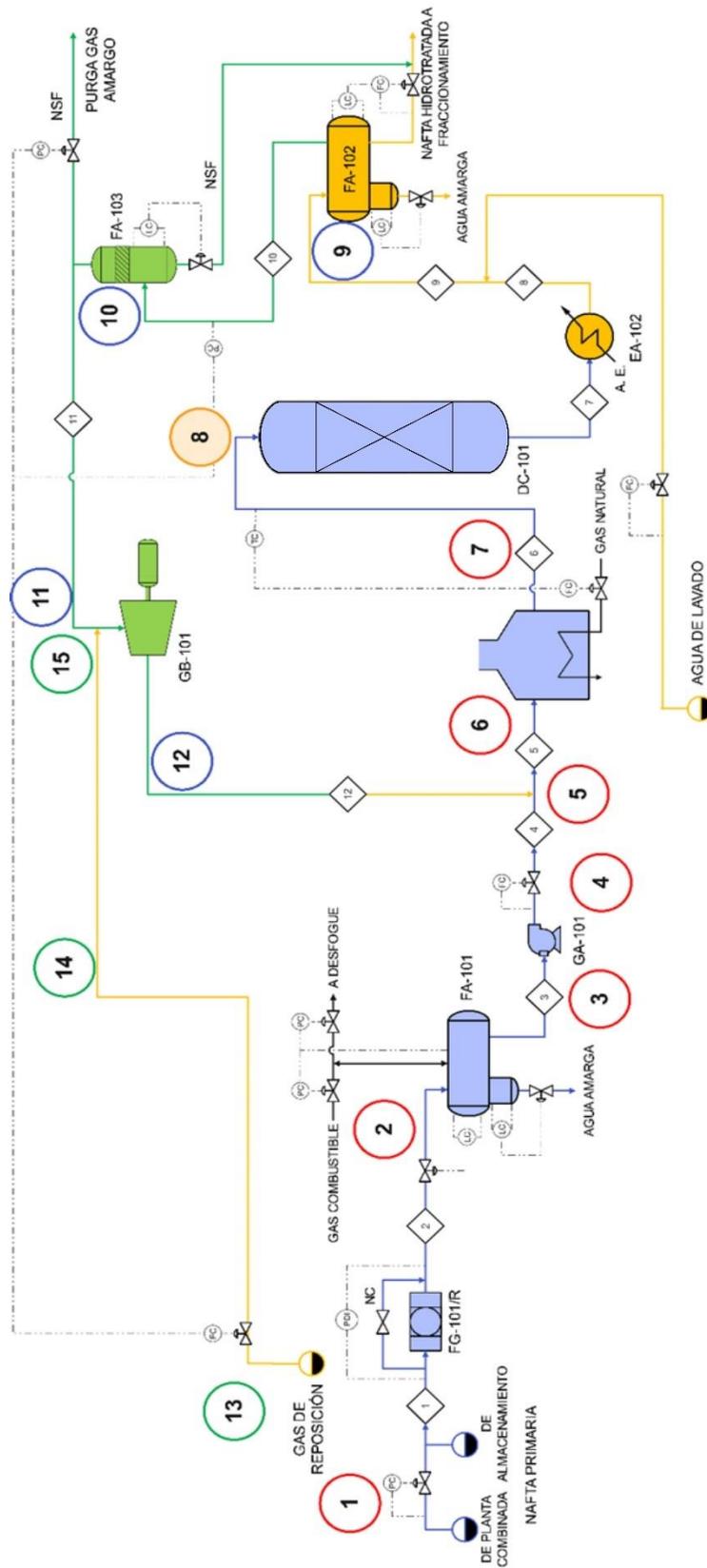


Diagrama 3.14. Puntos de análisis del perfil de presiones de la planta de HDT de nafta primaria



3.4.5. Fase 4. Definición del equipo de bombeo y compresión de la sección de reacción.

Para el caso de la bomba de carga a la planta, la presión de descarga y el caudal volumétrico son los parámetros que definen el tipo de bomba que se requiere para el proceso. Existen nomogramas reportados en la literatura que presentan los alcances de las bombas en rangos normales de funcionamiento. Estos nomogramas auxilian al ingeniero en el proceso de selección del tipo de máquina requerida para la operación.

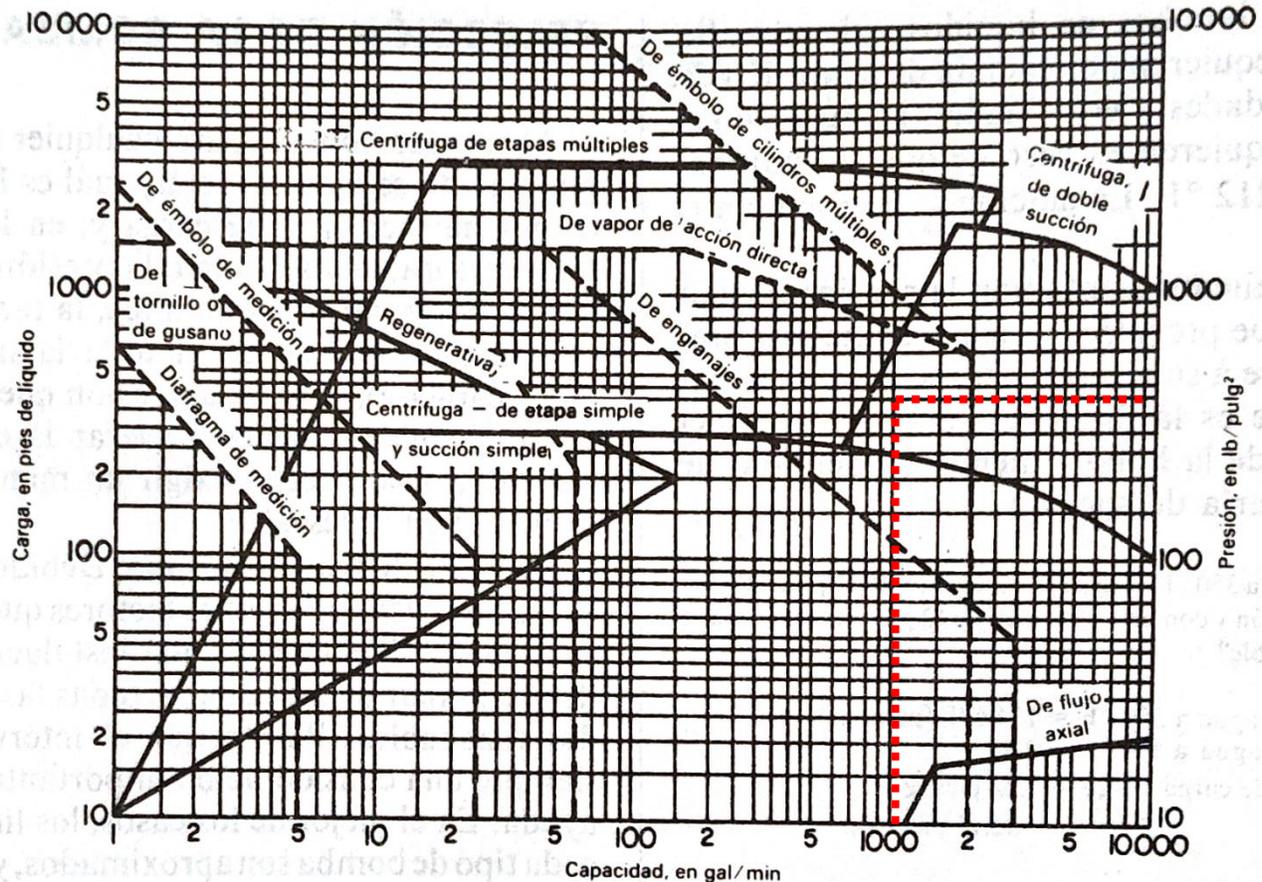


Diagrama 3.15. Nomograma de alcances de las bombas en rangos normales de operación. (Perry & Chilton, 1986)

Localizando en el nomograma la presión de descarga de la bomba en 32.28 kg/cm² (459.1295 psi) y el caudal de 36500 BPD (1058.5 GPM), la bomba requerida para el proceso es del tipo centrífuga, de doble succión.

De igual manera, es posible recurrir a nomogramas para definir el tipo de equipo de compresión para el gas de recirculación. En función del flujo volumétrico y la presión de descarga del compresor, se selecciona el tipo de compresor a emplear.

El flujo volumétrico de gas es de 21.726 MMPCSD (426.9762 m³/min). La presión de descarga del compresor es de 30.28 kg/cm² (2969.4536 kPa). Ubicando estas condiciones en el nomograma, se determina el tipo de compresor.

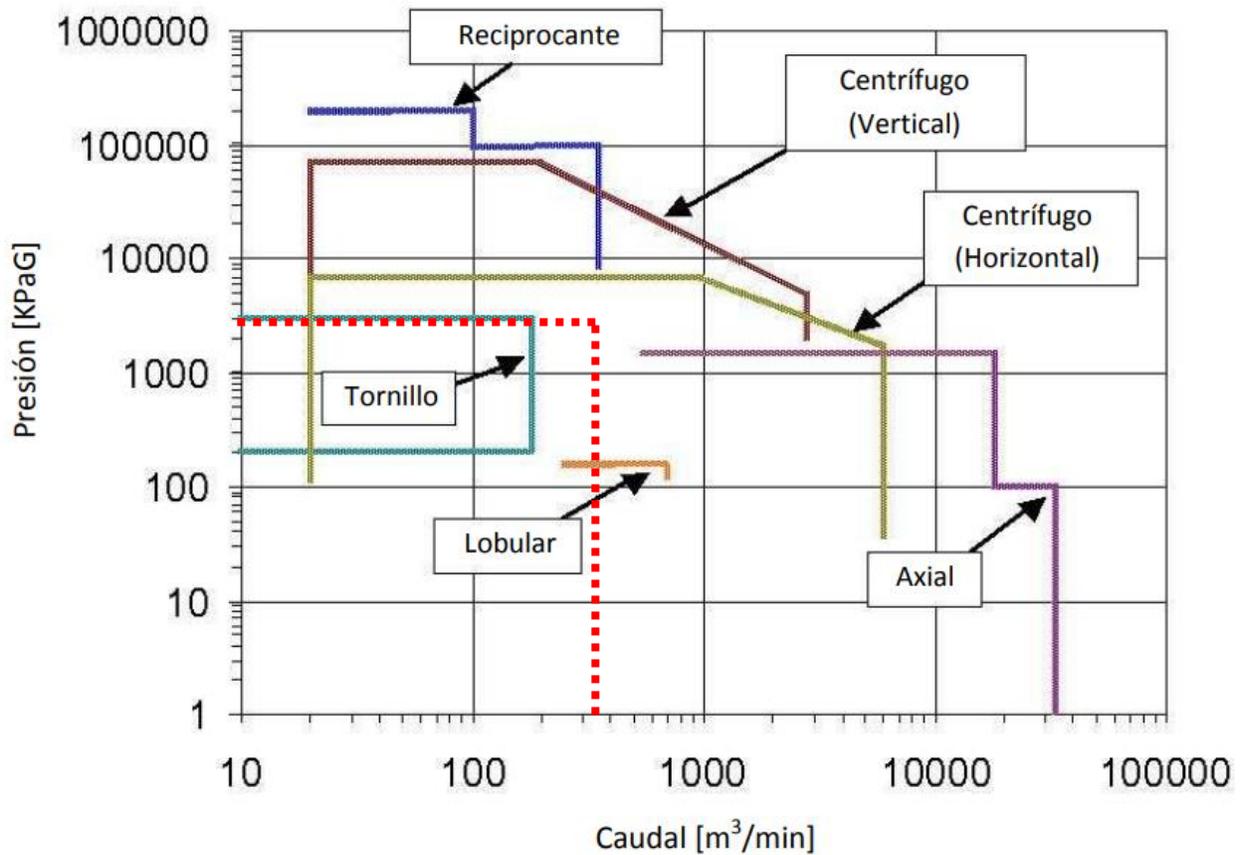


Diagrama 3.16. Rangos de operación normales para compresores. (Gil, 2013)

Con base en el flujo volumétrico del gas, así como la presión, se determina que el compresor de recirculación será de tipo Centrífugo (horizontal).

3.5. Balance de materia y energía preliminar.

Para llevar a cabo el balance de materia y energía (BMyE) de la Unidad de Hidrotratamiento de Naftas Primarias U-100, se empleará software especializado. Los Simuladores de Procesos son herramientas útiles para el Ingeniero Químico que permiten, a través de sus algoritmos y correlaciones, llevar a cabo tareas complejas como lo son los BMyE en distintos procesos y operaciones unitarias.

Entre los principales softwares de Simulación de Procesos se encuentran los siguientes, los cuales serán empleados para este trabajo:

- **KBC Petro-SIM:** Es un simulador termodinámico y cinético que permite llevar a cabo simulaciones de procesos a través de módulos que contienen correlaciones y ecuaciones para determinar rendimientos de procesos de refinación del petróleo (hidrotratamiento, hidrocracking, FCC, coquización retardada). Las estimaciones son realizadas a través de parámetros predeterminados de un catalizador base que representa a los catalizadores que hay disponibles en el mercado, o bien, pueden ser calibradas con datos de campo por un ingeniero experto en la calibración de simuladores de proceso para obtener datos que representen de mejor manera el fenómeno que ocurre en una planta real.
Utilidad: Realizar predicciones de rendimientos en plantas de proceso de refinería, así como en algunas operaciones unitarias.
- **AVEVA PRO-II:** Es un simulador termodinámico que permite llevar a cabo simulaciones de procesos de manera general, a través de conjuntos de ecuaciones y parámetros termodinámicos que, para una mezcla de componentes definida, estima el equilibrio que esta presentará a unas condiciones determinadas.
Utilidad: Realizar balances de materia y energía para mezclas de componentes en diversas operaciones unitarias.

3.5.1. Simulación del reactor de HDT.

La simulación del fenómeno que tiene lugar en el HDT de la nafta es modelada en el software KBC PetroSIM con la intención de validar que las condiciones definidas para el proceso de HDT son suficientes para alcanzar las especificaciones requeridas para los productos.

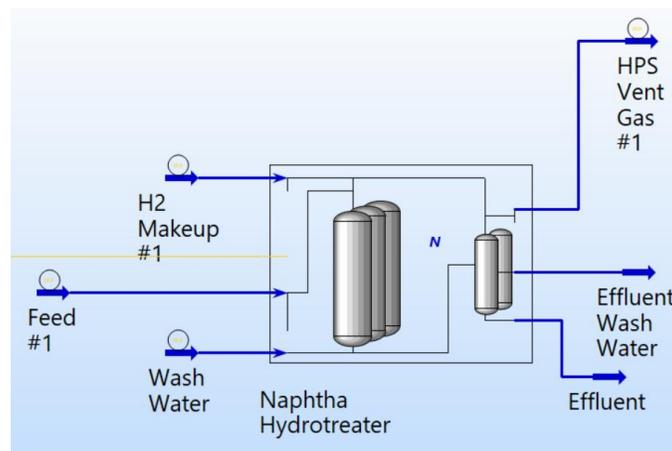


Ilustración 3.4. Simulación de la U-100 en KBC PetroSIM



En primera instancia, se verifica que los productos del reactor cumplan con las especificaciones:

Tabla 3.19. Comparación de las especificaciones principales de la nafta requeridas y simuladas.

PROPIEDAD	ESPECIFICACIÓN	SIMULACIÓN
Azufre carga (ppm)	504	504
Azufre producto (ppm)	0.50	0.48
Nitrógeno carga (ppm)	3.5	3.5
Nitrógeno producto (ppm)	0.1000	0.0890

De igual manera, algunos parámetros clave son validados para verificar qué tan aproximada es la predicción realizada empíricamente a la estimación hecha por el software:

Tabla 3.20. Comparación de parámetros calculados vs simulados para el reactor de HDT

PARÁMETRO	ESTIMACIÓN	SIMULACIÓN
Flujo (BPD)	36500	36500
LHSV (h ⁻¹)	5.00	5.01
Temperatura (°C)	275	275
Presión (kg/cm ² g)	25	25
Rel. H ₂ /HC (std ft ³ /bbl)	500	500
V catalizador (m ³)	48.35	47.52
Consumo H ₂ (std ft ³ /bbl)	43.00	38.68
WABT (°C)	281.97	278.4
Calor (MMkcal/h)	1.27	1.06
ΔT (°C)	10.46	7.00
RENDIMIENTOS		
H ₂ S/carga (%peso)	0.0535	0.0535
NH ₃ /carga (%peso)	0.0004	0.0004
% Desulfuración	99.90	99.90
% Desnitrogenación	97.14	97.48
% Sat. Olefinas	100	93.67
% Sat. Aromáticos	6	5.36

3.5.2. Selección del modelo termodinámico para el balance de materia y energía.

Llevar a cabo la selección del modelo termodinámico para el balance de materia y energía a través de la simulación del proceso es de suma importancia si se pretende:

- Caracterizar y predecir con precisión las propiedades físicas y químicas de la carga y los productos de la planta bajo las condiciones del proceso.
- Predecir adecuadamente el equilibrio de fases, como el equilibrio líquido-vapor (ELV), sólido-líquido, entre otros. La precisión en la predicción de estas fases es crítica para procesos de separación como la destilación, la extracción, y la cristalización.
- Emplear un conjunto de componentes y/o pseudocomponentes químicos.
- Evitar errores en los resultados del balance de materia y energía.



La selección del modelo termodinámico es hecha con base en diferentes criterios:

- Naturaleza química de los componentes.
- Presencia de pseudocomponentes.
- Condiciones de operación.

Para facilitar la selección del modelo termodinámico, diversos autores y compañías han desarrollado métodos que, con base en los criterios antes mencionados, permiten orientar al Ingeniero Químico en la selección del mejor modelo termodinámico. Por ejemplo, Carlson, E. (1996) presenta el algoritmo siguiente para la selección, elaborado con base en la Guía de Usuario de Aspen Technology, Inc., (1995):

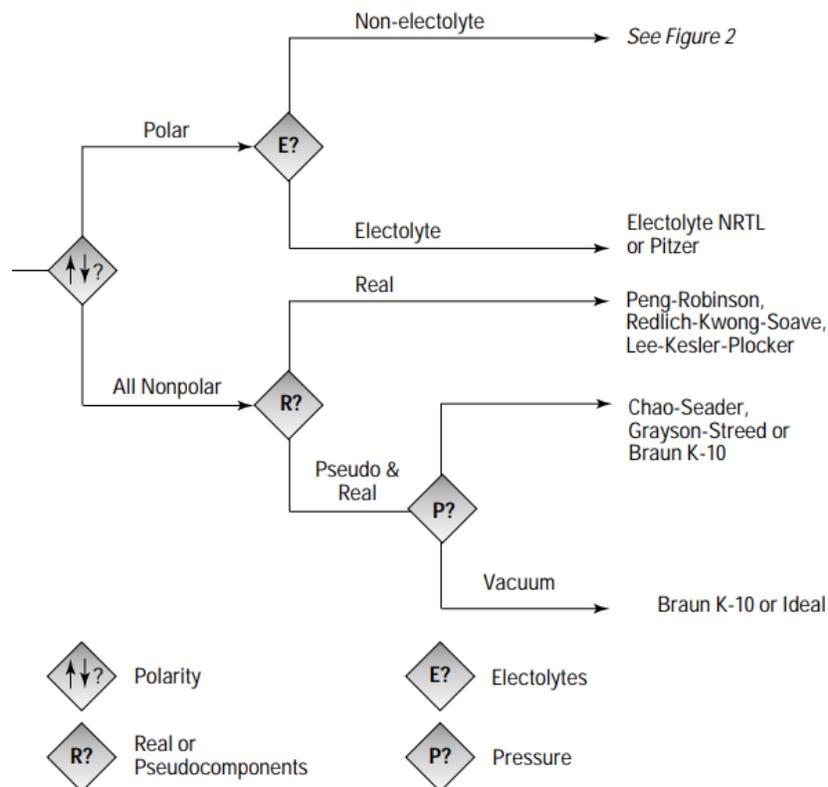


Ilustración 3.5. Algoritmo de selección de modelo termodinámico (Carlson, 1996)

En el caso del proceso a simular, se trata de hidrocarburos no polares, caracterizados a través de pseudocomponentes, con presencia de componentes reales y las condiciones de presión están por encima del vacío, por lo que tres opciones de modelos termodinámicos son viables:

- Chao-Seader (CS)
- Grayson Streed (GS)
- Braun K-10 (B K-10)

Con base en lo sugerido en la guía de usuario del simulador de AVEVA, PRO-II, de entre estos tres métodos, el de Grayson Streed es un método que ofrece una mejor aproximación a las altas condiciones de presión y temperatura típicas en procesos de refinación del petróleo. Grayson y



Streed ajustaron ecuaciones especiales para mezclas de hidrógeno con hidrocarburos, empleando datos de operaciones de hidrocracking e hidrotratamiento. Las guías de aplicación sugieren que su uso en procesos de separación de residuos pesados (vacío, FCC, fraccionamiento y columnas de coquización), así como en procesos con hidrógeno (HDT, hidrocracking, reformación). En general, los límites para el modelo de Grayson Streed se encuentran definidos hasta presiones de 3000 psia (210 kg/cm²) y temperaturas de 800 °F (427 °C). Por lo tanto, el modelo empleado en la simulación para el BMyE será Grayson Streed.

3.5.3. Simulación del proceso de la sección de reacción.

El BMyE de la simulación elaborada en PRO-II, así como los resultados del balance se presentan a continuación:

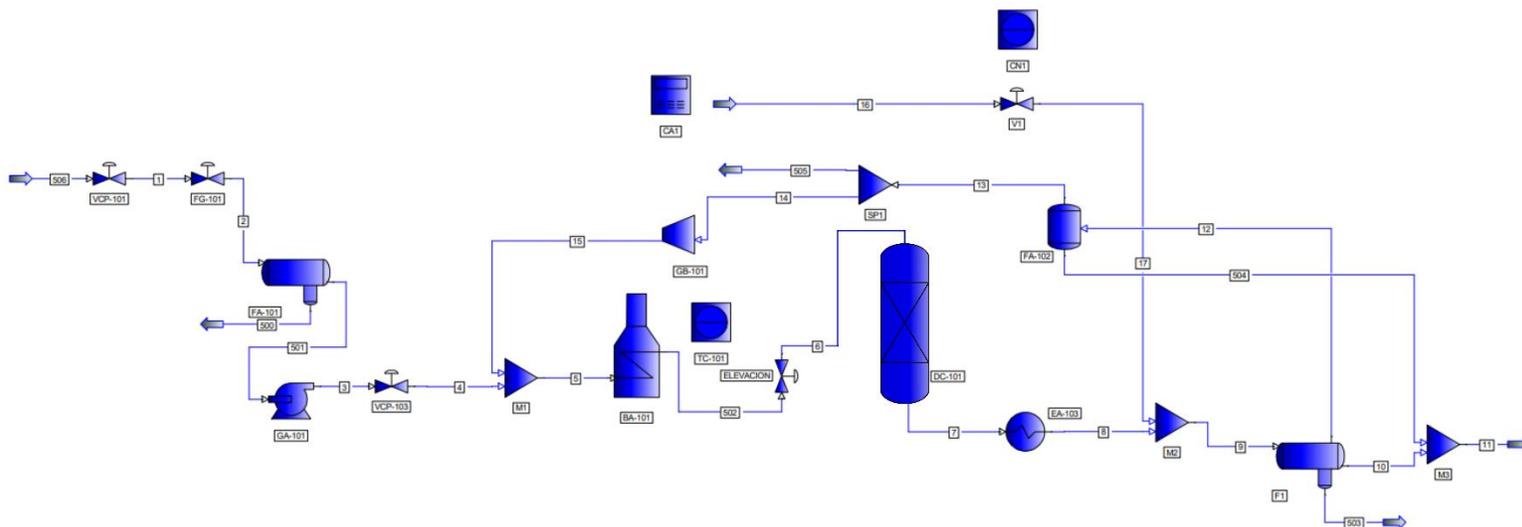


Ilustración 3.6. Simulación de la U-100 elaborada en el software AVEVA PRO-II



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		1	2	3	4	5
DESCRIPCIÓN		NAFTA DE LB		DESCARGA GA-101		ENT. BA-101
FASE		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	36500	36500	36500	36500	40980.8311
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft ³ /day	31.1620	31.1620	31.1620	31.1620	49.2931
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	1640.3618	1640.3618	1640.3618	1640.3618	2594.7806
Flujo Másico Total	KG/HR	174329.7539	174329.7539	174329.7539	174329.7539	178109.1306
Temperatura	C	40.0000	40.0000	41.6747	41.7558	44.5603
Presión	KG/CM2G	1.7000	0.7000	32.2800	30.2800	30.2800
Entalpía Total	M*KCAL/HR	3.5507	3.5507	3.7268	3.7268	4.4706
Peso Molecular		106.2752	106.2752	106.2752	106.2752	68.6413
Fracción Molar Liq.		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.6548
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	908.8696
METANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	18.1338
ETANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	6.5877
PROPANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.9521
iBUTANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4255
nBUTANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2699
iPENTANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0339
nPENTANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0121
H ₂ S		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.7134
NH ₃		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0926
NBP_51		289.8565	289.8565	289.8565	289.8565	289.8565
NBP_58		128.6271	128.6271	128.6271	128.6271	128.6271
NBP_72		118.5690	118.5690	118.5690	118.5690	118.5690
NBP_86		136.5029	136.5029	136.5029	136.5029	136.5029
NBP_100		155.8704	155.8704	155.8704	155.8704	155.8704
NBP_114		167.3561	167.3561	167.3561	167.3561	167.3561
NBP_128		172.2468	172.2468	172.2468	172.2468	172.2468
NBP_142		155.2432	155.2432	155.2432	155.2432	155.2432
NBP_155		142.7583	142.7583	142.7583	142.7583	142.7583
NBP_169		80.5600	80.5600	80.5600	80.5600	80.5600
NBP_183		49.2034	49.2034	49.2034	49.2034	49.2034
NBP_197		43.5680	43.5680	43.5680	43.5680	43.5680
PNBP_25		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0021
PNBP_29		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.2208
PNBP_35		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.7158
PNBP_41		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.7468
PNBP_47		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.0487
PNBP_56		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.4502



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		1	2	3	4	5
DESCRIPCIÓN		NAFTA DE LB		DESCARGA GA-101		ENT. BA-101
FASE		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed
PNBP_68		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.3295
PNBP_81		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9176
PNBP_93		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.6928
PNBP_106		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4843
PNBP_118		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.3161
PNBP_131		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1914
PNBP_143		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1073
PNBP_157		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0653
PNBP_172		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0298
PNBP_187		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0092
PNBP_197		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0004



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		6	7	8	9	10
DESCRIPCIÓN		ENT. DC-101	SAL. DC-101	SAL. EA-103		
FASE		Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Liquid
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	40980.8311	40744.5992	40744.5992	41400.5918	36919.8236
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	49.2931	48.8520	48.8520	51.0257	32.8948
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	2594.7806	2571.5585	2571.5585	2685.9841	1731.5746
Flujo Másico Total	KG/HR	178109.1306	178109.1308	178109.1308	179066.5585	175287.3024
Temperatura	C	275.0000	282.0000	38.0000	38.5527	38.5527
Presión	KG/CM2G	25.0000	21.0000	19.5000	19.5000	19.5000
Entalpía Total	M*KCAL/HR	39.4827	40.2977	3.7979	3.9176	3.5676
Peso Molecular		68.6413	69.2612	69.2612	66.6670	101.2300
Fracción Molar Liq.		0.0000	0.0000	0.6698	0.6447	1.0000
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H2		908.8696	838.5586	838.5586	934.6761	25.8067
METANO		18.1338	20.0694	20.0694	21.9345	3.8123
ETANO		6.5877	7.2837	7.2837	12.2612	5.6708
PROPANO		2.9521	3.9636	3.9636	10.9092	7.9571
iBUTANO		0.4255	0.8564	0.8564	2.6643	2.2389
nBUTANO		0.2699	1.0668	1.0668	2.7031	2.4332
iPENTANO		0.0339	0.0339	0.0339	0.7548	0.7209
nPENTANO		0.0121	0.0121	0.0121	0.3668	0.3547
H ₂ S		1.7134	4.2352	4.2352	4.2352	2.5219
NH ₃		0.0926	0.1329	0.1329	0.1329	0.0404
NBP_51		289.8565	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_58		128.6271	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_72		118.5690	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_86		136.5029	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_100		155.8704	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_114		167.3561	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_128		172.2468	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_142		155.2432	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_155		142.7583	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_169		80.5600	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_183		49.2034	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_197		43.5680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0021	0.0491	0.0491	0.0491	0.0470
PNBP_29		1.2208	31.2891	31.2891	31.2891	30.0683
PNBP_35		2.7158	83.2095	83.2095	83.2095	80.4937
PNBP_41		2.7468	100.8984	100.8984	100.8984	98.1516
PNBP_47		2.0487	90.4770	90.4770	90.4770	88.4283
PNBP_56		2.4502	144.4972	144.4972	144.4972	142.0470



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		6	7	8	9	10
DESCRIPCIÓN		ENT. DC-101	SAL. DC-101	SAL. EA-103		
FASE		Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Liquid
PNBP_68		1.3295	117.0068	117.0068	117.0068	115.6773
PNBP_81		0.9176	121.7331	121.7331	121.7331	120.8156
PNBP_93		0.6928	139.8884	139.8884	139.8884	139.1956
PNBP_106		0.4843	150.2105	150.2105	150.2105	149.7261
PNBP_118		0.3161	151.9041	151.9041	151.9041	151.5880
PNBP_131		0.1914	143.7008	143.7008	143.7008	143.5095
PNBP_143		0.1073	126.9289	126.9289	126.9289	126.8216
PNBP_157		0.0653	128.7368	128.7368	128.7368	128.6715
PNBP_172		0.0298	103.7445	103.7445	103.7445	103.7147
PNBP_187		0.0092	57.3881	57.3881	57.3881	57.3789
PNBP_197		0.0004	3.6835	3.6835	3.6835	3.6831



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		11	12	13	14	15
DESCRIPCIÓN		NAFTA PROD			SUC. GB-101	H2 RECIRC
FASE		Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	36919.8236	4480.7681	4480.7681	4480.7676	4480.7676
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft ³ /day	32.8948	18.1309	18.1309	18.1309	18.1309
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	1731.5746	954.4095	954.4095	954.4094	954.4094
Flujo Másico Total	KG/HR	175287.3024	3779.2561	3779.2561	3779.2557	3779.2557
Temperatura	C	38.5527	38.5527	38.5527	38.5527	93.8628
Presión	KG/CM2G	19.5000	19.5000	19.5000	19.5000	30.2800
Entalpía Total	M*KCAL/HR	3.5676	0.3500	0.3500	0.3500	0.7438
Peso Molecular		101.2300	3.9598	3.9598	3.9598	3.9598
Fracción Molar Liq.		1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H2		25.8067	908.8694	908.8694	908.8694	908.8694
METANO		3.8123	18.1222	18.1222	18.1222	18.1222
ETANO		5.6708	6.5904	6.5904	6.5904	6.5904
PROPANO		7.9571	2.9521	2.9521	2.9521	2.9521
iBUTANO		2.2389	0.4255	0.4255	0.4255	0.4255
nBUTANO		2.4332	0.2699	0.2699	0.2699	0.2699
iPENTANO		0.7209	0.0339	0.0339	0.0339	0.0339
nPENTANO		0.3547	0.0121	0.0121	0.0121	0.0121
H ₂ S		2.5219	1.7133	1.7133	1.7133	1.7133
NH ₃		0.0404	0.0926	0.0926	0.0926	0.0926
NBP_51		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_58		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_72		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_86		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_100		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_114		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_128		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_142		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_155		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_169		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_183		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_197		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0470	0.0021	0.0021	0.0021	0.0021
PNBP_29		30.0683	1.2208	1.2208	1.2208	1.2208
PNBP_35		80.4937	2.7158	2.7158	2.7158	2.7158
PNBP_41		98.1516	2.7468	2.7468	2.7468	2.7468
PNBP_47		88.4283	2.0487	2.0487	2.0487	2.0487
PNBP_56		142.0470	2.4502	2.4502	2.4502	2.4502



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		11	12	13	14	15
DESCRIPCIÓN		NAFTA PROD			SUC. GB-101	H2 RECIRC
FASE		Liquid	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor
PNBP_68		115.6773	1.3295	1.3295	1.3295	1.3295
PNBP_81		120.8156	0.9176	0.9176	0.9176	0.9176
PNBP_93		139.1956	0.6928	0.6928	0.6928	0.6928
PNBP_106		149.7261	0.4843	0.4843	0.4843	0.4843
PNBP_118		151.5880	0.3161	0.3161	0.3161	0.3161
PNBP_131		143.5095	0.1913	0.1913	0.1913	0.1913
PNBP_143		126.8216	0.1073	0.1073	0.1073	0.1073
PNBP_157		128.6715	0.0653	0.0653	0.0653	0.0653
PNBP_172		103.7147	0.0298	0.0298	0.0298	0.0298
PNBP_187		57.3789	0.0092	0.0092	0.0092	0.0092
PNBP_197		3.6831	0.0004	0.0004	0.0004	0.0004



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		16	17
DESCRIPCIÓN		H2 REP	
FASE		Vapor	Vapor
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	655.9943	655.9925
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft ³ /day	2.1738	2.1737
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	114.4259	114.4256
Flujo Másico Total	KG/HR	957.4302	957.4277
Temperatura	C	63.0000	62.4943
Presión	KG/CM ² G	27.8000	19.5000
Entalpía Total	M*KCAL/HR	0.1197	0.1197
Peso Molecular		8.3673	8.3673
Fracción Molar Liq.		0.0000	0.0000
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR		
H ₂		96.1178	96.1175
METANO		1.8651	1.8651
ETANO		4.9775	4.9775
PROPANO		6.9457	6.9456
iBUTANO		1.8079	1.8079
nBUTANO		1.6363	1.6363
iPENTANO		0.7209	0.7209
nPENTANO		0.3547	0.3547
H ₂ S		0.0000	0.0000
NH ₃		0.0000	0.0000
NBP_51		0.0000	0.0000
NBP_58		0.0000	0.0000
NBP_72		0.0000	0.0000
NBP_86		0.0000	0.0000
NBP_100		0.0000	0.0000
NBP_114		0.0000	0.0000
NBP_128		0.0000	0.0000
NBP_142		0.0000	0.0000
NBP_155		0.0000	0.0000
NBP_169		0.0000	0.0000
NBP_183		0.0000	0.0000
NBP_197		0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0000	0.0000
PNBP_29		0.0000	0.0000
PNBP_35		0.0000	0.0000
PNBP_41		0.0000	0.0000
PNBP_47		0.0000	0.0000
PNBP_56		0.0000	0.0000



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		16	17
DESCRIPCIÓN		H2 REP	
FASE		Vapor	Vapor
PNBP_68		0.0000	0.0000
PNBP_81		0.0000	0.0000
PNBP_93		0.0000	0.0000
PNBP_106		0.0000	0.0000
PNBP_118		0.0000	0.0000
PNBP_131		0.0000	0.0000
PNBP_143		0.0000	0.0000
PNBP_157		0.0000	0.0000
PNBP_172		0.0000	0.0000
PNBP_187		0.0000	0.0000
PNBP_197		0.0000	0.0000

3.6. Síntesis del proceso de la sección de fraccionamiento.

El efluente de la sección de reacción debe ser fraccionado en los distintos cortes que se integrarán a la cadena de valor de la refinería. Los productos que se deben entregar de la planta son:

- Nafta ligera, separada en el fraccionador de nafta y dirigida a la Unidad de Isomerización.
- Nafta pesada, separada en el fraccionador de nafta y dirigida a la Unidad de Reformación Catalítica.
- LPG, separado en la desbutanizadora y dirigido a endulzamiento.
- Gas amargo, separado en la desbutanizadora y dirigido a endulzamiento.

La manera en que estos componentes sean separados dependerá totalmente de que el arreglo planteado para el fraccionamiento sea la opción que ofrezca mayor flexibilidad y represente el menor consumo energético y costos de inversión y de operación.

En primera instancia, se plantea que el fraccionamiento de cuatro componentes requiere de tres etapas de separación y, para esta propuesta, hay dos opciones viables para llevar a cabo la separación de manera secuencial:

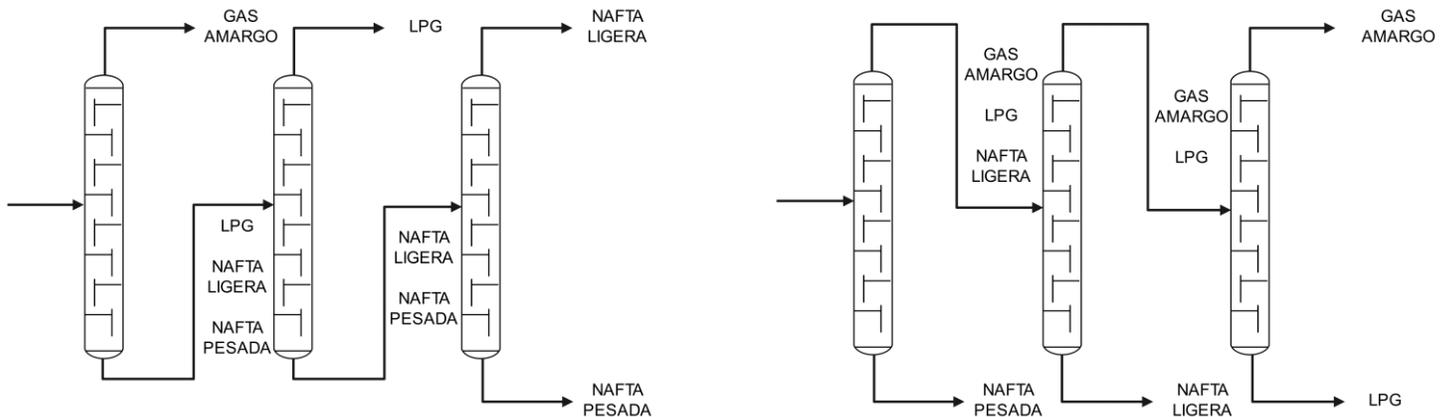


Diagrama 3.17. Primer esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.

