



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN

"EVALUACIÓN DEL PROYECTO DE DESARROLLO
DE LA INGENIERÍA BÁSICA DE LA NUEVA
REFORMADORA DE NAFTA DE MINATITLÁN
VERACRUZ"

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:

JUAN PABLO GODÍNEZ BARRETO

ASESOR: M.EN I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMÍREZ

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

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

U.N.A.M.
FACULTAD DE ESTUDIOS
ASUNTO: VOTO APROBATORIO



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

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

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

Evaluación del proyecto de desarrollo de la Ingeniería Básica de la nueva Refinadora de Nafta de Minatitlán Veracruz

Que presenta el pasante: Juan Pablo Godínez Barreto
Con número de cuenta: 300286054 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 HABLARA EL ESPÍRITU"
Cuautitlán Izcalli, Méx. a 20 de Agosto de 2014.

PROFESORES QUE INTEGRAN EL JURADO

	NOMBRE	FIRMA
PRESIDENTE	M. en I. José Antonio Ortiz Ramírez	
VOCAL	Dr. Ricardo Paramont Hernández García	
SECRETARIO	I.Q. María Eugenia Velázquez Espinosa	
1er. SUPLENTE	M. en E. María Teresa Ylizaliturri Gómez Palacio	
2do. SUPLENTE	I.Q. Raúl Gómez Gómez Tagle	

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

DEDICATORIAS

A mis padres Angelina y Pablo; por todo su valioso apoyo, cariño y por darme la valiosa oportunidad de estudiar, a ellos les debo todo.

A mis hermanas Mireya y Berenice, por apoyarme siempre.

A mis amig@s de la escuela Anjully, Sara, Florentina, Jasso, Lobo, Luis, Manuel, Ulises, Ramsés, Tutankamón, Lalo con l@s que compartí más que un salón de clase.

A mis abuelitas Elvira y Consuelo y mi abuelo Ladislao QEPD.

A mi familia que siempre me han apoyado.

A mis padrinos María Elena y Martiniano, por su valioso apoyo.

A mi asesor de este trabajo José Antonio Ortiz Ramírez por guiar el rumbo de este trabajo.

A mis profesores de la FES Ricardo Paramont, María Teresa.

Al Ingeniero Gilberto Hernández Longoria, por su apoyo en la realización de esta tesis.

MUCHAS GRACIAS A TODOS!

Tabla de contenido

INTRODUCCIÓN	1
OBJETIVO GENERAL.....	2
OBJETIVOS PARTICULARES.....	2
CAPÍTULO I: MARCO TEÓRICO.....	3
1.1 METODOLOGÍA PARA LA DEFINICIÓN INICIAL DE UN PROYECTO (FEL)	3
1.2 PROYECTO	3
1.3 GESTIÓN DE PROYECTOS	3
1.4 CICLO DE VIDA DE LOS PROYECTOS	4
1.5 INICIACION.....	5
1.6 PLANIFICACION	5
1.7 EJECUCION	6
1.8 CONTROL.....	7
1.9 ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DEL PROYECTO	7
1.9.1 Aspectos Económicos.....	7
1.9.2 Aspectos Técnicos.....	8
1.9.3 Aspectos Financieros.....	8
1.10 ANÁLISIS COSTO-BENEFICIO	8
1.11 INGENIERÍA CONCEPTUAL	9
1.12 INGENIERÍA BÁSICA	9
1.12.1 ENTREGABLES	10
CAPÍTULO II: EVALUACIÓN DEL PROYECTO	11
2.1 ANTECEDENTES	11
2.2 ACTIVIDADES EN LA GESTIÓN DEL PROYECTO	11
2.3 FEL I.....	13
2.3.1 CASO DE NEGOCIOS.....	13
2.3.2 Problemática a resolver.....	13
2.4 OBJETIVOS DEL PROYECTO	14
2.5 ALCANCE PRELIMINAR	14
2.6 EQUIPO DE PROYECTO	15
2.6.1 Patrocinador:.....	15

2.6.2	Líder operativo:.....	15
2.6.3	Director del proyecto:.....	15
2.7	ALTERNATIVAS DEL PROYECTO	15
2.8	ANÁLISIS DE LAS ALTERNATIVAS DEL PROCESO Y LA TECNOLOGÍA.....	16
2.8.1	Justificación técnica:.....	16
2.9	PLAN PRELIMINAR EN LA EJECUCIÓN DEL PROYECTO	17
2.10	Situación esperada para el proyecto.....	17
2.11	Prioridades del proyecto por orden de importancia y criterios de éxito.....	18
2.12	Tiempo estimado del proyecto.....	18
2.13	Presupuesto del Proyecto.....	18
2.14	EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	19
2.14.1	FUENTES DE FINANCIAMIENTO	19
2.14.2	HORIZONTE DE EVALUACIÓN.....	19
2.14.3	Principales puntos y premisas de la evaluación del Proyecto de inversión.....	19
2.14.4	Vida útil del Proyecto de inversión.....	19
2.14.5	Cálculo de los indicadores de rentabilidad	20
2.14.6	Justificación económica.....	20
2.15	METAS	20
2.16	Identificación de los beneficios del Proyecto.....	21
2.17	ANÁLISIS DE RIESGOS PRELIMINAR.....	22
2.17.1	Riesgo de operación.....	22
2.18	DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO INTEGRAL	22
CAPÍTULO III: GENERALIDADES DEL PROCESO DE REFORMACIÓN.....		24
3.1	INTRODUCCIÓN.....	24
3.2	REFORMACIÓN CATALÍTICA	24
3.3	CARACTERÍSTICAS DE LA CARGA.....	25
3.4	CONVERSIÓN DE DIFERENTES HIDROCARBUROS EN LA REFORMACIÓN.....	28
3.5	REACCIONES DE REFORMACIÓN	29
3.5.1	Deshidrogenación de naftenos.....	29
3.5.2	Deshidrogenación de parafinas.....	30
3.5.3	Isomerización de naftenos.....	30
3.5.4	Isomerización de parafinas.....	31

3.5.5	Deshidrociclización de parafinas	31
3.5.6	Hidrocracking.....	31
3.5.7	Desmetilación.....	32
3.5.8	Desalquilación de los compuestos aromáticos	32
3.6	COMPONENTES DEL CATALIZADOR DE REFORMACIÓN	34
3.6.1	Soporte.....	34
3.6.2	Alúmina.....	35
3.6.3	Platino.....	35
3.6.4	Cloro.....	36
3.7	CAUSAS DE LA DESACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR.....	37
3.7.1	FORMACIÓN DE COQUE.....	38
3.8	CCR (Catalyst Continuous Regeneration).....	38
3.8.1	ZONA DE QUEMADO	41
3.8.2	ZONA DE OXICLORACIÓN.....	43
3.8.3	ZONA DE SECADO.....	44
3.8.4	ZONA DE ENFRIAMIENTO	45
3.8.5	ZONA DE REDUCCIÓN.....	45
CAPÍTULO IV: INGENIERÍA BÁSICA PRELIMINAR.....		47
4.1	BASES DE DISEÑO	47
4.1.1	CAPACIDAD DE PROCESO.....	47
4.1.2	CARACTERÍSTICAS DE LOS INSUMOS	48
4.1.3	CALIDAD DE LOS PRODUCTOS.....	49
4.1.4	RENDIMIENTOS	49
4.1.5	SUBPRODUCTOS.....	50
4.1.6	FLEXIBILIDAD.....	50
4.1.7	FACTOR DE SERVICIO	50
4.1.8	CONDICIONES DE ENTRADA Y SALIDA EN EL LÍMITE DE BATERIA	50
4.1.9	COMPOSICIÓN DEL HIDRÓGENO DE REPOSICIÓN	51
4.1.10	UBICACIÓN GEOGRÁFICA.....	52
4.1.11	LOCALIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES	52
4.1.12	CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS GENERALES	53
4.1.13	PRUEBAS DE LABORATORIO APLICABLES EN EL PROCESO	54

4.1.14	UBICACIÓN DEL PROCESO DE REFORMACIÓN DENTRO DE LA REFINERÍA	55
4.1.15	CONDICIONES DE LOS SERVICIOS AUXILIARES	56
4.1.16	SEÑALIZACIÓN	59
4.1.17	NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES APLICABLES.....	59
4.2	CRITERIOS DE DISEÑO	60
4.2.1	BOMBAS	60
4.2.2	MOTORES	61
4.2.3	TURBINAS DE VAPOR.....	62
4.2.4	CAMBIADORES DE CALOR.....	62
4.2.5	RECIPIENTES.....	62
4.3	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.	63
4.3.1	GENERALIDADES.....	63
4.3.2	DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	63
4.4	SECCIONES DEL PROCESO.....	65
4.4.1	Sección de pretratamiento.....	65
4.4.2	Zona de precalentamiento.....	65
4.4.3	Sección de reacción.....	65
4.4.4	Sección de Regeneración Continua de Catalizador	66
4.4.5	Sección de Estabilización	66
4.4.6	Sección de recuperación de hidrocarburos licuables (Recovery Plus).....	66
4.4.7	Sección de Compresión.....	67
4.5	DFP.....	67
4.6	PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG)	72
4.6.1	NORMAS APLICABLES.....	72
	NRF-010-PEMEX-2004.....	72
4.6.2	CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO PARA LA DISPOSICION DE EQUIPOS E INSTALACIONES.....	72
4.6.3	CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA DISPOSICION DE EQUIPOS	72
4.6.4	ESPACIAMIENTOS MÍNIMOS ENTRE EQUIPOS	75
4.6.5	ESPACIAMIENTOS MÍNIMOS ENTRE TANQUES	76
4.7	PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (Preliminar).....	79
4.8	HOJAS DE DATOS	80

CONCLUSIONES.....	85
BIBLIOGRAFÍA.....	86
ANEXOS.....	87
A. TABLA DE OCTANAJE DE ALGUNOS HIDROCARBUROS.....	90
B. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA.....	90

INTRODUCCIÓN

La industria de la refinación del petróleo en México está altamente relacionada con la economía nacional siendo esta un factor decisivo en el desarrollo del país. Sin embargo, la industria de refinación del país atraviesa por una coyuntura crítica que dificulta cada vez más su compromiso de abastecer la demanda interna de derivados del petróleo con eficiencia y rentabilidad.

Lo anterior se puede explicar por el rezago histórico en la operación, en el mantenimiento, en el desarrollo, en la aplicación de tecnología, en el desarrollo de recursos humanos, en los ingresos inferiores a precios de mercado, en la **mala administración del gobierno federal, la falta de inversión** y en la falta de flexibilidad para atender estos rezagos.

La infraestructura de Pemex Refinación ha permanecido sin cambios durante casi tres décadas, frente a una demanda interna de petrolíferos que aumenta a tasas más elevadas que la economía mundial. Se prevé que México importará 48.7% de gasolinas, a pesar de las reconfiguraciones programadas y proyectadas de las refinerías.

En respuesta a esta problemática en el abastecimiento actual y las expectativas a futuro, PEMEX mediante el Sistema Nacional de Refinación se ve involucrado en el **desarrollo de proyectos de inversión** para aumentar la producción de gasolinas y solventar parte de la demanda de este energético en nuestro país.

Entre estos proyectos de inversión se encuentra el de una nueva Reformadora de naftas dentro del Sistema de Refinación Nacional, el proyecto de estudio de esta tesis, en la cual se realizó una simulación del proceso de reformación utilizando el simulador de procesos PRO II, a partir de esta simulación se desarrolló la ingeniería básica preliminar de este proyecto, la cual incluye: Bases de diseño, criterios de diseño, descripción del proceso, DFP, PLG, lista de equipos, balance de materia y energía y hojas de datos de algunos de los equipos simulados.

También incluye el desarrollo del proyecto desde el punto de vista de la metodología “Front-End Loading” o FEL, específicamente la parte correspondiente al FEL I que es una etapa de factibilidad.

Lo que me motivó a realizar esta tesis fue la ausencia de suficientes documentos, libros e información relativos al desarrollo y ejecución de la ingeniería básica dentro de la licenciatura de Ingeniería Química dentro de la FES Cuautitlán, con lo cual muestro en que consiste y que documentos se elaboran en la Ingeniería Básica, desde el punto de vista de la materia de proceso.

Además de utilizar el simulador de proceso PRO II (versión 8.1) como una herramienta funcional y práctica en un problema real de la industria química.

La tesis tiene como otro de sus objetivos, proporcionar un texto guía que facilite la comprensión a la ejecución de la ingeniería básica de una reformadora de naftas y bajo qué circunstancias se crea este proyecto, mostrando también las características del proyecto.

OBJETIVO GENERAL

Presentar el desarrollo de la ingeniería básica preliminar para una planta reformadora de naftas, tomando como base la estructura de administración y ejecución de proyectos apoyada en la metodología FEL.

OBJETIVOS PARTICULARES

- Presentar la metodología FEL y algunos aspectos generales de la gestión de proyectos del Instituto de Administración de Proyectos (Project Management Institute).
- Realizar un estudio de factibilidad técnico-económica.
- Desarrollar la ingeniería básica preliminar incluyendo bases de diseño, hasta las hojas de datos.
- Mostrar una obra que muestre en qué consiste el proyecto de la nueva reformadora de naftas de Minatitlán Veracruz.

Es oportuno señalar que en este trabajo de tesis no se realizó el DTI ni la filosofía de operación debido a que no se dispuso de la información suficiente por parte del tecnólogo de la planta. Por tal razón solo se incluyen: Bases de diseño, criterios de diseño, descripción de proceso, DFP, PLG y hojas de datos.

CAPÍTULO I: MARCO TEÓRICO

1.1 METODOLOGÍA PARA LA DEFINICIÓN INICIAL DE UN PROYECTO (FEL)

La metodología FEL (Front-End Loading) es especialmente útil en proyectos industriales de monto superior a US\$ 20 millones de dólares, la cual es comúnmente utilizada en la formulación de proyectos del sector energético. Sus fases son:

FEL-I: Fase de identificación de oportunidad, sirve para validar la oportunidad del negocio y se basa en **Estudios de Factibilidad técnico-económicos**. El proyecto está en el “mundo de los negocios” y no requiere intervención de gran cantidad de personal técnico.

FEL-II: Fase de Ingeniería Conceptual. Es el inicio del planeamiento del proyecto a fin de **seleccionar una alternativa tecnológica** y avanzar en las definiciones de la misma. Hasta aquí no se ha desembolsado gran cantidad de dinero. En esta etapa el proyecto pasa a manos de ingeniería de proyecto y es vital tener un Administrador de Proyecto asignado. Esta fase aún puede realizarse puertas adentro de la compañía.

FEL-III: **Fase de Ingeniería Básica**. Adicionalmente, **se desarrolla detalladamente el alcance**, se crea el plan de ejecución del IPC (Ingeniería, Procura y Construcción) y se definen las estructuras y equipos principales, con lo cual se logra la estimación final de las inversiones con un mínimo error. En esta fase se requiere normalmente la contratación de una empresa de ingeniería para su desarrollo. Hasta aquí el desembolso de inversión no supera el 15% del total programado.

Una vez completadas las tres fases del FEL se puede comenzar con la ejecución IPC del proyecto. Esto incluye la Ingeniería (de detalle), la Procura (contratos y adquisición de materiales) y la Construcción (fabricación y montaje). Esta etapa representa un 85% del presupuesto de inversión y la mayor parte de la duración del proyecto. No obstante, su éxito depende en gran parte de la calidad con la que se desarrollen las tres fases del FEL.

1.2 PROYECTO

Es la búsqueda de una solución inteligente al planteamiento de un problema que tiende a resolver, entre otras cosas una necesidad humana; es un esfuerzo temporal emprendido para crear un producto, servicio o resultado único, para lograr un valor agregado o un cambio beneficioso, siguiendo una cierta metodología definida, para lo cual se precisa de un grupo de personas idóneas así como de otros recursos cuantificados en forma de presupuesto [1].

1.3 GESTIÓN DE PROYECTOS

La Gestión de Proyectos se refiere a todas las actividades que se realizan para cumplir con un fin principal definido, en un tiempo establecido utilizando recursos tanto humanos

como materiales y para el cual se debe tener presupuestados los costos en que se incurrirán.

El objetivo principal de la Gestión de Proyectos es administrar, planificar, coordinar, seguimiento y control de todas las actividades y los recursos asignados para la ejecución del proyecto de una forma que se pueda cumplir con el alcance en el tiempo establecido y con los costos presupuestados.

Sin importar la dimensión del tamaño del proyecto es necesario que cuenten con un administrador o gestor de proyectos que cuente con habilidades para poder manejar de manera eficiente las diferentes etapas del proyecto y tomar las medidas necesarias.

Las características de un proyecto son:

- Un producto, bien o artículo producido, que es cuantificable y que puede ser un elemento terminado o un componente o un servicio prestado.
- La capacidad de prestar un servicio como, por ejemplo, la capacidad de producción o de prestación de servicio de las funciones del negocio, que respaldan la producción, la distribución, etc.
- Un resultado que puede ser obtenido de diversas formas: salidas, documentos, ideas, **entregables**, etc.
- La singularidad es una característica importante de los productos o entregables de un proyecto.

La elaboración gradual, que es una característica de los proyectos que acompaña a los conceptos de temporal y único. "Elaboración gradual" significa desarrollar en pasos e ir aumentando mediante incrementos.

Las tres restricciones principales o posibilidades de alteración en los proyectos son el **alcance, tiempo y costos**.

Los proyectos se dividen en fase con el objetivo primordial de facilitar la gestión y mejorar el control de una forma que se pueda mantener alineado con los objetivos establecidos.

Para poder administrar un proyecto en un contexto de calidad, este deberá pasar por varias fases, al final de las cuales deberán definirse los acontecimientos importantes. Cada etapa se relaciona con una prestación y una validación basadas en un documento específico.

1.4 CICLO DE VIDA DE LOS PROYECTOS

Para facilitar la gestión, los directores de proyectos o la organización pueden dividir los proyectos en fases, con los enlaces correspondientes a las operaciones de la organización ejecutante. El conjunto de estas fases se conoce como ciclo de vida del

proyecto, en el ciclo de vida del proyecto se definen las fases que conectan el inicio de un proyecto con su fin [1].

El concepto de ciclo de vida del proyecto “ayuda a identificar el comportamiento esperado que tendrá el proyecto” [2]. En la mayoría de los casos se reconoce un comportamiento variable que responde a un proceso de cuatro etapas: introducción, crecimiento, madurez y declinación.

Las etapas, actividades, o ciclo de vida de la gestión de proyecto son las definidas a continuación:

1.5 INICIACION

En esta parte es donde se comienza el proyecto, se identifica una idea, **aquí se redacta la propuesta específica del proyecto, los objetivos, el alcance, la calidad, se estima como se llevara a cabo y se hace una evaluación de los riesgos**, además se hacen estimaciones de tiempos, costes teniendo en cuenta los recursos humanos materiales y financieros disponibles. Este proceso es esencial para alcanzar el éxito en un proyecto, porque unos objetivos mal planeados conducirán al fracaso del proyecto aun cuando la gestión sea adecuada.

En esta etapa se hace la redacción de la propuesta específica objeto, objetivos, alcance, calidad y estima riesgos del proyecto, y describe cómo él se llevaría a cabo. Incluye también estimaciones de costo y tiempo, y efectúa la integración de todo lo anterior con lo que sigue, y justifica -evaluando credenciales y circunstancias- por qué el contrato del proyecto se debe dar a una organización o equipo en particular, y bajo qué condiciones.

En esta etapa es bueno elaborar la prefactibilidad del proyecto enfocada en los siguientes aspectos:

- Prefactibilidad técnica;
- **Prefactibilidad económica;**
- Prefactibilidad legal;
- Prefactibilidad ambiental.

Esta fase tiene una gran trascendencia para la buena marcha del proyecto y puede ser esencial, por lo que debe ser especialmente cuidada. En ocasiones esta parte es menospreciada lo cual puede llevar el proyecto al fracaso.

1.6 PLANIFICACION

Para que el proyecto tenga éxito, antes que todo es necesario planificar con cuidado.

Esta etapa define el alcance de lo que se quiere hacer esta planificación debe ser concisa y expresar de forma precisa.

Se realiza la planificación de todas las actividades necesarias para llevar a cabo el proyecto, considerando las prioridades del proyecto, los recursos necesarios, los tiempos esperados para ejecutar cada una de las tareas y sus funcionalidades.

La planificación se refiere a la **identificación de actividades, hitos y entregables relativos al proyecto**, incluso posibilidades de mitigación de riesgos.

Existen diferentes herramientas y técnicas para abordar la planificación de un buen proyecto, las cuales permiten definir los tiempos, áreas de trabajo y las distintas etapas del desarrollo del proyecto que permiten definir el curso de acción a seguir que será tomado.

Definimos de una forma clara lo que queremos conseguir (**objetivos**), en que tiempo lo haremos (**cronograma**) y el coste que tendrá lograrlo (**presupuesto**).

Aquí se establece como el equipo de trabajo deberá satisfacer las restricciones de prestaciones, la planificación temporal y el coste. Una planificación bien detallada disminuye la aparición de sorpresas.

La planificación inteligente es una de las claves del éxito de la gestión de proyectos.

1.7 EJECUCION

Se refiere a la implementación o puesta en marcha del proyecto, **consiste en poner en práctica la planificación llevada a cabo previamente**.

Durante la ejecución del proyecto, se debe poner énfasis en la comunicación para tomar decisiones lo más rápido posible en caso de que surjan problemas.

Además, se deberán organizar regularmente reuniones para administrar el equipo del proyecto, es decir discutir regularmente el progreso del proyecto y determinar las prioridades siguientes.

Se realiza para coordinar los recursos que son necesarios para desarrollar los procesos planificados.

Esta fase suele implicar contratos de estudios, de asistencia técnica, de servicios o de suministros.

Se monitorea el avance real del proyecto para que se pueda adaptar el proyecto a los cambios contextuales.

Esta etapa representa el conjunto de tareas y actividades que supone la realización del proyecto, es decir el proyecto del que se trate. Responde a las características técnicas específicas de cada tipo de proyecto y se gestionan los recursos de una forma adecuada para el buen desarrollo de los objetivos propuestos.

1.8 CONTROL

El fin de las actividades de control es asegurar que los objetivos sean alcanzados en el tiempo y calidad planificada, realizando una buena supervisión y medición del rendimiento de los resultados, con el objetivo de que se puedan tomar acciones correctivas, esto se hace mediante la comparación entre la planificación realizada y los valores incurridos.

Las informaciones de control deben ser proporcionadas de manera oportuna y a tiempo, sin retrasos para tomar acciones correctivas antes de que sea tarde.

Monitorización del trabajo realizado analizando de cómo el proceso difiere de lo planificado e indicando las acciones correctoras necesarias. Incluye el liderazgo, proporcionando directrices a los recursos humanos, para que realicen su trabajo de forma efectiva y a tiempo.

1.9 ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DEL PROYECTO

En esta fase se pretende estudiar todos los antecedentes que permitan reflexionar **respecto a la conveniencia y factibilidad técnico-económica** de llevar a cabo la idea del proyecto.

En la evaluación se deben determinar y explicitar los beneficios y costos del proyecto para lo cual se requiere definir la situación sin el proyecto, es decir, prever que sucederá si se ejecuta.

Conviene plantear primero el análisis en términos técnicos, para después continuar con los económicos.

Ambos análisis permiten calificar las alternativas u opciones de proyectos y como consecuencia de ello, elegir la que resulte más conveniente con relación a las condiciones existentes.

Los criterios de evaluación consideran la importancia que tendrá cada uno de los siguientes aspectos:

1.9.1 Aspectos Económicos

Son los beneficios monetarios que se esperan por unidad y tiempo invertidos. El objetivo aquí es la estimación de las ventas. Primero se define el producto o servicio que se pretende desarrollar, posteriormente a través de estudios se estimará la oferta y la demanda de este producto, es decir, se tendrá el conocimiento del mercado, determinando con esto el precio y la cantidad que se ofrecerá del producto o servicio.

Por lo tanto, el estudio de mercado ayudará a crear un presupuesto de ventas, es decir, una proyección a futuro, demostrará cuantitativa y cualitativamente la posibilidad de vender el producto o servicio, determinará la magnitud que puede alcanzar el proyecto, y cuantificará la inversión fija y capital de trabajo necesarias para su realización.

1.9.2 Aspectos Técnicos

Son los diferentes métodos de producción u operación que pueden utilizarse. El objetivo es diseñar la forma de producción del bien o servicio.

En el estudio técnico se define:

- Donde ubicar la empresa o las instalaciones del proyecto.
- Donde obtener los materiales o materia prima.
- Que máquinas y procesos usar.
- Que personal es necesario para llevar a cabo este proyecto.

En este estudio, se describe el proceso que se necesita para producir y vender, por lo que, se obtendrán los presupuestos de inversión y de gastos.

1.9.3 Aspectos Financieros

Son las cantidades de dinero que se necesitarán durante la ejecución del proyecto, las diferentes fuentes de donde se pueden obtener y el precio que se tiene que pagar por él, así como los riesgos económicos en que se incurre en la ejecución del proyecto.

1.10 ANÁLISIS COSTO-BENEFICIO

Aplicable a proyectos que generan ingresos o ahorros cuantificables. Ejemplos: proyectos que incrementan las capacidades de producción, proceso o transporte, o bien, que presentan mejoras operativas que se traducen en ahorros cuantificables de costos variables y/o fijos.

La evaluación de proyectos de inversión mediante un análisis costo-beneficio deberá estar sustentada en información confiable y precisa, dependiendo de la etapa FEL en la que se encuentren, a fin de incorporar una cuantificación en términos monetarios de los beneficios y costos en forma detallada, y así obtener la rentabilidad del proyecto.

Los indicadores de rentabilidad para proyectos de inversión evaluados mediante análisis costo-beneficio son:

- Valor presente neto (VPN),
- Tasa interna de retorno (TIR),
- Periodo de recuperación de la inversión (PRI),
- Valor presente de la inversión (VPI).
- Tasa de rendimiento inmediato (TRI).

1.11 INGENIERÍA CONCEPTUAL

Es la primera etapa de un proyecto de ingeniería. La **ingeniería conceptual sirve para identificar la viabilidad técnica y económica del proyecto** y marcará la pauta para el desarrollo de la ingeniería básica y de detalle. Se basa en un estudio previo (estudio de viabilidad o factibilidad) y en la definición de los requerimientos del proyecto.

En ella se fijan los objetivos deseados por el cliente, los tipos de tecnologías a aplicar, la normatividad que regirá al diseño, se establecen criterios de evaluación económica y cálculo de rentabilidad, a partir de los cuales se determina si es “factible” o no.

Los principales aspectos a estudiar y elaborar son:

- **Factibilidad técnico-económica.**
- Productos y capacidad de producción.
- Descripción general de instalación.
- Plan, diagramas de bloques, planos de flujos de materiales y personas, diagramas de procesos básicos.
- Estimación de requerimientos de servicios auxiliares.
- Diagrama de flujo del proceso.
- Capacidad requerida del proyecto.
- Descripción del proceso. Se explican las variables de entrada y los requerimientos del cliente a quien se le venderá el producto ó servicio.
- Normativa y regulación.
- Ubicación y área aproximada.
- Lista de equipos preliminares.
- Costo de inversión con una aproximación +- 30%.
- Costo de operación y mantenimiento.
- Previsión para ampliaciones futuras.
- Factibilidad de disponer de insumos de materia prima.

Muchos proyectos pueden venirse abajo solo en esta etapa de ingeniería porque la rentabilidad es muy baja, porque la relación costo beneficio no es lo que esperan o por cualquier otro motivo, es por esto que la ingeniería conceptual y la básica son diferentes.

Ahora bien, si después de realizar un estudio del proyecto, éste pasa la etapa de ingeniería conceptual, viene la etapa de ingeniería básica.

1.12 INGENIERÍA BÁSICA

La ingeniería básica define en forma concreta y total todas las variables del proyecto, no es más que la profundización de todo lo relacionado a la ingeniería conceptual.

De acuerdo a la naturaleza del proyecto, la ingeniería básica incluirá todos o parte de los siguientes entregables:

1.12.1 ENTREGABLES

- 1) Bases de Diseño
- 2) Descripción del Proceso
- 3) Lista de Equipo
- 4) Balance de Materia y Energía
- 5) Rendimiento de los Productos y sus Propiedades.
- 6) Información Complementaria (Datos de Proceso para Diseño de Tubería e Instrumentación).
- 7) Requerimientos de agentes químicos, servicios auxiliares y especificaciones de efluentes.
- 8) Diagramas de Flujo de Proceso.
- 9) Hojas de Datos de Equipos de Proceso.
- 10) Diagramas de Tubería e Instrumentación de Proceso.
- 11) Lista de Líneas de Proceso.
- 12) Plano Preliminar de Localización General de Equipo
- 13) Especificaciones de Tuberías
- 14) Índices de Instrumentos
- 15) Diagramas Funcionales de Instrumentación.
- 16) Hojas de Datos para Instrumentos.
- 17) Hojas de Especificaciones de Instrumentación.
- 18) Hojas de Datos de Analizadores Propuestos.
- 19) Hojas de Datos de Válvulas de Seguridad.
- 20) Hojas de Datos de Válvulas de Control.
- 21) Circuitos Lógicos de Control.
- 22) Diagramas Lógicos de Control.
- 23) Especificaciones del Sistema de Control Distribuido.
- 24) Hojas de Especificaciones de Válvulas de Aislamiento.
- 25) Lista de Equipos de Seguridad.
- 26) Consideraciones de Seguridad.
- 27) Filosofías Básicas de Operación.
- 28) Cantidad de Descargas y Procedimientos de Disposición para Cumplir con los Requerimientos Ambientales.
- 29) Análisis de riesgo (HAZOP).
- 30) Manual de Operación.
- 31) Plano de Notas Generales, Leyendas y Símbolos.
- 32) Especificaciones Generales y Prácticas de Ingeniería.
- 33) Variables Garantizadas.
- 34) Catalizador Recomendado y Químicos.
- 35) Estimados de consumos y/o generación de servicios auxiliares, incluyendo eficiencias de equipos.
- 36) Estimado de Costos e Instalación.
- 37) Recursos Humanos.

CAPÍTULO II: EVALUACIÓN DEL PROYECTO

2.1 ANTECEDENTES

La Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” ubicada en Minatitlán Veracruz, elabora productos energéticos, en su mayoría, son para el consumo nacional, destacando entre ellos, la formulación de gasolinas sin plomo, cuya demanda se ha incrementado considerablemente por ser un producto que ocasiona un bajo deterioro al entorno ambiental, a tal grado que la demanda actual supera la producción del Sistema Nacional de Refinación, por lo que se tiene que importar actualmente una cantidad considerable de gasolinas.

La capacidad diaria de proceso de la Refinería es de 180 MBD de petróleo crudo, el cual se suministra por ductos desde los campos del sureste del país. Cuenta en su infraestructura con 28 unidades de proceso, área de movimientos de productos y servicios principales.

A mediados de 1998 Pemex Refinación inició los trabajos de reconfiguración de la Refinería de Minatitlán, concluyendo a finales del 2008, con lo cual se incrementó la capacidad diaria de proceso óptimo de la Refinería a 246 MBD de crudo.

En este esquema de proceso se consideró las plantas de reformación existentes en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” y que se indican a continuación.

Planta	Capacidad MBPD	Licenciador	Inicio de operaciones	Observaciones
RNP-1	11	UOP	1963	Semiregenerativa
BTX	17	UOP	1964	Semiregenerativa
U-500	20	UOP	1981	Regeneración Continua de Catalizador

Tabla 2-1: Reformadoras existentes en la refinería de Minatitlán Ver.

2.2 ACTIVIDADES EN LA GESTIÓN DEL PROYECTO

FEL I

Objetivo: Asegurar la congruencia estratégica y evaluar la factibilidad técnico, económica y ambiental de las oportunidades de inversión.

Principales actividades:

- i. Elaborar caso de negocio.
- ii. Definir objetivos y alcance preliminar del proyecto.
- iii. Integrar el equipo de proyecto.

- iv. Identificar alternativas del proyecto.
- v. Generar y analizar alternativas de proceso y tecnología.
- vi. Elaborar plan preliminar de ejecución del Proyecto.
- viii. Definir plan y equipo de proyecto para la etapa de conceptualización (FEL II).
- ix. Establecer estimado de costo del proyecto Clase V (+50/ -30%).
- x. Análisis preliminar de riesgos.
- xi. Paquete de acreditación para siguiente etapa.

FEL II

Objetivo: Seleccionar alternativa/escenario más viable y detallar el alcance del proyecto.

Principales actividades:

- i. Actualizar caso de negocio.
- ii. Detallar el alcance para el desarrollo de la ingeniería básica.
- iii. Seleccionar alternativa de negocio a partir del análisis técnico, económico y ambiental.
- iv. Seleccionar proceso y tecnología.
- v. Actualizar plan de ejecución del proyecto.
- vi. Desarrollar ingeniería conceptual.
- vii. Definir plan y equipo de proyecto para la etapa de definición (FEL III).
- viii. Actualizar el estimado de costo del proyecto Clase IV (+35/ -20%).
- ix. Actualizar análisis de riesgos.
- x. Paquete de acreditación para siguiente etapa.

FEL III

Objetivo: Determinar el alcance, plazo y costo definitivos del proyecto y establecer los compromisos de ejecución.

Principales actividades:

- i. Actualizar caso de negocio.
- ii. Establecer alcance definitivo del proyecto.
- iii. Establecer plan de ejecución definitivo.
- iv. Definir bases de diseño definitivas.
- v. Elaborar ingeniería básica, básica extendida, de detalle.
- vi. Definir estrategias de ejecución y contratación de servicios y de obras.
- vii. Actualizar el estimado de costo del proyecto Clase III (+25/ -15%) o Clase II (+15/ -10%).
- viii. Elaborar análisis de riesgos para la ejecución del proyecto.
- ix. Paquete de acreditación.

2.3 FEL I

2.3.1 CASO DE NEGOCIOS

Situación Actual

Las reformadoras BTX y RNP-1 iniciaron sus operaciones en el año de 1964, a la fecha cuentan con casi 50 años de servicio. La tecnología de reformación ha evolucionado notablemente desde ese entonces, en la actualidad se han construido en el Sistema Nacional de Refinación nuevas plantas reformadoras con reactores estacados que cuentan con módulos de regeneración continua de catalizador que permite mantener ciclos de operación más largos y una calidad uniforme de la gasolina reformada.

Cabe hacer mención que el hidrogeno obtenido en las reformadoras es utilizado en los procesos de hidrodesulfuración de Gasolinas y Diesel y al presentarse disminución en la producción de este gas, se impacta en la confiabilidad de los procesos de hidrodesulfuración.

2.3.2 Problemática a resolver

Debido a la tecnología con que fueron construidas, las reformadoras semiregenerativas RNP-1 y BTX, no pueden operar continuamente y es necesario suspender su operación para regenerar su catalizador con la finalidad que éste recupere su actividad.

Por esta razón su capacidad de procesamiento se ve disminuida, esta problemática se acrecentará al entrar en operación el esquema reconfigurado de la Refinería ya que este, generará gasolina de coquización proveniente de la planta de Coquización retardada, esta gasolina contiene componentes más pesados que generarán, en el proceso de Reformación una mayor cantidad de carbón, **este carbón se depositará en la superficie del catalizador, reduciendo su actividad y disminuyendo el índice de octano del producto, este efecto se acelerará y presentará graves afectaciones en las plantas reformadoras de tipo semiregenerativo.**

La experiencia operativa muestra que al procesar estas naftas con la infraestructura existente se tendrá una disminución en el Índice de Octano que repercutirá en la preparación de los volúmenes de gasolinas Pemex Magna y Pemex Premium esperados e incrementando la importación de componentes de alto octano para cumplir con las especificaciones requeridas y cumplir con la demanda de gasolinas del área de influencia de la refinería y como apoyo al centro del país.

Para revertir esta condición, **es necesario contar con plantas reformadoras con módulos de regeneración continua de catalizador con suficiente capacidad para mantener la actividad del mismo y obtener un producto reformado con el octano requerido para la formulación de las gasolinas finales.**

Por lo anterior la Refinería contrato a la compañía UOP LLC para la **“Elaboración de la ingeniería básica y entrega de las licencias de uso de tecnología para una nueva planta reformadora de naftas de 30,000 BPD de reactores estacados con regeneración continua de catalizador de 3,000 lb/hr tipo modular con sistema de absorción de cloro.**

Situación esperada

Contar con la capacidad y la infraestructura para la reformación de naftas dulces que se obtendrán de un mayor porcentaje de proceso de crudo Maya y la adición de una corriente de nafta con mayor contenido de precursores de generación de carbón proveniente del proceso de coquización retardada, que conformarán una mezcla de naftas que al ser procesadas en las plantas reformadoras existentes originarían un incremento en la formación de carbón, mismo que se depositará en la superficie del catalizador reduciendo su actividad.

Sin embargo, con la tecnología de esta nueva planta reformadora y con la suficiente capacidad de regeneración continua de catalizador, dichos efectos se disminuirán y se podrá obtener un reformado con el rendimiento esperado de 83.7% vol., equivalente al 86% en peso de acuerdo a la densidad de la carga de nafta pesada dulce y la densidad del reformado, con un RONC de 102 para obtener un índice de octano (AKI¹) de 97.0 en el reformado.

2.4 OBJETIVOS DEL PROYECTO

- Procesar 30 MBD de gasolina dulce produciendo 24.0 MBD con un RONC de 102.
- Asegurar el cumplimiento de los programas de producción que se establezcan para la refinería.
- Reducir las importaciones de gasolinas.
- Procesar la nafta proveniente de la coquizadora.
- Dar mayor confiabilidad operativa al esquema de proceso reconfigurado de la refinería para el cumplimiento de los programas de producción.
- Complementar el requerimiento de hidrógeno que demandarán las nuevas plantas hidrosulfuradoras del esquema de proceso reconfigurado y disminuir el consumo del mismo y los costos de operación.
- Disminuir el impacto al medio ambiente al reducir las emisiones a la atmósfera de compuestos clorados mediante la instalación del sistema "Chlorsorb" en la sección de secado del módulo de regeneración continua de catalizador.
- Ahorrar el diferencial de costos de operación y mantenimiento entre las reformadoras actuales y la nueva.

2.5 ALCANCE PRELIMINAR

El alcance consiste en construir y poner en marcha una nueva planta de reformación catalítica con tecnología de punta, con sistema de regeneración continua de catalizador, y con un sistema automático de absorción de cloro, así como su integración fuera del límite de batería, cumpliendo con todas las normas y leyes vigentes.

