



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

“MODELADO Y SIMULACIÓN DE LA TORRE
FRACCIONADORA DE LA PLANTA DE
ALQUILACIÓN DE ISOBUTANO”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A :
ÁNGEL RAMÓN HERNÁNDEZ MARTÍNEZ



MÉXICO, D.F.



EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.

NOMBRE: Ángel R. Hernández
Martínez.

FECHA: 08-Enero-04

FIRMA: [Firma]

JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	Alejandro Anaya Durand.
Vocal.	Prof.	Celestino Montiel Maldonado.
Secretario.	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
1er. Suplente.	Prof.	Martín Rivera Toledo.
2o. Suplente.	Prof.	Baldomero Pérez Gabriel.

SITIO DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

Laboratorio E-212, Conjunto E, Facultad de Química, UNAM.

Refinería "Miguel Hidalgo", Tula de Allende, Hidalgo.

Asesor



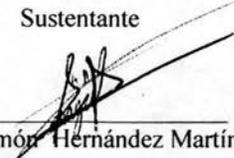
Dr. Modesto Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico



IQ. Luis Fernando Pérez Lara

Sustentante



Ángel Ramón Hernández Martínez

Supervisor Industrial por parte de la Refinería "Miguel Hidalgo",
Ing. Filemón Cervantes Rodríguez

Dedicatoria.

Valga este trabajo para mis padres José Luis y Esperanza, así como para mis hermanos; Verónica, Esperanza y Luis Jöel por su apoyo en la mayoría de los proyectos emprendidos hasta ahora.

Valga también este trabajo y el esfuerzo detrás de él en su realización así como los años de estudio de la carrera, para mi tío Lorenzo por todo su apoyo moral y económico durante este periodo. Pero sobre todo por haber confiado en mí.

De igual manera dedico este trabajo al resto de mi familia por su forma tan peculiar de ser, fuente de donde se nutre mi espíritu y de quienes he aprendido que todo es susceptible de ser mejorado, incluyéndome.

No puede ser una dedicatoria completa si dejará de mencionar a todos aquellos que por lo que han dejado en mis recuerdos y mi corazón llamo amigos, va este párrafo pequeño en letra y papel pero grande en sentimiento y fraternidad para Ivonne Vallados, Cesar González, Eduardo, Cesar Ramiro, Erika, Edgar el de Coatzacoalcos, Rodrigo, Fabiola Isabel, Alma Cintia, Miguel Ángel, Alejandro Santillán, Daniel Contreras, Carlos Zugarazo, Nora, Nadia, Nancy Cuenca, Laura Muñoz, Iván Hernández, Chucho de Jalapa Veracruz, Gabriela, Tania Birrueta, Elideth, Elibeth, Ariht, Arturo de Jesús, Ivon Ayala, Jesús Isaac Castillo, Isaac, Néstor y no podía falta Sergio el Checo.

Es injusto dejar fuera de esta cuartilla a Ana Ramos Jacques, mi novia de la cual he recibido apoyo incondicional e infinita comprensión y paciencia.

Pero lo más importante, va este trabajo y su significado para Mi Señor, el cual me ha permitido disfrutar de todos los antes mencionados, valga este trabajo para Dios y sea Él el que bendiga mi profesión y me recuerde en cada momento que nada vale si alguien resulta dañado en su integridad física o moral por mi causa. No dejes que olvide nunca que hay cosas que puedo y debo cambiar y hay otras que solo debo aceptar, muéstrame siempre la diferencia entre unas y otras.



INDICE GENERAL.

	PAG.
CAPITULO I. INTRODUCCIÓN.	
1.1. Antecedentes.	1
1.2. Problema.	1
1.3. Objetivo.	1
1.4. Alcance.	2
1.5. Hipótesis.	3
1.6. Agradecimientos.	3
CAPITULO II. GENERALIDADES.	
2.1. Descripción general de la refinería.	4
2.2. Secciones de la planta de alquilación.	7
2.2.1. Sección de pretratamiento.	7
2.2.2. Sección de reacción.	8
2.2.3. Sección de fraccionamiento.	9
2.2.4. Sección de tratamiento de productos o purificación.	10
2.3. Composición de la carga.	10
2.4. Métodos de separación de masa.	12
2.4.1. Importancia económica de los procesos de separación.	12
2.4.2. Características de los procesos de separación.	14
2.4.3. Factores que influyen en la selección del equipo de separación.	15
2.4.4. Clasificación de los procesos de separación.	16
2.4.5. Características de algunos procesos de separación.	17
2.5. Equipos para contacto entre fases.	18
2.5.1. Parámetros de diseño.	18
2.6. Introducción a la destilación	20
2.7. Simulación.	24
2.8. Balances de materia y energía.	27
2.8.1. Formulación de balances.	27



INDICE GENERAL

2.8.2. Ecuaciones de continuidad.	28
2.8.3. Balance de energía.	30
2.8.4. Conservación de cantidad de movimiento.	32
2.9. Técnicas de identificación y evaluación de riesgos.	34
2.9.1. Análisis HazOp.	36
2.9.2. Clasificación de recomendaciones	37
2.9.3. Reporte HazOp.	40
CAPITULO III. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE ALQUILACIÓN.	
3.1. Descripción del proceso de alquiler.	41
3.2. Ecuaciones de estado utilizadas.	48
CAPITULO IV. SIMULACIÓN DE LA TORRE FRACCIONADORA DE LA PLANTA DE ALQUILACIÓN.	
4.1. Condiciones principales y modelo empleado.	50
4.1.1. Modelo empleado en la simulación de la torre fraccionadora DA-104.	50
4.1.2. Modelos de operaciones unitarias empleados.	51
4.2. Componentes de la carga a la DA-104.	54
4.3. Pasos seguidos en la simulación.	57
4.4. Características de las corrientes en la planta de alquiler.	59
CAPITULO V. RESULTADOS Y ANÁLISIS.	
5.1. Resultados.	64
5.2. Análisis.	67
CAPITULO VI. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	
6.1. Conclusiones.	71
6.2. Recomendaciones.	73
6.3. Costos.	74



6.4. Aportación.

74

ANEXO I. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO (DFP's).

ANEXO II. LOCALIZACIÓN Y DATOS GENERALES DE LA REFINERÍA.

ANEXO III. ÁCIDO FLUORHÍDRICO ENCONTRADO EN LOS PRODUCTOS.



INDICE DE TABLAS.

2.3.5	Características de algunos procesos de separación	16
2.3-1.	Composición de la carga.	10
2.10-1.	Métodos de evaluación de riesgos.	41
2.10.1-1.	Palabras guía en la técnica HazOp.	43
2.10.2-1.	Matriz de riesgos.	44
2.10.2-2.	Niveles de Frecuencia.	45
2.10.2-3.	Nivel de Gravedad.	45
3.1.2-1.	Datos alimentados al simulador.	57
3.1.2-1.	Modelos de Aspen utilizados en la simulación.	59
3.2-1.	Datos de alimentación según diseño.	61
3.2-2.	Datos reales de alimentación, según los históricos de la refinería.	62
3.4-1.	Características de las corrientes en el 2001 (Línea 30 en DFP)	66
3.4-2.	Características de las corrientes en planta de alquilación en 2001(%V)	68
4-1.	Comparación entre los resultados de la simulación y los datos de diseño [LBMOL/HR].	72
4-2.	Comparación entre los resultados de la simulación y los datos de diseño [LBMOL/HR], (Continuación de 5-1).	73
4-3.	Porcentajes de error entre diseño y simulación	74
4-4.	Porcentajes de error datos puntuales [Presión de operación, 275 psia].	76
5-1.	Características de la torre a instalar antes de alimentación.	80



INDICE DE FIGURAS.

2.1-1	Diagrama de bloques de las unidades de proceso.	6
2.4.4	Clasificación de los procesos de separación.	15
2.6-1	Destilador batch.	21
2.6-2	Destilador flash.	22
2.6-3	Torre de rectificación.	23
2.10.2-1	Utilidad del análisis de riesgos.	46
3.1.1-1	Esquema utilizado en la simulación.	58
3.3-1	Diagrama simplificado de la planta de alquilación.	69
4.2-1	Flujo de ácido en la salida de propano.	81
4.2-2	Flujo de propano en el domo de la torre.	81
4.2-3	Flujo de salida de butano en la torre.	82
4.2-4	Variación de presión en el domo de la torre.	82
4.2-5	Variación de flujo de ácido en el destilado a diferentes presiones.	83



CAPÍTULO 1
INTRODUCCIÓN



INTRODUCCION

1.1. Antecedentes.

Este trabajo tiene su origen en el estudio de impacto ambiental nivel 3 realizado por la UNAM a la planta de Alquilación de la Refinería "Miguel Hidalgo" ubicada en el poblado de Atitalaquia, en Tula de Allende, perteneciente al estado de Hidalgo, en base a un convenio entre ambas instituciones y requerimientos propios de la refinería.

En la parte correspondiente al análisis de riesgos de este estudio se arrojaron varias recomendaciones encaminadas a mejorar la seguridad y la operabilidad de la planta.

Entre estas recomendaciones se encuentra justamente la petición de realizar un estudio técnico que ayude a tomar la mejor decisión respecto a dos detalles de operación:

- El exceso de presión en el domo de la torre fraccionadora (DA-104).
- El arrastre de ácido fluorhídrico en la corriente de productos de la planta de alquilación, lo cual puede provocar corrosión en las esferas de almacenamiento.

1.2. Problema.

A lo largo de la vida de esta planta, se ha encontrado que la alimentación, a la misma, sobrepasa la composición designada con respecto al propano. Se creó que este hecho genera la alta presión en el domo de la torre fraccionadora DA-104, provocando arrastre de ácido fluorhídrico hacia las esferas de almacenamiento, aumentando por consiguiente la posibilidad de formación de grietas en esta sección.

1.3. Objetivo.

Generar un esquema de simulación de procesos de la planta de alquilación de la Refinería "Miguel Hidalgo" utilizando un simulador con el fin de evaluar el impacto causado en la torre fraccionadora (DA-104), así como en las corrientes de productos, debido a un exceso de propano en la corriente de entrada a la planta y



CAPITULO I

poder así mismo estudiar las posibles alternativas para recomendar la mejor solución.

1.4. Alcance.

En este trabajo se estudia la sección de fraccionamiento de la planta de alquilación, la cual consta principalmente de una torre fraccionadora de 90 platos encargada de separar los productos (Alquilado, butano y propano) de la corriente de alimentación a dicha sección proveniente del reactor Hydrisom donde se lleva a cabo la reacción de alquilación.

Existen varias alternativas para solucionar el sobrepresionamiento en la fraccionadora y el arrastre de ácido hacia la corriente de productos, estas alternativas son:

- ❖ Aumentar el diámetro superior de la torre de forma tal que pueda manejar el exceso de propano que se acumula precisamente en esta parte de la torre causando el arrastre del ácido hacia la corriente de propano producto.
 - En esta primera alternativa se maneja la opción de ampliar el diámetro superior de la torre hasta igualarlo con el diámetro inferior.
 - Y se maneja como segunda opción el aumentar el diámetro superior hasta una relación no mayor de L/D de 30.
- ❖ Aumentar la capacidad y/o número de las torres neutralizadoras ubicadas antes de la salida de cada producto y posteriores a la fraccionadora (deflourinadores) para neutralizar el ácido en exceso arrastrado hacia los productos.
- ❖ Habilitar una torre depropanizadora en la línea de alimentación, antes de que esta ingrese a la planta para adecuar la corriente de entrada de acuerdo a los requerimientos de alimentación de diseño.



1.5. Hipótesis.

La hipótesis que se manejará en este trabajo será que la mejor alternativa técnica y económica para resolver el problema aquí planteado es la de habilitar una torre antes de la entrada de alimentación a la planta, que elimine el exceso de propano.

1.6. Agradecimientos.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por darme la maravillosa oportunidad de egresar de sus aulas.

A la Refinería "Miguel Hidalgo" ubicada en Tula de Allende por las facilidades prestadas para la realización de este trabajo de titulación, así mismo a los ingenieros de la planta de alquilación por su apoyo.

A mi asesor de tesis, Dr. M. Javier Cruz Gómez por la confianza y conocimientos puestos en este trabajo.

A mi profesor en simulación de procesos, M. IQ. Celestino Montiel Maldonado por todas las facilidades prestadas y el tiempo dedicado a la supervisión de este proyecto.

A mi profesor en Ingeniería de proyectos M. C. Alejandro Anaya Durand por sus comentarios vertidos sobre este trabajo de titulación.

Al Ing. Filemón Cervantes Rodríguez, supervisor de este trabajo por parte de la refinería por la atención prestada.



CAPÍTULO 2
GENERALIDADES



GENERALIDADES

2.1. Descripción general de la refinería.

La Refinería "Miguel Hidalgo" tiene como actividad principal la refinación de una corriente de crudo compuesta en un 70% en peso de petróleo istmo y un 30% en peso de petróleo maya, mezcla que se obtiene del petróleo proveniente del sur y sureste mexicano, incluyendo la sonda de Campeche.

La Refinería cuenta actualmente con una capacidad de refinación de 325,000 bpd, el área productiva esta integrada por 10 sectores que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistema de bombeo y almacenamiento de productos y un sector de servicios auxiliares.

La refinación del crudo se realiza en dos líneas de producción por lo que se alimenta simultáneamente a dos plantas primarias que tienen una capacidad de 160,000 y 165,000 bpd respectivamente, en donde es fraccionado mediante destilación a presión atmosférica y a vacío, obteniendo productos destilados amargos tales como: gasolina (nafta ligera), turbosina (nafta pesada), kerosina, diesel (gasóleo ligero primario), gasóleo pesado primario, gasóleo ligero y pesado de vacío, y residuo de vacío.

El residuo de vacío es enviado y procesado en la planta reductora de viscosidad, la cual tiene una capacidad de 40,000 bpd y en la planta H-OIL (hidrodesulfuradora de residuos) para obtener hidrocarburos más ligeros como el diesel, gasóleos, kerosina y combustóleo con bajo contenido de azufre entre otros, logrando un ahorro sustancial de energía al disminuir la cantidad de diluentes. Adicionalmente se obtiene gas y gasolina amargos.

La gasolina que se obtiene mediante destilación primaria, contiene una cantidad considerable de hidrocarburos ligeros, que son separados y recuperados en dos plantas estabilizadoras de gasolina con capacidad de 30,000 bpd cada una, evitando así pérdidas por evaporación de hidrocarburos y contribuyendo a mantener el entorno ecológico. Los productos obtenidos en estas plantas son: gasolina estabilizada, gas licuado y gas combustible.

Posteriormente la gasolina pasa a través de las plantas hidrodesulfuradoras de gasolina, que tiene una capacidad de 36,600 y 36,000 bpd respectivamente, en las cuáles mediante una hidrogenación catalítica se eliminan contaminantes tales como azufre, oxígeno, nitrógeno y metales.



CAPITULO II

Adicionalmente se cuenta con 4 plantas hidrodesulfuradoras de destilados intermedios con capacidad de 25,000 BPD cada una, en donde se carga turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado primario, aceite cíclico ligero, gasóleo ligero y pesado de vacío, obteniendo además de los productos desulfurados, gas ácido, gas licuado, gas amargo y gasolina pesada.

La gasolina desulfurada se procesa en dos plantas reformadoras de nafta, que tiene una capacidad de 30,000 y 35,000 bpd respectivamente, el objetivo de este proceso es incrementar el índice de octano de la gasolina de 54 a 96, la cual es base para la formulación de gasolina Pemex magna. En estas plantas se obtiene también el hidrógeno necesario para los procesos de hidrodesulfuración de gasolina y de destilados intermedios, obteniendo además, gas combustible y licuado. Adicionalmente en ambas plantas se han instalado las unidades de regeneración continua de catalizador (CCR'S), que permiten corridas de dos años de operación continua.

Las mezclas de los gasóleos pesados primarios, ligero de vacío y pesado de vacío, que son obtenidos en los procesos de destilación atmosférica y a vacío e hidrodesulfuradora de residuales (H-OIL) son enviadas como carga a las plantas de desintegración catalítica de lecho fluidizado, que tienen una capacidad de 40,000 bpd c/u.

Los productos que aquí se obtienen son: gasolina catalítica con índices de octano 92 RON¹ y 78 MON² (base para Pemex magna), propano, propileno (enviado a la planta petroquímica de acrilonitrilo), butano - butileno, gas ácido, aceite cíclico ligero y aceite decantado.

El butano - butileno obtenido en las plantas catalíticas es enviado a la planta de Metil Terbutil Éter (MTBE) de 246,57 tpd de capacidad y el refinado de esta planta se envía a la planta de Teramil Metil Éter (TAME) de 246,57 tpd de capacidad. Ambas plantas contribuyen al mejoramiento de la calidad de la gasolina, reduciendo el contenido de aromáticos.

Los productos terminados son almacenados en tanques verticales y tanques esféricos. Se tienen también cuatro casas de bombas donde se controla el manejo y distribución de hidrocarburos. En la figura 2.1-1 se observa la descripción del proceso.

¹ Research Octane Number

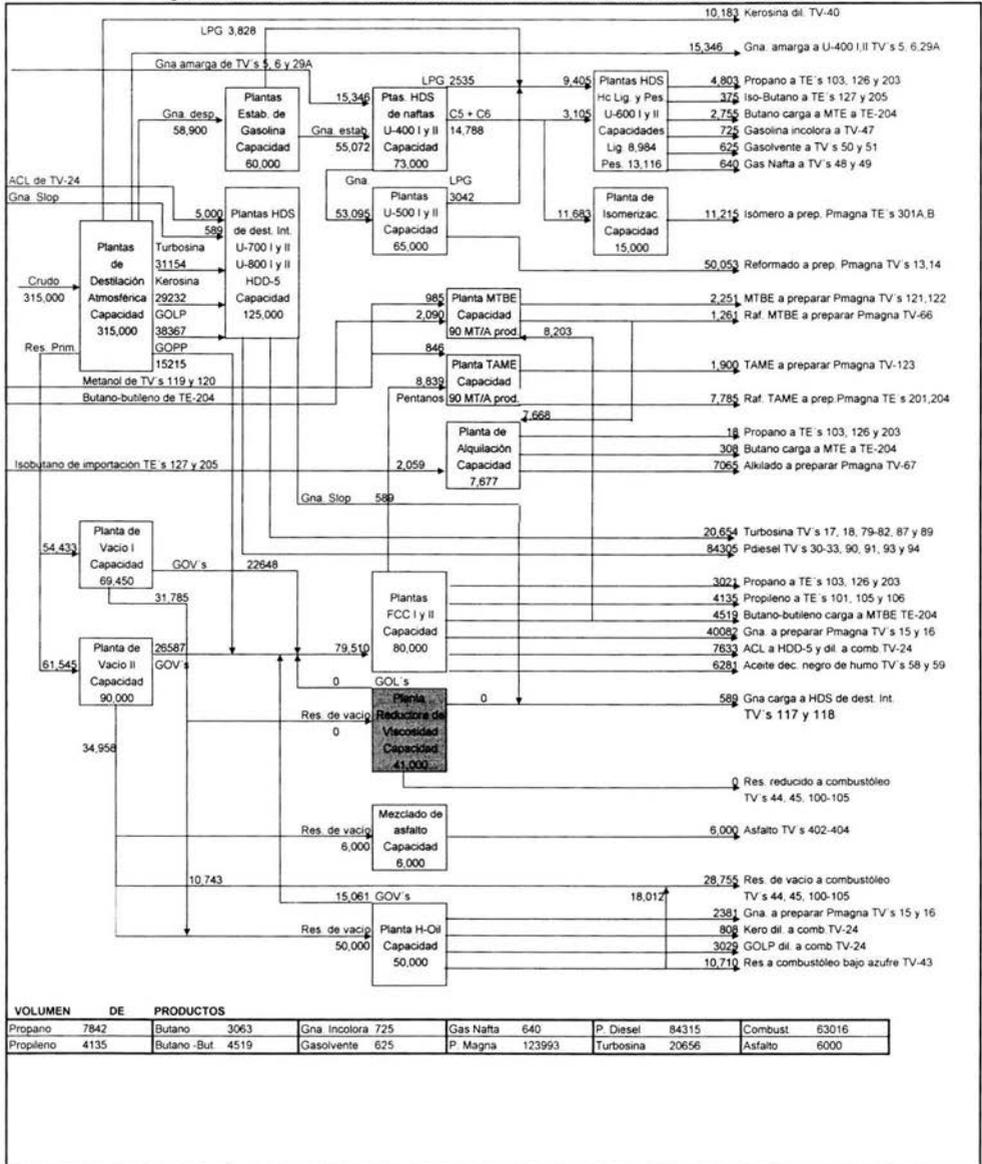
² Motor Octane Number.



CAPITULO II



Fig. 2.1-1 DIAGRAMA DE BLOQUES DE LAS UNIDADES DE PROCESO. CAPACIDAD NOMINAL DE PROCESO: 315, 000 BPD





CAPITULO II

2.2. Secciones de la planta de alquilación.

La planta de alquilación tiene como meta principal la producción de iso-octano (2,2,4-trimetil-pentano) a través de la reacción de 2-buteno y HF como catalizador, produciendo también, como productos secundarios butano y propano.

La importancia de la producción del 2,2,4-trimetil-pentano, es su utilización en el aumento de octanaje de la gasolina, es decir, como materia prima de la gasolina PEMEX magna, tal cual se muestra en la figura 2.1-1.