Sin embargo, en arreglos modernos, se plantea el siguiente esquema:

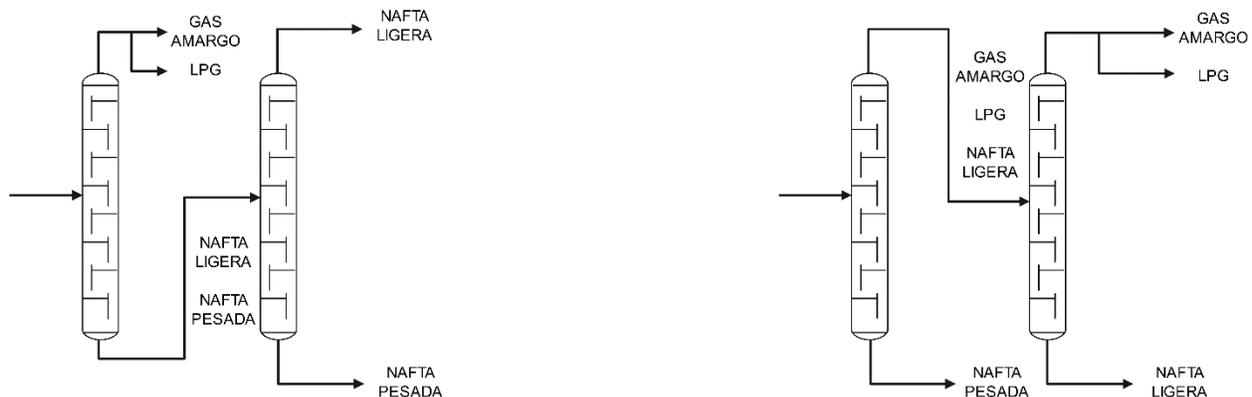


Diagrama 3.18. Segundo esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.



En el arreglo mostrado en el diagrama 3.17, en el producto del domo de la columna desbutanizadora, se condensan los gases de manera selectiva, permitiendo que únicamente una fracción de ellos sea condensada para obtener el producto licuado de los gases (LPG integrado por C_3 y C_4), sin condensar los gases amargos, que comprenden el H_2 , H_2S , NH_3 , C_1 , C_2 y una fracción de C_3 .

Recapitulando, analizando en el balance de materia y energía las corrientes 1 y 11, correspondientes a la carga a la sección de reacción y la carga a la sección de fraccionamiento, respectivamente, es posible observar que hay una cantidad muy pequeña de C_3 y C_4 ; de hecho, la presencia de dichos compuestos se debe a la formación de estos en las reacciones de hidrotratamiento.

Así mismo, analizando los pseudocomponentes generados en la simulación, es posible apreciar que el pseudocomponente con el punto de ebullición más bajo es el *PNBP_25* (punto de ebullición a 25 °C). Si se considera que el butano ebulle a -1 °C a condiciones de presión estándar, puede concluirse que tanto la carga como el efluente de la sección de reacción no poseen una cantidad considerable de gases correspondientes al LPG; lo que permite llevar a cabo la deducción de que la nafta de carga a la planta es una nafta estabilizada previamente; es decir, en alguna planta o fraccionamiento anterior, la nafta fue despojada de los gases ligeros y, por lo tanto, se trata de una nafta estabilizada.

Cuando esto sucede, la presencia tan despreciable de gases indica que la producción de LPG no es el propósito de la planta de hidrotratamiento de naftas, por lo que el esquema de la separación se simplifica considerablemente, pues el propano y el butano serán integrados al gas amargo como única corriente gaseosa como producto.

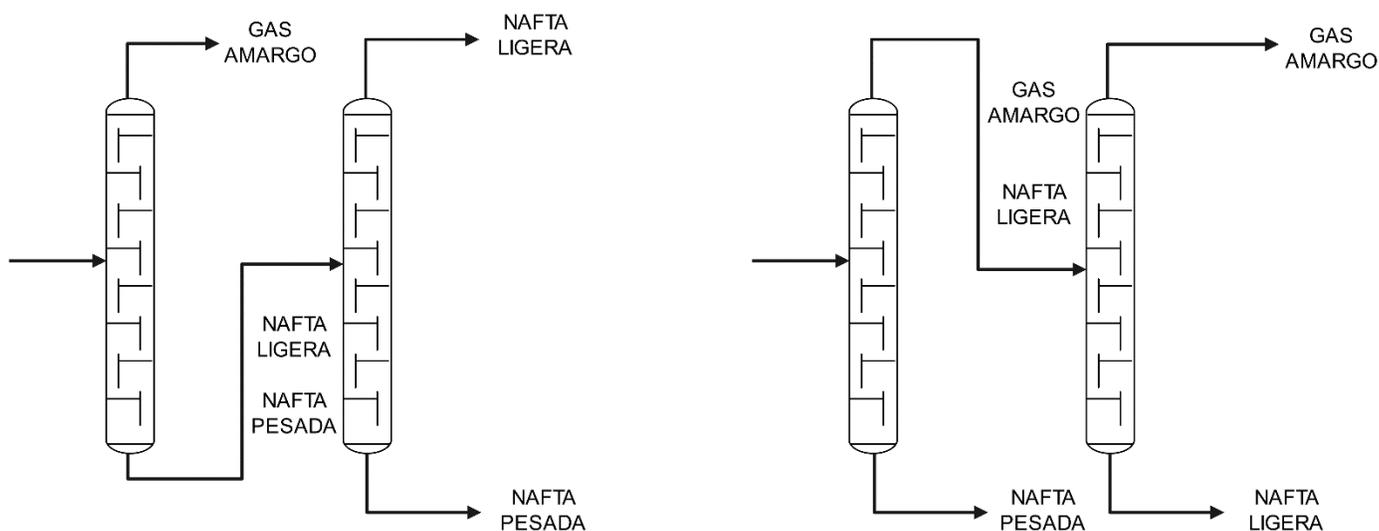


Diagrama 3.19. Tercer esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.

El efecto que tendrá la omisión del LPG como producto de fraccionamiento será, en primera instancia, un menor número de etapas tanto teóricas como reales en la columna, además de una reducción considerable en la carga térmica que tendrá el condensador, pues no será necesario que se condense el propano y el butano.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

La evaluación de separaciones multicomponentes cuando hay una presencia tan grande de pseudocomponentes y componentes reales es una tarea compleja que, gracias a los simuladores de procesos, es posible llevar a cabo balances de materia y energía de columnas de separación complejas en un tiempo relativamente corto. Para facilitar esta tarea, el software de simulación de procesos permite determinar las etapas teóricas requeridas para llevar a cabo una separación. Sin embargo, es necesario contar con conocimientos previos sobre las etapas teóricas y reales típicas en separaciones para discernir entre un número de etapas grande o pequeño.

Como referencia, en la bibliografía pueden encontrarse valores de las eficiencias globales de separación por cada tipo de proceso, así como el número de etapas reales típicas en separaciones de petrolíferos.

Tabla 3.21. Eficiencias por etapa globales. (Górak & Sorensen, 2014)

Servicio de la columna	Número de etapas reales típico	Eficiencia global típica (%)
Agotador simple / rehervidor simple	20 – 30	20 – 30
Agotador lateral con vapor	5 – 7	
Agotador lateral con rehervidor	7 – 10	
Absorbedor con rehervidor	20 – 40	40 – 50
Desetinizador	25 – 35	65 – 70
Despropanizador	35 – 40	70 – 80
Desbutanizador	38 – 45	85 – 90
Fraccionador de nafta	25 – 35	75 – 80
C2 Splitter	110 – 130	95 – 100
C3 Splitter	200 – 250	95 – 100
C4 Splitter	70 – 80	85 – 90
Agotador de aminas	20 – 24	45 – 55
Destilación del crudo	35 – 50	50 – 60
Zona de agotamiento	5 – 7	30
Zona flash – 1ª extracción	3 – 7	30
1ª extracción – 2ª extracción	7 – 10	45 – 50
2ª extracción – 3ª extracción	7 – 10	50 – 55
Extracción en el domo a zona de reflujo	10 – 12	60 – 70

Se evaluarán las columnas desbutanizadora y fraccionadora de naftas para elegir el mejor arreglo entre los dos mostrados en el diagrama 3.18. En la medida de lo posible, tanto la columna desbutanizadora, como el fraccionador de nafta serán evaluados tomando en cuenta las etapas mostradas en la tabla 3.21 como referencia.

3.6.1. Evaluación del arreglo de la columna desbutanizadora y fraccionadora de naftas.

Las especificaciones por cumplir en cada caso son:

1. Puntos de ebullición de las naftas:
 - a. La nafta ligera (C_5-90 °C) tendrá una temperatura final de destilación ASTM D86 menor a 90 °C.
 - b. La nafta pesada (> 90 °C) tendrá una temperatura inicial de destilación ASTM D86 mayor a 90 °C.
2. Contenido de butano:
 - a. La nafta ligera deberá contener una cantidad de n-butano < 1 %mol.

Con estas especificaciones, se procede a evaluar el número de etapas teóricas requeridas para efectuar una separación que permita cumplir las especificaciones. Para este fin, se usa el simulador de procesos PRO-II. Este software emplea un módulo denominado “método corto” que utiliza el método de Fenske-Underwood para calcular columnas simples con reflujo. En este módulo se establece el reflujo mínimo de Underwood y el número mínimo de etapas teóricas de Fenske requeridas para llevar a cabo la separación. Es empleado como una primera aproximación, previo a usar un módulo riguroso de columna de destilación para realizar el balance en el fraccionamiento.

3.6.2. Fase 1: Selección del arreglo de separación.

3.6.2.1. Primer criterio: Etapas teóricas requeridas.

Como se mostró en el diagrama 3.18, el primer arreglo contempla en primera instancia la separación del gas amargo y LPG en la columna desbutanizadora y, posteriormente, se lleva a cabo la separación de la nafta ligera y la nafta pesada en el fraccionador de naftas.

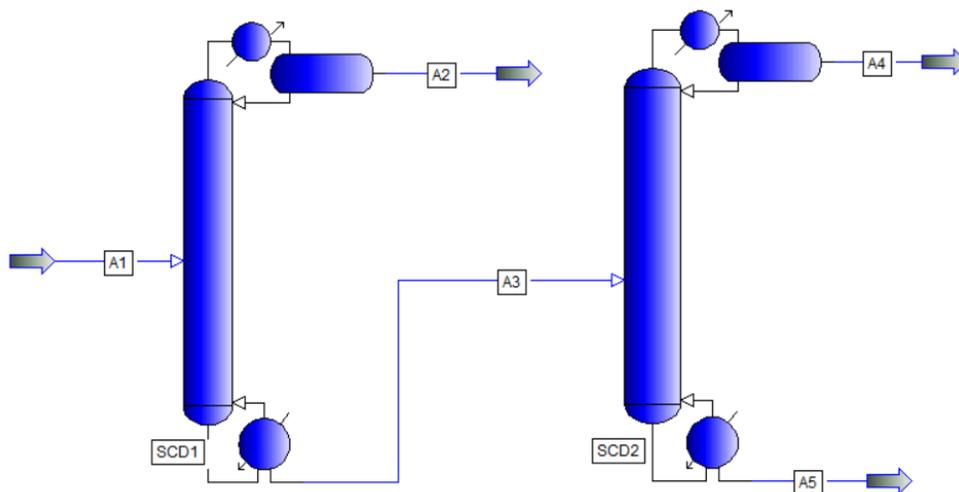


Ilustración 3.7. Simulación del método corto del primer arreglo de la sección de fraccionamiento.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

El segundo arreglo considera en la primera columna, la separación de la nafta pesada en el fondo de la columna fraccionadora de naftas, mientras que la corriente del domo que contiene la nafta ligera y el gas amargo son enviadas a la columna desbutanizadora en segunda instancia para su separación.

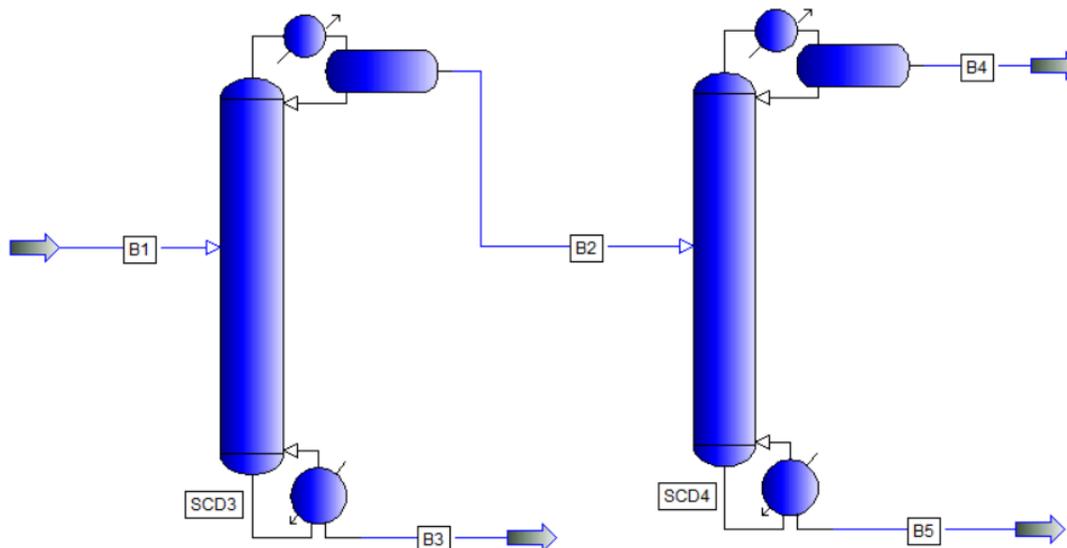


Ilustración 3.8. Simulación del método corto del segundo arreglo de la sección de fraccionamiento.

Cabe mencionar que el modelo en la simulación fue planteado de tal manera que ambos arreglos cumplieran con las mismas especificaciones, por lo que las diferencias entre ambos son únicamente en el número de etapas teóricas y el reflujo planteado y no hay diferencias en las corrientes de los productos (gas amargo, nafta ligera y nafta pesada) y sus composiciones. En ambos casos, las columnas operan a la presión de la corriente que sale del reactor menos una caída de presión de alrededor de 3 kg/cm² debido a equipos intermedios y elevación (18 kg/cm² g para la desbutanizadora y 16 kg/cm² para el fraccionador de naftas).

Del ambiente del simulador, se obtienen el número de etapas teóricas, la etapa teórica de alimentación y el reflujo a través de los resultados del método corto, el cual se presenta de esta manera:

TOTAL TRAYS	FEED TRAY	R/R-MIN	M/M-MIN	REFLUX RATIO	DUTY, M*KCAL/HR	
					CONDENSER	REBOILER
35	11.87	1.500	1.603	13.217	-3.848E+00	2.312E+01
32	10.93	1.750	1.476	15.420	-4.487E+00	2.376E+01
30	10.30	2.000	1.392	17.623	-5.127E+00	2.440E+01
29	9.86	2.250	1.331	19.826	-5.767E+00	2.504E+01
28	9.52	2.500	1.286	22.028	-6.406E+00	2.568E+01

Ilustración 3.9. Resultados del método corto de la columna desbutanizadora del primer arreglo.

En el reporte anterior, puede apreciarse que la selección óptima propuesta por el software contempla 30 etapas teóricas, con alimentación en el plato 10.



A continuación, se presentan los reportes de cada una de las columnas resumidos para facilitar el análisis y la comparación entre ambos arreglos y lo reportado en la literatura. Las etapas reales son determinadas con la ecuación siguiente:

$$\#Etapas\ reales: \frac{\#Etapas\ teóricas}{Eficiencia\ global}$$

Tabla 3.22. Evaluación de las etapas teóricas y reales para la sección de fraccionamiento.

COLUMNA	NO. DE ETAPAS TEÓRICAS	NO. DE ETAPAS REALES	NO. DE ETAPAS REALES (LITERATURA)	ETAPA DE ALIMENTACIÓN TEÓRICA
ARREGLO 1				
DESBUTANIZADORA	30	33	38 – 45	10
FRACCIONADOR	26	32	25 – 35	22
ARREGLO 2				
FRACCIONADOR	38	42	38 – 45	32
DESBUTANIZADORA	21	26	25 – 35	8

En cumplimiento con las especificaciones (de manera teórica) en ambos casos, es posible observar que ambos arreglos ofrecen un número de etapas teóricas y reales que corresponde con lo reportado en la literatura. Sin embargo, entre ambos arreglos existe una ligera diferencia en el total del número de etapas requeridas, pues el arreglo 1 considera 65 etapas reales en total, mientras que el arreglo 2 considera 68. Esta no es una diferencia sustancial, pues se trata de únicamente 3 etapas teóricas.

3.6.2.2. Segundo criterio: Presión de operación.

Por otro lado, un criterio a tomar en cuenta en esta selección es el perfil de presiones de la sección de separación. Debido a la altura de las columnas de fraccionamiento, existirá una caída de presión inherente al proceso, pues la elevación hasta el plato de alimentación supone una caída de presión, por lo cual la primera columna (en el arreglo que sea) operará a una presión superior a la segunda columna. Incluso sin definir la presión óptima para el proceso hasta este punto, es posible analizar cuál de las dos separaciones es más conveniente realizar a mayor presión.

En las operaciones de separación del petróleo y sus cortes hay un rango muy amplio de presiones, que van desde 1 hasta 400 psi (0.07 – 28.12 kg/cm²). Hay una tendencia que relaciona la presión con el tipo de corte que se pretende separar: Aquellos componentes más ligeros son separados a presiones altas, mientras que los componentes más pesados son separados a presiones bajas. Un claro ejemplo de esto es la destilación combinada del crudo, pues primero son separadas las fracciones más ligeras (gases, nafta, destilados intermedios, gasóleo ligero y pesado atmosférico) en la columna atmosférica y posteriormente las fracciones más pesadas (gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío, residuo de vacío) en la columna de vacío.

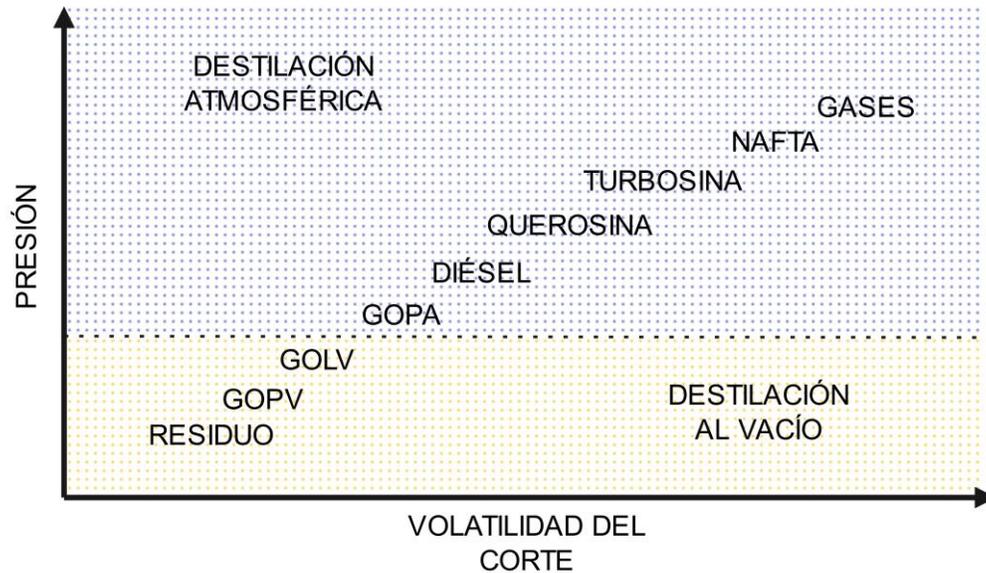


Ilustración 3.10. Presión vs Volatilidad de componentes en destilación.

Siguiendo esta misma lógica, la columna que opera a mayor presión será la desbutanizadora, pues se pretende separar el gas amargo junto a una pequeña fracción de ligeros. La columna que opera a menor presión será el fraccionador de naftas, pues la nafta es considerablemente más pesada y menos volátil (comparada con los gases).

Como se planteó antes, la primera columna en la sección de separación operará a mayor presión que la segunda, debido al perfil de presiones; por lo tanto, el arreglo 1 sigue la secuencia lógica de las presiones de operación.

El arreglo 2 también podría obedecer este planteamiento del perfil de presiones; sin embargo, debería reducirse la presión de la corriente que entra a la sección de separación para que opere primero el fraccionador de naftas y, posteriormente, incrementar la presión hasta la presión de operación de la desbutanizadora.

La presión de operación será evaluada posteriormente, pues es necesario llevar a cabo un análisis de sensibilidad que permita determinar la presión mínima a la cual es posible efectuar la separación.

3.6.2.3. Tercer criterio: Medidas de seguridad adicionales.

El criterio adicional para elegir el arreglo 1 sobre el 2 es que, debido a la presencia de H_2S , resulta inconveniente transportar el H_2S a través de dos columnas de separación por dos razones:

1. El H_2S resulta corrosivo y produce picaduras en los equipos; diseñar un equipo considerando presencia de H_2S implica contemplar el tratamiento térmico conocido como “relevado de esfuerzos” en la construcción del equipo; además de un espesor mayor debido a la corrosión. Si el H_2S es removido en la columna desbutanizadora, el fraccionador de naftas no presentará esta complicación.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

2. En el arreglo 2, si se diera el caso de una mala operación de la columna fraccionadora de naftas, el H_2S podría ser arrastrado hacia la nafta pesada, lo cual provocaría el envenenamiento de los catalizadores de la Unidad Reformadora de Naftas. En todo caso, en el arreglo 1, el H_2S sería arrastrado hacia la nafta ligera, lo cual tendría un efecto menos significativo.

Por lo tanto, el arreglo seleccionado es el 1. Este arreglo es empleado en la simulación de la columna desbutanizadora y de la columna fraccionadora de naftas a través del método riguroso.



3.6.3. Fase 2: Definición de la presión de operación.

Operar a presiones altas y bajas trae consigo ventajas y desventajas que pueden ser aprovechadas dependiendo del tipo de componentes que se pretende separar:

Tabla 3.23. Ventajas y desventajas de presiones altas y bajas en destilación de cortes del petróleo.

PRESIÓN	VENTAJAS	DESVENTAJAS	UTILIDAD
ALTA	<p>Incremento en temperaturas del domo y el fondo de la columna.</p> <p>Permite condensar componentes más volátiles con más facilidad (empleando agua de enfriamiento).</p>	<p>Espesor mayor en el equipo de proceso.</p> <p>Incrementa la carga térmica del rehervidor y el condensador.</p> <p>La columna opera a temperaturas más altas. Puede provocar formación de coque en cortes pesados (e.g. crudo, gasóleo pesado).</p> <p>Disminuye la eficiencia global de la separación, por lo que se requiere más reflujo o etapas de equilibrio.</p>	<p>Compuestos volátiles, gases criogénicos:</p> <p>H₂ H₂S Metano Etano Propano Butano</p> <p>Gases amargos LPG (propano butano)</p>
BAJA	<p>Incrementa la volatilidad relativa de los compuestos.</p> <p>Permite operar la columna a temperaturas más bajas.</p> <p>Reduce el espesor del equipo.</p> <p>Menor consumo energético y costo de operación.</p> <p>Reduce la carga térmica del rehervidor y precalentador.</p>	<p>Requiere refrigerantes para condensar componentes muy volátiles (e.g. gases amargos, LPG). Pues estos poseen una alta volatilidad y a bajas presiones condensan a temperaturas criogénicas.</p> <p>La presión del gas puede resultar insuficiente para ser enviado a desfogue, donde se requieren alrededor de 7 kg/cm² g y la presión puede ser muy baja a la succión de un compresor, por lo que habrá incrementos de temperatura considerables.</p>	<p>Compuestos pesados:</p> <p>Destilación a presión cercana a la atmosférica:</p> <p>Nafta (ligera y pesada) Turbosina Querosina Diésel (GOLA) GOPA</p> <p>Destilación al vacío:</p> <p>GOLV GOPV Residuo de vacío</p>

En una primera aproximación, las columnas son operadas a altas presiones (15 kg/cm²g).

Columna desbutanizadora (en adelante, nombrada estabilizadora debido a la ausencia de butano y que el servicio que desempeña no es el de una desbutanizadora):

Esta presión de operación tiene un impacto significativo en el condensador, pues es necesario condensar con agua de enfriamiento. El agua de enfriamiento permite enfriar hasta 36 °C, sin embargo, en estas condiciones, el condensador requiere enfriar hasta los 17 °C, cosa que es imposible realizar empleando agua de enfriamiento. Si se deseara condensar a 36 °C, la columna debería ser operada a 27 kg/cm² g, lo cual es una presión excesiva.

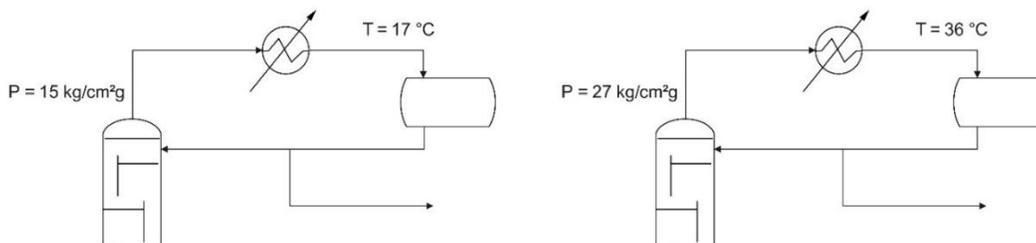


Ilustración 3.11. Comparación preliminar para selección de presión de operación de la columna estabilizadora.

Estas condiciones son requeridas, sobre todo, debido a la presencia de gases criogénicos, desde el hidrógeno, el ácido sulfhídrico, hasta el n-butano, por lo que, bajo estas condiciones, resulta impráctico llevar el proceso a condiciones tan severas. Cabe destacar que en algunos procesos en refinerías del mundo se ha optado por operar a tales condiciones de presión; sin embargo, en este trabajo, se le dará un nuevo enfoque al proceso.

Una solución a este problema consiste en retirar la mayor cantidad de gases incondensables como sea posible de manera previa a la separación. Para este efecto, la mezcla líquida que entra a la sección de fraccionamiento es expandida, reduciendo su presión hasta un nivel que permita que los componentes más volátiles sean separados en una fase gaseosa. La expansión de la corriente que entra a la planta fue evaluada a distintas presiones para analizar el comportamiento del equilibrio y definir la presión de expansión óptima:

Tabla 3.24. Evaluación de la presión de expansión de la corriente de entrada a la sección de fraccionamiento.

PRESIÓN	18	14	12	10	9	8	4
KG MOL / H EN EL GAS GENERADO							
H2	2.0222	7.2251	9.8392	12.4521	13.7932	15.0583	21.1252
H2S	0.0041	0.0186	0.0292	0.0438	0.0527	0.0650	0.1929
NH3	0.0002	0.0010	0.0015	0.0023	0.0027	0.0033	0.0088
METHANE	0.0428	0.1873	0.2876	0.4175	0.4967	0.5924	1.3999
ETHANE	0.0157	0.0708	0.1108	0.1652	0.1992	0.2434	0.6990
PROPANE	0.0070	0.0318	0.0501	0.0751	0.0904	0.1116	0.3368
IBUTANE	0.0010	0.0046	0.0072	0.0108	0.0130	0.0161	0.0491
BUTANE	0.0006	0.0029	0.0046	0.0069	0.0083	0.0103	0.0314
GAS	2.0937	7.5421	10.3304	13.1737	14.6561	16.1005	23.8431
NAFTA	0.0363	0.1653	0.2602	0.3905	0.4661	0.5815	1.7748

Surge el cuestionamiento sobre cuál es la mejor presión a la que es conveniente expandir. Si bien es favorable expandir a presiones muy bajas, esto presenta diversos inconvenientes:

1. La presión perdida en esta expansión debe ser recuperada en un bombeo posterior. Entre más baja sea la presión, mayor será la diferencia de presión que debe generar la bomba y operativamente resultará más costoso.
2. El gas producido en este punto será dirigido al cabezal de gas amargo, el cual, en las bases de diseño, se estableció que está a 7 kg/cm²g de presión, por lo que, si el gas que es enviado a dicho cabezal está a una presión menor, no tendrá la presión suficiente para integrarse.
3. La fase gaseosa generada por la expansión arrastra componentes ligeros junto a los gases. Dicha nafta debe ser condensada de la corriente gaseosa para reintegrarse con la nafta dirigida a la separación. Por esta razón, la nafta, además de ser expandida, debe ser calentada para poder condensarse después con agua de enfriamiento, pues la corriente que se expande se encuentra a 38 °C y condensar varios grados celsius por debajo de esa temperatura no es viable (podrían alcanzarse 36 °C como máximo).

Desde la expansión de la corriente de nafta y su posterior calentamiento, la corriente es separada en una primera etapa para aislar los gases generados. Luego debe ser condensada la nafta que es arrastrada en el gas. Esta corriente condensada parcialmente es separada nuevamente para recuperar la nafta, bombeándola para integrarla a la nafta que entra a la columna de separación; por su parte, el gas es enviado a control de presión hacia el cabezal de gas amargo, integrándose con el gas amargo que produce la columna estabilizadora.

Si se define una caída de presión permisible de 2 kg/cm² por los equipos y válvulas de esta sección de separación preliminar de los incondensables, puede definirse una presión límite a la cual es posible realizar la expansión. La presión máxima a la cual puede llevarse a cabo la expansión es de hasta 9 kg/cm²g.

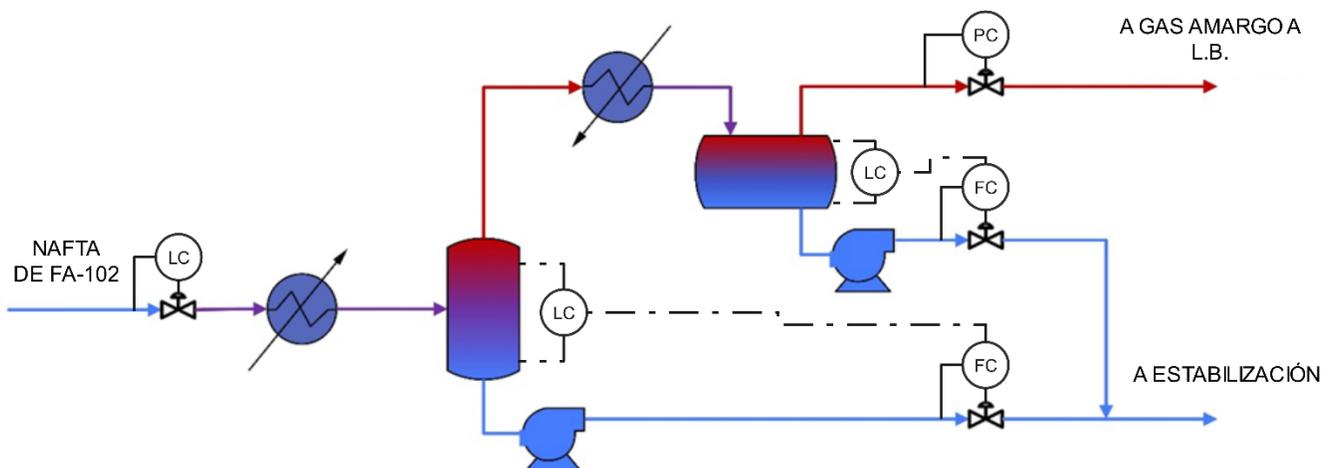


Diagrama 3.20. Separación de gases incondensables previo a columna estabilizadora.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

La temperatura a la cual se llevará a cabo la separación de los incondensables depende también de la composición de la fase gaseosa que se produce. Se debe procurar que no sea arrastrada una cantidad muy grande de nafta para reducir la carga térmica y el tamaño del condensador. Esta condición de temperatura es evaluada a la presión seleccionada de 9 kg/cm²g.

Tabla 3.25. Evaluación de la temperatura en la expansión de la nafta a 9 kg/cm²g.

T (°C)	38	100	150
H2	13.7932	12.3311	16.9096
H2S	0.0527	0.1449	0.5190
NH3	0.0027	0.0072	0.0189
METHANE	0.4967	0.7209	1.6116
ETHANE	0.1992	0.3968	1.2178
PROPANE	0.0904	0.2585	0.9991
IBUTANE	0.0130	0.0466	0.2083
BUTANE	0.0083	0.0345	0.1741
GAS	14.6561	13.9403	21.6583
NAFTA	0.4661	3.0798	23.7634

Con base en la tabla anterior, puede establecerse que a la temperatura de 100 °C apenas se volatiliza una cantidad muy pequeña de nafta. Por encima de 100 °C una cantidad mucho mayor de nafta es arrastrada en el gas, por lo que resulta inconveniente para el proceso añadir un condensador con una alta carga térmica. En el caso del gas, a 100 °C el equilibrio es modificado por la nafta, pues se volatiliza más nafta que la cantidad de gases incondensables en comparación con la temperatura inicial de 38 °C. Se ha definido que a 38 °C no es posible condensar e ir más allá de 100 °C implica condensar una cantidad mucho mayor de nafta, por lo que la temperatura de 100 °C es seleccionada. Además, esta temperatura también será la que tenga la corriente de nafta líquida que no es separada en esta etapa, por lo que este calentamiento hasta 100 °C ayuda a precalentar la nafta de carga a la columna estabilizadora.

Una vez definida la carga con una menor cantidad de incondensables, puede evaluarse la presión mínima de operación de la columna que permitirá llevar a cabo la separación deseada, empleando agua de enfriamiento para el condensador.

Se evalúa nuevamente el número de etapas teóricas y se retroalimenta el método corto con el método largo en un proceso iterativo hasta que ambos métodos converjan en las especificaciones que ofrecen.

El método corto sugiere que el número de etapas requeridas es de 23 platos, con el plato 18 como plato de alimentación definido de manera preliminar. Con este arreglo, en el método riguroso se hace un análisis de sensibilidad de la presión de operación de la columna estabilizadora, con el propósito de establecer la presión mínima de operación que permite condensar con agua de enfriamiento.

La presión de operación definida es de 12 kg/cm²g en el fondo de la columna estabilizadora. Esta presión permite condensar a 39.84 °C.

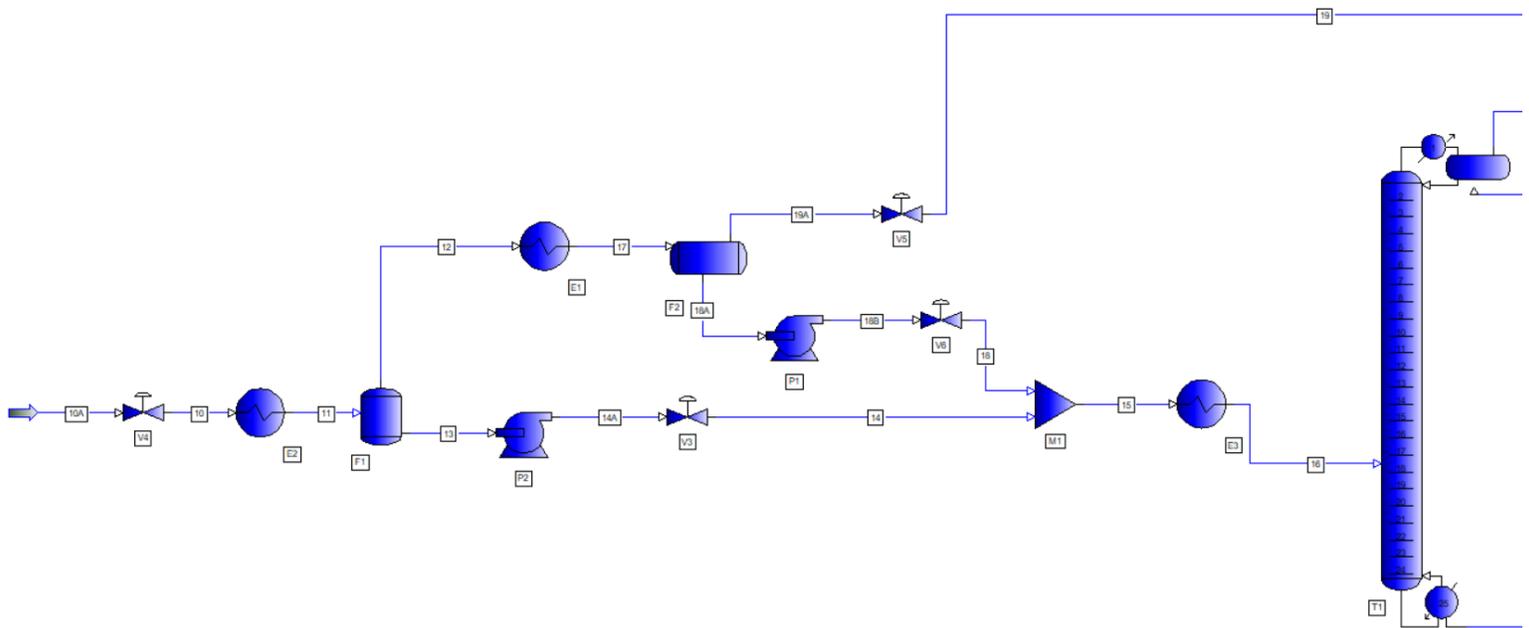


Ilustración 3.12. Esquema de la simulación de la sección de separación de incondensables y la columna estabilizadora.