¹ Anti-Knock Index, (RON+MON)/2

2.6 EQUIPO DE PROYECTO

Para disminuir los riesgos y asegurar la mejor administración y control en la ejecución del proyecto se tiene contemplado formar un grupo interdisciplinario de todas las áreas que intervienen en este proyecto para lo cual se establecerán los roles y responsabilidades del Equipo de Proyecto, entre los que destacan los siguientes:

2.6.1 Patrocinador:

- Obtiene la aceptación de la organización para implantar el proyecto.
- Obtiene fondos y designa al Líder Operativo.
- Apoya el desarrollo del proyecto.
- Recibe, opera las instalaciones y verifica el cumplimiento de los objetivos del proyecto y del negocio.
- Presenta el paquete de acreditación ante el SGTI

2.6.2 Líder operativo:

- Vigila que todas las fases del proyecto desde su concepción y hasta su puesta en marcha estén alineadas con los objetivos de negocio.
- Establece y acuerda con el Director del Proyecto y partes interesadas el objetivo, roles y responsabilidades de participantes en el proyecto, alcance, entregables, bases de usuario, plan, programa y estimado de costo.
- Da seguimiento, identifica riesgos y apoya la ejecución del proyecto.
- Organiza y supervisa la entrega e inicio de operación de las instalaciones.
- Tiene la responsabilidad última de todas las fases del proyecto.

2.6.3 Director del proyecto:

- Desarrolla la estrategia de ejecución, alcances, estimados y programas conceptuales y definitivos para determinar la viabilidad del Proyecto.
- Coordina, dirige y controla el alcance, presupuesto y programa definitivos acordados con el Líder Operativo, así como las actividades establecidas en el Plan de Ejecución del Proyecto.
- Da seguimiento, identifica y administra riesgos e informa los desarrollos importantes, particularmente aquellos relacionados con cambios, y pronósticos de costos y fechas de terminación y prepara el reporte de cierre del proyecto.

2.7 ALTERNATIVAS DEL PROYECTO

Para alcanzar los rendimientos y calidad del reformado y la confiabilidad operativa requerida en las plantas BTX y RNP-1 **se visualizó la posibilidad de realizar la modernización de estas plantas.** Sin embargo, debido a la obsolescencia tecnológica, el estado físico, la baja confiabilidad mecánica que presentan sus principales equipos y la falta de disponibilidad de espacio en el área donde se localizan estas plantas para poder llevar a cabo la construcción e instalación de nuevos equipos y

secciones para convertirlas en plantas con regeneración continua que aseguren mantener la actividad del catalizador, la obtención de los rendimientos y calidad requeridos para la formulación y cumplimiento de la especificación de las gasolinas Pemex Magna y Pemex Premium, **esta alternativa no se considera técnicamente factible**, por lo que se descarta.

Como resultado del análisis realizado para optimizar y dar confiabilidad al esquema de proceso reconfigurado de la refinería de Minatitlán, se concluyó que **la alternativa de solución es el reemplazo de las dos reformadoras de naftas tipo semiregenerativo BTX y RNP-1 mediante la construcción de una nueva planta reformadora de naftas con capacidad de procesar 30,000 BPD con sistema de regeneración continua de catalizador de 3,000 lb/hr, un sistema de absorción de cloro y un sistema de recuperación de LPG.**

2.8 ANÁLISIS DE LAS ALTERNATIVAS DEL PROCESO Y LA TECNOLOGÍA

En el mercado hay solo dos licenciatarios de procesos de reformación de naftas con regeneración continua (AXENS y UOP) con lo cual el licenciador del **proceso UOP garantiza la obtención de un Reformado producto de 102 de RONC** (índice de octano de 97) el cual se utilizará para mejorar la formulación de gasolina final y el **incremento en la producción de hidrógeno** por cada barril de carga en la nueva reformadora, para ser enviado como materia prima principalmente en las plantas hidrodesulfuradoras de diesel y gasóleos con lo cual se disminuirá el déficit de esta materia prima.

Además de que en el sistema nacional de refinación se cuenta con 4 reformadoras de este licenciatario, es por esto que se seleccionó UOP como licenciatario del proyecto.

Por lo anterior la Refinería de Minatitlán contrato a la compañía UOP LLC para la **“Elaboración de la ingeniería básica y entrega de las licencias de uso de tecnología para una nueva planta reformadora de naftas de 30,000 BPD de reactores estacados con regeneración continúa de catalizador de 3,000 lb/hr tipo modular con sistema de absorción de cloro a construirse en la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” de Minatitlán, Veracruz”**

2.8.1 Justificación técnica:

- I. Se eliminarán las condiciones de riesgo al sustituir las plantas reformadoras semiregenerativas por una nueva planta reformadora con tecnología vigente y avanzada, lo que permitirá disminuir la frecuencia del mantenimiento preventivo y correctivo, con el máximo aprovechamiento de los recursos, insumos y productos que por falta de infraestructura adecuada y actualizada se obtienen bajos rendimientos y bajo octano en el reformado.

- II. La realización del proyecto generará mayor confiabilidad en la operación del esquema de proceso reconfigurado de la refinería, debido a que el licenciatario garantiza el producto final (reformado), así como subproductos valiosos (hidrógeno).
- III. Reduce la importación de altos volúmenes de gasolina de alto octano para la preparación y formulación de las gasolinas finales Pemex Magna y Pemex Premium.
- IV. Coadyuvará a cumplir con los programas de producción de Pemex Refinación.
- V. Disminuirá el impacto al medio ambiente al eliminar la emisión de compuestos de cloro a la atmosfera.
- VI. Complementará el requerimiento de hidrógeno que demandarán las nuevas plantas hidrodesulfuradoras del esquema de proceso reconfigurado y disminuirá el abastecimiento del mismo desde otras plantas de la refinería y los costos de operación.

2.9 PLAN PRELIMINAR EN LA EJECUCIÓN DEL PROYECTO

Las actividades generales en la ejecución del proyecto consisten básicamente en:

- Desarrollo de la ingeniería básica
- Contratación y pago de licencias requeridas
- Ingeniería de detalle
- Procura de equipos
- Materiales
- Preparación del sitio
- Construcción civil y electromecánica
- Montaje de equipos
- Integración de servicios principales
- Interconexiones a líneas de proceso
- Pruebas y arranque
- Administración y supervisión del proyecto

2.10 Situación esperada para el proyecto

- Ahorrar el diferencial de costos de operación y mantenimiento entre las reformadoras actuales y la nueva.
- Procesar 30 MBD de gasolina dulce produciendo 24.0 MBD con un RONC de 102. (Research Octane Number Clear).
- Asegurar el cumplimiento de los programas de producción que se establezcan para la refinería.
- Reducir las importaciones de gasolinas.
- Producir la nafta proveniente de la coquizadora.
- Cumplir con las normas ambientales.

2.11 Prioridades del proyecto por orden de importancia y criterios de éxito

1. Tiempo.

El cumplimiento del programa de ejecución es indispensable para procesar la mezcla de nafta dulce que se generará por el nuevo proceso de crudo de 246 MBD con mayor contenido de Maya (70 %) y la obtención de nafta dulces y la adición de una corriente de nafta proveniente del proceso de la coquizadora de la reconfiguración de refinería y producir un reformado de 97.0 de índice de octano.

2. Costo

Se contratará a través de licitación pública internacional a precio alzado y ciertas partidas a precios unitarios y en dólares, por lo que no se esperan incrementos desproporcionados de costo.

3. Calidad

El proyecto debe cumplir estrictamente con la normatividad de calidad de Pemex Refinación se debe procurar evitar re-trabajos y establecer una política de cero defectos y omisiones durante el diseño y la instalación.

4. Alcance

El proyecto consideró todo lo que se requiere en la nueva planta reformadora y su integración y solo lo que se requiere durante el desarrollo de ingeniería básica y en las bases de licitación se establecerán los requerimientos y especificaciones que garanticen obtener los resultados indicados en la ingeniería básica del licenciador del proceso.

5. Seguridad y Protección Ambiental.

El contrato para el IPC obligará al cumplimiento de especificaciones en normas y procedimientos de seguridad y protección ambiental en las etapas de ingeniería, procura, construcción y arranque de la nueva planta reformadora de naftas y sus periféricos.

2.12 Tiempo estimado del proyecto

- Fecha de inicio del proyecto, 1° de Junio del 2007.
- El tiempo estimado para la ejecución total del proyecto es de **76 meses** dentro de los cuales **31 serán de construcción para el IPC.**

2.13 Presupuesto del Proyecto

El presupuesto autorizado para el proyecto cumple con un estimado de costos clase V con variaciones entre -30% /+ 50 %.

2.14 EVALUACIÓN ECONÓMICA

2.14.1 FUENTES DE FINANCIAMIENTO

La ejecución del proyecto integral contempla la utilización de gasto programable para cubrir los trabajos de supervisión, ingenierías básicas, ingenierías de detalle, asistencia técnica y consultoría en administración de proyectos, así como para la etapa de procura, construcción, integración, pruebas y arranque.

La realización de los proyectos de inversión de infraestructura económica normalmente se han realizado con recursos de la Federación; en esta ocasión también **se cumplirá con los requisitos y premisas establecidas por la Secretaría de Hacienda y Crédito Público para que sean incluidos y autorizados en el Presupuesto de Egresos de la Federación que se aprueba cada año en la Cámara de Diputados.**

2.14.2 HORIZONTE DE EVALUACIÓN

El horizonte de planeación del proyecto integral “Reemplazo de las reformadora BTX y NP-1” de la refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” de Minatitlán, Veracruz, es de 20 años, considerando que los trabajos de se realizarán del 2007 al 2015.

2.14.3 Principales puntos y premisas de la evaluación del Proyecto de inversión

- a) Horizonte de evaluación de 20 años.
- b) Tasa de descuento del 12 %.
- c) Se considera un valor de rescate igual a cero.
- d) Fecha de inicio del proyecto de inversión, 2007.
- e) Fecha de término del proyecto de inversión, 2018
- f) Los precios de los productos utilizados se tomaron del catálogo de precios 2012-2040 que se derivan del pronóstico de largo plazo escenario medio contenido en el Estudio de Mercado de Hidrocarburos 2012, y que son proporcionados por la Dirección Corporativa de Finanzas.
- g) No se considera capital de trabajo.
- h) No se considera valor de rescate al final de los 20 años de vida útil del proyecto.
- i) Los flujos de efectivo son anuales.
- j) La paridad utilizada es de 12.90 pesos por dólar americano.
- k) El estimado de costos de inversión es clase III (-15% - +25%) Costos de inversión tomados del cálculo realizado por la subgerencia de ingeniería de costos y administración de proyectos de PEMEX.

2.14.4 Vida útil del Proyecto de inversión

Vida útil del Proyecto de inversión	20 Años
Horizonte de Evaluación del PI (años)	20 Años

2.14.5 Cálculo de los indicadores de rentabilidad

Indicadores de Rentabilidad	
Indicador	Valor
Inversión Total (VPN), Pesos M.N.	\$ 4 445337751
Valor Presente Neto (VPN), Pesos M.N.	\$ 683 583 714
Tasa interna de retorno (TIR)	16.39%
Periodo de Recuperación de la Inversión	4 años, 8 meses

Tabla 2-2: Indicadores de rentabilidad del proyecto.

2.14.6 Justificación económica

Se obtiene un VPN superior a cero, \$683 583 714.00 pesos M.N.

La Tasa Interna de Retorno supera a la Tasa de Descuento (16.39% >12%).

2.15 METAS

Metas de proceso

- Procesar una carga promedio anual de 23.5 MBPD y obtener en forma estimada 19.7 MBPD (83.7% vol.) de reformado para ser utilizado en la formulación de gasolina final de Pemex Magna y Pemex Premium.
- Obtener un reformado con un índice de octano de 97 y con un rendimiento del 86% en peso en la nueva planta reformadora de naftas.
- Obtener un producción estimada de 40 MCSD² de hidrogeno por cada barril de carga en la nueva reformadora, para ser enviado como materia prima principalmente en las plantas hidrodesulfuradoras de diesel y gasóleos de la Refinería de Minatitlán.

La capacidad óptima de proceso de crudo con el proyecto integral se estimó en 246.0 MBD con una alimentación de 79 % de crudo Maya y con 21 % de crudo del Istmo, de manera constante a lo largo del horizonte de evaluación del proyecto.

A partir de la terminación de los trabajos contemplados en el proyecto y el inicio de su operación se espera obtener los volúmenes estimados que se mencionan a continuación:

² Metros Cúbicos Standard Diarios

		CASO: NUEVA REFORMADORA
Crudo		246.4
	Istmo	52.0
	Maya	194.4
Otros		50.2
	Mezcla de butanos	21.0
	Amorfa	15.9
	Isómero / Pentanos	8.4
	Otras gasolinas	4.9
Producción		275.8
	Gas seco (m3)	2,565
	Gas licuado	26.7
	Gasolinas	114.9
	Magna	99.5
	Premium	15.4
	Diesel	79.7
	Pemex Diesel	55.6
	Diesel UBA	24.1
	Querosenos	2.4
	Turbosina	2.4
	Combustóleo	46.9
	Propileno	2.9
	Isobutano	0.5
	Gasóleos De Vacío	0.0
	Gas Nafta	1.8
	Naftas	0.0
	Componentes gasolina	0.0
	Azufre (ton)	0.5
	Autoconsumo COPE	3.8

Tabla 2-3: Estimado de producción con la nueva reformadora.

2.16 Identificación de los beneficios del Proyecto

La ejecución de la etapa inicial de los trabajos permitirá obtener los siguientes beneficios:

- ✓ Coadyuva a cumplir con el volumen óptimo de proceso de crudo de la refinería
- ✓ Disminuir los riesgos de seguridad física para el personal y las instalaciones
- ✓ Incremento de productos de mayor valor en la producción global de la refinería:
- ✓ Incremento en la producción de hidrogeno para la operación de las plantas hidrodesulfuradoras.
- ✓ Disminuye el déficit de gasolinas y destilados intermedios de la demanda de la zona de influencia de la refinería de Minatitlán.
- ✓ Se reduce la importación de componentes de alto octano y de gasolinas terminadas.
- ✓ Permite aprovechar las corrientes de bajo octano provenientes de Petroquímica.
- ✓ Se reducen las compras de hidrógeno en la refinería de Minatitlán.

Concepto	Producción Incremental MBPD
Pemex Magna	24.2
Pemex Premium	15.4
Pemex Diésel	-0.2
Diesel UBA	0.8
Turbosina	-
Combustóleo	-0.7
Propileno	-
LPG	1.5

Tabla 2-4: Producción incremental estimada.

2.17 ANÁLISIS DE RIESGOS PRELIMINAR

2.17.1 Riesgo de operación

En el caso de que el proyecto no se realice, la operación de la refinería continuaría con las deficiencias mencionadas, y con pérdida en la captación de beneficios afectando al estado de resultados de la refinería y del Sistema Nacional de Refinación (SNR), adicionalmente, de continuar operando las reformadoras semiregenerativas BTX y NP-1 las afectaciones serían las siguientes:

- ✓ Altos costos de operación al mantener en operación las reformadoras BTX y RNP-1
- ✓ Incremento de la importación de componentes de alto octano para la formulación de las gasolinas finales Pemex Magna y Pemex Premium.
- ✓ Incremento del déficit de hidrógeno para el esquema reconfigurado de la refinería.
- ✓ Mantener plantas de proceso operando con vida útil terminada y con baja confiabilidad, lo que obligará de cualquier forma tener que invertir en la construcción de una nueva reformadora.
- ✓ Liberación al medio ambiente de compuestos tóxicos por encima de las normas ambientales mexicanas.
- ✓ Riesgos hacia los operadores debido a que el tiempo de vida de las reformadoras RNP-1 y BTX .

2.18 DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO INTEGRAL

El proyecto integral está conformado por una sola unidad de inversión: *“Reemplazo de las reformadora BTX y RNP-1 de la refinería de Minatitlán”*.

Este proyecto integral, está constituido por actividades que requieren el desarrollo de Ingeniería complementaria y de detalle, Procura y Construcción, pruebas y arranque.

- El proyecto consiste en la construcción de una nueva planta reformadora con un módulo de regeneración continua y con capacidad de procesar 30 MBD de gasolina dulce para obtener gasolina reformada con un índice de octano (AKI) de 97 y una conversión a reformado del 80.0% volumen, reemplazando las reformadoras actuales BTX y NP-1, incluyendo equipos e instalaciones periféricas como: Subestación eléctrica, cuarto de control.
- Dentro del alcance del proyecto de esta nueva planta reformadora se contempla la adquisición y utilización de un nuevo catalizador selectivo para las características y propiedades particulares de la carga a procesar, denominado UOP-R-234 el cual contiene platino y se requerirá también la adquisición de aproximadamente de 3,584 onzas troy y rentar 5,043.5 onzas troy de platino para la maquila del nuevo catalizador.

Una vez operando la nueva reformadora y que estén fuera de operación las reformadoras BTX y RNP-1, se extraerán los catalizadores de ambas plantas para recuperación de platino, la cantidad que se recupere de este metal, considerando la merma, se devolverá al proveedor para disminuir la cantidad rentada.

- También incluye la realización de ingeniería complementaria y de detalle y la realización de las obras requeridas para las integraciones con otras plantas de proceso y movimiento de productos, líneas de servicios auxiliares y equipos periféricos fuera del límite de batería de la nueva planta reformadora de naftas y el desmantelamiento de equipos y demolición de cimentaciones restantes de las plantas de Ciclohexano, Benceno, Etilbenceno y Polimerización.

PAQUETE DE ACREDITACIÓN PARA LA SIGUIENTE ETAPA

Una vez que todos los documentos se han elaborado y aprobado por el director del proyecto, se procede a la siguiente etapa de administración del proyecto.

CAPÍTULO III: GENERALIDADES DEL PROCESO DE REFORMACIÓN

3.1 INTRODUCCIÓN

A principios del siglo XX se reconoció la necesidad e importancia de mejorar las propiedades de la nafta. Los procesos térmicos fueron los primeros en ser utilizados. En 1940, un investigador químico eminente llamado Vladimir Haensel que trabajaba para la corporación UOP (Universal Oil Products) desarrollo un proceso de reformado catalítico que utiliza un catalizador que contiene platino de esta manera nacieron los primeros procesos catalíticos que ofrecieron mejores productos y altos índices de octano.

Los primeros catalizadores estaban basados en un soporte de óxido de molibdeno, el proceso de Platforming (nombrada por la combinación de las palabras *platinum* y *reforming*) fue construido en 1949 en la refinería de la empresa holandesa *Old Dutch Refining Company* en Muskegon, Michigan.

En los años transcurridos desde entonces, muchas otras versiones del proceso han sido desarrolladas por algunas de las principales compañías petroleras y otras organizaciones. Por ejemplo Rheniforming por **Chevron Oil Company**, Powerforming por Esso Oil Company, actualmente **ExxonMobil**, CCR Platforming la cual es una versión con regeneración continua de catalizador diseñada por **UOP** y Octanizing por **Axens**, un subsidiario del Instituto Francés del Petróleo (IFP), también con regeneración continua de catalizador. Hoy en día, la gran mayoría de la gasolina producida en todo el mundo se deriva del proceso del reformado catalítico.

En 1971 se levo acabo el arranque de una reformadora que revoluciono el proceso. Se trata de la reformadora de Regeneración Continua de Catalizador (Catalyst Continuous Regeneration) CCR. Esta unidad adjunta a los reactores se encarga de regenerar la actividad del catalizador y retornarlo al interior de los reactores, esto permite operar la unidad reformadora sin tener que parar para regenerar el catalizador como se hacía antes, lo cual hace el proceso más eficiente.

3.2 REFORMACIÓN CATALÍTICA

El objetivo original de este proceso fue el de mejorar las naftas de bajo octanaje, de destilación primaria y así obtener productos con mayor calidad antidetonante (mayor octanaje) de fracciones de la gasolina modificando la estructura molecular.

Pronto comenzaron a incluirse en la carga de reformación catalítica productos dentro de los límites de ebullición de la nafta, obtenidos por otros procesos (desintegración térmica, coquificación, etc.

Cuando se lleva a efecto mediante calor, se le conoce como reformación térmica y como reformación catalítica, cuando se le asiste mediante un catalizador. El proceso produce

benceno, tolueno y xilenos que son insumos importantes de la industria petroquímica. También produce gases como propano, butano e hidrógeno.

Actualmente, el hidrógeno producido en las unidades de reformado es considerado un elemento valioso dado su uso en las unidades de pre-tratamiento (desulfuración e hidrogenación de olefinas).

La tecnología de reformado de naftas es una tecnología madura, es decir no pueden esperarse cambios radicales. Sin embargo, debido a los grandes volúmenes de producción, aún pequeñas mejoras que se producen tanto en el proceso como en los catalizadores redundan en un beneficio económico importante [3].

3.3 CARACTERÍSTICAS DE LA CARGA

La principal fuente de carga para el proceso de reformación catalítica consiste en nafta proveniente de la destilación atmosférica del crudo.

Sin embargo es común que se alimenten a este proceso otras corrientes con el mismo rango de ebullición que la nafta atmosférica, las cuales pueden provenir de la unidad reductora de viscosidad, la FCC (Fluid Catalytic Cracking), la unidad de craqueo retardado (Delayed Coking) o de una unidad hidrodesulfuradora.

El punto inicial de ebullición (IBP) de los componentes de la nafta de manera común se encuentra entre 75 °C y 94 °C, mientras que la temperatura máxima de punto final de ebullición (EP) es de 204 °C, una temperatura de punto final superior produce la rápida desactivación del catalizador debido a la formación de coque.

Los hidrocarburos de C₁ a C₄ se eliminan de la alimentación, debido a que dificultan el acceso de moléculas de hidrocarburos de mayor peso molecular a los sitios activos del catalizador [4].

La nafta de la carga de una unidad de reformación es una mezcla compleja de hidrocarburos que de manera típica contiene **parafinas, naftenos y aromáticos**, todos estos en un rango de C₅ a C₁₁³.

Estos grupos se muestran a continuación en la figura 3-1 y 3-2, los compuestos C₁₁ se encuentran en menor medida pero también están presentes en la carga, véase balance de materia en el apéndice para analizar los componentes incluidos.

³Para una nafta proveniente de destilación primaria con petróleo del mar del norte se identificaron por cromatografía de gases cerca de 120 compuestos diferentes.

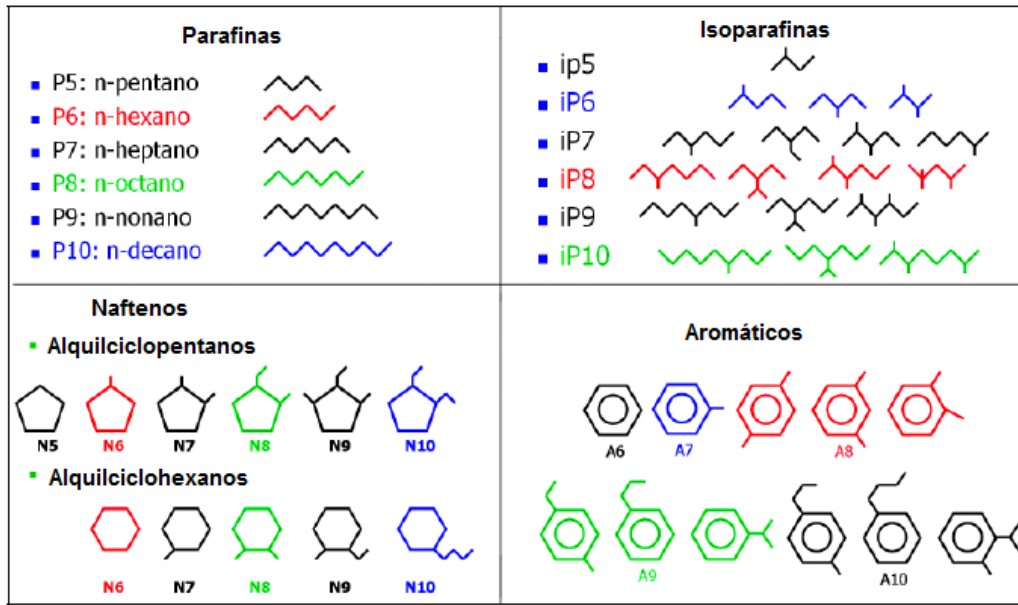


Figura 3-1: Grupos de hidrocarburos presentes en la nafta de destilación atmosférica.

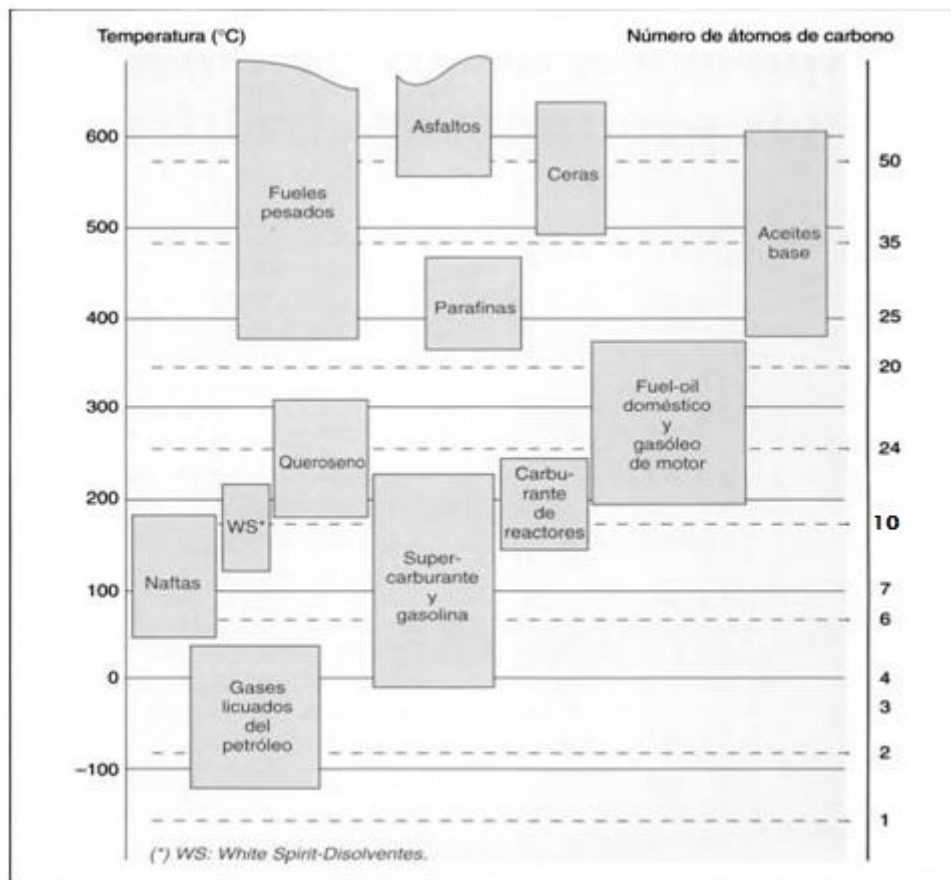


Figura 3-2: Principales cortes del petróleo, clasificados por su temperatura de ebullición y número de carbonos [5].

Por otra parte, en la alimentación hay impurezas que perjudican el proceso de reformado, éstas actúan como veneno del catalizador, provocan corrosión y problemas ambientales. Estos componentes deben de ser eliminados o disminuir hasta los límites permisibles en la hidrodesulfuradora de naftas, entre ellos se encuentran:

Compuestos de oxígeno: el oxígeno puede encontrarse en ácidos carboxílicos, ácidos nafténicos, compuestos fenólicos y asfálticos.

Compuestos de azufre: el azufre se encuentra frecuentemente en la forma de ácido sulfúrico, sulfuros o disulfuros, mercaptanos o tiofenos, también puede ser detectada la presencia de sulfuro de hidrógeno y trazas de azufre elemental. Los compuestos de azufre envenenan la función metálica.

En los catalizadores multi-metálicos muy sensibles al envenenamiento por azufre se debe mantener en concentraciones menores a 1 ppm en la alimentación. Por este motivo, las naftas deben ser hidrodesulfurizadas antes de su entrada a la unidad de reformado.

Compuestos de nitrógeno: son aquellos que se encuentran cuando los cortes usados son de carácter básico (piridinas y quinoleínas) y débilmente básico (indol, pirrol, carbazol y derivados). En las condiciones de reformado los compuestos orgánicos nitrogenados se hidrogenan dando amoníaco que envenena la función ácida del catalizador.

Sus concentraciones deben ser menores a 0,5 ppm, aunque algunos autores consideren que valores de hasta 1 ppm no tienen efectos notables sobre el octanaje ni requieren aumentos de temperatura. Si la cantidad de nitrógeno en la alimentación es grande se elimina el cloro del catalizador por formación de NH_4Cl el cual sublima.

Los compuestos nitrogenados normalmente son eliminados durante el proceso de hidrotratamiento de la alimentación.

Hierro: es un veneno del catalizador de reformado y proviene principalmente de las instalaciones. Las partículas que se desprenden de las paredes de los hornos y otras instalaciones son de sulfuro de hierro, las que durante la regeneración del catalizador se transforman en óxido férrico. Este polvo rojizo debe ser separado del catalizador porque además de provocar pérdida de carga modifica la selectividad del catalizador.

Plomo y cobre: deben mantenerse en concentraciones muy bajas ya que forman aleaciones con el platino y lo desactivan. El envenenamiento por plomo suele producirse cuando las naftas toman algo de tetraetilplomo de los tanques de almacenaje.

Arsénico: tiene gran afinidad por el Platino; altas concentraciones en la alimentación producen un envenenamiento en el primer reactor. Si la concentración en el catalizador de la parte inferior del reactor llega a 200 ppm de As, comienza a producirse el envenenamiento del segundo reactor. Una concentración de esta magnitud prácticamente destruye el catalizador.

3.4 CONVERSIÓN DE DIFERENTES HIDROCARBUROS EN LA REFORMACIÓN

Las naftas provenientes de crudo varían considerablemente en cuanto a su facilidad de reformación. La cual está determinada por la cantidad de diferentes hidrocarburos que contiene la nafta.

En la reformación los aromáticos pasan por la reformadora prácticamente inalterados.

La mayoría de los naftenos reaccionan rápida y eficientemente formando aromáticos, está es la “reacción básica de la reformación” [6].

Mientras que una nafta con porcentaje elevado de parafinas será más difícil de procesar y tendrá mayores pérdidas que una nafta con un contenido de parafinas bajo.

Esta relación de conversión se puede apreciar en la figura 3-3, las “pérdidas” en volumen de la carga están compuestas principalmente por hidrogeno, LPG y por carbono en su forma de coque, incrustado sobre el catalizador.

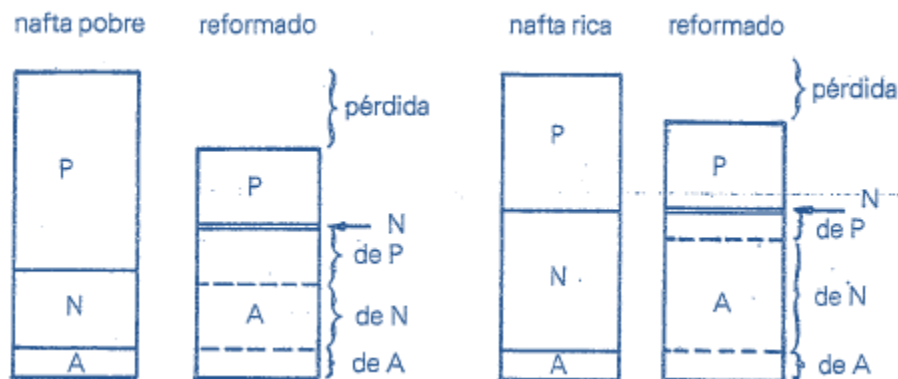


Figura 3-3: Conversión de naftas pobre y rica a reformados, bajo condiciones de constantes de operación [6].

La composición de hidrocarburos en la nafta varía considerablemente dependiendo de qué petróleo crudo y de qué proceso se obtiene, ya que existe gran cantidad de crudos alrededor del mundo, además de obtenerse por medio de diferentes procesos, diferentes equipos y diferentes condiciones de operación.

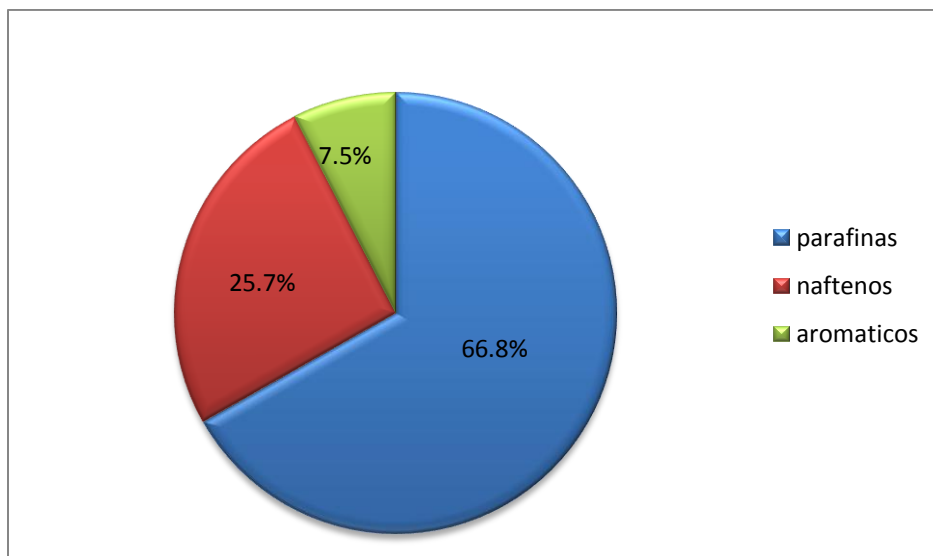


Figura 3-4: Alimentación de hidrocarburos al reactor.

El gráfico anterior muestra el porcentaje de hidrocarburos contenidos de manera típica en una nafta de crudo maya después de la destilación y el hidrotratamiento, el resultado fue realizado mediante el análisis UOP 880 en la refinería Lázaro Cárdenas de Minatitlán, ya que el método UOP 273 tiende a dar resultados imprecisos para los naftenos para el rango completo de ebullición debido a la presencia de naftenos policíclicos.

3.5 REACCIONES DE REFORMACIÓN

El objetivo de estas reacciones es reestructurar y craquear algunas de las moléculas presentes en la nafta de alimentación para obtener un producto de hidrocarburos que tienen estructuras moleculares más complejas, cuyos efectos generales es la producción de un reformado con un alto número de octano.

Además de producir gasolina de alto octano, el reformado catalítico también produce cantidades significantes de gas hidrogeno como subproducto, el cual es liberado durante las reacciones catalíticas y usados en otros procesos dentro de la refinería, por ejemplo el hidrocracking y el hidrotratamiento catalítico.

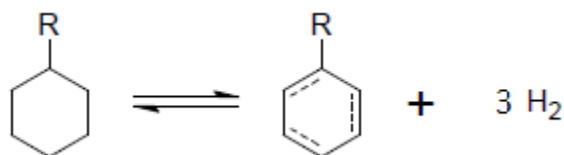
Las siguientes reacciones tienen lugar en el proceso de Platforming en medida dependen de la severidad de la operación, la calidad de la alimentación, y el tipo de catalizador.

3.5.1 Deshidrogenación de naftenos

El paso final en la formación de un compuesto aromático a partir de un nafteno (ya sea ciclopentano o ciclohexano) es la deshidrogenación de un ciclohexano. La reacción de un ciclohexano con el correspondiente compuesto aromático, es extremadamente rápida y

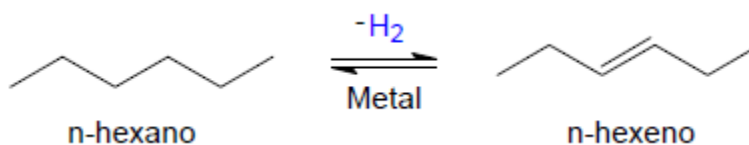
esencialmente cuantitativa. Los naftenos son obviamente los componentes más deseados de la alimentación ya que la reacción de deshidrogenación es muy fácil de promover, produce hidrogeno como subproducto y también los hidrocarburos aromáticos.

Esta reacción es muy endotérmica y es promovida por una función de catalizador metálico que se favorece por altas temperaturas y bajas presiones en la reacción. A continuación se muestra un ejemplo de la reacción anterior:



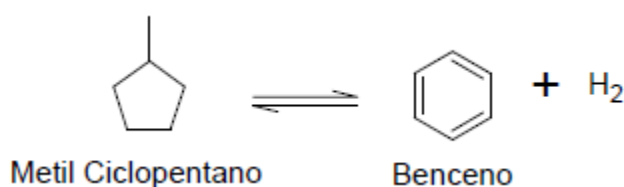
3.5.2 Deshidrogenación de parafinas

Se trata de una reacción en equilibrio (hidrogenación-deshidrogenación), para la cual, a menor temperatura se favorece la hidrogenación, mientras que para mayores temperaturas se favorece la deshidrogenación. Esta reacción constituye un paso intermedio de otras reacciones, como la isomerización. Las reacciones de deshidrogenación son de carácter endotérmico, catalizadas por el platino. Un ejemplo de este tipo de reacción se da a continuación:



3.5.3 Isomerización de naftenos

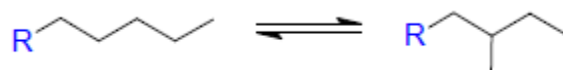
La isomerización de un ciclopentano a un ciclohexano deberá ocurrir como primer paso en la conversión del ciclopentano en el compuesto aromático. Esta isomerización implica una redistribución anular y la probabilidad de que el anillo se abra para formar una parafina es muy alta; por lo tanto la reacción de los alquilciclopentanos a los ciclohexanos no es de naturaleza cuantitativa. Esta reacción depende en gran medida de las condiciones del proceso. Un ejemplo de esta reacción es:



3.5.4 Isomerización de parafinas

Esta reacción es importante debido a la cantidad de parafinas lineales presentes en la nafta y que son transformadas en parafinas ramificadas (más alto octano) gracias a la acción concertada tanto de los sitios ácidos como metálicos del catalizador.