El proceso de alquilación se divide en cuatro secciones principales:

- ❖ Sección de pretratamiento.
- ❖ Sección de reacción.
- ❖ Sección de fraccionamiento.
- ❖ Sección de tratamiento de productos.

2.2.1. Sección de pretratamiento.

La sección de pretratamiento esta encargada de adecuar la alimentación a la unidad de alquilación para que esta, la alimentación, cumpla con los requerimientos especificados por diseño.

Esta sección comienza por lo tanto desde el limite de batería donde a través de la bomba GA-101 A/B es suministrada la alimentación de C₄ refinado (mezcla de hidrocarburos que contiene butadieno, 1-buteno, isobutano, n-butano, trazas de propano, propileno y pentano), con un flujo de 54 m³/h que proviene de la unidad de MTBE almacenada en el tanque esférico TE-204 a una presión de 4.5 Kg/cm² y una temperatura de 38°C. A la descarga de las bombas se cuenta con un medidor másico que envía la señal al cuarto de control y la válvula FV-11101B que se encarga de controlar el flujo en relación con el FT-11101A (indicador de hidrógeno). Esta corriente es calentada por los fondos de la torre DA-101 (DME) en los cambiadores EA-101A/B/C/D/E hasta alcanzar la temperatura de 57°C; a la salida de estos cambiadores de calor se le adiciona, hidrógeno a una presión de 35 kg/cm² y una temperatura de 38°C, para pasar a través del cambiador EA-102, el cual tiene tres opciones de operación: (operar por tubos con vapor de alta presión, vapor de baja presión o agua de enfriamiento), dependiendo de la actividad del catalizador, la función de este cambiador es mantener la temperatura en la línea de proceso entre 54 y 100°C.



CAPITULO II

La corriente entra posteriormente al reactor Hydrisom, (DC-101), donde se lleva a cabo la conversión de butadieno a 1-buteno, la isomerización de 1-buteno a 2-buteno, (olefinas), y 2-buteno a n-butano, una vez realizada la conversión, las olefinas pasan al cambiador de calor EA-103 para elevar su temperatura hasta 112°C, usando para este fin vapor de baja presión. Posteriormente, el flujo es enviado a la unidad de DME integrada por los siguientes equipos: una torre agotadora (DA-101), Un condensador (EA-105), un tanque separador de fases (FA-102), un hervidor (EA-104) y bombas de reflujo (GA-102 A/B). Esta unidad tiene como propósito remover los hidrocarburos ligeros, partes oxigenadas, metanol y agua.

La corriente de olefinas que sale de la unidad DME, intercambia calor y se enfría en los cambiadores de calor EA-101A/B/C/D/E y EA-106 respectivamente, para combinarse después con un flujo de isobutano fresco, proveniente de los tanques esféricos de almacenamiento TE-205/206, de donde a través de las bombas GA-103 A/B se hace llegar al sistema de secado integrado, por los siguientes equipos: dos torres de secado (FF-101A/B), un condensador de regeneración de las torres de secado (EA-108), un eliminador de agua (FA-105), dos bombas (GA-104 A/B) y un calentador de regeneración (EA-107) cuyo medio de calentamiento es vapor de alta presión. La mezcla de isobutano seco y olefinas se envía hacia un segundo sistema de secado, idéntico al antes descrito.

Una vez que la corriente ha sido tratada en los dos sistemas de secado, se envía al mezclador ME-102, donde se mezcla con el isobutano de recirculación del proceso, terminando aquí la primer sección de la planta de alquilación.

2.2.2. Sección de reacción.

Después del mezclador ME-102, alimentación es dividida en dos corrientes de igual flujo para entrar a los enfriadores/mezcladores EA-111 A/B y de ahí ingresar a los reactores tubulares A/B, donde se llevan a cabo las reacciones de alquilación, para desembocar en el asentador de ácido (DA-102). El efluente del reactor es una mezcla compuesta por propano, butano, alquilado, pentano, isobutano y HF, la cual se envía a través de las bombas GA-107 A/B a la sección de fraccionamiento para ser separadas.

Por la parte inferior del asentador de ácido DA-102 se extrae la mayor parte de ácido fluorhídrico para ser reciclado hacia los enfriadores/mezcladores EA-111 A/B, donde se completa el ciclo de reacción de olefinas e isobutano. En la parte inferior de estos enfriadores/mezcladores EA-111 A/B existe una salida por donde el HF gastado es enviado con la ayuda de las bombas GA-106 a través del cambiador de calor EA-102 hasta la torre regeneradora de ácido DA-103, donde



CAPITULO II

se separa el HF de los ácidos solubles en aceite (ASA's); el ácido se envía al asentador y las ASA's son dirigidas a tratamiento.

El flujo de ASA's proveniente del fondo de la torre DA-103 son llevadas al mezclador ME-103 en donde se unen a una corriente rica en sosa del fondo del tanque FA-107. Esta corriente se mantiene a 65°C mediante los cambiadores de calor EA-114 A/B con vapor de baja presión o agua de enfriamiento, según sea el caso.

El neutralizador FA-107 se encuentra adelante para recibir y lavar con sosa la corriente proveniente de los cambiadores EA-114 dando así por concluido la neutralización de las ASA's.

Las ASA's neutralizadas flotan en el FA-107 permitiendo su traslado hacia el FA-108, donde son almacenadas y enviadas a través de la bomba GA-109 hacia la red de combustóleo donde son incineradas en el calentador BA-101.

2.2.3. Sección de fraccionamiento.

El efluente de la sección de reacción entra a la columna DA-104 a la altura del plato 62¹. Por la parte del domo se separa el propano, ácido fluorhídrico y trazas de isobutano, los cuales se condensan para ser enviados al tanque FA-109, el cual funciona de forma similar al FA-102.

La corriente líquida de este tanque (FA-109) es dividida y enviada por medio de la bomba GA-110 hacia la torre DA-109 como retorno de flujo en el plato 90 y hacia el rectificador de propano DA-106, donde se lleva a cabo la separación de ácido (parte superior) y del propano, (parte inferior). La corriente de fondos del rectificador contiene en su mayoría propano mezclado con: trazas de isobutano, HF y compuestos fluorados. Esta corriente se divide en dos corrientes, la primera retorna a la bomba GA-110 mezclándose con la corriente líquida proveniente del FA-109 y la segunda corriente es dirigida hacia la sección de tratamiento de productos o purificación.

En la torre fraccionadora DA-104 también se separan; isobutano, butano y ailquilado. El isobutano es separado en el plato 68 y enviado a recirculación por medio de la salida lateral de la torre ubicada en dicho plato.

¹ La numeración en este caso se ha realizado de la parte inferior de la torre hacia la parte superior de la misma, de tal manera que el rehervidor resulta ser la etapa 1 y el condensador la etapa n.



CAPITULO II

El isobutano obtenido es llevado al mezclador ME-102 donde se mezcla con la corriente de isobutano fresco y olefinas, no sin antes pasar por el tren de enfriamiento para bajar su temperatura de 100°C a 39°C.

El butano se separa a la altura del plato 8 donde es enviado al agotador de pentano DA-105 cuyo objetivo es separar como destilado al butano y enviarlo a la sección de purificación, los fondos de este agotador son reenviados a la fraccionadora DA-104 en el plato 7.

Finalmente, el producto principal de la fraccionadora DA-104, el alquilado es obtenido por el fondo de la torre fraccionadora para ser dividido en dos corrientes, la primera destinada a la sección de purificación y la segunda como flujo hacia el rehervidor (BA-101) de la misma torre fraccionadora DA-104.

2.2.4. Sección de tratamiento de productos o purificación.

Esta sección tiene la encomienda de retirar de cada corriente de productos las trazas de contaminantes arrastrados desde la sección de fraccionamiento. Esto se logra llevando las líneas de productos, que salen de la fraccionadora DA-104 Corriente de propano proveniente del destilado y corriente de butano proveniente del destilado del agotador DA-105 a través de un par de torres colocadas en serie por corriente, encargadas de neutralizar por medio hidróxido de potasio (KOH) el ácido fluorhídrico al igual que los sulfuros formados previamente.

La corriente de alquilado proveniente del fondo de la DA-104 es llevada a través de los cambiadores de calor EA-129, EA-127, EA-117 y EA-122 para adecuar su temperatura a la salida de los límites de batería en 38°C.

2.3. Composición de la carga.

Como ya se mencionó anteriormente, la carga proviene del tanque esférico TE-204 a través de la bomba GA-101 y del tanque esférico FA-104. Estas esferas son abastecidas por la línea de butanos refinados de la planta de MTBE y por la refinería de Ciudad Madero respectivamente por lo que la composición de la carga a la planta de alquilación debería de ser la que muestra en la tabla 2.9-1. En donde se describe la composición de las líneas importantes de la carga a la planta de alquilación y la alimentación a la torre fraccionadora DA-106.

Para entender la tabla es recomendable auxiliarse con los diagramas de proceso número 1 y 2 del anexo 1.



CAPITULO II



Tabla 2.3-1. Composición de la carga.

Componente (lb/hr)	Refinado MTBE proveniente del tanque TE-204. (1)	Alimentación de hidrogeno. (2)	Isobutano Make UP Proveniente del tanque FA-104. (23)	Alimentación a la fraccionadora (59*)
Hidrogeno	0.0	12.3	0.0	5602.6
Gases ligeros (N ₂ ,C ₁)	0.0	7.9	0.0	0.0
Etano	0.0	13.0	0.0	0.0
Propileno	708.3	0.0	0.0	0.0
Propano	1405.4	10.7	152.3	15243.3
Butileno	38511.0	0.0	18154.1	387925.8
Isobutano	22247.0	3.9	0.0	0.0
N-butano	6697.6	3.3	2891.4	64502.1
Pentano pesados y	218.8	5.5	0.0	89590.0
Alquilado	0.0	0.0	0.0	2705.1
Agua	46.5	0.0	0.0	0.0
Total Lb/hr	69968.8	56.5	21197.9	565568.9
Temperatura (°F)	100.4	100.4	100.4	160
Presión (psía)	64.3	496.3	254	365

*En esta línea hace falta la composición de ASA's. Esta composición se puede obtener de la resta entre el total de libras y la suma de las libras de todos los demás componentes.



CAPITULO II

2.4. Métodos de separación de masa.

El contenido de este apartado es de carácter general por lo que en el texto se hace poca referencia al detalle de cálculo numérico por estar esto fuera del alcance del este trabajo Sin embargo se presenta una breve descripción de los procesos, de los equipos y de las variables que tienen influencia.

En cualquier proceso químico puede generarse productos indeseados que deben separarse del producto de interés. Puede haber reactivos no convertidos, catalizadores o compuestos que deben ser separados y en consecuencia, obtener productos relativamente puros, lo cual incrementa el costo de los mismos, más no necesariamente incrementará el valor agregado de los mismos.

Los procesos de separación o Operaciones Unitarias, incluidos dentro de los procesos químicos, constituyen un área importante en la Ingeniería Química, a tal grado que del 50% al 90% de los costos totales de la planta son destinados a las etapas de separación, ahí radica la importancia de su estudio.

Con mucha frecuencia la separación constituye la función principal del proceso, como por ejemplo:

- Extracción de azúcar
- Separación de cortes de petróleo
- Tratamiento de agua

Las sustancias tienden a mezclarse con gran facilidad, bajo ciertas condiciones termodinámicas. Sin embargo, para separar una mezcla en productos de composición diferente se debe crear un proceso que promueva dicha separación, es aquí, donde el ingeniero químico tiene gran participación ya que el estudio, investigación, diseño, construcción, instalación, arranque, control y el desarrollo de nuevas tecnologías, constituye un desafío interesante.

2.4.1. Importancia económica de los procesos de separación.

Los procesos de separación implican la mayor parte de los costos de fabricación de una planta química. De este hecho parte la enorme importancia de la selección de un proceso económicamente rentable y de gran eficiencia técnica.

Existe una íntima relación entre la pureza de los productos y los costos de producción. A mayor pureza se requerirán mayores costos. El incremento de los costos podría radicar en el empleo de mayor cantidad de equipos o en una mayor



CAPITULO II

cantidad de energía o materia en el proceso. Termodinámicamente, la energía o trabajo requerido para lograr la separación es proporcional a la actividad (δ) y ésta es proporcional a la concentración, así que, para alcanzar una alta concentración en los productos (lo que implica una buena separación) se requerirá de una alta cantidad de energía o trabajo, lo cual implica necesariamente un alto costo.

El costo de un proceso de separación dependerá en buena forma, de la disponibilidad de recursos, materia prima y de fuentes de energía (hidráulica, eléctrica, fósil, o nuclear). Por ejemplo; en muchos países árabes se emplea la ósmosis inversa para desalinizar agua, mientras que en regiones con abundante fuentes de agua dulce no requieren desalinizar el agua, pues sencillamente, no existe la necesidad.



2.4.2. Características de los procesos de separación.

Las principales características de los procesos de separación son:

- ❖ En el proceso se generan por lo menos dos corrientes de productos de distinta composición.
- ❖ La separación se alcanza si la fase generada tiene una composición distinta a la inicial (alimentación).
- ❖ La separación es causada por la adición de un agente de separación, el cual puede ser de materia o energía.
- ❖ El principio de separación es aquella propiedad física o química inherente de los componentes de la mezcla que permite que se efectúe la separación.



Los procesos de separación mecánicos consisten en una separación simple mediante métodos físicos; algunos ejemplos son la filtración, la sedimentación, etc. Un equipo de separación de este tipo puede servir simplemente para separar una alimentación compuesta de dos fases.

Los procesos de separación implican la transferencia de masa y energía entre las fases, lo cual se debe a un gradiente de concentración y temperatura respectivamente. La transferencia se detiene cuando el gradiente se anula, y este punto se alcanza cuando las fases están en equilibrio térmico o cuando la velocidad de transferencia es cero.



CAPITULO II

2.4.3. Factores que influyen en la selección del equipo de separación.

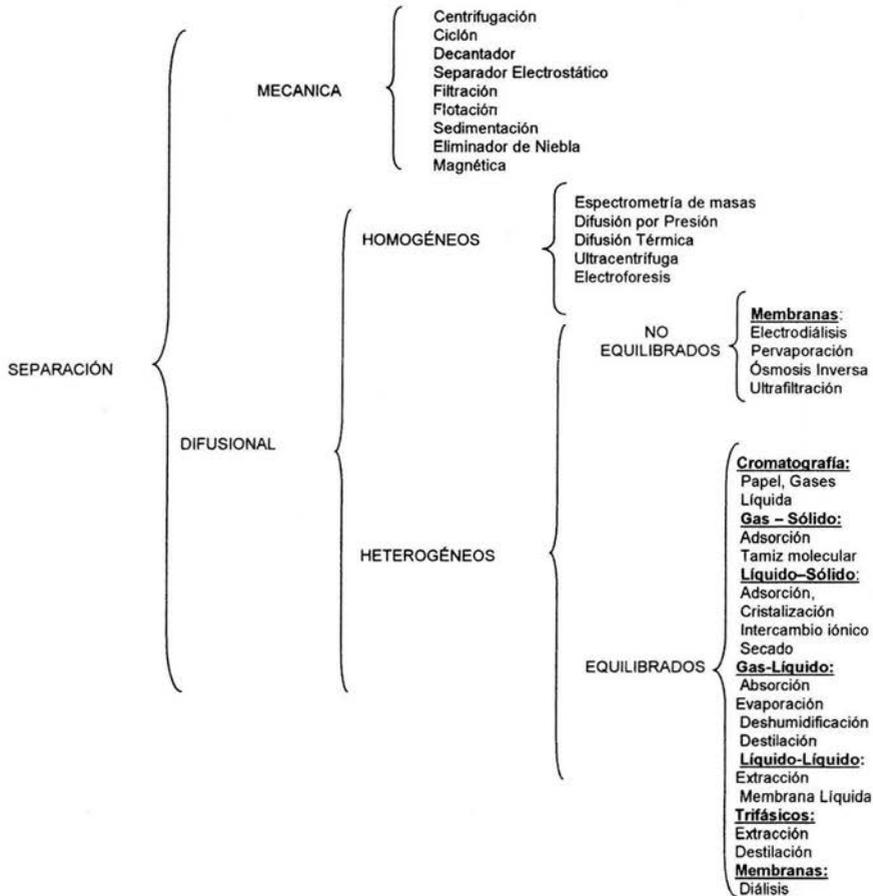
El diseño de ingeniería y desarrollo: está relacionado con el conocimiento previo del proceso y en particular, del establecimiento de modelos que lo describan, para así, efectuar los cálculos necesarios y adaptar las condiciones del proceso a los requerimientos de separación. Hoy en día, muchos procesos han sido suficientemente estudiados al punto de que se han desarrollado paquetes computacionales que los modelan, simulan y controlan.

Algunos de los factores que influyen en la selección de equipos de Separación de Masa son:

- 1) **COSTOS FIJOS:** referidos a los costos de equipos e instalación; dependen del tamaño, complejidad y material de construcción. Por ejemplo: Una columna de destilación de gran altura requerirá gastos adicionales de estructuras para sujetar establemente el equipo. Por otro lado, una columna de monel (material basado en una aleación de níquel) será más costosa que una columna de acero inoxidable.
- 2) **COSTOS DE OPERACIÓN:** son aquellos costos asociados a la planta cuando ésta se encuentra en funcionamiento. Por ejemplo: mano de obra, mantenimiento, materias primas, servicios como tratamiento de agua de calderas, bombas y otros.
- 3) **OPERABILIDAD:** depende de la experiencia y se refiere al uso de algún tipo de sistema en particular, por ejemplo: en la antigüedad existió una fuerte resistencia al empleo de nueva tecnología y por otro lado, desde el punto de vista operacional, se prefiere el manejo de sistemas líquido – gas en lugar de sólidos y suspensiones ya que operacionalmente ofrecen mayores problemas de transporte y almacenaje.
- 4) **SEGURIDAD:** en particular con procesos que implican alto riesgo, como la destilación al vacío de mezclas combustibles o la alquilación mediante el empleo de ácido fluorhídrico (HF) como catalizador.
- 5) **FACTORES AMBIENTALES Y SOCIALES:** "lo mas barato no es necesariamente lo mejor a largo plazo". Se debe considerar el impacto en el ambiente y sobre las personas, sobretodo hoy en día, que las empresas requieren de certificación de calidad para comercializar sus productos, las normas de calidad como la ISO 9000, ISO 14000 toman la parte ambiental como un parámetro importante a medir, las empresas tienen que hacer inversiones en el tratamiento de sus efluentes y para tal fin requieren del empleo de equipos de separación adicionales. En esta ocasión es justo mencionar que la Refinería Miguel Hidalgo ha logrado obtener la certificación en ISO-9000 e ISO-14000 mediante un esfuerzo conjunto entre su gente.



2.4.4. Clasificación de los procesos de separación.





CAPITULO II



2.4.5. Características de algunos procesos de separación.

PROCESO	ALIMENTO	PRODUCTO	AGENTE	PRINCIPIO	EJEMPLO
Filtración	L + S	L + S	Medio filtrante	Retención en poros	Recuperación de sólidos
Sedimentación	L+S ó L1+ L2	L+S ó L1+L2	Gravedad	Diferencia de densidad	Tratamiento de aguas
Ciclón	G+S ó G+L	G+S ó G+L	Flujo (inercia)	Diferencia de densidad	Tratamiento de gases
Evaporación	L	L+V	Calor	Diferencia de volatilidad	Concentración de jugos
Destilación	L ó L+V ó V	L + V	Calor	Diferencia de volatilidad	Separación de hidrocarburos
Absorción	G	L + V	Líquido no volátil	Solubilidad preferencial	Eliminación de CO ₂ de gases
Extracción	L	L1+L2	Líquido inmiscible	Solubilidad preferencial	Producción de xileno
Cristalización	L	L + S	enfriamiento	Diferencia en tendencia a cristalizar	
Secado	Sólido húmedo	Sólido seco +humedad	Calor	Evaporación de la humedad	Deshidratación de alimentos
cromatografía	L ó G	L ó G	Material adsorbente	Diferencia de adsorción	Análisis de líquidos y gases
Diálisis	L	L1+L2	Membrana	Diferencia en transferencia	Riñón artificial
Electro diálisis	L	L1+L2	Membrana	Afinidad por cargas específicas	Desalinización de agua de mar
Osmosis Inversa	L	L1+L2	Presión + Membrana	Solubilidad en membrana distinta	Desalinización de agua de mar



2.5. Equipos para contacto entre fases.

Como se observa en la tabla anterior, los equipos de mayor aplicación son aquellos que manejan dos o más fases en contacto, por lo que en esta sección se amplían los conocimientos sobre estos dispositivos, estudiando algunos de los principales parámetros de diseño. El estudio se centrará en equipos de contacto líquido-vapor y líquido-líquido por ser, en su uso, los más comunes en la industria.

2.5.1. Parámetros de diseño.

Antes de diseñar un equipo, deben estar bien definidas la presión de trabajo, la temperatura, velocidades de flujo, composición del alimento, entre otras; de manera que se pueda construir un dispositivo que lleve a cabo la operación que se desee y que adicionalmente sea económico, seguro y fácil de operar. Entre los parámetros de diseño más importantes cabe destacar: la capacidad del equipo, la caída de presión, costos, facilidad de operación y eficacia de las etapas.