La sección de separación de incondensables ofrece una enorme diferencia a la operación de la columna estabilizadora, pues ahora permite condensar a una temperatura mucho más alta, operando la columna a una presión menor.

Tabla 3.26. Comparación en la operación de la columna estabilizadora con y sin separación de incondensables.

OPERACIÓN	PRESIÓN DE OPERACIÓN (kg/cm ² g)	TEMPERATURA DE CONDENSACIÓN (°C)
SIN SEPARACIÓN DE INCONDENSABLES	15.00	17.00
SIN SEPARACIÓN DE INCONDENSABLES	27.00	36.00
CON SEPARACIÓN DE INCONDENSABLES	12.00	39.84

Columna fraccionadora de naftas:

De manera similar a la columna estabilizadora, se define la presión mínima de operación de la columna, junto al número de etapas teóricas requeridas para la separación. De manera iterativa, el método corto y el método riguroso de la columna son retroalimentados mutuamente hasta encontrar el mejor arreglo.

A partir de este análisis, se concluye que la columna fraccionadora puede operarse a presiones mucho más bajas (tal como se había mencionado antes) permitiendo condensar a una temperatura mayor, sin necesidad de refrigerantes. **A partir del método corto se determinan 20 etapas teóricas requeridas para la separación, con alimentación en el plato 20.**

Para este proceso, la nafta ligera es cortada por debajo de 90 °C en destilación ASTM D-86, mientras que la nafta ligera debe tener una temperatura inicial de destilación ASTM D-86 por encima de 90 °C. La presión mínima de operación que permite aproximarse a estas especificaciones es de 2 kg/cm² en el fondo de la columna, con una temperatura de condensación de 77.91 °C, por lo que en el caso de la columna fraccionadora no se presenta un problema mayor en la definición de las condiciones de operación.

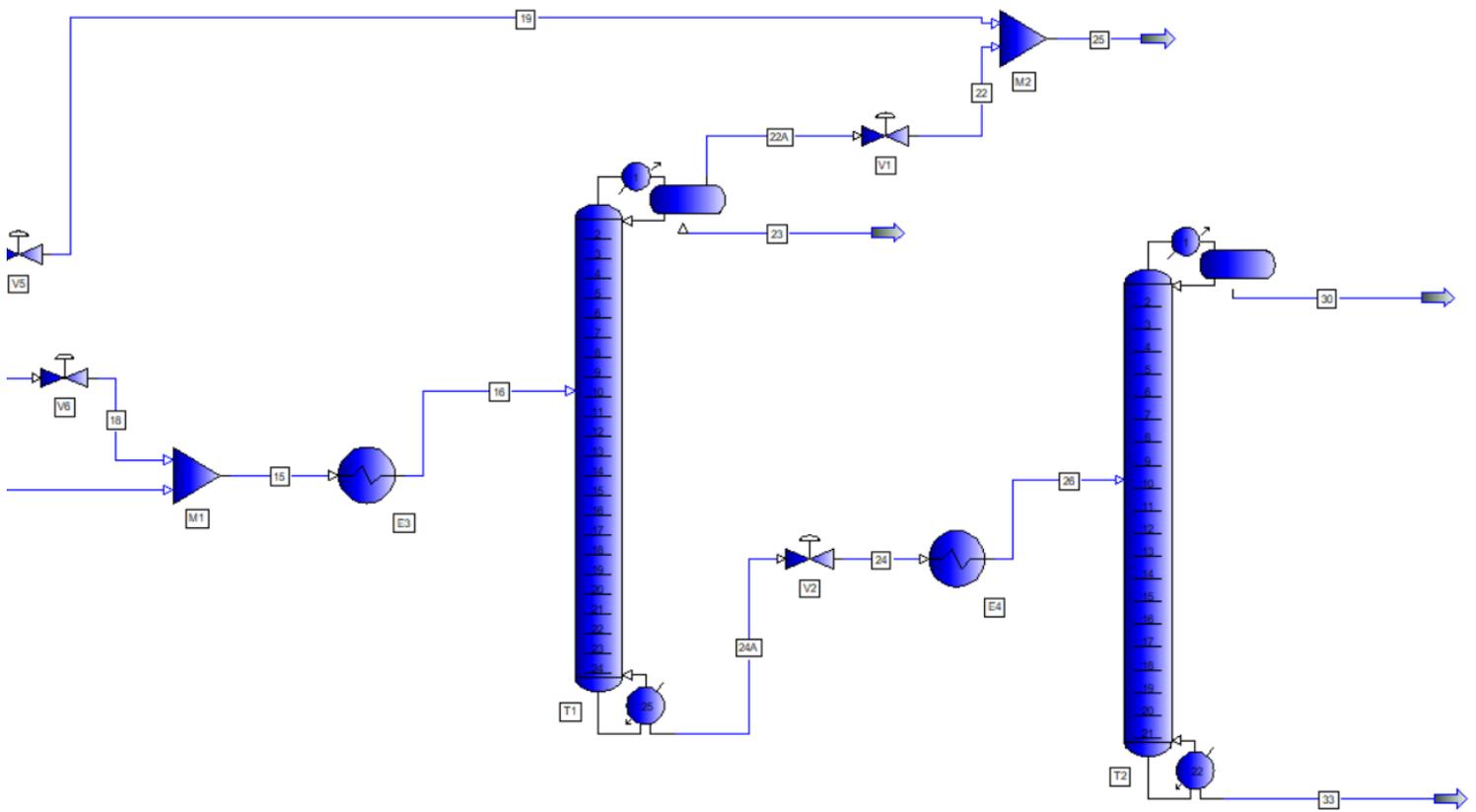


Ilustración 3.13. Esquema de la simulación de la columna estabilizadora y fraccionadora de naftas



3.6.4. Fase 3: Definición del plato de alimentación.

Finalmente, se realiza un análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la columna, con el propósito de definir el plato que permita llevar a cabo la separación cumpliendo la especificación de los productos de mejor manera, sin comprometer las condiciones de la operación y manteniendo constante el reflujo.

Columna estabilizadora:

Si se alimenta en el plato 10 se favorece la separación, incrementando el número de etapas de la sección de agotamiento de la columna, reduciendo considerablemente la cantidad de n-butano en la nafta, por lo que únicamente se encontrarán trazas de éste en la nafta ligera. Ir más allá del plato 10 implica incrementar las cargas térmicas del condensador y del rehervidor, por lo que el plato 10 es seleccionado como el plato de alimentación óptimo.

Tabla 3.27. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la columna estabilizadora.

PLATO ALIM	Qcond Mkcal/h	Qreb Mkcal/h	nC4 EN LA NAFTA kgmol/h	COMP. LIGERO DE LA NAFTA EN EL GAS kgmol/h	Tcond °C
18	-5.77	8.98	0.1024	0.0401	40
17	-5.78	8.63	0.0806	0.0063	40
12	-5.83	8.98	0.0197	0.0045	40
10	-5.87	9.06	0.0103	0.0037	41
9	-5.90	9.12	0.0078	0.0033	41

De esta manera quedan definidas las características de la columna estabilizadora.

Columna fraccionadora de naftas:

Si se alimenta en el plato 20, se cumple la especificación de la nafta ligera, pero no la de la nafta pesada. Debido a esto, resulta conveniente incrementar la sección de agotamiento de la columna, pues la nafta pesada se encuentra en mayor proporción.

Tabla 3.28. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la columna fraccionadora.

PLATO ALIM	Qcond Mkcal/h	Qreb Mkcal/h	NAFTA LIG. FBP D-86	NAFTA PES. IBP D-86	Tcond °C
20	-15.79	17.52	88.94	55.95	79
17	-15.68	16.97	84.12	69.78	78
10	-15.65	17.52	87.41	89.74	78
9	-15.65	17.53	88.11	89.98	78



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

El efecto de mover el plato de alimentación al plato 10 permite incrementar la sección de agotamiento y esto favorece la separación de la nafta pesada, consiguiendo que la nafta pesada tenga un punto de ebullición inicial en destilación ASTM D-86 de 89.747; esto es prácticamente 90 °C. Si se mueve el plato de alimentación al plato 9, uno por encima del 10, no hay un efecto considerable, por lo que no tiene sentido moverlo más allá del plato 10.

Considerando las eficiencias globales de cada separación se estiman los platos reales con base en los platos teóricos definidos:

Tabla 3.29. Platos teóricos, reales y de alimentación de la columna estabilizadora y fraccionadora.

COLUMNA ESTABILIZADORA				COLUMNA FRACCIONADORA			
Plato teórico	Plato teórico simulación	Platos reales	Sección	Plato teórico	Plato teórico simulación	Platos reales	Sección
Condensador	1	-	-	Condensador	1	-	-
1	2	1 - 10	Rectificación	1	2	1 - 11	Rectificación
2	3			2	3		
3	4			3	4		
4	5			4	5		
5	6			5	6		
6	7			6	7		
7	8			7	8		
8	9			8	9		
9	10	11	Alimentación	9	10	12	Alimentación
10	11	12 - 27	Agotamiento	10	11	13 - 29	Agotamiento
11	12			11	12		
12	13			12	13		
13	14			13	14		
14	15			14	15		
15	16			15	16		
16	17			16	17		
17	18			17	18		
18	19			18	19		
19	20			19	20		
20	21	20	21				
21	22	21	22				
22	23	22	23				
23	24			Rehervidor	24	-	-
Rehervidor	25	-	-				

3.6.5. Fase 4: Definición del equipo y servicios de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento.

Separación de incondensables:

En esta sección primero se requiere calentar la nafta de 38 hasta 100 °C. Considerando que el vapor de baja presión (3.5 kg/cm²g) tiene una temperatura de saturación de 138.87 °C, es posible emplear este vapor de baja presión como medio de calentamiento, por lo que el primer intercambiador de calor será un calentador con vapor de baja presión.

Posteriormente, se requiere condensar la nafta que es arrastrada en el gas, por lo que es necesario enfriar tanto como sea posible. El principal medio de enfriamiento del que se dispone en la planta es el agua de enfriamiento, que permite enfriar hasta 36 - 38 °C, por lo que este será un condensador con agua de enfriamiento.

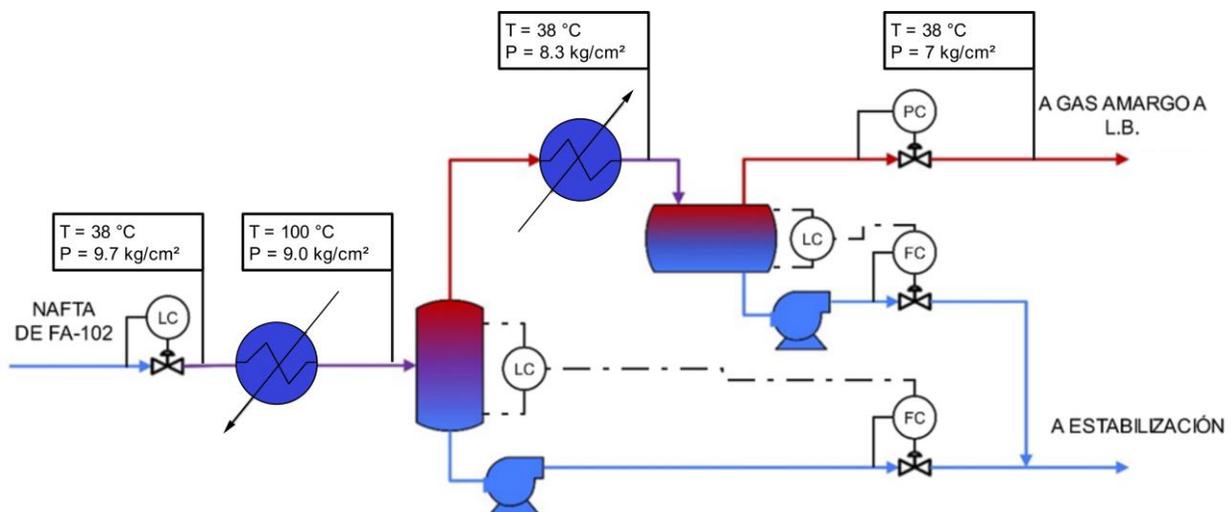


Diagrama 3.21. Intercambio térmico en zona de separación de incondensables.

Columna estabilizadora:

De manera previa, la carga a la columna estabilizadora debe ser calentada hasta una temperatura cercana a la temperatura del plato de alimentación. En este caso, se requiere calentar hasta 179.2 °C. Considerando que esta carga ya fue precalentada hasta 100 °C, se requiere un equipo adicional de intercambio térmico que caliente hasta la condición de alimentación.

El gas que sale por el domo de la columna requiere condensarse hasta una temperatura de 39.73 °C. Esto puede lograrse con agua de enfriamiento, por lo cual este equipo será un condensador con agua de enfriamiento.

El rehervidor de la columna requiere calentar hasta una temperatura de 206.7 °C, lo cual podría lograrse de manera forzada con vapor de media presión (20 kg/cm²g) o de manera holgada con vapor de alta presión (42 kg/cm²g). Sin embargo, para la carga térmica de un rehervidor esto resulta demasiado costoso, razón por la cual, se opta por elegir un rehervidor que empleará gas combustible como medio de calentamiento.

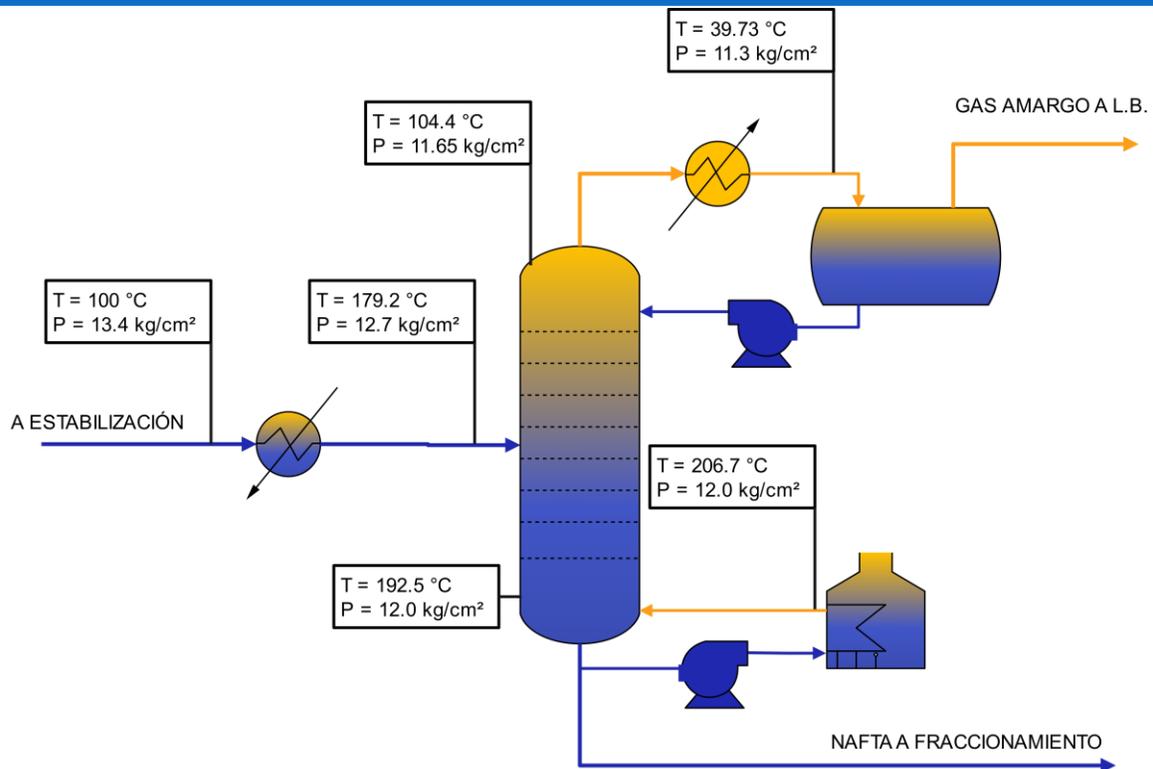


Diagrama 3.22. Intercambio térmico en zona de columna estabilizadora.

Columna fraccionadora de naftas:

La columna fraccionadora de naftas opera a una menor presión (2 kg/cm²g en el fondo), por lo que entre ambas columnas debe de haber una expansión. Esto tiene un efecto sobre la temperatura, ya que la corriente que proviene de la columna estabilizadora está a 206.7 °C. Posteriormente, el plato de alimentación a la columna fraccionadora de naftas se encuentra a 125.7 °C, por lo que la nafta debe enfriarse hasta la condición de temperatura de dicho plato. Para este efecto, una primera suposición plantearía el uso de agua de enfriamiento; sin embargo, debido a que no es necesario enfriar a un nivel tan bajo de temperatura, una opción viable es el uso de aire en un aroenfriador, el cual permite enfriar hasta la temperatura máxima extrema de bulbo seco del lugar; típicamente, en las refinerías del SNR, estos equipos permiten alcanzar una temperatura de hasta 55 °C. Se requiere enfriar hasta 125.7 °C, por ende, un equipo de enfriamiento con aire es una mejor solución para el enfriamiento, resultando menos costoso que el agua de enfriamiento.

De manera similar, los gases del domo de la columna requieren condensarse a 77.93 °C. Esta temperatura sigue estando en el rango de la temperatura alcanzable por el aroenfriador, por lo que también se empleará un equipo de estas características para este fin.

El rehervidor de la columna requiere calentar hasta una temperatura de 167.32 °C, lo cual podría lograrse con vapor de media presión (20 kg/cm²g). Sin embargo, al igual que en el caso de la columna estabilizadora, para la carga térmica de un rehervidor esto resulta demasiado costoso,

razón por la cual, se opta por elegir un rehervidor que empleará gas combustible como medio de calentamiento.

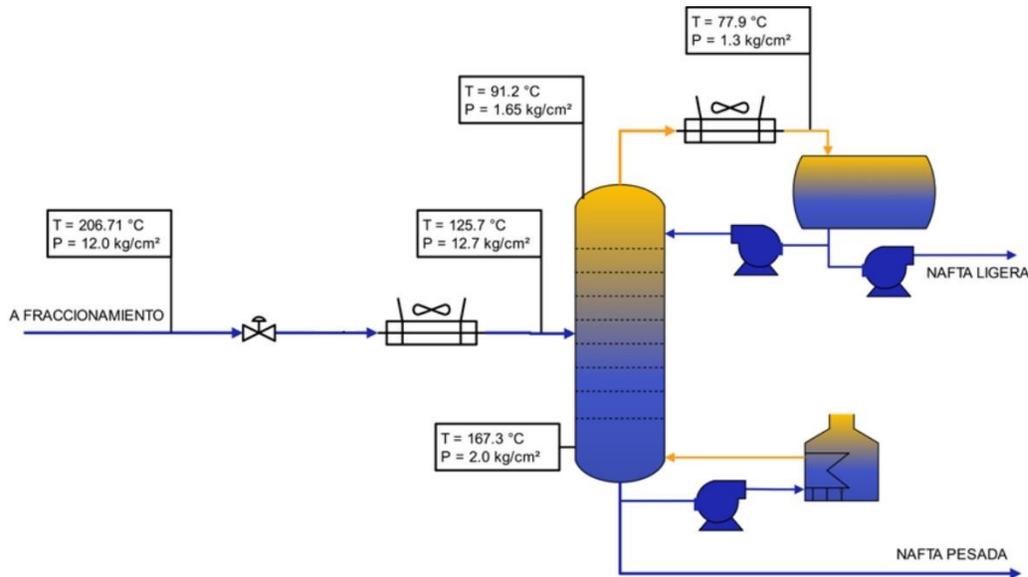


Diagrama 3.23. Intercambio térmico en zona de columna fraccionadora.

Entrega de productos a L.B.:

En las bases de diseño, se plantearon las condiciones a las que deben entregarse los productos de la planta (gas amargo, nafta ligera y nafta pesada).

- Condiciones de entrega de productos a L.B.:
 - Nafta ligera:
 - T = 38 °C
 - P = 10 kg/cm²g
 - Nafta pesada:
 - T = 95 °C
 - P = 10 kg/cm²g
 - Gas amargo:
 - T = 36 - 40 °C
 - P = 7 kg/cm²g
- Condiciones actuales de los productos:
 - Nafta ligera:
 - T = 77.93 °C
 - P = 1.2 kg/cm²g
 - Nafta pesada:
 - T = 167.31 °C
 - P = 2 kg/cm²g
 - Gas amargo:
 - T = 36.42 °C
 - P = 8.3 kg/cm²g máx

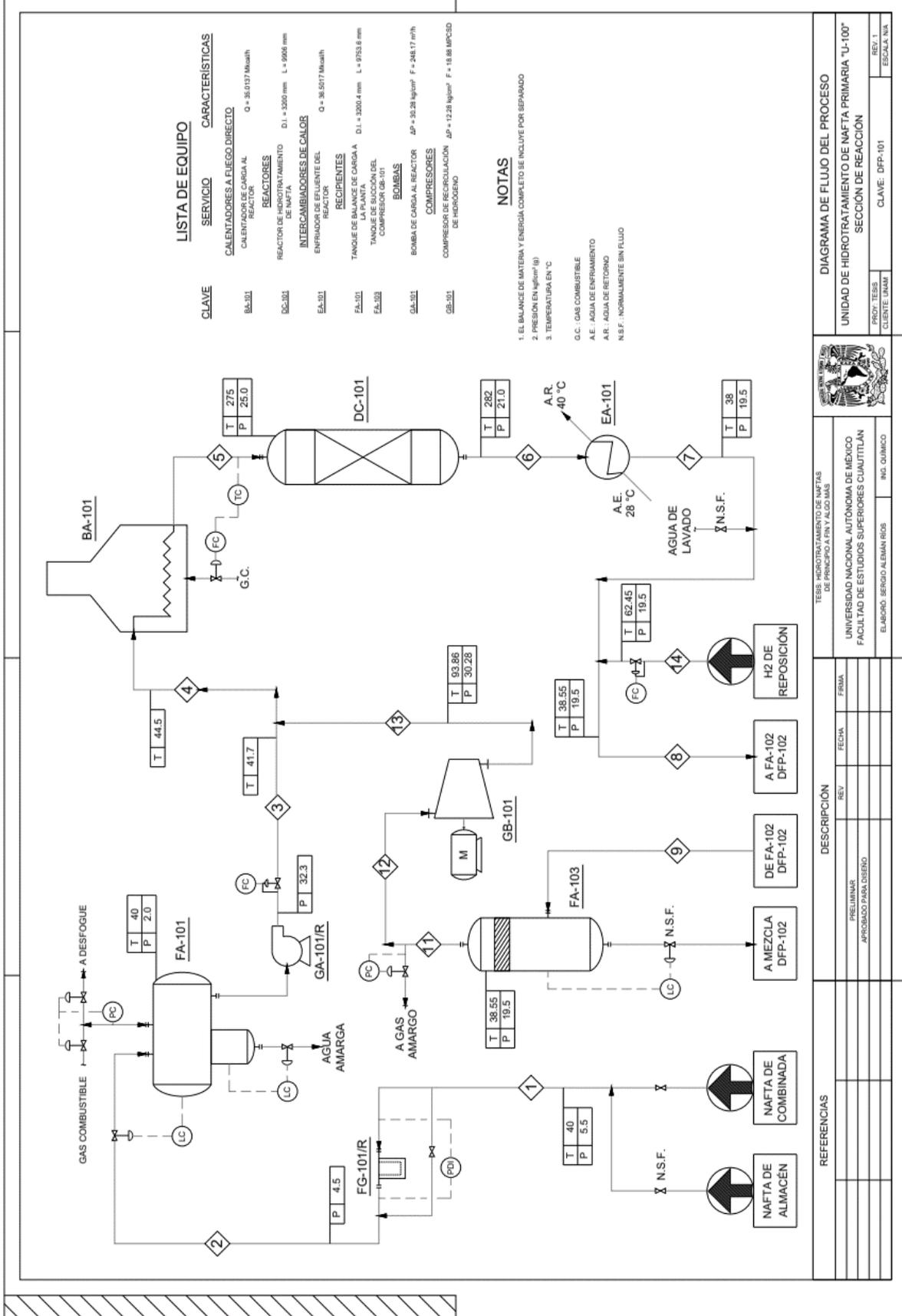


- Acondicionamiento para cada producto enviado a L.B.:
 - Nafta ligera:
 - Enfriar la nafta ligera, desde 77.93 hasta 38 °C. Puede llevarse a cabo en un intercambiador de calor con agua de enfriamiento.
 - Del acumulador de reflujo, la bomba incrementará la presión de la nafta, desde 1.2 kg/cm²g hasta 12.7 kg/cm²g, pues la nafta debe superar la caída de presión permisible del calentador (0.7 kg/cm²g) y de la válvula de control de nivel (2 kg/cm²g).
 - Nafta pesada:
 - Debe enfriarse desde 167.31 hasta 95 °C. Un aroenfriador permite llevar a cabo este enfriamiento.
 - La nafta debe bombearse desde el fondo de la columna, controlando el nivel de esta con el flujo de salida. La presión de descarga de la bomba será de 10.7 kg/cm²g, pues la nafta debe superar la caída de presión permisible del aroenfriador (0.7 kg/cm²g) y de la válvula de control de nivel (2 kg/cm²g).
 - En una operación eventual, la nafta pesada debe enfriarse aún más, hasta alcanzar los 38 °C para ir a almacenamiento, por lo que se emplea un intercambiador de calor con agua de enfriamiento.
 - Gas amargo:
 - La presión de salida de los gases recuperados en la zona de separación de incondensables y de la salida de gas amargo en el acumulador de reflujo de la columna estabilizadora es suficiente para vencer la caída de presión permisible del calentador y salir a L.B. con los 7 kg/cm²g requeridos.

3.7. Diagrama de flujo de proceso (DFP) preliminar.

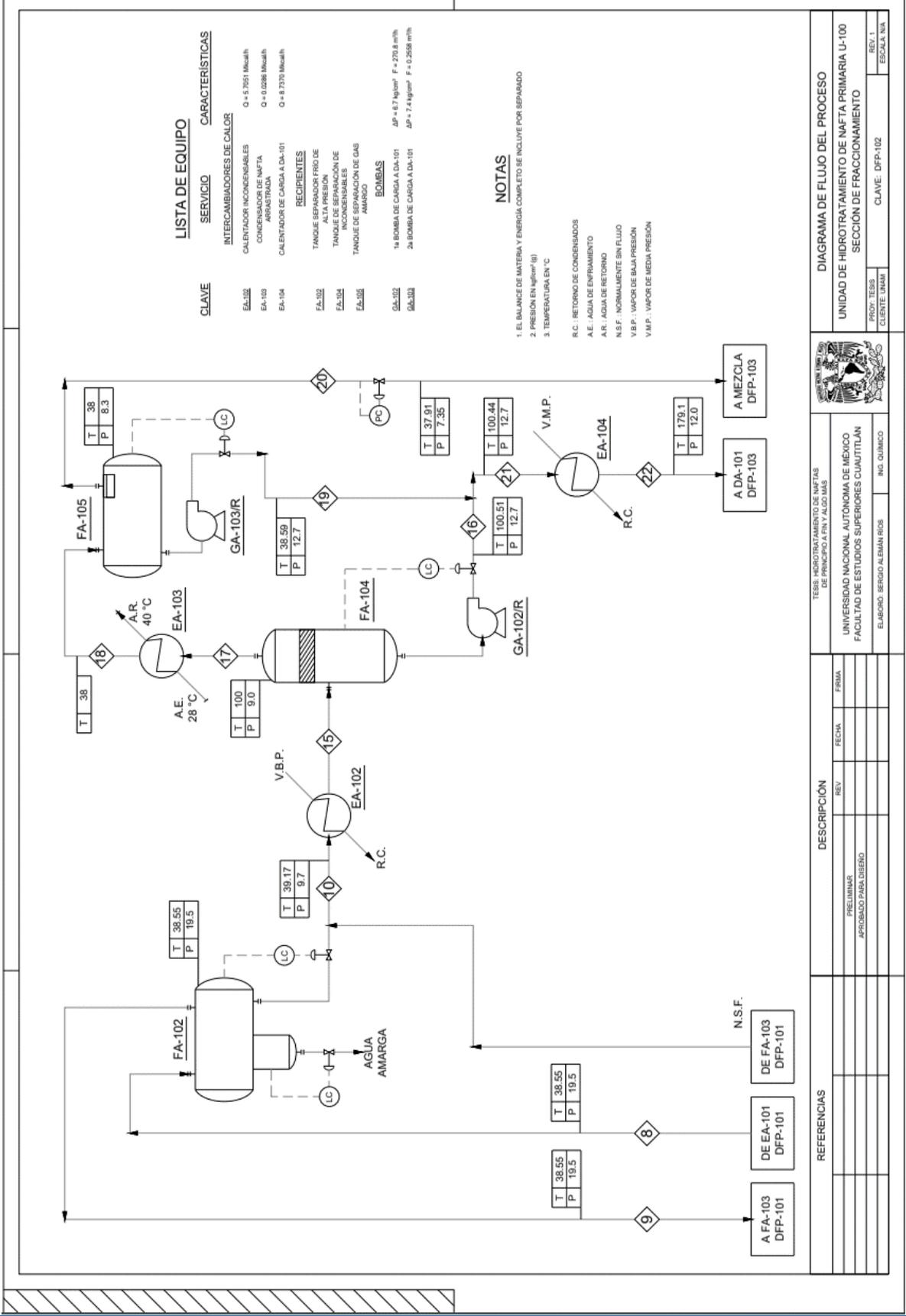


HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS





HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
INTERCAMBIADORES DE CALOR		
EA-102	CALENTADOR INCONDENSABLES	Q = 5.7951 Mcal/h
EA-103	CONDENSADOR DE NAFTA ARASTRADA	Q = 0.0298 Mcal/h
EA-104	CALENTADOR DE CARGA DA-101	Q = 8.2370 Mcal/h
RECIPIENTES		
FA-102	TANQUE SEPARADOR FRIO DE ALTA PRESIÓN	
FA-104	TANQUE DE SEPARACIÓN DE VAPOR DE ALTA PRESIÓN	
FA-103	TANQUE DE SEPARACIÓN DE GAS AMARGO	
BOMBAS		
GA-102	1a BOMBA DE CARGA A DA-101	BP = 6.7 kg/cm ² F = 270.8 m ³ /h
GA-103	2a BOMBA DE CARGA A DA-101	BP = 7.4 kg/cm ² F = 0.2558 m ³ /h

- NOTAS**
- EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPLETO SE INCLUIE POR SEPARADO
 - PRESIÓN EN kg/cm² (g)
 - TEMPERATURA EN °C

- R.C.: RETORNO DE CONDENSADOS
 A.E.: AGUA DE ENFRIAMIENTO
 A.R.: AGUA DE RETORNO
 N.S.F.: NORMALMENTE SIN FLUJO
 V.B.P.: VAPOR DE BAJA PRESIÓN
 V.M.P.: VAPOR DE MEDIA PRESIÓN

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO

UNIDAD DE HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA PRIMARIA U-100	
PROY: TESIS	REV: 1
CLIENTE UNAM	ESCALA: 1/1A
SECCION DE FRACCIONAMIENTO	
CLAVE: DFP-102	

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUHTILÁN

ELABORÓ: SERGIO ALEJANDRO ROS
 ING. QUÍMICO

DESCRIPCIÓN

REV	FECHA	FIRMA
PRELIMINAR		
APROBADO PARA DISEÑO		

REFERENCIAS

A FA-103 DFP-101	DE EA-101 DFP-101	DE FA-103 DFP-101
------------------	-------------------	-------------------



3.8. Optimización del proceso.

Tanto antes, durante y después de diseñar un proceso, debe de mantenerse en mente el potencial de mejora que existe. Si bien, a lo largo del diseño realizado a lo largo de este capítulo se mantuvo en mente la selección de condiciones, equipos y servicios óptimos para el proceso, existe un gran potencial energético que puede aprovecharse no solo para reducir el consumo de servicios de calentamiento y enfriamiento (lo cual se traduce en una reducción en el costo de operación), sino que es posible incluso eliminar la necesidad de algunos servicios requeridos para el proceso.

En un proceso de optimización, la integración de las corrientes frías que requieren calentarse con corrientes calientes que requieren enfriarse es conocida como integración térmica, la cual es un método que el ingeniero de procesos aplica para aprovechar la energía térmica de las mismas corrientes, reduciendo considerablemente la necesidad de equipos y servicios adicionales.

Como primer paso, se analizarán aquellas corrientes del proceso que requieren calentarse o enfriarse, tanto en la sección de reacción, como la de fraccionamiento.

Tabla 3.30. Corrientes frías y calientes de la sección de reacción

SECCIÓN DE REACCIÓN					
CORRIENTE	EQUIPO	SERVICIO	T _{EN} (°C)	T _{SAL} (°C)	Q (Mkcal/h)
4	BA-101	GAS NATURAL	45	275	35.01
6	EA-101	AGUA DE ENFRIAMIENTO	282	38	36.49

Tabla 3.31. Corrientes frías y calientes de la sección de fraccionamiento

SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO					
CORRIENTE	EQUIPO	SERVICIO	T _{EN} (°C)	T _{SAL} (°C)	Q (Mkcal/h)
10	EA-102	VAPOR DE BAJA P.	39	100	5.7185
17	EA-103	AGUA DE ENFRIAMIENTO	100	38	0.0286
21	EA-104	VAPOR DE MEDIA P.	100	179	8.7370
23	EA-105	COND. CON AGUA	105	40	5.9186
27	BA-102	REHERVIDOR CON GAS	193	207	9.0612
29	EC-101	AIRE	207	125	9.4352
33	EC-102	COND. CON AIRE	91	78	15.6493
38	BA-103	REHERVIDOR CON GAS	156	167	17.6061
37	EA-106	AGUA DE ENFRIAMIENTO	79	38	1.0168
40	EA-107	AGUA DE ENFRIAMIENTO	168	95	5.5119
40 ALM	EA-108	AGUA DE ENFRIAMIENTO	95	38	3.8052

Aquellas corrientes que son parte de una columna de destilación no pueden ser integradas térmicamente, pues esto comprometería el correcto funcionamiento del equipo. Estas corrientes han sido señaladas con color **amarillo**, el resto de las corrientes señaladas en **azul** pueden integrarse térmicamente. De igual manera, las corrientes de la sección de reacción no deben integrarse con las corrientes de la sección de fraccionamiento.



3.8.1. Integración térmica

Como ejemplo, en la sección de reacción se tiene:

1. 35.0119 Mkal/h de carga térmica transferida (entalpía) del calentador a fuego directo BA-101, el cual emplea gas natural.
2. 36.4997 Mkal/h de carga térmica transferida del enfriador EA-101, el cual emplea agua de enfriamiento.

Consumo de gas natural:

Suponiendo que el gas natural tiene el poder calorífico más bajo de lo establecido en las bases de diseño (9875 kcal/kg) y una eficiencia de combustión de 80%, para la carga térmica del EA-101 se requerirían:

Masa de gas natural requerida: 4,625 kg/h

Consumo de agua de enfriamiento:

Considerando que la capacidad calorífica del agua es de 1 kcal/kg°C y el agua será entregada a 28 °C y retornada a la torre de enfriamiento a 40 °C, se determina la cantidad de agua que se necesitaría para enfriar en el EA-101:

Densidad: (997 kg/m³)

Masa de agua requerida: 2'920,000 kg/h

Volumen de agua requerida: 2,986 m³/h

Esto es un consumo energético muy alto, que se traduce en un consumo de servicios auxiliares que tendrá una repercusión sobre el costo de operación de la planta. Por ello, se lleva a cabo la optimización de esta sección de la planta a través del análisis del punto "pinch" (pliegue).

3.8.1.1. Análisis del punto pinch: Sección de reacción.

Este método plantea un análisis energético de las corrientes del proceso que, con base en principios termodinámicos, intercambia el calor sensible de las corrientes frías y calientes.

La limitación del análisis del punto pinch es que no se considera el calor latente, por lo que puede existir una discrepancia entre las temperaturas de entrada y de salida calculadas y reales de un intercambiador de calor; sin embargo, si se definen las cargas térmicas de los equipos de transferencia de calor, el balance del calor transferido será adecuado, pues cubrirá en su totalidad el calor latente y el calor sensible que requieren ser transferidos.

Con base en la tabla 3.30, se realiza el análisis térmico, considerando un $\Delta T_{\text{mín.}} = 10 \text{ °C}$ (usado típicamente en integración térmica para evitar que existan limitaciones en el equipo de intercambio térmico). A partir de este análisis, se obtiene las Curvas Compuestas, la Curva Gran Compuesta, la temperatura del punto pinch para las corrientes calientes y frías, así como la carga térmica requerida para calentar y/o enfriar las corrientes del proceso.