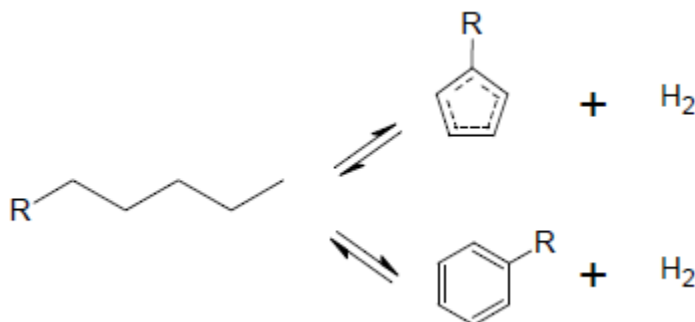
El mecanismo propuesto para este tipo de reacciones es el siguiente:



3.5.5 Deshidrociclización de parafinas

Esta reacción, que es de carácter endotérmico, favorecida por baja presión y alta temperatura, ocurre, al igual que la reacción de isomerización, por la acción concertada de la función ácida y metálica, ya que involucra pasos intermedios de hidrogenación-deshidrogenación e isomerizaciones. Se trata de una reacción difícil de promover y para la cual se requieren cadenas de al menos seis átomos de carbono, las cuales son más favorables de deshidrociclizar a medida que sea más larga la cadena de hidrocarburos, pues existe mayor flexibilidad y probabilidad de arreglos cuando se incrementa el número de átomos de carbono en cadenas lineales de la molécula.

Contrarrestando este efecto al aumentar el tamaño de la cadena también aumenta la probabilidad del hidrocracking.

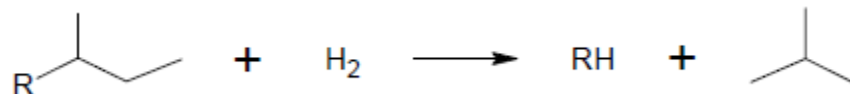


3.5.6 Hidrocracking

La reacción de hidrocracking de la parafina es relativamente rápida y está favorecida por alta presión y temperatura. La desaparición de las parafinas dentro del rango de ebullición de la gasolina a través del hidrocracking, concentra los compuestos aromáticos en el

producto, contribuyendo por lo tanto a mejorar el octanaje. La reacción consume sin embargo hidrógeno y el resultado es una producción menor de reformados.

El proceso de hidrocracking produce coque o sus precursores los cuales cubren los sitios activos del catalizador inhibiendo de esta manera su actividad.

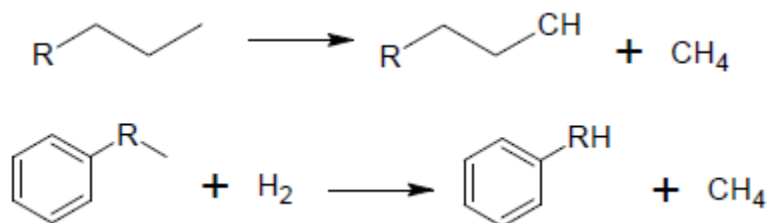


3.5.7 Desmetilación

Las reacciones de desmetilación ocurren por lo general solo en operaciones de Platforming (regeneración catalítica continua) muy severas (en las cuales la temperatura y la presión son muy elevadas).

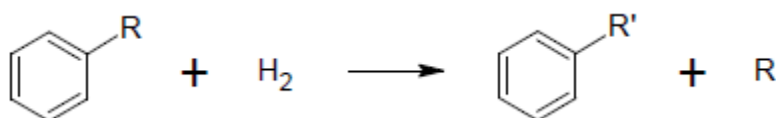
Bajo ciertas condiciones puede ocurrir durante el arranque inicial de la unidad, después del cambio o de una regeneración del catalizador.

La reacción es catalizada por metal y favorecida por alta temperatura y presión. La reacción puede inhibirse atenuando la función metálica del catalizador, agregando azufre o un segundo metal.



3.5.8 Desalquilación de los compuestos aromáticos

Esta reacción es similar a la desmetilación de aromáticos, y difiere tan solo en el tamaño del fragmento que se retira del anillo. Si la cadena natural de alquilo es lo suficientemente grande, esta reacción puede observarse como un ion carbonilo catalizado por ácido y que causa un rompimiento en la cadena lateral. La reacción de desalquilación también se favorece por las altas temperaturas y presiones.



Debido a la amplia gama de parafinas y naftenos incluidos en la alimentación de materia prima en la unidad reformadora y a que los promedios de reacción varían considerablemente con respecto del número de carbono del reactante, estas reacciones ocurren en serie y paralelo entre sí, formando el esquema complejo de reacción general que se indica en la figura 3-5.

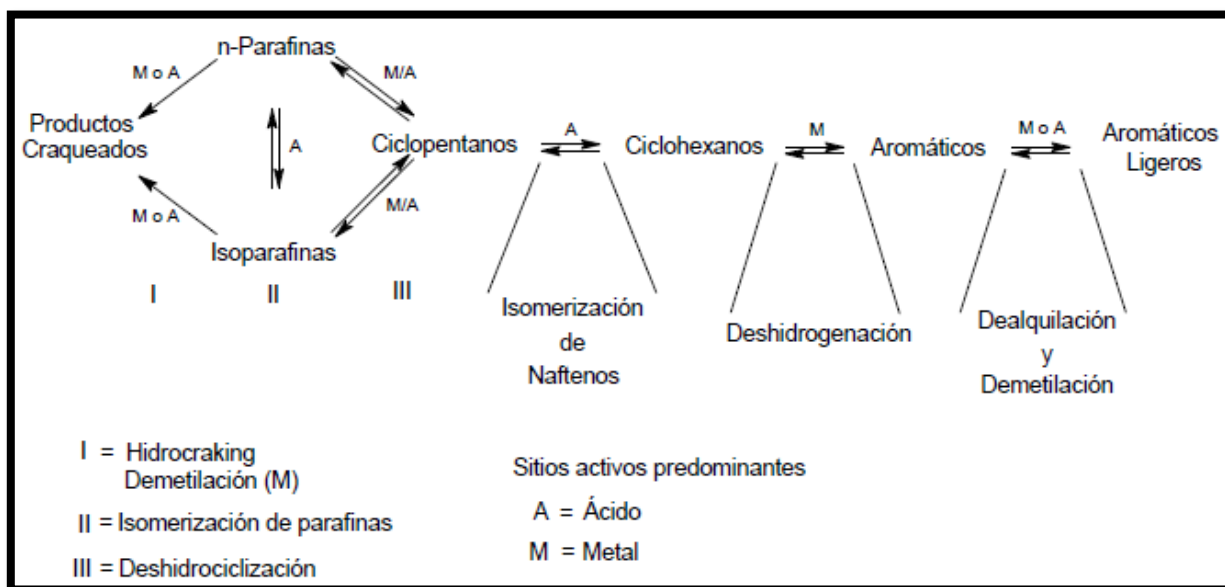


Figura 3-5: Esquema generalizado de reacción de Platforming [6].

Reacción	Catalizador	Promovida por temperatura	Presión
Deshidrogenación de naftenos	M	Alta	Baja
Isomerización de naftenos	A	Baja	
Isomerización de parafinas*	A	Baja	
Deshidrociclización de parafinas	M/A	Alta	Baja
Hidrocracking	A	Alta	Alta
Desmetilación	M	Alta	Alta
Desalquilación de aromáticos	M/A	Alta	Alta

Tabla 3-1: Reacciones de reformación catalítica.

* Bajas temperaturas favorecen relaciones altas iso/normal, mientras que la velocidad de isomerización aumenta cuando la temperatura aumenta.

M=Metal, A=Acido.

Reacción	Tipo de reacción	ΔH (kcal/mol)	Reacción
Deshidrociclización	Parafina \rightarrow Nafteno	+ 10.5	Endotérmica
Deshidrogenación	Nafteno \rightarrow Aromático	+ 16.9	Endotérmica
Hidrocracking	Parafina \uparrow PM \rightarrow Parafina \downarrow PM	-13.5	Exotérmica
Isomerización	Parafina \rightarrow Aromático	+ 1.7	Endotérmica

Tabla 3-2: Entalpía de las reacciones de Platforming.

PM= Peso molecular.

3.6 COMPONENTES DEL CATALIZADOR DE REFORMACIÓN

El catalizador comúnmente empleado en el proceso de reformación catalítica de naftas consiste en pequeños cristales de platino **soportados en alúmina**, generalmente con la inclusión de un segundo metal, como estaño (Sn), renio (Re), **platino (Pt)**, iridio(Ir) o germanio (Ge), además de **cloro como promotor de acidez** [7].

Por lo general el catalizador está hecho de una fase metálica dispersa sobre un sólido soporte ácido, el cual aporta una doble función al catalizador, las cuales consisten en reacciones catalizadas por platino (deshidrogenación de cicloalcanos a aromáticos, hidrogenación de olefinas y deshidrociclización) y reacciones catalizadas por ácido (isomerización de alcanos y cicloalcanos) [8].

3.6.1 Soporte

Los soportes catalíticos proporcionan un medio para obtener una gran área superficial con una pequeña cantidad de agente activo (sustancia catalítica). Esto es de particular interés cuando se trata de sustancias costosas como el Pt.

El soporte es una sustancia inerte o muy poco activa en la reacción, con gran superficie específica y porosidad (de modo tal que permita mayor dispersión).

Si existe interacción entre el soporte y el componente activo del catalizador, puede variar la actividad y selectividad catalítica. Por ejemplo, la densidad electrónica del metal soportado puede ser influenciada por la transferencia de electrones a través de la interface catalizador-soporte.

También el soporte en sí mismo puede presentar actividad catalítica en una reacción principal, intermediaria o sucesiva modificando la actividad y selectividad de la reacción global.

Entre los soportes más importantes se incluyen los siguientes: **alúmina**, carbón activado, zeolitas y sílica. Dada la importancia de la alúmina en el proceso de reformado, se presentan algunas de sus características.

3.6.2 Alúmina

Es el componente que constituye el soporte del catalizador, y el que define la mayoría de sus propiedades. Se trata de óxido de aluminio (Al_2O_3) en forma de sólido poroso, y cuyas fuentes de obtención son principalmente la gibsita, bayerita y bohemita [9].

Dependiendo de la fuente y del método de preparación, se tiene una amplia gama de alúminas con diferentes propiedades estructurales y cristalinas, para las que existe una clasificación con letras griegas dependiendo de la fase cristalina e hidratación de la alúmina.

La serie de transformaciones que sufre la alúmina en función de la temperatura son por lo general de carácter irreversible.

Los dos tipos de alúmina más empleados como soporte para los catalizadores de reformación son las alúminas de transición identificadas como $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ y $\eta\text{-Al}_2\text{O}_3$, de las cuales predomina substancialmente el uso de la gamma-alúmina ($\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$), ya que es térmicamente más estable que la eta-alúmina ($\eta\text{-Al}_2\text{O}_3$) en el sentido de que la segunda pierde más fácilmente área superficial durante el proceso de regeneración [7].

La $\gamma\text{-Al}_2\text{O}_3$ presenta una estructura cristalina de empaquetamiento cúbico compacto, con arreglos cristalinos tetraédricos y octaédricos. Con un área superficial de aproximadamente 200 a 250 m^2/g .

Aunado al área superficial, es preciso mencionar las propiedades mecánicas del soporte, ya que para su aplicación comercial, es preciso darle una forma definida al soporte para facilitar su transportación, manejo y fluidez dentro del equipo.

En el caso particular del proceso de Reformación con Regeneración Continua de Catalizador, los catalizadores se presentan en esferas de 1/16", 1/8" o 1/4"; sin embargo se prefiere la forma de esferas de 1/16" (≈ 1.6 mm) porque con esta medida, no se tiene una excesiva caída de presión al atravesar la cama catalítica y por tener además la fluidez y rigidez estructural necesarias para el proceso [10].

3.6.3 Platino

El platino es un metal de transición del grupo III con la notable capacidad de catalizar la mayoría de las reacciones de reformación descritas anteriormente. Ello obedece a su capacidad de deslocalizar sus electrones de valencia y formar ligandos, además de presentar variación de sus estados de oxidación y coordinación.

Existe en el catalizador de reformación en su estado reducido (Pt^0), en forma de pequeños cristales dispersos en el soporte, coordinados con átomos de cloro y oxígeno adyacentes que los mantiene fijos al soporte, comúnmente $\eta\text{-Al}_2\text{O}_3$ [11].

La cantidad de platino presente en el catalizador comprende solo una pequeña fracción del peso total del mismo, del orden del 0.2% y 0.5%, existiendo además dos clasificaciones en el caso de catalizadores bimetálicos: catalizadores balanceados, cuando el segundo metal está presente en la misma proporción que el platino y desbalanceados, cuando alguno de los dos está presente en mayor proporción.

3.6.4 Cloro

El cloro es el elemento que determina la acidez del catalizador [9]. Este no se encuentra como cloro molecular (Cl_2) si no como ion cloruro, o como parte de complejos organometálicos que puede formar en combinación con el oxígeno y el platino.

Si la acidez del catalizador es muy fuerte, conduce a un exceso de hidrodeseintegración y depositación de coque en el catalizador, por otra parte si la acidez es muy débil no permite que las reacciones de isomerización y deshidrociclización procedan con la rapidez apropiada, esto se traduce en un incremento de producción de ligeros, por lo tanto una disminución de la cantidad de reformado [11].

Además de promover la acidez, el cloro juega un papel fundamental en la redispersión de platino durante la regeneración del catalizador, pues los complejos que forma el platino con el oxígeno y cloro adyacentes permiten a la platino migrar en la superficie del catalizador tanto para aglomerarse, como para re dispersarse.

La cantidad de cloro presente en el catalizador depende de muchos factores y cambia constantemente, pero se mantiene en niveles de alrededor de 0.1-1% en peso [7].

El cloro puede ser eliminado del catalizador por las siguientes causas:

- Humedad excesiva, tanto en el proceso de reformación como en la regeneración
- Contaminantes en la carga, principalmente compuestos nitrogenados
- Temperaturas elevadas durante la regeneración del catalizador.

La acidez de la nueva reformadora de naftas se controlara mediante un sistema de control de cloro llamado Chlorsorb de UOP.

El cloro forma sitios activos ácidos dentro de la molécula de alúmina y es suministrado por medio de compuestos clorados como percloroetileno (PERC) o metil cloroformo.

La siguiente figura muestra cómo se forma un sitio ácido dentro del catalizador, estos sitios promueven las reacciones de isomerización y deshidrociclización.

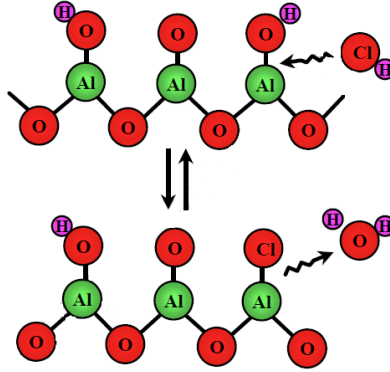


Figura 3-6: Formación de un sitio ácido dentro de la molécula de alúmina.

La siguiente tabla muestra componentes de los catalizadores para Platforming de UOP.

Catalizador	Diámetro nominal (mm)	Densidad (kg/m ³)	Platino (% peso)	Renio (% peso)	Cloruro (% peso)	Estado
R-9X	1.6	513	0.375	---	0.9-1.0	O
R-16H	1.6	513	0.375	0.2	0.9-1.0	R/S
R-234	1.6	560	0.290	---	1.0-1.1	R

Tabla 3-3: Composición y características de algunos catalizadores de Platforming de UOP [6].

R= Reducido, S= Sulfatado, O= Oxidado

3.7 CAUSAS DE LA DESACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR

La deposición gradual de coque desactiva al catalizador bloqueando sus sitios activos. Para compensar esta pérdida de actividad, comúnmente en las unidades industriales, se aumenta la temperatura de operación. Sin embargo, después de cierto tiempo es necesario regenerar el catalizador para restaurar sus propiedades originales.

Otras causas de desactivación se citan en la Tabla3-4.

Causa de desactivación	Reversible	Irreversible
1. Deposito carbonoso (coque).	✓	
2. Disminución del área del metal por sinterización.	✓	
3. Disminución del promotor del soporte (Cl ₂)	✓	
4. Disminución del área del soporte por sinterización.		✓
5. Depositación de metales pesados de la alimentación.		✓
6. Formación de finos por rotura del catalizador.	✓	
7. Depositación de finos; producto de la corrosión de las instalaciones (Fe).	✓	

Tabla 3-4: Causas de la desactivación del catalizador.

3.7.1 FORMACIÓN DE COQUE

La formación de depósitos carbonosos, denominado comúnmente coque, es una reacción no deseada debido a que provoca la desactivación del catalizador. El coque es un producto altamente condensado de fórmula $(CH_x)_n$, con x menor que uno.

Con el tiempo de operación, x disminuye y n aumenta. Su formación se atribuye a la polimerización, condensación y ciclización de olefinas producidas como intermediarias en la reacción de otros productos. La formación de coque ocurre tanto sobre el metal como sobre el soporte [12-14].

La cantidad y naturaleza del coque depende de las características del catalizador [14-18], de la composición de la alimentación [19] y de sus condiciones de operación [20].

Marécot y Barbier [21] realizaron una revisión de los trabajos referidos a la formación de coque en catalizadores de reformado de naftas y señalaron lo siguiente:

- La superficie metálica del catalizador, en estado estacionario de la reacción, es cubierta por una cantidad de coque que permanece constante mientras que el coque continúa incrementado su deposición sobre el soporte.
- Cuanto mayor es la dispersión metálica, menor es el cubrimiento por coque de la fase metálica.
- Las propiedades catalíticas del metal son las responsables de la formación de coque. Esto se debe a que las olefinas producidas por el metal pueden polimerizarse sobre los sitios ácidos del soporte. Los precursores del coque pueden ser hidrogenados sobre el metal y sobre el soporte por excedente de hidrógeno.
- La ubicación del coque (en el soporte o sobre el metal) y su naturaleza (liviano o grafitico) son parámetros más importantes que la cantidad de coque para la estabilidad del catalizador.
- La modificación del Pt por Re o Ir disminuye la cantidad de coque depositado e induce la deposición preferencial de coque sobre el soporte.
- A pesar de la baja selectividad a coque (cada 200000 átomos de carbono sólo uno es transformado a coque sobre el catalizador de Pt-Cl/Al₂O₃) la estabilidad de los catalizadores puede ser mejorada por cambios en su función metálica.

3.8 CCR (Catalyst Continuous Regeneration)

La sección de regeneración del catalizador de la unidad de Platforming da a los refinadores la flexibilidad para operar la sección de reacción en condiciones de alta severidad (presiones bajas y temperaturas altas). En condiciones de alta severidad en la sección de reacción el catalizador de reformado se desactiva más rápidamente debido a que se deposita coque en el catalizador a un ritmo más rápido.

Sin una sección de regeneración del catalizador, la operación de la sección de reacción tendría que ser parada con más frecuencia para quemar el coque y para restablecer la actividad y selectividad del catalizador. Con una sección de regeneración de catalizador, sin embargo, el refinador es capaz de operar la sección de reacción sin tener que interrumpir la operación para la regeneración del catalizador.

La sección de regeneración está conformada por un conjunto de equipos que están separados, pero aun conectados a la zona de reacción (reactores), esta sección tiene dos funciones principales –regenerar el catalizador y transferirlo desde el ultimo reactor hasta la parte superior del primer reactor una vez que esta regenerado- formando un ciclo.

En el caso particular de reformación con CCR, los reactores están diseñados para permitir que el lecho móvil de catalizador descienda en pequeños lotes de forma controlada a través de la zona de reacción y posteriormente, de un reactor a otro mediante tubos llamados “scallops”, por lo que generalmente los reactores se encuentran en un arreglo tipo estacado, donde el primer reactor se encuentra en la parte superior del segundo y este del tercero hasta un arreglo de cuatro reactores apilados o estacados.

En la figura 3-7 se muestra como desciende el catalizador y la nafta a través de los reactores.

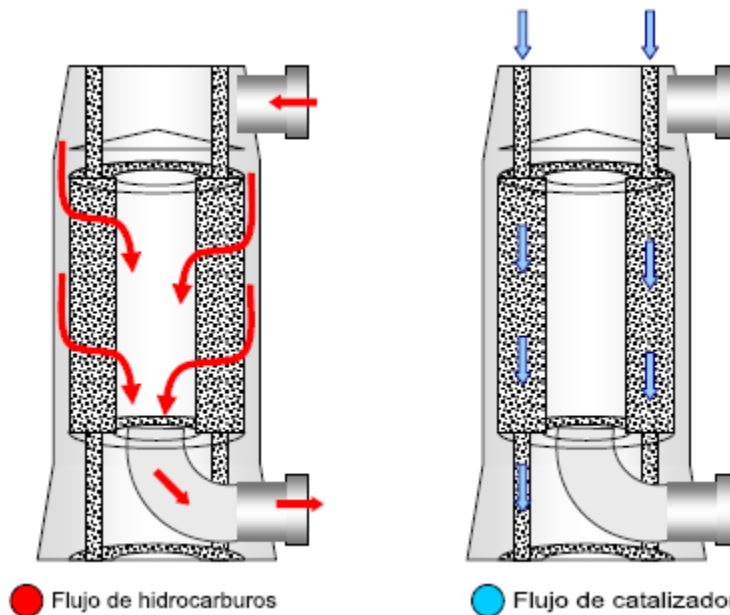


Figura 3-7: Flujo de catalizador y de nafta a través de los reactores de Platforming [10].

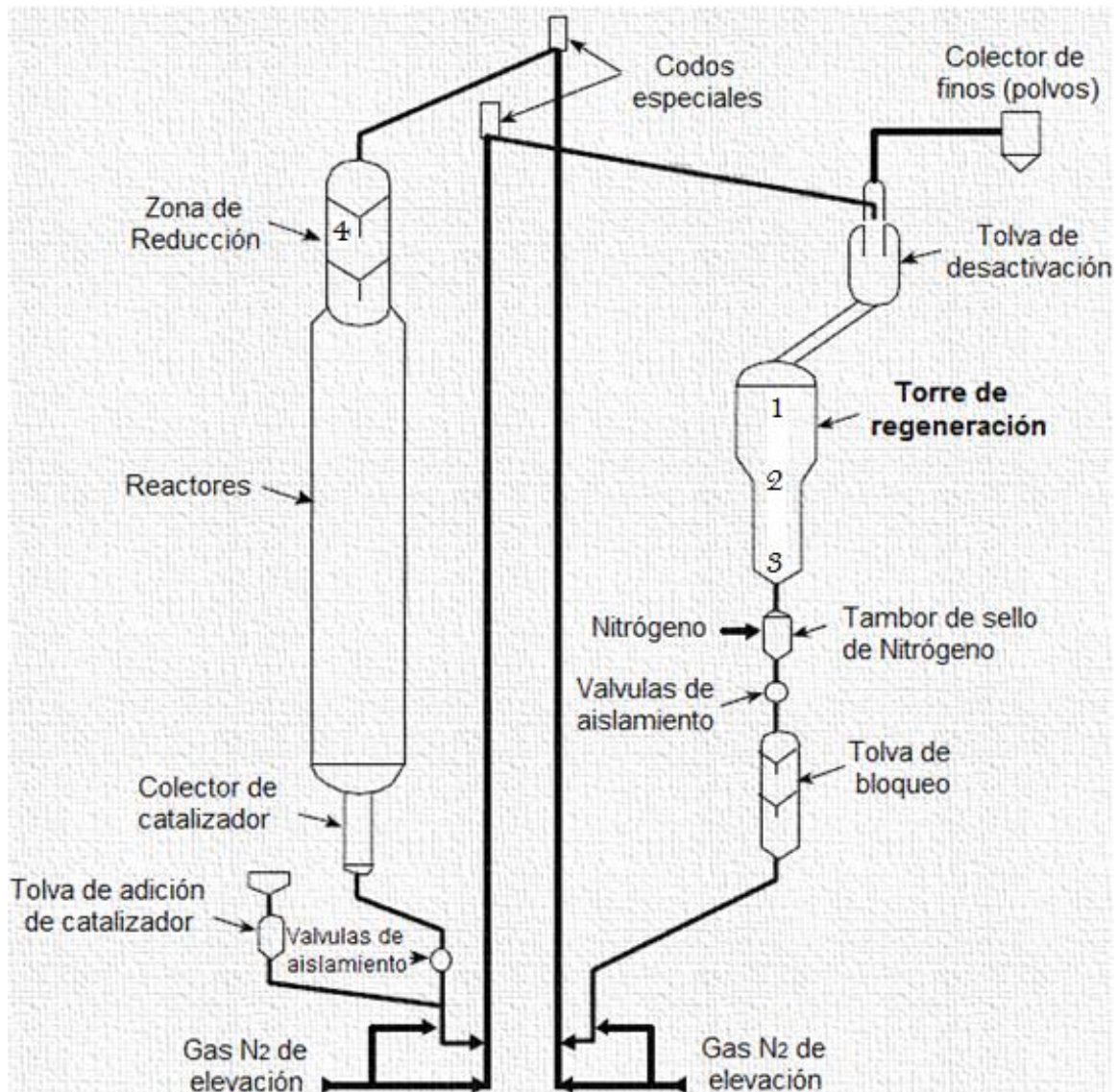


Figura 3-8: Sección de regeneración de catalizador (CycleMax) de la unidad de Platforming.

El proceso de regeneración de catalizador comienza cuando el catalizador agotado abandona el último reactor, y este llega hasta la sección de regeneración, en esta sección el catalizador agotado se regenera en cuatro pasos 1) **Quemado de coque** depositado sobre el catalizador, 2) **Oxícloración** del catalizador, 3) **Secado** del catalizador y 4) **Reducción** del catalizador.

Adicionalmente a estos cuatro procesos existe un quinto proceso que es el enfriado del catalizador, que tiene lugar después del secado, situado en la parte inferior de la torre de regeneración.

Finalmente al terminar estos pasos el catalizador volverá al primer reactor de la torre de Platforming, el cual estará completamente regenerado, libre de carbón y activado.

Los tres primeros pasos ocurren en la torre de regeneración (figura 3-9), y el cuarto ocurre en la parte superior del primer reactor de Platforming.

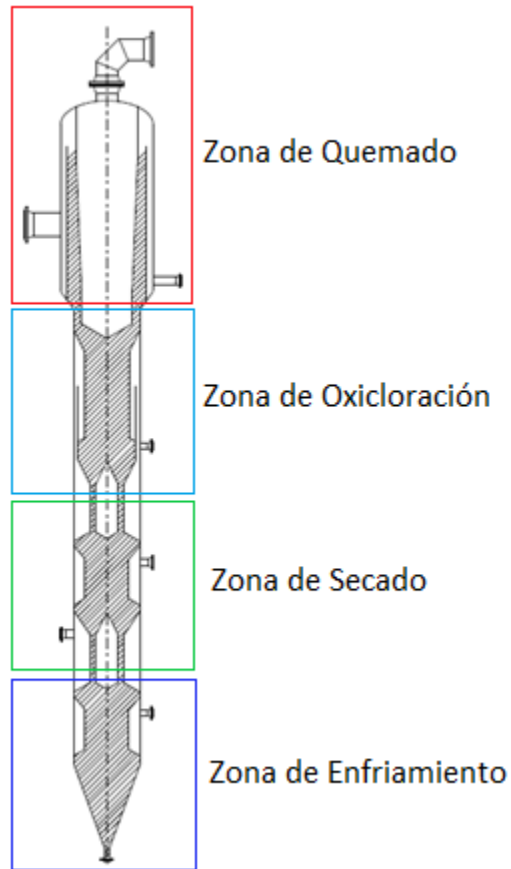


Figura 3-9: Torre de regeneración continua de catalizador y sus diferentes zonas.

En la figura anterior podemos observar la torre de regeneración de catalizador con sus cuatro diferentes zonas, correspondientes a los tres primeros procesos de regeneración.

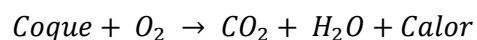
3.8.1 ZONA DE QUEMADO

Quemado del carbón

La primera etapa consiste en el quemado del coque contenido en el catalizador.

El quemado se lleva en contacto con oxígeno por medio de una reacción de combustión.

Esta reacción es exotérmica con la producción de dióxido de carbono y agua.



Esta reacción es necesaria y deseable para remover coque, pero puede dañar al catalizador. La combustión resulta en un aumento de temperatura sobre el catalizador, las altas temperaturas incrementan enormemente el riesgo de un tipo de daño permanente al catalizador.

Debido a esto el quemado debe ser controlado, lo cual se logra controlando el contenido de oxígeno durante la combustión. En condiciones normales de operación, el contenido de oxígeno se mantiene entre 0.5 y 0.9 % mol, este es un rango óptimo para maximizar la velocidad de quemado de coque, mientras se minimiza la temperatura de combustión del coque.

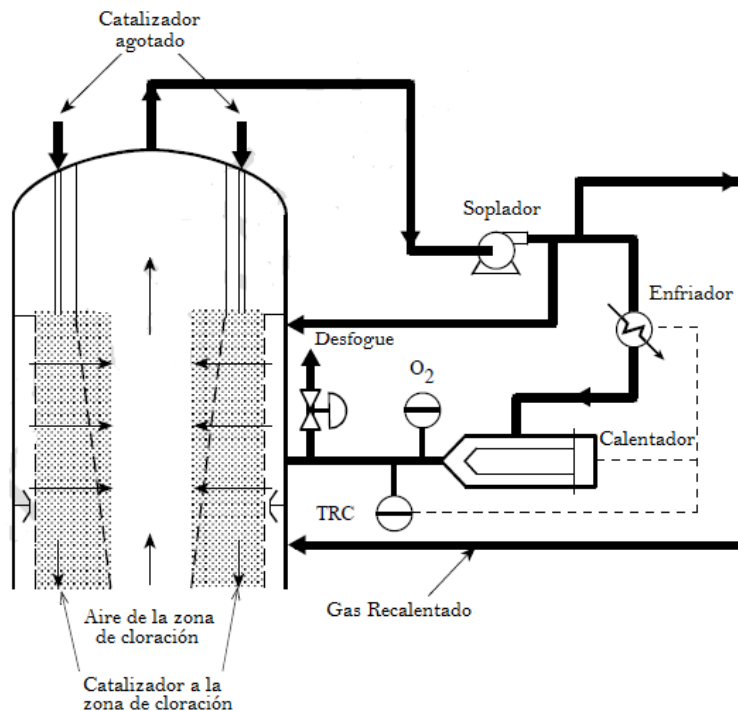


Figura 3-10: Zona Quemado.

La zona de quemado está en la parte superior de la torre de regeneración, es aquí donde sucede la combustión del coque depositado en el catalizador (del cual aproximadamente 95 % en peso es carbón), para evitar que el catalizador se dañe por las altas temperaturas de la combustión, el oxígeno es controlado mediante un analizador de oxígeno que mantiene la concentración entre 1 y 1.5 %, el aire caliente con bajo contenido de oxígeno proviene de la zona de cloración, el cual asciende hasta la zona de quemado.

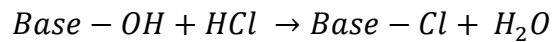
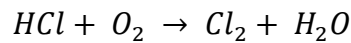
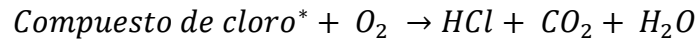
Si el oxígeno tiene concentraciones superiores el catalizador puede quemarse a temperaturas muy altas provocando daños irreversibles.

El quemado debe de estar completo al abandonar la zona de quemado, este se realiza mientras desciende por el lecho de la torre.

3.8.2 ZONA DE OXICLORACIÓN

Oxicloración

El segundo paso ajusta el contenido de cloro, oxida y dispersa el metal sobre el catalizador. Estas reacciones se llevan a cabo por medio de reacciones complejas con oxígeno y compuestos orgánicos de cloro. Estas reacciones necesitan tanto oxígeno como cloro. Las reacciones para el ajuste de cloro son como sigue:



* El compuesto de cloro puede ser Percloroetileno o metilcloroformo.

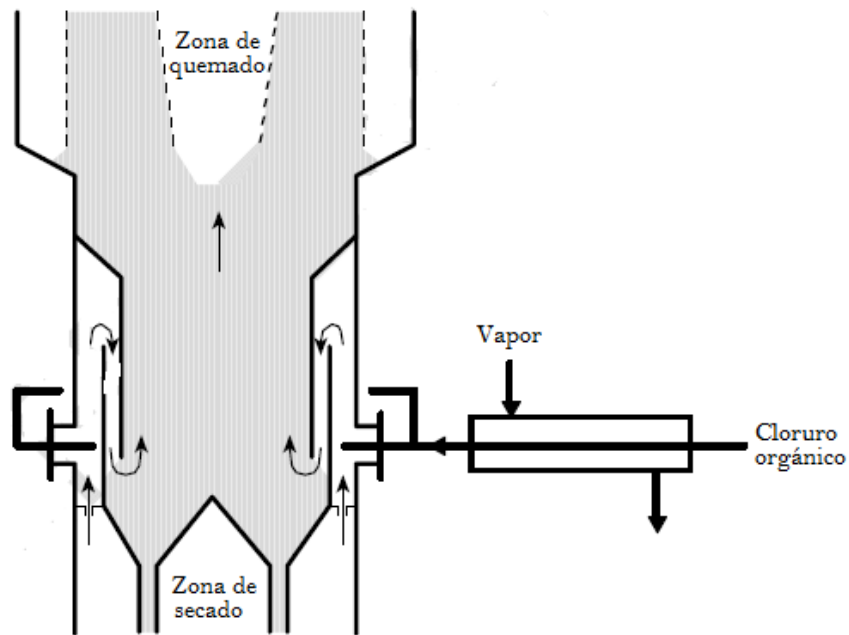
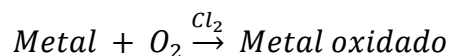


Figura 3-11: Zona de cloración

El cloro es indispensable sobre el catalizador para mantener una actividad adecuada de la función ácida, pero demasiado o muy poco cloruro en el catalizador tendrá resultados indeseables en los reactores de Platforming.

Así que la cantidad de cloruro debe ser controlada, lo cual se realiza controlando la velocidad de inyección de compuestos de cloro.

Durante la operación normal el contenido de cloruro en un reactor de Platforming se mantiene entre 1.1 y 1.3 % en peso, dependiendo del catalizador usado. Las reacciones de oxidación y redispersión pueden resumirse como sigue:



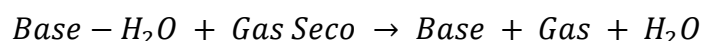
Mientras mejor sea la distribución del metal sobre la superficie del catalizador mejor será la función metálica del mismo.

En esta zona los metales son dispersados y el cloruro es suministrado mediante un sistema de inyección que incluye vapor para evaporar el compuesto clorado, gas caliente proveniente de la zona de secado sube a través de la zona de cloración hasta la zona de quemado para proveer el oxígeno necesario para la combustión.

3.8.3 ZONA DE SECADO

Secado

El tercer paso seca el exceso de humedad del catalizador. Este exceso de humedad sobre el catalizador proviene del quemado del coque. El secado se lleva a cabo cuando un gas caliente y seco fluye a través del catalizador retirando agua de la base del catalizador. La reacción para el secado se ilustra como sigue:



La zona de secado esta debajo de la zona de oxiclación. El secado es mediante aire de instrumentos y mediante la recirculación de aire proveniente de la zona de enfriamiento de catalizador, el cual está caliente debido al intercambio térmico con el catalizador, el aire se calienta mediante un calentador de aire eléctrico hasta la temperatura apropiada de entrada del aire.

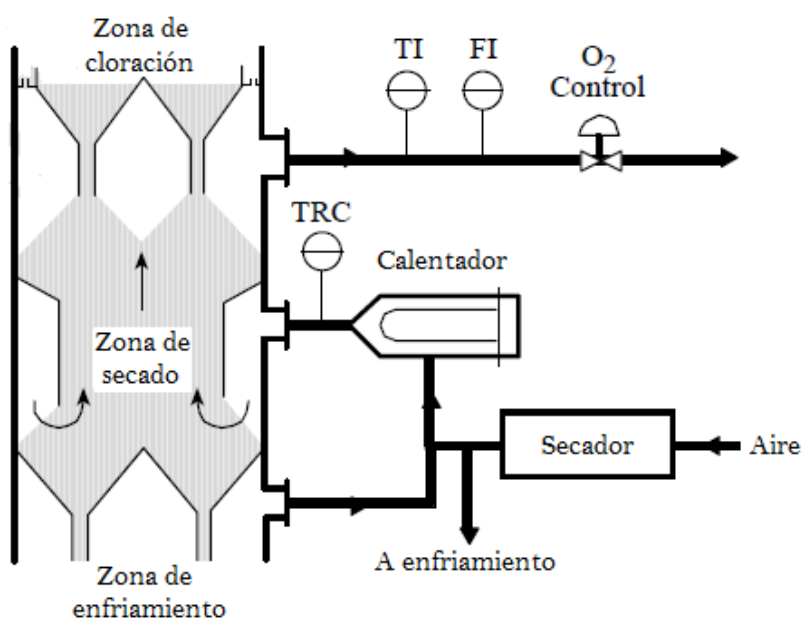


Figura 3-12: Zona de secado.

3.8.4 ZONA DE ENFRIAMIENTO

Esta zona se encuentra en la parte inferior de la torre de regeneración, no se incluye dentro de los cuatro pasos principales debido a que no es indispensable para la regeneración del catalizador.

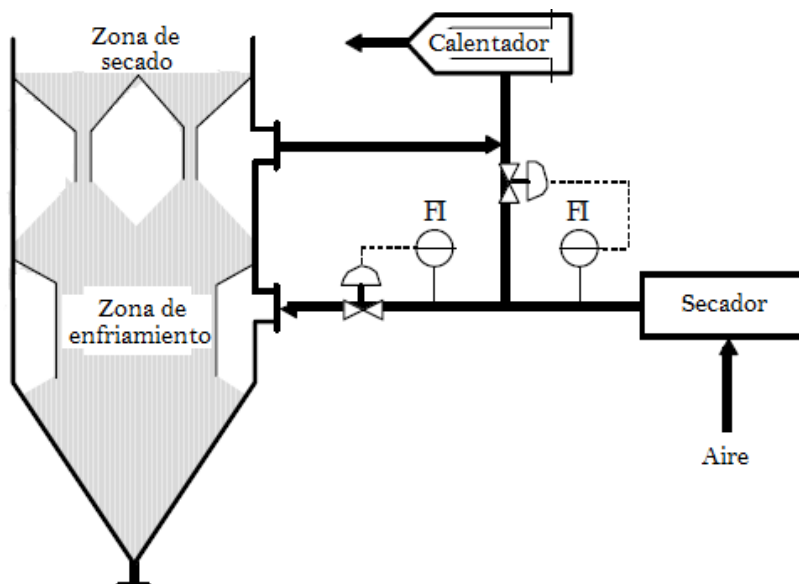


Figura 3-13: Zona de enfriamiento.

