



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE RIESGOS EN UNA PLANTA  
FRACCIONADORA DE LIGEROS

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE

**INGENIERA QUIMICA**

P R E S E N T A :

**RIVERA RODRIGUEZ MARTHA LILIA**



EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUIMICA

MEXICO, D.F.

2005



m344202



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.

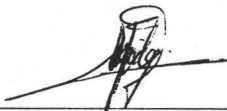
## JURADO ASIGNADO:

Presidente	Prof. Medina Oropeza Jaime.
Vocal	Prof. Cruz Gómez M. Javier.
Secretario	Prof. Pérez Gabriel Baldomero.
1er. Suplente	Prof. Flores Puebla Euberto Hugo.
2º. Suplente	Prof. Mendoza Rosas Fulvio.

## SITIO EN DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

*Laboratorio E-212,  
Edif. E de la Facultad de Química. UNAM.  
México. D.F.*

Asesor



Dr. M. Javier Cruz Gómez

Supervisor técnico



Ing. Alejandro Rojas Almeyda

Sustentante



Martha Lilia Rivera Rodríguez

## DEDICATORIAS

*A mis papás María Elena y Juan por sus consejos, por brindarme su amor y cariño incondicional, por ayudarme siempre y en todo momento papacitos lindos por su apoyo moral y económico pero principalmente porque sé que siempre cuento con ustedes.*

*A mis hermanos Paty y Lalo por su cariño, motivación y su amistad incondicional que siempre me han brindado, por sus porras y regaños, porque se que cuento con ustedes y ustedes conmigo, por ayudarme a salir de un "yo" para formar un "nosotros"*

*A mis tíos Rosa, Jesús Angelina y Mario a mis primos Beto y Luis por ese consejo que siempre tienen para mí, por su cariño y tan solo por ser parte de mi vida así mismo porque sé que no importa que tan difícil sea el momento que estemos atravesando siempre estamos unidos como lo que somos una familia para salir adelante y ayudarnos los unos a los otros.*

*A Juan Gabriel C. A por tu infinita paciencia, por tu comprensión y porque desde que te conocí se marco una nueva etapa en mi vida que ha sido realmente especial, porque eres una persona excepcional, por tu apoyo moral y sobre todo por confiar y creer en mí, en pocas palabras por ser como eres.*

*A mis amigos de la Facultad y fuera de ella con los que he compartido momentos inolvidables e inigualables hay tanto que decirles y agradecerles a todos ustedes, Ceci, Gisela, Janeth, Chucho, Israel Juan Luis, Zulema, Viny, Mimi, Paty, Monse, Ignacio, Angeles, Gaby, Iván, Diana, Marielita, Claudia, Efraín, Jorge, Yaneli, Verónica, Mauricio T, Lupita, Marina; Rubén, Abelardo por ser parte de mí y dejarme ser parte de ustedes porque la experiencia vivida con cada uno de ustedes es irrepetible, por brindarme su amistad.*

*Amigos míos, a todos ustedes y a todos aquellos que no mencione y en los cuales estoy pensando en este instante, de manera muy especial y para cada uno mil gracias por estar allí cuando, mas los necesito por aceptarme como soy y por ayudarme a ser mejor cada día, por permitirme ser parte de ustedes, por levantarme el ánimo en los momentos difíciles, por todos los buenos ratos y malos que vivimos, por aquellos momentos inolvidables que juntos compartimos en esta que fué y seguirá siendo nuestra "Facultad de Química".*



## AGRADECIMIENTOS

*A Dios por permitirme vivir día a día, por la hermosa familia que tengo y por enseñarme a comprender que se aprende más de nuestros errores que de nuestros aciertos.*

*A mi mamá María Elena la persona que me marca el inicio de mi vida y cuyas enseñanzas honrarán todo el tiempo de mi existencia por depositar en mí toda su confianza, gracias por ser mi mejor amiga y confidente, gracias por brindarme tu apoyo incondicional por creer en mí persona, gracias por impulsarme siempre a seguir adelante, porque gracias a ti se logró concluir este trabajo que un escalón más en el camino de mi vida, mamá linda gracias por ser mi mamá.*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México por haberme dado la oportunidad de estar en sus aulas y formarme como profesionista.*