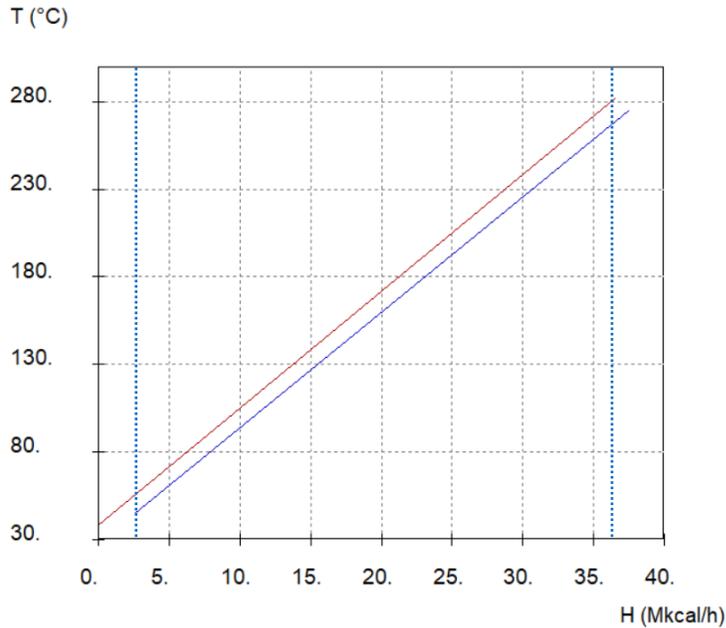


Gráfico 3.1. Curvas compuestas sección de reacción.

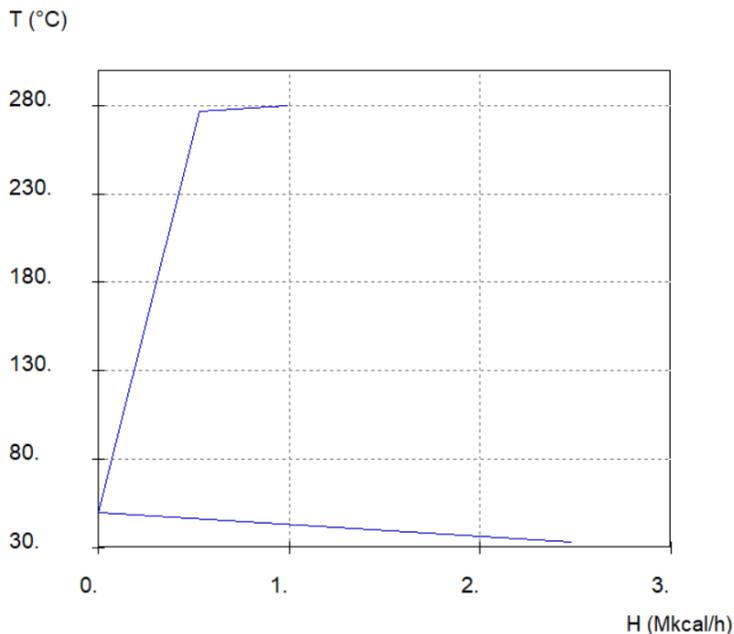


Gráfico 3.2. Curva gran compuesta sección de reacción.

En las curvas compuestas puede apreciarse que, dependiendo de la manera en que se integran las curvas compuestas, existe un traslape entre la curva roja (corrientes calientes) y la curva azul (corrientes frías); este traslape corresponde a la carga térmica que fue posible integrar y aprovechar.

En los extremos de las curvas puede apreciarse una sección sin traslape; esta sección corresponde a la carga térmica que será necesario suministrar para enfriamiento (en el caso de la curva roja) y para calentamiento (en el caso de la curva azul).

En la curva gran compuesta se puede apreciar la temperatura del punto pinch caliente en la zona de intersección entre la curva gran compuesta y el eje ordenado.

$$T \text{ pinch caliente} = 54.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pinch frío} = 44.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{calentamiento}} = 0.9953 \text{ Mkcal/h}$$

$$Q_{\text{enfriamiento}} = 2.48318 \text{ Mkcal/h}$$

Con estos resultados del análisis pinch, se realiza el diseño de la red de intercambio térmico a través del método de malla.

El método de malla considera algunas reglas para su aplicación:

3. No se debe de intercambiar calor a través del punto pinch.
4. No se debe enfriar por encima del punto pinch.
5. No se debe calentar por debajo del punto pinch.



Así mismo, para que dos corrientes puedan intercambiar calor, se debe de cumplir con la regla del mCp:

$$\text{Por encima del punto pinch: } mCp_{fría} \geq mCp_{caliente}$$

$$\text{Por debajo del punto pinch: } mCp_{caliente} \geq mCp_{fría}$$

El mCp puede ser determinado despejando el producto de la masa por el Cp de la ecuación siguiente:

$$Q = mCp\Delta T \therefore mCp = \frac{Q}{\Delta T}$$

Resumiendo, las corrientes de la sección de fraccionamiento tienen las siguientes características:

Tabla 3.32. Resumen de corrientes de sección de reacción para método de mallas.

CORRIENTE	TIPO	T _{EN} (°C)	T _{SAL} (°C)	Q (Mkcal/h)	mCp
4	FRÍA	44	275	35.0119	0.1519
6	CALIENTE	282	38	36.4997	0.1495

Por encima del punto pinch, el mCp de la corriente fría es mayor al de la corriente caliente, por lo que el primer equipo de intercambio térmico integrará a estas dos corrientes. La corriente 6 (caliente) es suministrada a 282 °C y será integrada térmicamente hasta alcanzar la temperatura del pinch caliente (54.6 °C). La entalpía en esta etapa será de 34.0165 Mkcal/h; este calor es removido de ambas corrientes en el intercambiador de calor 1.

La corriente 4 (fría) tenía el potencial de intercambiar 35.0119 Mkcal/h, ya ha intercambiado 34.0165 Mkcal/h, por lo que la energía remanente es de 0.9953 Mkcal/h. Por su parte, la corriente 6 (caliente) tiene un remanente de 2.4831 Mkcal/h. Estas energías remanentes serán suministradas o removidas por los servicios auxiliares, pues su valor coincide con la energía de enfriamiento y calentamiento que fue determinada en las curvas compuestas. Respetando las reglas del análisis de mallas, se calentará por encima del punto pinch con el intercambiador de calor 2 (que corresponde al BA-101) y se enfriará únicamente por debajo del punto pinch en el intercambiador de calor 3 (que corresponde al EA-101).

Con base en esto, se desarrolla el diagrama de mallas, donde se localizan los intercambiadores de calor que interconectan a las corrientes integradas y los servicios de calentamiento y de enfriamiento. El diagrama está dividido por el punto pinch, con la temperatura del punto pinch caliente que divide a la corriente caliente y la temperatura del punto pinch frío que divide a la corriente fría.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

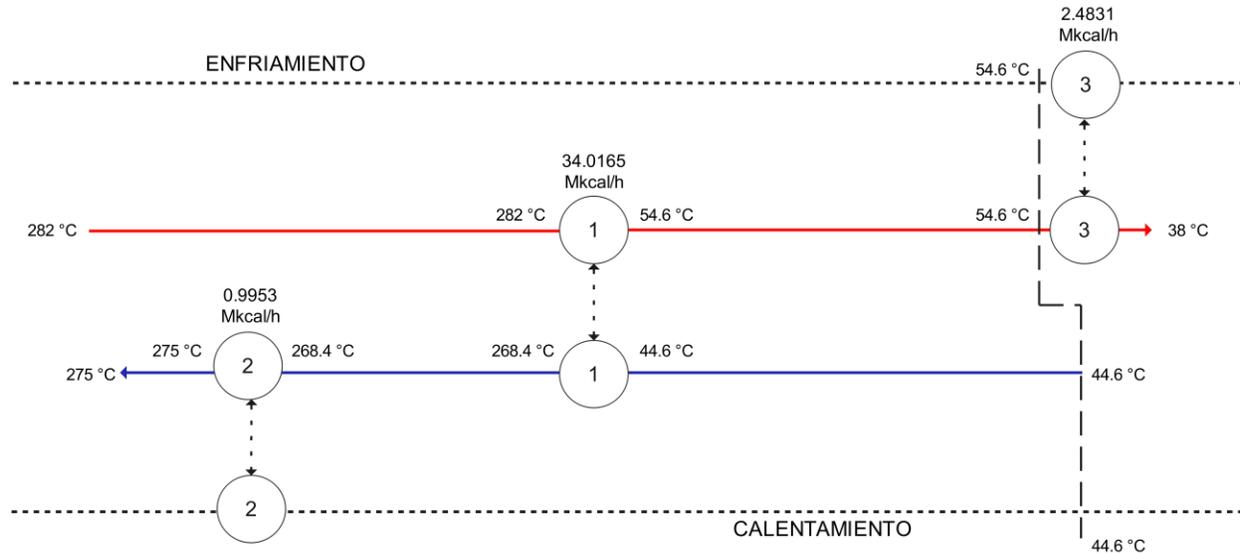


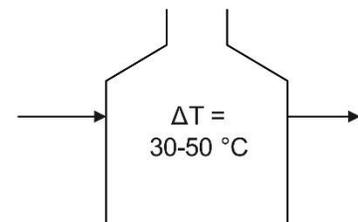
Diagrama 3.24. Diagrama de mallas de la integración térmica de la sección de reacción.

En este punto es posible comparar las cargas térmicas antes y después de la integración:

Tabla 3.33. Cargas térmicas con y sin integración térmica en la sección de reacción.

SERVICIO	CARGA SIN INTEGRACIÓN TÉRMICA	CARGA CON INTEGRACIÓN TÉRMICA
CALENTAMIENTO	35.01 Mkcal/h	0.99 Mkcal/h
ENFRIAMIENTO	36.49 Mkcal/h	2.48 Mkcal/h

Sin embargo, se presenta un inconveniente en el diseño, pues el calentador a fuego directo debe ofrecer un incremento de temperatura de entre 30 y 50 °C debido a que en el arranque de la planta se requiere calentar con incrementos de temperatura considerables; de otra manera, el tiempo que tardaría el calentador a fuego directo en alcanzar las condiciones de operación se extendería demasiado. Debido a esto, el análisis pinch realizado ofrece una visión sobre el proceso, indicando que, aunque es posible lograr que la corriente caliente y la corriente fría se consuman térmicamente casi por completo, esto no es deseable debido al incremento de temperatura que debe ofrecer el calentador a fuego directo.



Como alternativa, en la simulación del proceso, es posible especificar la temperatura de salida de la corriente fría 40 °C (el punto medio entre 30 y 50 °C) por debajo de la condición del reactor. Si la condición de reacción es de 275 °C, la salida del precalentador será de 235 °C. Con la carga térmica que ofrezca este intercambio térmico se enfriará la corriente caliente tanto como sea posible. La carga térmica del precalentador es de 27.21 Mkcal/h.

Las cargas térmicas limitadas por el ΔT del calentador a fuego directo se presentan a continuación.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 3.34. Cargas térmicas limitadas con y sin integración térmica en la sección de reacción.

SERVICIO	CARGA SIN INTEGRACIÓN TÉRMICA	CARGA CON INTEGRACIÓN TÉRMICA
CALENTAMIENTO	35.01 Mkcal/h	7.80 Mkcal/h
ENFRIAMIENTO	36.49 Mkcal/h	9.28 Mkcal/h

La red de intercambio térmico de la sección de reacción se presenta a continuación:

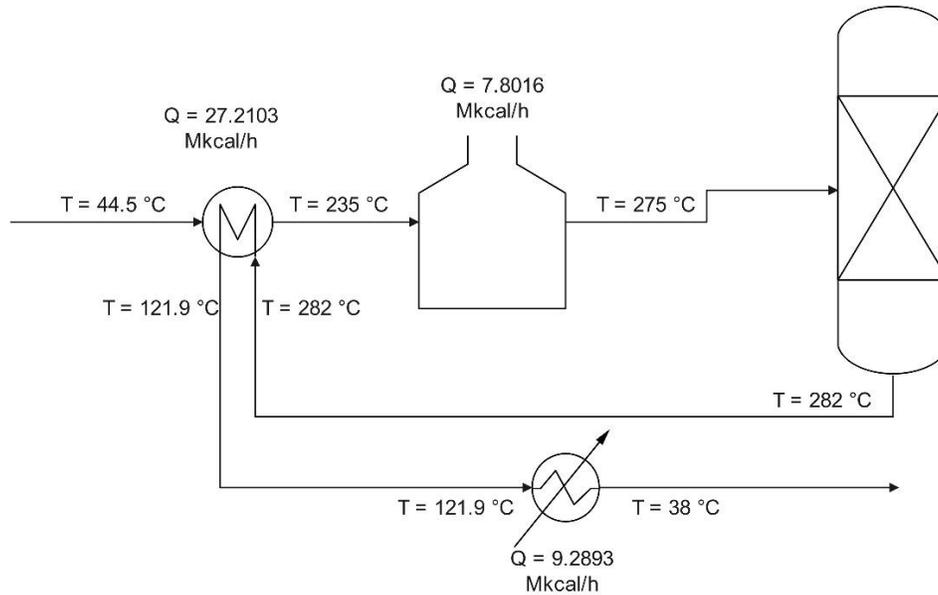
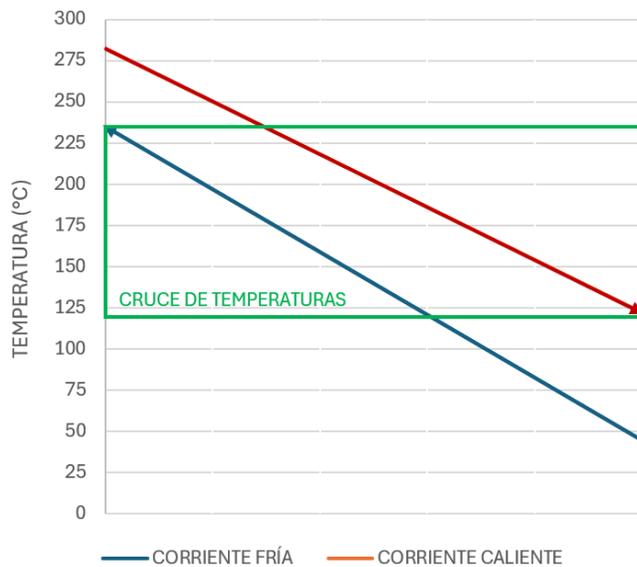


Ilustración 3.14. Red de intercambio térmico de la sección de reacción.



Trazando las líneas paralelas del precalentador es posible observar que existe un cruce de temperaturas, por lo que es de esperarse que el área de transferencia sea grande, pudiendo llegar a requerir varios equipos de intercambio térmico. En todo caso, la transferencia es factible, pues las líneas paralelas no se cruzan.

Gráfico 3.3. Líneas paralelas del precalentador carga-efluente del reactor de HDT.



3.8.1.2. Análisis del punto pinch: Sección de fraccionamiento

De manera análoga al análisis realizado para la sección de reacción, el análisis de la sección de fraccionamiento requiere establecer las corrientes calientes y frías cuya entalpía resulta conveniente aprovechar. De la tabla 3.31 se descartan aquellas corrientes que forman parte del sistema del condensador y del rehervidor de una columna (corrientes 23, 27, 33 y 38). De igual manera, son descartadas las corrientes que tienen una entalpía muy baja (corrientes 17 y 37), pues no poseen una carga térmica considerable que permita calentar o enfriar eficientemente. Por lo tanto, las corrientes 10, 21, 29 y 40 son seleccionadas para el análisis pinch dado su mayor potencial para intercambiar energía. Además, la corriente de nafta pesada a almacenamiento (40 ALM) es una operación eventual y no es considerada en la integración térmica porque el intercambio térmico no será constante.

Tabla 3.35. Resumen de corrientes de sección de fraccionamiento para método de mallas.

CORRIENTE	TIPO	T _{EN} (°C)	T _{SAL} (°C)	Q (Mkcal/h)	mCp
10	FRÍA	39	100	5.7185	0.093776
21	FRÍA	100	179	8.7370	0.111072
29	CALIENTE	206	125	9.4352	0.115471
40	CALIENTE	168	95	5.5119	0.075330

Realizando el análisis pinch se obtienen las Curvas Compuestas, la Curva Gran Compuesta, la temperatura del punto pinch para las corrientes calientes y frías, así como la carga térmica requerida para calentar y/o enfriar las corrientes del proceso.

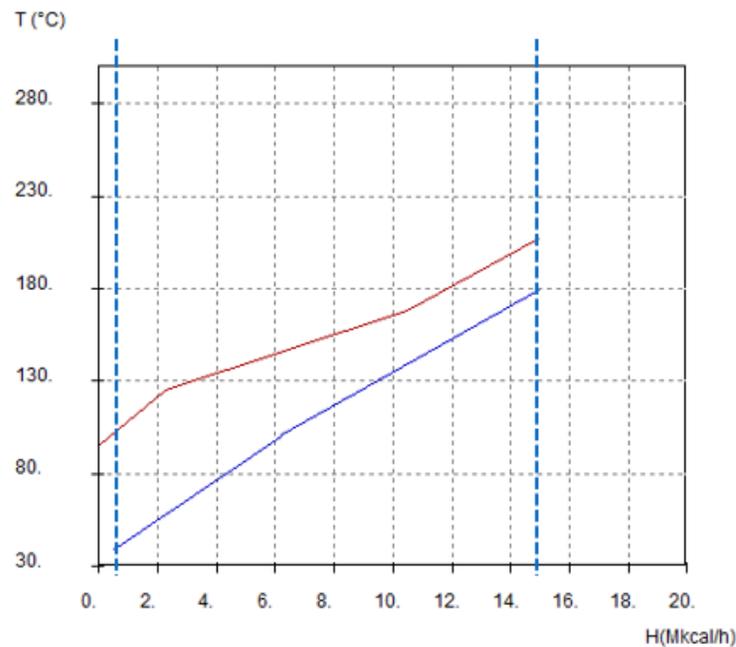


Gráfico 3.4. Curvas compuestas sección de fraccionamiento.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

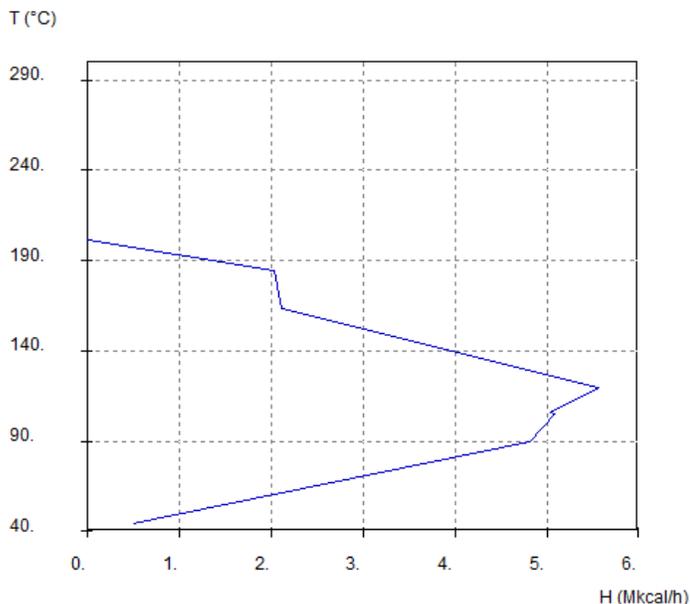


Gráfico 3.5. Curva gran compuesta sección de fraccionamiento.

$$T \text{ pinch caliente} = 206.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T \text{ pinch frío} = 196.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$Q_{\text{calentamiento}} = 0.0 \text{ Mkcal/h}$$

$$Q_{\text{enfriamiento}} = 0.4916 \text{ Mkcal/h}$$

En el análisis pinch se determina a través de la curva gran compuesta que la temperatura del punto pinch caliente es de $206.7 \text{ } ^\circ\text{C}$ y, $10 \text{ } ^\circ\text{C}$ por debajo, la temperatura del punto pinch frío es $196.7 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Por medio de las curvas compuestas se aprecia que las corrientes, al integrarse, son consumidas térmicamente casi en su totalidad, permitiendo emplear únicamente servicios de enfriamiento, pues el calor proporcionado por las corrientes calientes es suficiente para calentar a las corrientes frías.

Con esta información es posible realizar el análisis del método de mallas. Es deseable que las dos corrientes con la mayor entalpía intercambien energía calórica primero (esto se conoce como la *regla de las marcas* o *tick off*); dichas corrientes son la 21 y 29.

Sin embargo, la regla del mC_p indica que por encima del pinch el mC_p de la corriente fría debe ser mayor que el mC_p de la corriente caliente, por lo que, en teoría, estas dos corrientes no podrían intercambiar calor. No obstante, como en muchas reglas, existen excepciones: “*Las corrientes que no entran ni salen del punto pinch no tienen que cumplir la regla del mC_p* ” (Arce, 2014). Tal es el caso de la corriente 21, la cual es una corriente fría suministrada a $100.44 \text{ } ^\circ\text{C}$ y cuya temperatura objetivo es de $179.1 \text{ } ^\circ\text{C}$; dado que ambas temperaturas están fuera del punto pinch (no salen de él, ni lo atraviesan), las corrientes 21 y 29 pueden integrarse térmicamente.

Planteando los equipos de intercambio térmico paso a paso:



Intercambiador 1: Corrientes 21 y 29.

La carga térmica de la corriente 21 es de 8.7312 Mkcal/h, mientras que la de la corriente 29 es de 9.4352 Mkcal/h. Se plantea el intercambio térmico total entre ambas, por lo que la entalpía de la corriente 21 será reducida a 0 y a la de la corriente 29 le será sustraída la de la corriente 21, en consecuencia, la corriente 29 tendrá una carga térmica remanente de 0.6982 Mkcal/h.

Intercambiador 2: Corrientes 10 y 40.

Planteando el siguiente intercambio con base en la regla de las marcas, las corrientes con mayor energía son la 10 y 40. Ambas corrientes se encuentran por debajo del punto pinch y no lo atraviesan ni parten de él, así que la regla del mCp es despreciada en este intercambio.

La corriente 10 posee una carga térmica de 5.7185 Mkcal/h y la corriente 40 de 5.5119 Mkcal/h. Planteando el consumo energético total de la corriente 40 (la corriente 40 transfiere calor en su totalidad a la corriente 10, el remanente de la corriente 40 será de 0 y la corriente 10 tendrá un sobrante de 0.2066 Mkcal/h.

Intercambiador 3: Corrientes 10 y 29.

En este punto, ambas corrientes están fuera del pinch, por lo que la regla del mCp queda descartada. La entalpía de la corriente 10 es transferida en su totalidad a la corriente 29, dejando a la corriente 29 con un remanente de 0.4916 Mkcal/h.

Intercambiador 4: Enfriamiento de corriente 29 con agua de enfriamiento.

La entalpía restante de la corriente 29 es transferida al servicio de enfriamiento (agua). Esta carga térmica del intercambiador 4 corresponde con la energía calculada para enfriamiento en el análisis pinch, por lo que puede concluirse que el balance térmico está cerrado.

A continuación, se puede apreciar la evolución de la cantidad de calor transferido en cada intercambiador planteado:

Tabla 3.36. Resumen del análisis de malla de la sección de fraccionamiento.

Corriente	Q inicial (Mkcal/h)	Q Intercambiador 1 (Mkcal/h)	Q Intercambiador 2 (Mkcal/h)	Q Intercambiador 3 (Mkcal/h)	Q Intercambiador 4 (Mkcal/h)
10	5.7185	5.7185	0.2066	0	0
21	8.7370	0	0	0	0
29	9.4352	0.6982	0.6982	0.4916	0
40	5.5119	5.5119	0	0	0
Q transferido (Mkcal/h)		8.7370	5.5119	0.2066	0.4916



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

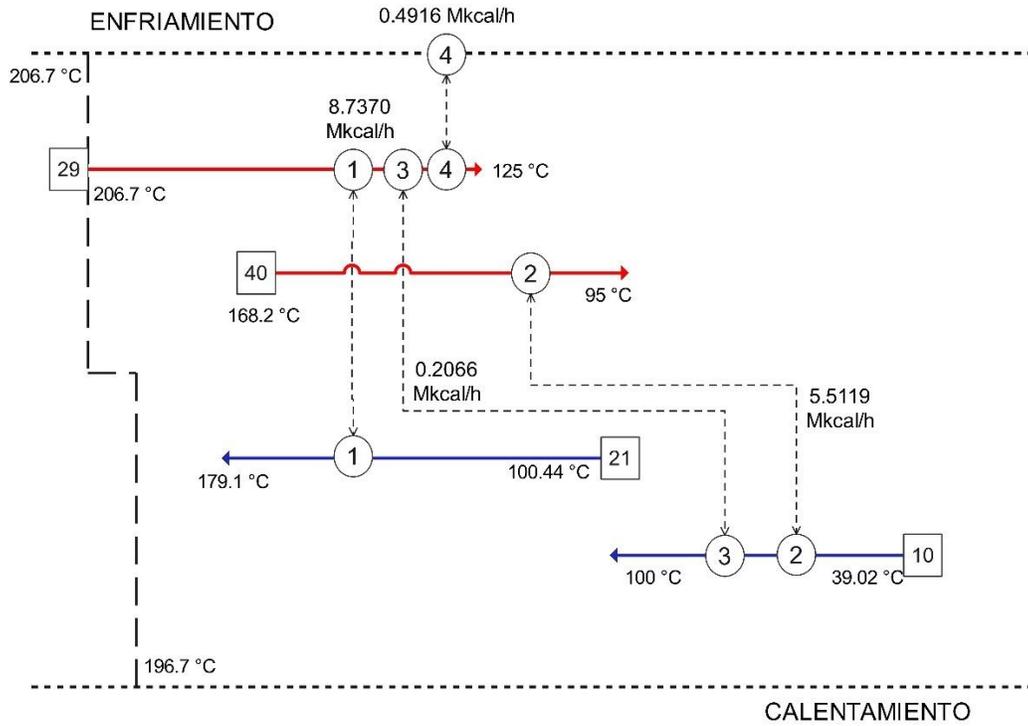


Diagrama 3.25. Diagrama de mallas de la integración térmica de la sección de fraccionamiento.

Para cada intercambiador de calor se evalúan las líneas paralelas:

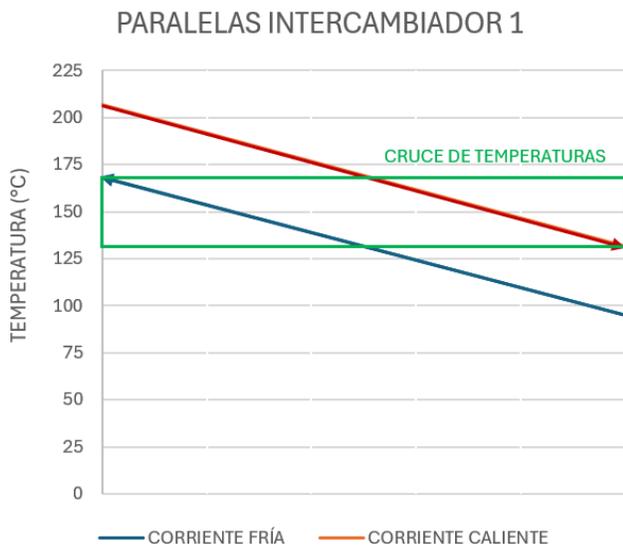


Gráfico 3.6. Líneas paralelas del intercambiador 1 (sección de fraccionamiento)

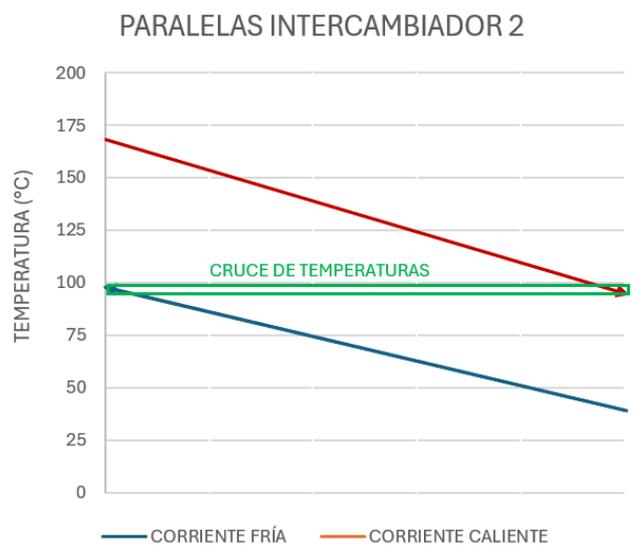


Gráfico 3.7. Líneas paralelas del intercambiador 2 (sección de fraccionamiento)



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

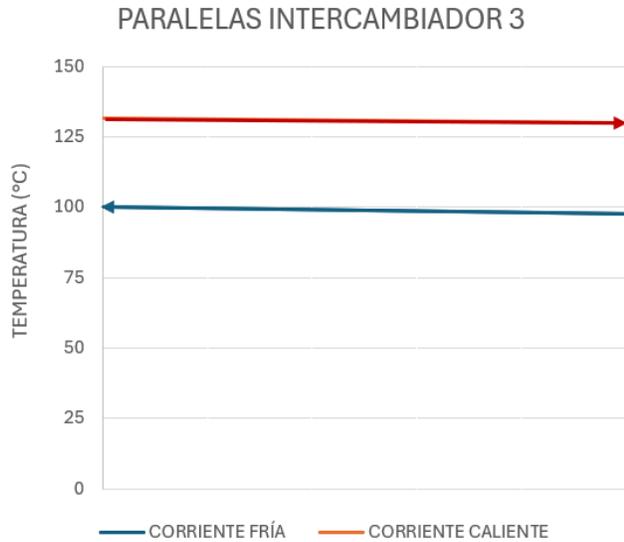


Gráfico 3.8. Líneas paralelas del intercambiador 3 (sección de fraccionamiento)

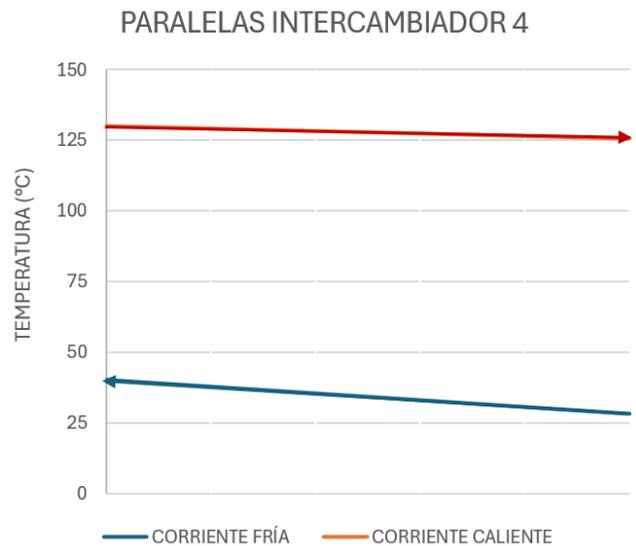


Gráfico 3.9. Líneas paralelas del intercambiador 4 (sección de fraccionamiento)

Desde un principio se planteó que aquellas corrientes que representen una entalpía muy baja no era conveniente integrarlas térmicamente, pues esto incrementaría el número de intercambiadores de calor, sin ofrecer una ventaja considerable a la reducción del requerimiento energético para calentamiento o enfriamiento. Tal es el caso de los intercambiadores de calor 3 y 4:

El intercambiador de calor 3 representa una carga térmica de tan solo 0.2066 Mkcal/h, lo cual apenas consigue reducir la temperatura de la corriente caliente (29) en 2.2 °C e incrementa la temperatura de la corriente fría (10) en 1.7 °C.

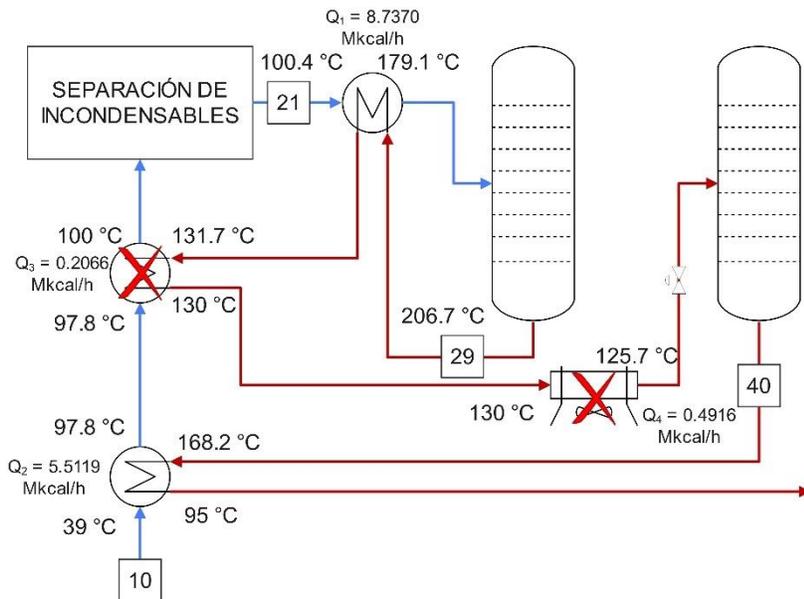


Diagrama 3.26. Red de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento (preliminar).

Por su parte, el intercambiador de calor 4 únicamente reduce la temperatura de la corriente caliente (29) en 4.3 °C, con una carga de 0.4916 Mkcal/h.

Entre ambos intercambiadores de calor no representan ni siquiera un intercambio de 1 Mkcal/h y no resulta relevante su inclusión en la integración térmica, por lo que serán eliminados.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Para compensar y evaluar este cambio, en la simulación del proceso, al intercambiador de calor 1 le será definida la temperatura de entrada al plato de la columna estabilizadora (corriente 21 entra a $179.1\text{ }^{\circ}\text{C}$ a la columna estabilizadora). Mientras que al intercambiador de calor 2 le será definida la temperatura de salida de la corriente 40 (nafta pesada a $95\text{ }^{\circ}\text{C}$ a L.B.). Para controlar la temperatura de entrada a la fraccionadora de naftas, la corriente 29 es expandida en la válvula previo a su alimentación a la columna; dado que una fracción de esta corriente está en fase vapor, la expansión reducirá su temperatura hasta una temperatura cercana a la de alimentación del plato.

La red de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento, por lo tanto, resulta de la siguiente manera:

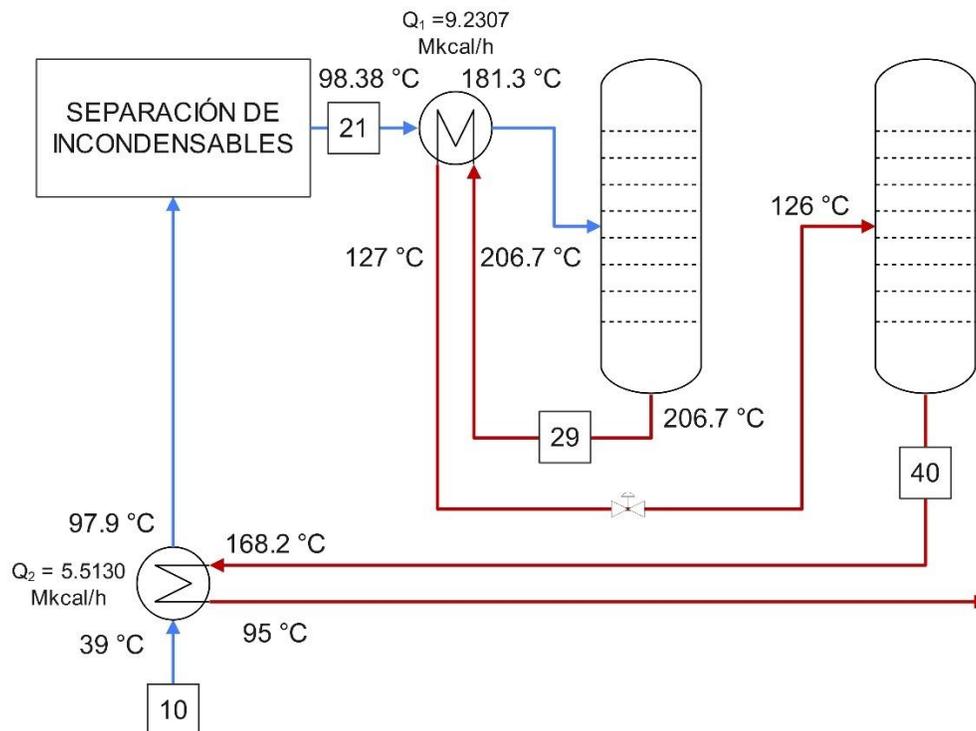


Diagrama 3.27. Red de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento.

Las curvas paralelas de estos equipos de intercambio térmico permiten apreciar que la transferencia de calor es posible, pues las paralelas no se cruzan, aunque existe un traslape de temperaturas pronunciado en el intercambiador 1 y ligero en el intercambiador 2, por lo que el área de transferencia podría incrementar debido a estos cruces.

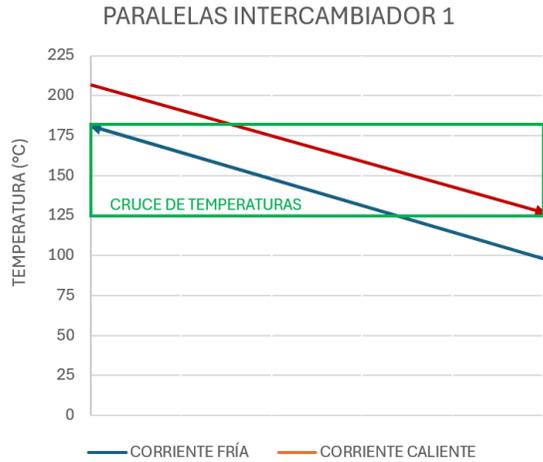


Gráfico 3.10. Paralelas intercambiador 1 (final).