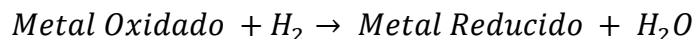
Su propósito es el de facilitar el transporte del catalizador desde la base de la torre regeneradora hasta la zona de regeneración en la parte superior de los reactores de Platforming y el de precalentar una porción de aire para la zona de secado disminuyendo con esto la carga térmica del calentador de aire reduciendo los costos de operación.

También se reduce la metalurgia del equipo aguas abajo. El aire que enfría el catalizador es utilizado en la zona de secado, este gas de enfriamiento es aire proveniente del secador de aire.

3.8.5 ZONA DE REDUCCIÓN

Reducción

El cuarto paso convierte el metal de un estado oxidado a un estado reducido. Esto debe realizarse después de la etapa de oxícloración para restablecer el catalizador a un estado que es catalíticamente activo en los reactores. La reacción se lleva a cabo en contacto con hidrógeno por medio de la siguiente reacción.



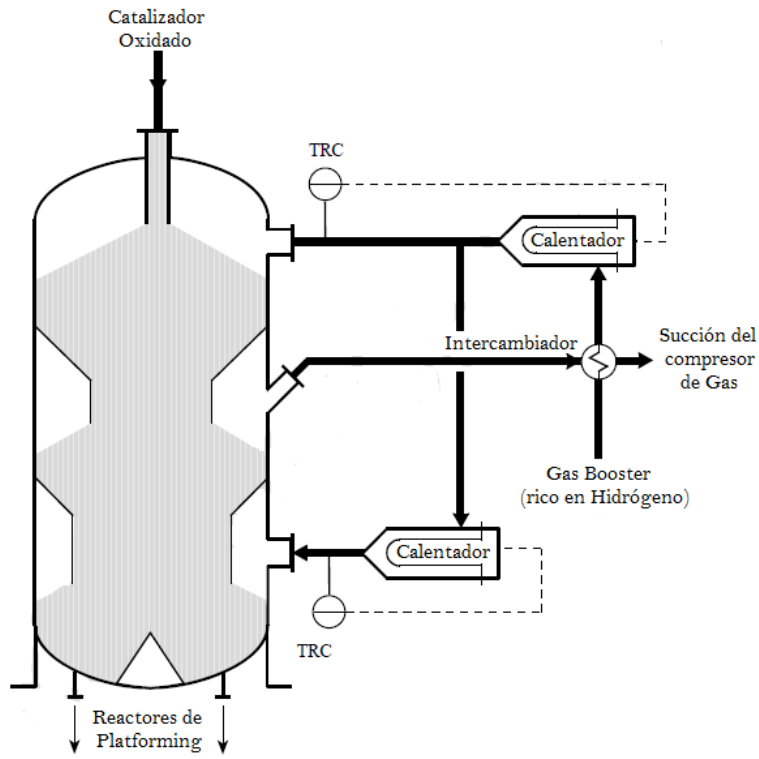


Figura 3-14: Zona de reducción.

CAPÍTULO IV: INGENIERÍA BÁSICA PRELIMINAR

4.1 BASES DE DISEÑO

4.1.1 CAPACIDAD DE PROCESO

Esta planta tendrá una capacidad máxima de proceso de 30000 BPD, se espera opere cerca del 90 % (89.33 %) de su capacidad de diseño para procesar 26.8 MBPD.

Capacidad de diseño = 30 MBPD

Capacidad normal ($\approx 90\%$) = 26.8 MBPD

Capacidad mínima = 60 % = 18 MBPD

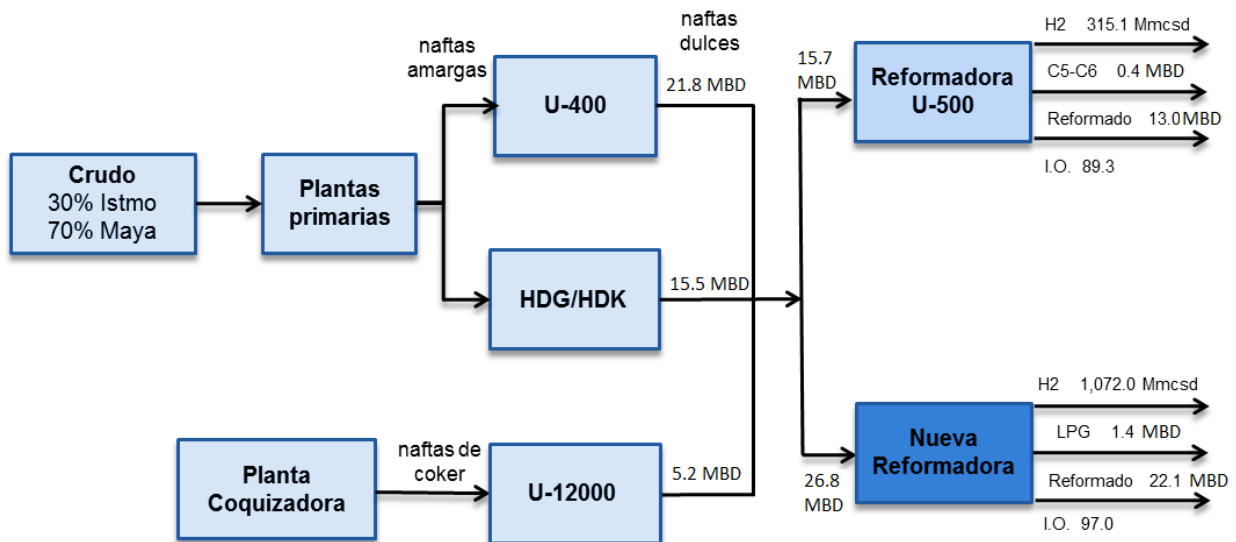


Figura 4-1: Esquema propuesto de operación de la Reformadora.

Mmcsd= Miles de metros cúbicos estándar diarios.

I.O.= Índice de Octano.

MBD= Miles de barriles diarios.

HDG= hidrosulfuradora de Gasolinas.

HDK= Hidrosulfuradora de Kerosinas.

La producción actual de nafta en la planta de coquización retardada es, en condiciones normales, de 7,000 BPD.

Esta producción de naftas se tiene sobre la base de que la planta coquizadora se alimenta de 7,000 BPD de residuo de vacío obtenidos al procesar una mezcla de crudo 75% Maya y 25% mezcla pesada, de estos 7,000 BPD se espera procesar en la reformadora 5,200 BPD y 21,600 de una mezcla de crudo de la U-400 y de la Hidrosulfuradora de gasolinas (HDG).

4.1.2 CARACTERÍSTICAS DE LOS INSUMOS

La nueva Reformadora tendrá la capacidad de procesar nafta de tres diferentes plantas, las cuales son nafta de la unidad coquizadora, nafta de la hidrodesulfuradora de gasóleos y nafta de la hidrodesulfuradora de naftas U-400.

Las características y composición de las naftas a procesar son:

	Nafta coquizadora	U-400	HDG
Peso específico, 20/4 °C	0.7364	0.7437	0.7362
Densidad API	60.7	58.8	60.7
Destilación ASTM-D86	°C	°C	°C
IBP	87	80	72
10%	113	97	91
30%	125	110	106
50%	136	122	119
70%	148	140	135
90%	163	160	156
EP	175	198	170
Azufre total, ppm	9,772	9,772	9,772
Mercaptanos, ppm	2,992	2,992	2,992
Tiofenos, ppm	6,780	6,780	6,780
Nitrógeno total, ppm	87	87	87
Olefinas, % vol	0.0	0.0	0.0
Aromáticos, % vol	7.5	14.9	13.2
Parafinas,% vol	75.8	64.6	67.6
Naftenos,% vol	16.7	20.5	19.2

Tabla 4-1: Propiedades de las naftas que alimentaran la reformadora.

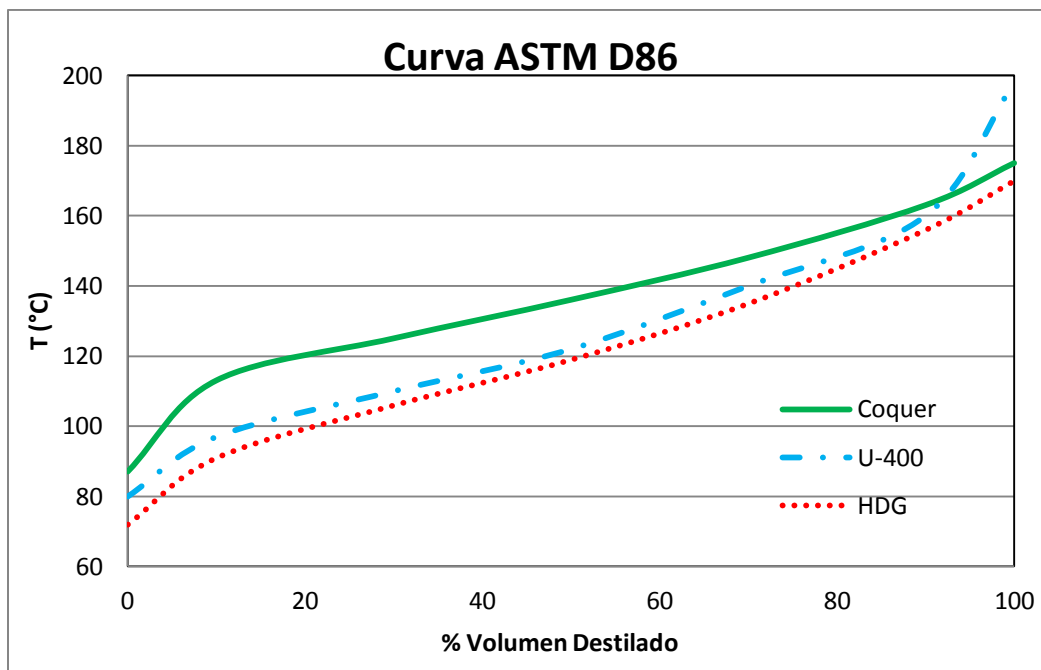


Figura 4-2: Curva ASTM D86 para las diferentes naftas a procesar en la reformadora.

4.1.3 CALIDAD DE LOS PRODUCTOS

El flujo de diseño confirmado es de 30,000 BPD, así como también que el número de Octano RON para este proyecto es de 102, la presión promedio del reactor estacado es de 3.52 Kg/cm² g. La calidad de los productos entregados por la unidad, se menciona a continuación:

Pureza del hidrógeno, 90% mol mínimo.
LPG, 1% mol de C ₅ + máx.
Reformado con 1% mol de C ₄ máx.
Una presión PVR de 6 psia (310 mm Hg) máx.
Octano RON 102

Tabla 4-2: Calidad de los productos de la unidad de Platforming.

PVR= Presión de Vapor Reid.

La caracterización de los productos no está definida.

4.1.4 RENDIMIENTOS

Se tiene planeado que la nueva reformadora produzca gasolina reformada con un RONC de 102 (Research Octane Number Clear) equivalente a un índice de octano de 97 (índice

de octano o Road Octane es el promedio de $[\text{RON} + \text{MON}/2]$ y una conversión a reformado del 80 % en volumen.

Otros productos son 40 m^3 de H_2 @ $20 \text{ }^\circ\text{C}$, 1 kg/cm^2 por cada barril de carga.

4.1.5 SUBPRODUCTOS

Los subproductos obtenidos de la planta reformadora de naftas como son: agua amarga y sosa gastada. Se enviarán a la planta de tratamiento de aguas para su procesamiento y a los tanques de almacenamiento de sosa gastada en el área de solventes para su disposición final respectivamente.

4.1.6 FLEXIBILIDAD

Flexibilidad: La planta debe tener la flexibilidad para operar con una capacidad mínima de proceso del 60% volumen de la capacidad de diseño.

4.1.7 FACTOR DE SERVICIO

La unidad de reformación operará con un factor de servicio de 0.92.

4.1.8 CONDICIONES DE ENTRADA Y SALIDA EN EL LÍMITE DE BATERIA

DESCRIPCIÓN	PUNTO DE INICIO	PUNTO DE LLEGADA	T (°C)	PRESIÓN (kg/cm ²)	FLUJO (BPD)	T (°C)	PRESIÓN (kg/cm ²)
NAFTA HIDRODESULFURADA DE COQUIZACION DE U12000	DE U12000	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	38	5.0	8000	38	4
NAFTA HIDRODESULFURADA	(DE TANQUES)	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	38	10.0	10,000	38	4
NAFTA HIDRODESULFURADA	DE DOMOS DE TORRES DA-109	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	38	5.0	15000	38	4
NAFTA HIDRODESULFURADA	DE U-400 DE TORRE DA-402	BOMBAS GA-100 /R	140	2.2	22000	140	2.2
REFORMADO	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	A LINEAS DE RECIBO DE TANQUE DE PREPARACION DE GASOLINAS	38	4.0	26, 800	---	---
BUTANOS (LPG)	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	A U-600	38	16.6	6,017.0 kg/h	38	---
HIDROGENO A 35 kg / cm^2	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	MANIFOULD DE DISTRIBUCION DE H2	31.6	37.7	8,442 kg/h	31.6	---

HIDROGENO A 65 kg / cm ²	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	A LINEA DE LLEGADA A U-100 EN LINEA DE DESCARGA DEL GB- 101	37.7	65.45	2178	37.7	---
GAS COMBUSTIBLE	DE TANQUE TH-702	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	45	4.7	9,346.9	41.0	7.0
VAPOR ALTA PRESION	CABEZAL DE VAPOR ALTA PRESION	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	235	30.5	63,121		
VAPOR BAJA PRESION	CABEZAL DE VAPOR BAJA PRESION	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	147. 2	3.5	15,935		
CONDENSADO	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	A TANQUE TK-2	146	3.5	---	---	---
AGUA DESMINERALIZADA	BOMBAS BA-202 AB	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	110	40.0	---	---	---
RETORNO DE NAFTA	NUEVA PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	TANQUES TV-241/TV-243	38	4.0	30,000 GPM		
AIRE DE EMERGENCIA	DE PAQUETE DE SECADO DE AIRE	PLANTA REFORMADORA DE NAFTAS	---	---	---	---	---

Tabla 4-3: Condiciones de entrada y salida en el límite de batería.

4.1.9 COMPOSICIÓN DEL HIDRÓGENO DE REPOSICIÓN

COMPONENTE	% Mol
Hidrógeno	92.7
Metano	1.8
Etano	2.3
Propano	1.7
i-Butano	0.5
n-Butano	0.3
i-Pentano	0.1
n-Pentano	0.1
Otros	0.5
Total	100
Peso molecular	4.35

Tabla 4-4: Composición deseable para el hidrógeno de reposición.

La reposición de hidrógeno a los reactores, proveniente del compresor, se realizara en una relación $H_2/HC = 4$, es decir por cada mol de hidrocarburo habrá 4 mol de hidrógeno.

4.1.10 UBICACIÓN GEOGRÁFICA

La Refinería Gral. Lázaro Cárdenas se ubica en el municipio de Minatitlán, estado de Veracruz. Este proyecto de construcción de la unidad reformatora estará ubicado en un área disponible donde se localizaban anteriormente las plantas de Ciclohexano, Benceno, Etilbenceno y Polimerización, dentro de las instalaciones de la Refinería.

Las dimensiones del terreno disponible son de 104.0 m x 85.0 m, resultando un área de 8840 m².

Debido a la infraestructura, área disponible para la unidad de Platforming y disponibilidad de materia prima la cual se suministra por ductos desde los campos del sureste del país está es una ubicación estratégica para su construcción.

La zona de influencia se ubica principalmente, en el Sureste de la República Mexicana, Puebla, Tabasco, Chiapas, Campeche, Yucatán, Quintana Roo y Veracruz, etc., aunque afecta al resto del Sistema Nacional de Refinación.



Figura 4-3: Ubicación de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas.

4.1.11 LOCALIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES

Ubicación: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas.

Ciudad/Estado/País	Minatitlán/Veracruz/México
Condiciones	Ambiente marino, humos que atacan al cobre (amonio, sulfuro), ambiente corrosivo por NO _x , SO _x y H ₂ S.
Altitud	20 m sobre el nivel del mar.
Presión barométrica	759 mm Hg (14.7 lb/in ²)

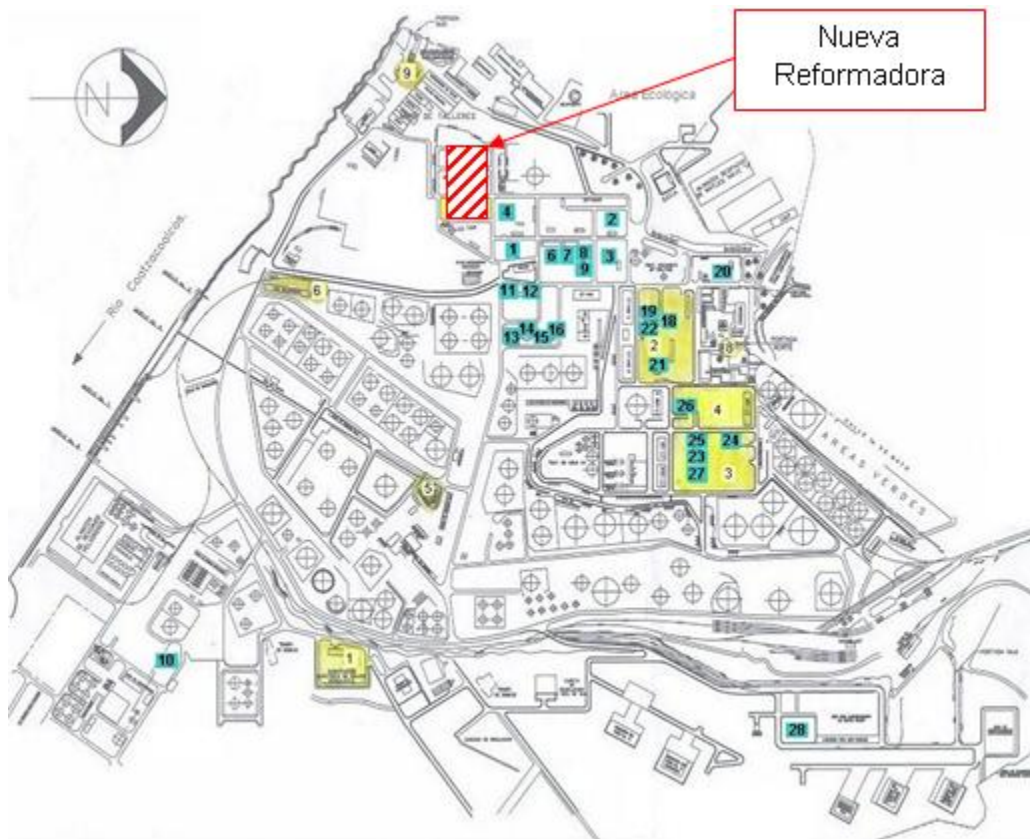


Figura 4-4: Ubicación de la unidad de Platforming dentro de la Refinería Gral. Lázaro Cárdenas.

4.1.12 CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS GENERALES

Clima tropical húmedo

Ambiente marino con depósito de sal

Humos que atacan al cobre (amonio, sulfuro)

Ambiente corrosivo por NO_x , SO_x y H_2S

TEMPERATURA AMBIENTE

Temperatura	Bulbo seco	Bulbo húmedo
Máxima	45	45
Mínima	12	12
Promedio	33	28

HUMEDAD RELATIVA

Máxima	98.0 % @ 38 °C
Mínima	44.0 % @ 17 °C
Promedio en 30 días	75.0 %

DATOS METEOROLOGICOS GENERALES

Vientos reinantes	NNE-SSO	Son los de mayor frecuencia
Vientos dominantes	NNE-SSE	Son los de máxima intensidad
Velocidad máxima del viento	200	Km/hr

PRECIPITACIÓN PLUVIAL

Máxima en 1 hora (mm)	80
Máxima en 24 horas (mm)	279
Promedio anual (mm)	3000

TORMENTAS ELÉCTRICAS

Promedio anual	25
----------------	----

TERREMOTOS

Zona B, tipo de suelo III (Manual de Obra Civil de CFE)

4.1.13 PRUEBAS DE LABORATORIO APLICABLES EN EL PROCESO

La caracterización y las pruebas necesarias a la nafta se mencionan a continuación.

	Límites permisibles	Método de prueba
NAFTA	SR	
LV%/WT% de alimentación total	%	
Densidad Especifica	0.7437	ASTM D1298
°API	58.8	ASTM D 287
Destilación ASTM D-86,	(°F/°C)	ASTM D86
IBP	176/80	
10%	206/97	
30%	230/110	
50%	252/122	
70%	284/140	
90%	320/160	
EP	388/198	
PONA, LV%/WT%		UOP 880
P		
O		
N		
A		

Composición (C ₆)		UOP 551
Azufre total, mg/kg	0.5 máx.	ASTM D4045
Nitrógeno total, mg/kg	0.5 máx.	ASTM D4629
Flúor, wt ppm	0.5 máx.	UOP 619
Cloruro, wt ppm	0.5 máx.	UOP 395
Color	27 min.	ASTM D156
Índice Bromuro, mgBr/100g	10 máx.	ASTM D5776
Dienos	1.5 máx.	UOP 326
Total Oxígeno, wt ppm		
Agua		Suma de
O ₂ disuelto	2 máx.	UOP 481
O ₂ activo		UOP 678
Carbonilo		ASTM E299
		UOP 624
Cobre, wtppb	5 máx.	UOP 962
Arsénico, wtppb	1 máx.	UOP 946
Plomo, wtppb	10 máx.	UOP 952
Mercurio, wtppb	2 máx.	UOP 938
Silicio, wt ppm	0.1 máx.	UOP 787
Fosforo, wtppb	200 máx.	ASTM D3231
Metales traza, wtppb	100 Max.	UOP 389
GAS		
Densidad relativa		UOP 114
Composición		UOP 539
HCl		Tubo detector
H ₂ S		Tubo detector
H ₂ O		UOP 334
REFORMADO		
Presión de Vapor Reid (lb/in ²)	6.0 máx.	ASTM D323 o ASTM D5191
Composición (C ₅)		UOP 551
Composición (BTX) %	1.0 máx. ⁴	UOP 880 o UOP 870
RON	97	ASTM D2699
MON		ASTM D2700

Tabla 4-5: Pruebas de laboratorio con límites permisibles según el tecnólogo y normas aplicables.

4.1.14 UBICACIÓN DEL PROCESO DE REFORMACIÓN DENTRO DE LA REFINERÍA

El crudo llega por medio de oleoductos provenientes del sureste del país, posteriormente el crudo se desala para después alimentar la unidad de destilación atmosférica, de la cual se extrae la fracción de naftas (nafta de destilación primaria, SRN, SR Naphtha o Straight-Run Naphtha), esta nafta se procesa en la unidad hidrodesulfuradora U-400 y posteriormente llegará a la nueva reformadora de naftas.

⁴Instituto Nacional de Ecología (INE)

La nafta de coquer que tiene origen en la unidad combinada, en seguida se procesa en la unidad coquizadora para obtener nafta de coquer, la cual pasa por la hidrodesulfuradora de coquer para que finalmente ingrese a la reformadora de naftas.

La nafta proveniente de la hidrodesulfuradora de gasolinas se genera al igual que la nafta de destilación primaria, en la unidad de destilación primaria.

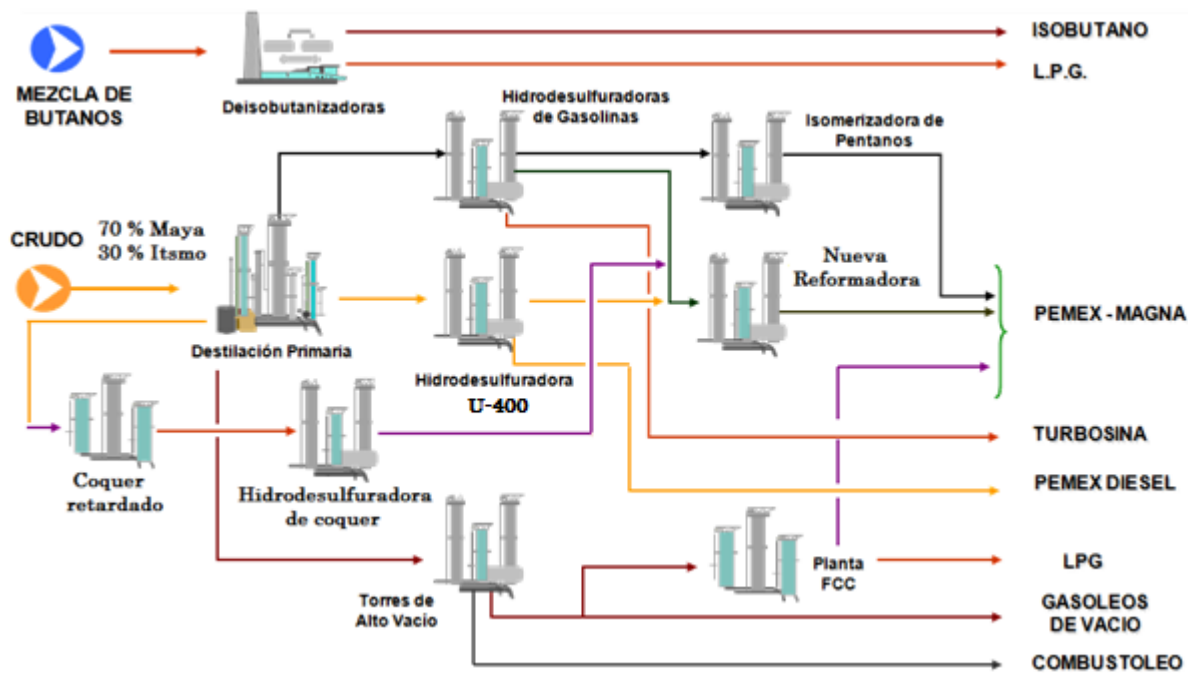


Figura 4-5: Fuentes de obtención de nafta en la refinería de Minatitlán.

4.1.15 CONDICIONES DE LOS SERVICIOS AUXILIARES

Todos los equipos y/o materiales se deben diseñar y seleccionar de acuerdo a estas condiciones.

ENERGÍA ELÉCTRICA

Motores

POTENCIA (HP)	VOLTS	FASES	Hertz (Hz)
Hasta 3/4	127	1	60
De 1 a 175	220/480	3	60
De 200 a 2000	4160	3	60
Arriba de 2001	13800	3	60

Iluminación e instrumentos

Corriente para iluminación	127 /220 Volts, 1 / 3 fases y 60 ciclos.
Corriente para instrumentos de control:	120 Volts, 1 fase y 60 ciclos. Corriente directa: 24 Volts.

VAPOR

Vapor de Alta Presión

	Mín.	Normal	Máx.
Presión, kg/cm ² man.	29.5	30	31.0
Temperatura, °C	345	350	355
Calidad	Sobrecalentado		

Vapor de Baja Presión

	Mín.	Normal	Máx.
Presión, kg/cm ² man.	3.0	3.5	3.9
Temperatura, °C	150	150	160

CONDENSADO (salida de la planta)

Condensado de baja presión	Normal
Presión, kg/cm ² man.	5.0
Temperatura (mínima), °C	40

AGUA

Agua Clarificada

AGUA DESMINERALIZADA	
Presión, kg/cm ² man.	18 – 20
Temperatura, °C	38 – 40
pH	7.5 - 8.5
Cloruros, ppm peso	1.4

CONDENSADO DE BATERIAS DE CALDERA No. 1	
Dureza	0 ppm
Sílice	0.06 ppm
Conductividad	1.3 Micro ohm
pH	6.0
Turbidez	0.50 NTU
Presión kg/cm ² abs	1.033
Temperatura °C	60 – 70

Agua para Servicios

CONDICIONES DISPONIBLES EN CABEZAL DE DISTRIBUCIÓN EN REFINERIA	
Presión, kg/cm ² man	3.0
Temperatura, °C	32
Disponibilidad	La requerida

Agua contra incendio

CONDICIONES DENTRO DE LÍMITES DE BATERÍA	
Presión, kg/cm ² man	7.0
Temperatura, °C	Ambiente
Disponibilidad	La requerida

Agua potable

No hay Disponibilidad

AIRE

El aire de instrumentos debe estar libre de aceite y seco. Los compresores y secadores de aire se diseñarán con la capacidad suficiente para que cada uno pueda cumplir con los requerimientos esperados considerando que solo se mantendrá operando uno y el otro como relevo, en caso de falla de ambos debe existir una conexión al sistema de red de la Refinería.

CONDICIONES EN EL CABEZAL DE DISTRIBUCIÓN EXISTENTE	
Presión, kg/cm ² man	4.0
Temperatura, °C	Ambiente, 40 máx.

NITRÓGENO

CONDICIONES DENTRO DE LÍMITES DE BATERÍA	
Presión, kg/cm ² man	29.0
Temperatura, °C	241
Disponibilidad	La requerida

GAS

El combustible será gas natural con las siguientes características:

CONDICIONES DEL CABEZAL DE SUMINISTRO	
Presión, kg/cm ² man	
Máxima	8.0
Normal	4.5
Mínima	3.5
Temperatura, °C	36
Disponibilidad	La requerida
Poder calorífico inferior* (kcal/m ³ std)	12 921

* Puede ser calculado en base a la composición suministrada.

4.1.16 SEÑALIZACIÓN

Se deben colocar los señalamientos necesarios para la localización e identificación de las instalaciones (señalamientos informativos), así como para limitar actividades que pongan en riesgo la seguridad de las personas y las instalaciones (señalamientos restrictivos) y aquellos para alertar al público acerca de las condiciones de riesgo en la ejecución de trabajos de construcción y mantenimiento (señalamientos preventivos), de acuerdo a lo indicado en la norma de referencia NRF-030-PEMEX-2009.

4.1.17 NORMAS, CÓDIGOS Y ESPECIFICACIONES APLICABLES

CÓDIGOS INTERNACIONALES DE DISEÑO Y ESTÁNDARES.

- 1) **ANSI** AMERICAN NATIONAL STANDARDS INSTITUTE.
- 2) **API** AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE.
- 3) **ASME** AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS.
- 4) **NACE** NATIONAL ASSOCIATION OF CORROSION ENGINEERS.
- 5) **AWS** AMERICAN WELDING SOCIETY.
- 6) **TEMA** TUBULAR EXCHANGER MANUFACTURERS ASSOCIATION.
- 7) **NFPA** NATIONAL FIRE PROTECTION ASSOCIATION.
- 8) **HI** HYDRAULIC INSTITUTE.
- 9) **NEMA** NATIONAL ELECTRICAL MANUFACTURERS ASSOCIATION.
- 10) **IEC** INTERNATIONAL ELECTROTECHNICAL COMMISSION.
- 11) **NEC** NATIONAL ELECTRICAL CODE.
- 12) **NESC** NATIONAL ELECTRIC SAFETY CODE.
- 13) **ISA** INSTRUMENT SOCIETY OF AMERICA.
- 14) **ACI** AMERICAN CONCRETE INSTITUTE.
- 15) **AISC** AMERICAN INSTITUTE OF STEEL CONSTRUCTION.
- 16) **SSPC** STEEL STRUCTURES PAINTING COUNCIL.
- 17) **ASTM** AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS.
- 18) **EIA** ELECTRONIC INDUSTRIES ASSOCIATION.
- 19) **IEEE** INSTITUTE OF ELECTRICAL AND ELECTRONICS ENGINEERS.
- 20) **SAMA** SCIENTIFIC APPARATUS MANUFACTURERS ASSOCIATION.

- 21) **CSA** CANADIAN STANDARDS ASSOCIATION.
- 22) **UL** UNDERWRITERS LABORATORIES INC.
- 23) **AISI** AMERICAN IRON AND STEEL INSTITUTE.
- 24) **ARI** AIR-CONDITIONING AND REFRIGERATION INSTITUTE.
- 25) **ASHRAE** AMERICAN SOCIETY OF HEATING REFRIGERATING AND AIR-CONDITIONING ENGINEERS.

4.2 CRITERIOS DE DISEÑO

4.2.1 BOMBAS

Las bombas deben de cumplir con las hojas de datos del licenciador y donde no se indique normatividad por el licenciador las normas a aplicar para equipos críticos son: API-610, API- 671, API-676, NRF-050-PEMEX-2001, especificación del IMP F-20030-512-ET-11, Especificación de PEMEX 2.331.01, 2.331.02 y 2.331.03 última edición.

Todas las bombas deberán ser especificadas con preparación para recibir e integrar un sistema de lubricación por niebla pura, excepto donde el fabricante indique otro tipo de lubricación como la lubricación forzada.

El NPSH disponible al centro del ojo del impulsor en metros de agua debe tener una diferencial de por lo menos 0.6m (2ft) respecto al NPSH requerido.

Las bombas no deben tener una recirculación interna mayor al 15 %

Para la determinación del NPSH disponible, debe tomarse en consideración el fondeo de los tanques de almacenamiento y deben contar con válvula check de operación segura en la descarga.

Las bombas de desplazamiento positivo deben contar con válvulas de seguridad en la descarga, antes de la válvula de bloqueo correspondiente.

No se aceptan cuerpos, impulsores, cajas de baleros, tapas, etc. de hierro fundido.

El NPSH disponible al centro del ojo del impulsor en metros de agua debe tener una diferencial de por lo menos 0.6m (2ft) respecto al NPSH requerido.

El elemento rotativo de la bomba debe ser balanceado dinámicamente. Si la bomba es multiplazos se balancearán las partes del rotor de forma individual y posterior a rotor armado.

Debe usarse para sello y auxiliares tubing de acero inoxidable.

Las bombas deben ser suministradas con sellos mecánicos de acuerdo al tipo de proceso deben ser de tipo ecológico y que minimicen el riesgo por fuga.

El montaje del sello debe ser en cartucho. El acoplamiento entre la unidad motriz y la bomba debe ser del tipo flexible, libre de lubricación, de lianas o membranas.

El límite máximo de ruido generado por una bomba será de acuerdo a NOM-011-STPS-1993.

El sistema de enfriamiento a bombas y en general a todo el equipo dinámico será con agua de enfriamiento.

Las bombas deberán ser especificadas para operar a la intemperie, sin techo y en ambiente húmedo, y corrosivo.

Se deberán proporcionar conexiones para manómetros.

Los sellos deberán cumplir con la norma de referencia NRF-050 y API-682, incluyendo el diseño, construcción e integración del sistema de desfogue de estos sellos.

Se deberá especificar lubricación por niebla en bombas, por lo que el vendedor deberá proporcionar una instalación compatible con el sistema de lubricación a utilizar.

La caja de baleros deberá contar con una conexión roscada para instalar un transductor de vibración permanente, de acuerdo con API-670, en todas las potencias y/o servicios.

Las partes de repuesto serán propuestas por el proveedor de los equipos para asegurar la operación continua durante 2 años.

4.2.2 MOTORES

El diseño de los motores eléctricos debe cumplir con las hojas de datos del licenciador y donde no se indique normatividad por el licenciador las normas a aplicar son NRF-048, NOM-001SEDE-99, Especificación PEMEX 2.203.01 y de la clasificación de áreas que se realice para el proyecto.

Todos los motores eléctricos deberán ser suministrados para recibir un sistema de lubricación por niebla pura, excepto donde el fabricante indique otro tipo de lubricación como la lubricación forzada y lo indicado por la norma NRF-048.

Los motores eléctricos deben ser de alta eficiencia, para servicio severo y ambiente hostil, con aislamiento clase "F", con elevación de temperatura clase "B", con un factor de servicio de 1.15. Se deben suministrar las curvas características de los motores empleados.

El arranque y paro de los motores debe tener las facilidades de control local y control remoto desde el cuarto de control centralizado (Sistema de Control Distribuido).

Se debe suministrar variadores de velocidad de motores eléctricos sólo si los indica el Licenciador del proceso.

Se debe seleccionar el tipo de motor adecuado al servicio de acuerdo a la clasificación del área en que va a ser instalado.

4.2.3 TURBINAS DE VAPOR.

El diseño de las turbinas de vapor deben cumplir con las hojas de datos del licenciador y donde no se indique normatividad por el licenciador aplican las normas API-611.

Los sistemas de control de las turbinas de vapor serán determinados por el proveedor, garantizando una operación continua, flexible y fundamentalmente segura. Se deben indicar el consumo específico de vapor para los equipos seleccionados, para equipos periféricos de 20 kg/cm²man.

4.2.4 CAMBIADORES DE CALOR

La descripción detallada de los equipos y la información necesaria para la ingeniería de detalle, diseño y construcción de los cambiadores de calor se proporciona en la ingeniería básica de la planta y la normatividad aplicable:

1. Debe suministrarse la línea de derivación y los bloqueos necesarios para aislar los equipos, de tal manera que permita darles mantenimiento con la planta en operación de acuerdo a lo que se indica en la Ingeniería Básica de la nueva planta reformadora de naftas.
2. Se deben suministrar las facilidades para lavar los cambiadores de calor que utilicen agua de enfriamiento, la instalación de testigos de corrosión y el sistema de recuperación del agua de retro lavado al cabezal de retorno de agua de enfriamiento.
3. Los equipos de intercambio térmico (enfriadores, condensadores, etc.) deben incluir la instrumentación necesaria para determinar sus eficiencias, instalando indicadores de temperatura y presión local.
4. Estos equipos deben diseñarse con placas de choque en la corriente de entrada, con un 10% de sobrediseño hidráulico y térmico. Las placas de choque deberán determinarse de acuerdo a lo establecido en el código de diseño **TEMA "R"**.

4.2.5 RECIPIENTES

1. Todos los recipientes a presión, aereoenfriadores, intercambiadores de calor, válvulas de seguridad, requieren estampado ASME y certificados por la National Board.
2. Los materiales seleccionados deben cumplir con la norma NACE MRO103-2007

4.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

4.3.1 GENERALIDADES

La reformación catalítica es uno de los procesos más importantes para transformar grandes volúmenes de hidrocarburos de bajo valor comercial, en gasolinas de alto número de octano y disminuir en forma considerable el empleo de gasolinas de alto octano de importación.