- ❖ Capacidad del equipo: Los datos de equilibrio de un sistema establecen el número de etapas de contacto necesarias para producir una determinada separación. En destilación, aunque este número de etapas es independiente del flujo de alimento, las dimensiones físicas del equipo (particularmente el diámetro) aumentará proporcionalmente con el flujo que circule a su través, siendo tales dimensiones función de la hidrodinámica y del tiempo que se precisa en cada etapa. Los parámetros estructurales, tales como la relación (altura/diámetro), deciden con frecuencia la posibilidad de realización práctica (un ingeniero tendría muchas dificultades para encontrar un contratista serio para construir una columna de 40 m de longitud y 0.5 m de diámetro).
- ❖ Caída de presión: Este parámetro es particularmente importante cuando es preciso operar en condiciones de alto vacío (posibilidad de descomposiciones térmicas o de reacciones químicas no deseadas).
- ❖ Costos: Además de los costos de los platos o relleno de la columna, hay que contabilizar los costos de la carcasa, bombas auxiliares, cambiadores de calor, caldera, condensador. Estos cuestan de tres a seis veces más que aquellos. También son de gran importancia los



servicios (electricidad, vapor, agua de refrigeración, sistemas de control, entre otros).

- ❖ **Facilidad de operación:** En todo proceso hay un número importante de problemas potenciales en la operación. En el caso de la utilización de las columnas de relleno para poner en contacto una fase líquida con una fase vapor, los problemas más comunes que pueden presentar son:
 - **Inundación:** Esta condición ocurre cuando las velocidades del vapor y lo del líquido son tan grandes que la caída de presión del gas es superior a la carga neta de gravedad del líquido, que de esta forma es arrastrado hacia arriba en la columna.
 - **Canalización:** La función del relleno es promover la turbulencia de los fluidos y la transferencia de masa mediante la dispersión del líquido que fluye sobre la superficie del relleno y por el interior del mismo. Si el flujo del líquido y/o vapor es muy bajo, o si la alimentación líquida no se distribuye uniformemente sobre el relleno, tenderá a descender por las paredes mientras que el vapor circula por la parte central. A velocidades muy bajas puede no haber suficiente líquido para mojar la superficie del relleno. La inundación y la canalización restringen los intervalos de los flujos de líquido y vapor para la operación de la columna, marcando el límite máximo de operación.

Aunque las columnas de platos pueden generalmente operar dentro de intervalos más amplios de los flujos de vapor y líquido que las columnas de relleno, tienen también sus propios problemas:

- ❖ **Formación de espuma:** Si se forma un nivel de espuma elevado, el líquido es arrastrado por el gas hasta la etapa siguiente y las eficacias de separación disminuyen. Por otra parte, la espuma puede también arrastrar vapor hacia la etapa inferior. En casos extremos, los tubos de bajada del líquido se pueden llenar totalmente de espuma y provocar inundación de una forma análoga a lo que ocurre en columnas de relleno. Por otra parte, las columnas de platos pueden inundarse aún cuando no se forme espuma si las caídas de presión o las velocidades de flujo del líquido son suficientemente grandes para que el nivel de líquido sobrepase el espaciado entre los platos, dando lugar a retroceso del líquido en los tubos de descenso.
- ❖ **Arrastre:** Aún cuando el nivel de espuma formado sobre el líquido del plato no es muy alto, si la separación del líquido y el vapor que estén en contacto es inadecuada, parte de esa espuma se mezcla con el líquido del plato superior, disminuyendo así la eficacia. El arrastre se debe con



CAPITULO II

frecuencia a un tamaño inadecuado de los tubos de descenso del líquido o del espaciado entre los platos.

- ❖ Mala distribución del líquido: Si los platos de la columna son muy grandes o están mal diseñados puede variar la altura del líquido a través del plato dando lugar a un apreciable gradiente hidráulico. Esto puede provocar un flujo no uniforme del gas. Las medidas habituales de prevención consisten en utilizar varios tubos ascendentes o pasos y divisiones en los platos, o bien dirigir el flujo de vapor de forma que fuerce el líquido a circular a través del plato.
- ❖ Goteo. Muchos platos sólo cuentan con la presión del gas para mantener el líquido sobre el plato, de forma que en el punto de goteo, comienza a caer líquido a través de los orificios de los platos. El caso extremo recibe el nombre de vaciamiento.
- ❖ Eficacia: La eficacia de una columna de platos se mide en función de la eficacia del plato, es decir, en función de la diferencia existente entre la composición de las corrientes que abandonan una etapa con respecto a las composiciones de las mismas en el caso de que estuviesen en equilibrio, lo cual representaría las condiciones máximas y en donde se detiene la transferencia de masa. La eficacia de una columna de relleno se mide en función de la eficacia del relleno, que es inversamente proporcional a la altura equivalente a un plato teórico (HETP). Los valores de la eficacia de los platos y de la HEPT son funciones complejas de muchos factores: temperatura, presión, composición, densidad, viscosidad, difusividad, velocidades de flujo del líquido y vapor, tendencia a la formación de espuma, turbulencia del líquido y del vapor, tamaño de las burbujas

2.6. Introducción a la destilación.

Una vez vista la generalidad de los procesos de separación pasemos a hablar de uno en particular, la destilación. Proceso de gran importancia en este trabajo de titulación por ser el proceso central en la sección de separación de la planta de aqilación.

La destilación es un proceso de separación que consiste en separar dos o más componentes de una mezcla aprovechando la diferencia de volatilidades de los componentes. Esto se consigue seleccionando la temperatura y presión de tal



CAPITULO II

manera, que la fase líquida y vapor que se forman, tengan concentraciones relativas diferentes. Cuanto mayor sea la diferencia de volatilidades entre los componentes de la mezcla, mayor será la diferencia entre la composición del líquido y del vapor que se generan. Así, la mezcla líquida a su punto de ebullición desprenderá vapores más ricos en componentes volátiles. Los vapores se condensarán aparte constituyendo el destilado.

En la industria la destilación es una operación con innumerables aplicaciones, especialmente en la separación de componentes del petróleo, recuperación de disolventes, fabricación de licores, entre otros.

Los procesos de destilación más comunes son: destilación simple, destilación con enriquecimiento y destilación por arrastre con vapor.

1). Destilación simple: no se establece ningún tipo de contacto entre el vapor generado por el líquido que hierve y un líquido cualquiera (diferente al de equilibrio). Se divide en:

- ❖ Destilación simple abierta: consiste en cargar la caldera de forma intermitente o continua y el destilado se recoge a la salida de un condensador. La composición del líquido cambia sucesivamente y por ende la del vapor. El destilado acumulado a la salida del condensador será el resultado de la acumulación de sucesivos destilados y poseerá una composición global. El líquido que queda en la caldera se llama residuo. Obsérvese la figura 2.6-1 en donde se muestra un destilador batch.

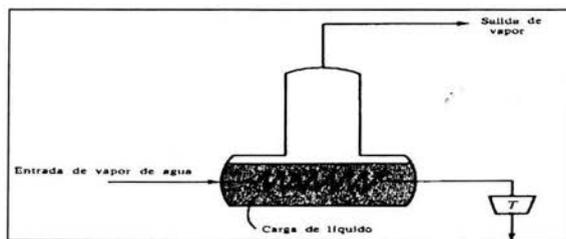


Fig. 2.6-1 Destilador Batch



- ❖ Destilación simple cerrada o de equilibrio: conocida como destilación flash o instantánea. El producto a destilar se calienta y luego se descarga a un recipiente de presión reducida donde experimenta una expansión súbita que conduce a la formación de dos fases en equilibrio. En la figura 2.6-2 se muestra un destilador flash, nótese las líneas de control de presión, temperatura y nivel.

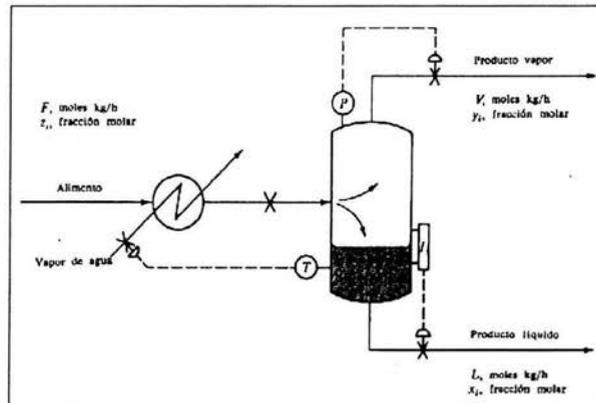


Fig. 2.6-2 Destilador Flash



2) Destilación con enriquecimiento de vapor: se consigue un vapor cuyo contenido en los componentes más volátiles del sistema es superior al que corresponde al equilibrio con el líquido en ebullición.

- ❖ Destilación repetida: se consigue enriquecimiento mediante sucesivas condensaciones y destilaciones del vapor que se va generando.
- ❖ Condensación Parcial: el vapor generado en una destilación se pone en contacto con una superficie líquida a temperatura constante mas fría hasta que alcanza el equilibrio.
- ❖ La destilación con reflujo o rectificación se lleva a cabo en una columna, donde el vapor que abandona la cabeza de la columna se condensa, y una fracción del líquido condensado se devuelve a la columna, lo que constituye el reflujo; el resto se retira como producto destilado. En el interior de la columna se ponen en contacto el vapor ascendente con el líquido descendente. En un nivel dado de la columna estas dos corrientes se ponen en contacto entre sí, por lo que hay una transferencia de masa (pasan los componentes más volátiles del líquido al vapor, y los componentes menos volátiles del vapor al líquido).

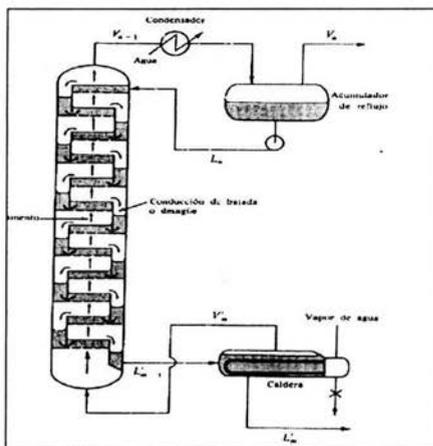


Fig.2.6-3 Torre de Rectificación



Las columnas de platos, utilizadas en la destilación con reflujo o rectificación, poseen unas superficies planas (pisos) en el interior que dividen la columna en una serie de etapas. Tienen por objeto retener una cierta cantidad de líquido en su superficie, a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende de un calentador, consiguiéndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido. El líquido de un plato cae al plato siguiente por un vertedero situado en el extremo del plato. El vapor que llega a un plato por debajo, y el líquido que le llega por encima, no están en equilibrio. En el plato tiene lugar la mezcla de ambas corrientes, produciéndose allí la transferencia de materia. La fuerza impulsora es la diferencia de composiciones entre las corrientes que llegan al plato y las correspondientes de equilibrio. En los platos de las columnas normalmente no se llega a alcanzar el equilibrio entre el líquido y el vapor que abandonan el plato. Un plato ideal o teórico sería aquél en el que este equilibrio sí se alcanzara. En la figura 2.6-3 se muestra una columna de rectificación convencional.

3) Destilación con arrastre de vapor: aplicado a compuestos inmiscibles, uno de ellos con punto de ebullición alto. Por ejemplo, la anilina, que tiene una presión de vapor baja, es decir poco volátil, al mezclarla con agua resulta que la presión del líquido es superior a la de cada componente puro y hervirá a una temperatura inferior a la del más volátil (agua). Una vez condensado el vapor la separación se hace por decantación.

2.7. Simulación. (11)

Como se planteó anteriormente una parte importante en la ingeniería de los procesos es la simulación, pues con ella podemos realizar una gran cantidad de cálculos de los principales procesos de separación en tiempos increíblemente cortos.

Dentro de la simulación el paso más importante es el modelado del sistema en estudio. El modelado es la representación matemática de las operaciones unitarias que conforman al proceso de interés.

En la actualidad la mayoría de las operaciones se han estudiado al punto en que se cuenta con representaciones matemáticas bastante confiables.

Kapur en 1988 planteó treinta y seis principios del modelado, los más importantes son:



CAPITULO II

- ❖ El modelo matemático sólo puede ser una aproximación del sistema real, el cual puede ser extremadamente complejo y aún no comprendido del todo. La complejidad del modelo estará determinada por los objetivos que persigue su construcción. El mejor modelo es el más simple que satisface las expectativas del ingeniero.
- ❖ El modelado es un proceso continuo. Se debe comenzar modelando los fenómenos principales y luego ir agregando los restantes si es que son necesarios. Es decir, se va de menor a mayor, de un prototipo al modelo final. Tratar de enfrentar el problema de una sola vez puede traer problemas.
- ❖ El modelado es un arte, no hay reglas fijas, pero el premio es un profundo conocimiento del sistema en estudio. Muchas veces, el problema que se quiere resolver con el simulador se resuelve en la etapa del modelado; es decir, antes de completar el simulador.
- ❖ El modelo debe ser realista y robusto. Las predicciones del modelo deben estar de acuerdo con las observaciones y no debe ser demasiado sensible a cambios en los parámetros o variables de entradas.



CAPITULO II

Los pasos para encarar la construcción de un modelo son:

1. Definición de los objetivos del modelo: Es de suma importancia establecer claramente qué es lo que se espera del modelo. Esto implica la definición de las fronteras del sistema a modelar, de la exactitud necesaria, de la necesidad de conocer la evolución en el tiempo, etc.
2. Formulación de un modelo físico: Se identifican los fenómenos más importantes que se llevan a cabo en el sistema.
3. Balances (estacionarios o dinámicos): Se escriben los balances de materia, energía, etc...
4. Propiedades: Se obtienen o estiman los valores para las propiedades físico-químicas que intervienen en los balances.
5. Suposiciones considerando los objetivos: Se realizan las simplificaciones en el modelo considerando los objetivos.
6. Consistencia matemática: El grado de libertad del modelo.
7. Se resuelve el modelo utilizando algún método matemático analítico o numérico (simulación).
8. Perfeccionamiento: Si los resultados obtenidos con el modelo no son satisfactorios, entonces se repite el ciclo adoptando suposiciones menos restrictivas. En esta etapa se puede sugerir la adquisición de nuevos datos experimentales.

El modelo puede ser obtenido empíricamente o utilizando los primeros principios. En el primer caso el tiempo de desarrollo es menor, no hay que pensar mucho, sólo se trata de ajustar parámetros para que las predicciones del modelo coincidan con los datos experimentales. Las redes neuronales son un ejemplo de este tipo de modelos. Sin embargo, la dificultad aparece a la hora de seleccionar los datos experimentales que se utilizarán para realizar el ajuste ya que se necesita una gran cantidad si es que se quiere que la zona de validez del modelo no sea muy pequeña. Por otra parte, el otro enfoque ofrece la ventaja de requerir menos datos experimentales, produce modelos más robustos; pero requieren de un gran esfuerzo para su desarrollo.



Las herramientas con que se disponen actualmente para asistir al ingeniero en el desarrollo de una simulación de proceso son muy variadas:

1. Lenguajes de programación:
 - a. Fortran.
 - b. Pascal.
 - c. Delphi.
2. Lenguajes de simulación:
 - a. GPROMS.
 - b. ISIM.
3. Utilitarios matemáticos:
 - a. Mat Lab.
 - b. Simulink.
 - c. MathCAD.
4. Simuladores:
 - a. Aspen.
 - b. HYSYS.
 - c. ChemCad.

2.8. Balances de materia y energía.

Las herramientas antes mencionadas nos auxilian en la parte matemática de nuestra problemática, pero absolutamente todo proceso químico se basa en los principios generales de la conservación de materia y energía. Por lo que cualquier simulador o programa de cálculo de proceso debe basarse en la correcta formulación de los balances de materia y energía.

2.8.1. Formulación de balances.

Un balance expresa el principio de conservación de una determinada propiedad en un volumen dado de control. Su formulación general es:

$$\left(\begin{array}{c} \text{velocidad de} \\ \text{acumulación} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{velocidad de} \\ \text{entrada} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{velocidad de} \\ \text{generación} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{velocidad} \\ \text{de salida} \end{array} \right)$$



CAPITULO II

Unidades:

$$[\text{Velocidad de acumulación}] = [\text{Propiedad}] \cdot [\text{Tiempo}]^{-1}$$

Los balances pueden ser:

- Estacionario \Rightarrow velocidad de acumulación = 0.
- Dinámico \Rightarrow velocidad de acumulación \neq 0.

Para la correcta formulación de los balances se puede seguir el siguiente procedimiento:

- ❖ Elija como volumen de control una región donde las variables permanecen constantes o varían muy poco.
- ❖ Identificar las corrientes que atraviesan las fronteras del volumen de control.
- ❖ Escribir el balance con palabras, tal como se hizo al inicio de esta sección.
- ❖ Expresar cada término en forma matemática utilizando variables plausibles de medición.

2.8.2. Ecuación de continuidad.

Para el caso de conservación de materia en los procesos de separación se debe considerar que no existe generación en el espacio de estudio, por lo tanto el balance debe tener la siguiente forma:

$$[\text{Velocidad de acumulación}] = [\text{velocidad de entrada}] - [\text{velocidad de salida}]$$

Unidades:

$$[\text{Velocidad de acumula}] = [\text{Masa}] \cdot [\text{Tiempo}]^{-1}$$



CAPITULO II

A continuación se dan algunas formas matemáticas de los términos que generalmente aparecen en un balance de materia:

Velocidad de acumulación:

$$\frac{d(\rho V)}{dt}$$

Flujo convectivo:

$$F\rho$$

Flujo difusivo:

$$J_i A = -D_i \frac{dC_i}{dz} A$$

Donde A es el área normal de flujo y D_i es la difusividad del compuesto i. La fuerza impulsora es un gradiente de la propiedad.

Flujo en la interfaz:

$$J_i = K_i A \Delta C_i$$

Donde A es el área total de transferencia, ΔC_i es la diferencia entre la concentración de equilibrio y la real del compuesto i (no es la diferencia entre las concentraciones de las fases) y K_i es el coeficiente global de transferencia.

Velocidad de generación:

$$R_i = r_i V$$

La velocidad de generación es positiva cuando i es un producto, y es negativa cuando se trata de un reactivo.



2.8.3. Balance de energía

El balance de energía es importante cuando la temperatura afecta las variables que nos interesan estudiar. Por ejemplo, en un reactor la conversión será afectada por la temperatura a través de la constante cinética; a su vez, la reacción afectará a la temperatura mediante la generación de calor.

La ley de conservación de energía está planteado por el primer principio de la termodinámica. La energía interna depende no sólo de la temperatura sino también de la materia del sistema y su composición. Por este motivo, el balance de materia siempre está asociado al de energía.

Para un sistema abierto que intercambia energía a través de su frontera, el balance de energía puede ser escrito como:

$$[\text{Velocidad de acumulación}] = [\text{velocidad de entrada}] - [\text{velocidad de salida}]$$

Unidades:

$$[\text{Velocidad de acumulación}] = [\text{Energía}] \cdot [\text{Tiempo}]^{-1}$$

Algunas consideraciones que hay que tener en cuenta a la hora de escribir el balance de energía son:

- ⌘ Formas de Energía: potencial, cinética, interna.
- ⌘ Transporte de Energía: calor, trabajo. Tanto el calor como el trabajo no son energías sino formas de transporte.
- ⌘ "Generación": La energía no se genera (por lo menos en las condiciones de los procesos de separación), el calor de reacción tiene otro origen que no será analizado aquí.



CAPITULO II

Con estas aclaraciones, podemos escribir matemáticamente el balance de la siguiente forma:

$$\frac{dE}{Dt} = F_o \sum_{i=1}^N C_{iO} E_{iO} - F_l \sum_{i=1}^N C_{iL} E_{iL} + Q - W$$

Donde E es la energía total del sistema E_i es la energía total por mol de compuesto i, F es el caudal volumétrico, C es la concentración molar, N es el número total de compuestos incluyendo los inertes, Q es el calor suministrado al sistema, mientras W es el trabajo entregado por el sistema.

Es importante considerar que E es la suma de la energía interna U, la energía cinética, la energía potencial y toda otra energía y además, que de todas ellas la energía interna es la predominante en los procesos químicos comunes y por lo tanto podemos decir que $E \cong U$, recordando que la definición de entalpía ($H = U + PV$).

A continuación se muestran otras maneras empleadas para escribir los términos de los balances de energía.

1) Término de acumulación

Para cambios moderados de temperaturas, los Cp pueden ser considerados constantes, por lo tanto:

$$V \rho_1 C_{P1} \frac{dT_1}{dt} \quad \text{donde } \rho_1 \text{ es la densidad del sistema.}$$

2) Término de transferencia.

$$U A (T_a - T_1)$$

donde T_a es la temperatura ambiente, U es el coeficiente global de transferencia y A es el área de transferencia.

3) Término de flujo.

Con las mismas consideraciones, tenemos:

$$F_o \rho_o C_p (T_o - T_1)$$

4) Términos de reacción.



CAPITULO II

La definición de la velocidad de reacción para el compuesto i es:

$$r_i = \frac{1}{V} \frac{dn_i}{dt}$$

donde n_i es el número de moles del compuesto i . También tenemos la velocidad de reacción general que es independiente del compuesto:

$$r_g = \frac{r_i}{\alpha_i}$$

donde α_i es el coeficiente estequiométrico del compuesto i .

5) Otros términos

Dependiendo del caso en particular, pueden tener efectos importantes el calor generado por la agitación, pérdidas de calor por convección, evaporación, radiación o mezclado.