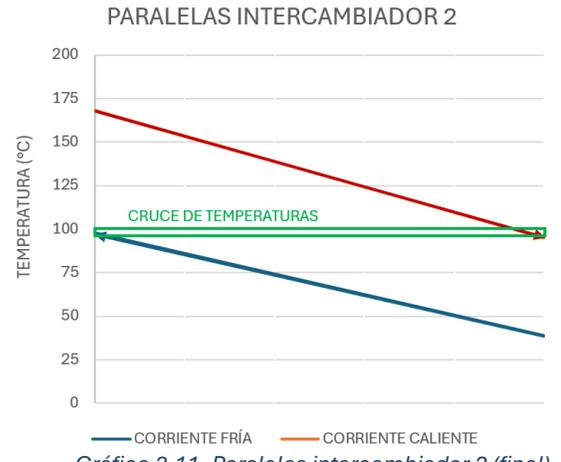


Gráfico 3.11. Paralelas intercambiador 2 (final).

Adicionalmente, puede reducirse aún más la carga térmica requerida para enfriamiento, pues el condensador de la columna estabilizadora opera únicamente con agua, reduciendo la temperatura desde 105 °C hasta 40 °C. En este intervalo de temperatura, resulta conveniente emplear un enfriador con aire previo al condensador con agua, pues esto permite reducir considerablemente la carga térmica del condensador y, a su vez, el consumo de agua de enfriamiento de la planta. El enfriador con aire podrá enfriar hasta 54 °C, este proceso tendrá una carga térmica de 5.3974 MMkcal/h, por lo que el condensador de la columna únicamente tendrá una carga térmica de 0.5212 MMkcal/h.

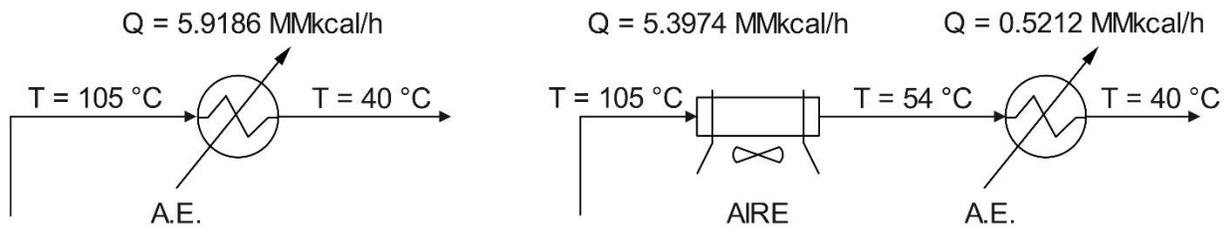


Diagrama 3.28. Incorporación de un aeroenfriador al sistema de condesación de la columna DA-101.

Finalmente, se ofrece una visión general al consumo energético para calentamiento y para enfriamiento antes y después de llevar a cabo la integración térmica:

Tabla 3.37. Comparación de las cargas térmicas de la sección de reacción.

SECCIÓN DE REACCIÓN		
TIPO DE PROCESO	SERVICIOS	TOTAL
SIN INTEGRACIÓN	Q _{ENFRIAMIENTO}	36.4997
	Q _{CALENTAMIENTO}	35.0119
CON INTEGRACIÓN	Q _{ENFRIAMIENTO}	9.2893
	Q _{CALENTAMIENTO}	7.8016



CARGA TÉRMICA DE EQUIPOS (SEC. DE REACCIÓN)

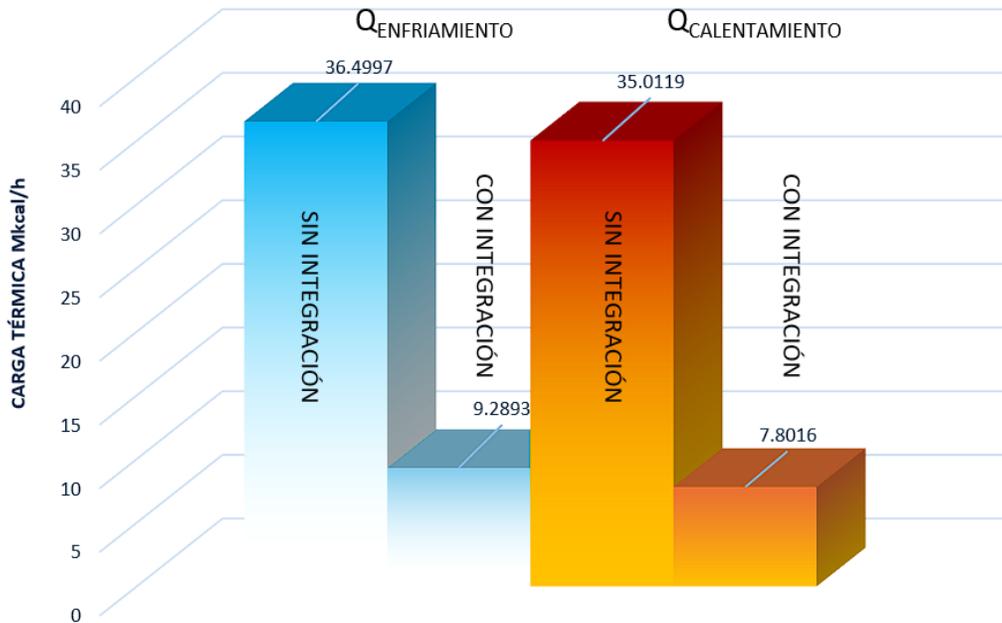


Gráfico 3.12. Comparación de las cargas térmicas de la sección de reacción

Tabla 3.38. Comparación de las cargas térmicas de la sección de fraccionamiento.

TIPO DE PROCESO	SERVICIOS	COND/REB	INTERCAMBIADORES	TOTAL
SIN INTEGRACIÓN	Q _{ENFRIAMIENTO}	21.5679	15.9925	37.5604
	Q _{CALENTAMIENTO}	26.6673	14.4555	41.1228
CON INTEGRACIÓN	Q _{ENFRIAMIENTO}	16.1655	4.8481	21.0136
	Q _{CALENTAMIENTO}	26.1634	0	26.1634

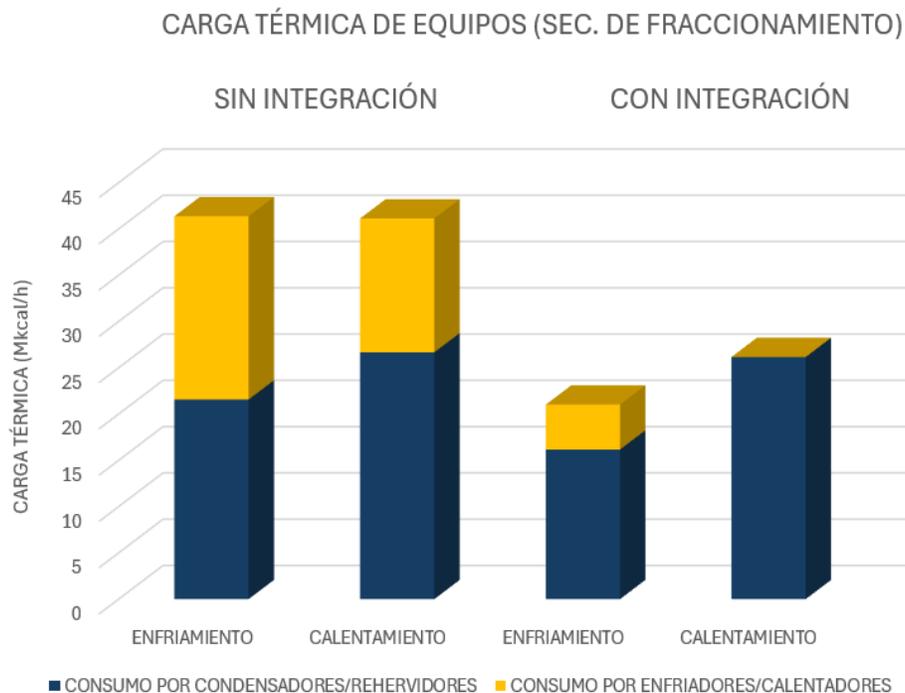


Gráfico 3.13. Comparación de las cargas térmicas de la sección de fraccionamiento

La carga térmica de los condensadores y rehervidores está determinada por el funcionamiento de las columnas estabilizadora y fraccionadora de naftas, por lo que no hay un impacto significativo en la carga térmica de condensadores y rehervidores. Sin embargo, la energía suministrada o removida por estos equipos propios de las columnas puede ser aprovechada a través de la integración térmica, permitiendo reducir considerablemente la carga térmica de los intercambiadores de calor, consiguiendo el aprovechamiento más eficiente de la energía, optimizando el proceso.

A nivel global, la Unidad U-100 de Hidrotratamiento de Nafta Primaria enfrenta dos casos:

1. Caso 1: Sin integración térmica:

- 1.1. Carga térmica de calentamiento global: 76.1347 Mkcal/h
- 1.2. Carga térmica de enfriamiento global: 77.8653 Mkcal/h

2. Caso 2: Con integración térmica:

- 2.1. Carga térmica de calentamiento global: 33.9650 Mkcal/h
- 2.2. Carga térmica de enfriamiento global: 30.3029 Mkcal/h

Esto significa que la carga térmica para calentamiento se redujo a un 44.61% y para enfriamiento se redujo a un 38.92% de lo que hubiese representado la carga térmica si no se hubiese llevado a cabo la optimización del proceso a través de la integración térmica. Es importante considerar que las cifras de la carga térmica se traducen en servicios de calentamiento y de enfriamiento y, a su vez, estos se traducen en costos de operación, por lo que, a través de la optimización del proceso, se ha reducido el costo operativo por servicios de calentamiento y enfriamiento a menos de la mitad.

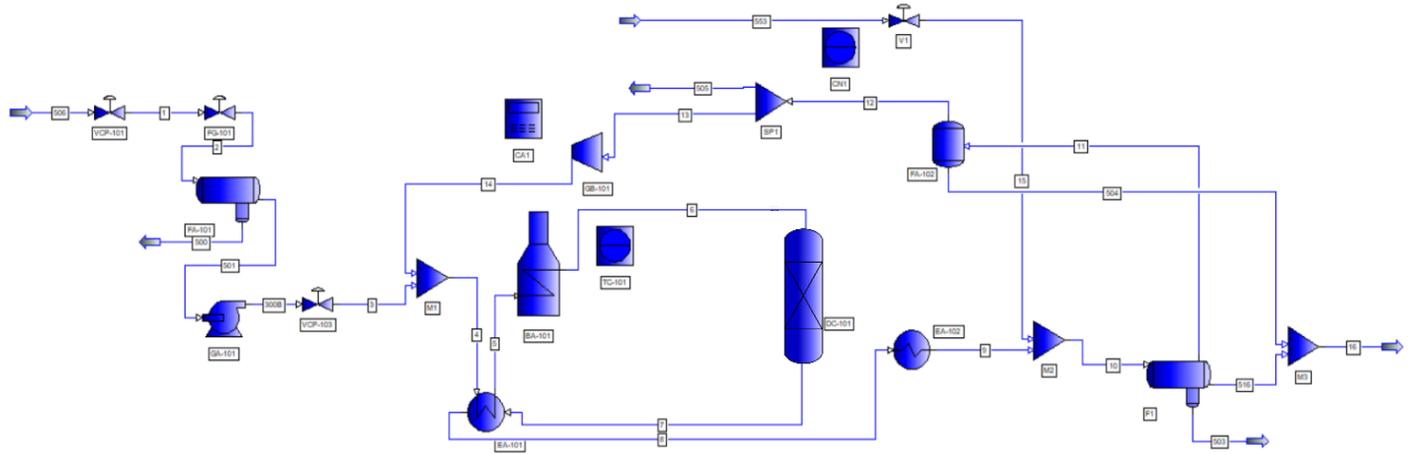


Ilustración 3.15. Simulación de la sección de reacción (con integración térmica).

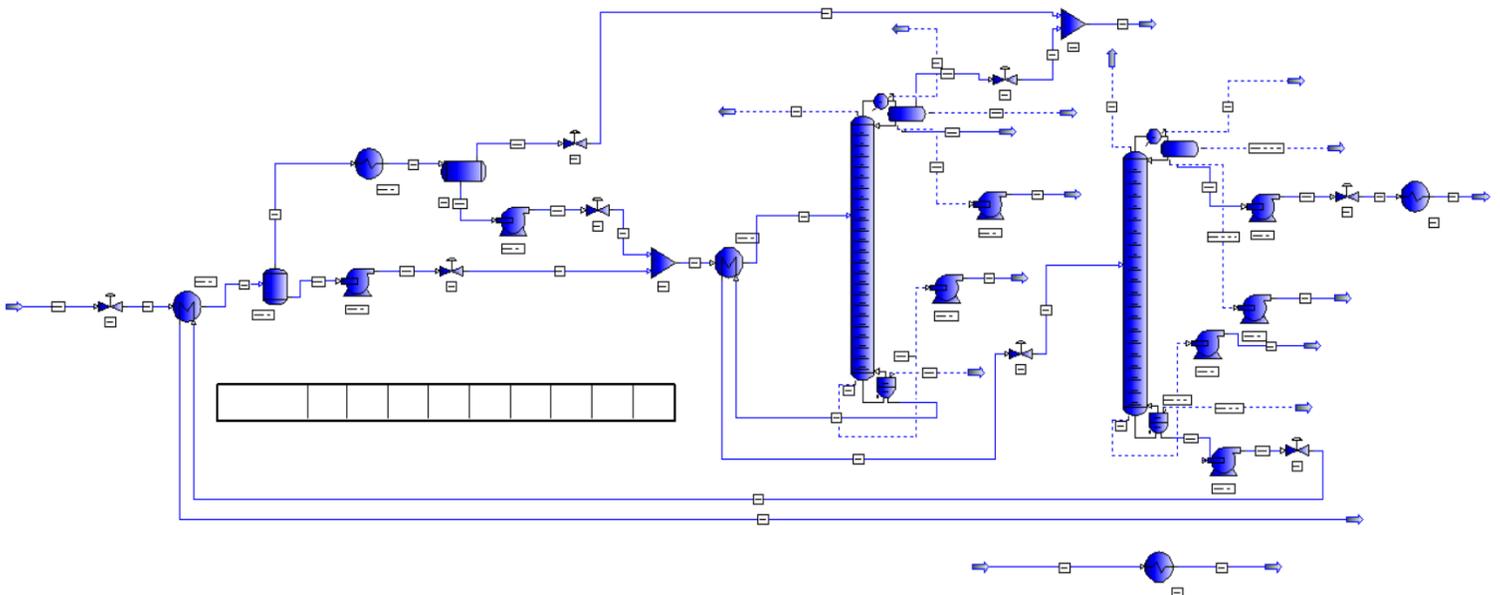


Ilustración 3.16. Simulación de la sección de fraccionamiento (con integración térmica).



CAPÍTULO 4. PAQUETE DE DISEÑO DEL PROCESO (PDP)

4.1 Bases conceptuales de diseño.

El propósito de la Unidad de Hidrotratamiento de Naftas Primarias (en lo subsecuente, nombrada U-100) es producir dos cortes de nafta desulfurada; un corte de nafta ligera que será procesado en la Unidad de Isomerización y un corte de nafta pesada que será procesada en la Unidad de Reformación Catalítica.

La capacidad de diseño de la U-100 es de 36,500 BPSD con una capacidad mínima del 60%.

El diseño del proceso considera un solo caso:

- ✓ IDC (Inicio de corrida)

Las especificaciones de corrientes de entrada a la planta, así como los productos y servicios auxiliares están reportadas las **bases conceptuales de diseño del capítulo 3.**

4.2 Descripción del proceso.

La nafta primaria, amarga y estabilizada, se recibe de L.B., proveniente de la Planta Combinada a una temperatura de 40 °C y presión de 9.5 kg/cm²g o de almacenamiento a una temperatura de 38 °C y presión de 7.5 kg/cm²g. La planta debe contar con una capacidad de almacenamiento que garantice su operación durante al menos 5 días sin recepción de nafta amarga.

La nafta se recibe en el tanque de carga a la planta FA-101, en el cual se controla el nivel con el flujo de entrada a la planta y se mantiene la presión en 2 kg/cm²g con gas de sello a control de presión para garantizar que la nafta se encuentre en fase líquida. Las trazas de agua proveniente de plantas aguas arriba son separadas en la pierna del tanque. La bomba GA-101/R cargará la nafta amarga a la planta con una presión de descarga de 33.7 kg/cm²g.

La nafta se integrará con el hidrógeno de recirculación proveniente del compresor de recirculación GB-101. La mezcla de la nafta con el hidrógeno se precalienta con el efluente del reactor en el intercambiador de calor EA-101 hasta alcanzar 235 °C; a esta condición de temperatura, la mezcla se encuentra completamente vaporizada. Posteriormente, la mezcla continúa su calentamiento hasta la condición de temperatura del proceso de 275 °C en el calentador a fuego directo BA-101.

A la entrada al reactor de hidrotratamiento DC-101, la mezcla de la nafta amarga con el hidrógeno se encuentra a las condiciones de reacción, con una temperatura de 275 °C y presión de 25 kg/cm²g. La nafta es hidrotratada, alcanzando las especificaciones planteadas en las bases de diseño.



El efluente del reactor se encuentra a una presión menor de 21 kg/cm^2 y una temperatura mayor de $282 \text{ }^\circ\text{C}$ debido a la caída de presión del equipo y el incremento de temperatura debido a la exotermicidad de las reacciones. El efluente es enfriado en el precalentador carga-efluente EA-101 hasta alcanzar una temperatura de $123 \text{ }^\circ\text{C}$ y complementa su enfriamiento en el intercambiador de calor EA-102, donde a la salida alcanza $38 \text{ }^\circ\text{C}$ de temperatura.

Con el objetivo de remover el NH_3 subproducto de la reacción, se inyectará de manera intermitente agua de lavado, para disolver dicho compuesto y separarlo posteriormente. De igual manera, en este punto se integra el hidrógeno de reposición para compensar el consumo químico de hidrógeno que tuvo lugar en las reacciones de hidrotratamiento, así como las pérdidas de hidrógeno por dilución en la nafta líquida.

La mezcla de la nafta hidrotratada con el hidrógeno es introducida al tanque separador frío de alta presión FA-102. Los gases incondensables contenidos en la mezcla son separados por la parte de arriba del tanque, mientras que los hidrocarburos ligeros salen de este tanque a control de nivel. El agua de lavado inyectada antes es separada en la pierna del tanque separador frío de alta presión por diferencia de densidades.

El gas amargo rico en hidrógeno que sale del FA-102 por la parte de arriba se compone principalmente del H_2 de recirculación, el H_2 de reposición, el H_2S e hidrocarburos ligeros, subproductos de las reacciones de hidrotratamiento. Este gas es recirculado hacia el tanque de succión del compresor de recirculación FA-103. En este tanque se garantiza que a la succión del compresor únicamente se encuentre la fase gaseosa; la fase líquida que pudiera ser arrastrada hasta este tanque es colectada en el fondo del tanque y reintegrada con la nafta que sale del FA-102 en una operación eventual cuando el nivel del líquido del tanque sea considerable.

El gas de recirculación se introduce al compresor de recirculación GB-101 para ser reintegrado al proceso. La pureza de hidrógeno en este gas se irá reduciendo paulatinamente debido a la formación de H_2S e hidrocarburos ligeros en las reacciones de hidrotratamiento, lo cual se verá reflejado en la presión del sistema, así como en el peso molecular del gas de recirculación. Para recuperar la pureza del hidrógeno se purgará de manera eventual el gas de recirculación de baja pureza, reponiendo el hidrógeno purgado con el hidrógeno de reposición, el cual posee una pureza mayor.

La nafta que sale del FA-102 aún posee una cantidad considerable de gases. Para garantizar la operación posterior de la columna estabilizadora de naftas, deben separarse los gases disueltos en la nafta. Para esto, la presión de la nafta es reducida en una válvula de expansión, hasta los



10.5 kg/cm²g y calentada hasta los 98.15 °C en el intercambiador de calor EA—103, permitiendo vaporizar la mayor cantidad de gases criogénicos como sea posible, considerando un efecto secundario, algunos componentes ligeros de la nafta también serán vaporizados y arrastrados con los gases criogénicos. El efluente del EA-103 es introducido al tanque de separación FA-104, donde los gases saldrán del tanque por la parte superior y, debido a que se arrastra una pequeña cantidad de nafta, estos gases son enfriados en el EA-104, condensando únicamente la nafta para, posteriormente, separar la fracción de nafta condensada de los gases en el FA-105.

El fondo líquido de los tanques FA-104 y FA-105 es bombeado con las bombas GA-102 y GA-103, respectivamente. La presión de descarga de las bombas es de 15.5 kg/cm², para permitir que la nafta sea mezclada posteriormente. El nivel de los tanques FA-104 y FA-105 es controlado con el flujo de la nafta líquida.

La nafta líquida mezclada es calentada en el intercambiador de calor EA-105 hasta una temperatura de 181.6 °C, correspondiente a la temperatura del plato de alimentación de la columna estabilizadora de nafta DA-101.

La columna estabilizadora de nafta operará en el domo a una condición de temperatura de 104.3 °C y presión de 11.65 kg/cm²g y, en el fondo, a una temperatura de 206.7 °C y presión de 12 kg/cm²g.

Del domo de la columna saldrá una corriente gaseosa compuesta por nafta y todos los gases amargos; únicamente la nafta será enfriada en el aeroenfriador EC-101 y condensada en el condensador EA-106 y recibida en el acumulador de reflujo FA-106, donde los gases amargos saldrán de la parte superior del tanque a control de presión, para integrarse con los gases provenientes del FA-105 para ser enviados a endulzamiento a una condición de presión de 7 kg/cm²g. La nafta condensada es bombeada de regreso a la columna DA-101 a control de flujo con la bomba GA-104, cuya presión de descarga (15.65 kg/cm²g) corresponde a la del plato superior de la columna donde se introduce el reflujo más la caída de presión estática, por válvulas y por elevación.

Del fondo de la columna DA-101 se obtiene a 12 kg/cm²g y 206.7 °C la mezcla de nafta ligera y nafta pesada. Una fracción de esta nafta es bombeada con la bomba GA-105 hacia el rehervidor de la columna, el BA-102, donde se vaporizará un 30% de la carga al rehervidor. El producto del fondo de la columna DA-101 será separado en las fracciones de nafta ligera y nafta pesada en la columna fraccionadora de naftas DA-102; previamente, esta corriente debe acondicionarse para ser alimentada a la columna a las condiciones del plato de alimentación. Para este efecto,



el producto del fondo de la columna DA-101 deberá enfriarse en el intercambiador de calor EA-105 hasta 127 °C y, posteriormente, expandido hasta 1.8 kg/cm²g con la válvula de control de nivel de la columna DA-101 que comprende un control en cascada con el control de flujo de alimentación a la columna fraccionadora DA-102.

La columna fraccionadora de nafta operará en el domo a una condición de temperatura de 91.2 °C y presión de 1.65 kg/cm²g y, en el fondo, a una temperatura de 167.3 °C y presión de 2 kg/cm²g.

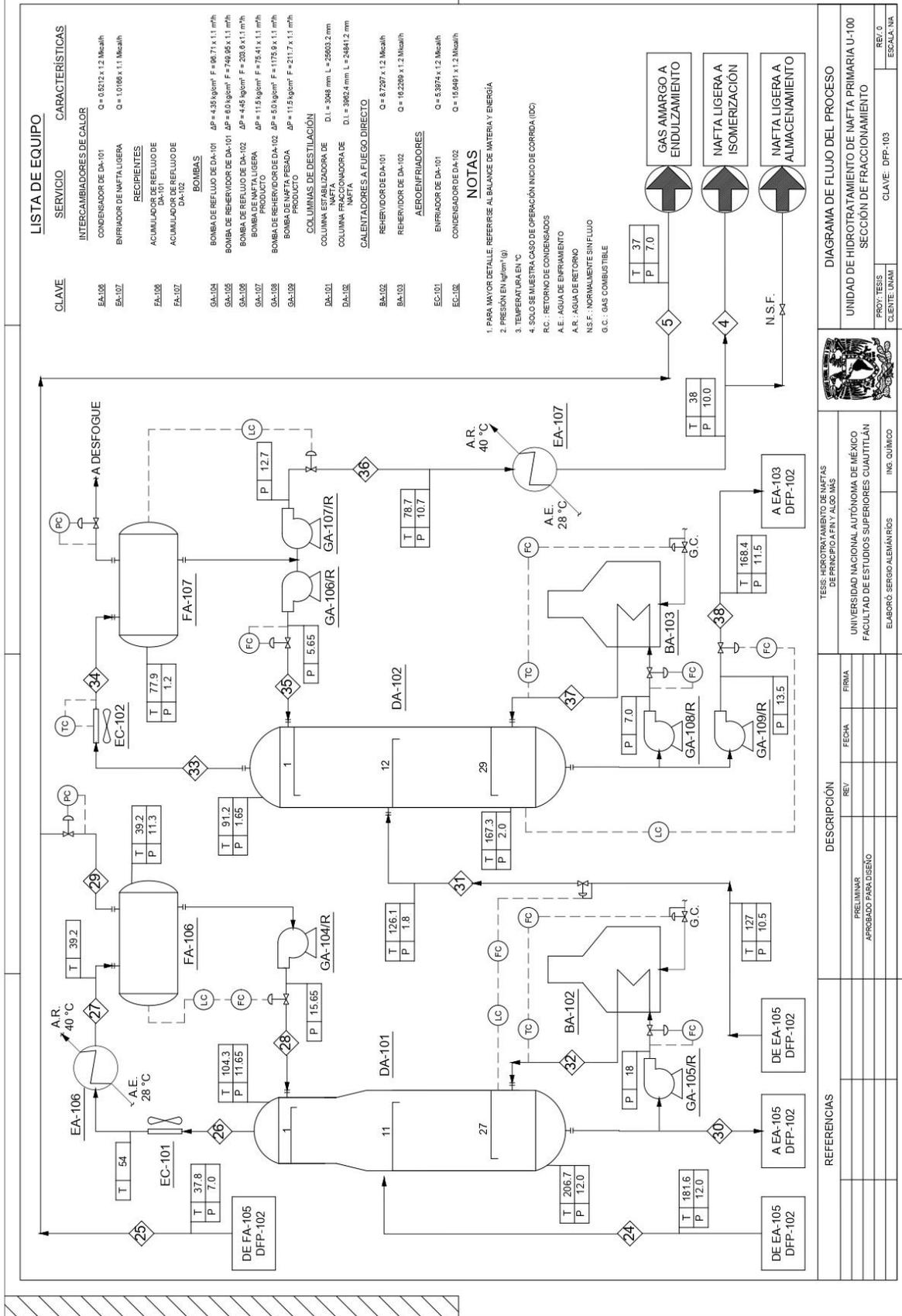
Del domo de la columna saldrá una corriente gaseosa compuesta por nafta ligera, la cual será condensada en el condensador EC-102 y recibida en el acumulador de reflujo FA-107, donde, de haber gases amargos, saldrán de la parte superior del tanque a desfogue. La nafta condensada es bombeada de regreso a la columna DA-102 a control de flujo con la bomba GA-106, cuya presión de descarga (5.65 kg/cm²g) corresponde a la del plato superior de la columna donde se introduce el reflujo más la caída de presión estática, por válvulas y por elevación. La nafta ligera producto por su parte, es bombeada con la bomba GA-107 y enfriada en el intercambiador de calor EA-107 y enviada a la unidad de isomerización, o bien, a almacenamiento.

Del fondo de la columna DA-102 se obtiene a 2 kg/cm²g y 167.3 °C la nafta pesada. Una fracción de esta nafta es bombeada con la bomba GA-108 hacia el rehervidor de la columna, el BA-103, donde se vaporizará un 30% de la carga al rehervidor. El producto del fondo de la columna es bombeado a través de la bomba GA-109 con una presión de descarga de 13.5 kg/cm²g y es enfriada en el intercambiador de calor EA-103 hasta alcanzar los 95 °C de temperatura para ser enviada a la unidad de reformación y, en una operación eventual, será enfriada en una segunda ocasión en el EA-108 hasta los 38 °C y enviada a almacenamiento.

4.3 Diagrama de flujo del proceso (DFP).



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS





HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

4.4 Balance de Materia y Energía.

No. DE CORRIENTE		1	2	3	4	5
DESCRIPCIÓN		NAFTA DE LB	H2 DE REP.	NAFTA PESADA	NAFTA LIGERA	G.A. A L.B.
FASE		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	36500.00	642.51	26129.56	10331.24	458.97
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	31.16	2.13	20.50	11.38	1.02
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	1640.36	112.07	1078.86	599.00	53.71
Flujo Másico Total	KG/HR	174329.75	937.75	127256.10	46807.18	1223.92
Temperatura	C	40.00	62.49	95.00	38.00	36.49
Presión	KG/CM2G	9.50	19.50	10.00	10.00	7.00
Entalpía Total	M*KCAL/HR	3.54	0.12	6.18	0.92	0.13
Peso Molecular		106.28	8.37	117.95	78.14	22.79
Fracción Molar Liq.		1.00	0.00	1.00	1.00	0.00
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		0.0000	94.1423	0.0000	0.0000	25.8080
H ₂ S		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	2.5218
NH ₃		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0403
METANO		0.0000	1.8268	0.0000	0.0000	3.8007
ETANO		0.0000	4.8752	0.0000	0.0000	5.6736
PROPANO		0.0000	6.8029	0.0000	0.0000	7.9572
iBUTANO		0.0000	1.7708	0.0000	0.0004	2.2385
nBUTANO		0.0000	1.6027	0.0000	0.0176	2.4157
iPENTANO		0.0000	0.7061	0.0000	0.6306	0.0903
nPENTANO		0.0000	0.3474	0.0000	0.3485	0.0063
NBP_51		289.8565	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_58		128.6271	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_72		118.5690	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_86		136.5029	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_100		155.8704	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_114		167.3561	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_128		172.2468	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_142		155.2432	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_155		142.7583	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_169		80.5600	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_183		49.2034	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_197		43.5680	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0000	0.0000	0.0000	0.0433	0.0037
PNBP_29		0.0000	0.0000	0.0000	28.8512	1.2171
PNBP_35		0.0000	0.0000	0.0004	79.5067	0.9866
PNBP_41		0.0000	0.0000	0.0019	97.6992	0.4504



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		1	2	3	4	5
DESCRIPCIÓN		NAFTA DE LB	H2 DE REP.	NAFTA PESADA	NAFTA LIGERA	G.A. A L.B.
FASE		Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor
PNBP_47		0.0000	0.0000	0.0079	88.2209	0.1995
PNBP_56		0.0000	0.0000	0.1420	141.7460	0.1589
PNBP_68		0.0000	0.0000	3.7163	111.8958	0.0652
PNBP_81		0.0000	0.0000	73.3131	47.4673	0.0351
PNBP_93		0.0000	0.0000	136.7151	2.4604	0.0202
PNBP_106		0.0000	0.0000	149.6082	0.1074	0.0105
PNBP_118		0.0000	0.0000	151.5784	0.0046	0.0050
PNBP_131		0.0000	0.0000	143.5071	0.0002	0.0021
PNBP_143		0.0000	0.0000	126.8207	0.0000	0.0008
PNBP_157		0.0000	0.0000	128.6711	0.0000	0.0003
PNBP_172		0.0000	0.0000	103.7146	0.0000	0.0001
PNBP_187		0.0000	0.0000	57.3789	0.0000	0.0000
PNBP_197		0.0000	0.0000	3.6831	0.0000	0.0000



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		8	9	10	11	12
DESCRIPCIÓN		ENT. BA-101	ENT. DC-101	SAL. DC-101	ENT. EA-102	SAL. EA-102
FASE		Mixed	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bbl/day	41018.58	41018.58	40782.35	40782.35	40782.35
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	49.35	49.35	48.91	48.91	48.91
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	2597.78	2597.78	2574.56	2574.56	2574.56
Flujo Másico Total	KG/HR	178244.18	178244.18	178244.18	178244.18	178244.18
Temperatura	C	235.00	275.00	282.00	123.19	38.00
Presión	KG/CM2G	30.28	25.00	21.00	19.50	18.00
Entalpía Total	M*KCAL/HR	31.71	39.51	40.33	13.30	3.80
Peso Molecular		68.61	68.61	69.23	69.23	69.23
Fracción Molar Liq.		0.23	0.00	0.00	0.62	0.67
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		908.8551	908.8551	838.5443	838.5443	838.5443
H ₂ S		1.8480	1.8480	4.3698	4.3698	4.3698
NH ₃		0.0997	0.0997	0.1400	0.1400	0.1400
METANO		19.2699	19.2699	21.2054	21.2054	21.2054
ETANO		6.9774	6.9774	7.6735	7.6735	7.6735
PROPANO		3.1208	3.1208	4.1323	4.1323	4.1323
iBUTANO		0.4501	0.4501	0.8810	0.8810	0.8810
nBUTANO		0.2863	0.2863	1.0832	1.0832	1.0832
iPENTANO		0.0357	0.0357	0.0357	0.0357	0.0357
nPENTANO		0.0127	0.0127	0.0127	0.0127	0.0127
NBP_51		289.8565	289.8565	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_58		128.6271	128.6271	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_72		118.5690	118.5690	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_86		136.5029	136.5029	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_100		155.8704	155.8704	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_114		167.3561	167.3561	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_128		172.2468	172.2468	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_142		155.2432	155.2432	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_155		142.7583	142.7583	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_169		80.5600	80.5600	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_183		49.2034	49.2034	0.0000	0.0000	0.0000
NBP_197		43.5680	43.5680	0.0000	0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0023	0.0023	0.0493	0.0493	0.0493
PNBP_29		1.3120	1.3120	31.3803	31.3803	31.3803
PNBP_35		2.9183	2.9183	83.4119	83.4119	83.4119
PNBP_41		2.9511	2.9511	101.1027	101.1027	101.1027
PNBP_47		2.2007	2.2007	90.6290	90.6290	90.6290
PNBP_56		2.6313	2.6313	144.6784	144.6784	144.6784



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		8	9	10	11	12
DESCRIPCIÓN		ENT. BA-101	ENT. DC-101	SAL. DC-101	ENT. EA-102	SAL. EA-102
FASE		Mixed	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed
PNBP_68		1.4274	1.4274	117.1046	117.1046	117.1046
PNBP_81		0.9848	0.9848	121.8003	121.8003	121.8003
PNBP_93		0.7434	0.7434	139.9390	139.9390	139.9390
PNBP_106		0.5195	0.5195	150.2457	150.2457	150.2457
PNBP_118		0.3390	0.3390	151.9270	151.9270	151.9270
PNBP_131		0.2052	0.2052	143.7146	143.7146	143.7146
PNBP_143		0.1150	0.1150	126.9366	126.9366	126.9366
PNBP_157		0.0700	0.0700	128.7415	128.7415	128.7415
PNBP_172		0.0320	0.0320	103.7466	103.7466	103.7466
PNBP_187		0.0099	0.0099	57.3888	57.3888	57.3888
PNBP_197		0.0004	0.0004	3.6835	3.6835	3.6835



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		13	14	15	17	21
DESCRIPCIÓN		ENT. FA-102	ENT. EA-103	GAS DE RECIRC.	H2 RECIRC	NAFTA COND
FASE		Mixed	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bbl/day	41424.86	36906.24	4518.62	4518.62	31.61
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	51.04	32.85	18.19	18.19	0.03
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	2686.63	1729.21	957.42	957.42	1.73
Flujo Másico Total	KG/HR	179181.93	175267.43	3914.51	3914.50	144.79
Temperatura	C	38.52	39.01	38.52	110.46	38.83
Presión	KG/CM2G	18.00	10.50	18.00	31.78	13.50
Entalpía Total	M*KCAL/HR	3.92	3.55	0.36	0.88	0.00
Peso Molecular		66.69	101.36	4.09	4.09	83.91
Fracción Molar Liq.		0.64	0.99	0.00	0.00	1.00
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		932.6866	23.8311	908.8555	908.8554	0.0106
H ₂ S		4.3698	2.5218	1.8480	1.8480	0.0059
NH ₃		0.1400	0.0403	0.0997	0.0997	0.0001
METANO		23.0322	3.7582	19.2741	19.2741	0.0046
ETANO		12.5487	5.5712	6.9775	6.9775	0.0099
PROPANO		10.9352	7.8144	3.1208	3.1208	0.0189
iBUTANO		2.6518	2.2017	0.4501	0.4501	0.0062
nBUTANO		2.6858	2.3996	0.2863	0.2863	0.0069
iPENTANO		0.7418	0.7061	0.0357	0.0357	0.0019
nPENTANO		0.3601	0.3474	0.0127	0.0127	0.0009
PNBP_25		0.0493	0.0470	0.0023	0.0023	0.0001
PNBP_29		31.3803	30.0683	1.3120	1.3120	0.0743
PNBP_35		83.4119	80.4937	2.9183	2.9183	0.1896
PNBP_41		101.1027	98.1516	2.9511	2.9511	0.2182
PNBP_47		90.6290	88.4283	2.2007	2.2007	0.1837
PNBP_56		144.6784	142.0470	2.6314	2.6314	0.2609
PNBP_68		117.1046	115.6773	1.4274	1.4274	0.1737
PNBP_81		121.8003	120.8156	0.9848	0.9848	0.1429
PNBP_93		139.9390	139.1956	0.7434	0.7434	0.1256
PNBP_106		150.2457	149.7261	0.5195	0.5195	0.1003
PNBP_118		151.9270	151.5880	0.3390	0.3390	0.0738
PNBP_131		143.7146	143.5095	0.2052	0.2052	0.0499
PNBP_143		126.9366	126.8216	0.1150	0.1150	0.0310
PNBP_157		128.7415	128.6715	0.0700	0.0700	0.0211
PNBP_172		103.7466	103.7147	0.0320	0.0320	0.0108
PNBP_187		57.3888	57.3789	0.0099	0.0099	0.0037
PNBP_197		3.6835	3.6831	0.0004	0.0004	0.0002