En la química básica del proceso de reformación catalítica se efectúan las reacciones en presencia de un catalizador bifuncional (constituido por un metal noble soportado en gamma alúmina), aportando el metal la función hidrogenante y una función ácida provocada por el soporte y un elemento del grupo de los halógenos (cloruros).

En este proceso se emplea como carga un corte de hidrocarburos con intervalo de temperatura de ebullición de 75 a 204°C máximo, el cual previamente es hidrotratado.

La carga al proceso se mezcla con una corriente rica en hidrógeno, alimentándose al reactor, lugar donde se efectúan las reacciones químicas de conversión de compuestos nafténicos y parafínicos a aromáticos, y que se efectúan vía deshidrociclización e isomerización de parafinas, así como isomerización de naftenos e hidrodeseintegración de parafinas.

Todas estas reacciones contribuyen significativamente en el incremento de aromáticos en la composición de la gasolina, y como consecuencia en un incremento en el octanaje de la misma; en conjunto las reacciones que tienen lugar en el reactor de Reformación son la mayoría endotérmicas, y deben ocurrir a altas temperaturas en una atmósfera de hidrógeno para obtener una vida óptima del catalizador y rendimientos deseados del producto.

Si las condiciones son desfavorables, los rendimientos del producto y/o el tiempo de vida del catalizador serán pobres.

4.3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La nafta alimentada (38 °C) por las bombas de carga es combinada con gas hidrógeno de recirculación (proveniente de la sección de compresión), la cual es precalentada con el efluente proveniente del último reactor, en un intercambiador Packinox de alimentación combinada, se calienta a la temperatura de reacción (≈540 °C) en el calentador de fuego directo y es enviada al primer reactor en la parte superior de los reactores estacados, posteriormente el efluente es recalentado en los calentadores cada vez que abandona un reactor.

Las reacciones que tienen lugar en los reactores son endotérmicas, es por esto que a la salida de cada reactor existe un calentador para alcanzar la temperatura deseada de reacción que es de 540 °C aproximadamente.

Con el fin de lograr las especificaciones del producto de 102 octanos, se requiere un sistema de cuatro reactores con calentadores a fuego directo.

El efluente del cuarto reactor pasa a través del intercambiador de alimentación combinada, se condensa al disminuir su temperatura mediante un aroenfriador y un intercambiador con agua de enfriamiento, después pasa por el separador, en donde los hidrocarburos más ligeros en fase gaseosa y el hidrogeno (producido en la reacción de deshidrogenación) se separan del resto de los hidrocarburos más pesados presentes en fase líquida.

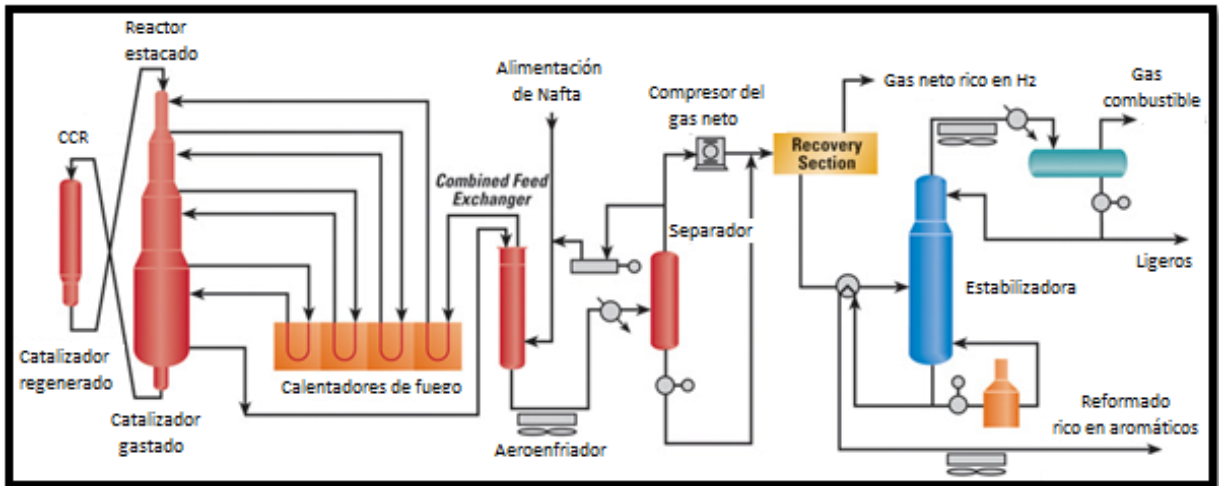


Figura 4-6: Diagrama básico del Proceso de Platforming UOP [22].

La fase gaseosa (rica en hidrógeno) se divide en dos corrientes, una es comprimida para ser enviada al intercambiador de alimentación combinada, donde se mezcla con la nafta de carga (en una relación molar $H_2/HC \approx 4$) y la otra pasa a una zona de recontacto con el líquido, en la cual se pretende recuperar productos de alto octanaje arrastrados en la corriente de gases (C_1-C_5 y H_2).

Una vez que atraviesa la zona de recontacto llega hasta un intercambiador de calor donde se calienta para después ingresar a una torre debutanizadora en la cual ocurre una separación más rigurosa para obtener por el domo de la torre compuestos ligeros (C_1-C_5 y H_2) y por los fondos hidrocarburos pesados o el producto reformado.

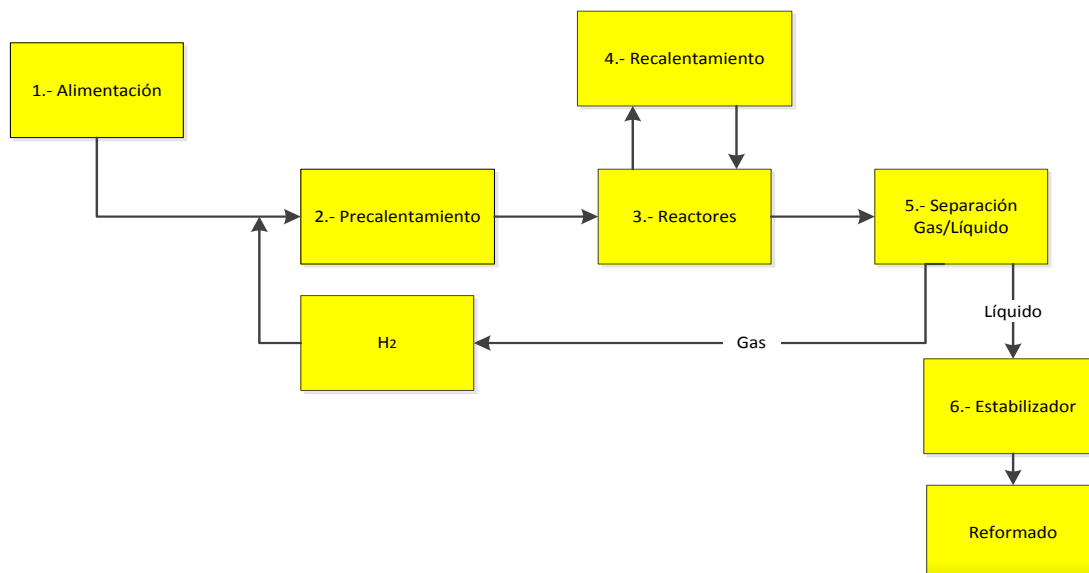


Figura 4-7: Diagrama de bloques del proceso de Platforming.

4.4 SECCIONES DEL PROCESO

El proceso consiste en las siguientes secciones principales:

4.4.1 Sección de pretratamiento

La nafta de alimentación al proceso debe ser hidrotratada adecuadamente para disminuir los contenidos de azufre e hidrógeno por debajo de 0.5 ppm, saturar todas las olefinas, remover metales, halógenos y los compuestos oxigenados. El intervalo de ebullición de la nafta tiene un IBP mínimo de 75°C (167 °F) y un FBP extra de 204°C (400 °F).

4.4.2 Zona de pre calentamiento

Esta conformada por los intercambiadores de alimentación combinada y el calentador de carga. La función de esta sección es elevar la temperatura de la nafta de alimentación además de mezclar la nafta de carga con H_2 de recirculación hasta alcanzar la temperatura de reacción (482°C o valores más elevados).

4.4.3 Sección de reacción

Compuesta por cuatro reactores estacados donde se lleva a cabo la conversión a gasolina reformada mediante reacciones que se desarrollan a través del contacto con catalizador fluidizado, separados por la sección de recalentamiento o de calentadores ya que cuando sale de un reactor la reacción endotérmica disminuye la temperatura de la nafta, debido a esto la corriente pasa por un nuevo calentamiento para llegar a la temperatura de reacción de ≈ 540 °C (965 °F).

Los reactores son de tipo lecho fijo de flujo radial descendente, se dispone de cuatro reactores para alcanzar una conversión mínima deseable de parafinas, a pesar de que la conversión de naftenos (ciclopentanos y ciclohexanos) ocurre casi completamente en los primeros dos reactores.

Conversión de parafinas y naftenos por reactor					
Reactor	1	2	3	4	Conversión total
Conversión de tipo de hidrocarburo de la carga (%)					
Ciclopentanos	39	35	9	4	87
Ciclohexanos	95	3	0*	1*	99
Parafinas	7	7	13	12	39

Tabla 4-6: Conversión de hidrocarburos en los reactores de Reformado [6].

* Concentración demasiado baja como para medir con precisión.

La mayoría de los diseños de reactores ahora son de flujo radial debido a la baja caída de presión que se presentan en ellos.

El diseño de las condiciones operacionales en unidades de Platforming de lecho fijo cubre presiones de 10.5 kg/cm² a 44.2 kg/cm² y temperaturas entre 471°C y 540°C. La mayoría de las unidades de Platforming CCR operan a presiones de (12.3-3.5 kg/cm²) con temperaturas de 482-543°C, con diseños de 540°C.

4.4.4 Sección de Regeneración Continua de Catalizador

En esta sección el catalizador proveniente de la sección de reacción es sometido a una regeneración continua con el fin de mantener su actividad y los rendimientos en conversión, eliminando los compuestos de carbón, además cuenta con la tecnología más avanzada al contar con un sistema de absorción de cloro "Chlorosorb" con el cual se recupera el cloro y es reincorporado al sistema de reacción, lo que permite disminuir el consumo de este reactivo y a la vez disminuye el impacto al medio ambiente.

4.4.5 Sección de Estabilización

El reformado producto de la reacción pasa a una sección de estabilización donde se separan los hidrocarburos ligeros del reformado, el reformado es enviado posteriormente a los tanques de almacenamiento de gasolinas para la formulación de gasolinas finales y los hidrocarburos ligeros son enviados a otras plantas para su utilización y aprovechamiento.

4.4.6 Sección de recuperación de hidrocarburos licuables (Recovery Plus)

Con este sistema se recupera el hidrocarburo licuable contenido en la corriente de hidrogeno antes de salir de la planta mediante un sistema de absorción Recovery Plus con el cual el LPG recuperado se enviara a las esferas de LPG y el hidrogeno obtenido alcanzará un 92% de pureza que beneficiara a los procesos de hidrosulfuración.

4.4.7 Sección de Compresión

Dentro de esta sección se comprime el hidrogeno para su envío a las unidades hidrodesulfuradoras de naftas y de destilados intermedios, así mismo, se envía la nafta reformada a la sección de estabilización. La fase gaseosa del tanque separador de baja, pasa al compresor de recirculación donde se comprime y se envía a recontactarse con los líquidos provenientes del mismo separador para condensar la mayor cantidad de líquidos en la corriente gaseosa. Esta mezcla pasa a un enfriador de recontacto que utiliza agua como medio de enfriamiento.

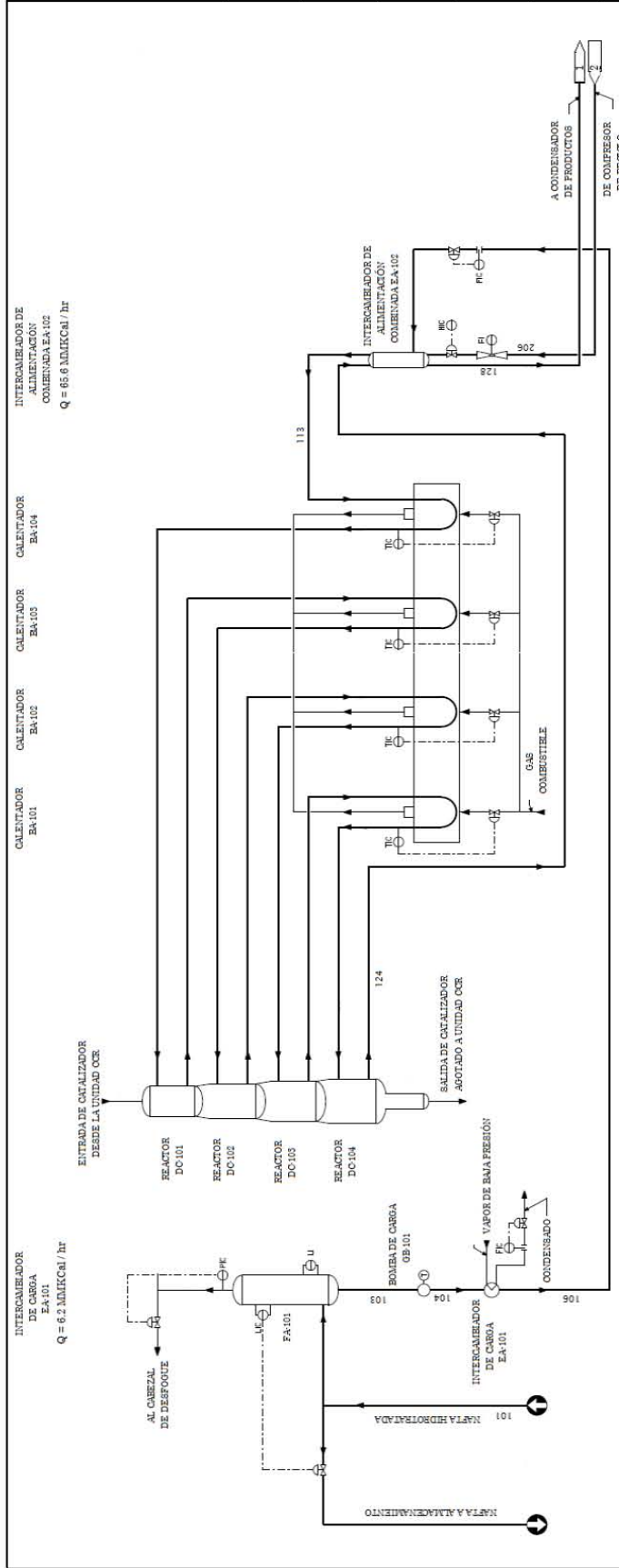
La corriente recontactada condensada, se envía al tanque separador de hidrogeno de recirculación, en donde por el domo el gas efluente se divide en dos, enviándose una parte como recirculación mezclándose con la nafta de alimentación a la planta y la otra parte se envía a la succión del compresor de gas producto.

La corriente liquida del fondo del separador de hidrógeno de recirculación, se envía nuevamente al separador de succión del compresor de recirculación y los líquidos del fondo de este serán enviados a la sección de estabilización.

El hidrogeno que se no se recircula es enviado al compresor de gas producto el cual consta de tres etapas de compresión, de la descarga de la segunda etapa el gas pasará a la sección de recuperación de LPG (recovery plus) lo que permitirá obtener un hidrogeno de mayor pureza con lo cual se mejorara la operación y reacciones de hidrodesulfuración de naftas y Diesel, el mayor volumen de hidrogeno de la segunda etapa se enviara a un cabezal general de hidrogeno a una presión de 35 kg/cm² para las plantas de hidrodesulfuración actuales y al área de reconfiguración y la otra parte del volumen pasará a la tercera etapa para posteriormente ser enviado a 65 kg/cm² de presión a la planta de destilados intermedios U-100.

Esta planta contará además con un sistema de compresión para manejar el hidrógeno producido en la reacción y enviarlo a una presión de 37 Kg/cm² y 65 Kg/cm² en las plantas consumidoras de este producto como son; las plantas hidrodesulfuradoras de naftas y de Destilados intermedios, isomerizadora, alquilación, etc. con que cuenta la Refinería.

4.5 DFP



INTERCAMBIADOR DE ALIMENTACIÓN COMENOVADA EA-102
 Q = 65.6 MMKcal / hr

CALENTADOR BA-101 CALENTADOR BA-102 CALENTADOR BA-103 CALENTADOR BA-104

INTERCAMBIADOR DE CARGA EA-101
 Q = 6.2 MMKcal / hr

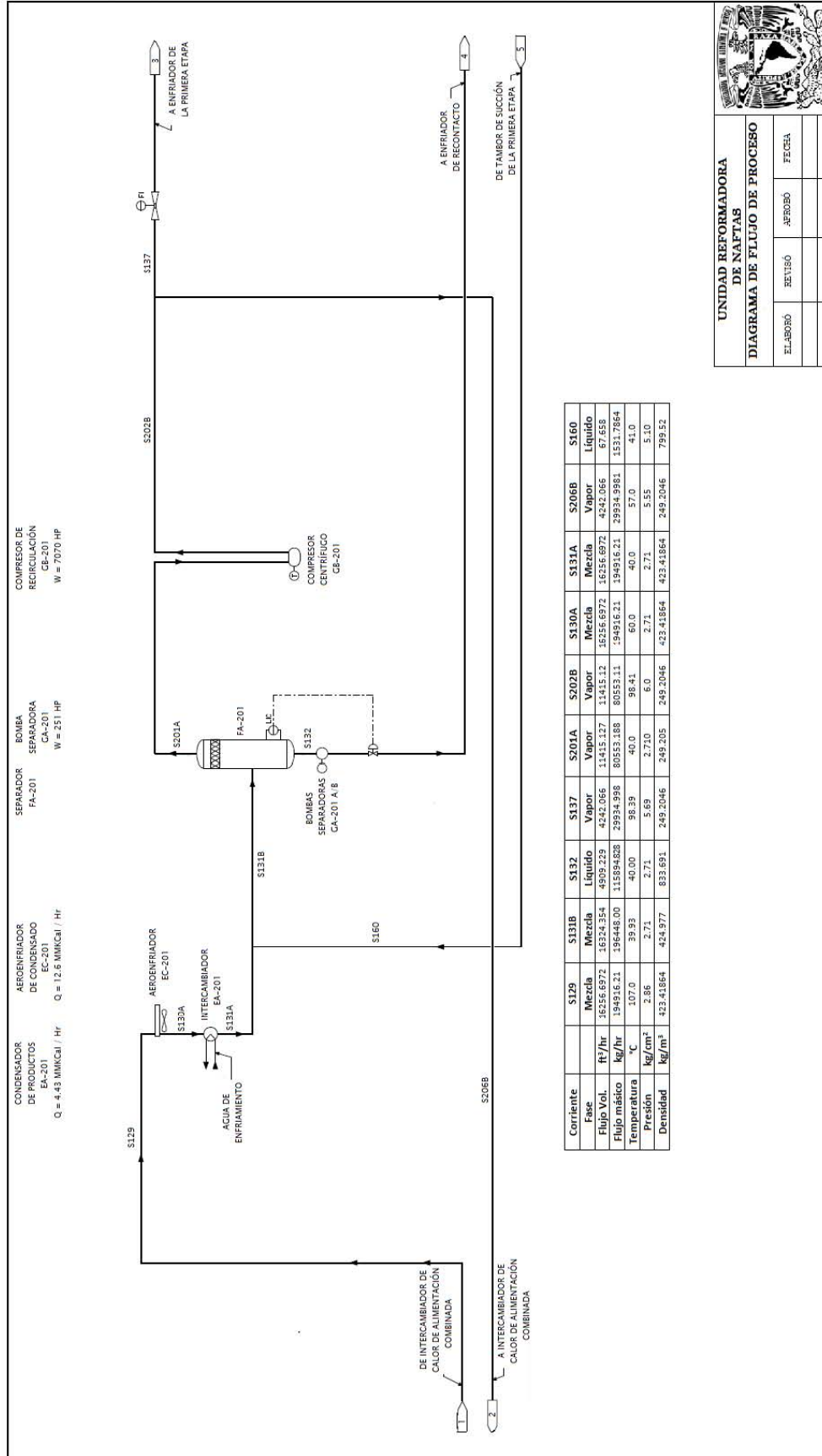
Corriente	101	103	104	106	108	113	124	128
Fase	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Vapor	Mezcla
Flujovol.	6558.083	6558.083	6558.083	6558.083	13731.1396	13731.1396	16256.6972	16256.6972
Flujomásc	137942.2	137942.2	137942.234	137942.23	188560.37	188560.37	194916.21	194916.21
Temperatura	38.0	38.0	38.26	121.0	89.865	489.75	522.0	107.0
Presión	4.0	2.2	9.6	8.93	5.69	5.34	3.23	2.86
Densidad	742.80475	742.8047	742.805	742.80475	484.95129	484.95129	423.41864	423.41864

UNIDAD REFORMADORA DE NAPHTAS

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

ZONA DE REACCIÓN

ELABORADO	REVISÓ	APROBÓ	FECHA

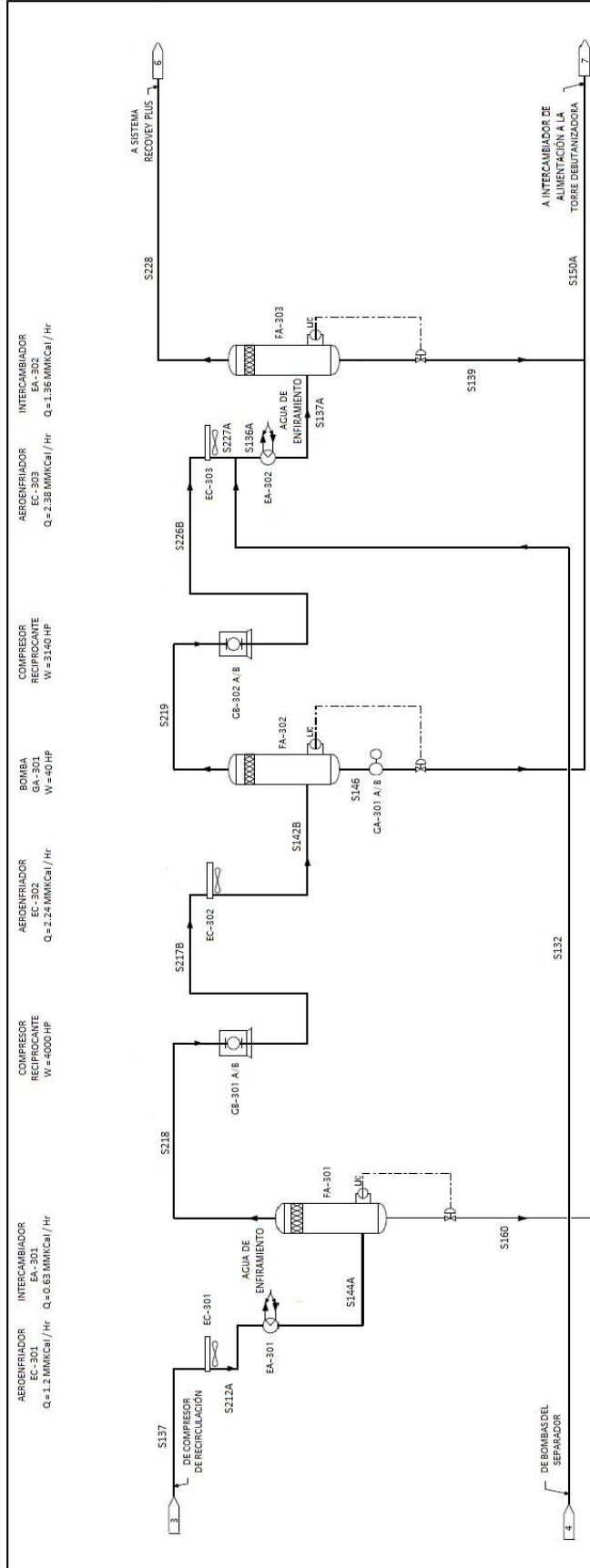


Corriente	S129	S131B	S132	S137	S201A	S202B	S130A	S131A	S206B	S160
Fase	Mezcla	Mezcla	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Mezcla	Mezcla	Vapor	Líquido
Flujo Vol ft ³ /hr	16256.6972	16324.354	4809.229	4242.066	11415.137	31415.132	16256.6972	16256.6972	4242.066	67.658
Flujo másico kg/hr	194916.21	196448.00	115894.828	29934.998	80553.188	80553.111	194916.21	194916.21	29934.998	1531.7864
Temperatura °C	107.0	39.93	40.00	98.39	40.0	98.41	60.0	40.0	57.0	41.0
Presión kg/cm ²	2.86	2.71	2.71	5.69	2.710	6.0	2.71	2.71	5.55	5.10
Densidad kg/m ³	323.41864	424.977	833.691	249.2046	249.205	249.2046	423.41864	423.41864	249.2046	799.52

UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

ELABORÓ	REVISÓ	APROBÓ	FECHA

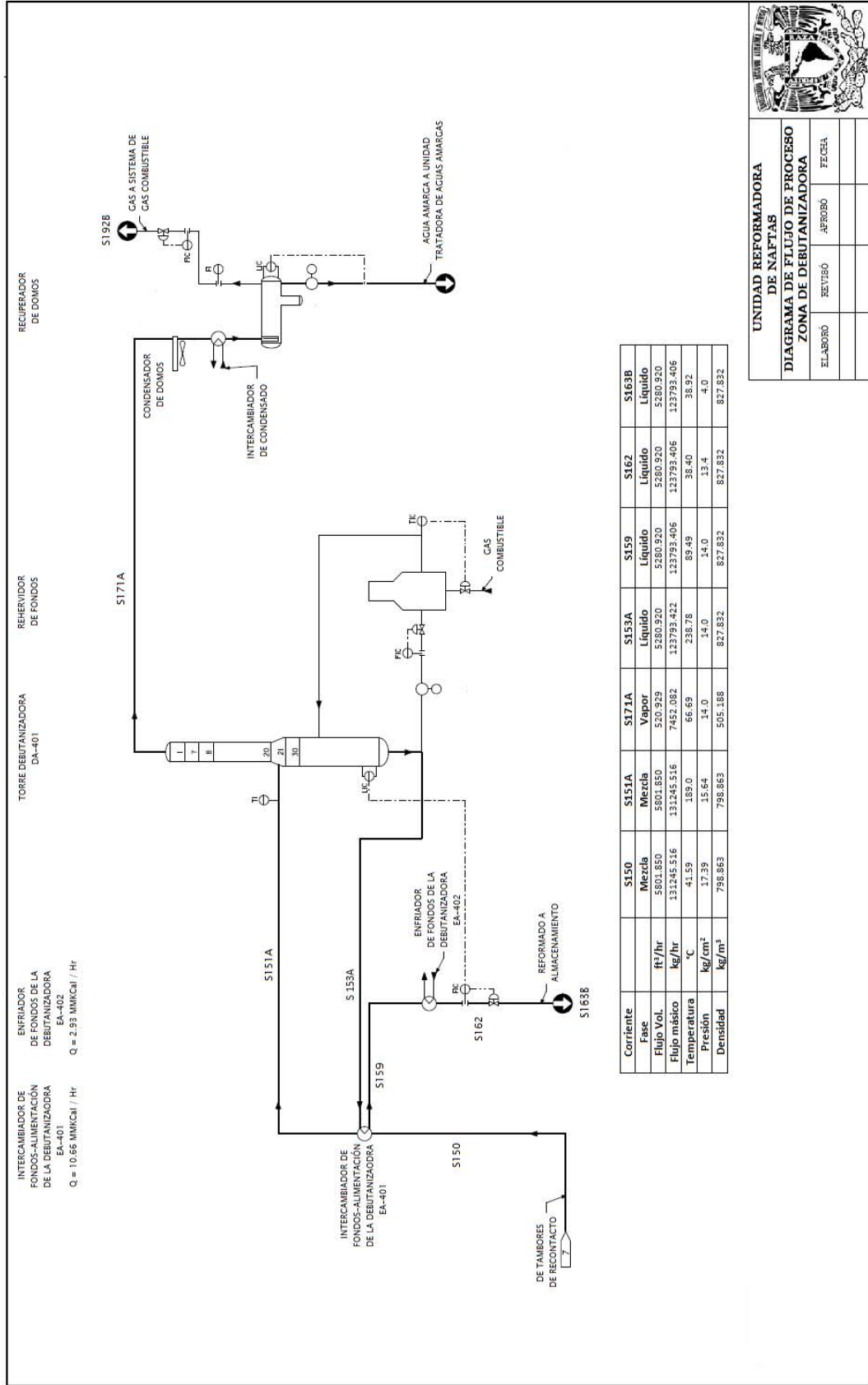


Corriente	S132	S137	S139	S212A	S142B	S218	S144A	S219	S150 A	S136A	S137A
Fase	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Mezcla	Vapor	Mezcla	Vapor	Mezcla	Mezcla	Mezcla
Flujo Vol.	4909.219	4242.066	5738.944	4242.066	4242.066	3281.786	5801.850	9020.730	9020.730	9020.730	9020.730
Flujo másico	115894.828	29934.986	128958.234	29934.986	29934.986	13052.519	131245.516	142950.766	142950.766	142950.766	142950.766
Temperatura	40.00	98.39	40.0	57.0	40.0	40.00	41.59	55.36	40.00	40.00	40.00
Presión	2.71	5.69	40.0	5.55	5.10	40.00	17.39	40.00	40.00	40.00	40.00
Densidad	833.691	249.2046	799.329	249.2046	249.2046	140.455	798.863	559.628	559.628	559.628	559.628

Corriente	S218	S160	S217B	S142B	S219	S146	S226B
Fase	Vapor	Líquido	Vapor	Mezcla	Vapor	Líquido	Vapor
Flujo Vol.	4174.407	67.658	4174.407	4174.407	4111.502	62.966	4111.502
Flujo másico	28403.209	1531.7864	28403.209	27055.943	27055.943	1347.265	27055.943
Temperatura	41.0	41.0	132.69	60.0	59.8	59.8	130.7
Presión	5.10	5.10	16.75	16.53	16.53	16.53	40.1
Densidad	240.2851	799.5253	240.2851	222.389	222.389	756.340	232.389



UNIDAD REFORMADORA	
DE NAFTAS	
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
ZONA DE RECONTACTO	
ELABORÓ	FECHA
REVISÓ	APROBÓ



UNIDAD REFORMADORA DE NAFTA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ZONA DE DEBUTANIZADORA

ELABORÓ: REVISÓ: APROBÓ: FECEA

4.6 PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG)

Para el elaborar el plano de localización general, nos apoyamos en la NRF-010-PEMEX-2014.

4.6.1 NORMAS APLICABLES

NRF-010-PEMEX-2004

OBJETIVO: Establecer los espaciamientos mínimos y criterios para la distribución entre equipos, plantas de proceso, unidades de servicios principales, edificios e infraestructura que formen parte de las instalaciones industriales terrestres donde existan peligros de incendio y/o explosión.

4.6.2 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO PARA LA DISPOSICION DE EQUIPOS E INSTALACIONES

- Orientar las instalaciones industriales en función de la dirección de los vientos reinantes.
- Los equipos con fuego (hornos, calentadores, calderas), sub–estaciones eléctricas y salas de control, deberán ubicarse preferentemente en la periferia del bloque junto a las vías de acceso. Se tendrá en cuenta la dirección prevaleciente del viento y la pendiente del terreno, a objeto de evitar que puedan ser fácilmente afectadas por escapes, o derrames producidos en los equipos que manejan hidrocarburos, u otras sustancias peligrosas.
- Optimizar los espacios.
- Prever el espacio requerido para fines de operación y mantenimiento.
- Para la distribución de las instalaciones industriales se debe prever que en caso de perder la contención en alguna sección de proceso, los vapores o gases pesados arrastrados por los vientos reinantes no sean llevados hacia equipos que tengan o constituyan fuentes de ignición e incrementen los daños a la propiedad.
- El arreglo para la distribución se debe disponer en función del tipo de los procesos, de manera que aquellos que constituyan la materia prima para otros, se deben ubicar en áreas adjuntas.

4.6.3 CRITERIOS DE DISEÑO PARA LA DISPOSICION DE EQUIPOS

4.6.3.1 Bombas

Se deben colocar entre el equipo del cual van a succionar y el corredor de tubería, lo más cercano al equipo del que succionan, pero no debe ser a una distancia menor a la establecida en la Tabla 6-1 de esta NRF, lo anterior para reducir las pérdidas de presión por fricción por la longitud de la tubería, que impactan negativamente en la columna de succión de la bomba.

Cuando se tienen varias bombas, se deben alinear y distribuir, para que en caso de incendio en una de ellas, la afectación por radiación a las demás sea menor.

La bomba y el eje de su impulsor, se deben orientar perpendicularmente hacia los corredores de tubería u otros equipos.

Las bombas se deben ubicar en hileras contiguas a ambos lados del corredor de tubería y orientar los motores o turbinas hacia el pasillo central de dicho corredor de tubería.

En caso de existir dobles hileras de bombas, éstas se deben colocar en arreglos para estar frente a frente con la tubería hacia un corredor común. Se deben alinear los extremos de los motores o turbinas de las bombas para tener acceso por el espacio en el centro de las dos hileras.

Se deben evitar localizar las bombas que manejen productos inflamables, bajo los corredores de tubería o de cualquier otro equipo de proceso.

Bombas de alto peligro: Las que manejan:

a) Líquidos inflamables o combustibles que operan a temperaturas mayores a 260 °C o por arriba de la temperatura de auto ignición del líquido.

b) Líquidos inflamables o combustibles que operan a presiones mayores a 35 kg/cm² (498 psi).

c) Gases licuados inflamables.

Bombas de peligro intermedio: Las que manejan líquidos inflamables o combustibles cuyas condiciones de operación están por debajo de las establecidas para bombas de alto peligro a 260°C y 35 kg/cm² (498 psi), tienen un peligro menor de incendio y no tienen requisitos específicos de distanciamiento mínimo.

4.6.3.2 Reactores

Se deben colocar en uno de los extremos de la planta para facilitar las operaciones de desembarco, ensamblaje, izaje, soldadura y prueba; entre otras.

Se deben prever los espacios necesarios para maniobras de mantenimiento, remoción y carga de catalizador; en los que se pueda necesitar inclusive el apoyo de una grúa.

4.6.3.3 Calentadores a fuego directo

Se deben localizar en la periferia dentro del límite de batería y viento arriba de las plantas de proceso, de tal forma que los gases inflamables o vapores no se dirijan hacia dichos calentadores.

Los equipos de proceso, que se encuentren conectados a la salida de los calentadores, se deben localizar a manera de cumplir con los espaciamientos mínimos establecidos en la Tabla 6-1 de esta NRF.

Se deben ubicar en áreas libres de mezclas explosivas, por lo se debe evitar que las instalaciones de muestreo del proceso, se localicen en las cercanías de estos equipos por una eventual fuga de hidrocarburos.

Se debe dejar espacio libre necesario, al frente del fuego, para operar los quemadores y su panel de control si se requiere, así como hacia el arreglo para regulación de gas.

4.6.3.4 Torres

Se deben localizar tan cerca al corredor de tuberías como sea factible y cumplir con los espacios mínimos establecidos en la Tabla 6-1 de esta NRF, con la finalidad de disminuir la longitud de las tuberías de proceso, las de los conductores eléctricos y las de instrumentación; así como evitar interferencias entre la cimentación de la torre con la del corredor de tuberías.

Se debe conservar libre el lado posterior de las torres, donde se localizan las entradas-hombre para tener acceso, puesto que sus boquillas deben quedar hacia el corredor de tuberías y respetar el espaciamiento mínimo establecido en ésta NRF. Se deben alinear con una línea de centro común.

4.6.3.5 Cambiadores de calor

Se pueden apilar o estacar, hasta tres como máximo si se soportan mutuamente, hasta una altura máxima de 4,0m. Para actividades de limpieza y mantenimiento, se debe proveer el espacio necesario para que el haz de tubos se pueda extraer libremente.

Cambiadores de calor de alto peligro: Equipos para transferencia de calor que manejan líquidos inflamables o combustibles a temperaturas mayores a la de auto ignición del producto.

Cambiadores de calor de peligro intermedio: Equipos para transferencia de calor que manejan líquidos inflamables o combustibles a temperaturas menores a la de auto ignición del producto.

4.6.3.6 Condensadores.

Se deben localizar en el lado opuesto de la torre donde se localiza el rehervidor.

4.6.3.7 Aeroenfriadores

No se deben localizar estos equipos en la parte superior o inferior, cuando éstos se ubican arriba del corredor de tuberías. Asimismo, se debe evitar localizar su descarga de aire cerca de otro aeroenfriador para evitar que el aire caliente sea recirculado en ambos equipos.

c) En áreas de trabajo donde se puedan requerir acciones de emergencia por parte del personal, la distancia libre mínima debe permitir no exceder un nivel de intensidad de radiación en la base del quemador elevado, de 4.73 kW/m² (1,500 BTU/hr ft²) en un tiempo de 2 a 3 minutos sin cubierta de protectora, pero con ropa de protección.

d) La distancia libre mínima debe permitir no exceder un nivel de intensidad de radiación de 1.58 kW/m² (500 BTU/hr ft²), para una exposición prolongada de personal en cualquier localización como cuarto de control, talleres, laboratorios, bodegas; entre otros.

Sr) Sin requisito específico de distancia mínima, que se debe determinar en función de requisitos operacionales o de mantenimiento.

- A Compresores de proceso y expansores
- B Bombas de producto de peligro intermedio
- C Bombas de producto de alto peligro
- D Reactores de alto peligro
- E Reactores de peligro intermedio
- F Reactores de peligro moderado
- G Torres de destilación y acumulador
- H Absorbedores, Agotadores y Filtros
- I Calentadores a fuego directo, Incineradores
- J Aeroenfriadores
- K Cambiadores de calor de alto peligro
- L Cambiadores de calor de peligro intermedio
- M Corredores de tuberías (racks de tuberías)
- N Subestación eléctrica
- O Cuarto de Control Existente
- P Cuarto Satélite
- Q Tanques de balance y recipientes sujetos a presión
- R Acumuladores, Separadores, Tanque de desfogue
- S Quemadores elevados y de fosa

4.6.5 ESPACIAMIENTOS MÍNIMOS ENTRE TANQUES

4.6.5.1 *Espaciamientos mínimos aplicables a las áreas de almacenamiento de hidrocarburos o productos petroquímicos.*

- A Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos inflamables.
- B Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos combustibles.
- C Tanques de almacenamiento esféricos presurizados.
- D Tanques de almacenamiento horizontal presurizado.
- E Tanques de almacenamiento refrigerados.