2.8.4. Conservación de cantidad de movimiento.

La forma general es:

$$\left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{acumulación} \\ \text{de cantidad} \\ \text{de movimiento} \end{array} \right) = \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{entrada de} \\ \text{cantidad de} \\ \text{movimiento} \end{array} \right) - \left(\begin{array}{c} \text{Velocidad de} \\ \text{salida de} \\ \text{cantidad de} \\ \text{movimiento} \end{array} \right) + \left(\begin{array}{c} \text{Fuerzas} \end{array} \right)$$

La ecuación es de carácter vectorial. Su estudio es todo un campo, el de la Mecánica de los Fluidos, que está fuera del alcance de este trabajo.

Junto con los balances se necesitan ecuaciones complementarias como ya fue factible observar. A continuación se listan las más comunes.



CAPITULO II

Ecuaciones de Transporte

Forma General

[Flujo] = -[Constante] [Gradiente]

Unidades:

[Propiedad], [Tiempo]⁻¹, [Longitud]⁻²

Ejemplos:

- Ley de Fourier (q).
- Ley de Fick (NA).
- Ley de Newton (2 rz).
- Moleculares (Gradientes).
- Globales (Diferencias)

Ecuaciones de Estado

Ejemplos:

$$\rho_L = f(P, T, x)$$

$$\rho_V = f(P, T, y)$$

$$h = f(P, T, x)$$

$$H = f(P, T, y)$$

Ecuaciones de Equilibrio

Ejemplos:

- Químico.
- Entre fases:
 - Ley de Raoult.
 - Ley de Henry.
 - Volatilidad Relativa.
 - Valores K.
 - Coeficiente de actividad.
- Ecuaciones de Cinética.

Ejemplos:

- Ecuación de Arrhenius.
- Ley de acción de masas.



2.9. Técnicas de identificación y evaluación de riesgos.

Los métodos de evaluación de riesgos, pueden ser divididos en tres categorías:

- ✍ Métodos comparativos
- ✍ Índices de riesgos
- ✍ Métodos generalizados.

Las conclusiones arrojadas por la aplicación de estas técnicas en una planta influyen considerablemente en las decisiones más importantes sobre su diseño, construcción, operación, arranque y paro de las mismas.

Ya inmersos en una cultura preventiva de riesgos, estas técnicas se aplican también a tareas más simples y comunes como:

- ✍ Selección de la tecnología (materias primas, intermedios, equipos, condiciones de proceso, etc.).
- ✍ Localización de áreas de proceso (teniendo en cuenta comunidades cercanas, disposición de contenedores de desechos y efluentes, riesgos inherentes a la zona, etc.).
- ✍ Distribución de la planta (áreas de almacenamiento, cuartos de control, separación y delimitación de áreas peligrosas, etc.).
- ✍ Procedimientos de operación, mantenimiento y emergencia.

A continuación se presenta en forma esquemática la clasificación de los métodos de evaluación de riesgos.



CAPITULO II

Tabla 2.9-1. Métodos de evaluación de riesgos.

Categoría	Descripción	Nombre común del método.
Métodos comparativos	Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada en un campo particular (peritos). Son métodos útiles para identificar peligros, debido a que se basan en la experiencia.	Códigos, estándares y normas.
		Listas de comprobación, (Checklists).
		Análisis histórico de accidentes.
Índices de riesgo	Estos son métodos relativamente simples en su aplicación y se utilizan para estimar el riesgo concentrado en un área de proceso, este método no identifica peligros pero proporciona a cambio un valor numérico que ayuda a jerarquizar las áreas de proceso de acuerdo a su nivel de riesgo potencial.	Índice DOW.
		Índice MOND.
Métodos generalizados	Este tipo de métodos resulta ser una herramienta completa de identificación y evaluación de riesgos, están basados en estructuras de razonamiento lógicas. Su aplicación se basa en la lógica causa-efecto, dando pie a la búsqueda de todos los sucesos que puedan dar origen a una situación de peligro así como a las consecuencias que originen los posibles accidentes.	Análisis de riesgos y operatividad, (HAZOP).
		Análisis de modos de fallas y sus efectos, (FMEA).
		Análisis de árbol de fallas, (FTA).
		Análisis "WHAT - IF".
		Análisis de error humano.



2.9.1. Análisis HazOp.

El HazOp es un método de análisis que permite identificar y evaluar riesgos y problemas que impidan la operación eficiente de una instalación industrial. Es una técnica que evalúa en forma sistemática todos los equipos, procedimientos operacionales y eventos generados por desviaciones a la intención del diseño. Con esta técnica se le permite a un equipo multidisciplinario liberar su experiencia, imaginación y conocimiento para revisar todas las génesis posibles de los riesgos y/o problemas de operación susceptibles de surgir en un momento determinado. Importante resulta el hecho de ser un método aplicable en cualquier etapa operativa de la planta de proceso, e incluso aplicable durante el diseño, instalación u operación.

El análisis de riesgos y operabilidad, (HazOp), no solo ayuda a la industria en la prevención de eventos catastróficos, sino que también puede: elevar el conocimiento del personal operativo sobre la misma, mejorar los procedimientos técnicos, actualizar la información sobre la seguridad de los procesos e incrementar la productividad de la instalación.

Dos hechos que caracterizan y realzan a esta técnica son:

- ❖ **Carácter sistemático:** el estudio esta basado en la aplicación de una serie de palabras guía, las cuales facilitan la identificación de desviaciones mediante un razonamiento ordenado. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias, salvaguardas y posibles acciones correctivas.
- ❖ **Carácter multidisciplinario:** el análisis HazOp es aplicado bajo el escrutinio de un equipo conformado por personas de distinta experiencia y formación. Los miembros del equipo exponen las desviaciones, causas, consecuencias y soluciones desde su propio ámbito, esto origina una discusión rica en opiniones debido los distintos enfoques sobre un mismo punto, esto ocasionado, claro esta a los diferentes entrenamientos y experiencias proporcionadas por el equipo analizador.



Tabla 2.9.1-1 Palabras guía en la técnica HazOp.

PALABRA GUIA	SIGNIFICADO
No	La completa negación de la intención de diseño. Ninguna parte de la intención de diseño.
Más/Menos	Aumento o disminución cuantitativa sobre la intención de diseño.
Además de	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más.
Parte de	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos o acciones transcurren.
Inverso en vez de	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo totalmente distinto.

2.9.2. Clasificación de recomendaciones.

Productos del análisis HazOp se obtiene una serie de recomendaciones que se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado en:

Clase A: las recomendaciones de este tipo son de alta prioridad. Esto significa que es imperativa una acción inmediata para mitigar ya sea la frecuencia o el riesgo del incidente.

Case B: las recomendaciones del tipo B son de prioridad media. Esto significa que la administración debe evaluar, mediante un análisis de costo – beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo o la frecuencia del incidente, para tomar la decisión de “aceptar o rechazar” la implementación de la recomendación.

Clase C: las recomendaciones de este tipo son de baja prioridad. Esto es: la acción correctiva que se tomó mejorará aún más la seguridad pero el proceso puede seguir operando con seguridad aceptable a pesar de la no implementación de la recomendación.



CAPITULO II

Estas recomendaciones se obtienen directamente de la matriz de riesgos que a continuación se presenta.

Tabla 2.10.2-1 Matriz de riesgos.

F R E C U E N C I A	GRAVEDAD				
	1	2	3	4	5
1	C	C	C	B	B
2	C	B	B	B	A
3	C	B	B	A	A
4	B	B	A	A	A
5	B	A	A	A	A

Es importante entender que significa frecuencia y gravedad en la forma en que se ha clasificado en la tabla anterior. Es visible que tanto la frecuencia como la gravedad se han acotado en cinco niveles, a continuación se muestran dos tablas que indican el significado de cada nivel.



CAPITULO II

Tabla 2.9.2-2 Niveles de Frecuencia.

Nivel	Frecuencia
1	No más de una vez en la vida de la planta.
2	Hasta una vez en diez años.
3	Hasta una vez en cinco años.
4	Hasta una vez en un año.
5	Más de una vez al año.

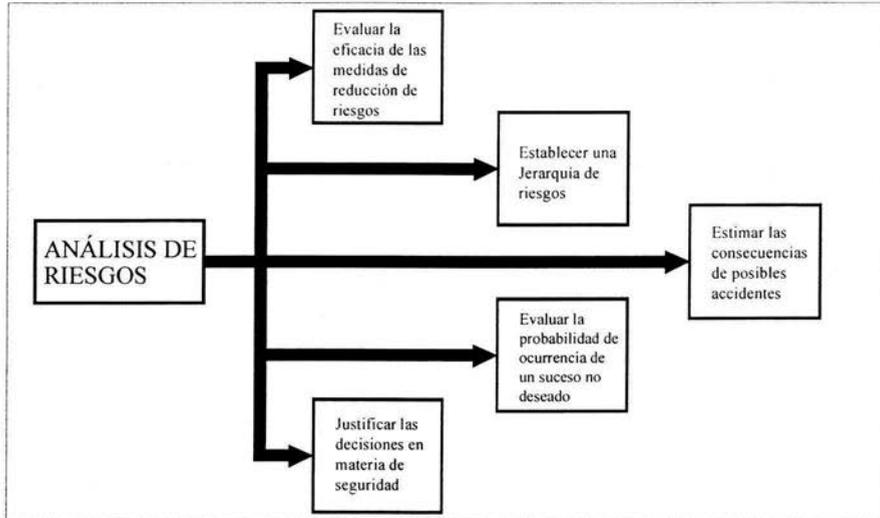
Tabla 2.9.2-3 Nivel de Gravedad.

Nivel	Gravedad
1	No tiene impacto en la planta, el personal o los equipos.
2	Daños a los equipos o generación de fugas menores.
3	Lesiones al personal de la unidad. Todos los daños se limitan a la planta.
4	Destrucción y daños limitados a fuera de la planta.
5	Destrucción y daños extensivos a fuera de la planta.



En el siguiente esquema se describe la utilidad de un Análisis de Riesgos.

Esquema 2.9.2-1 Utilidad del análisis de riesgos.



2.9.3. Reporte HazOp.

Para que un estudio HazOp sea exitoso se requiere la información que represente por completo el estado actual de una planta (cuando el estudio se realiza en la etapa de operación). Antes de iniciar un estudio HazOp es importante revisar la información que diariamente se usa para asegurar la calidad del producto final y prevenir riesgos; por ejemplo en orden de importancia: los procedimientos operativos y de mantenimiento, el programa de revisión de instrumentos y detectores (protecciones), etc. Frecuentemente nos encontramos con procedimientos, imprecisos, no actualizados, no difundidos correctamente y, además, archivados, los cuales conducen al personal encargado de aplicarlos a usar notas informales que, en muchos de los casos ó en casi todos, provocan la omisión de pasos importantes de un procedimiento correcto.



CAPÍTULO 3
DESCRIPCION DEL
PROCESO DE
ALQUILACION



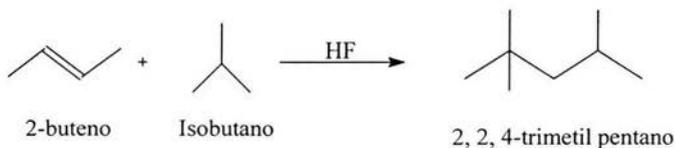
DESCRIPCION DEL PROCESO DE ALQUILACION.

3.1. Proceso de alquilación con HF usado como catalizador.

La función de esta planta es producir Alquilado (2, 2, 4-trimetilpentano) como producto principal, butano y propano como productos secundarios, a través de la reacción de 2-buteno con isobutano y HF como catalizador.

El principio de la alquilación, como es aplicada actualmente en la producción de combustibles, involucra a una isoparafina, generalmente isobutano, con olefinas tales como: propileno, 2-buteno y amileno, en presencia de un catalizador ácido ya sea HF ó H₂SO₄. El producto resultante es una gasolina con buenas propiedades de estabilidad y altos índices de octano, denominada alquilado.

La reacción general que se lleva a cabo en la planta de Alquilación es la siguiente:

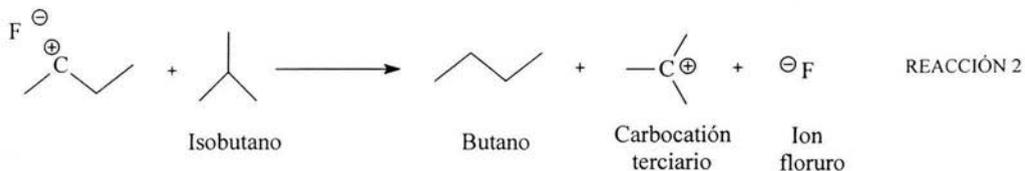
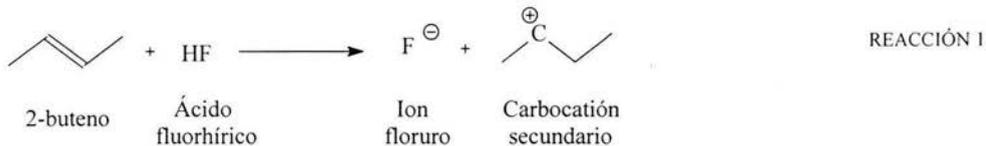


Para que se efectúe la alquilación es necesario formar un carbocatión terciario, para ello existen dos rutas.

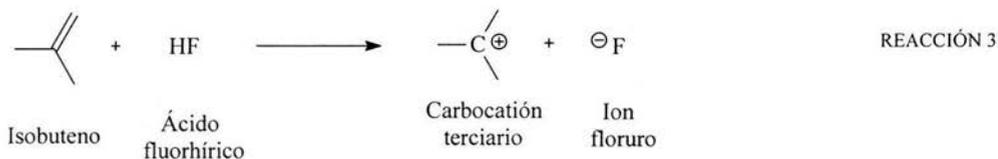
La primera es cuando reacciona el 2-buteno con el HF para formar un carbocatión secundario (reacción 1), posteriormente el carbocatión secundario reacciona con el isobutano para producir butano y el carbocatión terciario requerido (reacción 2).



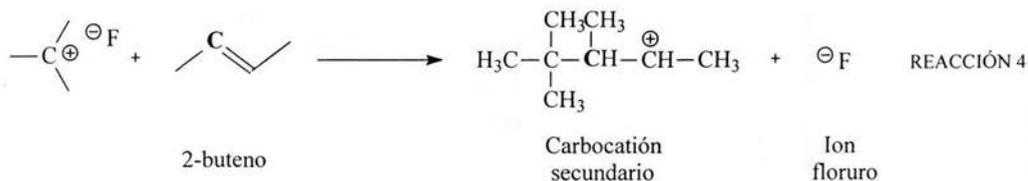
CAPITULO III



La segunda ruta es cuando se hace reaccionar el isobuteno con HF dando como resultado el carbocatión que se requiere (reacción 3).



Para producir el alquilado (2, 2, 4-trimetilpentano) se hace reaccionar el carbocatión terciario con 2-buteno para producir el carbocatión secundario que se presenta en la reacción 4.

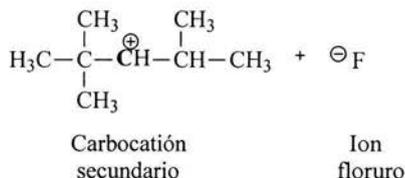




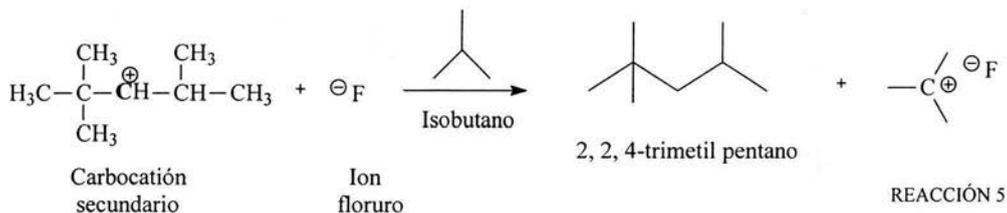
CAPITULO III



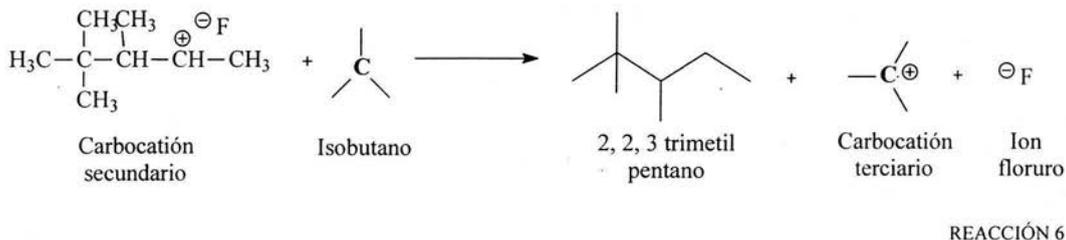
Posteriormente se efectúa la transposición del metilo, con el objeto de disminuir la tensión estérica que se origina por la presencia de tres metilos en dos carbonos contiguos de la cadena principal, por lo que se produce el siguiente carbocatión:



Este carbocatión se hace reaccionar con isobutano para producir el alquilado y el carbocatión terciario requerido (reacción 5).



También se llevan a cabo reacciones secundarias útiles como por ejemplo la reacción 6 donde se obtiene 2, 2, 3-trimetil pentano.

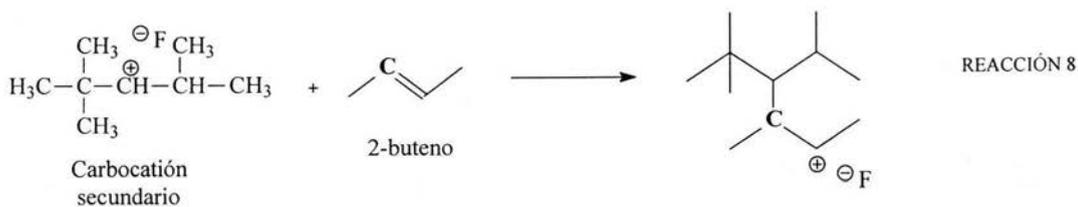
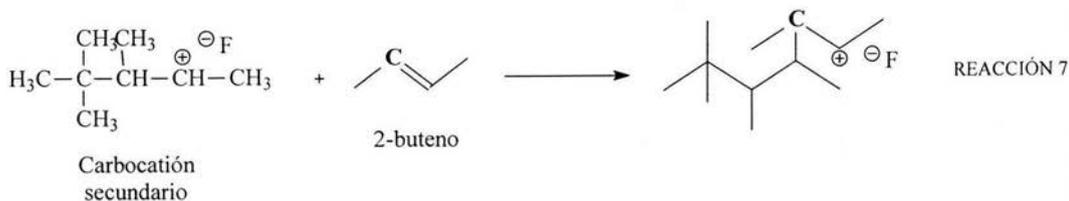




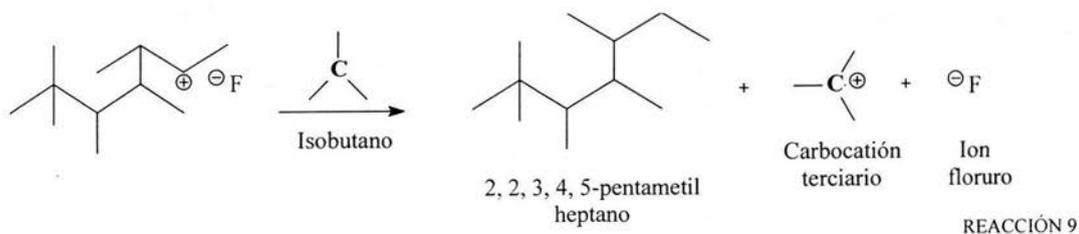
CAPITULO III



También se forman compuestos de mayor peso molecular, ya que los carbocationes secundarios pueden reaccionar con el 2-buteno, como se muestra en las reacciones 7 y 8.

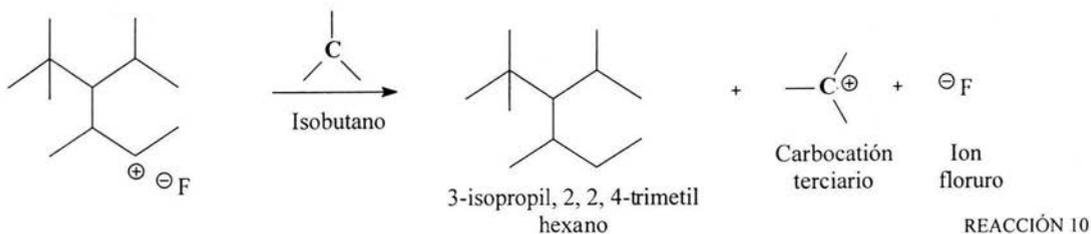


Si los compuestos resultantes de las reacciones 7 y 8 reaccionan con isobutano, se pueden obtener compuestos de doce carbonos como se especifica en las reacciones 9 y 10.