*Gracias a todos los profesores que compartieron conmigo una parte importante de su conocimiento para darme una formación como profesionista*

*Mi infinito agradecimiento al Dr. M. Javier Cruz Gómez por haberme brindado la oportunidad de participar en el proyecto que permitió la realización del presente trabajo de tesis.*

*Un agradecimiento muy especial a los Profesores: Ing. Medina Oropeza Jaime y al Ing. Pérez Gabriel Baldomero, por el tiempo prestado para la revisión de este trabajo*

*Del mismo modo mi agradecimiento a Miriam, Alejandro y Saúl por la orientación y apoyo en la realización de este trabajo.*

*Al super "Madero's Team", Marco, Ale, Efra, Fer y Dianucha por haber sido mis maestros y mi familia durante seis meses y más si el destino lo permite.*

*A la Refinería "Francisco I. Madero", en especial al Ing. José Luis Cruz Rodríguez por las facilidades y sobre todo por el apoyo brindado para la realización de este estudio.*



---

	<b>ABREVIATURAS</b>	VI
<b>CAPITULO I.</b>	<b>INTRODUCCIÓN</b>	
<b>I.A</b>	ESTRUCTURA INDUSTRIAL.	1
<b>I.B</b>	JUSTIFICACIÓN.	4
<b>I.C</b>	OBJETIVOS.	7
<b>CAPITULO II.</b>	<b>MARCO TEÓRICO</b>	
<b>II.A</b>	ESTUDIO PRELIMINAR DEL RIESGO.	8
	1. Riesgo y peligro.	9
	2. Técnicas de Administración de Riesgo.	9
	3. Evaluación de Riesgos.	10
	4. Gerencia de Riesgo.	10
	5. Etapas de Estudio de Análisis de Riesgos e Impacto Ambiental.	11
	6. Metodología de Análisis de Riesgos.	11
	7. Estimación del Riesgo.	12
	8. Riesgo Potencial.	12
	9. Técnicas para Efectuar el Análisis de Riesgos.	13
	a) Análisis Histórico de Accidentes.	14
	b) Auditoria de Seguridad.	14
	<b>c) Análisis HazOp</b>	14
	i. Definición del Área de Estudio.	15
	ii. Nodos.	15
	iii. Desviación a la Intención de Diseño	16
	iv. Definición de las desviaciones a estudiar.	16
	v. Parámetros.	17
	vi. Palabras Guía.	17
	vii. Metodología "HazOp".	18



	viii. El Procedimiento "HazOp" Considerando todas las Palabras Clave.	18
	ix. Grupo de Trabajo "HazOp".	18
	x. Trabajo de Preparación "HazOp".	18
	xi. Software Empleado para la Captura de Datos.	19
	xii. Recopilación de la Información	19
	xiii. Forma de Asignar el Nivel de Riesgo Encontrado.	19
	d) Análisis "WHAT – IF".	22
	e) Análisis de Árbol de Eventos (ETA).	22
	<b>f) Análisis de Árbol de Fallas (FTA).</b>	23
	g) Análisis de Modos de Falla, Efectos y Criticidad (FMECA).	24
	h) Análisis de Modalidades de Falla y sus Efectos (FMEA).	25
	i) Lista de Verificación (Cheklists).	25
	j) Análisis de Error Humano.	26
	k) Índice Dow/Mond de Incendio y Explosión.	26
<b>II.B</b>	<b>ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.</b>	27
	a) Selección de los Eventos Indeseables a Analizar.	28
	b) Determinación de la Mecánica de Liberación o Explosión del Material.	28
	c) Determinación de la Dispersión del Material.	28
	d) Cuantificación de las Consecuencias sobre el Entorno.	29
	e) Modelos de Accidentes.	29
	f) Definición de Eventos Catastróficos.	30
	g) Elementos que Originan un Incendio o Explosión.	32
	h) Propiedades Importantes de Algunos Combustibles.	33