A	Ver Tabla 6-3			
B	Ver Tabla 6-3			
C	Ver Tabla 6-4		1 x D ó 15 m	
D	Ver Tabla 6-4		1 x D ó 15 m	$\frac{D1 + D2}{2}$
E	1 x D ó 30 m			
	A (c)	B (c)	C (c)	D (c)
				E (c)

Tabla 6-2: Espaciamiento mínimo entre tanques de almacenamiento de hidrocarburos o productos petroquímicos.

NOTAS:

- a) "D1" y "D2" es el diámetro de los tanques involucrados en la determinación de la distancia.
- b) "D" es el diámetro del tanque de mayores dimensiones.
- c) El espacio mínimo entre tangentes de tanques de almacenamiento a presión esférico, horizontal y refrigerado y/o atmosférico, debe ser igual al diámetro del tanque más grande, 15 o 30 m; la longitud que resulte mayor, según aplique.

4.6.5.2 Espaciamientos mínimos aplicables a los tanques de almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles.

A Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos inflamables.

B Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos combustibles.

	A		B	
	Tanques de techo flotante, Líquidos Clase I	Tanques de techo fijo, Líquidos Clase I	Tanques de techo fijo, Líquidos Clase II	Tanques de techo fijo, Líquidos Clase III
Capacidad menor a 23 850 m ³ (150 mil barriles) (a)	$\frac{D1 + D2}{6}$			
Capacidad igual o mayor a 23 850 m ³ (150 mil barriles) (b)	$\frac{D1 + D2}{4}$		$\frac{D1 + D2}{3}$	$\frac{D1 + D2}{4}$

Tabla 6-3: Espaciamientos aplicables a tanques de almacenamiento de líquidos inflamables y combustibles.

NOTAS:

- a) Capacidad menor de 23 850 m³ (150 mil barriles) o diámetro menor de 45 m.
- b) Capacidad mayor o igual que 23 850 m³ (150 mil barriles) o diámetro mayor o igual que 45 m.
- c) "D1" y "D2" es el diámetro de los tanques involucrados en la determinación de la distancia.

4.6.5.3 Espaciamientos mínimos aplicables a los tanques de almacenamiento presurizados y tanques de almacenamiento atmosféricos

- A. Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos inflamables.
- B. Tanques de almacenamiento atmosféricos que contengan líquidos combustibles.
- C. Tanques de almacenamiento esféricos presurizados.
- D. Tanques de almacenamiento horizontal presurizado.

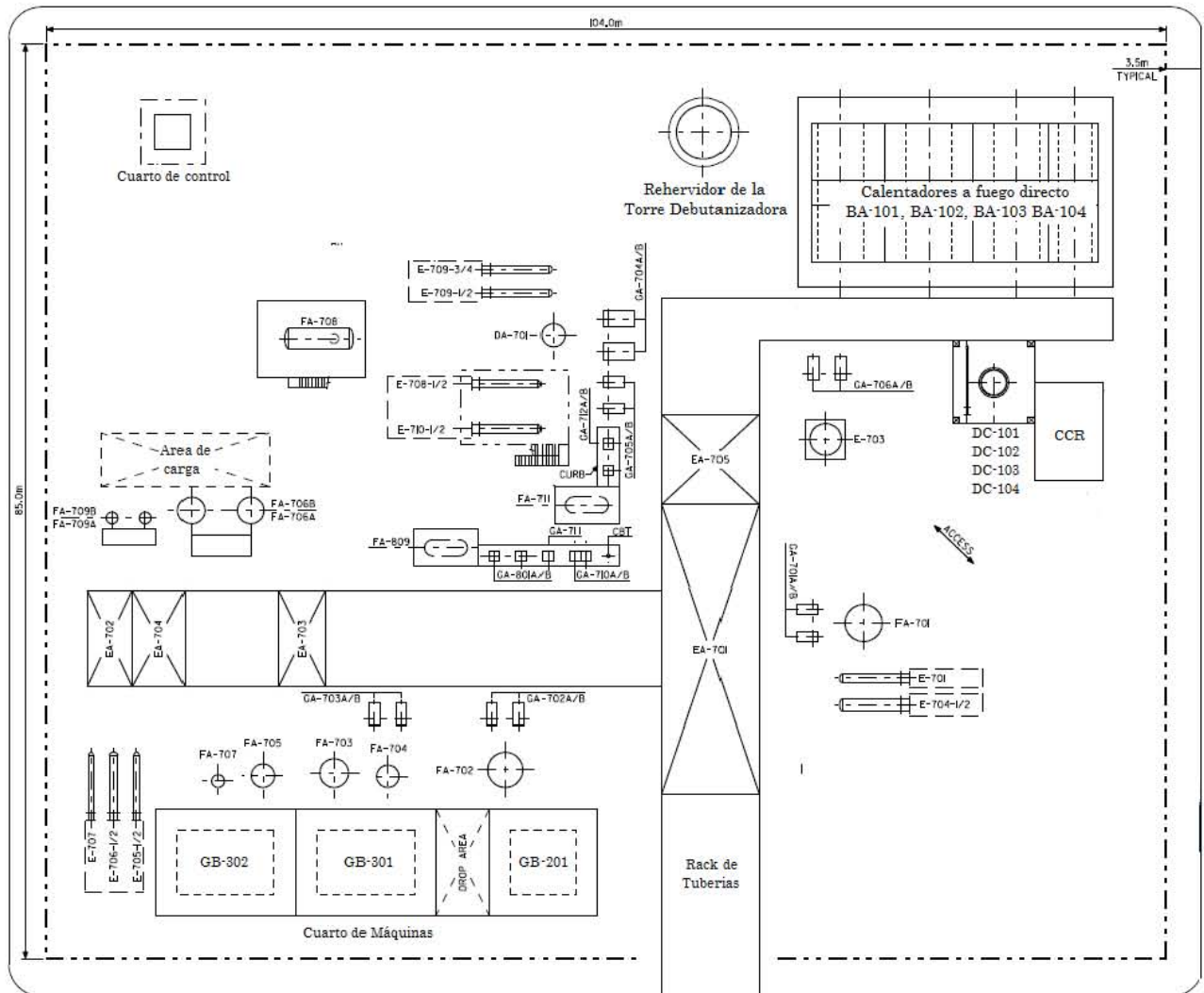
	A		B	
	Tanque menor de 6 360 m ³ (40 mil barriles) de capacidad	Tanque mayor o igual que 6 360 m ³ (40 mil barriles) de capacidad	Tanque menor de 6 360 m ³ (40 mil barriles) de capacidad	Tanque mayor o igual que 6 360 m ³ (40 mil barriles) de capacidad
C	1.5 x D	D1+D2	1.5 x D	D1+D2
D	1.5 x D	60 m	1.5 x D	60 m

Tabla 6-4: Espaciamientos aplicables a tanques de almacenamiento presurizados y tanques de almacenamiento atmosféricos.

NOTAS:

- a) “D1” y “D2” son los diámetros de los tanques involucrados en la determinación de la distancia.
- b) “D” es el diámetro del tanque atmosférico.

4.7 PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (Preliminar)



4.8 HOJAS DE DATOS

Las hojas de datos contienen información elaborada por las especialidades de Ingeniería de proceso, tuberías, eléctrica, térmica y mecánica referente a materiales, propiedades termodinámicas, códigos, condiciones de diseño, dimensiones y características constructivas necesarias para la adquisición de los equipos.

En la ingeniería básica pueden no estar completas ya que se completan en la Ingeniería de Detalle.


Su objetivo es la de incluir todas las características necesarias para la adquisición de los equipos en la etapa de procura, además de mostrar la información necesaria para la adquisición de refacciones y el mantenimiento posterior a la adquisición.

Las hojas de datos incluidas en esta tesis muestran únicamente características relativas a la ingeniería de proceso por lo que no están completas, para ello se necesita de las especialidades arriba mencionadas.

Las hojas de datos elaboradas son:

- Intercambiador de calor de carga EA-101
- Bomba de carga GB-101
- Separador FA-201
- Compresor centrífugo GB-201

HOJAS DE DATOS

		
Unidad Reformadora de Naftas		
REVISION		BOMBA DE CARGA GA-101
FECHA		
ORIG. POR		
CHEQ. POR		
APR. POR		
TIPO DE BOMBA <input type="checkbox"/> Centrifuga <input type="checkbox"/> Alt. Eléctrica <input type="checkbox"/> Alt. Vapor <input type="checkbox"/> Rotativa <input type="checkbox"/> Dosificadora <input type="checkbox"/>		
No. DE BOMBAS REQUERIDAS: Operación _____ Repuestos instalad(_____ TIPO DE ACCIONAMIENTO Operación _____ Repuestos instalad(_____ SERVICIO <input type="checkbox"/> Continuo <input type="checkbox"/> Intermitente		
REQUERIMIENTOS DE PROCESO POR BOMBA		
CASO OPERATIVO	REQUERIDO	
Potencia Hidráulica HP	51.33	
Líquido	Hidrocarburo	
Temperatura Normal °C	38	
Máximo esperado °C		
Gravedad específica	0.7435	
Densidad kg/ m3	742.8	
Presión de vapor kg/cm ² a		
Viscosidad cP	0.458	
Gasto normal Requerido m ³ /h	190.0	
Normal m ³ /h	190.0	
Mínimo m ³ /h	114.0	
Presión Succión kg/cm ² m	2.2	
Presión Descarga kg/cm ² m	9.6	
Presión Diferencial kg/cm ²	7.4	
Cabeza dif. m	99.6	
Eficiencia Mecánica de la bomba %	70	
NPSH Calculado m		
NPSH Disponible m		
Presión de Disparo estimada kg/cm ² m		
Corrosión/Erosión ocasionado por		
DATOS ADICIONALES DE LA BOMBA		
Fluido controlado por	<input type="checkbox"/> LC <input type="checkbox"/> TC <input type="checkbox"/> PC <input type="checkbox"/> FC <input type="checkbox"/> Otros	
Método de arranque de los repuestos de la bomba	<input type="checkbox"/> MANUAL <input type="checkbox"/> AUTOMÁTICO	
Accionamiento Vapor	ENTRADA:	
	SALIDA:	
Materiales:	S-6	
Encamisado Requerido	<input type="checkbox"/> SÍ <input type="checkbox"/> NO (Requerimiento de Procesos)	
Tipo de sello requerido		

TUBULAR EXCHANGERS

REV	DATE	BY		REV



Process unit		Unidad de Platforming		Item No.		EA-101					
Service of Unit		Intercambiador de carga		No. of units		1					
Size				Connected in:		Parallel		Series			
Effective surface per unit		m ²		Shells/Unit		1		Effective surface per shell m ²			
PERFORMANCE OF ONE UNIT											
Fluid Name		SHELL SIDE INLET				SHELL SIDE OUTLET		TUBE SIDE INLET		TUBE SIDE OUTLET	
		Hidrocarburo e Hidrógeno						Vapor de baja presión			
1	Total Fluid Quantity, kg/h	rel. molecular mass	137 942	109.13	137 942	109.13	11 970	18.0	11 970	18.0	
1	Total Vapor	rel. molecular mass					11 970	18.0			
1	Vapor HCBN										
1	Vapor H2										
1	Vapor H2O						11 970	18.0			
1	Noncondensibles										
1	Liquid	rel. molecular mass	137 942	109.13	137 942	109.13					
	Water or Other Liquid	rel. molecular mass							11 970	18.0	
1	Mole % H2, Vapor	Mole % H2S, Total									
1	Temperature	°C	38.2		121		150		143.2		
1	Density, Vapor/Liquid	kg/m ³	/	742.8	/	654.9	2.13	/	/	/	
1	Viscosity, Vapor/Liquid	cP	/	0.456	/	0.222	/	/	/	/	
1	Specific Heat, Vapor/Liquid	kcal/(kg.°C)	/	0.49	/	0.59	/	/	/	/	
1	Thermal Conductivity, Vapor/Liquid	kcal/(h.m.°C)	/	0.100	/	0.0844	/	/	/	/	
	Specific Latent Heat	kcal/kg									
1	Inlet Pressure	kg/cm ² [a]	9.6				3.00				
	Velocity	m/s									
1	Pressure Drop, Allowable/Calculated	kg/cm ²	/				/				
	Fouling Resistance	h.m. ² .°C/kcal									
1	Heat Exchanged	6.19	10 ⁶ kcal/h		Mean temp. diff., MTD (corrected)		°C		(weighted)		
	Heat transfer rate, required fouled/clean	kcal/(h.m. ² .°C)	/				/				
	ρv^2 kg/(m.s ²)	Inlet Nozzle	Bundle Entrance				Bundle Exit				
CONSTRUCTION PER SHELL											
Tube No.		OD		mm		NOZZLES - No., Size (mm) and Class					
Thickness		mm				SHELL SIDE		TUBE SIDE			
Pitch		mm		Tube pattern		Tri.		Inlet RF		RF	
Length		m		Type		Outlet		RF		RF	
Tube-tubesheet joint						Intermediate					
Shell diameter, ID-OD		mm		/		Vent					
Cross-baffle type						Drain					
Spacing, c/c		mm		No. of crosspasses		Pressure relief					
% Cut Diameter		Area		Design Pressure		kg/cm ² [a]					
1	Tube support type			Vacuum pressure @ Ref. Temp		kg/cm ² [a]		@		@	
	Long baffle seal type			Design temp. / MDMT		°C		/		/	
	Bypass seal type			No. of passes per shell							
	Impingement protection			Corrosion allowance		mm					
MATERIALS OF CONSTRUCTION											
Shell				Shell cover							
Tubes				Floating head cover bolts		---					
Channel or bonnet				Channel cover							
Tubesheet Stat.				Tubesheet Floating		---					
				Fins (if used)		---					
Expansion joint type				Expansion joint material							
Pressure design code		ASME Sect. VIII, Div. 1		Stamp				TEMA Class		R	



HOJA DE DATOS DE RECIPIENTES

REV	FECHA	ELABORÓ			

PROYECTO: REFORMADORA DE MINATITLÁN

SEPARADOR FA-201

Condiciones de diseño	INT 4.5 kg/cm ² (g) @120°C
	EXT FULL VACUUM @ 40°C
	Metal Temperature(Min) 11°C
Condiciones de operación	40°C
	°C

Radiografía	MR
	MR

Densidad específica = 0.835

ESPECIFICACIÓN DEL MATERIAL

Cuerpo	Acero al carbón matado
Tapas	Acero al carbón matado

CUERPO	Espesor (mm)	Tolerancia a la corrosión (mm)

TAPAS		

Tapas del Recipiente

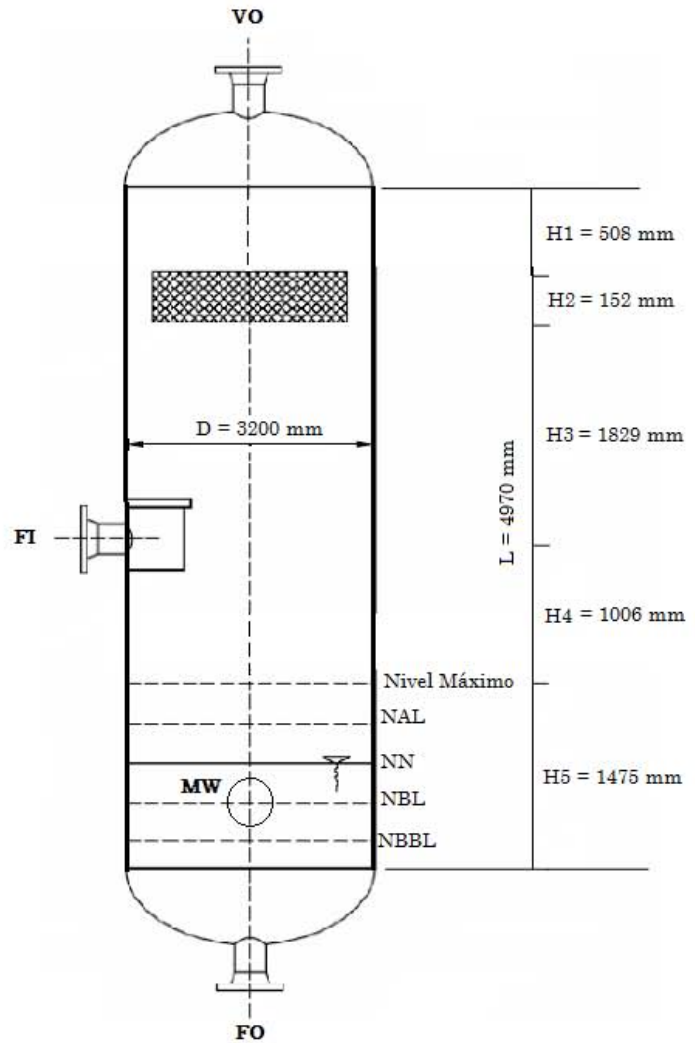
SUPERIOR	2:1 ELLIPTICA
INFERIOR	2:1 ELLIPTICA

BOQUILLAS

Marca	No	Tamaño (in)	SERVICIO
FI	1	48	Entrada del flujo
FO	1	10	Salida del líquido
VO	1	40	Salida del Vapor
MW	1	24	Entrada de hombre

ASME CL300

Fluido : Hidrocarburo + H₂
Fase : Líquido-Gas
Nivel Normal del líquido = 760 mm



CONCLUSIONES

- En cuanto a la metodología FEL se refiere, se puede afirmar que es muy útil para lograr que la definición inicial del proyecto se apegue, lo más posible a las necesidades de la empresa como negocio.
- La gestión de proyectos debe de utilizar una guía por lo que aquí recomendamos la propuesta por el instituto de administración de proyectos titulado “Conjunto de Conocimientos para la Administración de Proyectos”, elaborada por el Project Management Institute (PMI). El uso de esta guía permitirá desarrollar el proyecto adecuadamente.
- Se determinó mediante un estudio económico que la factibilidad del proyecto es viable, debido a que el VPN es superior a cero, \$683 583 714.00 pesos M.N. y la Tasa Interna de Retorno supera a la Tasa de Descuento (16.39% >12%), es decir el proyecto producirá un beneficio económico para la empresa.
- La evaluación económica determina si un proyecto pasa de la ingeniería conceptual a la ingeniería básica, es decir no se realiza la ingeniería básica sin antes realizar un estudio de factibilidad y este resulte positivo para los intereses de la empresa.
- El simulador de procesos PRO II es una herramienta muy útil en el desarrollo de la ingeniería básica ya que es fácil de usar, contiene la mayoría de los compuestos y elementos químicos más utilizados para elaborar procesos, contiene las operaciones unitarias complejas y por otro lado, los resultados de la simulación se muestran en pantalla para todas las corrientes y los equipos.
- Se elaboró un documento que contiene la ingeniería básica preliminar de la nueva reformadora de naftas desde un punto de vista básico, la cual servirá como apoyo didáctico para entender más acerca del proceso de reformación de naftas.

BIBLIOGRAFÍA

- 1) Project Management Institute, *Guía para el Conjunto de Conocimientos en la Gestión de Proyectos*, 4ª ed. USA, Project Management Institute, 2009.
- 2) Nacional Financiera, *Guía para la formulación y evaluación de proyectos de inversión*, México, 1995.
- 3) ALIAS MARÍN, ALBERTO, Tesis: *Análisis y simulación de la nueva unidad reformadora de naftas CCR de la refinería de Minatitlán, Veracruz*.
- 4) A. D'IPPOLITO, Silvana, Tesis: *Preparación por el método de reducción catalítica de catalizadores Pt-Re-Ge/Al₂O₃ y Pt-Re-Sn/Al₂O₃ de reformado de naftas. Caracterización y Regeneración*.
- 5) WAUQUIER, J. P., *Petroleum Refining: Crude oil, petroleum products, process flowsheets, Volumen 1*, Editions Technip, 1a ed., Paris, 1994.
- 6) INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO, *Manual de Reformación de Naftas*.
- 7) J. Antos, George, Abdulah M. Aitani, José M. Parera, *Catalytic Naphtha Reforming science and technology*. Marcel Dekker, Inc. 1995 New York.
- 8) OLAH, A, George & MOLNÁR, Árpád, *Hydrocarbon Chemistry 2º Ed*. John Wiley & sons 2003.
- 9) S. JONES David, Pujadó P.R. *Handbook of Petroleum Processing*, Springer 2006.
- 10) UOP, *Operating Manual, Naphtha Reformer Plant No 2 with CCR, Platforming Unit UOP Process Division*, 1996.
- 11) MARTINEZ Hernández Alejandro Iván. Tesis de Maestría. *Estudio sobre la adición de cloro para la regeneración de catalizador de plantas reformadoras CCR*. Facultad de Química, 2006.
- 12) J. R. Rostrup-Nielsen, D. L. Trimm, *J. Catal.* 48 (1977) 155.
- 13) D. L. Trimm, *Catal. Rev-Sci. Eng.* 16 (1977) 155.
- 14) D. L. Trimm, *Appl. Catal.* 5 (1983) 263.
- 15) C. H. Bartholomew, *Catal. Rev-Sci. Eng.* 24 (1982) 67.
- 16) L. F. Albright, R. T. K. Baker (Eds.), *Coke Formation on Metal Surfaces*, ACS Symposium Series 202, American Chemical Society, Washington, DC, 1982.
- 17) P. G. Menon, *J. Mol. Catal.* 59 (1990) 207.
- 18) Z. Adžamić, K. Sertić-Bionda, T. Kusin, *Fuel Processing Technology* 87 (2006) 705–710.
- 19) B. C. Gates, J. R. Katzer, G. C. Schuit, *Chemistry of Catalytic Process*, Mc. Graw-Hill, New York, 1979.
- 20) J. Barbier, *Catalyst Deactivation*, B. Delmon, G. F. Froment (Eds.), Elsevier Amsterdam, 1987, p.1.
- 21) J. Barbier, E. Churin, J. M. Parera, J. Riviere, *React. Kinet. Catal. Lett.* 29, 323(1985).
- 22) UOP, en línea, www.uop.com/processing-solutions/refining/gasoline/

ANEXOS

A. GLOSARIO

Barril de petróleo. Unidad de volumen basada en la medida del barril utilizado en la industria del petróleo. Equivale a 158.9873 litros (42 galones de Estados Unidos).

Carga. Cantidad de materia prima que se alimenta a una planta para su proceso y transformación en otros productos.

Clase del estimado de costo: Clasificación de la precisión y calidad del estimado de costo de inversión de un proyecto, en función de la cantidad y calidad de la información utilizada. Las clases del estimado y su rango de precisión son:

Clase V (orden de magnitud), rango de precisión de +50%/-30%.

Clase IV (preliminar), rango de precisión de +35%/-20%.

Clase III (para presupuestación), rango de precisión de +25%/-15%.

Clase II (para control), rango de precisión de +15%/-10%.

Clase I (definitivo), rango de precisión de +10%/-5%.

Entregables: (Deliverables): Son los productos intermedios que generan las fases. Pueden ser materiales (componentes, equipos) o inmateriales (documentos, software). Los entregables permiten evaluar la marcha del proyecto mediante comprobaciones de su adecuación o no a los requisitos funcionales y de condiciones de realización previamente establecidos. Cada una de estas evaluaciones puede servir, además, para la toma de decisiones a lo largo del desarrollo del proyecto.

Flujo de efectivo. Es la medición de entradas menos salidas del dinero de un proyecto. Está compuesto por todos los ingresos y egresos generados por la unidad de inversión a lo largo de la vida útil. No incluye aquellos conceptos contables que no involucran efectivo (depreciación, amortización).

Gas natural: El gas natural (LNG) proviene directamente de los yacimientos petrolíferos solo o acompañado por petróleo, simplemente se recoge y se almacena una vez licuado y entonces se dispone de él para usos industriales y domésticos, su composición varía mucho pero por lo general contiene 85% metano, 10% Etano y <5% Propano.

Gas licuado (LPG): El gas licuado de petróleo se obtiene de la destilación del petróleo crudo en las torres de destilación, una vez separado se almacena una vez licuado y entonces se dispone para los mismos usos que el gas natural, este contiene por lo general 60% Propano y 40% Butano.

IPC: Ingeniería, Procura y Construcción.

Líquido combustible: Cualquier líquido con temperatura de inflamación igual o mayor de 37,8 °C.

Clase II: Líquidos con temperatura de inflamación igual o mayor a 37,8 °C, pero menor a 60 °C.

Clase III A: Líquidos con temperatura de inflamación igual o mayor a 60 °C, pero menor a 93 °C.

Clase III B: Líquidos con temperatura de inflamación de 93 °C y mayores.

Líquido inflamable: Cualquier líquido con punto de inflamación menor de 37,8 °C y una presión de vapor absoluta no mayor de 2,8 kg/cm² (40 psi) a 37,8 °C.

Los líquidos inflamables Clase I, se subdividen como sigue:

Clase I A: Líquidos con temperatura de inflamación inferior a 22,8 °C, cuya temperatura de ebullición sea menor de 37,8 °C.

Clase I B: Líquidos con temperatura de inflamación inferior a 22,8 °C, cuya temperatura de ebullición sea igual o mayor a 37,8 °C.

Clase I C: Líquidos con temperatura de inflamación entre 22,8 °C y menor a 37,8 °C.

Motor Octane Number: (Número de Octano del Motor) que se representa como MON se obtiene mediante una corrida de prueba en una máquina operada a una velocidad de 900 revoluciones por minuto y con una temperatura de entrada de aire de 300°F (149°C).

Nafta: Actualmente, en la industria petrolera se da el nombre a los productos del petróleo, así como a productos líquidos del gas natural, cuyo rango de destilación comprende de los 30 a los 232° C. En este tipo de clasificación se denomina nafta ligera a la fracción de la destilación comprendida hasta los 101° C, y nafta pesada a la fracción comprendida entre 101 °C y 232 °C.

Nafta amarga: Aquella que no ha sido procesada por la hidrodesulfuradora es decir nafta con azufre.

Nafta dulce: Nafta procesada por la hidrodesulfuradora, por lo tanto con bajo contenido en azufre.

Nm³: N es de Normal metro cubico, como el volumen de un gas depende de su presión y temperatura, para no tener que poner estos parámetros lo que se acostumbra en la industria es llevar la masa de gas que tengas a las condiciones normales que son para un gas 0 °C y 1 atm. También puedes encontrar una S que significa Standard donde las condiciones son: 25 °C y 1 atm.

Octanaje o número de octano: es una medida de la calidad y capacidad antidetonante de las gasolinas para evitar las detonaciones y explosiones en las máquinas de combustión interna, de tal manera que se libere o se produzca la máxima cantidad de energía útil.

Esta se mide usando una escala arbitraria de número de octano. En esta escala, se dio a los hidrocarburos iso-octano (2,2,4, trimetilpentano) que es poco detonante un índice de octano de 100; y al n-heptano que es muy detonante, un índice de octano de cero.

La prueba de determinación del octanaje de una gasolina se efectúa en un motor especial de un sólo cilindro, aumentando progresivamente la compresión hasta que se manifiesten las detonaciones. Posteriormente, se hace funcionar el motor sin variar la compresión anterior, con una mezcla de iso-octano y una cantidad variable de n-heptano, que representará el octanaje o índice de octano de la gasolina para la cual se procedió a la prueba y que tiene, por lo tanto, el mismo funcionamiento antidetonante de la mezcla de hidrocarburos.

Así, por ejemplo, si una gasolina presenta propiedades antidetonantes similares a una mezcla de 95% de iso-octano y 5% de n-heptano, se dice que tiene un número de octano de 95.

Precio alzado: Este precio incluye el costo tanto de materiales como de mano de obra, así como la dirección técnica, elaboración del proyecto ejecutivo correspondiente y la gestoría de todo tipo de trámites y licencias para la aprobación de la obra correspondiente, sin incluir los costos por derechos que estos tengan en el momento de su tramitación.

Si se toma esta opción, el precio contratado de estos servicios es a “precio alzado” lo que significa la congelación total del precio de todos estos servicios contratados en el periodo de tiempo establecido en el contrato hasta su total terminación, y a partir de la firma de este, junto con el pago del anticipo correspondiente que marca dicho contrato.

Pump Octane Number: En las gasolineras de Estados Unidos es común el uso del PON sobre el RON, el cual es el promedio de los números de octano de investigación (RON) y el octano del motor (MON), de la siguiente forma: $(RON + MON)/2$.

Research Octane Number (Número de Octano de Investigación) que se representa como RON se determina efectuando una velocidad de 600 revoluciones por minuto (rpm) en el motor y una temperatura de entrada de aire de 125°F (51.7°C)

Research Octane Number Clear: Numero de Octanaje de Investigación “limpio”, corresponde al RON que se encuentra libre de plomo y sin aditivos antidetonantes.

Tasa interna de retorno: Tasa de interés a la cual el valor presente de los flujos de efectivo positivos (ingresos) es igual a los flujos de efectivo negativos (egresos) de un proyecto de inversión; es decir, la tasa a la cual el valor presente neto del proyecto es igual a cero.

PRI. Periodo de Recuperación de la Inversión, es el tiempo, generalmente expresado en años, en el cual se recupera la inversión de un proyecto de inversión.

Valor presente neto: Es el método tradicional de valuación de un proyecto de inversión y resulta de la suma de los flujos de efectivo (ingresos menos egresos que se producirán durante la vida del proyecto), descontados a la tasa de descuento definida. Esta metodología asume volatilidades de cero en los flujos de efectivo libres proyectados.

A. TABLA DE OCTANAJE DE ALGUNOS HIDROCARBUROS

Hydrocarbon	RON pure	RON blending	Hydrocarbon	RON pure	RON blending
<i>Paraffins</i>			<i>Naphthenes</i>		
<i>n</i> -Butane	94.0	113	Cyclopentane	>100	141
Isobutane	>100	122	Cyclohexane	83.0	110
<i>n</i> -Pentane	61.8	62	Methylcyclopentane	91.3	107
2-Methylbutane	92.3	100	Methylcyclohexane	74.8	104
<i>n</i> -Hexane	24.8	19	<i>t</i> -1,3-Dimethylcyclopentane	80.6	90
2-MethylPentane	73.4	82	1,1,3-Trimethylcyclopentane	87.7	94
2,2-Dimethylbutane	91.8	89	Ethylcyclohexane	45.6	43
<i>n</i> -Heptane	0.0	0	Isobutylcyclohexane	33.7	38
3-Methylhexane	52	56	<i>Aromatics</i>		
2,3-DimethylPentane	91.1	88	Benzene	—	98
2,2,3-Trimethylbutane	>100	112	Toluene	>100	124
<i>n</i> -Octane	<0	-18	Ethylbenzene	>100	124
3,3-Dimethylhexane	75.5	72	<i>o</i> -Xylene	—	120
2,2,4-TrimethylPentane	100.0	100	<i>m</i> -Xylene	>100	145
<i>n</i> -Nonane	<0	-18	<i>p</i> -Xylene	>100	146
2,2,3,3-TetramethylPentane	>100	122	<i>n</i> -Propylbenzene	>100	127
<i>n</i> -Decane	<0	-41	Isopropylbenzene	>100	132
<i>Olefins</i>			1-Methyl-3-ethylbenzene	>100	162
1-Hexene	76.4	96	1,3,5-Trimethylbenzene	>100	170
1-Heptene	54.5	65	<i>n</i> -Butylbenzene	>100	114
2-Methyl-2-hexene	90.4	129	1-Methyl-3-isopropylbenzene	—	154
2,3-Dimethyl-1-pentene	99.3	139	1,2,3,4-Tetramethylbenzene	>100	146

^aObtained using a 20% hydrocarbon –80% 60:40 mixture of isooctane and *n*-heptane.

B. BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

ANEXO B BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA

Simulación realizada en PRO II version 8.1

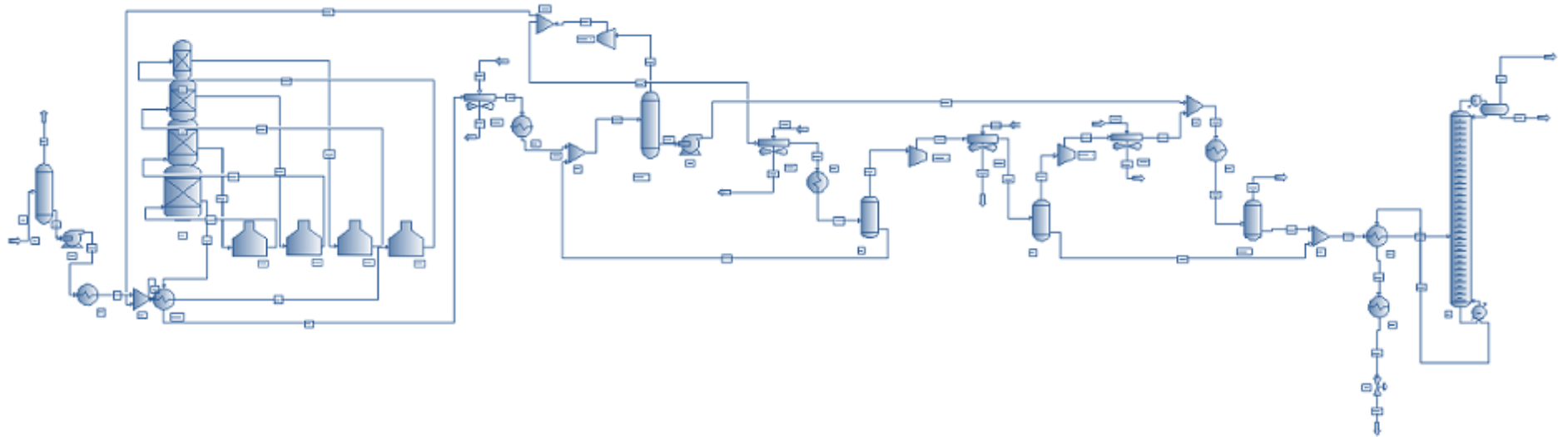


Ilustración 1: Diagrama de flujo de proceso simulado en PRO II

Nombre de la corriente	Unidades	S101	S103	S104	S106	S108	S113	S124A	S128A	S130A	S131A
Descripción de la corriente		DEL LÍMITE DE BATERIA	NAFTA DE TANQUE DE COMPENSACIÓN	DE LAS BOMBAS DE CARGA	ALIMENTACIÓN AL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	EN EL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	DEL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	EFLUENTE DEL ÚLTIMO REACTOR	EFLUENTE DEL ÚLTIMO REACTOR, DE CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBIANDA	EFLUENTE DEL REACTOR FUERA DEL AERO ENFRIADOR	EFLUENTE DEL REACTOR DE CONDENSADOR DE PRODUCTOS
FASE		Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Vapor	Mezcla	Mezcla	Mezcla
TOTAL DE LA CORRIENTE											
Temperatura	°C	38.0	38.0	38.26	121.0	89.865	493.73	522.0	107.0	60.0	40.0
Presión	kg/cm ²	4.0	2.2	9.6	8.93	5.69	5.34	3.23	2.86	2.71	2.71
Flujo	kg-mol/hr	1263.977	1263.977	1263.977	1263.9771	6542.3989	6542.3989	9492.2451	9492.2451	9492.2451	9492.245
	kg/hr	137942.2	137942.2	137942.234	137942.23	188560.37	188560.37	194916.21	194916.21	194916.21	194916.21
Peso molecular		109.1334	109.1334	109.133	109.13349	28.82129	28.82129	20.53426	20.53426	20.53426	20.53426
Flujo volumétrico	ft ³ /hr	6558.083	6558.083	6558.083	6558.0830	13731.1396	13731.1396	16256.697	16256.6972	16256.6972	16256.6972
Entalpia	MM BTU/hr	10.11683	10.09171	10.267	34.86115	66.66625	327.03058	368.18326	107.81899	57.77911	40.16916
	BTU/kg	73.34074	73.15864	74.427	252.72179	353.55240	1734.34753	1888.9231	553.15326	296.42926	206.08339
Fracción mol (Líquido)		1.0	1.0	1.0	1.0	0.13802	0.0	0.0	0.01473	0.09073	0.11529
Fracción mol (vapor)		0.0	0.0	0.0	0.0	0.86198	1.0	1.0	0.98527	0.90927	0.88471
T reducida		0.54224	0.54224	0.543	0.68688	2.00822	4.24243	5.45686	2.60885	2.28630	2.14905
P reducida		0.13384	0.07361	0.322	0.29880	0.28163	0.26430	0.16216	0.14359	0.13606	0.13606
Factor K de UOP		11.99545	11.99545	11.995	11.99545	14.09585	14.09585	14.50639	14.50639	14.50639	14.50639
Densidad	kg/m ³	742.80475	742.8047	742.805	742.80475	484.95129	484.95129	423.41864	423.41864	423.41864	423.41864
ρ específica		0.74354	0.74354	0.744	0.74354	0.48543	0.48543	0.42384	0.42384	0.42384	0.42384
°API		58.80637	58.80637	58.8063	58.80637	159.99417	159.99417	202.35510	202.35510	202.35510	202.35510
VAPOR											
Flujo	Kg-mol/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	5639.39697	6542.39893	9492.2451	9352.46582	8631.05957	8397.92383
	Kg/hr	n/a	n/a	n/a	n/a	88432.2265	188560.375	194916.21	178318.4063	101914.2188	80384.9765