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		22	24	25	26	28
DESCRIPCIÓN		NAFTA LIQ	ALIM. DA-101	G.A. A MEZCLA	DOMO DA-101	REFLUX DA-101
FASE		Liquid	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bbl/day	36804.19	36835.79	70.45	14317.34	13920.61
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	32.58	32.62	0.23	18.76	18.02
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	1715.12	1716.85	12.36	987.40	948.40
Flujo Másico Total	KG/HR	175008.44	175153.23	114.20	56885.35	55513.73
Temperatura	C	98.92	181.69	37.88	105.41	39.75
Presión	KG/CM2G	13.50	12.00	7.00	11.65	15.65
Entalpía Total	M*KCAL/HR	9.11	18.34	0.01	7.29	1.21
Peso Molecular		102.04	102.02	9.24	57.61	58.53
Fracción Molar Liq.		1.00	0.98	0.00	0.00	1.00
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		13.5090	13.5196	10.3115	17.7120	4.2007
H ₂ S		2.4031	2.4090	0.1128	26.4073	24.0693
NH ₃		0.0342	0.0343	0.0060	0.1138	0.0777
METANO		3.1522	3.1568	0.6013	9.2587	6.0373
ETANO		5.2491	5.2590	0.3122	44.7625	40.3037
PROPANO		7.6072	7.6261	0.1882	176.7999	174.5713
iBUTANO		2.1646	2.1708	0.0309	102.2701	103.8813
nBUTANO		2.3722	2.3791	0.0205	164.9602	168.1820
iPENTANO		0.7019	0.7037	0.0023	14.2935	14.0169
nPENTANO		0.3458	0.3466	0.0008	1.1219	1.0944
PNBP_25		0.0468	0.0469	0.0001	0.5439	0.5227
PNBP_29		29.9122	29.9865	0.0818	189.1864	181.4700
PNBP_35		80.1307	80.3202	0.1734	156.4184	149.8990
PNBP_41		97.7679	97.9860	0.1655	60.3517	57.8395
PNBP_47		88.1292	88.3129	0.1154	17.6218	16.8896
PNBP_56		141.6640	141.9250	0.1220	5.1153	4.9016
PNBP_68		115.4495	115.6231	0.0541	0.4170	0.3992
PNBP_81		120.6433	120.7861	0.0294	0.0427	0.0408
PNBP_93		139.0531	139.1787	0.0170	0.0046	0.0044
PNBP_106		149.6170	149.7173	0.0088	0.0004	0.0004
PNBP_118		151.5100	151.5838	0.0042	0.0000	0.0000
PNBP_131		143.4578	143.5077	0.0018	0.0000	0.0000
PNBP_143		126.7899	126.8209	0.0007	0.0000	0.0000
PNBP_157		128.6501	128.6712	0.0003	0.0000	0.0000
PNBP_172		103.7038	103.7146	0.0001	0.0000	0.0000
PNBP_187		57.3751	57.3789	0.0000	0.0000	0.0000
PNBP_197		3.6829	3.6831	0.0000	0.0000	0.0000



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		30	31	32	33	35
DESCRIPCIÓN		A EA-105	ALIM. DA-102	REB DA-101	DOMO DA-102	RELUX DA-102
FASE		Liquid	Mixed	Liquid	Vapor	Liquid
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bbl/day	36460.76	36460.76	81967.13	38226.22	27894.36
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft3/day	31.87	31.87	71.66	42.10	30.72
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	1677.85	1677.85	3771.96	2216.30	1617.30
Flujo Másico Total	KG/HR	174063.41	174063.41	391310.46	173190.56	126379.37
Temperatura	C	206.71	126.10	217.95	91.23	78.37
Presión	KG/CM2G	12.00	2.00	12.00	1.65	5.65
Entalpía Total	M*KCAL/HR	21.04	11.81	56.05	21.58	5.21
Peso Molecular		103.74	103.74	103.74	78.14	78.14
Fracción Molar Liq.		1.00	0.99	0.67	0.00	1.00
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR					
H ₂		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H ₂ S		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NH ₃		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ETANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PROPANO		0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001
iBUTANO		0.0004	0.0004	0.0008	0.0014	0.0010
nBUTANO		0.0168	0.0168	0.0378	0.0622	0.0474
iPENTANO		0.6129	0.6129	1.3779	2.2678	1.7025
nPENTANO		0.3411	0.3411	0.7668	1.2621	0.9408
PNBP_25		0.0432	0.0432	0.0970	0.1597	0.1170
PNBP_29		28.8022	28.8022	64.7500	106.5680	77.8982
PNBP_35		79.4930	79.4930	178.7076	294.1228	214.6681
PNBP_41		97.7169	97.7169	219.6766	361.5454	263.7879
PNBP_47		88.2468	88.2468	198.3868	326.4837	238.1964
PNBP_56		141.9103	141.9103	319.0274	524.5427	382.7143
PNBP_68		115.6223	115.6223	259.9295	414.0573	302.1185
PNBP_81		120.7861	120.7861	271.5381	175.7029	128.1618
PNBP_93		139.1786	139.1786	312.8863	9.1094	6.6430
PNBP_106		149.7173	149.7173	336.5783	0.3977	0.2900
PNBP_118		151.5838	151.5838	340.7743	0.0170	0.0124
PNBP_131		143.5077	143.5077	322.6184	0.0007	0.0005
PNBP_143		126.8209	126.8209	285.1049	0.0000	0.0000
PNBP_157		128.6712	128.6712	289.2646	0.0000	0.0000
PNBP_172		103.7146	103.7146	233.1598	0.0000	0.0000
PNBP_187		57.3789	57.3789	128.9930	0.0000	0.0000
PNBP_197		3.6831	3.6831	8.2800	0.0000	0.0000



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

No. DE CORRIENTE		37	38
DESCRIPCIÓN		REB DA-102	A EA-103
FASE		Liquid	Liquid
Flujo Total Std. Liq. [@ 1 atm, 15.56 C]	bb/day	145112.98	26129.35
Flujo Total Std. Vap. [@ 1 atm, 0 C]	MMft ³ /day	113.82	20.49
Flujo Molar Total	KG-MOL/HR	5991.53	1078.85
Flujo Másico Total	KG/HR	706729.17	127255.15
Temperatura	C	173.38	168.50
Presión	KG/CM ² G	2.00	11.50
Entalpía Total	M*KCAL/HR	80.87	11.72
Peso Molecular		117.95	117.95
Fracción Molar Liq.		0.68	1.00
Flujo Molar por Componentes	KG-MOL/HR		
H ₂		0.0000	0.0000
H ₂ S		0.0000	0.0000
NH ₃		0.0000	0.0000
METANO		0.0000	0.0000
ETANO		0.0000	0.0000
PROPANO		0.0000	0.0000
iBUTANO		0.0000	0.0000
nBUTANO		0.0000	0.0000
iPENTANO		0.0000	0.0000
nPENTANO		0.0000	0.0000
PNBP_25		0.0000	0.0000
PNBP_29		0.0002	0.0000
PNBP_35		0.0020	0.0004
PNBP_41		0.0107	0.0019
PNBP_47		0.0440	0.0079
PNBP_56		0.7887	0.1420
PNBP_68		20.6316	3.7149
PNBP_81		407.0760	73.2988
PNBP_93		759.2749	136.7166
PNBP_106		830.8790	149.6099
PNBP_118		841.8162	151.5792
PNBP_131		796.9887	143.5075
PNBP_143		704.3173	126.8209
PNBP_157		714.5933	128.6712
PNBP_172		575.9932	103.7146
PNBP_187		318.6616	57.3789
PNBP_197		20.4547	3.6831



4.5 Lista de equipo de proceso.

CLAVE	SERVICIO	CARACTERÍSTICAS
AEROENFRIADORES		
<u>EC-101</u>	ENFRIADOR DE DA-101	Q = 5.3974 x 1.1 Mkcal/h
<u>EC-102</u>	CONDENSADOR DE DA-102	Q = 15.6491 x 1.1 Mkcal/h
BOMBAS		
<u>GA-101</u>	BOMBA DE CARGA AL REACTOR	$\Delta P = 31.8 \text{ kg/cm}^2$ F = 248.17 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-102</u>	1a BOMBA DE CARGA A DA-101	$\Delta P = 6.7 \text{ kg/cm}^2$ F = 270.8 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-103</u>	2a BOMBA DE CARGA A DA-101	$\Delta P = 7.4 \text{ kg/cm}^2$ F = 0.255 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-104</u>	BOMBA DE REFLUJO DE DA-101	$\Delta P = 4.3 \text{ kg/cm}^2$ F = 96.71 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-105</u>	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-101	$\Delta P = 6.0 \text{ kg/cm}^2$ F = 749.95 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-106</u>	BOMBA DE REFLUJO DE DA-102	$\Delta P = 4.5 \text{ kg/cm}^2$ F = 203.6 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-107</u>	BOMBA DE NAFTA LIGERA PRODUCTO	$\Delta P = 11.5 \text{ kg/cm}^2$ F = 75.41 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-108</u>	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-102	$\Delta P = 5.0 \text{ kg/cm}^2$ F = 1175.9 x 1.1 m ³ /h
<u>GA-109</u>	BOMBA DE NAFTA PESADA PRODUCTO	$\Delta P = 11.5 \text{ kg/cm}^2$ F = 211.7 x 1.1 m ³ /h
CALENTADORES A FUEGO DIRECTO		
<u>BA-101</u>	CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	Q = 7.7975 x 1.2 Mkcal/h
<u>BA-102</u>	REHERVIDOR DE DA-101	Q = 8.7297 x 1.2 Mkcal/h
<u>BA-103</u>	REHERVIDOR DE DA-102	Q = 16.2269 x 1.2 Mkcal/h
COLUMNAS DE DESTILACIÓN		
<u>DA-101</u>	COLUMNA ESTABILIZADORA DE NAFTA	D.I. = 2134 Y 3048 mm L = 25603.2
<u>DA-102</u>	COLUMNA FRACCIONADORA DE NAFTA	D.I. = 3962 mm L = 25298
COMPRESORES		
<u>GB-101</u>	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN DE HIDRÓGENO	$\Delta P = 31.78 \text{ kg/cm}^2$ F = 18.88 x 1.1 MPCSD
INTERCAMBIADORES DE CALOR		
<u>EA-101</u>	*PRECALENTADOR CARGA-EFLUENTE	Q = 27.02 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-102</u>	*ENFRIADOR DE EFLUENTE DEL REACTOR	Q = 9.50 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-103</u>	*CALENTADOR INCONDENSABLES	Q = 5.51 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-104</u>	*CONDENSADOR DE NAFTA ARRASTRADA	Q = 0.03 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-105</u>	*CALENTADOR DE CARGA A DA-101	Q = 9.23 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-106</u>	*CONDENSADOR DE DA-101	Q = 0.52 x 1.2 Mkcal/h
<u>EA-107</u>	*ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA	Q = 1.02 x 1.1 Mkcal/h
<u>EA-108</u>	*ENF. DE NAFTA PESADA A ALMACENAMIENTO	Q = 3.80 x 1.1 Mkcal/h



REACTORES

DC-101 REACTOR DE HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA D.I. = 3200 mm L = 9906 mm

RECIPIENTES

FA-101 TANQUE DE BALANCE DE CARGA A LA PLANTA D.I. = 3200.4 mm L = 9753.6 mm

FA-102 *TANQUE SEPARADOR FRÍO DE ALTA PRESIÓN

FA-103 *TANQUE DE SUCCIÓN DEL COMPRESOR

FA-104 *TANQUE DE SEPARACIÓN DE INCONDENSABLES

FA-105 *TANQUE DE SEPARACIÓN DE GAS AMARGO

FA-106 *ACUMULADOR DE REFLUJO DE DA-101

FA-107 *ACUMULADOR DE REFLUJO DE DA-102

*Equipo menor no considerado en la etapa de dimensionamiento

4.6 Hojas de datos de los equipos críticos de proceso.

A continuación, se presentan las hojas de datos y especificaciones de los equipos críticos:

1. Tanque de carga a la planta (tanque de balance (FA-101))
2. Reactor de hidrotratamiento de nafta primaria (DC-101)
3. Columnas de destilación:
 - a. Estabilizadora de nafta (DA-101)
 - b. Fraccionadora de nafta (DA-102)



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN INGENIERÍA QUÍMICA				HOJA DE DATOS DE PROCESO PARA RECIPIENTES				
CLIENTE: UNAM			PROYECTO: TESIS					
PLANTA: HIDROTRATADORA DE NAFTA PRIMARIA "U-100"			HOJA: 1 DE 1					
LOCALIZACIÓN: GONDOR			REQ / O.C. No.:					
CLAVE DEL EQUIPO: FA-101			No. DE UNIDADES: UNA					
SERVICIO: TANQUE DE CARGA A LA PLANTA								
Tipo de fluido:	Líquido:	Nafta primaria / agua amarga	Flujo:	248.17	m ³ /h	Densidad:	720.98	kg/m ³
	Vapor o Gas:	---	Flujo:	---	m ³ /h	Densidad:	---	kg/m ³
Temperatura	Operación:	40 °C	Máxima:	80 °C	Diseño:	95 °C		
Presión	Operación:	2 kg/cm ² g	Máxima:	4 kg/cm ² g	Diseño:	6 kg/cm ² g + Vacío Total		
Dimensiones	Longitud (T-T):	9753.6 mm	Diámetro:	3200.4 mm	Vol. Total:	9.67 m ³		
Nivel	Máximo:	2590.8 mm	Normal:	1615.68 mm	Mínimo:	153 mm		
Alarmas	Alto nivel:	2103.24 mm	Bajo nivel:	762.45 mm	Nivel de paro (surge):	---	mm	
Materiales:	Carcaza:	A.C.	Tapas:	A.C.	Malla separadora:	No	Espesor:	---
Corrosión permisible:	---	mm	Tapas:	---	mm	Recubrimiento int:	---	mm
Relevado de esfuerzos:	No	Estampado ASME:		---				
BOQUILLAS						NOTAS		
Clave	No. Req.	Diám. Nom.	Servicio					
1	1	610	Registro de hombre			(1) Acotaciones en mm		
7	1	(2)	Salida de gas de sello			(2) No forman parte del alcance de este proyecto		
8	1	76	Venteo			(3) Altura mínima por NPSH de bomba		
10	1	(2)	Alimentación de FG-101			(4) Mampara de choque		
11	1	(2)	Entrada de gas de sello			(5) Rompedor de vórtices		
17	1	(2)	Salida de nafta a GA-101			(6) Deberá definirse en ingeniería de detalle		
18	1	(2)	Salida de agua amarga a L.B.			(7) Normalmente sin flujo		
31	1	76	Drene					
33	1	(6)	Válvula de seguridad de presión					
35	1	51	Conexión de servicio					
36	1	(2)	Boquilla para línea de iguatación de presión					
45 A-D	4	51	Instrumentos de nivel					
46 A-D	4	51	Instrumentos de nivel					

REVISIÓN	0	1	2	3	4	5
FECHA						
ELABORADO POR	SAR					
APROBADO POR	INB					



4.7 Requerimientos de servicios auxiliares.

 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES GUAUTILÁN INGENIERÍA QUÍMICA				SERVICIOS AUXILIARES		
CLIENTE:	UNAM			PROYECTO:	TESIS	
PLANTA:	HIDROTRATADORA DE NAFTA PRIMARIA "U-100"			HOJA	1 DE 1	
LOCALIZACIÓN:	GONDOR			REQ / O.C. No.		
SERVICIO:	AGUA DE ENFRIAMIENTO					
CONDICIONES DE SUMINISTRO	PRESIÓN	4	kg/cm ² g	TEMPERATURA	28	°C
CONDICIONES DE RETORNO	PRESIÓN	2	kg/cm ² g	TEMPERATURA	40	°C
CONSUMO (m³/h)						
	CLAVE	SERVICIO		NORMAL	MÁXIMA	
(1)	EA-102	ENFRIADOR DE EFLUENTE DEL REACTOR		875	962	
(2)	EA-104	CONDENSADOR DE NAFTA ARRASTRADA		2	3	
(2)	EA-106	CONDENSADOR DE DA-101		44	52	
(1)	EA-107	ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA		94	103	
(1)	EA-108	ENF. DE NAFTA PESADA A ALMACENAMIENTO		382	420	
		TOTAL		1396	1541	
NOTAS						
(1) CONSIDERANDO UN SOBREDISEÑO DEL 10% PARA ENFRIADORES						
(2) CONSIDERANDO UN SOBREDISEÑO DEL 20% PARA CONDENSADORES						
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5
FECHA						
ELABORADO POR	SAR					
APROBADO POR	INB					



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN INGENIERÍA QUÍMICA		SERVICIOS AUXILIARES																																																																											
CLIENTE:	UNAM	PROYECTO:	TESIS																																																																										
PLANTA:	HIDROTRATADORA DE NAFTA PRIMARIA "U-100"	HOJA	1 DE 1																																																																										
LOCALIZACIÓN:	GONDOR	REQ / O.C. No.																																																																											
SERVICIO:	ENERGÍA ELÉCTRICA	No. DE UNIDADES:	UNA																																																																										
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th rowspan="2" style="width: 10%;"></th> <th rowspan="2" style="width: 10%;">CLAVE</th> <th rowspan="2" style="width: 40%;">SERVICIO</th> <th colspan="2" style="width: 40%;">CONSUMO (kW)</th> </tr> <tr> <th style="width: 20%;">NORMAL</th> <th style="width: 20%;">MÁXIMA</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-101</td> <td>BOMBA DE CARGA AL REACTOR</td> <td style="text-align: center;">237</td> <td style="text-align: center;">631</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-102</td> <td>1a BOMBA DE CARGA A DA-101</td> <td style="text-align: center;">54</td> <td style="text-align: center;">145</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-103</td> <td>2a BOMBA DE CARGA A DA-101</td> <td style="text-align: center;">0.06</td> <td style="text-align: center;">0.15</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-104</td> <td>BOMBA DE REFLUJO DE DA-101</td> <td style="text-align: center;">13</td> <td style="text-align: center;">34</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-105</td> <td>BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-101</td> <td style="text-align: center;">75</td> <td style="text-align: center;">199</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-106</td> <td>BOMBA DE REFLUJO DE DA-102</td> <td style="text-align: center;">27</td> <td style="text-align: center;">72</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-107</td> <td>BOMBA DE NAFTA LIGERA PRODUCTO</td> <td style="text-align: center;">26</td> <td style="text-align: center;">69</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-108</td> <td>BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-102</td> <td style="text-align: center;">87</td> <td style="text-align: center;">231</td> </tr> <tr> <td>(1)(2)(3)</td> <td>GA-109</td> <td>BOMBA DE NAFTA PESADA PRODUCTO</td> <td style="text-align: center;">73</td> <td style="text-align: center;">195</td> </tr> <tr> <td>(4)(5)</td> <td>EC-101</td> <td>ENFRIADOR DE DA-101</td> <td style="text-align: center;">51</td> <td style="text-align: center;">57</td> </tr> <tr> <td>(4)(5)</td> <td>EC-102</td> <td>CONDENSADOR DE DA-102</td> <td style="text-align: center;">149</td> <td style="text-align: center;">164</td> </tr> <tr> <td>(6)</td> <td>GB-101</td> <td>COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN</td> <td style="text-align: center;">603</td> <td style="text-align: center;">663</td> </tr> <tr> <td></td> <td></td> <td style="text-align: center;">TOTAL</td> <td style="text-align: center;">1395</td> <td style="text-align: center;">2460</td> </tr> </tbody> </table>							CLAVE	SERVICIO	CONSUMO (kW)		NORMAL	MÁXIMA	(1)(2)(3)	GA-101	BOMBA DE CARGA AL REACTOR	237	631	(1)(2)(3)	GA-102	1a BOMBA DE CARGA A DA-101	54	145	(1)(2)(3)	GA-103	2a BOMBA DE CARGA A DA-101	0.06	0.15	(1)(2)(3)	GA-104	BOMBA DE REFLUJO DE DA-101	13	34	(1)(2)(3)	GA-105	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-101	75	199	(1)(2)(3)	GA-106	BOMBA DE REFLUJO DE DA-102	27	72	(1)(2)(3)	GA-107	BOMBA DE NAFTA LIGERA PRODUCTO	26	69	(1)(2)(3)	GA-108	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-102	87	231	(1)(2)(3)	GA-109	BOMBA DE NAFTA PESADA PRODUCTO	73	195	(4)(5)	EC-101	ENFRIADOR DE DA-101	51	57	(4)(5)	EC-102	CONDENSADOR DE DA-102	149	164	(6)	GB-101	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN	603	663			TOTAL	1395	2460
	CLAVE	SERVICIO	CONSUMO (kW)																																																																										
			NORMAL	MÁXIMA																																																																									
(1)(2)(3)	GA-101	BOMBA DE CARGA AL REACTOR	237	631																																																																									
(1)(2)(3)	GA-102	1a BOMBA DE CARGA A DA-101	54	145																																																																									
(1)(2)(3)	GA-103	2a BOMBA DE CARGA A DA-101	0.06	0.15																																																																									
(1)(2)(3)	GA-104	BOMBA DE REFLUJO DE DA-101	13	34																																																																									
(1)(2)(3)	GA-105	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-101	75	199																																																																									
(1)(2)(3)	GA-106	BOMBA DE REFLUJO DE DA-102	27	72																																																																									
(1)(2)(3)	GA-107	BOMBA DE NAFTA LIGERA PRODUCTO	26	69																																																																									
(1)(2)(3)	GA-108	BOMBA DE REHERVIDOR DE DA-102	87	231																																																																									
(1)(2)(3)	GA-109	BOMBA DE NAFTA PESADA PRODUCTO	73	195																																																																									
(4)(5)	EC-101	ENFRIADOR DE DA-101	51	57																																																																									
(4)(5)	EC-102	CONDENSADOR DE DA-102	149	164																																																																									
(6)	GB-101	COMPRESOR DE RECIRCULACIÓN	603	663																																																																									
		TOTAL	1395	2460																																																																									
NOTAS																																																																													
(1) CONSIDERANDO UN SOBREDISEÑO DE 10% PARA BOMBAS (YA INCLUIDO EN EL CONSUMO DE OPERACIÓN)																																																																													
(2) CONSIDERANDO UNA EFICIENCIA DEL 75% PARA LAS BOMBAS																																																																													
(3) LA CAPACIDAD INSTALADA DEBE SER SUFICIENTE PARA CUBRIR EL CONSUMO DE LA BOMBA DE OPERACIÓN REGULAR Y LA BOMBA DE RELEVO																																																																													
(4) CONSIDERANDO UN SOBREDISEÑO DE 10% PARA AEROENFRIADORES																																																																													
(5) CONSIDERANDO UNA EFICIENCIA DEL 70% PARA EL AEROENFRIADOR Y 2 VENTILADORES																																																																													
(6) CONSIDERANDO UNA EFICIENCIA DEL 70% Y UN SOBREDISEÑO DEL 10% PARA EL COMPRESOR																																																																													
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5																																																																							
FECHA																																																																													
ELABORADO POR	SAR																																																																												
APROBADO POR	INB																																																																												



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTILÁN INGENIERÍA QUÍMICA			SERVICIOS AUXILIARES																																						
CLIENTE:	UNAM	PROYECTO:	TESIS																																						
PLANTA:	HIDROTRATADORA DE NAFTA PRIMARIA "U-100"	HOJA	1 DE 1																																						
LOCALIZACIÓN:	GONDOR	REQ / O.C. No.																																							
SERVICIO:	GAS COMBUSTIBLE																																								
CONDICIONES DE SUMINISTRO		PRESIÓN	7	kg/cm ² g	TEMPERATURA	40	°C																																		
		PODER CALORÍFICO	9875	kcal/kg	EFICIENCIA DE COMBUSTIÓN	80	%																																		
<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2"></th> <th colspan="4" style="text-align: center;">CONSUMO (kg/h)</th> </tr> <tr> <th style="width: 10%;"></th> <th style="width: 15%;">CLAVE</th> <th style="width: 40%;">SERVICIO</th> <th style="width: 15%;">NORMAL</th> <th style="width: 10%;">MÁXIMA</th> <th></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: center;">(1)</td> <td>BA-101</td> <td>CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR</td> <td style="text-align: center;">1184</td> <td style="text-align: center;">1421</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">(1)</td> <td>BA-102</td> <td>REHERVIDOR DE DA-101</td> <td style="text-align: center;">1326</td> <td style="text-align: center;">1591</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">(1)</td> <td>BA-103</td> <td>REHERVIDOR DE DA-102</td> <td style="text-align: center;">2465</td> <td style="text-align: center;">2958</td> <td></td> </tr> <tr> <td colspan="3" style="text-align: center;">TOTAL</td> <td style="text-align: center;">4975</td> <td style="text-align: center;">5970</td> <td></td> </tr> </tbody> </table>								CONSUMO (kg/h)					CLAVE	SERVICIO	NORMAL	MÁXIMA		(1)	BA-101	CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	1184	1421		(1)	BA-102	REHERVIDOR DE DA-101	1326	1591		(1)	BA-103	REHERVIDOR DE DA-102	2465	2958		TOTAL			4975	5970	
		CONSUMO (kg/h)																																							
	CLAVE	SERVICIO	NORMAL	MÁXIMA																																					
(1)	BA-101	CALENTADOR DE CARGA AL REACTOR	1184	1421																																					
(1)	BA-102	REHERVIDOR DE DA-101	1326	1591																																					
(1)	BA-103	REHERVIDOR DE DA-102	2465	2958																																					
TOTAL			4975	5970																																					
NOTAS																																									
(1) CONSIDERANDO UN SOBREDISEÑO DEL 10% PARA CALENTADORES A FUEGO DIRECTO																																									
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5																																			
FECHA																																									
ELABORADO POR	SAR																																								
APROBADO POR	INB																																								



4.8 Requerimientos de agentes químicos y catalizadores.

 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN INGENIERÍA QUÍMICA			AGENTES QUÍMICOS Y CATALIZADORES			
CLIENTE:	UNAM		PROYECTO:	TESIS		
PLANTA:	HIDROTRATADORA DE NAFTA PRIMARIA "U-100"		HOJA	1 DE 1		
LOCALIZACIÓN:	GONDOR		REQ / O.C. No.			
SERVICIO:	AGENTES QUÍMICOS Y CATALIZADORES ADICIONALES					
			CANTIDAD REQUERIDA			
			kg	m³		
(1)	CATALIZADOR	TIPO: Co-Mo TRILOBULAR (DENSIDAD DE LLENADO C/MANGA)	30466	48.36		
			gal	L		
(2)(3)(4)	DMDS	DIMETIL DISULFURO	1449	5486		
			kg	m³		
(5)(6)(7)	BOLAS DE ALÚMINA	MATERIAL INERTE PARA EL REACTOR				
		DIÁMETRO				
		1/4"	35066	24.5		
		1/2"	28052	19.6		
		3/4"	10625	9.2		
NOTAS						
(1) CONSIDERANDO DENSIDAD DE LLENADO CON MANGA DE 630 kg/m ³						
(2) REQUERIDO PARA ACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR DURANTE EL ARRANQUE						
(3) CONSIDERANDO UN REQUERIMIENTO DE AZUFRE PARA ACTIVACIÓN DE 11.8% / KG DE CATALIZADOR						
(4) SE RECOMIENDA SOLICITAR UN EXCEDENTE DEL 10% (INCLUIDO EN EL CÁLCULO)						
(5) CONSIDERANDO UNA DENSIDAD DE 1362 kg/m ³						
(6) DEL VOLUMEN DE LA TAPA, SE SUSTRAE EL VOLUMEN DEL COLECTOR DE FONDOS						
(7) SE CONSIDERA UN EXCEDENTE DEL 5% PARA LAS BOLAS DE ALÚMINA						
REVISIÓN	0	1	2	3	4	5
FECHA						
ELABORADO POR	SAR					
APROBADO POR	INB					



CONCLUSIONES

- I. Se llevó a cabo con éxito el diseño conceptual de una planta de hidrotratamiento de nafta primaria estabilizada, estableciendo satisfactoriamente el arreglo más conveniente para el proceso de las secciones de reacción y de fraccionamiento que integran la planta de hidrotratamiento.
- II. Se presentaron las principales características de las distintas naftas presentes en un esquema de refinación, destacando sus particularidades y diferencias en cuanto a su procedencia, composición, contaminantes y la dificultad de su procesamiento.
- III. Se ofreció una perspectiva desde lo general hasta lo particular del proceso de hidrotratamiento de naftas. Se destacó la relevancia que poseen las plantas de hidrotratamiento en todo esquema de refinación, los principales objetivos del proceso, las reacciones principales y secundarias que tienen lugar en el hidrotratamiento.
- IV. Se realizó un análisis sobre las condiciones de operación del hidrotratamiento, explorando las distintas variables que rigen el alcance del proceso. Con base en la literatura y diversos artículos, se establecieron límites claros para cada variable de proceso que se adaptan a las naftas de fácil procesamiento, como la nafta primaria y las naftas subproductos de otras hidrotratadoras, así como a las naftas de difícil procesamiento, como la nafta de coquización y la nafta proveniente de la reductora de viscosidad.
- V. Se exploraron los diferentes tipos de componentes de una planta de hidrotratamiento, desde las secciones que la integran, pasando por los catalizadores y los reactores específicos para cada tipo de operación, hasta ofrecer una visión de los distintos arreglos que se suelen presentar en las plantas de hidrotratamiento; ya sea desde una planta antigua, una planta piloto, hasta una tecnología de hidrotratamiento de vanguardia.
- VI. Se plantearon las bases de diseño que sustentan los planteamientos, consideraciones, limitaciones y áreas de oportunidad que es posible encontrar en diseños de proceso de plantas de hidrotratamiento.
- VII. Se estableció la metodología para la síntesis y diseño de procesos empleando el modelo de cebolla como guía para el desarrollo de la ingeniería conceptual de las secciones de la planta de hidrotratamiento de nafta primaria: Como la parte más crítica, la sección de reacción, seguida de la sección de fraccionamiento.
- VIII. Del análisis de variables realizado, se seleccionaron las condiciones del proceso para llevar a cabo el hidrotratamiento de la nafta, basándose en los rendimientos requeridos y el nivel de contaminantes presentes en la nafta primaria.
- IX. El desarrollo de la sección de reacción se llevó a cabo a través de un proceso de mejora continua, permitiendo visualizar la manera en que un arreglo es seleccionado sobre otro, resultando en la evolución paso a paso de la sección de reacción, considerando las ventajas y desventajas, limitaciones y áreas de oportunidad encontradas durante la etapa de diseño.



X. Una vez planteado el diseño base de la sección de reacción, el cumplimiento de los objetivos del proceso fue validado a través de diversos cálculos, incluyendo rendimientos de productos, subproductos, calor de reacción, consumo químico de hidrógeno, relación hidrógeno/hidrocarburo, etc. Estos cálculos fueron validados a su vez a través de reglas heurísticas que aseguraron la precisión y validez de los cálculos. De igual manera, la sección de reacción fue validada mediante la simulación del proceso.

XI. Para el reactor de hidrotratamiento, el nivel de conversión y rendimientos fueron validados a través del software PetroSIM, utilizado para la simulación de unidades de hidrotratamiento de naftas. Se determinó que los objetivos principales (reducción de compuestos de azufre y nitrógeno) se lograron, ya que estos contaminantes fueron reducidos ligeramente por debajo de los niveles requeridos (0.5 ppm de azufre y 0.1 ppm de nitrógeno en la nafta producto).

XII. La sección de reacción fue modelada en el software de simulación de procesos PRO-II, para realizar el balance de materia y energía, así como llevar a cabo el análisis del funcionamiento de los diferentes equipos de proceso.

XIII. La sección de fraccionamiento, al igual que la sección de reacción, fue diseñada a través de un proceso de mejora continua, permitiendo visualizar la evolución paso a paso del proceso, considerando las ventajas y desventajas, limitaciones y áreas de oportunidad encontradas durante la etapa de diseño.

XIV. Se determinó que resulta inviable la producción de gas LP, debido a que la nafta procesada es una nafta estabilizada y la presencia de propano y butano se debe únicamente a la generación de estos compuestos como subproductos del hidrotratamiento. Por lo tanto, en lugar de una columna desbutanizadora, se trataría de una columna estabilizadora de naftas.

XV. El diseño fue evaluado considerando diferentes arreglos de las columnas de destilación empleadas, hasta determinar que el mejor arreglo contempla en primera instancia la columna estabilizadora de naftas y, posteriormente, la columna fraccionadora de naftas.

XVI. La evaluación y mejora continua de la sección de fraccionamiento permitió definir las condiciones mínimas de presión y temperatura, a las que es posible operar ambas columnas sin comprometer el cumplimiento de las especificaciones de los productos.

XVII. Para la operación de la columna estabilizadora, la alta presencia de gases criogénicos como el hidrógeno suponía un reto para la condensación del reflujo, ya que serían necesarias temperaturas muy por debajo de la capacidad de enfriamiento de la planta (agua de enfriamiento) para la operación del condensador. Como resolución, se determinó que el mejor arreglo contempla una separación de los gases incondensables de manera previa a la destilación, permitiendo eliminar una buena proporción de los gases y, de esta manera, consiguiendo operar el condensador a una temperatura alcanzable con los medios de enfriamiento disponibles.

XVIII. Un análisis de sensibilidad permitió definir los mejores platos de alimentación, minimizando el reflujo requerido para la operación de las columnas estabilizadora y fraccionadora.

XIX. A través del análisis del punto de pliegue (pinch), con adecuaciones y consideraciones realizadas con base en dicho análisis, se logró definir la red de intercambio térmico que integra



térmicamente la sección de reacción y, de manera independiente, la sección de fraccionamiento. La integración térmica resultó en un aprovechamiento óptimo de la energía transferida de corrientes de proceso de alta temperatura a corrientes que requieren calentarse y viceversa. El resultado es una reducción satisfactoria de la carga térmica del equipo de calentamiento hasta un 44.6% de lo previsto, mientras que para servicios de enfriamiento se redujo a un 45.8%. Esto, además, permitió prescindir del uso de vapor de calentamiento, recurriendo únicamente a los calentadores a fuego directo necesarios en el proceso.

XX. En conclusión, con base en la síntesis del proceso de hidrotratamiento de naftas que contempla a las secciones de reacción y de fraccionamiento, los resultados obtenidos fueron integrados en un paquete de diseño de proceso (PDP), donde se presentan los principales documentos entregables de ingeniería de proceso, los cuales son el cimiento de la ingeniería de detalle y la ingeniería de procura y construcción que integran un proyecto completo de ingeniería.



UNIDADES

Masa:

- Kg : Kilogramo
- Lb : Libra

Volumen:

- L: Litro
- ft³: Pie cúbico
- m³: Metro cúbico
- MMB: Millones de barriles
- MMPC: Millones de pies cúbicos
- Bbl: Barril (crudo)

Densidad:

- Kg/m³: Kilogramo por metro cúbico
- Lb/ft³: Libra por pie cúbico

Flujo másico:

- Kg/h : Kilogramo por hora

Flujo volumétrico:

- BPD: Barriles por día
- PCSD: Pies cúbicos estándar por día
- MMPCD: Millones de pies cúbicos por día
- GPM: Galones por minuto
- m³/h: Metros cúbicos por hora
- ft³/h: Pies cúbicos por hora

NOTA: Condiciones estándar: 15.6 °C y 14.7 psia

Calor:

- kcal/h: Kilocalorías por hora
- BTU/h: British Thermal Unit (Unidad Térmica Británica) por hora

Entalpía másica:

- kcal/kg: Kilocalorías por kilogramo

Gravedad específica:

- S.G.: Gravedad específica (adimensional)
- °API: Gravedad API



Tiempo:

- h: Hora
- min: Minuto
- D: Día

Flujo molar:

- kgmol/h: kilomoles por hora

Temperatura:

- °C: Grados Celsius
- °F: Grados Fahrenheit

Presión:

- kg/cm²: Kilogramos fuerza por centímetro cuadrado
- psi: Pound per square inch (libra por pulgada cuadrada)

NOTA: [Unidad de presión] g (g = gauge = manométrica)
[Unidad de presión] a (a = absoluta)

Concentración:

- ppm: Partes por millón
- %vol: Porcentaje en volumen
- %w : Porcentaje en peso
- %mol: Porcentaje en mol

Longitud:

- mm: Milímetro
- m: Metro
- ft: Pie
- in: Pulgada

Potencia:

- kW: Kilowatt
- HP: Caballos de fuerza

Prefijos:

- n: Normales
- std: Estándar (60 °F)
- MM : Millones



GLOSARIO

- **Alquilación:** Proceso de refinación que combina olefinas ligeras con isobutano para producir alquilatos, componentes de alta calidad de la gasolina.
- **API:** American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo)
- **ASTM:** American Society of Testing Materials (Sociedad Americana de Pruebas de Materiales)
- **ATM:** Atmosférico
- **BHP:** Break Horse Power (Potencia al Freno)
- **Calor latente:** Calor necesario para efectuar un cambio de fase
- **Calor sensible:** Calor necesario para efectuar un cambio de temperatura
- **Catalizador:** Sustancia que acelera una reacción química sin consumirse en el proceso.
- **Ciclo de corrida:** Período de tiempo durante el cual una unidad de proceso o equipo opera de manera continua sin interrupciones para mantenimiento o paradas programadas.
- **Craqueo:** Proceso en la refinación de petróleo que descompone moléculas grandes y complejas de hidrocarburos en fracciones más pequeñas y ligeras, como gasolina y diésel. Esto se logra aplicando calor (craqueo térmico) o utilizando catalizadores (craqueo catalítico).
- **Crudo:** Mezcla natural de hidrocarburos y otros compuestos orgánicos que se encuentra en yacimientos subterráneos.
- **Columna de Fraccionamiento:** Equipamiento utilizado para separar una mezcla de líquidos en sus componentes individuales mediante el uso de diferencias en los puntos de ebullición.
- **Condensado:** Líquidos que se condensan del gas natural en superficie, ricos en líquidos de gas natural (LGN), como propano, butano y gasolina natural.
- **Coquización:** Proceso de refinación que convierte los residuos pesados del petróleo en coque de petróleo, un producto sólido similar al carbón, y fracciones más ligeras como gasolinas y diésel. Se utiliza calor intenso para descomponer los compuestos pesados y extraer productos útiles.
- **Destilación:** Proceso de separación de mezclas líquidas basado en las diferencias en los puntos de ebullición de los componentes.
- **Destilado intermedio:** Fracción de petróleo crudo obtenida durante el proceso de destilación que se encuentra entre las fracciones más ligeras y las más pesadas. Estos destilados intermedios pueden incluir productos como la turbosina, querosina y diésel.
- **Diésel:** Combustible líquido obtenido por destilación del petróleo crudo, usado principalmente en motores de combustión interna diésel.
- **FCC:** Fluidized Catalytic Cracking (Craqueo Catalítico Fluidizado)
- **Gas amargo:** Gas natural que contiene altas concentraciones de sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2), que le dan un olor desagradable y lo hacen corrosivo y tóxico.
- **Gasóleo:** Fracción pesada de petróleo crudo obtenida por destilación.
- **Heurística:** Método o técnica utilizada para resolver problemas o tomar decisiones de manera práctica y eficiente, generalmente a través de reglas generales o experiencias previas, en lugar de métodos exhaustivos o analíticos.
- **HDAr:** Tratamiento con hidrógeno para saturar aromáticos.
- **HDDio:** Tratamiento con hidrógeno para saturar diolefinas.