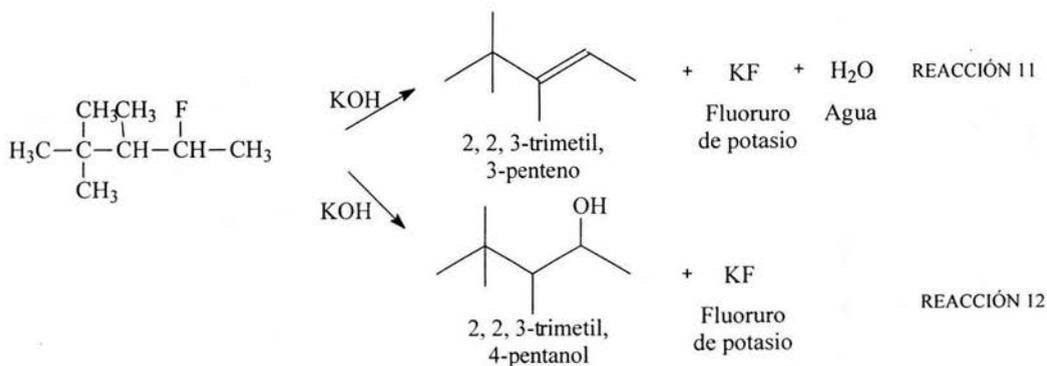




CAPITULO III

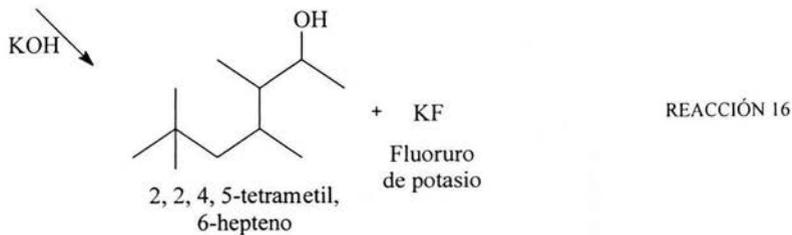
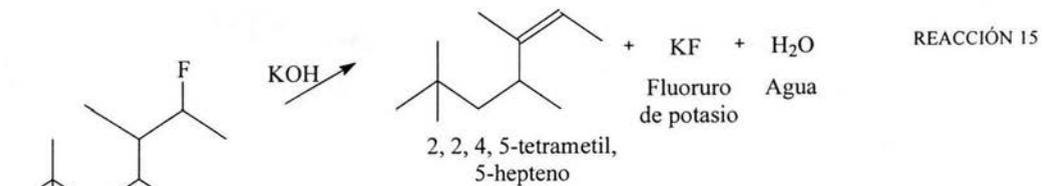
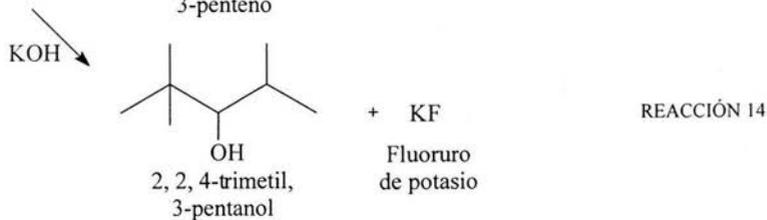
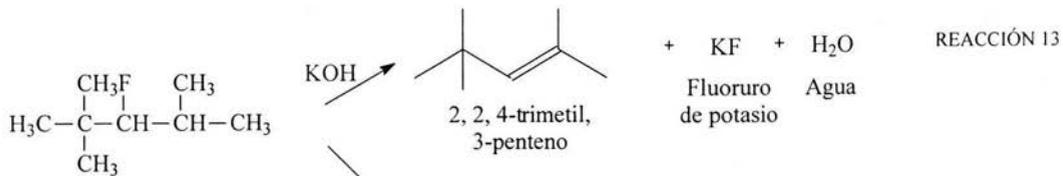


Así mismo, las reacciones que se pueden efectuar en los defluorinadores son dos, una donde se forma un alqueno y la otra donde se forma un alcohol secundario. Las reacciones 11 a 18 especifican los compuestos resultantes.



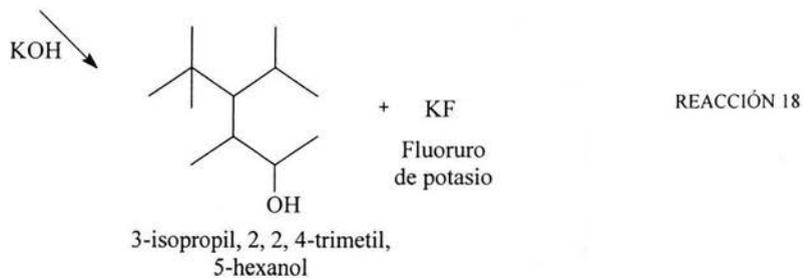
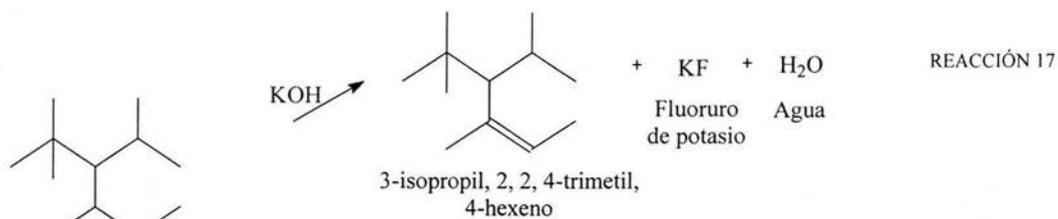


CAPITULO III





CAPITULO III



La reacción secundaria de formación de pesados se favorece cuando baja la relación de isobutano a buteno.



3.2. Ecuaciones de estado utilizadas.

Las ecuaciones de estado son relaciones de P-v-T utilizadas por la termodinámica clásica, para calcular las relaciones de equilibrio entre fases, densidades y entalpías necesarias en los procedimientos de diseño de equipo.

Si bien, es cierto que existe un gran número de ecuaciones P-v-T, relativamente pocas resultan adecuadas para los cálculos prácticos. Todas las ecuaciones de estado son susceptibles de aplicación a mezclas, utilizando reglas de mezclado para combinar constantes de especies puras.

A continuación se anexan las ecuaciones de estado más utilizables en forma cronológica junto con la ecuación de estado utilizada en la simulación de la DA-104.

$$P = \frac{RT}{V} \quad \text{Ley de gas ideal}$$

$$P = \frac{Rt}{v-b} - \frac{a}{v^2} \quad \text{Van der Waals [1873, 2 parámetros]}$$

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{\sqrt{T}v(v+b)}, \text{ donde...} a = a_c \left[1 + K \left(1 - \frac{T}{T_c} \right) \right]^2 \quad \text{Redlich-Kowng-Soave}$$

[1972, 2 parámetros]

$$P = \frac{RT}{v} + \left(B_0 RT - A_0 - \frac{C_0}{T^2} \right) \frac{1}{v^2} + \frac{bRT - a}{v^3} + \frac{a\alpha}{v^6} + \frac{c \left(1 + \frac{\gamma}{v^2} \right)}{v^3 T^2} \exp \left[-\frac{\gamma}{v^2} \right]$$

Benedict-Webb-Rubin [1940, 8 parámetros]



CAPITULO III

La ecuación de estado que dio los porcentajes de error más pequeños fue la "BRW-LS" o escrita en forma completa: Benedict-Webb-Rubin-Lee-Starling.

La cual es apropiada para fracciones de petróleo y/o mezclas no polares donde existan pequeñas concentraciones de sustancias puras polares, gas ligero con CO_2 , HS , H_2 , e incluso es aplicable a mezclas polares pero no con tan buenos resultados como algunas otras.

Por otro lado es también, una ecuación que predice aceptablemente las relaciones P-v-T en regiones de Alta temperatura y Alta presión, incluso da excelentes resultados en la región del punto crítico.



CAPÍTULO 4
SIMULACION DE LA
TORRE
FRACCIONADORA DA-104



SIMULACION DE LA TORRE FRACCIONADORA DE LA PLANTA DE ALQUILACION.

4.1. Condiciones principales y modelo empleado.

A continuación se describen los modelos utilizados en la simulación de la sección de Fraccionamiento de la planta de butilenos empleando el simulador ASPEN.

4.1.1. Modelo empleado en la simulación de la torre fraccionadora DA-104.

En la figura 4.1.1-1 se muestra el esquema empleado en la simulación. Este esquema es representativo de toda la sección de fraccionamiento de la planta de alquilación, en el se incluyen todos los equipos y líneas importantes de dicha sección.

La línea 57 del esquema (figura 4.1.1-1), fue tomada como línea de alimentación principal para efectos de simulación. Esta es la única línea a la cual se le definió valores de temperatura, presión y composición en la base de datos de la simulación, en cuanto a composición se refiere, esta línea 57 es idéntica a la línea de alimentación de la torre principal, (línea 59 en la figura 4.1.1-1).

La línea de alimentación a la torre DA-104 aparece definida en cuanto a composición en la tabla 2.9.1 presentada en el capítulo 2 en la sección 2.9. Aquí se presenta a continuación una tabla (tabla 4.1.1-1) con los valores que se le alimentaron al simulador originalmente.



CAPITULO IV



Tabla. 4.1.1-1 Datos alimentados al simulador.

Descripción de la línea (Línea 57 en DFP, alimentación a la torre)	Alimentación a la fraccionadora (Componente en lb/hr)
Etano	0.0
Propileno	0.0
Propano	15243.3
Butileno	387925.8
Isobutano	0.0
N-butano	64502.1
Pentano y pesados	89590.0
Alquilado	2705.1
Agua	0.0
Total Lb/hr	565568.9
Temperatura (°F)	
Presión (psía)	365

Las líneas 69, 74 y 83 de la figura 4.1.1-1 son las salidas de los productos; alquilado (2-2-4-trimetilpentano), butano y propano respectivamente, los valores arrojados por el simulador en estas líneas serán comparados contra los datos reales de producción de la planta en el capítulo de resultados así como en el capítulo de análisis y conclusiones.

Otra línea importante de entender en la figura 4.1.1-1 es aquella con el número 53, esta línea es el retorno de la fase ácida de la mezcla hacia el asentador de ácido DA-102. Esta figura es fácil de entender si se compara con el diagrama de flujo número 2 presentado en el anexo 1.

4.1.2. Modelos de operaciones unitarias empleados.

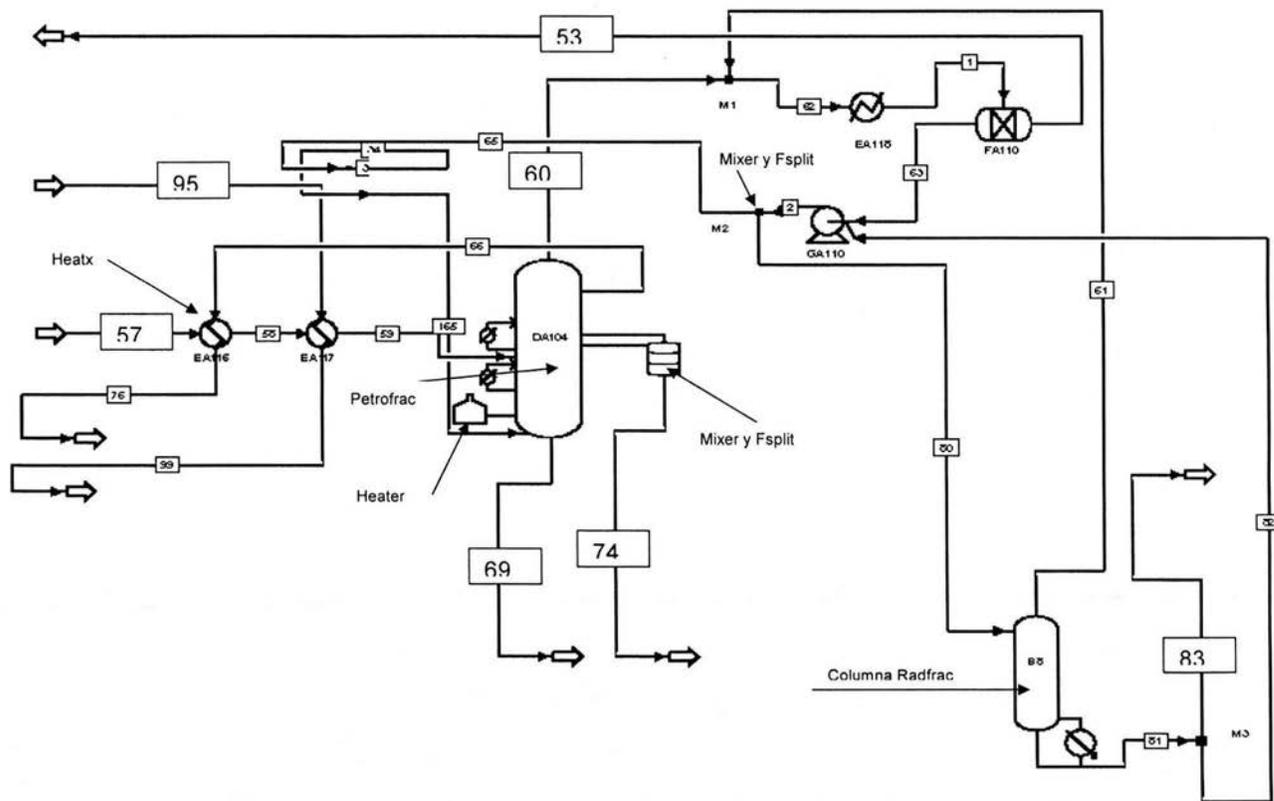
Los modelos empleados en la simulación para representar los equipos del proceso de la sección de fraccionamiento son los mostrados en la tabla 4.1.2-1



CAPITULO IV



Figura 4.1.1-1 Esquema utilizado en la simulación de la sección de Fraccionamiento de la planta de alquilación





CAPITULO IV



Tabla 4.1.2-1 Modelos de Aspen utilizados en la simulación.

Modelos	Nombre del equipo	Descripción
	Alimentación	Se definen T, P y composición
	Producto	Representa la salida de masa del sistema en estudio.
Heatx	Cambiador de calor proceso a proceso	Se especifican Tsalida, Psalida o ΔP , en ellos se aprovecha la energía de una línea del proceso para intercambiarla con otra línea del mismo proceso.
Heater	Cambiador de calor a fuego directo	Se especifica ΔT o BTU's suministrados. Recibe el calor por fuentes ajenas a las líneas de proceso.
Mixer y Fsplit	Mezclador y separador respectivamente	En el mixer se especifica ΔP y la fase que maneja. En el fsplit, se especifica el flujo por las n-1 corrientes de salida.
Stdie strippers	Agotador o rectificador en una columna de fraccionamiento	Se especifican los flujos de salidas y entradas, así como P o T en el fondo y domo del stripper.
Petrofrac	Torre de destilación para fracciones de petróleo con metodología rigurosa de cálculos. (Este es el modelo utilizado para la torre DA-104)	Se especifica el flujo que circula por las n-1 corrientes de entrada y salida, así como el perfil de T y P en los platos o T y P en el fondo y domo de la torre y el número de etapas, eficiencias, diámetros y números de strippers.
Columna Radfrac	Columna de destilación para fraccionamiento de 2 o 3 fases multicomponentes por metodología de cálculo riguroso.	Flujo que circula por las n-1 corrientes de entrada y salida, así como P y T en el fondo y domo de la torre.



4.2. Componentes de la carga a la DA-104.

La carga a tratar en la torre Fraccionadora DA-104 es la mezcla de productos e inertes proveniente del Asentador DA-102 ubicado en la sección de reacción, de acuerdo a la descripción de la planta dada en el capítulo dos. Dicha mezcla debiera tener por diseño la composición mostrada en la tabla 4.2-1¹ (en donde se resalta la fila del propano por ser nuestro objeto de estudio definido en los objetivos, capítulo 1), sin embargo en la realidad la composición de dicha mezcla con respecto al propano es la mostrada en la tabla 4.2-2². Solo se muestra la composición del propano en la tabla 4.2-2 por que es este el compuesto que nos interesa analizar, pues de él se derivan los problemas planteados en esta tesis (definidos en el capítulo 1).

¹ Datos obtenidos de las tablas de balances de materia y energía de la planta de alquilación, disponibles en la biblioteca de consulta interna de la refinería.

² Datos obtenidos de las bitácoras del 2001 de la planta de alquilación, facilitadas por la refinería.



CAPITULO IV

Tabla 4.2-1 Datos de alimentación según diseño.

Línea	21	30	38	53	52	54	59
Descripción	Línea proveniente de la DME	Línea proveniente de la esfera FA-104	Línea de recirculación de propano, (proviene de la DA-104)	Línea proveniente del FA-110.	Línea proveniente del recuperador de ácido DA-103	Salida del asentador de ácido y salida de la sección de reacción	Alimentación de la torre fraccionadora
Componente	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).
HF	0.0	0.0	1284	4301	4343	5603	5603
Etano	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Propileno	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Propano	0.1	152.3	14620	271.8	208.3	15243	15243
Isobutano	21921	18154	382334	0.4	5355	387924	387924
Butilenos	38453	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Butano	6831	2891	53960	0.0	756	64418	64418
C ₅ y pesados	230	0.0	11013	0.0	164	86840	86840
Alquilado	0.0	0.0	0.6	0.0	0.1	2610	2610



CAPITULO IV



Tabla 4.2-2. Datos reales de alimentación, según los históricos de la refinería.

Línea	21	30	38	53 *	52	54	59
Descripción	Línea proveniente de la DME	Línea proveniente de la esfera FA-104	Línea de recirculación de propano, (proviene de la DA-104)	Línea proveniente del FA-110.	Línea proveniente del recuperador de ácido DA-103	Salida del asentador de ácido y salida de la sección de reacción	Alimentación de la torre fraccionadora
Componente	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).	(Lb/hr).
Propano	0.60	476.73	14619.7	271.8	208.3	15577.13	15577.13

Es importante aclarar que tanto la línea 38 como la 53 tienen su composición de propano supeditada a alimentación, debido a que la línea 38 es la salida lateral de la torre fraccionadora por donde el propano sale con una relación del 0.95909 D/L, es decir que el 95% de propano alimentado a la torre fraccionadora es reciclado por esta línea 38. Mientras que la línea 53 es el retorno del ácido acumulado en el tanque separador del domo de la torre fraccionadora, este tanque separa por decantación la fase orgánica de la acuosa.

El propano se disgrega en ambas fases y al aumentar la cantidad de propano destilado, aumentará también la cantidad de propano en ambas fases. Obviamente, el propano se distribuye en mayor proporción en la fase orgánica, la línea 53 por ser la que traslada a la fase acuosa llevará menos propano.

Por todo lo antes mencionado, la cantidad de propano que se alimenta a la torre fraccionadora será cada vez mayor hasta ocasionar los problemas de sobrepresionamiento y arrastre de ácido antes mencionados.

La razón del por que no sucede lo anterior al alimentar sólo 15,243 lb/hr de propano a la torre DA-104 es debido a que la cantidad alimentada de propano a la planta de alquilación es la misma que se obtiene como producto, es decir, a la planta de alquilación se le alimentan, según diseño 153 lb/hr de propano y se obtienen de ella 153 lb/hr de propano producto³. Al alimentar mayor cantidad de propano este se acumula y causa el sobrepresionamiento.

Hay que considerar también que la mayor parte de propano utilizado en la planta, se encuentra en la misma planta recirculando, solo el 1% es alimentado.

³ Esto se puede ver en la tabla de balance de materia incluido en la sección de anexos.



Lo anterior se puede visualizar mejor en la siguiente sección con ayuda de de la figura 4.3-1, ubicada en la pagina 69. En donde se encuentran representados los equipos antes mencionados así como sus interconexiones, esta figura es importante por que muestra la planta en su totalidad de forma simplificada, esta figura junto con la descripción de la planta del capítulo 2 darán un mejor panorama de la planta y el proceso de alquilación del 2,2,4-trimetilpentano.

4.3. Paso seguidos en la simulación.

Para realizar una simulación se requiere contar con un diagrama de bloques como mínimo para poder iniciar con la realización del esquema de simulación, sin embargo en etapas posteriores será necesario contar con información mucho más detallada por lo que se requiere tener accesibilidad a los diagramas de flujo del proceso así como contar con información técnica de los equipos involucrados, (presión y temperaturas máximas permisibles, por ejemplo). Por esta razón fue necesario conseguir dicha información con la autorización de PEMEX.

Una vez que se realizó el esquema de simulación (figura 4.1.1-1), es necesario alimentar los datos de composición, temperatura, presión, etc., a una corriente previamente elegida como la corriente de alimentación. Se recomienda que estos datos sean los de diseños, pues una vez corrida la simulación se compararan los datos obtenidos por el simulador contra los datos teóricos de cada línea de proceso del esquema propuesto.

El paso siguiente para realizar una simulación es, validar que el esquema propuesto sea representativo del proceso real, esto se hace corriendo el simulador con los datos previamente proporcionados en la línea de alimentación elegida, como ya se mencionó antes, para poder comparar los datos calculados por el simulador contra los datos teóricos de cada línea y cada equipo presentes en el esquema que deseamos validar. Si el esquema es realmente representativo del proceso real, los datos teóricos y los proporcionados por el simulador no deberían variar entre ellos sin embargo pueden existir pequeñas diferencias por efecto de redondeo o por lo complejo de los cálculos mismos, por lo que se dice normalmente que un esquema resulta representativo cuando la variación entre los datos teóricos y los datos simulados no es mayor de un 7%.

Por simplicidad los datos teóricos contra los que son comparados los datos de la simulación son los datos de diseño, ya que al contar con los DFP's del proceso normalmente se cuenta con un balance de masa y energía de diseño.

Si el esquema resulta ser representativo del proceso entonces se puede proceder a simular el proceso dentro de un rango de interés para nosotros y válido para



las ecuaciones de estado elegidas. En este sentido Aspen plus cuenta con una versatilidad considerable para elegir ecuaciones de estado que sean válidas para los procesos comúnmente existentes en la industria.