Flujo volumétrico PM Factor Z Entalpía CP Vapor CV Densidad Conduct. Térmica Viscosidad Factor K de UOP vapor	ft ³ /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	1075016.25	2817753.0	7004232.5	3715605.25	3175645.25	2905270.75
	ft ³ /hr	n/a	n/a	n/a	n/a	4718023.0	5473492.0	7941387.5	7824445.0	7220903.50	7025857.50
		n/a	n/a	n/a	n/a	15.68115	28.82129	20.53426	19.06646	11.80785	9.57201
		n/a	n/a	n/a	n/a	0.99793	1.00164	1.00110	0.99827	0.99961	0.99992
	BTU/Kg	n/a	n/a	n/a	n/a	549.99182	1734.34753	1888.923	587.2283	475.44449	404.94083
	BTU/Kg-°C	n/a	n/a	n/a	n/a	3.01620	3.56112	3.63845	2.64795	3.30595	3.73004
	BTU/Kg-°C	n/a	n/a	n/a	n/a	2.50165	3.28568	3.25435	2.22958	2.63374	2.90149
	Kg/m ³	n/a	n/a	n/a	n/a	2.90502	2.36321	0.98275	1.69481	1.13333	0.97711
	BTU/hr-ft-°F	n/a	n/a	n/a	n/a	0.07167	0.10829	0.12836	0.06845	0.07324	0.07427
	cP	n/a	n/a	n/a	n/a	0.00935	0.01606	0.01726	0.00960	0.00911	0.00885
		n/a	n/a	n/a	n/a	16.56454	14.09585	14.50639	14.86783	18.00566	19.83590
LÍQUIDO											
Flujo	Kg-mol/hr	1263.977	1263.977	1263.977	1263.9771	903.00244	n/a	n/a	139.77991	861.185	1094.321
	Kg/hr	137942.2	137942.2	137942.234	137942.23	100128.132	n/a	n/a	16597.816	93002.00	114531.25
Flujo de Liq.	ft ³ /hr	6710.271	6712.284	6705.935	7438.18555	5109.69434	n/a	n/a	737.00299	4043.991	4965.641
	ft ³ /hr	6558.083	6558.083	6558.083	6558.0830	4707.01465	n/a	n/a	675.68311	3875.203	4850.124
Peso molecular		109.1334	109.1334	109.133	109.13349	110.88356	n/a	n/a	118.74250	107.992	104.65960
Factor Z		0.02602	0.01432	0.063	0.05074	0.03389	n/a	n/a	0.01565	0.014	0.01517
Entalpía	BTU/Kg	73.34074	73.15863	74.427	252.72176	180.05896	n/a	n/a	187.06813	100.259	66.51315
CP	BTU/Kg-°C	1.95611	1.95660	1.956	2.36148	2.18448	n/a	n/a	1.96343	1.79145	1.73081
Densidad	Kg/m ³	725.9580	725.7403	726.427	654.91443	692.01495	n/a	n/a	795.30914	812.1503	814.52222
Tensión superficial	DYNE/cm	21.16821	21.16821	21.14155	13.15034	16.51877	n/a	n/a	20.32977	23.5996	24.95625
Conduct. Térmica	BTU/hr-ft-°F	0.06763	0.06763	0.067596	0.05675	0.06077	n/a	n/a	0.06421	0.06909	0.07120
Viscosidad	cP	0.45799	0.45799	0.456633	0.22251	0.28474	n/a	n/a	0.31997	0.43902	0.51342

Nombre de la corriente	Unidades	S131B	S132	S137	S201A	S202B	S135	S139	S206B	S212A	S144A
------------------------	----------	-------	------	------	-------	-------	------	------	-------	-------	-------

Descripción de la corriente		ENTRADA AL SEPARADOR	LÍQUIDO A LA SALIDA DEL SEPARADOR	GAS DE RECICLO DEL COMPRESOR DE DESCARGA	VAPOR DEL SEPARADOR A COMPRESOR	GAS DE RECICLO DEL COMPRESOR DE DESCARGA	GAS DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN A ENFRIADOR	LÍQUIDO DEL TANQUE DE RECONTACTO	GAS DE RECICLO A CAMBIADOR DE CALOR A ALIMENTACIÓN COMBINADA	ENTRADA A ENFRIADOR DE SUCCIÓN DE LA 1° ETAPA	ENTRADA AL TANQUE DE SUCCIÓN DE 1° ETAPA
FASE TOTAL DE LA CORRIENTE		Mezcla	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Mezcla
Temperatura	°C	39.93	40.00	98.39	40.0	98.41	41.22	40.0	98.39	57.0	40.0
Presión	kg/cm ²	2.71	2.71	5.69	2.710	6.0	40.0	40.0	5.69	5.55	5.10
Flujo	kg-mol/hr	9508.319	1108.297	3121.6001	8400.022	8400.022	1108.296	1347.099	5278.422	3121.6001	3121.6001
	kg/hr	196448.00	115894.828	29934.998	80553.188	80553.11	115894.82	129898.234	50618.125	29934.9981	29934.9981
Peso molecular		20.661	104.570	9.5896	9.59	9.5896	104.570	96.428	9.59	9.5896	9.5896
Flujo volumétrico	ft ³ /hr	16324.354	4909.229	4242.066	11415.127	11415.12	4909.229	5738.944	7173.057	4242.066	4242.066
Entalpia	MM BTU/hr	40.280	7.711	18.8092	32.622	50.6143	8.3692379	9.424	31.805	14.0041	11.4842
	BTU/kg	205.039	66.538	628.3317	404.979	628.3317	72.2137756	72.545	628.332	467.8152	383.6367
Fracción mol (Líquido)		0.117	1.0	0	0.0	0	1	1.0	0.0	0	0.005733
Fracción mol (Vapor)		0.883	0.0	1	1.0	1	0	0.0	1.0	1	0.994266
T reducida		2.138	0.522	4.2882	3.614	4.2884	0.524297	0.555	4.288	3.8105	3.6143
P reducida		0.136	0.076	0.3181	0.152	0.3355	1.12457	1.117	0.318	0.3103	0.2851
Factor K de UOP		14.479	10.767	19.8197	19.820	19.8197	10.76683	11.035	19.820	19.8197	19.8197
Densidad	kg/m ³	424.977	833.691	249.2046	249.205	249.2046	833.6909	799.329	249.205	249.2046	249.2046
ρ específica		0.425	0.835	0.2495	0.249	0.2495	0.83451	0.800	0.249	0.2495	0.2495
°API		201.131	38.060	435.7466	435.74636	435.7466	38.0598	45.349	435.7466	435.7466	435.7466
VAPOR											
Flujo	Kg-mol/hr	8399.330	n/a	3121.6001	8400.022	8400.022	n/a	n/a	5278.422	3121.600	3103.7028
	Kg/hr	80491.672	n/a	29934.998	80553.188	80553.11	n/a	n/a	50618.12	29934.9981	28236.9688

Flujo volumétrico PM Factor Z Entalpía CP Vapor CV Densidad Conduct. Térmica Viscosidad Factor K de UOP vapor	ft ³ /hr	2905140.5	n/a	610935.5	2905982.0	1559232.5	n/a	n/a	1033052.06	556147.813	570649.688
	ft ³ /hr	7027034.0	n/a	2611588.25	7027614.0	7027613.5	n/a	n/a	4416025.0	2611588.25	2596615.25
		9.583	n/a	9.58963203	9.590	9.589632	n/a	n/a	9.59	9.58963203	9.09783173
		1.000	n/a	1.00106	1.000	1.00112	n/a	n/a	1.001	1.00029	1.00009
	BTU/Kg	404.719	n/a	628.331726	404.979	628.3316	n/a	n/a	628.332	467.815277	402.461304
	BTU/Kg-°C	3.727	n/a	3.95670486	3.725	3.957431	n/a	n/a	3.957	3.80048418	3.8774426
	BTU/Kg-°C	2.899	n/a	3.12654209	2.898	3.126716	n/a	n/a	3.127	2.9675324	2.99976301
	Kg/m ³	0.978	n/a	1.73036659	0.979	1.824424	n/a	n/a	1.730	1.90083015	1.74744201
	BTU/hr-ft-°F	0.074	n/a	0.08562582	0.074	0.085629	n/a	n/a	0.086	0.07757901	0.07531431
	cP	0.009	n/a	0.01014277	0.009	0.010143	n/a	n/a	0.010	0.009233	0.00889772
		19.826	n/a	19.8197479	19.820	19.81974	n/a	n/a	19.820	19.8197479	20.3495865
	LÍQUIDO										
Flujo	Kg-mol/hr	1108.990	1108.297	n/a	n/a	n/a	1108.296	1347.099	n/a	n/a	17.897
	Kg/hr	115956.35	115894.828	n/a	n/a	n/a	115894.82	129898.234	n/a	n/a	1698.029
	ft ³ /hr	5028.869	5026.229	n/a	n/a	n/a	5008.694	5860.177	n/a	n/a	77.152
Flujo de Liq.	ft ³ /hr	4912.116	4909.229	n/a	n/a	n/a	4909.228	5738.944	n/a	n/a	75.215
	Peso molecular	104.560	104.570	n/a	n/a	n/a	104.5702	96.428	n/a	n/a	94.877
Factor Z		0.015	0.015	n/a	n/a	n/a	0.2218	0.211	n/a	n/a	0.026
Entalpía	BTU/Kg	66.430	66.538	n/a	n/a	n/a	72.213	72.545	n/a	n/a	70.598
CP	BTU/Kg-°C	1.731	1.731	n/a	n/a	n/a	1.7287	1.777	n/a	n/a	1.781
Densidad	Kg/m ³	814.289	814.284	n/a	n/a	n/a	817.1349	782.793	n/a	n/a	777.239
Tensión superficial	DYNE/cm	24.946	24.942	n/a	n/a	n/a	24.8078	22.361	n/a	n/a	22.828
Conduct. Térmica	BTU/hr-ft-°F	0.071	0.071	n/a	n/a	n/a	0.07103	0.069	n/a	n/a	0.070
Viscosidad	cP	0.513	0.513	n/a	n/a	n/a	0.5052	0.415	n/a	n/a	0.415

Nombre de la corriente	Unidades	S218	S160	S217B	S142B	S219	S146	S226B	S136A	S137A	S227A
------------------------	----------	------	------	-------	-------	------	------	-------	-------	-------	-------

Descripción de la corriente		GAS DEL TANQUE DE SUCCIÓN DE LA 1° ETAPA	LÍQUIDO DEL TANQUE DE SUCCIÓN DE 1° ETAPA	DESCARGA DEL COMPRESOR DE DESCARGA DE LA 1° ETAPA	ENTRADA A TANQUE DE DESCARGA DE AERO ENFRIADOR	GAS DEL TANQUE DE DESCARGA DE LA 1° ETAPA	LÍQUIDO DEL TANQUE DE DESCARGA DE LA 1° ETAPA	DESCARGA DEL COMPRESOR DE DESCARGA DE LA 2° ETAPA	VAPOR A LA SALIDA DEL SEPARADOR	ENTRADA A ENFRIAMIENTO CON AGUA	SALIDA DEL AERO ENFRIADOR DE DESCARGA DE 2° ETAPA
FASE TOTAL DE LA CORRIENTE		Vapor	Líquido	Vapor	Mezcla	Vapor	Líquido	Vapor	Mezcla	Mezcla	Mezcla
Temperatura	°C	41.0	41.0	132.69	60.0	59.8	59.8	130.7	55.36	40.00	60.0
Presión	kg/cm ²	5.10	5.10	16.75	16.53	16.53	16.53	40.1	40.0	40.00	40.0
Flujo	kg-mol/hr	3105.5256	16.0744	3105.5256	3105.5256	3090.211	15.314	3090.211	4198.508	4198.508	3090.211
	kg/hr	28403.209	1531.7864	28403.209	28403.209	27055.943	1347.265	27055.943	142950.766	142950.766	27055.943
Peso molecular		9.1460	95.2934	9.1460	9.1460	8.755	87.974	8.755	34.048	34.048	8.755
Flujo volumétrico	ft ³ /hr	4174.407	67.658	4174.407	4174.407	4111.502	62.906	4111.502	9020.730	9020.730	4111.502
Entalpia	MM BTU/hr	11.5453	0.1105	22.0047	13.1025	12.914	0.154	20.901	19.822	14.349	11.453
	BTU/kg	406.4779	72.1073	774.7211	461.3028	477.315	114.004	772.516	138.666	100.378	423.313
Fración mol (Líquido)		0	1	0	0.004795	0.0	1.0	0.0	0.315	0.321	0.017
Fración mol (Vapor)		1	0	1	0.995204	1.0	0.0	1.0	0.685	0.679	0.983
T reducida		3.7338	0.5506	4.8236	3.9596	4.066	0.618	4.932	1.503	1.433	4.069
P reducida		0.2867	0.1383	0.9417	0.9293	0.934	0.448	2.267	1.785	1.785	2.261
Factor K de UOP		20.2959	10.9898	20.2959	20.2959	20.740	11.388	20.740	12.654	12.654	20.740
Densidad	kg/m ³	240.2851	799.5253	240.2851	240.2851	232.389	756.340	232.389	559.628	559.628	232.389
ρ específica		0.2405	0.8003	0.2405	0.2405	0.233	0.757	0.233	0.560	0.560	0.233
°API		456.8032	45.3055	456.8032	456.8032	476.791	55.401	476.791	121.097	121.097	476.791
VAPOR											
Flujo	Kg-mol/hr	3105.5256	n/a	3105.5256	3090.6345	3090.211	n/a	3090.211	2877.171	2851.409	3036.887
	Kg/hr	28403.209	n/a	28403.209	27092.2793	27055.943	n/a	27055.943	14699.734	13052.519	22852.410

Flujo volumétrico	ft ³ /hr	572809.25	n/a	226343.469	186942.344	186804.844	n/a	94332.961	71844.906	67910.086	76501.844
	ft ³ /hr	2598140	n/a	2598140	2585681.75	2585327.7	n/a	2585327.7	2407094.2	2385541.250	2540716.250
PM		9.1460228	n/a	9.1460228	8.76592827	8.755	n/a	8.755	5.109	4.578	7.525
Factor Z		1.00009	n/a	1.00467	1.00236	1.002	n/a	1.012	1.015	1.016	1.010
Entalpía	BTU/Kg	406.477936	n/a	774.72113	478.092316	477.315	n/a	772.516	473.996	377.366	478.023
CP	BTU/Kg-°C	3.86659908	n/a	4.22516108	4.08994961	4.093	n/a	4.378	6.099	6.611	4.605
Vapor CV	BTU/Kg-°C	2.99356413	n/a	3.34144592	3.15589619	3.157	n/a	3.424	4.482	4.807	3.477
Densidad	Kg/m ³	1.75110304	n/a	4.43153048	5.11790419	5.115	n/a	10.129	7.225	6.788	10.549
Conduct. Térmica	BTU/hr-ft-°F	0.07540376	n/a	0.09335668	0.08012178	0.080	n/a	0.094	0.092	0.090	0.083
Viscosidad	cP	0.00891581	n/a	0.01091854	0.00937908	0.009	n/a	0.011	0.010	0.009	0.010
Factor K de UOP vapor		20.295948	n/a	20.295948	20.7272034	20.740	n/a	20.740	27.035	28.769	22.337
LÍQUIDO											
Flujo	Kg-mol/hr	n/a	16.074	n/a	14.891	n/a	15.314	n/a	1321.337	1347.099	53.324
	Kg/hr	n/a	1531.786	n/a	1310.930	n/a	1347.265	n/a	128251.031	129898.250	4203.532
Flujo de Liq.	ft ³ /hr	n/a	69.467	n/a	64.413	n/a	66.225	n/a	5858.436	5860.178	225.959
	ft ³ /hr	n/a	67.658	n/a	61.172	n/a	62.906	n/a	5642.299	5738.944	213.319
Peso molecular		n/a	95.293	n/a	88.033	n/a	87.974	n/a	97.062	96.428	78.830
Factor Z		n/a	0.027	n/a	0.080	n/a	0.080	n/a	0.205	0.211	0.186
Entalpía	BTU/Kg	n/a	72.107	n/a	114.322	n/a	114.004	n/a	100.231	72.545	125.886
CP	BTU/Kg-°C	n/a	1.781	n/a	1.956	n/a	1.956	n/a	1.837	1.777	2.108
Densidad	Kg/m ³	n/a	778.704	n/a	718.716	n/a	718.430	n/a	773.096	782.793	656.959
Tensión superficial	DYNE/cm	n/a	22.837	n/a	18.371	n/a	18.369	n/a	20.972	22.361	14.805
Conduct. Térmica	BTU/hr-ft-°F	n/a	0.070	n/a	0.065	n/a	0.065	n/a	0.067	0.069	0.061
Viscosidad	cP	n/a	0.415	n/a	0.284	n/a	0.284	n/a	0.356	0.415	0.209

Nombre de la corriente	Unidades	S228	S150A	S151A	S171A	S153A	S159	S162	S163B	S192B
Descripción de la corriente		VAPOR DEL TANQUE DE RECONTACTO	ENTRADA AL CAMBIADOR DE CALOR DE ENTRADA A LA DEC4	ENTRADA A LA TORRE DEC4 (DEBUTANIZADORA)	VAPOR DEL DOMO DE LA TORRE DEC4	FONDOS DE LA TORRE DEC4	FONDOS DE LA TORRE DE CAMBIADOR DE CALOR	FONDOS DE LA TORRE DE ENFRIADOR DE FONDOS	REFORMADO A ALMACENAMIENTO	VAPOR DE LA TORRE A LIMITE DE BATERIA
FASE		Vapor	Mezcla	Mezcla	Vapor	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor
TOTAL DE LA CORRIENTE										
Temperatura	°C	40.00	41.59	189.0	66.69	238.78	89.49	38.40	38.92	41.74
Presión	kg/cm ²	40.00	17.39	15.64	14.0	14.0	14.0	13.4	4.0	14.0
Flujo	kg-mol/hr	2851.409	1362.413	1362.413	172.159	1190.254	1190.254	1190.254	1190.254	3023.568
	kg/hr	13052.519	131245.516	131245.516	7452.082	123793.422	123793.406	123793.406	123793.406	20504.602
Peso molecular		4.578	96.333	96.333	43.286	104.006	104.006	104.006	104.006	6.782
Flujo volumétrico	ft ³ /hr	3281.786	5801.850	5801.850	520.929	5280.920	5280.920	5280.920	5280.920	3802.716
Entalpia	MM BTU/hr	4.926	9.577	51.889	3.306	62.062	19.752	8.110	8.110	8.231
	BTU/kg	377.366	72.971	395.354	443.595	501.331	159.552	65.515	65.515	401.436
Fracción mol (Líquido)		0.000	0.989	0.919	0.0	1.0	1.0	1.0	1.0	0.0
Fracción mol (Vapor)		1.000	0.011	0.081	1.0	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0
T reducida		5.694	0.558	0.819	1.005	0.857	0.607	0.522	0.523	4.427
P reducida		2.487	0.486	0.437	0.367	0.395	0.395	0.378	0.113	0.807
Factor K de UOP		28.769	11.038744	11.038744	14.677702	10.81968	10.81968	10.820	10.820	23.648
Densidad	kg/m ³	140.455	798.863	798.863	505.188	827.832	827.832	827.832	827.832	190.420
ρ específica		0.141	0.800	0.800	0.506	0.829	0.829	0.829	0.829	0.191
°API		874.944	45.452	45.452	148.317	39.260	39.260	39.259	39.259	610.862
VAPOR										
Flujo	Kg-mol/hr	2851.409	15.267	110.315	172.159	n/a	n/a	n/a	n/a	3023.568

Flujo volumétrico PM Factor Z Entalpía CP Vapor CV Densidad Conduct. Térmica Viscosidad Factor K de UOP vapor	Kg/hr	13052.519	113.078	6508.717	7452.082	n/a	n/a	n/a	n/a	20504.602	
	ft ³ /hr	67910.086	829.622	8692.673	10678.423	n/a	n/a	n/a	n/a	204215.156	
	ft ³ /hr	2385541.250	12772.32	92291.41	144031.21	n/a	n/a	n/a	n/a	2529572.75	
		4.578	7.407	59.001	43.286	n/a	n/a	n/a	n/a	6.782	
		1.016	1.003	0.891	0.853	n/a	n/a	n/a	n/a	1.003	
		BTU/Kg	377.366	391.386	675.776	443.595	n/a	n/a	n/a	n/a	401.436
		BTU/Kg-°C	6.611	4.457	2.218	2.030	n/a	n/a	n/a	n/a	4.823
		BTU/Kg-°C	4.807	3.352	1.994	1.691	n/a	n/a	n/a	n/a	3.628
		Kg/m ³	6.788	4.813	26.442	24.645	n/a	n/a	n/a	n/a	3.546
		BTU/hr-ft-°F	0.090	0.076	0.026	0.018	n/a	n/a	n/a	n/a	0.081
		cP	0.009	0.009	0.011	0.009	n/a	n/a	n/a	n/a	0.009
			28.769	23.233	12.655	14.678	n/a	n/a	n/a	n/a	23.648
	LÍQUIDO										
	Flujo Flujo de Liq. Peso molecular Factor Z Entalpía CP Densidad Tensión superficial Conduct. Térmica Viscosidad	Kg-mol/hr	n/a	1347.147	1252.098	n/a	1190.254	1190.254	1190.254	1190.254	n/a
Kg/hr		n/a	131132.422	124736.789	n/a	123793.422	123793.406	123793.406	123793.406	n/a	
ft ³ /hr		n/a	5930.363	6910.059	n/a	7352.694	5693.401	5391.425	5400.811	n/a	
ft ³ /hr		n/a	5781.909	5436.260	n/a	5280.921	5280.919	5280.919	5280.919	n/a	
		n/a	97.341	99.622	n/a	104.006	104.006	104.006	104.006	n/a	
		n/a	0.092484	0.07162	n/a	0.066977	0.070892	0.075	0.022	n/a	
		BTU/Kg	n/a	72.69611	380.7220	n/a	501.3306	159.5519	65.515	65.515	n/a
		BTU/Kg-°C	n/a	1.785426	2.449038	n/a	2.72091	1.94608	1.734	1.738	n/a
		Kg/m ³	n/a	780.877	637.4807	n/a	594.5732	767.8563	810.864	809.455	n/a
		DYNE/cm	n/a	22.41752	8.988431	n/a	5.733623	19.42322	24.90909	24.85230	n/a
		BTU/hr-ft-°F	n/a	0.069124	0.054709	n/a	0.055298	0.064227	0.071202	0.071130	n/a
		cP	n/a	0.419393	0.121712	n/a	0.10301	0.305642	0.514056	0.510946	n/a

FLUJO MOLAR (KG-MOL/HR)	S101	S103	S104	S106	S108	S113	S124	S128A	S130A	S131A
	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Vapor	Mezcla	Mezcla	Mezcla
DESCRIPCIÓN DE LA CORRIENTE	NAFTA DE LÍMITE DE BATERIA	NAFTA DE TANQUE DE COMPENSACIÓN	DE LAS BOMBAS DE CARGA	ALIMENTACIÓN AL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	EN EL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	DEL CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	EFLUENTE DEL ÚLTIMO REACTOR	EFLUENTE DEL ÚLTIMO REACTOR, DE CAMBIADOR DE CALOR DE ALIMENTACIÓN COMBINADA	EFLUENTE DEL REACTOR FUERA DEL AERO ENFRIADOR	EFLUENTE DEL REACTOR, DE CONDENSADOR DE PRODUCTOS
H ₂ O	0	0	0	0	0.1445	0.1445	0.2346	0.2346	0.2346	0.2346
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0	0	0	0	0.0145	0.0145	0.0233	0.0233	0.0233	0.0233
H ₂ S	0	0	0	0	1.97E-03	1.97E-03	3.17E-03	3.17E-03	3.17E-03	3.17E-03
H ₂	0	0	0	0	4453.9639	4453.9639	7088.9702	7088.9702	7088.9702	7088.9702
METANO	0	0	0	0	160.822	160.822	256.221	256.221	256.221	256.221
ETANO	0	0	0	0	162.4623	162.4623	260.357	260.357	260.357	260.357
PROPANO	0	0	0	0	138.4204	138.4204	225.5	225.5	225.5	225.5
n-BUTANO	0	0	0	0	65.2543	65.2543	112.416	112.416	112.416	112.416
ISOBUTANO	0	0	0	0	44.9453	44.9453	75.5441	75.5441	75.5441	75.5441
1,3-BUTADIENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-PENTANO	0.854	0.854	0.854	0.854	33.5753	33.5753	62.3251	62.3251	62.3251	62.3251
n-PENTANO	3.31	3.31	3.31	3.31	22.0473	22.0473	37.5522	37.5522	37.5522	37.5522
CICLOPENTENO	0	0	0	0	2.5472	2.5472	5.6545	5.6545	5.6545	5.6545
CICLOPENTANO	0.7525	0.7525	0.7525	0.7525	0.7525	0.7525	5.44E-08	5.44E-08	5.44E-08	5.44E-08
2,2-DIMETILBUTANO	1.5462	1.5462	1.5462	1.5462	11.7685	11.7685	22.5036	22.5036	22.5036	22.5036
2,3-DIMETILBUTANO	5.5234	5.5234	5.5234	5.5234	10.0824	10.0824	11.09	11.09	11.09	11.09
2-METILPENTANO	37.3537	37.3537	37.3537	37.3537	71.3387	71.3387	84.188	84.188	84.188	84.188
3-METILPENTANO	34.0271	34.0271	34.0271	34.0271	56.1601	56.1601	58.4001	58.4001	58.4001	58.4001
n-HEXANO	100.58	100.58	100.58	100.58	126.0454	126.0454	72.5082	72.5082	72.5082	72.5082
1-HEXENO	0	0	0	0	6.691	6.691	17.7752	17.7752	17.7752	17.7752
METILCICLOPENTANO	23.8481	23.8481	23.8481	23.8481	24.3709	24.3709	1.6578	1.6578	1.6578	1.6578
CICLOHEXANO	15.5628	15.5628	15.5628	15.5628	15.6018	15.6018	0.1449	0.1449	0.1449	0.1449
BENCENO	17.4903	17.4903	17.4903	17.4903	43.1442	43.1442	93.159	93.159	93.159	93.159
3-ETILPENTANO	3.2629	3.2629	3.2629	3.2629	3.7517	3.7517	2.2872	2.2872	2.2872	2.2872
3,3-DIMETILPENTANO	1.6122	1.6122	1.6122	1.6122	2.29	2.29	2.5994	2.5994	2.5994	2.5994

2,4-DIMETILPENTANO	3.1332	3.1332	3.1332	3.1332	6.1032	6.1032	9.7946	9.7946	9.7946	9.7946
2,3-DIMETILPENTANO	9.7611	9.7611	9.7611	9.7611	10.1293	10.1293	1.561	1.561	1.561	1.561
2,2-DIMETILPENTANO	1.5801	1.5801	1.5801	1.5801	2.12	2.12	1.744	1.744	1.744	1.744
3-METILHEXANO	32.8951	32.8951	32.8951	32.8951	36.9545	36.9545	18.0059	18.0059	18.0059	18.0059
2-METILHEXANO	26.8653	26.8653	26.8653	26.8653	29.8688	29.8688	12.4658	12.4658	12.4658	12.4658
2,2,3-TRIMETILBUTANO	0.8049	0.8049	0.8049	0.8049	1.3136	1.3136	1.7333	1.7333	1.7333	1.7333
n-HEPTANO	122.72	122.72	122.72	122.72	125.9675	125.9675	17.1238	17.1238	17.1238	17.1238
2,3,3-TRIMETIL-1-BUTENO	0	0	0	0	1.4414	1.4414	4.7807	4.7807	4.7807	4.7807
4-METIL-1-HEXENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETILCICLOPENTANO	14.2455	14.2455	14.2455	14.2455	14.3958	14.3958	0.9901	0.9901	0.9901	0.9901
1,1-DIMETILCICLOPENTANO	2.3844	2.3844	2.3844	2.3844	2.4215	2.4215	0.1651	0.1651	0.1651	0.1651
1T,2-DIMETILCICLOPENTANO	2.3844	2.3844	2.3844	2.3844	2.4176	2.4176	0.1617	0.1617	0.1617	0.1617
1T,3-DIMETILCICLOPENTANO	2.3844	2.3844	2.3844	2.3844	2.4177	2.4177	0.1618	0.1618	0.1618	0.1618
METILCICLOHEXANO	45.789	45.789	45.789	45.789	45.8704	45.8704	0.4801	0.4801	0.4801	0.4801
TOLUENO	56.28	56.28	56.28	56.28	88.9945	88.9945	270.332	270.332	270.332	270.332
3-METILHEPTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5262	5.5262	0.992	0.992	0.992	0.992
3,3-DIMETILHEXANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5627	5.5627	1.0222	1.0222	1.0222	1.0222
2-METILHEPTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5472	5.5472	1.1007	1.1007	1.1007	1.1007
4-METILHEPTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5323	5.5323	0.9972	0.9972	0.9972	0.9972
2,5-DIMETILHEXANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5817	5.5817	1.0381	1.0381	1.0381	1.0381
2,2,3,3-TETRAMETILBUTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5996	5.5996	1.0534	1.0534	1.0534	1.0534
ISOCTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.6557	5.6557	1.1009	1.1009	1.1009	1.1009
2,2,3-TRIMETILPENTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5739	5.5739	1.0315	1.0315	1.0315	1.0315
3,4-DIMETILHEXANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5302	5.5302	0.9953	0.9953	0.9953	0.9953
2,3,4-TRIMETILPENTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.551	5.551	1.0126	1.0126	1.0126	1.0126
2,3,3-METILPENTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5464	5.5464	1.0086	1.0086	1.0086	1.0086
2-METIL,3-ETIL-PENTANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5404	5.5404	1.0033	1.0033	1.0033	1.0033
3-ETIL-HEXANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.526	5.526	0.9926	0.9926	0.9926	0.9926
n-OCTANO	114.812	114.812	114.812	114.812	115.0963	115.0963	3.5161	3.5161	3.5161	3.5161
1-OCTENO	0	0	0	0	0.1268	0.1268	1.3386	1.3386	1.3386	1.3386
1,1,2-TRIMETILCICLOPENTANO	1	1	1	1	1.025	1.025	0.1903	0.1903	0.1903	0.1903
1,1,3-TRIMETILCICLOPENTANO	5.0126	5.0126	5.0126	5.0126	5.0486	5.0486	0.1903	0.1903	0.1903	0.1903

2,3-DIMETILHEXANO	5.4226	5.4226	5.4226	5.4226	5.5405	5.5405	1.0043	1.0043	1.0043	1.0043
ISOPROPILCICLOPENTANO	14.0815	14.0815	14.0815	14.0815	14.1173	14.1173	0.4733	0.4733	0.4733	0.4733
1,ETIL, 2-METILCICLOHEXANO	17.285	17.285	17.285	17.285	17.3025	17.3025	0.1742	0.1742	0.1742	0.1742
PROPILCICLOPENTANO	14.0815	14.0815	14.0815	14.0815	14.1103	14.1103	0.4676	0.4676	0.4676	0.4676
ETILCICLOHEXANO	17.285	17.285	17.285	17.285	17.2976	17.2976	0.1726	0.1726	0.1726	0.1726
ETILBENCENO	10.7305	10.7305	10.7305	10.7305	13.251	13.251	51.0656	51.0656	51.0656	51.0656
p-XILENO	10.0095	10.0095	10.0095	10.0095	12.3597	12.3597	53.5602	53.5602	53.5602	53.5602
m-XILENO	29.497	29.497	29.497	29.497	34.2928	34.2928	113.457	113.457	113.457	113.457
o-XILENO	12.776	12.776	12.776	12.776	15.3017	15.3017	70.0103	70.0103	70.0103	70.0103
3,3-DIETILPENTANO	82.0234	82.0234	82.0234	82.0234	82.0434	82.0434	0.513	0.513	0.513	0.513
n-NONANO	73.8659	73.8659	73.8659	73.8659	73.8825	73.8825	0.5322	0.5322	0.5322	0.5322
BUTILCICLOPENTANO	28.6541	28.6541	28.6541	28.6541	28.6591	28.6591	0.2171	0.2171	0.2171	0.2171
n-PROPILCICLOHEXANO	27.2235	27.2235	27.2235	27.2235	27.225	27.225	0.0463	0.0463	0.0463	0.0463
ISOPROPILBENCENO	6.9634	6.9634	6.9634	6.9634	7.4533	7.4533	18.2554	18.2554	18.2554	18.2554
INDENO	1.6926	1.6926	1.6926	1.6926	1.7396	1.7396	6.0733	6.0733	6.0733	6.0733
1-METIL, 2-ETILBENCENO	4.0538	4.0538	4.0538	4.0538	4.3812	4.3812	16.9434	16.9434	16.9434	16.9434
1-METIL, 3-ETILBENCENO	2.9846	2.9846	2.9846	2.9846	3.9072	3.9072	42.7797	42.7797	42.7797	42.7797
1-METIL, 4-ETILBENCENO	6.4426	6.4426	6.4426	6.4426	6.7373	6.7373	18.2279	18.2279	18.2279	18.2279
1,3,5-TRIMETILBENCENO	5.9791	5.9791	5.9791	5.9791	6.2572	6.2572	20.6959	20.6959	20.6959	20.6959
1,2,4-TRIMETILBENCENO	17.1492	17.1492	17.1492	17.1492	18.0451	18.0451	76.3343	76.3343	76.3343	76.3343
1,2,3-TRIMETILBENCENO	5.1466	5.1466	5.1466	5.1466	5.3099	5.3099	17.7778	17.7778	17.7778	17.7778
3-METILNONANO	21.9991	21.9991	21.9991	21.9991	22.0001	22.0001	0.0617	0.0617	0.0617	0.0617
n-DECANO	43.9983	43.9983	43.9983	43.9983	43.999	43.999	0.0615	0.0615	0.0615	0.0615
o- DIETILBENCENO	6.3518	6.3518	6.3518	6.3518	6.4088	6.4088	6.8808	6.8808	6.8808	6.8808
1,4-DIETILBENCENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BUTILBENCENO	3.0663	3.0663	3.0663	3.0663	3.1201	3.1201	8.0972	8.0972	8.0972	8.0972
1-METIL, 4-PROPILBENCENO	3.0663	3.0663	3.0663	3.0663	3.2608	3.2608	30.611	30.611	30.611	30.611
1,2,4,5-TETRAMETILBENCENO	6.3518	6.3518	6.3518	6.3518	6.4272	6.4272	23.585	23.585	23.585	23.585
1,2-DIMETIL, 3-ETILBENCENO	3.0663	3.0663	3.0663	3.0663	3.2709	3.2709	41.6492	41.6492	41.6492	41.6492
n-UNDECANO	17.5848	17.5848	17.5848	17.5848	17.5848	17.5848	9.00E-03	9.00E-03	9.00E-03	9.00E-03
2-METILNAFTALENO	0	0	0	0	2.86E-06	2.86E-06	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03
PENTILBENCENO	6.8761	6.8761	6.8761	6.8761	6.9316	6.9316	23.3056	23.3056	23.3056	23.3056

FLUJO MOLAR (KG-MOL/HR)	S131B	S132	S135	S136A	S137	S137A	S139	S142B	S144A	S146
	Mezcla	Líquido	Líquido	Mezcla	Vapor	Mezcla	Líquido	Mezcla	Mezcla	Líquido
DESCRIPCIÓN DE LA CORRIENTE	ENTRADA AL SEPARADOR	LÍQUIDO A LA SALIDA DEL SEPARADOR	GAS DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN A ENFRIADOR	VAPOR A LA SALIDA DEL SEPARADOR	GAS DE RECICLO DEL COMPRESOR DE DESCARGA	ENTRADA A ENFRIAMIENTO CON AGUA	LÍQUIDO DEL TANQUE DE RECONTACTO	ENTRADA A TANQUE DE DESCARGA DE AERO ENFRIADOR	ENTRADA AL TANQUE DE SUCCIÓN DE 1ª ETAPA	LÍQUIDO DEL TANQUE DE DESCARGA DE LA 1ª ETAPA
H ₂ O	0.2347	4.84E-03	4.84E-03	0.0899	0.0854	0.0899	0.0473	0.0853	0.0854	2.55E-04
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0.0233	1.83E-04	1.83E-04	8.74E-03	8.58E-03	8.74E-03	2.39E-03	8.57E-03	8.58E-03	1.16E-05
H ₂ S	3.17E-03	3.51E-05	3.51E-05	1.20E-03	1.17E-03	1.20E-03	4.10E-04	1.16E-03	1.17E-03	2.09E-06
H ₂	7089.0017	1.0131	1.0131	2634.8736	2634.0247	2634.8736	21.2027	2633.9933	2634.0247	0.1327
METANO	256.2292	0.2989	0.2989	95.3738	95.1083	95.3738	5.3688	95.1001	95.1083	0.0253
ETANO	260.4077	1.8669	1.8669	97.7702	96.0784	97.7702	24.9599	96.0277	96.0784	0.1245
PROPANO	225.6428	5.3621	5.3621	86.7727	81.8603	86.7727	45.7173	81.7175	81.8603	0.3069
n-BUTANO	112.6497	8.8047	8.8047	46.7331	38.5907	46.7331	36.1173	38.357	38.5907	0.4286
ISOBUTANO	75.6557	4.1302	4.1302	30.3775	26.5802	30.3775	21.8666	26.4685	26.5802	0.2212
1,3-BUTADIENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-PENTANO	62.6033	10.531	10.531	29.1293	19.351	29.1293	26.1195	19.0728	19.351	0.4745
n-PENTANO	37.7581	7.9397	7.9397	18.481	11.0811	18.481	16.9747	10.8751	11.0811	0.3338
CICLOPENTENO	5.6958	1.6422	1.6422	3.0457	1.5064	3.0457	2.8782	1.4651	1.5064	0.0616
CICLOPENTANO	5.48E-08	1.75E-08	1.75E-08	3.03E-08	1.39E-08	3.03E-08	2.89E-08	1.34E-08	1.39E-08	6.34E-10
2,2-DIMETILBUTANO	22.6693	6.4017	6.4017	12.0189	6.0453	12.0189	11.3388	5.8796	6.0453	0.2624
2,3-DIMETILBUTANO	11.191	3.9358	3.9358	6.379	2.6961	6.379	6.1115	2.5952	2.6961	0.152
2-METILPENTANO	84.9749	30.8914	30.8914	49.0381	20.0984	49.0381	47.075	19.3115	20.0984	1.1648
3-METILPENTANO	59.0021	23.7798	23.7798	35.4016	13.0892	35.4016	34.1921	12.4872	13.0892	0.8654
n-HEXANO	73.3238	32.7983	32.7983	45.9284	15.06	45.9284	44.5139	14.2444	15.06	1.1143
1-HEXENO	17.9599	7.312	7.312	10.8204	3.957	10.8204	10.4565	3.7722	3.957	0.2638
METILCICLOPENTANO	1.6783	0.8462	0.8462	1.108	0.3092	1.108	1.0824	0.2887	0.3092	0.027
CICLOHEXANO	0.1469	0.0848	0.0848	0.1035	0.0231	0.1035	0.1017	0.0211	0.0231	2.42E-03
BENCENO	94.3912	53.5658	53.5658	66.0187	15.1714	66.0187	64.8354	13.9392	15.1714	1.4864
3-ETILPENTANO	2.3229	1.5451	1.5451	1.7569	0.2891	1.7569	1.7357	0.2534	0.2891	0.0415
3,3-DIMETILPENTANO	2.6368	1.5582	1.5582	1.8742	0.4008	1.8742	1.8433	0.3634	0.4008	0.0475
2,4-DIMETILPENTANO	9.9236	5.197	5.197	6.6513	1.7565	6.6513	6.5089	1.6275	1.7565	0.1732
2,3-DIMETILPENTANO	1.5845	0.9985	0.9985	1.1643	0.2178	1.1643	1.1479	0.1942	0.2178	0.0285