- **HDN:** Hidrodesnitrógenación; remoción de compuestos nitrogenados con hidrógeno.
- **HDOI:** Tratamiento con hidrógeno para saturar olefinas.
- **HDS:** Hidrodesulfuración Hidrodesnitrógenación; remoción de compuestos sulfurados con hidrógeno.
- **HDT:** Hidrotratamiento
- **Hidrocarburo:** Compuesto químico formado exclusivamente por átomos de hidrógeno y carbono.
- **Hidrocraqueo:** Proceso que combina hidrogenación y craqueo para convertir fracciones pesadas de petróleo en productos más ligeros y valiosos, como gasolina y diésel.
- **Hidrogenación:** Proceso que agrega hidrógeno a los compuestos insaturados, como los alquenos, para convertirlos en compuestos saturados, como los alcanos.
- **Incondensables:** Gases presentes en los procesos de refinación que no se condensan bajo condiciones normales de temperatura y presión, como nitrógeno, hidrógeno y metano.
- **Isomerización:** Proceso de refinación que convierte las parafinas normales en isoparafinas, mejorando la calidad de los componentes de la gasolina.
- **Límite de batería (L.B.):** Este límite define el tamaño o la extensión del área que una unidad específica puede ocupar.
- **MTBE:** Acrónimo de Metil Terc-Butil Éter. Es un éter utilizado como aditivo en la gasolina para aumentar el número de octano y mejorar el rendimiento del motor.
- **Modelo termodinámico:** Conjunto de modelos matemáticos y ecuaciones que se utilizan para describir las propiedades termodinámicas de sustancias y mezclas en procesos industriales y científicos.
- **Nafta:** Fracción ligera del petróleo que se utiliza como materia prima para productos petroquímicos o como componente de la gasolina.
- **Petróleo:** Sustancia líquida natural compuesta principalmente de hidrocarburos, que se encuentra en formaciones geológicas bajo la superficie terrestre.
- **Plato real:** Etapa de separación que contribuye efectivamente a la separación de los componentes de la mezcla.
- **Plato teórico:** Etapa de separación que contribuye idealmente a la separación de los componentes de la mezcla.
- **Proceso:** Conjunto de operaciones y pasos secuenciales diseñados para transformar materias primas en productos finales.
- **Pseudocomponente:** Concepto utilizado en la simulación de procesos de refinación para representar una mezcla de hidrocarburos con propiedades similares. Se agrupan componentes reales en "pseudocomponentes" para simplificar el modelado y análisis de procesos, facilitando el cálculo de propiedades termodinámicas y de transporte.
- **PIONA:** Análisis utilizado en la industria petrolera para determinar la composición detallada de los productos derivados del petróleo, clasificándolos según el acrónimo que se refiere a una categoría de compuestos en la química del petróleo, que incluye Parafinas, Isoparafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos.
- **Punto pinch:** Temperatura a la cual dos corrientes en un sistema de intercambio de calor se igualan en términos de temperatura, lo que limita la eficiencia del intercambio térmico.



- **Reacción:** Proceso en el cual una o más sustancias, conocidas como reactivos, se transforman en una o más sustancias nuevas, conocidas como productos.
- **Reactor:** Equipo diseñado para llevar a cabo reacciones químicas controladas.
- **Refinería:** Instalación industrial dedicada al procesamiento y transformación del petróleo crudo en productos derivados útiles y comercializables.
- **Reformado Catalítico:** Proceso que aumenta el número de octanos de las fracciones de gasolina al transformar hidrocarburos de bajo octano en hidrocarburos de alto octano, usando catalizadores.
- **Regeneración de catalizador:** Proceso para restaurar la actividad de un catalizador usado, eliminando las impurezas o contaminantes que han reducido su efectividad.
- **Rendimiento:** Flujo volumétrico obtenido de productos.
- **Servicio auxiliar:** Servicios básicos necesarios para el funcionamiento de la planta, como agua, vapor, aire comprimido, electricidad y gases industriales (como nitrógeno o oxígeno). Estos servicios son cruciales para mantener las condiciones operativas requeridas para los procesos químicos.
- **Simulación:** Técnica utilizada para imitar o replicar el comportamiento de un sistema real o teórico a través de un modelo.
- **TAME:** Acrónimo de Tetrametiléter de etilo, es un éter utilizado en la industria petroquímica como aditivo en combustibles.
- **TFE:** Temperatura final de ebullición (FBP: Final Boiling Point)
- **TIE:** Temperatura inicial de ebullición (IBP: Initial Boiling Point)
- **Turbosina:** Fracción de destilación del petróleo crudo utilizada principalmente como combustible para aviones, también conocida como queroseno para aviación.
- **Vapor saturado:** Es el vapor de una sustancia en equilibrio con su fase líquida a una temperatura y presión específicas. En este estado, el vapor está en contacto con el líquido y se encuentra en su máxima concentración posible sin que se condense.
- **Variable:** Elemento que puede cambiar o variar y que se utiliza para representar diferentes valores o estados.
- **WABT:** Weighted Average Bed Temperature (Temperatura Promedio Ponderada del Lecho)
- **Zona de agotamiento:** Zona por debajo del plato de alimentación, en la que el líquido pierde componentes volátiles.
- **Zona de rectificación:** Zona por encima del plato de alimentación, en la que el vapor pierde componentes pesados.



ANEXO 1: MEMORIA DE CÁLCULO

DETERMINACIÓN DEL CONSUMO QUÍMICO DE HIDRÓGENO

Se presentan los cálculos realizados en una hoja de cálculo, partiendo de la caracterización de la carga:

CARGA		
Q =	36500	bpd
Q =	241.79	m ³ /h
S.G. =	0.7217	
DENSIDAD =	721.7	kg/m ³
W =	174502.67	kg/h

Y la definición de contaminantes presentes en la nafta primaria:

CONTAMINANTES EN LA CARGA		
[S] =	504	ppm
[N] =	3.5	ppm
[H ₂ S] =	0	ppm
[OLEFINAS] =	0.35	%vol
[AROM] =	11.64	%vol

Se plantea la especificación del producto como la concentración final que deberá tener de azufre y nitrógeno:

PRODUCTOS		
[S] =	0.5	ppm
[N] =	0.1	ppm

A partir de la concentración, y la masa molecular de los compuestos, se determina el flujo molar de cada contaminante, se presenta el ejemplo para el azufre:

$$100 \text{ ppm}_w = 0.01 \%w \quad \therefore \quad 504 \text{ ppm}_S = 0.0504 \%w$$

$$W_S = \frac{0.0504 \%w_S}{100} \left(174502.67 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right) = 87.9493 \frac{\text{kg}}{\text{h}} S$$

$$M_S = \frac{87.9493 \frac{\text{kg}}{\text{h}} S}{32.065 \frac{\text{kg}}{\text{mol}}} = 2.7428 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} S$$



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

MASA MOLECULAR		
MM_S =	32.065	kg/kmol
MM_N =	14.006	kg/kmol
MM_{H₂S} =	34.082	kg/kmol
MM_{NH₃} =	17.012	kg/kmol
FLUJO MÁSSICO		
W_S =	87.9493	kg/h
W_N =	0.6108	kg/h
W_{H₂S} =	5.5841	kg/h
FLUJO MOLAR		
M_S =	2.7428	kmol/h
M_N =	0.0436	kmol/h
M_{H₂S} =	0.1638	kmol/h

Para plantear las reacciones, en el caso del azufre y el nitrógeno se usaron las moléculas más complejas del proceso como modelo para considerar un caso extremo de requerimiento de hidrógeno para consumo.

En el caso del azufre, se consideró al tiofeno (también aplica para el tiofeno sustituido) como compuesto de azufre modelo para realizar el balance estequiométrico. La condición de final de la reacción considera las 0.5 ppm de azufre en el efluente del reactor:

BALANCE AZUFRE PARA CONSUMO						
	1	TIOFENO	+ 4	H₂	→	H₂S + C₄H₁₀
in)		2.6965		10.7859		
rxn)		2.6938		10.7752		
fin)		0.0027		0.0107		2.6938

En el caso del nitrógeno, se realizó una distribución de dos de los compuestos clave que se encuentran presentes en el corte de las naftas: El metilpirrol y la piridina. Con estos compuestos se realizó el balance estequiométrico, considerando la concentración al final del proceso de 0.1 ppm de nitrógeno.

BALANCE NITRÓGENO PARA CONSUMO						
	1	METILPIRROL	+ 4	H₂	→	NH₃ + C₅H₁₂
in)		0.0429		0.1715		
rxn)		0.0416		0.1666		
fin)		0.0012		0.0049		0.0416
	1	PIRIDINA	+ 5	H₂	→	NH₃ + C₅H₁₂
in)		0.0429		0.2143		
rxn)		0.0416		0.2082		
fin)		0.0012		0.0061		0.0416



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Para el balance de aromáticos, se lleva a cabo una distribución de diferentes aromáticos que se encuentran presentes en el corte de las naftas, identificados en una base de datos elaborada a partir de un análisis PIONA. A través de la identificación de los aromáticos, en función de su peso molecular, es posible determinar el flujo molar que representan los aromáticos para establecer el balance estequiométrico de la reacción de saturación de aromáticos y un rompimiento del anillo nafténico hasta la formación de una parafina, considerando un 6% de desaromatización en el proceso de HDT.

BALANCE AROMÁTICOS PARA CONSUMO					
	1	AROM	+ 4	H ₂	→ PARAF
in)		248.9126		995.6505	
rxn)		14.9348		59.7390	
fin)		233.9779		935.9115	14.9348

De igual manera, se lleva a cabo una distribución de olefinas que pudieron identificarse en un análisis PIONA y fueron ajustadas en una base de datos. Cabe destacar que esto es un escenario extraordinario, ya que la nafta primaria no debe de contener olefinas. Sin embargo, dado que es parte de los parámetros proporcionados para el diseño, se deben considerar para asegurar la flexibilidad del proceso en caso de presentarse. En el balance se asume la saturación de las olefinas en su totalidad.

BALANCE OLEFINAS PARA CONSUMO					
	1	OLEF	+ 1	H ₂	→ PARAF
in)		6.8510		6.8510	
rxn)		6.8510		6.8510	
fin)		0.0000		0.0000	6.8510

Resumiendo, se presenta el consumo químico de H₂ determinado para cada especie:

CONSUMO QUÍMICO DE H ₂		
S M _{H2} =	10.78	kmol/h
N M _{H2} =	0.19	kmol/h
OLEF M _{H2} =	6.85	kmol/h
AROM M _{H2} =	59.74	kmol/h
TOTAL	77.55	kmol/h
MAKE UP*	85.31	kmol/h



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Convirtiendo estos valores a flujo volumétrico de hidrógeno puro a condiciones estándar:

S V _{H2} =	216398.18	PCSD
N V _{H2} =	3763.59	PCSD
OLEF V _{H2} =	137589.17	PCSD
AROM V _{H2} =	1199736.25	PCSD
TOTAL	1557487.19	PCSD

El consumo químico de hidrógeno se reporta internacionalmente referido a los barriles de carga en unidades de ft³/bbl (pie cúbico por barril). Realizando el cociente del flujo volumétrico entre la carga, se determina esta relación. El hidrógeno de reposición considera de un 10% a un 20% de exceso de hidrógeno para compensar el hidrógeno que se solubiliza a la salida del reactor en el efluente líquido.

CONSUMO		
5.9287	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESULFURACIÓN
0.1031	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESNITROGENACIÓN
3.7696	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO OLEFINAS
32.8695	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESAROMATIZACIÓN
42.67	std ft³/bbl	CONSUMO QUÍMICO TOTAL
46.94	std ft³/bbl	H₂ DE REPOSICIÓN (+10%)

Siguiendo las reglas heurísticas, para remoción de azufre:

$$1\%w \text{ de remoción de azufre} = 110 - 120 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$504 \text{ ppm S} = 0.0504 \%w \text{ S}$$

$$110 * (0.0504) = \mathbf{5.544 \text{ std ft}^3/\text{bbl}}$$

Para remoción de nitrógeno:

$$100 \text{ wppm de remoción de nitrógeno} = 3 - 4 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$\frac{3.5 \text{ wppm N}}{100 \text{ wppm N}} (3) = \mathbf{0.105 \text{ std ft}^3/\text{bbl}}$$

Para saturación de aromáticos, se estableció anteriormente que se lleva a cabo un 6% de desaromatización. Esto implica reducir el %vol. inicial de aromáticos de 11.64% vol. hasta 10.9416 %vol., es decir, un 0.6984% de saturación de aromáticos:

$$1\%vol. \text{ de saturación de aromáticos} = 48 - 50 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$0.6984\%w (48) = \mathbf{33.52 \text{ std ft}^3/\text{bbl}}$$

El número de bromo de la nafta se plantea desde el análisis como 0.5 g/100g. Por lo tanto, considerando la saturación total de las olefinas:



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

$$\text{reducción de } \frac{1g}{100g} \text{ No. de Br} = 7.5 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

$$\frac{0.5 g}{100g} * (7.5) = 3.75 \text{ std ft}^3/\text{bbl}$$

Resumiendo el consumo químico de hidrógeno determinado mediante reglas heurísticas:

CONSUMO		
5.5440	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESULFURACIÓN
0.1050	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESNITROGENACIÓN
3.7500	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO OLEFINAS
33.5232	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO DESAROMATIZACIÓN
42.9222	std ft ³ /bbl	CONSUMO QUÍMICO TOTAL
47.2144	std ft ³ /bbl	H ₂ DE REPOSICIÓN (+10%)

RENDIMIENTO DE SUBPRODUCTOS H₂S Y NH₃

Con base en los flujos molares de nitrógeno y azufre determinados previamente, se determina el rendimiento de H₂S y NH₃ a partir del balance estequiométrico de las reacciones:

BALANCE AZUFRE (H ₂ S PRODUCTO)						
	1	S	+ 1	H ₂	→	H ₂ S
in)		2.6965		2.6965		
rxn)		2.6938		2.6938		
fin)		0.0027		0.0027		2.6938

BALANCE NITRÓGENO (NH ₃ PRODUCTO)						
	1	N	+ 1.5	H ₂	→	NH ₃
in)		0.0429		0.0643		
rxn)		0.0416		0.0625		
fin)		0.0012		0.0018		0.0416

La nafta de carga a la planta ya indica en sus propiedades químicas indica que posee una concentración de 32 ppm de H₂S, por lo que al H₂S formado deberá añadirse esta cantidad de H₂S que formará parte del efluente del reactor. Realizando la conversión referida a la carga, las 32 ppm equivalen a 0.1611 kmol/h de H₂S a la entrada al reactor.

El flujo molar total de H₂S a la salida del reactor será, por lo tanto:

$$2.6938 + 0.1611 = 2.8549 \text{ kmol/h}$$

Este flujo molar debe de estar referido a la carga a la planta y se reporta en %peso. Por lo tanto, es necesario llevar a cabo las siguientes conversiones:



$$\% \text{peso} = \frac{(\text{Flujo molar})(\text{Masa molecular})}{\text{Flujo másico total de la carga}} * 100$$

$$\frac{(2.8549 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{H}_2\text{S})(34.082 \frac{\text{kg}}{\text{kmol} \text{H}_2\text{S}})}{171552.78 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} * 100 = 0.0567 \% \text{peso H}_2\text{S}$$

$$\frac{(0.0416 \frac{\text{kmol}}{\text{h}} \text{NH}_3)(17.012 \frac{\text{kg}}{\text{kmol} \text{NH}_3})}{171552.78 \frac{\text{kg}}{\text{h}}} * 100 = 0.0004 \% \text{peso NH}_3$$

CÁLCULO DEL CALOR DE REACCIÓN

Se emplean las siguientes correlaciones heurísticas para determinar el calor de reacción:

Remoción de azufre:

$$53 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de H}_2 \text{ consumido en HDS}}$$
$$5.5440 \frac{\text{std ft}^3}{\text{bbl}} \left(36500 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} \right) \left(\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \right) \left(53 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3} \right) \left(\frac{0.25199 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}} \right) \left(\frac{1 \text{ MMkcal}}{1 \times 10^6 \text{ kcal}} \right)$$
$$= 0.1204 \text{ MMkcal/h}$$

Remoción de nitrógeno:

$$76 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de H}_2 \text{ consumido en HDN}}$$
$$0.1031 \frac{\text{std ft}^3}{\text{bbl}} \left(36500 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} \right) \left(\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \right) \left(76 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3} \right) \left(\frac{0.25199 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}} \right) \left(\frac{1 \text{ MMkcal}}{1 \times 10^6 \text{ kcal}} \right)$$
$$= 0.003 \text{ MMkcal/h}$$

Saturación de aromáticos:

$$75 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3 \text{ de H}_2 \text{ consumido en HDAr}}$$
$$0.1031 \frac{\text{std ft}^3}{\text{bbl}} \left(36500 \frac{\text{bbl}}{\text{día}} \right) \left(\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ h}} \right) \left(75 \frac{\text{BTU}}{\text{std ft}^3} \right) \left(\frac{0.25199 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}} \right) \left(\frac{1 \text{ MMkcal}}{1 \times 10^6 \text{ kcal}} \right)$$
$$= 0.9448 \text{ MMkcal/h}$$



Saturación de olefinas:

$$142 \frac{BTU}{std\ ft^3\ de\ H_2\ consumido\ en\ HDOL}$$

$$0.1031 \frac{std\ ft^3}{bbl} \left(36500 \frac{bbl}{día} \right) \left(\frac{1\ día}{24\ h} \right) \left(142 \frac{BTU}{std\ ft^3} \right) \left(\frac{0.25199\ kcal}{1\ BTU} \right) \left(\frac{1\ MMkcal}{1 \times 10^6\ kcal} \right)$$

$$= 0.2051\ MMkcal/h$$

Para validar el calor de reacción, se empleó un software de simulación de procesos, donde se usaba como componente reactivo una especie representativa. Por ejemplo, en el caso de las olefinas, se seleccionó al ciclohexeno y se planteó la reacción de saturación con hidrógeno para producir al ciclohexano.

Para la corriente de 9739.1590 kg, el simulador determinó un Cp de 1.1815 kcal/kg°C y una diferencia de temperatura de 17.98 °C. Calculando el calor de reacción:

$$Q = \left(1.1815 \frac{kcal}{kg\ °C} \right) (9739.1590\ kg) (292.98 - 275\ °C) \left(\frac{1}{1 \times 10^6} \right) = 0.2069 \frac{MMkcal}{h} \approx 0.2051$$

Evaluar el calor de reacción de manera puntual para cada familia de componentes requeriría modelos termodinámicos más complejos y conocer el calor de reacción de cada especie determinada en un PIONA. A falta de la información necesaria para dicho balance, esta fue la manera más práctica de validar el calor de reacción determinado mediante reglas heurísticas.

En resumen, el calor de reacción determinado fue:

CALOR DE REACCIÓN		PROCESO
0.1204	MMkcal/h	HDS
0.0030	MMkcal/h	HDN
0.2051	MMkcal/h	HDOL
0.9448	MMkcal/h	HDAr
1.2733	MMkcal/h	TOTAL

CÁLCULO DE LA WABT

La WABT global es determinada mediante la siguiente ecuación:

$$WABT = \sum_{i=1}^N (WABT_i)(W_{C_i})$$

$$WABT_i = \frac{T_i^{en} + 2T_i^{sal}}{3}$$

Donde:

N = Número de lechos catalíticos



W_{Ci} = Fracción en peso del catalizador en cada lecho con respecto al total

Dado que el reactor se compone de un solo lecho:

$$W_{ABT} = \frac{T_i^{en} + 2T_i^{sal}}{3} = \frac{275 + 2(285.46)}{3} = 281.97 \text{ } ^\circ\text{C}$$

CÁLCULO DEL CATALIZADOR REQUERIDO

Mediante la ecuación del LHSV:

$$LHSV = \frac{\text{flujo volumétrico total de la alimentación al reactor}}{\text{volumen total de catalizador}} [=]h^{-1}$$

Despejando el volumen total del catalizador:

$$V_{\text{catalizador}} = \frac{\text{Flujo volumétrico}}{LHSV} = \frac{36500 \text{ BPD}}{5 \text{ h}^{-1}} = \frac{241.79 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{5 \text{ h}^{-1}}$$
$$\therefore V_{\text{catalizador}} = 48.358 \text{ m}^3$$

CÁLCULO DE LA GEOMETRÍA DEL REACTOR DC-101

El reactor se dimensionará para un LHSV de 5 h^{-1} .

Para garantizar la ergonomía del reactor de HDT, se recomienda mantener la masa velocidad del flujo a través del reactor en un rango de entre 2000 y 5000 $\text{lb/h}\cdot\text{ft}^2$, siendo el rango óptimo 3500 $\text{lb/h}\cdot\text{ft}^2$ ($17,088.5040 \text{ kg/h}\cdot\text{m}^2$).

Para mantener esta relación fija, se determinará el área mediante la ecuación de la masa velocidad:

$$MV = \frac{F}{A} \quad \therefore \quad A = \frac{F}{MV}$$

De la mezcla de H_2/HC que entra al reactor, a través del balance se determina el flujo másico total. Considerando que en su totalidad la carga al reactor está vaporizada, todo este flujo está en fase gaseosa.

$$F = 183898.9845 \text{ kg/h}$$

Se determina el área de la sección transversal del reactor:

$$A = \frac{183898.9845 \text{ kg/h}}{17,088.5040 \text{ kg/h} \cdot \text{m}^2} \quad \therefore \quad A = 10.7615 \text{ m}^2$$

Con la ecuación de la circunferencia, se despeja el área y se determina el diámetro interno del reactor:

$$10.7615 \text{ m}^2 = \frac{\pi D^2}{4} \quad \therefore \quad D = 3.7016 \text{ m} \quad \therefore \quad D \approx 3700 \text{ mm}$$



A través de la ecuación del cilindro, teniendo el volumen total del catalizador y el diámetro, se determina la longitud del catalizador en el reactor:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} L \quad \therefore \quad 48.3580 \text{ m}^3 = \frac{\pi(3.7016 \text{ m})^2}{4} L \quad \therefore \quad L = 4.4936 \text{ m} \quad \therefore \quad L \approx 4500 \text{ mm}$$

Como regla heurística, generada a través de la experiencia, el lecho catalítico de un reactor de HDT suele contemplar una relación L/D de entre 1.6 y 1.8. Estimando la relación L/D para esta propuesta:

$$\frac{L}{D} = \frac{4.5 \text{ m}}{3.7 \text{ m}} = 1.2162$$

La relación L/D propuesta para el lecho catalítico resulta muy pequeña, por lo que se optará por seleccionar un nuevo valor de masa velocidad que permita establecer una relación L/D más adecuada para el reactor.

La nueva masa velocidad seleccionada será de 4500 lb/h*ft² (21,970.9306 kg/h*m²).

Se determina el área de la sección transversal del reactor:

$$A = \frac{183898.9845 \text{ kg/h}}{21970.9306 \text{ kg/h} * \text{m}^2} \quad \therefore \quad A = 8.3701 \text{ m}^2$$

Con la ecuación de la circunferencia, se despeja el área y se determina el diámetro interno del reactor:

$$8.3701 \text{ m}^2 = \frac{\pi D^2}{4} \quad \therefore \quad D = 3.2645 \text{ m}$$

A través de la ecuación del cilindro, teniendo el volumen total del catalizador y el diámetro, se determina la longitud del catalizador en el reactor:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} L \quad \therefore \quad 48.3580 \text{ m}^3 = \frac{\pi(3.265 \text{ m})^2}{4} L \quad \therefore \quad L = 5.7775 \text{ m}$$

Para verificar que se cumpla la relación L/D del lecho catalítico (entre 1.6 y 1.8), se recalcula para esta propuesta:

$$\frac{L}{D} = \frac{5.7775 \text{ m}}{3.2645 \text{ m}} = 1.7697$$

De esta manera se valida que la nueva selección satisface esta proporción, manteniendo la masa velocidad en el rango considerado aceptable para el reactor de hidrotratamiento.

Una vez definida la geometría del lecho catalítico, se añadirán segmentos al reactor para material inerte que sostenga al catalizador, así como espacio para componentes internos, boquillas y platos distribuidores del reactor. En su conjunto, de manera preliminar, se añadirán 8 ft (2.4384m) que representan aproximadamente el espacio requerido para dichos componentes.

La longitud, por lo tanto, será:

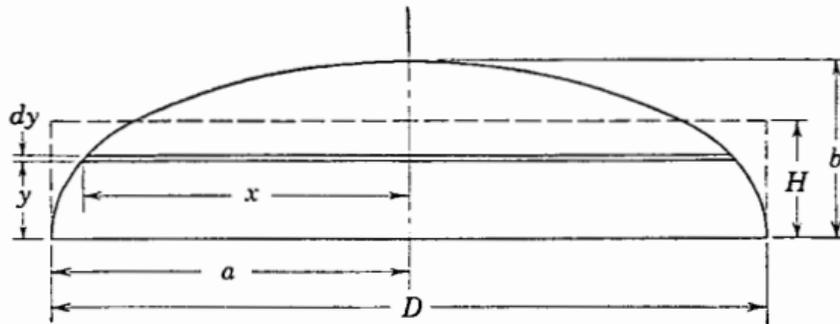


$$L + 8 ft = 8.2160 m$$

Ahora es necesario dimensionar la tapa elíptica que ha sido seleccionada en el desarrollo de la ingeniería conceptual. Para esto es necesario conocer el volumen adicional que ambas tapas aportan al recipiente del reactor, así como la altura de las tapas.

El volumen contenido en cada una de las tapas puede expresarse en términos de un cilindro de volumen equivalente que posee el mismo diámetro interno que la sección cilíndrica de la tapa.

La figura siguiente es una sección transversal de una tapa elipsoidal que tiene una relación 2:1 del eje mayor con respecto al menor.



Una manera de determinar las proporciones óptimas de las tapas del recipiente es partiendo de la ecuación de la elipse:

$$\frac{x^2}{a^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1$$

Para una tapa elipsoidal, también conocida como tapa 2:1 por la relación:

$$a = 2b$$

Esta relación también permite definir que la altura de cada una de las tapas (b) será el equivalente a la mitad del radio (a).

Sustituyendo se obtiene:

$$\frac{x^2}{4b^2} + \frac{y^2}{b^2} = 1$$

Expandiendo los términos de la ecuación:

$$x^2 + 4y^2 = 4b^2$$

Resolviendo para x^2 se obtiene:

$$x^2 = 4b^2 - 4y^2 = 4(b^2 - y^2)$$

La ecuación del volumen del cilindro equivalente a la tapa está dada por:

$$V = Ay = \pi x^2 y$$



Es posible variar la geometría del cilindro para determinar el volumen que sea geoméricamente coherente y óptimo para la geometría elipsoidal de la tapa. Dado que el diámetro se encuentra definido por el cuerpo del reactor, únicamente es posible variar la altura de la tapa para mantener la relación 2:1. Para esto, se emplea la ecuación diferencial del volumen con respecto a la altura de la tapa:

$$dV = A dy \quad \therefore dV = \pi x^2 dy$$

Integrando la ecuación desde el valor mínimo posible (0) hasta el valor máximo de altura que corresponde a b, sabiendo que $2b = a$.

$$V = \int_0^b \pi x^2 dy \quad \therefore V = \int_0^b \pi [4(b^2 - y^2)]^2 dy$$

$$\therefore V = 4\pi \int_0^b (b^2 - y^2) dy$$

$$\therefore V = 4\pi \int_0^b b^2 dy - 4\pi \int_0^b y^2 dy$$

$$\therefore V = 4\pi \left[b^2 y - \frac{y^3}{3} \right]_0^b$$

$$\therefore V = \frac{8}{3} \pi b^3 \quad \rightarrow \quad V = \frac{8b^3}{3} \pi \quad \rightarrow \quad V = \frac{8 \left(\frac{a}{2}\right)^3}{3} \pi \quad \rightarrow \quad V = \frac{8 \left(\frac{a^3}{8}\right)}{3} \pi$$

El volumen de la tapa será:

$$V = \frac{\pi a^3}{3}$$

Por lo tanto, el volumen de un cilindro equivalente será:

$$V = \pi a^2 H$$

Donde H es la altura equivalente del cilindro que representa a la tapa.

Igualando ambas ecuaciones:

$$\frac{\pi a^3}{3} = \pi a^2 H$$

Despejando para la altura:

$$H = \frac{a}{3} = \frac{D}{6}$$

Un recipiente cilíndrico a presión con tapas elípticas posee un volumen igual al volumen de la sección cilíndrica, más dos veces el volumen contenido en una de las tapas. Por lo tanto, el



volumen de dos tapas elipsoidales que poseen una relación 2:1 estará dado por la siguiente ecuación:

$$V_h = 2 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \left(\frac{D}{6} \right) = \frac{\pi D^3}{12}$$

$$V_{total} = V_{cilindro} + V_h$$

La altura del reactor está dada por la altura del cuerpo cilíndrico más la altura de ambas tapas elípticas:

$$L_{TOTAL} = L + 2b = 8.2160 + 2(0.8161) = 9.8482 \text{ m}$$

El diámetro y la altura para diseño normalmente son ajustados (redondeados) a unidades y medios pies (ft). Convirtiendo las unidades de diámetro y altura a pies, se obtiene:

$$D = 3.2645 \text{ m} = 10.71 \text{ ft} \approx 10.5 \text{ ft}$$

$$L = 9.8482 \text{ m} = 32.31 \text{ ft} \approx 32.5 \text{ ft}$$

La relación L/D, como se planteó en el diseño conceptual, debe mantenerse en un valor de 3 para el recipiente debido al rango de presión interna que este posee. Por lo tanto, se procede a verificar este parámetro:

$$\frac{L}{D} = \frac{32.5}{10.5} = 3.0952 \approx 3$$

La relación L/D cumple con lo requerido por el diseño. Por lo tanto, la geometría del reactor queda planteada.

CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN POR ELEVACIÓN

El reactor de HDT, como se definió antes, tendrá una altura de 32.5 ft (9.9060 m). A esta altura deberán añadirse las elevaciones del dado (estructura de concreto de soporte) y una altura por encima del reactor que represente a la boquilla, uniones, codos y la plataforma de servicio que se encuentra por encima del reactor en planta. De manera típica, estas alturas pueden considerarse de 3 metros para el dado y 2 metros para las instalaciones por encima del reactor. Por lo tanto, la altura total desde el nivel del suelo hasta la altura máxima será de 14.9060 m (48.90 ft).

Con base en lo establecido por Crane (1989), la caída de presión por altura puede ser determinada si se conoce la potencia teórica (sin considerar eficiencia) y viceversa. La potencia teórica puede calcularse a través de la siguiente ecuación:

$$\text{Potencia teórica} = \frac{Q H \rho}{6116 \times 10^3} [=] \text{ kW}$$

$$Q = 36500 \text{ BPD} = 1058.5 \text{ GPM} = 4029.8863 \text{ L/min}$$

$$H = 14.9060 \text{ m} = 48.90 \text{ ft}$$

Determinando la potencia teórica para la elevación del fluido, se obtiene un valor de:



$$Potencia teórica = \frac{\left(4029.886 \frac{L}{min}\right) (14.9060 m) \left(721.7 \frac{kg}{m^3}\right)}{6116 \times 10^3} = 7.0883 kW = 9.5055 HP$$

De la ecuación siguiente, despejando, se determina la caída de presión:

$$Potencia [HP] = \frac{(Q_v)(\Delta P)}{1714}$$

La caída de presión por elevación para el reactor de HDT será, por lo tanto:

$$9.5055 HP = \frac{(1058.5 GPM)(\Delta P)}{1714}$$

$$\Delta P = 15.3919 psi = 1.0821 kg/cm^2$$

El incremento en la presión de la bomba estará dado por:

$$\Delta P_{bomba} = \Delta P_{fricción} + \Delta P_{válvulas} + \Delta P_{elevación} + \Delta P_{equipo} + P_{entrada al reactor} - P_{succión}$$

Dado que se emplearon caídas de presión preliminares y permisibles, se determina la presión de descarga:

$$\Delta P_{bomba} = 25 + 7.28 - 2 = 30.28 kg/cm^2g$$

CÁLCULO DEL TANQUE DE BALANCE FA-101

El dimensionamiento del tanque de balance FA-101 fue realizado mediante el procedimiento propuesto en (Svrcek & Monnery, Design Two Phase Separators, 1993) y (Svrcek & Monnery, Succesfully Specify Three Phase Separators, 1994).

CÁLCULO DE LA COLUMNA ESTABILIZADORA DE NAFTA DA-101

Diámetro de la columna DA-101:

Para determinar el diámetro de la columna DA-101, se empleó el módulo de dimensionamiento del simulador de procesos PRO-II, donde se realizó el análisis hidráulico de la columna estabilizadora de nafta. Es importante para el dimensionamiento conocer los siguientes parámetros:

System factor: Este parámetro representa la tendencia al espumado en una escala de 0 a 1, donde 0 indica un sistema con una alta tendencia al espumado y 1 indica un sistema no espumante. En este caso, la nafta es un fluido con baja tendencia al espumado, por lo que se seleccionó un system factor de 1.0.

Flooding factor: Este parámetro limita la inundación de los platos a un valor seleccionado dentro de un rango de 0 a 100%. Existen dos puntos críticos que no deben rebasarse: por debajo del 20% de inundación, el plato de la columna se secará, impidiendo la transferencia de masa; por encima del 80%, el plato estaría inundado, lo que comprometería el funcionamiento adecuado de la columna. Considerando que la planta puede operar a una capacidad mínima del 60%, normal del 100%, y pudiendo alcanzar hasta un 110% de su capacidad normal, la inundación debe mantenerse por debajo del 80%.