**CAPITULO III. TRABAJO DE CAMPO**

<b>III.A</b>	SELECCIÓN DE MÉTODOS PARA EL ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO.	34
<b>III.B</b>	APLICACIÓN DE LA TÉCNICA HAZOP EN LA INDUSTRIA.	34
<b>III.C</b>	PRINCIPALES COMPONENTES DE UNA PLANTA DE PROCESO.	35
<b>III.D</b>	PRODUCTOS PRINCIPALES EN UNA PLANTA DE PROCESO	36
<b>III.E</b>	DATOS DE PROCESO Y ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS.	37
<b>III.F</b>	LA PLANTA FRACCIONADORA DE LIGEROS	39
<b>III.G</b>	DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE LIGEROS.	40
	1. Sección de Fraccionamiento.	40
	2. Sección de Deshexanizado.	40
	3. Sección de Despentanizado.	42
	4. Sección de Desisohexanizado.	43
	5. Sección de Desbutanizado.	44
	6. Sección de Desisopentanizado.	45
	7. Sección de Despropanizado.	46
<b>III.H</b>	ETAPAS DE ELABORACIÓN DE LA TÉCNICA HAZOP.	49
<b>III.I</b>	MATRICES DE RIESGO.	50
<b>III.J</b>	DIVISIÓN DE LA PLANTA EN CIRCUITOS.	51
<b>III.K</b>	SUBDIVISIÓN DE LA PLANTA EN NODOS.	52
<b>III.L</b>	DESARROLLO DE LA TÉCNICA HAZOP.	53
<b>III.M</b>	METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.	67
	1. Criterios para la Asignación de Probabilidad para Eventos Básicos.	68
	2. Descripción de los Escenarios Potenciales de Accidentes	68
	3. Diagramas de Árboles de Fallas.	69
<b>III.N</b>	CONSIDERACIONES PARA EL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.	73
<b>III.O</b>	DESCRIPCIÓN DE ESCENARIOS DE LOS ACCIDENTES.	76
	1. Datos Requeridos para cada Modelo.	77
	2. Diagramas de los Análisis de Consecuencias.	78



<b>CAPITULO IV</b>	<b>RESULTADOS RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES</b>	
IV.A	RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HAZOP".	81
	1. Lista de Buenas Practicas de Operación que se Originaron del Estudio "HazOp".	82
IV.B	RESULTADOS Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.	84
IV.C	RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.	
	1. Escenario No.1.	85
	a) Fuga de Nafta del Tanque Acumulador MC-D-101.	88
IV.D	Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Consecuencias.	
IV.E	Recomendaciones.	88
	1. Regla General de Seguridad.	89
IV.F	CONCLUSIONES	90
	BIBLIOGRAFÍA	91
	GLOSARIO	93

FIGURA No.	ÍNDICE DE FIGURAS.	PAG:
1	Tipos de crudos en México.	5
2	Procesamiento de crudo para la refinería.	5
3	Productos elaborados en las refinerías del SNR.	6
4	Etapas de un estudio de riesgo.	12
5	Matriz de índices de riesgos utilizada en el análisis HazOp.	50
6	Matriz de grados de riesgo utilizada en el análisis HazOp.	51

TABLA No.	ÍNDICE DE TABLAS.	PAG:
1	Parámetro.	17
2	Palabras guía.	17
3	Guías auxiliares para procedimientos.	17
4	Niveles de frecuencia.	21
5	Niveles de gravedad.	21
6	Símbolos utilizados en el Árbol de Fallas.	24



7	Criterios para la jerarquización de recomendaciones.	51
8	Circuitos.	52
9	Nodos.	52
10	Nodos seleccionados de mayor riesgo.	53
11	Reglas booleanas para simplificar el Árbol de Fallas.	67