2,2-DIMETILPENTANO	1.7666	0.9073	0.9073	1.1734	0.3193	1.1734	1.1473	0.2967	0.3193	0.0306
3-METILHEXANO	18.2827	11.8225	11.8225	13.618	2.4007	13.618	13.4395	2.1239	2.4007	0.3284
2-METILHEXANO	12.6531	7.8734	7.8734	9.2337	1.7762	9.2337	9.0997	1.5889	1.7762	0.2286
2,2,3-TRIMETILBUTANO	1.7565	0.947	0.947	1.1936	0.3008	1.1936	1.1696	0.2776	0.3008	0.031
n-HEPTANO	17.3979	12.2299	12.2299	13.5802	1.9205	13.5802	13.4219	1.6464	1.9205	0.2961
2,3,3-TRIMETIL-1-BUTENO	4.8431	2.5493	2.5493	3.256	0.8524	3.256	3.1871	0.79	0.8524	0.0833
4-METIL-1-HEXENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETILCICLOPENTANO	1.0063	0.767	0.767	0.8235	0.0889	0.8235	0.8172	0.0728	0.0889	0.0163
1,1-DIMETILCICLOPENTANO	0.1676	0.1086	0.1086	0.1251	0.0219	0.1251	0.1235	0.0194	0.0219	2.90E-03
1T,2-DIMETILCICLOPENTANO	0.1642	0.1114	0.1114	0.1257	0.0196	0.1257	0.1242	0.0171	0.0196	2.83E-03
1T,3-DIMETILCICLOPENTANO	0.1643	0.1114	0.1114	0.1257	0.0197	0.1257	0.1243	0.0172	0.0197	2.83E-03
METILCICLOHEXANO	0.4879	0.3583	0.3583	0.3905	0.0481	0.3905	0.3871	0.0404	0.0481	8.23E-03
TOLUENO	274.6776	222.6161	222.6161	233.7034	19.347	233.7034	232.3804	15.0013	19.347	3.914
3-METILHEPTANO	1.0083	0.8435	0.8435	0.8742	0.0613	0.8742	0.87	0.0449	0.0613	0.0142
3,3-DIMETILHEXANO	1.0393	0.8163	0.8163	0.8651	0.0829	0.8651	0.8593	0.0657	0.0829	0.017
2-METILHEPTANO	1.119	0.9207	0.9207	0.9595	0.0737	0.9595	0.9544	0.0554	0.0737	0.0166
4-METILHEPTANO	1.0137	0.8391	0.8391	0.8727	0.0649	0.8727	0.8683	0.0484	0.0649	0.0147
2,5-DIMETILHEXANO	1.0556	0.8024	0.8024	0.861	0.0941	0.861	0.8544	0.0766	0.0941	0.0181
2,2,3,3-TETRAMETILBUTANO	1.0708	0.7891	0.7891	0.8574	0.1047	0.8574	0.85	0.0873	0.1047	0.019
ISOCTANO	1.1184	0.7474	0.7474	0.8469	0.1379	0.8469	0.8368	0.1203	0.1379	0.0209
2,2,3-TRIMETILPENTANO	1.0487	0.808	0.808	0.8626	0.0895	0.8626	0.8563	0.0722	0.0895	0.0176
3,4-DIMETILHEXANO	1.0117	0.8404	0.8404	0.8731	0.0637	0.8731	0.8688	0.0473	0.0637	0.0145
2,3,4-TRIMETILPENTANO	1.0295	0.8252	0.8252	0.8681	0.0759	0.8681	0.8628	0.059	0.0759	0.0161
2,3,3-METILPENTANO	1.0254	0.8283	0.8283	0.8689	0.0732	0.8689	0.8639	0.0565	0.0732	0.0159
2-METIL,3-ETIL-PENTANO	1.02	0.8325	0.8325	0.8701	0.0697	0.8701	0.8653	0.053	0.0697	0.0154
3-ETIL-HEXANO	1.0089	0.8444	0.8444	0.8751	0.0611	0.8751	0.8709	0.0448	0.0611	0.0142
n-OCTANO	3.5712	3.1187	3.1187	3.1895	0.1682	3.1895	3.1781	0.1131	0.1682	0.0422
1-OCTENO	1.3603	1.1585	1.1585	1.1938	0.075	1.1938	1.1887	0.0533	0.075	0.018
1,1,2-TRIMETILCICLOPENTANO	0.1935	0.1537	0.1537	0.1622	0.0148	0.1622	0.1612	0.0116	0.0148	3.10E-03
1,1,3-TRIMETILCICLOPENTANO	0.1934	0.1361	0.1361	0.1507	0.0213	0.1507	0.1492	0.0182	0.0213	3.61E-03
2,3-DIMETILHEXANO	1.021	0.8333	0.8333	0.871	0.0697	0.871	0.8662	0.053	0.0697	0.0154
ISOPROPILCICLOPENTANO	0.4805	0.4235	0.4235	0.4321	0.0212	0.4321	0.4307	0.014	0.0212	5.36E-03

1,ETIL, 2-METILCICLOHEXANO	0.177	0.1493	0.1493	0.1543	0.0103	0.1543	0.1536	7.49E-03	0.0103	2.48E-03
PROPILCICLOPENTANO	0.4743	0.4284	0.4284	0.4343	0.017	0.4343	0.4332	0.0104	0.017	4.45E-03
ETILCICLOHEXANO	0.1752	0.1551	0.1551	0.158	7.46E-03	0.158	0.1575	4.85E-03	7.46E-03	1.94E-03
ETILBENCENO	51.7287	47.7176	47.7176	48.1571	1.4906	48.1571	48.0557	0.8275	1.4906	0.388
p-XILENO	54.222	50.4819	50.4819	50.8487	1.3899	50.8487	50.754	0.7281	1.3899	0.3613
m-XILENO	114.8346	107.2026	107.2026	107.9263	2.8362	107.9263	107.7332	1.4586	2.8362	0.7349
o-XILENO	70.7956	66.7763	66.7763	67.1034	1.4936	67.1034	67.0014	0.7084	1.4936	0.3813
3,3-DIETILPENTANO	0.5191	0.4872	0.4872	0.4898	0.0118	0.4898	0.489	5.73E-03	0.0118	3.15E-03
n-NONANO	0.5379	0.5115	0.5115	0.5131	9.81E-03	0.5131	0.5124	4.14E-03	9.81E-03	2.50E-03
BUTILCICLOPENTANO	0.219	0.211	0.211	0.2114	2.97E-03	0.2114	0.2112	1.06E-03	2.97E-03	6.95E-04
n-PROPILCICLOHEXANO	0.0468	0.0444	0.0444	0.0446	8.88E-04	0.0446	0.0445	3.87E-04	8.88E-04	2.33E-04
ISOPROPILBENCENO	18.4306	17.651	17.651	17.6949	0.2897	17.6949	17.6751	0.1145	0.2897	0.0706
INDENO	6.0966	6.0218	6.0218	6.0226	0.0278	6.0226	6.0207	4.47E-03	0.0278	3.67E-03
1-METIL, 2-ETILBENCENO	17.0758	16.5548	16.5548	16.5735	0.1936	16.5735	16.5603	0.0612	0.1936	0.0425
1-METIL, 3-ETILBENCENO	43.1403	41.672	41.672	41.7321	0.5456	41.7321	41.6949	0.185	0.5456	0.125
1-METIL, 4-ETILBENCENO	18.353	17.8841	17.8841	17.8983	0.1743	17.8983	17.8862	0.0491	0.1743	0.035
1,3,5-TRIMETILBENCENO	20.82	20.3775	20.3775	20.3878	0.1644	20.3878	20.3764	0.0404	0.1644	0.03
1,2,4-TRIMETILBENCENO	76.7466	75.3209	75.3209	75.3484	0.5298	75.3484	75.3115	0.1175	0.5298	0.09
1,2,3-TRIMETILBENCENO	17.8566	17.5968	17.5968	17.6004	0.0966	17.6004	17.5936	0.0177	0.0966	0.0142
3-METILNONANO	0.0621	0.0606	0.0606	0.0606	5.78E-04	0.0606	0.0606	1.54E-04	5.78E-04	1.14E-04
n-DECANO	0.0618	0.0608	0.0608	0.0608	3.96E-04	0.0608	0.0607	7.73E-05	3.96E-04	6.24E-05
o- DIETILBENCENO	6.9089	6.8183	6.8183	6.8192	0.0337	6.8192	6.8169	5.54E-03	0.0337	4.59E-03
1,4-DIETILBENCENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BUTILBENCENO	8.1246	8.0391	8.0391	8.0397	0.0318	8.0397	8.0375	4.36E-03	0.0318	3.71E-03
1-METIL, 4-PROPILBENCENO	30.7108	30.4014	30.4014	30.4036	0.115	30.4036	30.3955	0.0152	0.115	0.013
1,2,4,5-TETRAMETILBENCENO	23.6264	23.5064	23.5064	23.5067	0.0446	23.5067	23.5035	3.21E-03	0.0446	2.93E-03
1,2-DIMETIL, 3-ETILBENCENO	41.7575	41.4319	41.4319	41.4334	0.121	41.4334	41.4249	0.0127	0.121	0.0112
n-UNDECANO	9.02E-03	8.96E-03	8.96E-03	8.96E-03	2.32E-05	8.96E-03	8.96E-03	2.08E-06	2.32E-05	1.88E-06
2-METILNAFTALENO	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03	1.69E-06	4.50E-03	4.50E-03	2.67E-08	1.69E-06	2.61E-08
PENTILBENCENO	23.3366	23.2484	23.2484	23.2485	0.0328	23.2485	23.2461	1.76E-03	0.0328	1.65E-03

FLUJO MOLAR (KG-MOL/HR)	S150	S151A	S153A	S159	S160	S162	S163B	S171A	S192B	S201A
	Mezcla	Mezcla	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Líquido	Vapor	Vapor	Vapor
DESCRIPCIÓN DE LA CORRIENTE	ENTRADA AL CAMBIADOR DE CALOR DE ENTRADA A LA DEC4	ENTRADA A LA TORRE DEC4 (DEBUTANIZADORA)	FONDOS DE LA TORRE DEC4	FONDOS DE LA TORRE DE CAMBIADOR DE CALOR	LÍQUIDO DEL TANQUE DE SUCCIÓN DE 1° ETAPA	FONDOS DE LA TORRE DE ENFRIADOR DE FONDOS	REFORMADO A ALMACENAMIENTO	VAPOR DEL DOMO DE LA TORRE DEC4	VAPOR DE LA TORRE A LIMITE DE BATERIA	VAPOR DEL SEPARADOR A COMPRESOR
H ₂ O	0.0475	0.0475	1.47E-08	1.45E-08	1.29E-04	1.45E-08	1.45E-08	0.0475	0.0901	0.2299
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	2.40E-03	2.40E-03	1.96E-10	1.95E-10	4.94E-06	1.95E-10	1.95E-10	2.40E-03	8.76E-03	0.0231
H ₂ S	4.12E-04	4.12E-04	2.04E-10	2.03E-10	9.26E-07	2.03E-10	2.03E-10	4.12E-04	1.20E-03	3.14E-03
H ₂	21.3354	21.3354	1.67E-12	1.67E-12	0.0314	1.67E-12	1.67E-12	21.3354	2635.0063	7087.9886
METANO	5.3941	5.3941	5.16E-10	5.16E-10	8.22E-03	5.16E-10	5.16E-10	5.3941	95.399	255.9303
ETANO	25.0844	25.0844	2.78E-06	2.78E-06	0.0507	2.78E-06	2.78E-06	25.0844	97.8946	258.5408
PROPANO	46.0242	46.0242	7.12E-04	7.11E-04	0.1428	7.11E-04	7.11E-04	46.0234	87.0789	220.2807
n-BUTANO	36.5459	36.5459	0.1024	0.1023	0.2337	0.1023	0.1023	36.4435	47.0593	103.845
ISOBUTANO	22.0879	22.0879	0.0161	0.0161	0.1116	0.0161	0.0161	22.0718	30.5827	71.5255
1,3-BUTADIENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-PENTANO	26.5939	26.5939	12.157	12.1593	0.2782	12.1593	12.1593	14.4369	17.4468	52.0723
n-PENTANO	17.3086	17.3086	16.0108	16.0084	0.2059	16.0084	16.0084	1.2977	2.804	29.8184
CICLOPENTENO	2.9398	2.9398	2.9194	2.9192	0.0413	2.9192	2.9192	0.0204	0.1879	4.0536
CICLOPENTANO	2.95E-08	2.95E-08	2.95E-08	2.95E-08	4.33E-10	2.95E-08	2.95E-08	1.51E-11	1.47E-09	3.73E-08
2,2-DIMETILBUTANO	11.6012	11.6012	11.6005	11.6005	0.1657	11.6005	11.6005	7.14E-04	0.6808	16.2676
2,3-DIMETILBUTANO	6.2635	6.2635	6.2635	6.2635	0.101	6.2635	6.2635	1.51E-05	0.2675	7.2552
2-METILPENTANO	48.2397	48.2397	48.2397	48.2397	0.7869	48.2397	48.2397	6.92E-05	1.9632	54.0835
3-METILPENTANO	35.0575	35.0575	35.0575	35.0575	0.602	35.0575	35.0575	1.31E-05	1.2095	35.2223
n-HEXANO	45.6282	45.6282	45.6282	45.6282	0.8156	45.6282	45.6282	1.91E-06	1.4145	40.5255
1-HEXENO	10.7203	10.7203	10.7203	10.7203	0.1847	10.7203	10.7203	4.28E-06	0.364	10.6479
METILCICLOPENTANO	1.1094	1.1094	1.1094	1.1094	0.0205	1.1094	1.1094	2.44E-08	0.0256	0.832
CICLOHEXANO	0.1041	0.1041	0.1041	0.1041	1.97E-03	0.1041	0.1041	1.46E-10	1.83E-03	0.0621
BENCENO	66.3218	66.3218	66.3218	66.3218	1.2322	66.3218	66.3218	2.30E-06	1.1832	40.8254
3-ETILPENTANO	1.7772	1.7772	1.7772	1.7772	0.0357	1.7772	1.7772	2.08E-12	0.0213	0.7778
3,3-DIMETILPENTANO	1.8908	1.8908	1.8908	1.8908	0.0374	1.8908	1.8908	3.56E-11	0.0308	1.0786
2,4-DIMETILPENTANO	6.6821	6.6821	6.6821	6.6821	0.129	6.6821	6.6821	1.65E-09	0.1424	4.7265

2,3-DIMETILPENTANO	1.1764	1.1764	1.1764	1.1764	0.0235	1.1764	1.1764	5.91E-12	0.0163	0.586
2,2-DIMETILPENTANO	1.178	1.178	1.178	1.178	0.0226	1.178	1.178	4.13E-10	0.0261	0.8592
3-METILHEXANO	13.7679	13.7679	13.7679	13.7679	0.2768	13.7679	13.7679	3.32E-11	0.1786	6.4602
2-METILHEXANO	9.3282	9.3282	9.3282	9.3282	0.1873	9.3282	9.3282	4.83E-11	0.1341	4.7797
2,2,3-TRIMETILBUTANO	1.2006	1.2006	1.2006	1.2006	0.0232	1.2006	1.2006	1.62E-10	0.024	0.8095
n-HEPTANO	13.7181	13.7181	13.7181	13.7181	0.2741	13.7181	13.7181	2.24E-12	0.1583	5.168
2,3,3-TRIMETIL-1-BUTENO	3.2704	3.2704	3.2704	3.2704	0.0624	3.2704	3.2704	1.87E-09	0.0689	2.2938
4-METIL-1-HEXENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETILCICLOPENTANO	0.8335	0.8335	0.8335	0.8335	0.0162	0.8335	0.8335	3.30E-14	6.25E-03	0.2393
1,1-DIMETILCICLOPENTANO	0.1264	0.1264	0.1264	0.1264	2.49E-03	0.1264	0.1264	2.77E-12	1.63E-03	0.059
1T,2-DIMETILCICLOPENTANO	0.1271	0.1271	0.1271	0.1271	2.51E-03	0.1271	0.1271	5.80E-13	1.44E-03	0.0528
1T,3-DIMETILCICLOPENTANO	0.1271	0.1271	0.1271	0.1271	2.51E-03	0.1271	0.1271	6.01E-13	1.44E-03	0.053
METILCICLOHEXANO	0.3953	0.3953	0.3953	0.3953	7.76E-03	0.3953	0.3953	4.33E-14	3.41E-03	0.1295
TOLUENO	236.2944	236.2944	236.2944	236.2944	4.3456	236.2944	236.2944	5.64E-12	1.323	52.0616
3-METILHEPTANO	0.8842	0.8842	0.8842	0.8842	0.0163	0.8842	0.8842	1.18E-17	4.20E-03	0.1648
3,3-DIMETILHEXANO	0.8763	0.8763	0.8763	0.8763	0.0171	0.8763	0.8763	2.60E-16	5.75E-03	0.223
2-METILHEPTANO	0.971	0.971	0.971	0.971	0.0183	0.971	0.971	2.43E-17	5.08E-03	0.1984
4-METILHEPTANO	0.883	0.883	0.883	0.883	0.0165	0.883	0.883	2.19E-17	4.46E-03	0.1746
2,5-DIMETILHEXANO	0.8724	0.8724	0.8724	0.8724	0.0175	0.8724	0.8724	9.19E-16	6.60E-03	0.2531
2,2,3,3-TETRAMETILBUTANO	0.869	0.869	0.869	0.869	0.0174	0.869	0.869	3.17E-15	7.37E-03	0.2817
ISOCTANO	0.8577	0.8577	0.8577	0.8577	0.0175	0.8577	0.8577	5.78E-14	0.0101	0.371
2,2,3-TRIMETILPENTANO	0.874	0.874	0.874	0.874	0.0172	0.874	0.874	6.67E-16	6.24E-03	0.2407
3,4-DIMETILHEXANO	0.8833	0.8833	0.8833	0.8833	0.0164	0.8833	0.8833	2.41E-17	4.37E-03	0.1713
2,3,4-TRIMETILPENTANO	0.8789	0.8789	0.8789	0.8789	0.0169	0.8789	0.8789	1.50E-16	5.25E-03	0.2043
2,3,3-METILPENTANO	0.8797	0.8797	0.8797	0.8797	0.0168	0.8797	0.8797	9.16E-17	5.04E-03	0.1971
2-METIL,3-ETIL-PENTANO	0.8807	0.8807	0.8807	0.8807	0.0167	0.8807	0.8807	6.09E-17	4.80E-03	0.1875
3-ETIL-HEXANO	0.885	0.885	0.885	0.885	0.0163	0.885	0.885	1.54E-17	4.19E-03	0.1645
n-OCTANO	3.2203	3.2203	3.2203	3.2203	0.0551	3.2203	3.2203	1.95E-18	0.0115	0.4525
1-OCTENO	1.2066	1.2066	1.2066	1.2066	0.0217	1.2066	1.2066	6.31E-18	5.13E-03	0.2018
1,1,2-TRIMETILCICLOPENTANO	0.1643	0.1643	0.1643	0.1643	3.17E-03	0.1643	0.1643	3.25E-17	1.02E-03	0.0397
1,1,3-TRIMETILCICLOPENTANO	0.1528	0.1528	0.1528	0.1528	3.10E-03	0.1528	0.1528	9.29E-16	1.52E-03	0.0573
2,3-DIMETILHEXANO	0.8816	0.8816	0.8816	0.8816	0.0167	0.8816	0.8816	5.72E-17	4.81E-03	0.1877

ISOPROPILCICLOPENTANO	0.436	0.436	0.436	0.436	7.20E-03	0.436	0.436	5.85E-19	1.44E-03	0.057
1,ETIL, 2-METILCICLOHEXANO	0.156	0.156	0.156	0.156	2.83E-03	0.156	0.156	5.50E-19	7.00E-04	0.0278
PROPILCICLOPENTANO	0.4376	0.4376	0.4376	0.4376	6.68E-03	0.4376	0.4376	8.22E-20	1.16E-03	0.0459
ETILCICLOHEXANO	0.1595	0.1595	0.1595	0.1595	2.61E-03	0.1595	0.1595	2.62E-20	5.03E-04	0.0201
ETILBENCENO	48.4437	48.4437	48.4437	48.4437	0.6631	48.4437	48.4437	7.96E-18	0.1014	4.0111
p-XILENO	51.1153	51.1153	51.1153	51.1153	0.6618	51.1153	51.1153	2.30E-18	0.0947	3.7401
m-XILENO	108.4681	108.4681	108.4681	108.4681	1.3776	108.4681	108.4681	4.01E-18	0.1931	7.6319
o-XILENO	67.3827	67.3827	67.3827	67.3827	0.7853	67.3827	67.3827	6.61E-19	0.1019	4.0193
3,3-DIETILPENTANO	0.4922	0.4922	0.4922	0.4922	6.11E-03	0.4922	0.4922	0	8.02E-04	0.0319
n-NONANO	0.5149	0.5149	0.5149	0.5149	5.67E-03	0.5149	0.5149	0	6.68E-04	0.0264
BUTILCICLOPENTANO	0.2119	0.2119	0.2119	0.2119	1.92E-03	0.2119	0.2119	0	2.03E-04	8.01E-03
n-PROPILCICLOHEXANO	0.0448	0.0448	0.0448	0.0448	5.01E-04	0.0448	0.0448	0	5.97E-05	2.39E-03
ISOPROPILBENCENO	17.7457	17.7457	17.7457	17.7457	0.1752	17.7457	17.7457	0	0.0198	0.7797
INDENO	6.0243	6.0243	6.0243	6.0243	0.0233	6.0243	6.0243	0	1.95E-03	0.0748
1-METIL, 2-ETILBENCENO	16.6028	16.6028	16.6028	16.6028	0.1324	16.6028	16.6028	0	0.0132	0.521
1-METIL, 3-ETILBENCENO	41.8199	41.8199	41.8199	41.8199	0.3606	41.8199	41.8199	0	0.0372	1.4683
1-METIL, 4-ETILBENCENO	17.9212	17.9212	17.9212	17.9212	0.1251	17.9212	17.9212	0	0.012	0.4689
1,3,5-TRIMETILBENCENO	20.4064	20.4064	20.4064	20.4064	0.1241	20.4064	20.4064	0	0.0114	0.4425
1,2,4-TRIMETILBENCENO	75.4016	75.4016	75.4016	75.4016	0.4123	75.4016	75.4016	0	0.0369	1.4257
1,2,3-TRIMETILBENCENO	17.6078	17.6078	17.6078	17.6078	0.0788	17.6078	17.6078	0	6.75E-03	0.2598
3-METILNONANO	0.0607	0.0607	0.0607	0.0607	4.24E-04	0.0607	0.0607	0	3.96E-05	1.55E-03
n-DECANO	0.0608	0.0608	0.0608	0.0608	3.19E-04	0.0608	0.0608	0	2.73E-05	1.07E-03
o- DIETILBENCENO	6.8215	6.8215	6.8215	6.8215	0.0281	6.8215	6.8215	0	2.34E-03	0.0906
1,4-DIETILBENCENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BUTILBENCENO	8.0412	8.0412	8.0412	8.0412	0.0274	8.0412	8.0412	0	2.23E-03	0.0855
1-METIL, 4-PROPILBENCENO	30.4085	30.4085	30.4085	30.4085	0.0998	30.4085	30.4085	0	8.07E-03	0.3095
1,2,4,5-TETRAMETILBENCENO	23.5064	23.5064	23.5064	23.5064	0.0414	23.5064	23.5064	0	3.18E-03	0.1199
1,2-DIMETIL, 3-ETILBENCENO	41.4361	41.4361	41.4361	41.4361	0.1083	41.4361	41.4361	0	8.49E-03	0.3256
n-UNDECANO	8.96E-03	8.96E-03	8.96E-03	8.96E-03	2.12E-05	8.96E-03	8.96E-03	0	1.62E-06	6.25E-05
2-METILNAFTALENO	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03	4.50E-03	1.66E-06	4.50E-03	4.50E-03	0	1.25E-07	4.54E-06
PENTILBENCENO	23.2478	23.2478	23.2478	23.2478	0.031	23.2478	23.2478	0	2.34E-03	0.0883

FLUJO MOLAR (KG-MOL/HR)	S202B	S206B	S212A	S217B	S218	S219	S226B	S227A	S228
	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Vapor	Mezcla	Vapor
DESCRIPCIÓN DE LA CORRIENTE	GAS DE RECICLO DEL COMPRESOR DE DESCARGA	GAS DE RECICLO A CAMBIADOR DE CALOR A ALIMENTACIÓN COMBINADA	ENTRADA A ENFRIADOR DE SUCCIÓN DE LA 1ª ETAPA	DESCARGA DEL COMPRESOR DE DESCARGA DE LA 1ª ETAPA	GAS DEL TANQUE DE SUCCIÓN DE LA 1ª ETAPA	GAS DEL TANQUE DE DESCARGA DE LA 1ª ETAPA	DESCARGA DEL COMPRESOR DE DESCARGA DE LA 2ª ETAPA	SALIDA DEL AERO ENFRIADOR DE DESCARGA DE 2ª ETAPA	VAPOR DEL TANQUE DE RECONTACTO
H ₂ O	0.2299	0.1445	0.0854	0.0853	0.0853	0.085	0.085	0.085	0.0426
O ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
N ₂	0	0	0	0	0	0	0	0	0
HCl	0.0231	0.0145	8.58E-03	8.57E-03	8.57E-03	8.56E-03	8.56E-03	8.56E-03	6.36E-03
H ₂ S	3.14E-03	1.97E-03	1.17E-03	1.16E-03	1.16E-03	1.16E-03	1.16E-03	1.16E-03	7.87E-04
H ₂	7087.988	4453.963	2634.024	2633.9933	2633.9933	2633.8606	2633.86	2633.8606	2613.6709
METANO	255.9303	160.822	95.1083	95.1001	95.1001	95.0748	95.0748	95.0748	90.0049
ETANO	258.5408	162.4623	96.0784	96.0277	96.0277	95.9033	95.9033	95.9033	72.8103
PROPANO	220.2807	138.4204	81.8603	81.7175	81.7175	81.4106	81.4106	81.4106	41.0554
n-BUTANO	103.8449	65.2543	38.5907	38.357	38.357	37.9284	37.9284	37.9284	10.6158
ISOBUTANO	71.5255	44.9453	26.5802	26.4685	26.4685	26.2473	26.2473	26.2473	8.5109
1,3-BUTADIENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-PENTANO	52.0723	32.7213	19.351	19.0728	19.0728	18.5983	18.5983	18.5983	3.0099
n-PENTANO	29.8184	18.7373	11.0811	10.8751	10.8751	10.5413	10.5413	10.5413	1.5063
CICLOPENTENO	4.0535	2.5472	1.5064	1.4651	1.4651	1.4035	1.4035	1.4035	0.1675
CICLOPENTANO	3.73E-08	2.34E-08	1.39E-08	1.34E-08	1.34E-08	1.28E-08	1.28E-08	1.28E-08	1.46E-09
2,2-DIMETILBUTANO	16.2676	10.2223	6.0453	5.8796	5.8796	5.6172	5.6172	5.6172	0.6801
2,3-DIMETILBUTANO	7.2552	4.559	2.6961	2.5952	2.5952	2.4431	2.4431	2.4431	0.2675
2-METILPENTANO	54.0834	33.985	20.0984	19.3115	19.3115	18.1467	18.1467	18.1467	1.9632
3-METILPENTANO	35.2222	22.133	13.0892	12.4872	12.4872	11.6218	11.6218	11.6218	1.2095
n-HEXANO	40.5254	25.4654	15.06	14.2444	14.2444	13.1301	13.1301	13.1301	1.4145
1-HEXENO	10.6479	6.691	3.957	3.7722	3.7722	3.5084	3.5084	3.5084	0.364
METILCICLOPENTANO	0.832	0.5228	0.3092	0.2887	0.2887	0.2618	0.2618	0.2618	0.0256
CICLOHEXANO	0.0621	0.039	0.0231	0.0211	0.0211	0.0187	0.0187	0.0187	1.83E-03
BENCENO	40.8253	25.6539	15.1714	13.9392	13.9392	12.4528	12.4528	12.4528	1.1832
3-ETILPENTANO	0.7778	0.4888	0.2891	0.2534	0.2534	0.2118	0.2118	0.2118	0.0213
3,3-DIMETILPENTANO	1.0786	0.6778	0.4008	0.3634	0.3634	0.3159	0.3159	0.3159	0.0308
2,4-DIMETILPENTANO	4.7265	2.97	1.7565	1.6275	1.6275	1.4543	1.4543	1.4543	0.1424
2,3-DIMETILPENTANO	0.586	0.3682	0.2178	0.1942	0.1942	0.1657	0.1657	0.1657	0.0163

2,2-DIMETILPENTANO	0.8592	0.5399	0.3193	0.2967	0.2967	0.2661	0.2661	0.2661	0.0261
3-METILHEXANO	6.4601	4.0594	2.4007	2.1239	2.1239	1.7955	1.7955	1.7955	0.1786
2-METILHEXANO	4.7797	3.0035	1.7762	1.5889	1.5889	1.3603	1.3603	1.3603	0.1341
2,2,3-TRIMETILBUTANO	0.8095	0.5087	0.3008	0.2776	0.2776	0.2466	0.2466	0.2466	0.024
n-HEPTANO	5.168	3.2474	1.9205	1.6464	1.6464	1.3503	1.3503	1.3503	0.1583
2,3,3-TRIMETIL-1-BUTENO	2.2938	1.4414	0.8524	0.79	0.79	0.7067	0.7067	0.7067	0.0689
4-METIL-1-HEXENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
1-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
2-HEPTENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ETILCICLOPENTANO	0.2393	0.1503	0.0889	0.0728	0.0728	0.0565	0.0565	0.0565	6.25E-03
1,1-DIMETILCICLOPENTANO	0.059	0.0371	0.0219	0.0194	0.0194	0.0166	0.0166	0.0166	1.63E-03
1T,2-DIMETILCICLOPENTANO	0.0528	0.0332	0.0196	0.0171	0.0171	0.0143	0.0143	0.0143	1.44E-03
1T,3-DIMETILCICLOPENTANO	0.053	0.0333	0.0197	0.0172	0.0172	0.0143	0.0143	0.0143	1.44E-03
METILCICLOHEXANO	0.1295	0.0814	0.0481	0.0404	0.0404	0.0321	0.0321	0.0321	3.41E-03
TOLUENO	52.0614	32.7145	19.347	15.0013	15.0013	11.0874	11.0874	11.0874	1.323
3-METILHEPTANO	0.1648	0.1036	0.0613	0.0449	0.0449	0.0307	0.0307	0.0307	4.20E-03
3,3-DIMETILHEXANO	0.223	0.1401	0.0829	0.0657	0.0657	0.0487	0.0487	0.0487	5.75E-03
2-METILHEPTANO	0.1984	0.1246	0.0737	0.0554	0.0554	0.0388	0.0388	0.0388	5.08E-03
4-METILHEPTANO	0.1746	0.1097	0.0649	0.0484	0.0484	0.0336	0.0336	0.0336	4.46E-03
2,5-DIMETILHEXANO	0.2531	0.1591	0.0941	0.0766	0.0766	0.0585	0.0585	0.0585	6.60E-03
2,2,3,3-TETRAMETILBUTANO	0.2817	0.177	0.1047	0.0873	0.0873	0.0683	0.0683	0.0683	7.37E-03
ISOCTANO	0.371	0.2331	0.1379	0.1203	0.1203	0.0994	0.0994	0.0994	0.0101
2,2,3-TRIMETILPENTANO	0.2407	0.1513	0.0895	0.0722	0.0722	0.0546	0.0546	0.0546	6.24E-03
3,4-DIMETILHEXANO	0.1713	0.1076	0.0637	0.0473	0.0473	0.0327	0.0327	0.0327	4.37E-03
2,3,4-TRIMETILPENTANO	0.2043	0.1284	0.0759	0.059	0.059	0.0429	0.0429	0.0429	5.25E-03
2,3,3-METILPENTANO	0.1971	0.1238	0.0732	0.0565	0.0565	0.0406	0.0406	0.0406	5.04E-03
2-METIL,3-ETIL-PENTANO	0.1875	0.1178	0.0697	0.053	0.053	0.0377	0.0377	0.0377	4.80E-03
3-ETIL-HEXANO	0.1645	0.1034	0.0611	0.0448	0.0448	0.0307	0.0307	0.0307	4.19E-03
n-OCTANO	0.4525	0.2843	0.1682	0.1131	0.1131	0.0709	0.0709	0.0709	0.0115
1-OCTENO	0.2018	0.1268	0.075	0.0533	0.0533	0.0353	0.0353	0.0353	5.13E-03
1,1,2-TRIMETILCICLOPENTANO	0.0397	0.025	0.0148	0.0116	0.0116	8.50E-03	8.50E-03	8.50E-03	1.02E-03
1,1,3-TRIMETILCICLOPENTANO	0.0573	0.036	0.0213	0.0182	0.0182	0.0146	0.0146	0.0146	1.52E-03
2,3-DIMETILHEXANO	0.1877	0.1179	0.0697	0.053	0.053	0.0377	0.0377	0.0377	4.81E-03
ISOPROPILCICLOPENTANO	0.057	0.0358	0.0212	0.014	0.014	8.63E-03	8.63E-03	8.63E-03	1.44E-03

1,ETIL, 2-METILCICLOHEXANO	0.0278	0.0175	0.0103	7.49E-03	7.49E-03	5.01E-03	5.01E-03	5.01E-03	7.00E-04
PROPILCICLOPENTANO	0.0459	0.0288	0.017	0.0104	0.0104	5.92E-03	5.92E-03	5.92E-03	1.16E-03
ETILCICLOHEXANO	0.0201	0.0126	7.46E-03	4.85E-03	4.85E-03	2.90E-03	2.90E-03	2.90E-03	5.03E-04
ETILBENCENO	4.0111	2.5205	1.4906	0.8275	0.8275	0.4395	0.4395	0.4395	0.1014
p-XILENO	3.7401	2.3502	1.3899	0.7281	0.7281	0.3668	0.3668	0.3668	0.0947
m-XILENO	7.6319	4.7958	2.8362	1.4586	1.4586	0.7237	0.7237	0.7237	0.1931
o-XILENO	4.0193	2.5257	1.4936	0.7084	0.7084	0.3271	0.3271	0.3271	0.1019
3,3-DIETILPENTANO	0.0319	0.02	0.0118	5.73E-03	5.73E-03	2.58E-03	2.58E-03	2.58E-03	8.02E-04
n-NONANO	0.0264	0.0166	9.81E-03	4.14E-03	4.14E-03	1.64E-03	1.64E-03	1.64E-03	6.68E-04
BUTILCICLOPENTANO	8.01E-03	5.03E-03	2.97E-03	1.06E-03	1.06E-03	3.62E-04	3.62E-04	3.62E-04	2.03E-04
n-PROPILCICLOHEXANO	2.39E-03	1.50E-03	8.88E-04	3.87E-04	3.87E-04	1.55E-04	1.55E-04	1.55E-04	5.97E-05
ISOPROPILBENCENO	0.7797	0.4899	0.2897	0.1145	0.1145	0.0439	0.0439	0.0439	0.0198
INDENO	0.0748	0.047	0.0278	4.47E-03	4.47E-03	8.01E-04	8.01E-04	8.01E-04	1.95E-03
1-METIL, 2-ETILBENCENO	0.521	0.3274	0.1936	0.0612	0.0612	0.0187	0.0187	0.0187	0.0132
1-METIL, 3-ETILBENCENO	1.4683	0.9226	0.5456	0.185	0.185	0.0601	0.0601	0.0601	0.0372
1-METIL, 4-ETILBENCENO	0.4689	0.2947	0.1743	0.0491	0.0491	0.0141	0.0141	0.0141	0.012
1,3,5-TRIMETILBENCENO	0.4425	0.278	0.1644	0.0404	0.0404	0.0104	0.0104	0.0104	0.0114
1,2,4-TRIMETILBENCENO	1.4257	0.8959	0.5298	0.1175	0.1175	0.0275	0.0275	0.0275	0.0369
1,2,3-TRIMETILBENCENO	0.2598	0.1633	0.0966	0.0177	0.0177	3.55E-03	3.55E-03	3.55E-03	6.75E-03
3-METILNONANO	1.55E-03	9.77E-04	5.78E-04	1.54E-04	1.54E-04	3.94E-05	3.94E-05	3.94E-05	3.96E-05
n-DECANO	1.07E-03	6.70E-04	3.96E-04	7.73E-05	7.73E-05	1.48E-05	1.48E-05	1.48E-05	2.73E-05
o- DIETILBENCENO	0.0906	0.057	0.0337	5.54E-03	5.54E-03	9.49E-04	9.49E-04	9.49E-04	2.34E-03
1,4-DIETILBENCENO	0	0	0	0	0	0	0	0	0
BUTILBENCENO	0.0855	0.0538	0.0318	4.36E-03	4.36E-03	6.55E-04	6.55E-04	6.55E-04	2.23E-03
1-METIL, 4-PROPILBENCENO	0.3095	0.1945	0.115	0.0152	0.0152	2.20E-03	2.20E-03	2.20E-03	8.07E-03
1,2,4,5-TETRAMETILBENCENO	0.1199	0.0754	0.0446	3.21E-03	3.21E-03	2.80E-04	2.80E-04	2.80E-04	3.18E-03
1,2-DIMETIL, 3-ETILBENCENO	0.3256	0.2046	0.121	0.0127	0.0127	1.48E-03	1.48E-03	1.48E-03	8.49E-03
n-UNDECANO	6.25E-05	3.93E-05	2.32E-05	2.08E-06	2.08E-06	1.99E-07	1.99E-07	1.99E-07	1.62E-06
2-METILNAFTALENO	4.54E-06	2.86E-06	1.69E-06	2.67E-08	2.67E-08	6.22E-10	6.22E-10	6.22E-10	1.25E-07
PENTILBENCENO	0.0883	0.0555	0.0328	1.76E-03	1.76E-03	1.14E-04	1.14E-04	1.14E-04	2.34E-03