En la mayoría de las simulaciones la realización del esquema tiene su mayor dificultad al elegir las ecuaciones de estado apropiadas e incluso alguien poco atento podría llevar la simulación fuera del rango válido para el cual fue creado.

Una simulación de proceso no es más que elegir una serie de variables de nuestro interés y observar su comportamiento con respecto a otra variable independiente que gobierne al proceso estudiado.

Esto se logra en Aspen plus definiendo (en un esquema representativo) un rango y una forma de variación de la variable independiente para observar el comportamiento de todas aquellas variables que deseemos analizar.

Aspen plus cuenta con una herramienta llamada "Sensitivity", que nos facilita la simulación al permitirnos definir la variable independiente y las dependientes al mismo tiempo que nos pregunta la forma de representar las variaciones.

A cada nuevo valor en la variable independiente le corresponde un conjunto de valores de cada línea y equipo involucrado que el simulador calcula. A estos valores les llamamos valores puntuales.

En este caso el Sensitivity no fue del todo útil, como se verá en el siguiente capítulo, por lo que se optó por obtener datos puntuales variando la presión en el domo de la torre DA-106. La validez de estos datos se garantizó corriendo la simulación con datos reales, en la corriente de alimentación, de la planta correspondientes al año 2001 y comparando los valores obtenidos por el simulador de cada línea contra los datos reales de las mismas líneas. Las variaciones obtenidas fueron menores al 5.4% de error.



4.4. Características de las corrientes en la planta de alquilerón.

Como ya se menciona con anterioridad, para la realización de la simulación de la torre fraccionadora DA-106 se tomaron los datos de corrientes de diseño para ser comparados con los datos obtenidos por el simulador, en este sentido, se obtuvo representatividad al obtener márgenes de error no máximos al 4%.

Pero para poder representar la problemática, del sobrepresionamiento y arrastre de HF, se tuvo la necesidad de obtener datos reales en algunas corrientes determinadas para poder introducir la alimentación real y para poder comparar los datos puntuales a la hora de analizar los datos obtenidos.

Estos datos se obtuvieron de las bitácoras de Pemex y corresponden al año 2001 a continuación presentamos algunos de estos datos en las tablas 4.3-1 y 4.3-2.

La tabla 4.3-1 presenta los datos mensuales durante el año 2001 en porcentaje de volumen, esta tabla contiene los datos promedios en una primera sección y los datos máximos en una segunda sección.

Los datos promedio son importantes ya que contra éstos se compararan los datos de simulación, no obstante los máximos se tomarán como las situaciones límite superiores del análisis.

En la tabla 4.3-2 se presentan los datos en forma sintetizada anual, comparando los datos promedio, mínimo, máximo contra el de diseño.

En ambas tablas se indica el nombre de la corriente para poder ser localizada en la figura 4.3-1 y el número de la corriente para ser identificada en los DFP anexados al final del trabajo.



Tabla 4.4-1 Características de las corrientes en el 2001 (Línea 30 en DFP)

Isobutano después del secador FF-101 A/B.					
%V Promedio					
Mes	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-butano
Enero	0.68	3.88	4.03	88.08	2.69
Febrero	0.14	5.01	5.25	87.19	2.18
Marzo	0.02	3.08	4.87	90.47	1.06
Abril	0.00	2.23	4.94	88.60	1.45
Mayo	0.00	1.80	5.32	87.34	3.95
Junio	0.00	1.80	4.87	89.53	2.86
Julio	0.00	2.26	5.89	88.63	2.98
Agosto	0.00	2.35	4.49	88.47	4.51
Septiembre	0.00	2.41	3.28	92.92	1.31
Octubre	0.00	1.63	4.44	90.88	2.85
Noviembre	0.00	1.50	4.41	91.10	2.99
Diciembre	0.00	2.10	4.76	91.81	1.34
Anual	0.07	2.50	4.71	89.59	2.51
Diseño		0.8		86	13.2



Tabla 4.4-1(continuación) Características de las corrientes en el 2001 (Línea 30 en DFP)

Isobutano después del secador FF-101 A/B.					
. %V Máximo					
Mes	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-Butano
Enero	2.98	8.19	9.15	94.12	12.69
Febrero	1.76	11.92	10.44	95.78	13.90
Marzo	0.82	6.81	9.84	96.60	3.84
Abril	0.00	6.97	11.51	98.89	11.45
Mayo	0.00	4.21	12.91	97.75	13.13
Junio	0.00	3.27	9.03	98.50	9.94
Julio	0.00	3.51	9.01	96.42	90.20
Agosto	0.00	4.72	8.61	97.80	95.99
Septiembre	0.00	5.87	9.51	97.54	3.44
Octubre	0.00	6.24	11.62	97.37	93.87
Noviembre	0.00	4.88	10.52	99.76	75.99
Diciembre	0.00	5.75	12.39	98.02	3.62
Anual	2.98	11.92	12.91	99.76	95.99
Diseño		0.8		86	13.2



CAPITULO IV



Tabla 4.4-2 Características de las corrientes en planta de alquilación en 2001(%V)

Línea 30 (Isobutano después del secador FF-101)					
	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-butano
Promedio	0.07	2.50	4.71	89.59	2.51
Mínimo	0.00	0.00	0.00	1.86	0.00
Máximo	2.98	11.92	12.91	99.76	95.99
Diseño		0.80		86.00	13.20

Línea 1 (Refinado salida MTBE)					
	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-butano
Promedio		1.69	1.03	34.30	10.37
Mínimo		0.00	0.00	24.20	3.50
Máximo		5.13	9.59	42.34	17.04
Diseño		2.34	1.14	33.34	9.67

Línea 7 (Refinado después de Hydrisom)					
	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-butano
Promedio		2.12	1.64	36.08	10.93
Mínimo		0.00	0.00	21.16	5.60
Máximo		10.84	8.72	54.50	101.90
Diseño		2.31	1.13	32.80	9.70

Línea 21 (Refinado después de DME)					
	Etano	Propano	Propileno	Isobutano	n-butano
Promedio		0.78	0.43	37.03	11.35
Mínimo		0.00	0.00	0.76	2.92
Máximo		11.40	12.40	50.10	17.61
Diseño		0.00	0.00	33.68	10.11



CAPÍTULO 5
RESULTADOS Y
ANALISIS



RESULTADOS Y ANALISIS.

5.1. Resultados.

En esta parte del trabajo se presentarán los resultados obtenidos con porcentajes de error y se efectuará el análisis de las corrientes del esquema de simulación de la torre fraccionadora, figura 4.1.1-1. Los resultados obtenidos en Aspen serán comparados con los datos de diseño, así como también se hará la comparación de los resultados al introducir datos puntuales (reales) de planta respecto los datos de diseño.

Como se puede ver en las tablas 5-1, 5-2, 5-3 y de acuerdo al esquema 4.1.1-1, las corrientes 69, 74 y 83, corresponden a las salidas de los productos principales, (alquilado, butano y propano respectivamente). La corriente 66 representa el retorno de propano hacia la sección de reacción (corriente que se convertirá en la línea 38 ya mencionada en el capítulo IV), y la corriente 53 la cual representa el retorno de ácido hacia la sección de reacción. Estas corrientes serán los puntos primordiales de comparación.

En la primer columna de cada línea, se presenta el valor calculado por Aspen plus y en la segunda columna se presentan los valores de diseño. Como se podrá apreciar en las tablas presentadas, existen pequeñas diferencias y márgenes de error aceptables por lo que se puede decir que la simulación y el esquema son representativos de la sección de fraccionamiento de la planta de alquilación de butilenos. Cabe mencionar que por lo común se considera representativo un esquema de simulación cuando los datos de diseño y los calculados por el simulador discrepan entre ellos por una diferencia menor al 7%.



CAPITULO V



Tabla 5-1 Comparación entre los resultados de la simulación y los datos de diseño [LBMOL/HR]

Línea	53	53	59	59	60	60
ACIDO	213.5	215	280.1	280	581.9	597
ETANO						
PROPILENO						
PROPANO	6.0	6	345.7	346	8250.4	8132
ISO-BUTANO			6674.2	6688	14.0	14
BUTILENO					0.1	
N-BUTANO	5.0		1109.7	1112		
PENTANO			1241.7	1244		
ALQUILADO			23.7	24		



CAPITULO V



Tabla 5-2 Comparación entre los resultados de la simulación y los datos de diseño [LBMOL/HR]

Línea	66	66	69	69	74	74	83	83
ACIDO	66.7	65					0.2	
ETANO								
PROPILENO								
PROPANO	329.5	337					3.4	3
ISO-BUTANO	6487.1	6682	0.7	1	5.8	6		
BUTILENO								
N-BUTANO	949.4	943	41.5	41	127.9	128		
PENTANO	154.8	155	1074.7	1088	1.4	1		
ALQUILADO	0.5		23.7	24	0.4			



Tabla 5-3. Porcentajes de error entre diseño y simulación.

Línea	53	59	60	66	69	74	83
ACIDO	0.734	0.025	2.482	2.474			
ETANO							
PROPILENO							
PROPANO	2.875	0.221	1.460	2.171			2.360
ISO-BUTANO		0.212	2.272	2.914	0.933	0.045	
BUTILENO							
N-BUTANO		0.213		0.675	0.153	0.162	
PENTANO		0.208		0.162	1.212	2.002	
ALQUILADO		0.202			0.060		

5.2. Análisis.

Como es apreciable en la tabla 5-3, las corrientes más importantes tienen errores relativamente bajos en aquellos componentes característicos de cada línea, como por ejemplo el margen de error que presenta la corriente 69 en el alquilado, o el presentado por la corriente 74 con respecto al n-butano.

Estos resultados nos garantizan la representatividad de nuestra simulación y ahora estamos en condiciones de realizar un SENSITIVITY. Esto es una herramienta de aspen que permite, basándose en el esquema de simulación representativo, representar las variables que se le indiquen según nuestro interés.

En nuestro análisis, definimos la concentración de propano en la corriente 57 como la variable independiente. Variamos esta concentración dentro de un intervalo que incluye los flujos; mínimo, promedio y máximo de propano según los datos reales.



CAPITULO V

Las variables que se definieron como dependientes con respecto al flujo exclusivo de propano por la línea 57 fueron:

- ❖ Flujo de ácido por la línea 60, la cual representa el destilado de la torre fraccionadora, esto con el fin de visualizar el arrastre de ácido conforme se aumenta el flujo de propano, (gráfica 6-1).
- ❖ Flujo de ácido en cada uno de los productos
- ❖ Flujo de propano por la línea 60, 66 y 53, (gráfica 6-2).
- ❖ Presión en el domo de la torre para evaluar la sobre presión, (gráfica 6-4).

Sin embargo, como se puede observar en las gráficas 6-1 el comportamiento del ácido no es afectado por el flujo de propano, simultáneamente en la gráfica 6-4 la presión en el domo de la torre tampoco se ve afectada, en cambio la cantidad de propano por el domo aumenta, como se podrá ver en la gráfica 6-2.

En esta gráfica, podría parecer curioso que la cantidad de propano que sale de la torre por el domo sea mayor que la cantidad que entra, esto se explica porque la mayor parte de propano que sale por el domo al llegar al FA-110 es recirculado de nuevo a la torre a través de bomba GA-110, por lo que la cantidad alimentada a la torre será el propano proveniente de la corriente 57 más el propano de la corriente 65. En la gráfica 6-2 solo se observa la alimentación de la corriente 57.

En la gráfica 6-3, se puede observar que la producción de butano si se ve afectada con el aumento de propano en la línea 57, esto debido a que el butano se ve arrastrado por el flujo hacia el domo.

Esta claro que lo anterior no concuerda con lo sucedido en la realidad, pues la presión en el domo a diferencia de lo que muestra la gráfica 6-4 si aumenta causando descontrol en la torre. A diferencia de lo mostrado en la gráfica 6-2, el flujo de propano se mantiene constante dentro de un rango definido tanto por el control de flujo como por la capacidad de la línea, causando acumulación de propano dentro del sistema y provocando la presión del mismo, esta acumulación de propano no es posible liberarla por del todo por domo por lo que después de un tiempo este se presiona. La herramienta utilizada, (sensitivity), no fue adecuada debido a que el simulador mantiene fija la presión del domo gracias a su filosofía de programación, (apreciable en la grafica 6-4) por lo que recurrimos a realizar una simulación variando la presión en el domo.



CAPITULO V

A estos resultados los llamamos datos puntuales y se muestran en la gráfica 6-5

Los datos que corresponden a la alimentación real (promedio), son comparados en la tabla 5-4 contra los nuevos resultados arrojados por aspen al variar la presión, con esto validamos la representatividad de los datos puntuales. Solo lo podemos hacer con una sola alimentación (una sola presión, 275 Psia) debido a que no contamos con más datos

Tabla 5-4 Porcentajes de error datos puntuales [Presión de operación, 275 Psia]

Línea	53	59	60	66	69	74	83
ACIDO	1.739	0.804	4.97	1.903			
ETANO							
PROPILENO							
PROPANO	3.172	0.820	3.06	3.194			3.096
ISO-BUTANO		0.392	5.712	2.914	2.71	6.07	
BUTILENO							
N-BUTANO		0.743		1.051	0.398	1.906	
PENTANO		0.578		0.396	1.739	2.309	
ALQUILADO		2.1			0.069		

Con estos porcentajes de error, podemos garantizar la representatividad del esquema de simulación no solo para los datos de diseño sino también para los datos reales proporcionados por PEMEX. Los datos contra los cuales se compararon los cálculos de Aspen son obviamente los datos plasmados en las bitácoras de la planta de alquilación presentados en este trabajo capitulos anteriores (tablas 4.3-1 y 4.3-2).



Con este esquema, podemos correr la simulación haciendo pequeñas variaciones en la presión del domo de la torre y observar el comportamiento en las corrientes de productos. Estas variaciones deben estar dentro del margen de presión en donde la ecuación de estado elegida es válida. Nuestra ecuación de estado se comporta aceptablemente en presiones altas e incluso es válida cerca del punto crítico, por lo que podemos aumentar la presión hasta 350 Psia con la certeza de que nuestra esquema de simulación sigue siendo válido sin embargo solo la aumentaremos hasta 300 Psia debido a que un aumento súbito en la presión no puede llegar más allá de esta presión gracias al sistema de control automatizado de la torre. El rango inferior de nuestro rango de variación de presión será 200 Psia, debido a que jamás llegara a ser menor la presión en el domo de la torre, de hecho es prácticamente imposible que llegue a bajar a 250 Psia. Siendo estrictos, nuestro rango de variación debería ser de 250 a 300 Psia.

Para tener mejor dimensionado el problema, podemos mencionar que una variación de 10 psia en la torre se considera crítico tanto por el diseñador como por los operarios.

En la gráfica 6-5 se observa el comportamiento de la composición de ácido en la corriente # 60 a diferentes valores de presión y se puede observar una clara variación en la concentración de ácido con respecto a la presión. Esta corriente es la que lleva el propano hacia las esferas de almacenamiento y por esta razón se eligió la representación gráfica de esta corriente, es decir, aquí podemos analizar el efecto real del exceso de propano en la alimentación a la planta y el efecto de la sobre presión en el domo de la torre sobre la concentración de ácido en la corriente de propano hacia almacenamiento.

Para finalizar se presenta la gráfica 6-6 en donde se presenta el flujo de ácido en la corriente de propano producto a relación con el flujo de propano alimentado a la planta.



CAPÍTULO 6
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

6.1. Conclusiones.

Las conclusiones deben ser emitidas tomando como parámetros los objetivos y el alcance de este trabajo definidos en el capítulo I.

En cuanto al objetivo planteado Aspen demostró representar las condiciones de diseño, lo cual indica que el modelo propuesto y los modelos de operaciones unitarias elegidos, así como los modelos fisicoquímicos elegidos, fueron suficientes para lograr la reproducción de los datos operacionales del esquema de simulación con resultados satisfactorios.

El alcance delimita la magnitud del objetivo y lo hizo aplicable al problema planteado basado en dos puntos básicos, el sobre-presionamiento en el domo de la torre fraccionadora y el arrastre de ácido hacia las corrientes de productos.

Como ya se vislumbró en el capítulo anterior, **el arrastre de ácido, de acuerdo a los resultados encontrados, tiene como causa raíz el exceso de propano en la alimentación hacia la planta** y no necesariamente el aumento de presión en el domo de la misma, es decir, mientras la relación de propano alimentado sea acorde a la relación de diseño no existirá arrastre de ácido hacia las corrientes de productos.

Por lo que aumentar la capacidad y/o número de los deflourinadores¹ resultaría una medida no apropiada por estar dirigida a atacar las consecuencias y no las causas siendo, en este caso, también un problema a resolver.

Resolviendo el exceso de flujo de propano en la línea de alimentación hacia la planta y por ende hacia la torre fraccionadora se resuelve el sobre-presionamiento no solo en el domo de la torre, sino también el arrastre de ácido. Además de evitar riesgos en la sección de reacción.

De acuerdo a los resultados presentados el diámetro de la torre no influye en la presión del domo, resultaría inútil el aumento del diámetro superior de la torre pues el problema es de acumulación de flujo y sin importar el diámetro superior de la torre, tarde o temprano la presión tendería a subir.

¹ Último planteamiento del alcance, capítulo I del presente trabajo.



CAPITULO VI

Lo anterior nos remite a nuestra hipótesis y tercer opción de solución planteada como la última alternativa, analicémosla.

El habilitar una torre depropanizadora en la línea de alimentación, antes de que esta ingrese a la planta para adecuar la corriente de entrada de acuerdo a los requerimientos de alimentación de diseño. No solo evitaría el exceso de flujo de propano en la línea de alimentación de la torre fraccionadora, sino que evitaría automáticamente el arrastre de ácido hacia las esferas de almacenamiento² garantizándose su seguridad además, como ya se menciona en el párrafo anterior, se evitaría correr riesgos en la sección de reacción al no cambiar las condiciones de reacción.

Por lo anterior resulta en vano recalcular la capacidad de los neutralizadores, (conocidos como tratadores y defluorinadores), de ácido ya que estos son lo suficientemente aptos para manejar excesos de ácido desde el diseño mismo. Pero hay que tener en cuenta que el exceso de propano en la corriente de salida de propano producto, puede ocasionar que el flujo aumente su velocidad causando que la neutralización no se lleve correctamente al disminuir el tiempo de residencia.

La simulación aquí realizada arroja que nuestra hipótesis planteada al principio del trabajo fue correcta, ya que los problemas de sobre presión se resuelven implementando una torre que separe el exceso de propano antes de que la corriente de isobutano entre a la planta de alquilación. Esta torre según la misma simulación deberá ser de 10 etapas teóricas como mínimo, los datos de diseño proporcionados por aspen se anexan en la tabla 6-1:

Podemos concluir que el objetivo se pudo cubrir con resultados satisfactorios, ya que el modelo propuesto es capaz de reproducir los balances de materia y condiciones de operación de diseño. Sin embargo es recomendable realizar un análisis que incluya tanto la sección de reacción como la sección de fraccionamiento donde se evalúen los riesgos al cambio, ya que ambas secciones se afectan mutuamente por la recirculación de la línea 53 que conecta a la fraccionadora y al asentador.

Por último se puede decir que la simulación es hoy en día una herramienta valiosa con que cuenta el ingeniero químico para el análisis de esquemas de proceso ya que puede efectuar los cálculos con gran rapidez, disminuyendo los tiempos de análisis notablemente, todo a un costo menor.

² Esto puede traer como consecuencia la generación de agrietamientos por la presencia de HF, principalmente en la zona afectada por el calor de la soldadura de las esferas de Propano y Butano.



CAPITULO VI

6.2. Recomendaciones.

La recomendación emitida en base a los resultados aquí presentados es el de instalar una torre de platos con las características presentadas en la tabla 6-1 en la línea de alimentación a la planta de alquilación.

Tabla 6-1 Características de la torre ha instalar antes de alimentación.

Presión en el domo de la torre en Psia	250
Presión en los fondos de la torre en Psia	250
Numero de etapas mínimas de equilibrio, (platos)	10
Temperatura en el domo en °F	155
Temperatura en los fondos en °F	202
Cociente de reflujo mínimo	2
Alimentación en el plato	8
Destilado vs Alimentación	0.223
Capacidad del condensador (BTU/HR)	189,414
Capacidad del rehevridor (BTU/HR)	496,272



6.3. Costos.

Toda propuesta debe estar acompañada de una estimación de costos para ser cotejada con otras propuestas, en este caso y por estar fuera de los alcances del trabajo, solo haremos mención al método rápido de exponenciales, descrito en el PERRY pag. 25-70. Con este método se obtiene una estimación preliminar con un margen de error del 30 por ciento.

Este método es simple, solo hay que seguir la siguiente formula:

$$C_2 = C_1 \left(\frac{q_2}{q_1} \right)^n$$

Donde;

- C₂; Costo de un equipo o una planta que desea calcularse.
- C₁; Costo de un equipo o planta conocido y usado como referencia.
- q₂; Capacidad de un equipo o planta que desea calcularse.
- q₁; Capacidad de un equipo o planta usada como referencia.
- n; Exponente característico de un equipo o planta.

Algunos valores de "n" se pueden consultar en la tablar 25-47 y 25-49 del PERRY, en este caso "n" para una torre de destilación de las características que se propone aquí, tiene un valor de 1.

Los datos de la tabla 25-49 están referidos a costos en Estados Unidos de acuerdo al año anterior de edición del libro, con un índice Marshall and Swift de 1000. Por lo que es necesario escalar el valor estimado tomando en cuenta la infracción de los años subsecuentes.