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Definiendo estos parámetros en el módulo de dimensionamiento, se obtuvieron los siguientes resultados:

TRAY	VAPOR M3/S	LIQUID M3/S	VLOAD M3/S	DIAM MM	FF	NP	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCI TRAY SPACIN
2	0.738	0.04220	0.183	2134	67.7	2	0.006	11.899	37.09
3	0.791	0.04745	0.201	2134	74.8	2	0.007	13.377	41.39
4	0.813	0.04977	0.209	2134	78.0	2	0.007	14.034	43.38
5	0.820	0.05075	0.212	2134	79.2	2	0.007	14.308	44.19
6	0.818	0.05102	0.212	2134	79.4	2	0.007	14.386	44.37
7	0.808	0.05064	0.210	2134	78.7	2	0.007	14.279	43.93
8	0.779	0.04888	0.203	2134	76.0	2	0.007	13.782	42.24
9	0.712	0.04451	0.185	2134	69.4	2	0.006	12.551	38.30
10	0.839	0.14554	0.221	3048	71.0	2	0.006	27.469	57.26
11	0.865	0.14791	0.228	3048	73.0	2	0.006	27.915	58.27
12	0.871	0.14855	0.230	3048	73.5	2	0.006	28.038	58.55
13	0.873	0.14889	0.231	3048	73.8	2	0.006	28.101	58.70
14	0.874	0.14913	0.232	3048	74.0	2	0.006	28.147	58.83
15	0.875	0.14935	0.232	3048	74.1	2	0.006	28.188	58.95
16	0.876	0.14957	0.233	3048	74.3	2	0.006	28.229	59.07
17	0.878	0.14981	0.233	3048	74.4	2	0.006	28.275	59.20
18	0.879	0.15010	0.234	3048	74.7	2	0.006	28.330	59.37
19	0.881	0.15047	0.235	3048	74.9	2	0.006	28.400	59.58
20	0.884	0.15099	0.236	3048	75.3	2	0.006	28.498	59.87
21	0.887	0.15175	0.238	3048	75.9	2	0.006	28.641	60.30
22	0.892	0.15291	0.241	3048	76.7	2	0.006	28.861	60.95
23	0.895	0.15470	0.245	3048	77.9	2	0.006	29.197	61.94
24	0.884	0.15771	0.249	3048	79.7	2	0.006	29.767	63.56

La columna estabilizadora de naftas tendrá dos diámetros:

✓ **Diámetro superior: 2134 mm**

✓ **Diámetro inferior: 3048 mm**

Platos reales:

Las etapas teóricas son transformadas a etapas reales empleando la eficiencia global seleccionada en el capítulo 3 para la columna. Con la eficiencia global del 85%, se determina el número de etapas reales requeridas:

$$N_{reales} = \frac{N_{teóricas}}{Eficiencia}$$

COLUMNA ESTABILIZADORA			
Plato teórico	Plato teórico simulación	Platos reales	Sección
Condensador	1	-	-
1	2	1 - 10	Rectificación
2	3		
3	4		



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

4	5		
5	6		
6	7		
7	8		
8	9		
9	10	11	Alimentación
10	11		
11	12		
12	13		
13	14		
14	15		
15	16		
16	17	12 - 27	Agotamiento
17	18		
18	19		
19	20		
20	21		
21	22		
22	23		
23	24		
Rehervidor	25	-	-

Área de la columna:

Se determina el área de la columna con la ecuación del área de la circunferencia:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Donde:

- A = Área de la columna (m²)
- π = Constante "pi" (3.14159265...)
- D = Diámetro superior o inferior de la columna (m)

Volumen del fondo de la columna:

$$V = Q_{NAFTA} * \theta_R$$

Donde:

- V = Volumen del fondo de la columna (m³)
- Q_{NAFTA} = Flujo volumétrico actual de nafta del fondo
- θ_R = Tiempo de residencia en el fondo de la columna



Con base en lo reportado por (Svrcek & Monnery, 1993), el tiempo de residencia de un recipiente (considerando al fondo de la columna como un recipiente) depende del destino al que se dirige el fluido de salida.

En este caso, del fondo de la columna salen dos corrientes:

- El flujo que es dirigido al rehervidor de la columna. Para flujos que salen hacia un rehervidor, a través de un equipo de bombeo, el tiempo de residencia es de 3 minutos.
- El flujo de la nafta producto que será dirigida hacia otra columna de destilación (la DA-102). Para estos flujos, el tiempo de residencia es de 5 minutos.

De esta manera, el volumen del fondo de la columna es estimado de la siguiente manera:

$$V = (Q_{NAFTA} * 5 \text{ min}) + (Q_{REHERVIDOR} * 3 \text{ min})$$

Niveles del fondo de la columna:

El nivel máximo del fondo de la columna es determinado mediante el siguiente cociente:

$$N_{MAX} = \frac{V}{A}$$

El nivel mínimo es determinado en función de la orientación del recipiente (vertical u horizontal), del diámetro del recipiente y de la presión de operación con base en la metodología de (Svrcek & Monnery, 1993).

Se selecciona el nivel mínimo de 6 pulgadas (152.4 mm)

El nivel normal es determinado mediante la siguiente ecuación:

$$N_{NORMAL} = (N_{MAX} - N_{MIN}) * 0.6 + N_{MIN}$$

Alarmas por alto y bajo nivel:

La alarma por alto nivel es determinada mediante la ecuación siguiente:

$$A_{AN} = (N_{MAX} - N_{MIN}) * 0.8 + N_{MIN}$$

La alarma por bajo nivel es determinada mediante la ecuación siguiente:

$$A_{BN} = (N_{MAX} - N_{MIN}) * 0.25 + N_{MIN}$$

Longitud tangente-tangente de la columna:

Las dimensiones de la columna fueron determinadas a través de los siguientes criterios:

1. Distancia entre el domo de la columna y el primer plato: 1066.8 mm (3 1/2 ft)
2. Espaciamento entre platos, del plato 1 al 10: 5486.4 mm (2 ft por espaciamento)
3. Espaciamento por transición de diámetro: 1066.8 mm (3 1/2 ft)
4. Espaciamento del plato de alimentación (plato 11): 914.4 mm (3 ft)
5. Espaciamento entre platos, del plato 12 al 27: 9144 mm (2 ft por espaciamento)
6. Espaciamento del último plato (27) a la boquilla del rehervidor: 914.4 mm (3 ft)
7. Espaciamento de la boquilla del rehervidor al nivel máximo del fondo: 609.6 mm (1 ft)



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTAS DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

8. Del nivel máximo al fondo de la columna: 6858 mm (22.5 ft)

La longitud tangente-tangente de la columna DA-101 es de 26060.4 mm.

CÁLCULO DE LA COLUMNA FRACCIONADORA DE NAFTA DA-102

Se aplicó la misma metodología que en el caso de la columna estabilizadora de nafta DA-101.

TRAY	VAPOR M3/S	LIQUID M3/S	VLOAD M3/S	DIAM MM	FF	PRES DROP KG/CM2	WEIR RATE CM3/S/MM	DOWNCOMER BACKUP, PCT TRAY SPACING
2	6.730	0.06081	0.748	3962.4	63.2	0.006	4.671	28.84
3	6.675	0.06153	0.748	3962.4	63.3	0.006	4.727	28.91
4	6.625	0.06208	0.748	3962.4	63.3	0.006	4.769	28.95
5	6.574	0.06241	0.747	3962.4	63.3	0.006	4.794	28.94
6	6.516	0.06251	0.744	3962.4	63.1	0.006	4.802	28.86
7	6.444	0.06232	0.739	3962.4	62.7	0.006	4.787	28.70
8	6.334	0.06143	0.729	3962.4	61.8	0.006	4.719	28.33
9	6.115	0.05864	0.704	3962.4	59.6	0.006	4.505	27.38
10	6.063	0.13829	0.705	3962.4	65.6	0.007	10.623	33.48
11	6.188	0.14230	0.728	3962.4	67.8	0.007	10.932	34.52
12	6.274	0.14538	0.746	3962.4	69.4	0.007	11.168	35.31
13	6.327	0.14769	0.758	3962.4	70.6	0.007	11.345	35.89
14	6.357	0.14947	0.767	3962.4	71.5	0.007	11.482	36.32
15	6.372	0.15095	0.774	3962.4	72.1	0.007	11.595	36.66
16	6.377	0.15226	0.779	3962.4	72.7	0.007	11.696	36.95
17	6.376	0.15351	0.784	3962.4	73.2	0.008	11.793	37.21
18	6.367	0.15478	0.789	3962.4	73.6	0.008	11.890	37.47
19	6.343	0.15606	0.792	3962.4	74.0	0.008	11.989	37.69
20	6.289	0.15737	0.794	3962.4	74.3	0.008	12.089	37.87
21	6.147	0.15847	0.789	3962.4	74.0	0.008	12.174	37.82

La columna DA-102 es de un solo diámetro: 3962.4 mm

La longitud tangente-tangente de la columna DA-102 es de 25298.4 mm.

CÁLCULO DE LOS SERVICIOS AUXILIARES

Aqua de enfriamiento:

Para determinar la cantidad necesaria de agua de enfriamiento, se realizó el siguiente cálculo:

$$V_{AGUA DE ENFRIAMIENTO} = \frac{Q}{C_p(T_S - T_R)} * (\rho^{-1})$$

Donde:

- $V_{AGUA DE ENFRIAMIENTO}$ = Volumen de agua de enfriamiento (m³)
- Q = Calor que debe transferirse al agua (10⁶ kcal/h)
- Cp = Capacidad calorífica del agua a temperatura promedio = 0.999 kcal/kg°C @34 °C
- TS = Temperatura de suministro del agua = 28 °C
- TR = Temperatura de retorno del agua = 40 °C
- ρ = Densidad del agua de enfriamiento a temperatura promedio = 997 kg/cm³ @34 °C



Gas combustible:

$$M_{GAS\ COMBUSTIBLE} = \frac{Q}{PC * \eta}$$

Donde:

- M_{GAS} = Masa de gas combustible
- Q = Calor que debe suministrar el gas (10^6 kcal/h)
- PC = Poder calorífico del gas natural (9875 kcal/kg)
- η = Eficiencia de combustión (80%)

Energía eléctrica:

Para el consumo de energía eléctrica por el equipo de bombeo: Primero se determina la potencia de bombeo requerida:

$$BHP = \frac{\Delta P * Q_v}{1714} \left(\frac{1}{\varepsilon} \right)$$

Donde:

- BHP = Potencia de bombeo (HP)
- ΔP = Incremento de presión (psi)
- Q_v = Caudal volumétrico (gpm)
- 1714 = Constante
- ε = Eficiencia de la bomba (típica = 70%)

La potencia en HP es ajustada a un valor comercial de motor. Por ejemplo, para la GA-102 se requieren 94.71 HP; el motor comercial que se ajusta a este requerimiento de potencia sería de 100 HP.

La potencia en kW puede determinarse a partir de la potencia en HP mediante el factor de conversión:

$$P_{kW} = P_{HP} * 0.7457$$

La potencia requerida por el **compresor** GB-101 es determinada en el software de simulación, considerando una eficiencia del 70%.

La potencia requerida por el **aeroenfriador** EC-101 es calculada mediante la siguiente metodología:

Con base en el fluido del proceso, se determina la temperatura estimada de salida de aire:

$$\Delta ta = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

Donde:

- Δta = Incremento estimado de temperatura del aire (°F)



- U_x = Coeficiente global de transferencia de calor basado en la superficie extendida (5.9 para hidrocarburos con viscosidad menor o igual a 0.2 cP a la temperatura promedio).
- T_1 = Temperatura de entrada al aerofriador (°F).
- T_2 = Temperatura de salida del aerofriador (°F).
- t_1 = Temperatura de entrada del aire (100 °F)

Se determina el caudal de aire:

$$W_a = \frac{Q}{(0.24)(\Delta t_a)}$$

Donde:

- W_a = Caudal del aire (lb/h)
- Q = Calor que debe transferirse al aire (10^6 BTU/h)

Posteriormente, se calcula el volumen de aire que ingresa al ventilador:

$$ACFM = \frac{W_a}{(D_R)(60)(0.0749)}$$

Donde:

- ACFM = Volumen de aire total que entra al ventilador (ft³/min)
- D_R = Relación densidad del aire según nivel del mar (se elige $D_R = 1$)

Se realiza una aproximación de la pérdida de carga total por ventilador a través de la ecuación:

$$PF = \Delta P_a + \left(\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\pi D^2}{4} \right)} \right)^2 (D_R)$$

Donde:

- PF = Pérdida de carga total por ventilador (inH₂O)
- ΔP_a = 0.4 inH₂O (aproximación)

Finalmente, se estima la potencia aproximada por ventilador (si en un diseño más riguroso se define que debido al área de transferencia requerida se requiere un ventilador que posee un diámetro muy grande, puede optarse por emplear múltiples ventiladores de menor diámetro. En el alcance de este proyecto, únicamente se define la potencia total requerida para cumplir el objetivo del aerofriador.

$$BHP = \frac{\left(\frac{ACFM}{fan} \right) (PF)}{(6356)(\epsilon)}$$

Donde:

- BHP = Potencia requerida (HP)



- Fan = Número de ventiladores (en este caso no aplica, se define como 1 solo ventilador)
- ε = Eficiencia del motor (70%)

Con un factor de conversión, se determina la potencia en kW a partir de la BHP.

CÁLCULO DE LOS AGENTES QUÍMICOS

Catalizador de hidrotreatmento:

La masa de catalizador requerida es calculada con base en la densidad de llenado y el volumen definido por el LHSV.

$$M_{cat} = V_{LC} * D_{LLENADO}$$

Donde:

- M_{cat} = Masa del catalizador (kg)
- V_{LC} = Volumen del lecho catalítico (48.358 m³)
- D_{LLENADO} = Densidad del llenado con manga (630 kg_{catalizador}/m³)

Dimetil disulfuro (DMDS):

El DMDS requerido para activación del catalizador en el arranque de la planta se determina mediante el requerimiento de azufre del catalizador.

- El catalizador requiere un 11.8% de su masa como masa de azufre. Si se determinó que se requieren 30466 kg de catalizador, se requieren 3594.98 kg de azufre.
- El DMDS, al descomponerse, suministrará el 68% de su masa como azufre (contenido de azufre en %w). Si se requieren 3594.98 kg de azufre, se requieren 5286.75 kg de DMDS.
- Se recomienda considerar un 10% en masa de DMDS adicional. Con este excedente, se determina que se requieren 5868.29 kg de DMDS.
- Considerando que la densidad del DMDS es de 1.06 kg/L, se determina un volumen requerido de DMDS de 5536 L de DMDS.

Bolas de alúmina:

Se determina el volumen de las secciones empacadas con bolas de alúmina con diámetros de 1/4, 1/2 y 3/4 de pulgada. Considerando que el diámetro del reactor es de 3.2004 m.

El volumen de cada sección es determinado mediante la ecuación del volumen del cilindro:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} * H_n$$

- Por encima del lecho catalítico se requieren H₁ = 6" de bolas de alúmina de 1/4"; por encima de esta capa de bolas de alúmina, se requieren H₂ = 6" de bolas de alúmina de 3/4".
- La sección inferior al lecho catalítico comprende varias secciones:
 - 1^a sección inferior: 1er área entre el lecho catalítico y la tapa.
 - H₃ = 2 ft
 - Bolas de alúmina: 1/4"
 - 2^a sección inferior: 1er área entre el lecho catalítico y la tapa.



- $H_3 = 2$ ft
- Bolas de alúmina: $\frac{1}{4}$ "
- 3ª sección inferior: Tapa elipsoidal: En esta sección, el volumen de la tapa es determinado mediante la ecuación determinada anteriormente para el volumen del cilindro equivalente a la tapa elipsoidal:

$$V_h = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \left(\frac{D}{6}\right)$$

A este volumen se le sustrae el volumen del colector de fondos, el cual tiene un diámetro del 30% del diámetro del reactor y una altura de 2 ft (0.6096 m):

$$V_{colector} = \left(\frac{\pi(0.3 * D)^2}{4}\right) (0.6096)$$

El volumen de esta sección es determinado de la siguiente manera:

$$V = V_h - V_{colector}$$

La sección de la tapa elipsoidal se llenará con bolas de alúmina de $\frac{3}{4}$ ".

El volumen requerido de bolas de alúmina es determinado para cada diámetro de las bolas de alúmina a utilizar, sumando el volumen de las secciones correspondientes.

Para determinar la masa de bolas de alúmina, se emplea la densidad de llenado de 1362 kg/m³.

$$m_{BOLAS DE ALÚMINA} = V[m^3] * 1362 \text{ kg/m}^3$$



ÍNDICE DE ILUSTRACIONES

<i>Ilustración 1.1 Parafinas</i>	11
<i>Ilustración 1.2 Isoparafinas</i>	11
<i>Ilustración 1.3. Naftenos</i>	11
<i>Ilustración 1.4. Olefinas</i>	12
<i>Ilustración 1.5. Aromáticos</i>	12
<i>Ilustración 1.6 2,2,4-trimetilpentano (isooctano)</i>	12
<i>Ilustración 1.7. Relación entre la reactividad y el tamaño de los principales compuestos de azufre (Zhao, 2009)</i>	21
<i>Ilustración 1.8. Relación entre la reactividad y el tamaño de los principales compuestos de hidrocarburos nitrogenados</i>	22
<i>Ilustración 1.9. Dienos conjugados y no conjugados</i>	25
<i>Ilustración 1.10. Descomposición del siloxano empleado como agente antiespumante</i>	26
<i>Ilustración 2.1. Calor de reacción de hidrogenación en enlaces simples y dienos no conjugados</i>	28
<i>Ilustración 2.2. Recombinación del 1-hexeno con la mezcla de H₂S/H₂, produciendo 1-, 2- y 3-hexanotiol....</i>	34
<i>Ilustración 2.3. Forma de los catalizadores sólidos para hidrotratamiento</i>	38
<i>Ilustración 2.4. Fotografía STM mostrando la morfología de una estructura activa NiMoS. (Skyum & Zeuthen, 2006)</i>	38
<i>Ilustración 2.5. Catalizador tetralobular de hidrotratamiento IMP-DSD-30</i>	40
<i>Ilustración 2.6. Reacciones de sulfuración del catalizador</i>	40
<i>Ilustración 2.7. Reactor de lecho fijo para naftas primarias (un lecho)</i>	42
<i>Ilustración 2.8. Reactor FBR de dos lechos con inyección de agente de apagado (quench)</i>	42
<i>Ilustración 3.1. Diagrama de Cebolla. (Smith, 2005)</i>	54
<i>Ilustración 3.2. Dimensiones de la tapa elíptica (Brownell & Young, 1959)</i>	62
<i>Ilustración 3.3. Dimensiones del reactor de HDT</i>	63
<i>Ilustración 3.4. Simulación de la U-100 en KBC PetroSIM</i>	83
<i>Ilustración 3.5. Algoritmo de selección de modelo termodinámico (Carlson, 1996)</i>	85
<i>Ilustración 3.6. Simulación de la U-100 elaborada en el software AVEVA PRO-II</i>	86
<i>Ilustración 3.7. Simulación del método corto del primer arreglo de la sección de fraccionamiento.</i>	98
<i>Ilustración 3.8. Simulación del método corto del segundo arreglo de la sección de fraccionamiento.</i>	99
<i>Ilustración 3.9. Resultados del método corto de la columna desbutanizadora del primer arreglo</i>	99
<i>Ilustración 3.10. Presión vs Volatilidad de componentes en destilación.</i>	101
<i>Ilustración 3.11. Comparación preliminar para selección de presión de operación de la columna estabilizadora</i>	104
<i>Ilustración 3.12. Esquema de la simulación de la sección de separación de incondensables y la columna estabilizadora</i>	107
<i>Ilustración 3.13. Esquema de la simulación de la columna estabilizadora y fraccionadora de naftas</i>	108
<i>Ilustración 3.14. Red de intercambio térmico de la sección de reacción.</i>	123
<i>Ilustración 3.15. Simulación de la sección de reacción (con integración térmica).</i>	133
<i>Ilustración 3.16. Simulación de la sección de fraccionamiento (con integración térmica)</i>	133

ÍNDICE DE DIAGRAMAS

<i>Diagrama 1.1. Destilación atmosférica y al vacío.</i>	6
<i>Diagrama 1.2. Unidad de coquización retardada típica. (Cerutti, 2001)</i>	6
<i>Diagrama 1.3. Unidad de craqueo catalítico fluidizado (FCC). (Cerutti, 2001)</i>	7



Diagrama 1.4. Unidad de reformación típica. (Cerutti, 2001)	7
Diagrama 1.5. Unidad de alquilación típica. (Cerutti, 2001)	8
Diagrama 1.6. Unidad de isomerización típica. (Cerutti, 2001)	8
Diagrama 1.7. Configuración típica de una refinería para producción de gasolinas	9
Diagrama 1.8. Configuración típica de una refinería Hydro-Skimming	10
Diagrama 1.9 Manejo típico de las naftas en un esquema de refinación	15
Diagrama 1.10. Obtención del corte de nafta primaria en la columna de destilación atmosférica	15
Diagrama 1.11. Productos y subproductos de plantas de hidrotratamiento	17
Diagrama 2.1 Nivel de contaminantes en la carga y productos del hidrotratamiento de naftas.....	29
Diagrama 2.2. Reactividad vs Temperatura de los diferentes contaminantes en procesos de hidrotratamiento	30
Diagrama 2.3 Selección del tipo de catalizador con base en el tipo de carga y la selectividad del catalizador	39
Diagrama 2.4. Diagrama de bloques de una planta de HDT de naftas	43
Diagrama 2.5. Sección de reacción del proceso de HDT de naftas primarias (once through).....	43
Diagrama 2.6. Proceso de HDT de naftas primarias.....	44
Diagrama 3.1. Reactor de HDT.....	64
Diagrama 3.2. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (1ª evolución)	64
Diagrama 3.3. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (2ª evolución)	65
Diagrama 3.4. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (3ª evolución)	66
Diagrama 3.5. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (4ª evolución)	66
Diagrama 3.6. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (5ª evolución)	67
Diagrama 3.7. Primer planteamiento del calentamiento de la nafta y el gas rico en hidrógeno	68
Diagrama 3.8. Segundo planteamiento del calentamiento de la nafta y el gas rico en hidrógeno	68
Diagrama 3.9. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (6ª evolución)	69
Diagrama 3.10. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (7ª evolución)	71
Diagrama 3.11. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (8ª evolución)	73
Diagrama 3.12. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (9ª evolución)	74
Diagrama 3.13. Proceso conceptual HDT de naftas primarias (10ª evolución)	76
Diagrama 3.14. Puntos de análisis del perfil de presiones de la planta de HDT de nafta primaria	80
Diagrama 3.15. Nomograma de alcances de las bombas en rangos normales de operación. (Perry & Chilton, 1986)	81
Diagrama 3.16. Rangos de operación normales para compresores. (Gil, 2013)	82
Diagrama 3.17. Primer esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.	95
Diagrama 3.18. Segundo esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.	95
Diagrama 3.19. Tercer esquema de fraccionamiento de la Unidad de Hidrotratamiento de Nafta Primaria U-100.	96
Diagrama 3.20. Separación de gases incondensables previo a columna estabilizadora.	105
Diagrama 3.21. Intercambio térmico en zona de separación de incondensables.	111
Diagrama 3.22. Intercambio térmico en zona de columna estabilizadora.	112
Diagrama 3.23. Intercambio térmico en zona de columna fraccionadora.	113
Diagrama 3.24. Diagrama de mallas de la integración térmica de la sección de reacción.	122
Diagrama 3.25. Diagrama de mallas de la integración térmica de la sección de fraccionamiento.....	127
Diagrama 3.26. Red de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento (preliminar).	128
Diagrama 3.27. Red de intercambio térmico de la sección de fraccionamiento.....	129
Diagrama 3.28. Incorporación de un aerofriador al sistema de condesación de la columna DA-101.	130



ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 1.1. Curva de destilación TBP correspondiente a los crudos Istmo y Ku-H	5
Gráfico 1.2. Relación entre el contenido de olefinas y el número de bromo (Yui, 1999)	24
Gráfico 2.1. Efecto de la temperatura sobre el tiofeno. (Doukeh, et. al., 2017).....	31
Gráfico 2.2. Efecto de la temperatura sobre compuestos de nitrógeno presentes en la nafta (Yui, 1999).....	31
Gráfico 2.3. Efecto de la temperatura sobre los compuestos de nitrógeno presentes en la nafta (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009)	32
Gráfico 2.4. Efecto de la temperatura sobre los aromáticos presentes en la nafta. (Yui, 1999).....	32
Gráfico 2.5. Efecto de la temperatura sobre el número de bromo (olefinas). (Yui, 1999)	33
Gráfico 2.6. Reducción del número de dieno en función de la temperatura. (Yui, 1999)	33
Gráfico 2.7. Efecto de la temperatura sobre la retención de Sílice en el catalizador comercial TK-437 de Topsoe. (Breivik & Egebjerg, 2008).....	34
Gráfico 2.8 Efecto de la presión y la temperatura sobre la remoción de azufre de las naftas (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009)	35
Gráfico 2.9. Efecto de la presión y la temperatura sobre la remoción del tiofeno presente en las naftas (Doukeh, et. al. 2017).....	35
Gráfico 2.10. . Efecto de la presión sobre la saturación de olefinas. (Lengyel, Szabolcs, & Hancsók, 2009) ...	35
Gráfico 3.1. Curvas compuestas sección de reacción.....	120
Gráfico 3.2. Curva gran compuesta sección de reacción.....	120
Gráfico 3.3. Líneas paralelas del precalentador carga-efluente del reactor de HDT.....	123
Gráfico 3.4. Curvas compuestas sección de fraccionamiento.....	124
Gráfico 3.5. Curva gran compuesta sección de fraccionamiento.....	125
Gráfico 3.6. Líneas paralelas del intercambiador 1 (sección de fraccionamiento)	127
Gráfico 3.7. Líneas paralelas del intercambiador 2 (sección de fraccionamiento)	127
Gráfico 3.8. Líneas paralelas del intercambiador 3 (sección de fraccionamiento)	128
Gráfico 3.9. Líneas paralelas del intercambiador 4 (sección de fraccionamiento)	128
Gráfico 3.10. Paralelas intercambiador 1 (final).	130
Gráfico 3.11. Paralelas intercambiador 2 (final).	130
Gráfico 3.12. Comparación de las cargas térmicas de la sección de reacción	131
Gráfico 3.13. Comparación de las cargas térmicas de la sección de fraccionamiento.....	132

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1 Puntos de corte típicos de los diferentes productos derivados del petróleo.....	3
Tabla 1.2 Clasificación del petróleo crudo	4
Tabla 1.3 Algunos constituyentes de la gasolina y sus números RON y MON (Demirbas, Balubaid, Basahel, Ahmad, & Sheikh, 2015)	13
Tabla 1.4. Resumen del análisis PIONA de una nafta primaria.....	16
Tabla 1.5. Propiedades químicas de la nafta primaria.....	16
Tabla 1.6. Propiedades de la nafta subproducto de hidrotratadoras de destilados intermedios y de gasóleos.....	18
Tabla 1.7. Propiedades químicas de la nafta primaria vs nafta de coque	19
Tabla 1.8. Especies de azufre presentes en la nafta	20
Tabla 1.9. Compuestos de nitrógeno presentes en la nafta	22
Tabla 1.10. Algunas olefinas presentes en la nafta de coque	23
Tabla 1.11. Algunos dienos (diolefinas) presentes en la nafta de coque.....	24
Tabla 2.1. Parámetros de proceso para hidrodesulfuración (Bose, 2015)	38



HIDROTRATAMIENTO DE NAFTA DE PRINCIPIO A FIN Y ALGO MÁS

Tabla 3.1. Características físicas de la nafta primaria producto de una mezcla de crudos 22% Maya / 78% Istmo	48
Tabla 3.2. Características químicas de la nafta primaria producto de una mezcla de crudos 22% Maya / 78% Istmo	49
Tabla 3.3. Composición del hidrógeno de reposición proveniente de la Reformadora de Naftas	50
Tabla 3.4. Composición del hidrógeno de reposición proveniente de la Planta de Hidrógeno	50
Tabla 3.5. Propiedades de la nafta hidrotratada	50
Tabla 3.6. Condiciones en Límite de Batería	51
Tabla 3.7. Especificaciones del vapor saturado disponible de alta, media y baja presión	52
Tabla 3.8. Especificaciones del agua de enfriamiento disponible	52
Tabla 3.9. Propiedades del gas natural disponible.	53
Tabla 3.10. Consumo químico de hidrógeno determinado mediante balance.....	56
Tabla 3.11. Comparación del consumo químico de hidrógeno determinado mediante el balance estequiométrico y mediante reglas heurísticas.	56
Tabla 3.12. Rendimiento de H ₂ S y NH ₃ con respecto a la carga.	57
Tabla 3.13. Calor de reacción determinado	58
Tabla 3.14. Tipos de tapas empleadas en recipientes cilíndricos a presión. (Abraján, 1985).....	61
Tabla 3.15. Relaciones óptimas entre la longitud y el diámetro para recipientes a presión (Svrcek & Monnery, 1993)	63
Tabla 3.16. Comparación de la carga térmica de los calentadores a fuego directo.	75
Tabla 3.17. Caídas de presión permisibles por cada tipo de elemento consideradas para el diseño conceptual.....	77
Tabla 3.18 Perfil de presiones de la planta de HDT de nafta primaria.	78
Tabla 3.19. Comparación de las especificaciones principales de la nafta requeridas y simuladas.	84
Tabla 3.20. Comparación de parámetros calculados vs simulados para el reactor de HDT	84
Tabla 3.21. Eficiencias por etapa globales. (Górak & Sorensen, 2014)	97
Tabla 3.22. Evaluación de las etapas teóricas y reales para la sección de fraccionamiento.	100
Tabla 3.23. Ventajas y desventajas de presiones altas y bajas en destilación de cortes del petróleo.	103
Tabla 3.24. Evaluación de la presión de expansión de la corriente de entrada a la sección de fraccionamiento.	104
Tabla 3.25. Evaluación de la temperatura en la expansión de la nafta a 9 kg/cm ² g.	106
Tabla 3.26. Comparación en la operación de la columna estabilizadora con y sin separación de incondensables.	107
Tabla 3.27. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la columna estabilizadora.	109
Tabla 3.28. Análisis de sensibilidad del plato de alimentación de la columna fraccionadora.	109
Tabla 3.29. Platos teóricos, reales y de alimentación de la columna estabilizadora y fraccionadora.	110
Tabla 3.30. Corrientes frías y calientes de la sección de reacción	118
Tabla 3.31. Corrientes frías y calientes de la sección de fraccionamiento	118
Tabla 3.32. Resumen de corrientes de sección de reacción para método de mallas.	121
Tabla 3.33. Cargas térmicas con y sin integración térmica en la sección de reacción.	122
Tabla 3.34. Cargas térmicas limitadas con y sin integración térmica en la sección de reacción.	123
Tabla 3.35. Resumen de corrientes de sección de fraccionamiento para método de mallas.	124
Tabla 3.36. Resumen del análisis de malla de la sección de fraccionamiento.	126
Tabla 3.37. Comparación de las cargas térmicas de la sección de reacción.	130
Tabla 3.38. Comparación de las cargas térmicas de la sección de fraccionamiento.	131



BIBLIOGRAFÍA

1. Aboites, J., Beltrán, T., Pérez, P., & Soria, M. (2003). Coloquio Energía, Reformas Institucionales y Desarrollo en América Latina. *La experiencia de la innovación tecnológica de los catalizadores*. Ciudad de México: Universidad Nacional Autónoma de México.
2. Abraján, R. (1985). *Diseño Mecánico de Equipo de Proceso*. México: Universidad Nacional Autónoma de México.
3. Aguilar, E. (2007). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Ciudad de México: Instituto Mexicano del Petróleo.
4. American Society of Mechanical Engineers. (2017). *ASME Boiler and Pressure Vessel Code*. New York: ASME.
5. Arce, E. (23 de Abril de 2014). *Enrique Arce*. Obtenido de YouTube: <https://www.youtube.com/watch?v=pw7nsfV2Gcs>
6. Aspen Technology, Inc. (1995). *ASPEN PLUS User Guide*. Cambridge.
7. ASTM. (2015). *D1298 Standard Test Method for Density, Relative Density, or API Gravity of Crude Petroleum and Liquid Petroleum Products by Hydrometer Method*. West Conshohocken: ASTM International.
8. ASTM. (2015). *D4294 Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy*. West Conshohocken: ASTM International.
9. ASTM. (2018). *D1160 Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure*. Obtenido de ASTM International: www.astm.org/d1160-18
10. ASTM. (2020). *D2892-20 Standard Test Method for Distillation of Crude Petroleum (15-Theoretical Plate Column)*. Obtenido de ASTM International: www.astm.org/d2892-20
11. ASTM. (2021). *D6730 Standard Test Method for Determination of Individual Components in Spark Ignition Engine Fuels by 100-Metre Capillary (with Precolumn) High-Resolution Gas Chromatography*. Obtenido de ASTM International: www.astm.org/d6730-21
12. ASTM. (2023). *D86 Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products and Liquid Fuels at Atmospheric Pressure*. Obtenido de ASTM International: www.astm.org/standards/d86
13. Beychok, M. (2013). Hydrodesulfurization. *American Institute of Chemical Engineers (AIChE)*.
14. Bird, R. (2006). *Fenómenos de transporte*. México D.F.: Limusa.
15. Bose, D. (2015). *Design Parameters for a Hydrodesulfurization (HDS) Unit for Petroleum Naphtha at 3500 Barrels per Day*. Dehradun: World Scientific News.
16. Breivik, R., & Egebjerg, R. (2008). Novel Coker Naphta Hydrotreating Technology. *Haldor Topsoe*.
17. Brownell, L., & Young, E. (1959). *Process Equipment Design Handbook*. New York: John Wiley & Sons.
18. Carlson, E. (1996). *Don't Gamble With Physical Properties For Simulations*. Cambridge: Aspen Technology, Inc.
19. Castro, A., Scelza, O., & Parera, J. (1981). Regulation of the Chlorine Content on Pt/Al₂O₃ Catalyst. *Journal of Catalysis*, 222-226.
20. Cerutti, A. (2001). *La Refinación del Petróleo*. Buenos Aires: Instituto Argentino del Petróleo.



21. Crane. (1989). *Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías*. Ciudad de México: McGraw-Hill.
22. Demirbas, A., Balubaid, M., Basahel, A., Ahmad, W., & Sheikh, M. (2015). Octane rating of gasoline and octane booster additives. *Petroleum Science and Technology*, 1190-1197.
23. Dickson, D., Hussain, A., & Kumpf, B. (2016). *The Future of Petrochemicals: Growth Surrounded by Uncertainty*. Deloitte.
24. DOF. (2015). Norma Oficial Mexicana NOM-EM-005-CRE-2015. Especificaciones de calidad de los petrolíferos. *Diario Oficial de la Federación*.
25. Doukeh, R., Bombos, M., Trifoi, A., Mihai, O., Popovici, D., Bolocan, I., & Bombos, D. (2017). Kinetics of thiophene hydrodesulfurization over a supported Mo-Co-Ni catalyst. *Elsevier Masson*.
26. Fahim, M., Alsahhaf, T., & Elkilani, A. (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining*. Kuwait: Elsevier.
27. Gary, J., & Handwerk, G. (1980). *Refino de petróleo*. Barcelona: Reverté.
28. Gil, C. (2013). *Selección y Diseño de Compresores Centrífugos*. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid.
29. Górak, A., & Sorensen, E. (2014). *Distillation Fundamentals and Principles*. Elsevier.
30. Lengyel, A., Szabolcs, M., & Hancsók, J. (2009). Catalytic Co-Processing of delayed coker naphtha with other gasoline streams. *Periodica Polytechnica*.
31. M. Little, D. (1985). *Catalytic Reforming*. Tulsa: PennWell Publishing Company.
32. OECD. (2012). Environmental Outlook to 2050: The Consequences of Inaction. *OECD Publishing*.
33. Pemex. (1996). Calidad de combustibles y proyectos ambientales. *Petróleos Mexicanos*.
34. Pemex Transformación Industrial. (2024). *Refinería Olmeca en Dos Bocas*. Obtenido de Gobierno de México: <https://dosbocas.energia.gob.mx>
35. Pérez, P., Aguilar, C., Navarrete, J., Rodríguez, L., Hernández, F., & Fripiat, J. (2012). Silica poisoning in HDT catalysts by light coker naphtha. *Elsevier*.
36. Perry, R., & Chilton, C. (1986). *Biblioteca del Ingeniero Químico*. Ciudad de México: McGraw-Hill.
37. Petróleos Mexicanos. (2010). *NRF-028-PEMEX-2010: Diseño y Construcción de Recipientes a Presión*. Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios.
38. Rashed, F., & Elfarah, T. (2021). Simulation of Hydrodesulfurization (HDS) Thiophene in Naphta over a Cobalt-Molybdenum Catalyst. *International Journal of Science and Research*, 674-678.
39. Secretaría de Salud (SSA). (2016). Norma Oficial Mexicana NOM-016-CRE-2016. Obtenido de Diario Oficial de la Federación: <https://www.dof.gob.mx>
40. SEMARNAT. (1994). *NOM-016-SEMARNAT-1994: Contaminación Atmosférica: Especificaciones sobre protección ambiental que deben reunir los combustibles fósiles líquidos y gaseosos que usan fuentes fijas y móviles*. México.
41. SEMARNAT. (2016). Indicadores: Contenido de azufre en gasolinas y en el diésel. *Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales*.



42. Skyum, L., & Zeuthen, P. (2006). Clean catalysts. *Hydrocarbon Engineering*, 59-62.
43. Smith, R. (2005). *Chemical Process Design and Integration*. Manchester: John Wiley & Sons.
44. Soto, N. (2017). *Scielo*. Obtenido de El control de la contaminación atmosférica en México (1970-1980): tensiones y coincidencias entre el sector salud y los industriales:
https://scielo.isciii.es/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0211-95362017000100009
45. Speight, J. (2000). *The Desulfurization of Heavy Oils and Residue*. New York: Marcel Dekker.
46. Steiner, P. (2002). *Kinetic and deactivation studies of hydrodesulfurization catalysts*. Trondheim: The Norwegian University of Science and Technology.
47. Svrcek, W., & Monnery, W. (1993). *Chemical Engineering Progress*. Calgary.
48. Thomas, J., & Thomas, W. (1997). *Principles and Practice of Heterogeneous Catalysis*. New York: VCH Publishers Inc.
49. UOP. (2008). *ASTM UOP 326-08*. Obtenido de Diene value by maleic anhydride:
<https://www.astm.org/uop326-08>
50. Yui, S. (1999). Removing diolefins from coker naphtha necessary before hydrotreating. *Oil & Gas Journal*, 64-68.
51. Yui, S., & Chan, E. (1992). Hydrogenation of Coker Naphtha with NiMo Catalyst. *Elsevier Science Publishers*, 59-66.
52. Zhao, H. (2009). *Catalytic Hydrogenation and Hydrodesulfurization of Model Compounds*. Blacksburg: Virginia Polytechnic Institute and State University.