Para estimar costos pueden resultar útiles sitios Web tal como el de www.matche.com o la bibliografía correspondiente al tema, anexada al final de este trabajo.



6.4. Aportación.

Todo trabajo de titulación debe estar encaminado hacia cumplir con una de las encomiendas más importantes del universitario, el de ser siempre útil. Esto no se lograría si los trabajos de titulación careciesen de una aportación.

Una aportación que vaya más allá del objetivo primario y llano del de simplemente titularse como profesionista en tal o cual especialidad.

Una aportación que obligue al egresado a aplicar los conocimientos adquiridos en beneficio ajeno al mismo, una aportación del egresado que emane de la practica misma de su profesión.

En este caso y por mi parte siento estar cumpliendo en este trabajo con dicha aportación al emitir una propuesta de solución real, correcta y viable tanto técnica como económicamente a un problema real de una de nuestras instituciones mas importantes como lo es Petróleos Mexicanos.

La solución aquí planteada al problema expuesto al inicio de este trabajo no es por ningún motivo la única solución viable, pero convencido estoy que es la mejor solución, hablando en términos técnicos y económicos.

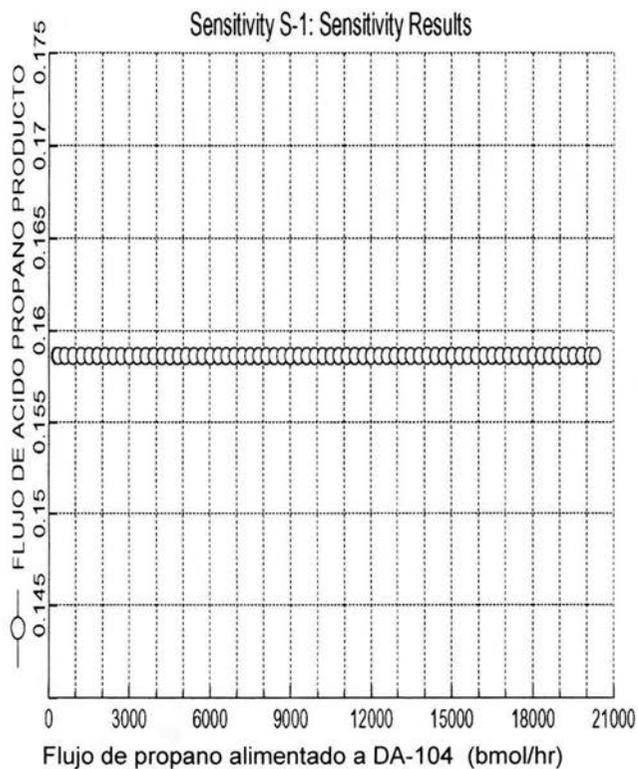
Es por tanto, en mi caso, la mejor aportación que un pasante de ingeniería química puede hacer.



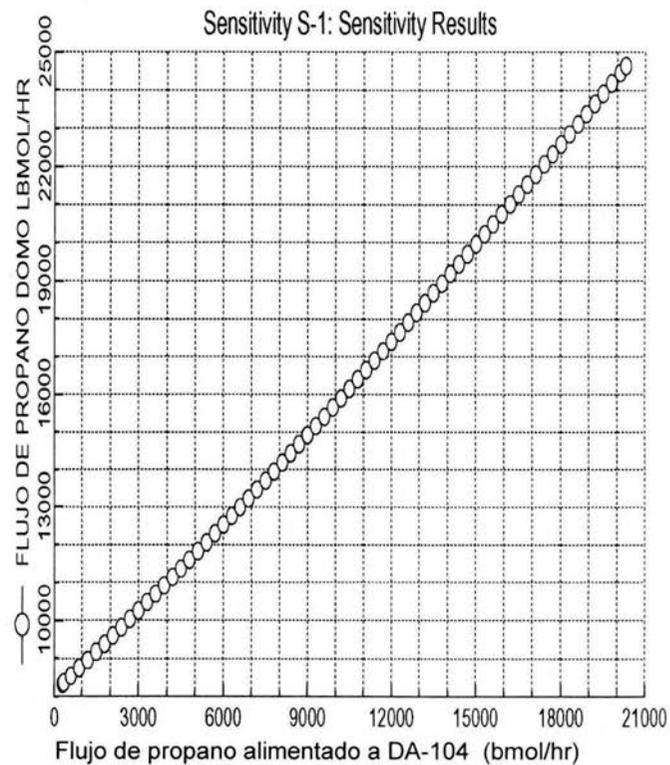
CAPITULO VI



Gráfica 6-1. Flujo de ácido en la salida de propano, corriente 83.



Gráfica 6-2. Flujo de propano en el domo de la torre corriente 60.





CAPITULO VI



Gráfico 6-3. Flujo de salida de butano en la torre.
Corriente 74

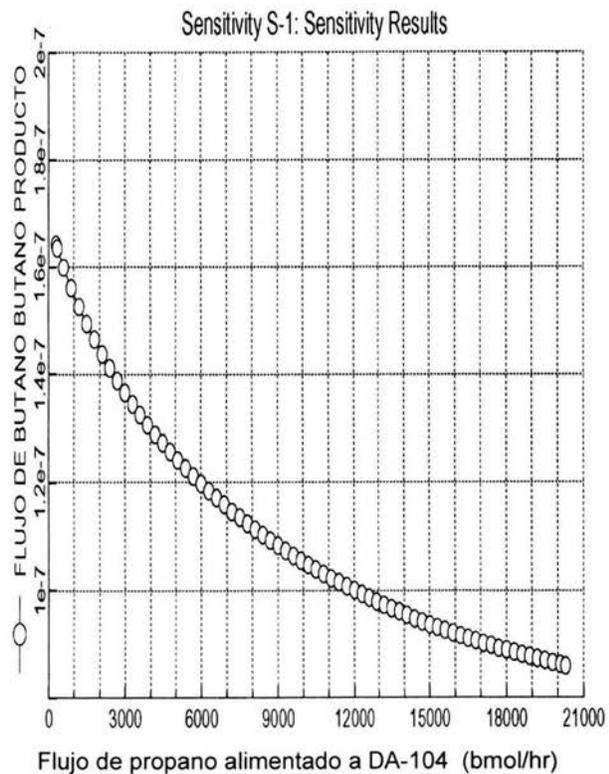
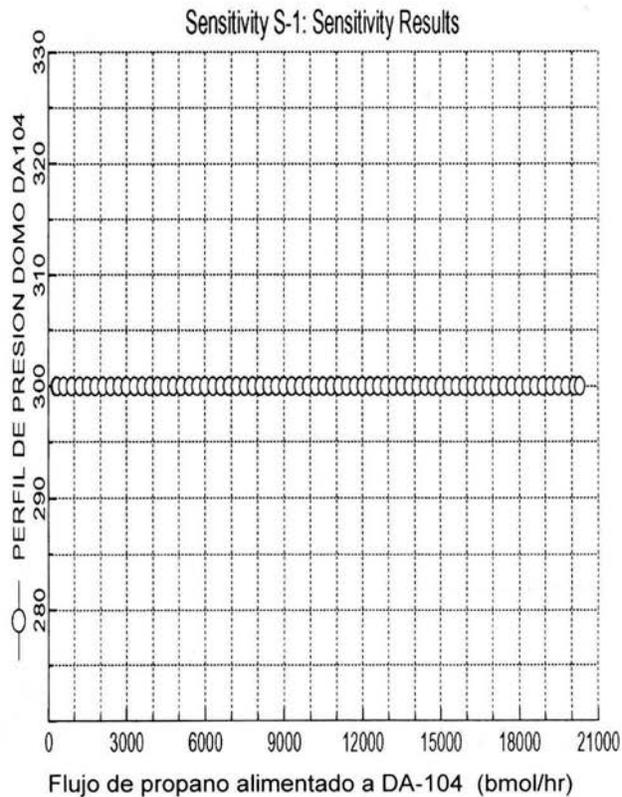
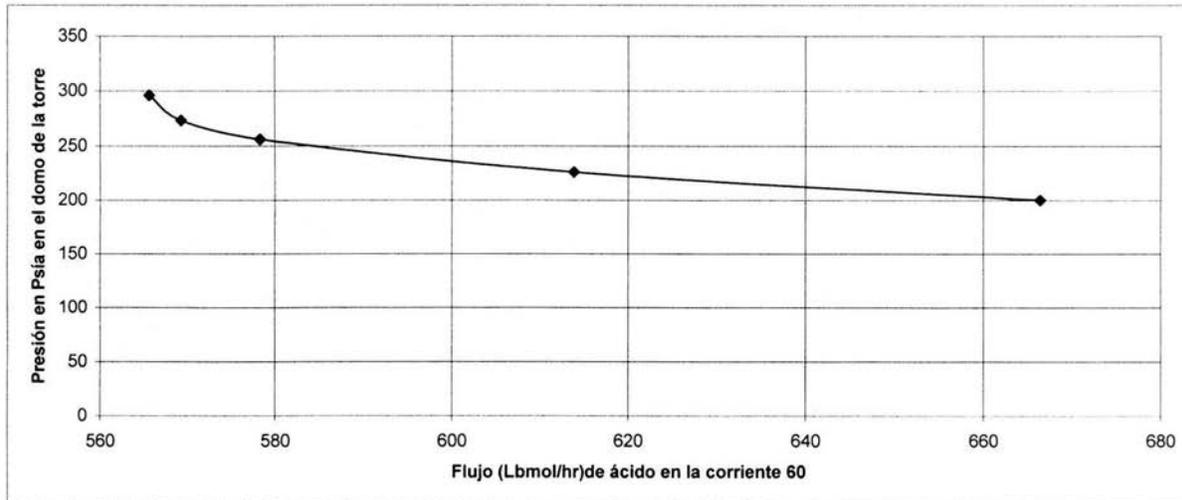


Gráfico 6-4. Variación de presión en el domo da la torre DA-104
con respecto a la alimentación de propano.



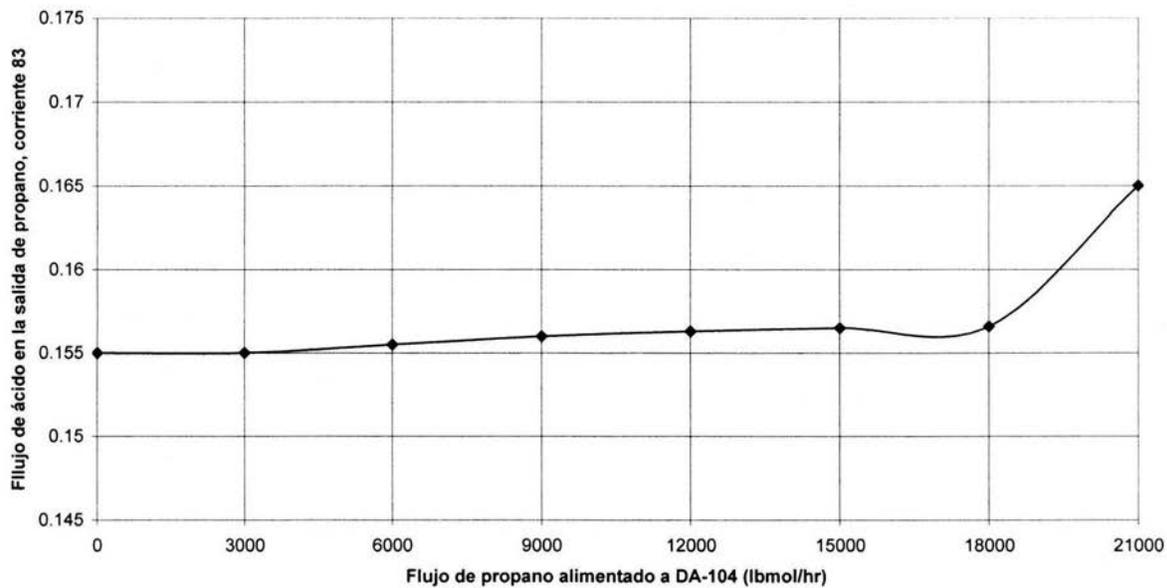


Gráfica 6-5. Variación de flujo de ácido en el destilado de la torre con respecto a la presión del domo





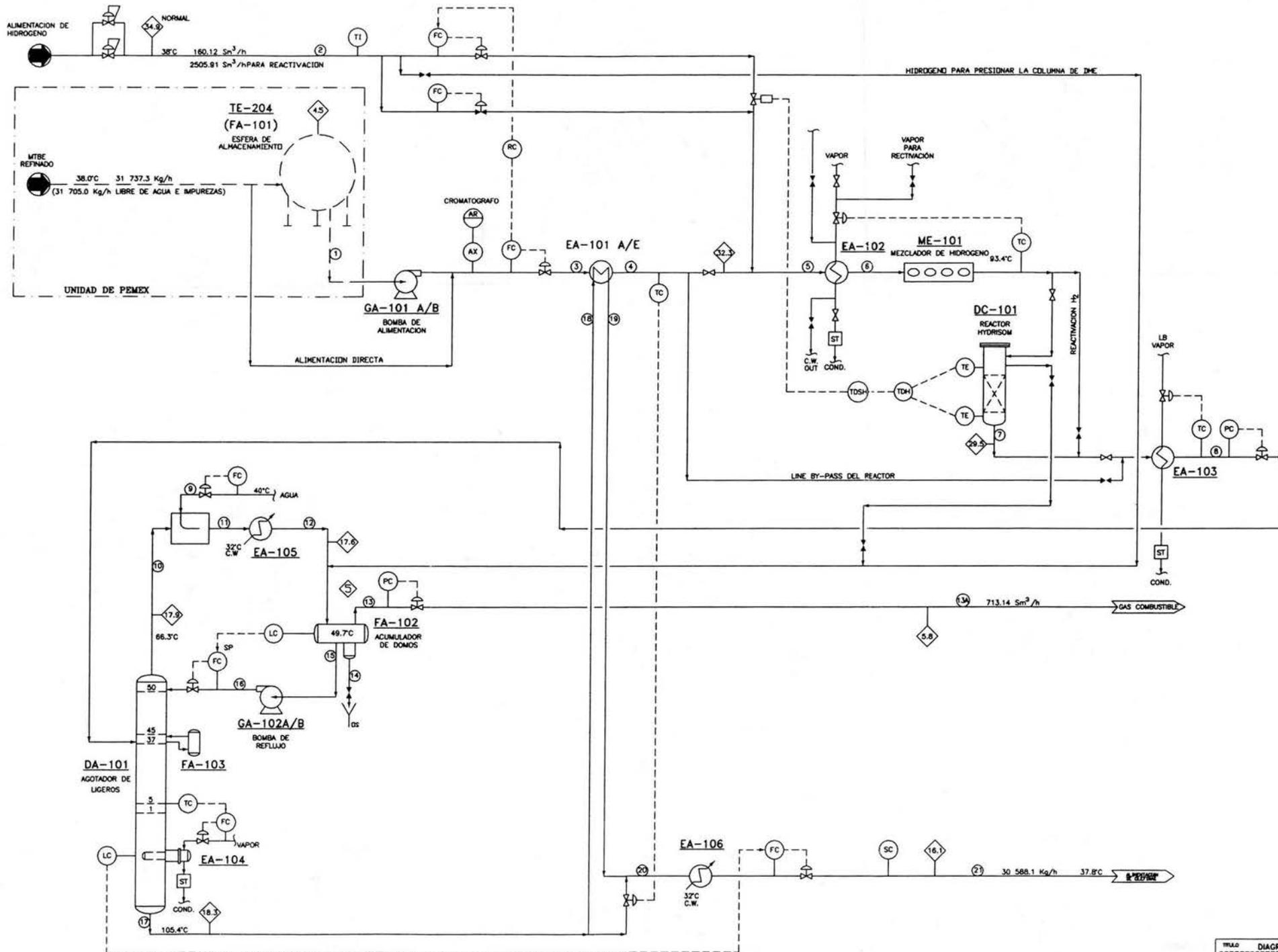
Gráfica 6.6 -Flujo de ácido en la salida de propano Vs. Propano alimentado



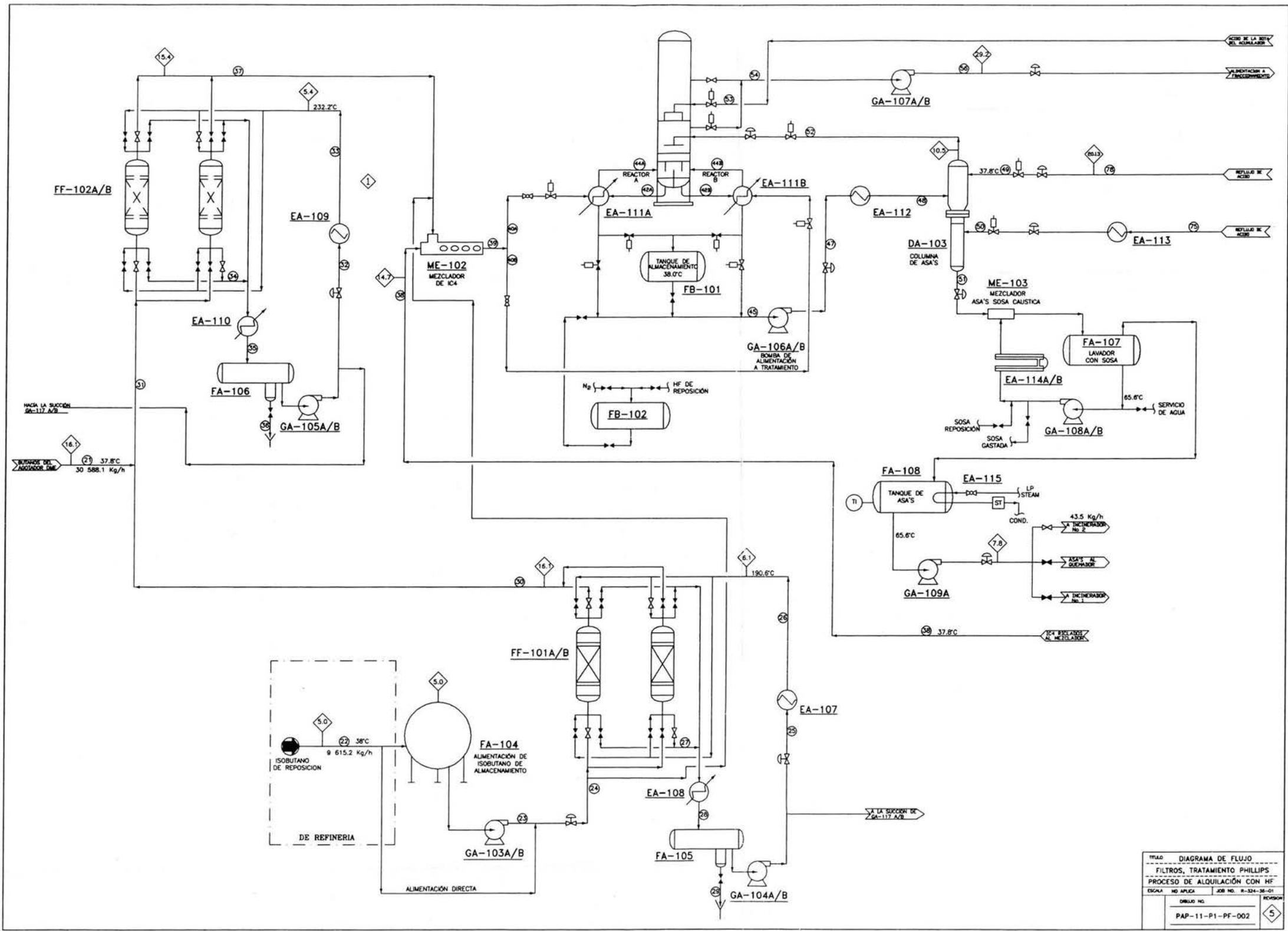
ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



ANEXO I
DIAGRAMAS DE FLUJO
DE PROCESO



TITULO			
DIAGRAMA DE FLUJO			
REACTOR, AGOTADOR PHILLIPS			
PROCESO HYDRISOM			
ESCALA	NO APLICA	JOB NO.	R-324-38-01
DIBUJO NO.		REVISION	
PAP	PAP-11-P1-PF-001	7	



TITULO		DIAGRAMA DE FLUJO	
DESCRIPCION		FILTROS, TRATAMIENTO PHILLIPS	
PROCESO		PROCESO DE ALQUILACION CON HF	
ESCALA	NO APLICA	2da. EDICION	8-324-36-01
DIBUJO NO.		5	
PAP-11-P1-PF-002			



ANEXO II
LOCALIZACION Y DATOS
GENERALES DE LA
REFINERIA.



ANEXO II

II.2 Coordenadas geográficas de la instalación.

La Refinería "Miguel Hidalgo" se localiza geográficamente en la parte central del país a 82 km al noroeste de la ciudad de México y a 9 km al oriente de la ciudad de Tula de Allende, Hidalgo.

TABLA II.2-1 COORDENADAS GEOGRÁFICAS

	GRADOS	MINUTOS	SEGUNDOS
Latitud norte	20°	1´	0"
Longitud oeste	99°	15´	0"

FUENTE: INEGI carta topográfica F14C88, escala 1:50 000.

II.3 Describir y señalar en los planos de localización, las colindancias de la instalación y los usos de suelo en un radio de 500 m en su entorno, así como la ubicación de zonas vulnerables, tales como: asentamientos humanos, áreas naturales protegidas, zonas de reserva ecológica, cuerpos de agua, etc.; señalando claramente los distanciamientos de las mismas.

Las colindancias que presenta la Refinería Miguel Hidalgo son las siguientes:

- Al norte: Con zona de cultivo por riego y de uso urbano de baja densidad.
- Al sur: Con la zona de cultivo por temporal.
- Al este: En el extremo norte colinda con la zona de cultivo por riego y en el extremo sur con terreno baldío sin uso y zona urbana de baja densidad.
- Al oeste: En el extremo sur colinda con el parque industrial Atitalaquia, en el norte con el parque industrial Tula y en la parte central colinda con terreno baldío sin uso.

En general los usos de suelo alrededor de la Refinería están distribuidos como lo muestra la tabla II-2.



TABLA II-2 DISTRIBUCIÓN DE USOS DE SUELO Y ZONAS VULNERABLES.

USOS DE SUELO	Ha	%
Baldío	768,08	27,14%
Banco	2,01	0,07%
Cultivo	910,68	32,18%
Equipamiento	3,18	0,11%
Infraestructura	11,60	0,41%
Industria	109,08	3,85%
Servicios	42,80	1,51%
Vivienda	146,25	5,17%
Refinería	768,69	26,47%
Vialidades	87,31	3,09%
TOTAL	2 830	100,00%

Fuente. Programa de desarrollo regional de la zona de influencia de la "Refinería "Miguel Hidalgo" nov-99

En el plano II.2-3 "Usos del suelo", clave US – DIA; que se muestra a continuación, se observa un radio superior a los 500 m a partir de los límites de batería de la Refinería "Miguel Hidalgo", donde se encuentran las zonas vulnerables del entorno de la Refinería.

II. 4 Superficie total de la instalación y superficie requerida para el desarrollo de la actividad (m² o Ha).

768,69 Ha.

II.5 Descripción de accesos (marítimos, terrestres y/o aéreos).

En la Refinería "Miguel Hidalgo" para su funcionamiento, se dispone de la siguiente infraestructura.

Vías Férreas

Se cuenta con una espuela de ferrocarril que a 3 km entronca con la vía México - Nuevo Laredo en la estación Bojay.

**Carreteras**

Se tiene acceso al Distrito Federal por la carretera Jorobas - Tula, la cual entronca con la autopista México - Querétaro en el puente Jorobas a la altura del kilómetro 13.5.

Helipuerto

La Refinería "Miguel Hidalgo" cuenta con un helipuerto que es localizable en el plano de localización general No. E-EODB-1277-076, ver punto II.1.

II.6 Infraestructura necesaria. Para el caso de ampliaciones, deberá indicar en forma de lista, la infraestructura actual y proyectada.

En la tabla II-3 se encuentra la infraestructura de producción con que cuenta la Refinería, la cual está integrada por dos líneas, a las que nos referiremos como 1 y 2.

TABLA II-3 INFRAESTRUCTURA PRODUCTIVA.

LÍNEA 1	LÍNEA 2
<u>PLANTA DE PROCESOS PRIMARIOS</u> Planta de Destilación Combinada I (Atmosférica y vacío) Capacidad 160 000 bpd	<u>PLANTA DE PROCESOS PRIMARIOS</u> Planta de Destilación Combinada II (Destilación Primaria y Alto vacío) Capacidad 165 000 bpd
<u>PLANTAS DE PROCESOS SECUNDARIOS</u> Planta Estabilizadora de Gasolinas I Capacidad 30 000 bpd	<u>PLANTAS DE PROCESOS SECUNDARIOS</u> Planta Estabilizadora de Gasolinas II Capacidad 30 000 bpd
Planta Hidrosulfuradora de Gasolina I U-400-1 Capacidad 36 600 bpd	Planta Hidrosulfuradora de Gasolina II U-400-2 Capacidad 36 000 bpd

Continua...



TABLA II-3 INFRAESTRUCTURA PRODUCTIVA.

LINEA 1	LINEA 2
Planta Hidrodesulfuradora de Gasolina I U-400-1 Capacidad 36 600 bpd	Planta Hidrodesulfuradora de Gasolina II U-400-2 Capacidad 36 000 bpd
Plantas de Recuperación de Azufre 1 y 5 No. 1 Capacidad 160 tpd No. 5 Capacidad 600 tpd	Plantas de Recuperación de Azufre 3 y 4 No. 3 Capacidad 80 tpd No. 4 Capacidad 80 tpd
Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-1 y U-800-1 Capacidad U-700-1 25 000 bpd Capacidad U-800-1 25 000 bpd	Planta Hidrodesulfuradora de Destilados Intermedios U-700-2 y U-800-2 Capacidad U-700-2 25 000 bpd Capacidad U-800-2 25 000 bpd
Hidrodesulfuradora de Diesel Capacidad 25 000 bpd	
Tratamiento de Aguas Amargas I, II, III, IV, V y VII Capacidad I 5 148 bpd Capacidad II 11 991 bpd Capacidad III 13 454 bpd Capacidad IV 5 369 bpd Capacidad V 11 991 bpd Capacidad VII 114 480 bpd	Tratamiento de Aguas Amargas VI Capacidad VI 5 148 bpd
Planta de Desintegración Catalítica Tipo F.C.C. I Capacidad 40 000 bpd	Planta de Desintegración Catalítica Tipo F.C.C. II Capacidad 40 000 bpd
Planta de Isomerización de Pentanos y hexanos Capacidad 15 000 bpd	
Planta de Teramil Metil Eter (TAME) Capacidad 246,57 tpd	
Planta de Metil Terbutil Eter (MTBE) Capacidad 246,57 tpd	
Planta de Alquilación Capacidad 7 638 bpd	
Planta Hidrodesulfuradora de Residuales (HDR) Capacidad 50 000 bpd	
Planta Reductora de Viscosidad Capacidad 41 000 bpd	



Continua...

TABLA II-3 INFRAESTRUCTURA PRODUCTIVA.

LINEA 1	LINEA 2
Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos I Unidad 600-1 Capacidad 4 492 bpd Ligeros 6 558 bpd Pesados	Planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos II Unidad 600-2 Capacidad 4 492 bpd Ligeros 6 558 bpd Pesados
Planta Reformadora de Gasolina I Unidad 500-1 Capacidad 35 000 bpd	Planta Reformadora de Gasolina II Unidad 500-2 Capacidad 30 000 bpd
Almacenamiento de LPG, Sistema de Quemadores y Sistema de Tratamiento de Efluentes.	

En la tabla II-4 se menciona la infraestructura de servicios auxiliares con que cuenta la Refinería "Miguel Hidalgo".



TABLA II.2-4 INFRAESTRUCTURA DE SERVICIOS.

SERVICIO	UNIDADES
UNIDADES PARA GENERACIÓN DE ENERGÍA ELÉCTRICA	Turbogeneradores. TG-1, TG-2, TG-3, TG-4, TG-4T. Capacidad 131 MW
GENERACIÓN DE VAPOR	Calderas. CB-1, CB-2, CB-3, CB-4, CB-5, CB-6, CB-7. Capacidad 33 600 tpd
TRATAMIENTO DE AGUAS	PRETRATAMIENTO. Unidad de Pre - tratamiento de Agua Cruda I Capacidad 2 200 bpd Unidad de Pre - tratamiento de Agua Cruda II Capacidad 34 013 188,80 Lpd Unidad de Pre - tratamiento de Agua Capacidad 19 076 400,00 Lpd DESMINERALIZACIÓN UDA1, UDA2. Capacidad 3 900 BPD AGUA DE ENFRIAMIENTO Torres de Enfriamiento. CT-100, CT-500, CT-501, CT-501A, CT-502, CT-503, CT-504, CT-505, CT-506. Capacidad 6 998 868 288,00 Lpd
AIRE	Casa de Compresores I y II BC-2000 A, B, C, D, E. BC-2001 A, B, C, D, E. Capacidad 14 690 SCFM

En la tabla II-5 se encuentra la infraestructura con que cuenta la Refinería para la protección ambiental.

**TABLA II.-5 INFRAESTRUCTURA DE PROTECCIÓN AMBIENTAL.**

SERVICIO	UNIDADES
TRATAMIENTO DE AGUAS	DESMINERALIZACIÓN UDA 2, UDA 3. Capacidad 3 900 bpd AGUA DE ENFRIAMIENTO Torres de Enfriamiento. CT-100,CT-500,CT-501, CT-501A,CT-502, CT-503, CT-504, CT-505, CT-506, CT-509, CT-800. Capacidad 6 998 868 288 Lpd
PLANTAS DE PROTECCIÓN AMBIENTAL	Planta Recuperadora de Azufre I y II Capacidad 160 tpd c/u Planta Recuperadora de Azufre I y II Capacidad 40 tpd c/u Planta de Aguas Amargas Capacidad 2 834 432.64 Lpd Sistemas de Desfogue y Quemadores Capacidad 3 666 473.00 Sistemas de Tratamiento de Efluentes Capacidad 39 907,2 tpd

Adicionalmente la Refinería "Miguel Hidalgo", cuenta con edificios para actividades técnico - administrativas, laboratorios, instalaciones para almacenamiento de materias primas y refacciones (almacenes), instalaciones de telecomunicaciones, contra incendio, asistencia social, servicio médico, guardería infantil, colonia de empleados, instalaciones deportivas e instalaciones para eventos sociales y culturales, entre otros.



ANEXO III
ACIDO FLUORHIDRICO
ENCONTRADO EN LOS
PRODUCTOS



ANEXO III



Tabla III-4 Ácido fluorhídrico encontrado en las líneas de productos.

Mes	Propano		Butano		Alquilado	
	Prom.	Max.	Prom.	Max.	Prom.	Max.
Enero	65.5	228.9	17.9	47.63	19	50.9
Febrero	65.1	183.9	24.9	116.4	15.1	113.48
Marzo	90.5	670	57.7	537	6.4	45.48
Abril	183.1	273.4	82.9	87.9	20.6	26.3
Mayo	108.3	358.6	22.9	107	16.3	61.18
Junio	183.5	585.7	24.1	45	23.2	76.72
Julio	80	151.3	15	58	16.7	46.2
Agosto	36.2	92.28	35.9	102.6	17	49.3
Septiembre	27.8	86.2	22.9	80.9	13.9	39.51
Octubre	193	776.2	21.9	56.56	10.2	41.62
Noviembre	257.1	1330	22.4	74	14.7	88.1
Diciembre	13.7	36	7	29	3.7	10.81
Anual	108.65	1330	29.63	537	14.73	113.48

NOTA: Todos los datos se reportan en partes por millon

BIBLIOGRAFIA

Libros consultados:

- 1) - Thomas K. Sherwood, Mass transfer.
Ed. 1975
- 2) - Treyball Robert, Mass transfer operations.
Ed. 1980
- 3) - Aksel L. Lydersen, Fluid flow and heat transfer
Ed. 1981
- 4) - Perry, R.H. & Green, D. (1998) Perry's Chemical Engineer's Handbook,
7 th Edition, McGraw-Hill.
- 5) - Hanley
- 6) - M.J. Moran y H.N. Shapiro, Fundamentos de Termodinámica Técnica, Barcelona, Reverté,
1993, pp. 79-103.
- 7) - A. Shavit & C. Gutfinger, Thermodynamics. From concepts to applications, London, Prentice-
Hall, 1995, pp. 34-58.
- 8) - J. M. Segura, Termodinámica Técnica, Madrid, AC, 1980, pp. 352-401.
- 9) - K. Wark, Termodinámica (5ª ed.), Mexico, McGraw-Hill, 1991, pp. 110-152.

Artículos consultados:

- 10) - M.C. Alejandro Anaya Durand. "Reglas heurísticas y criterios para diseño de equipo de proceso". Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos. Diciembre 1993.
- 11) - Enrique Eduardo Tarifa. "Optimización y Simulación de Procesos". Facultad de Ingeniería. Universidad Nacional de Jujuy. Noviembre 2001.
- 12) - Kiyofumi kurihara, Tomoko midorikawa and Takako hashimoto, Thermodynamics physical properties and molecular simulation, (liq-liq. Solubilities for the binary systems of Methanol with Octane and 2,2,4 – Trimethylpentane). Journal of Chemical Engineering of Japan, (JCEJ) Vol. 35, No 4 April 2002.
- 13) - De Reuck, K, M. et Craven, R. J. B., International thermodynamic. Tables of the fluid state, Scientific publications Oxford Vol. 11, 1990
- 14) - Ing. Ernesto Martens R, Prospectiva de petrolíferos 2001-2010. Publicaciones de la Secretaría de Energía. Vol. 3, Abril 2

Tesis consultadas:

- 15) - Ing. Espiridion Barriga Solorio, "Modelado y simulación del reactor de la planta de alquilado de Butilenos". 1998
- 16) – Ing. Alfredo Malvaez Camacho, "Análisis de riesgos y operabilidad (HazOp) de la planta Hidrosulfuradora de Naftas". 2000

Lecturas recomendadas:

Nota: Los siguientes títulos corresponden a libros, artículos o sitios Web especializados para cada tema tocado aquí. Se recomienda su consulta a toda aquella persona interesada en profundizar en cada tema en específico. Estos títulos aunque son recomendados por el pasante, no necesariamente fueron usados durante la elaboración de la tesis.

La mayor parte de la bibliografía mencionada proviene de la lista del IChemE "IChemE Education Subject Group Design Project Book List". Existen traducciones al español de la gran mayoría de los libros enlistados, aún las versiones actualizadas estén en inglés.

Cálculos de equipos:

- 1) – Perry, R.H. & Green, D. (1998) Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7 th Edition, McGraw-Hill.
- 2) – Douglas, J.M. (1988) Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill.
- 3) – Coulson, J.M., Richardson, J.F. & Sinnott, R.K. (1999) Chemical Engineering Volume 6: An Introduction to Chemical Engineering Design 3rd Ed, Butterworth Heinemann .
- 4) – Peters, M.S. & Timmerhaus, K.D. (1991) Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4 th Edition, McGraw-Hill.
- 5) – Ulrich, G.D. (1984) A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, Wiley.
- 6) – Biegler, L.T., Grossmann, I.E. & Westerberg, A.W. (1997) Systematic Methods of Chemical Process Design, Prentice-Hall.
- 7) – Walas, S.M. (1988) Chemical Process Equipment Selection and Design, Butterworths.
- 8) – Douglas, J.M. (1988) Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, New York, pp. 507-515.
- 9) – Branan, C.R. (2002) Rules of Thumb for Chemical Engineers, 3rd ed, Gulf.

Reactores catalíticos

- 1) – Perry, R.H. & Green, D. (1984) Perry's Chemical Engineer's Handbook, 6th Edition, McGraw-Hill, pp. 4-21 to 4-52, 5-54, capítulos 11, 16, 18 & 20.
- 2) – Smith, J.M. (1981) Chemical Engineering Kinetics, 3rd Edition, McGraw-Hill, pp. 541-599.
- 3) – Levenspiel, O. (1999) Chemical Reaction Engineering, 3rd Edition, Wiley, cap. 18 & 19.
- 4) – Fogler, H.S. (1992) Elements of Chemical Reaction Engineering, Prentice-Hall International, pp. 406-447.
- 5) – Carberry, J. & Varma, A. (1987) Chemical Reaction and Reactor Engineering, Marcel Dekker.
- 6) – Whitaker, S. & Cassano, A.E. (1986) Concepts and Design of Chemical Reactors, Gordon and Breach Science, pp. 179-212
- 7) – Rase, H.F. (1977) Chemical Reactor Design for Process Plants, Wiley Interscience.
- 8) – Rase, H.F. (1990) Fixed-Bed Reactor Design and Diagnostics: Gas-Phase Reactions, Butterworths.
- 9) – Rose, L.M. (1981) Chemical Reactor Design in Practice, Elsevier Scientific.

Destilación.

- 1) – Perry, R.H. & Green, D. (1998) Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th Edition, McGraw-Hill, capítulo 13
- 2) – Kister, H.Z. (1990) Distillation Operations, McGraw-Hill.
- 3) – Kister, H.Z. (1992) Distillation Design, McGraw-Hill.
- 4) – McCabe, W.L., Smith, J.C. & Harriott, P. (1993) Unit Operations of Chemical Engineering, 5th Edition, McGraw-Hill, capítulos 17, 18 y 19.
- 5) – Douglas, J.M. (1988) Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, pp. 172-204, 426-478, 530-541.
- 6) – Geankoplis, C.J. (1993) Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition, Prentice-Hall International, pp. 640-696.
- 7) – Ulrich, G.D. (1984) A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, Wiley, pp. 182-202.
- 8) – Van Winkle, M. (1967) Distillation, McGraw-Hill
- 9) – Treybal, R.E. (1980) Mass Transfer Operations, 3rd Edition, McGraw-Hill, Capítulo 9.

Absorción.

- 1) – Perry, R.H. & Green, D. (1998) Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th Edition, Mc Graw-Hill, capítulos 14 and 18.
- 2) – Treybal, R.E. (1980) Mass Transfer Operations, 3rd Edition, McGraw-Hill, capítulos 6 & 8.
- 3) – Douglas, J.M. (1988) Conceptual Design of Chemical Processes, McGraw-Hill, pp. 73-90, 426-436, 453-458.
- 4) – McCabe, W.L., Smith, J.C. & Harriott, P. (1993) Unit Operations of Chemical Engineering, 5th Edition, McGraw-Hill, pp. 686-737.
- 5) – Geankoplis, C.J. (1993) Transport Processes and Unit Operations, 3rd Edition, Prentice-Hall International, pp. 118-127, 610-639.
- 6) – Ulrich, G.D. (1984) A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics, Wiley, pp. 182-199.
- 7) – Billet, R. (1995) Packed Towers in Processing and Environmental Technology, VCH, pp. 355-361.
- 8) – Kohl, A. & Riesenfeld, F. (1985) Gas Purification, 4th Edition, Gulf, pp. 182-236.
- 9) – Strigle, R.F. (1994) Packed Tower Design and Applications, 2nd Edition, Gulf, pp. 49-91.

Seguridad.

- 1) – Las MSDS (material Safety Data Sheet) contienen invaluable información sobre precauciones y riesgos de cada producto.
- 2) – CCPS (1985) Guidelines for Hazard Evaluation Procedures, Batelle-Columbus Division, Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the AIChE, pp. 4-33 to 4-52.
- 3) – Crowl, D.A. & Louvar, J.F. (1990) Chemical Process Safety - Fundamentals with Applications, Prentice-Hall International, pp. 323-327.
- 4) – Kletz, T.A. (1999) HAZOP and HAZAN: Identifying and Assessing Process Industry Hazards, 4th Edition, IChemE, capítulo 2.
- 5) – King, R.W. (1990) Safety in the Process Industries, Butterworths.
- 6) – Coulson, J.M., Richardson, J.F. & Sinnott, R.K. (1999) Chemical Engineering -Volume 6: An Introduction to Chemical Engineering Design 3rd ed, Butterworth Heinemann.
- 7) – Peters, M.S. & Timmerhaus, K.D. (1991) Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th Edition, McGraw-Hill, pp. 62-69.
- 8) – Lewis, R.J. (1997) Sax's Dangerous Properties of Industrial Materials, 6th ed, Van Nostrand Reinhold.
- 9) – CCPS (1989) Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis, Center for Chemical Process Safety (CCPS) of the AIChE.
- 10) – OSHA (1990) OSHA Regulated Hazardous Substances: Health, Toxicity, Economic and Technological Data, U. S. Dept. del trabajo.

Medio ambiente.

- 1)– IChemE (1993) Effluent Treatment and Waste Minimization, IChemE, Rugby, UK.
- 2)– Rossiter, A.P. (1995) Waste Minimization through Process Design, McGraw-Hill.
- 3)– Patterson, J.W. (1985) Industrial Waste Management - Process Modifications for Industrial Pollution Source Reduction, Lewis.
- 4)– Nemerow, N.L. (1995) Zero Pollution for Industry - Waste Minimization through Industrial Complexes, Wiley Interscience.
- 5)– Theodore, L. & McGuinn, Y.C. (1992) Pollution Prevention, Van Nostrand Reinhold.
- 6)– Overcash, M.R. (1986) Techniques for Industrial Pollution Prevention, Lewis.
- 7)– Noyes, R. (ed.) (1993) Pollution Prevention Technology Handbook, Noyes.
- 8)– Higgins, T.E. (ed.) (1995) Pollution Prevention Handbook, Lewis.
- 9)– Sell, N.J. (1992) Industrial Pollution Control - Issues and Techniques, 2nd Edition, Van Nostrand Reinhold.

Costos de equipos.

- 1)– www.matche.com.
- 2)– Allen, D. (1991) *Economic Evaluation of Projects*, 3rd Edition, IChemE.
- 3)– IChemE (2000) *A Guide to Capital Cost Estimating*, 4th Edition, IChemE.
- 4)– Perry, R.H. & Green, D. (1998) *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 7th Edition, Mc Graw-Hill., section 9.
- 5)– Ulrich, G.D. (1984) *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*, Wiley, capítulos 5-8.
- 6)– Peters, M.S. & Timmerhaus, K.D. (1991) *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4 th Edition, McGraw-Hill, capítulos 6-9.
- 7)– Garrett, D.E. (1989) *Chemical Engineering Economics*, Van Nostrand Reinhold.
- 8)– Coulson, J.M., Richardson, J.F. & Sinnott, R.K. (1999) *Chemical Engineering Volumen 6*.
- 9)– Axtell and Robertson's "Economic Evaluation in the Process Industries" (1989).