TABLA No.	ÍNDICE DE TABLAS.	PAG:
12	Potencial de pérdida y pérdida máxima probable (en dólares)	68
13	Escenarios seleccionados para su estudio con el FTA.	69
14	Diagramas de Árbol de Falla.	69
15	Niveles de radiación	75
16	Niveles de sobrepresión.	75
17	Daños en plantas y refinерías.	75
18	Escenarios de los accidentes seleccionados para el análisis de consecuencias.	77
19	Datos seleccionados para simular los escenarios de accidentes.	77
20	Diagramas de los análisis de consecuencias.	78
21	Recomendaciones del análisis HazOp	81
22	Listado de buenas practicas de operación	82
23	Resultados y recomendaciones para el escenario de incendio en el calentador MC-H-101.	84
24	Resultados y recomendaciones para el escenario de alta presión en la torre despropanizadora T-3.	84
25	Frecuencia probable y probabilidad.	85
26	Distancias dentro del límite de inflamabilidad.	86
27	Radio de afectación por radiación del tanque acumulador MC-D-101.	86
28	Radio de afectación por sobrepresión tanque acumulador MC-D-101.	86
29	Radio de afectación por radiación de la torre Deshexanizadora MC-T-101.	87
30	Radio de afectación por sobrepresión de la torre Deshexanizadora MC-T-101.	87

**ABREVIATURAS**

<b>SIGLAS</b>	<b>SIGNIFICADO</b>
API	American Petroleum Institute
AC	Análisis de Consecuencias
AF	Árbol de Fallas
ARP	Análisis de Riesgos de Proceso
BPO	Buenas Practicas de Operación
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
EPA	Environmental Protection Agency (Agencia de Protección Ambiental)
ETA	Event Tree Analysis (Análisis de Árbol de Eventos)
FMEA	Failure Modes and Effects Analysis (Análisis de Modos de Fallas y Eventos )
FTA	Análisis de Árbol de Fallas
HAZOP	Hazard and Operability (Peligros y Operabilidad)
INE	Instituto Nacional de Ecología
LII	Limite Inferior de Inflamabilidad
LSI	Limite Superior de Inflamabilidad
OP	Onda de Presión
OSHA	Occupational Safety And Health Administration (Administración de la Salud y Seguridad Ocupacional)
PHAST	Process Hazard Analysis Safety Tool (Herramienta de Seguridad para el Análisis de Peligros de Procesos)
RO	Restriction Orifice (Restricción de Orificio)
RT	Radiación Termica
SCD	Sistema de Control Distribuido
SEMARNAT	Secretaria de Medio Ambiente y Recursos Naturales
SIASPA	Sistema Integral de Administración dela Seguridad y la Protección Ambiental
T	Dispersión de Sustancias Toxicas



## I. INTRODUCCIÓN

### I.A ESTRUCTURA INDUSTRIAL

Hasta el siglo XIX, el petróleo se había utilizado casi exclusivamente en la medicina. En Estados Unidos, Samuel M. Kier había abierto un establecimiento en Pittsburgh en 1847, donde vendía petróleo embotellado con el nombre de "carbon oil", bajo el sueño de que curaba todos los padecimientos en los seres humanos y en los animales. Kier pensó que el petróleo podía tener otros usos e impulsado por esta idea partió hacia Filadelfia para consultar a un prominente químico, regresando convencido de que la destilación del producto podría obtenerse un buen iluminante. Esto lo decidió a construir un alambique y comenzó a destilar el primer barril de petróleo en 1850, convirtiéndose así, por el chispazo de su visión en el precursor de la refinería en América.

Cinco años más tarde, el profesor Benjamín Silliman hijo, químico del Yale Collage concluyó un estudio sobre la refinación del petróleo, basado en la destilación fraccionada, que es el método empleado aún en nuestros días. El procedimiento de Silliman fue rápidamente adoptado y pronto se presentaron en el mercado petróleos o Kerosinas para quemar, que al arder no dejaban residuos ni se inflamaban al contacto de una cerilla encendida, sino que se controlaba el encendido con una mecha impregnada del líquido.

El residuo de la destilación sustituyó con ventaja al carbón en las calderas de las locomotoras, y ya para fines del siglo se empleaba como único combustible en la mayoría de los ferrocarriles americanos. La flota inglesa empezó a usar este combustible a principios de nuestro siglo.

Antes del proceso Silliman, se habían conocido como combustibles los aceites de cobre y el esperma de ballena, pero a partir de 1859, cuando se perforó el Pozo Drake, en Pensilvania, el primero en Estados Unidos para buscar expresamente petróleo, se inició simbólicamente la revolución del combustible petrolífero. A George H. Bisell se le conoce el mérito, en América, de haber concebido la idea de buscar específicamente el hidrocarburo, pensando en su nuevo tipo de industrialización. Con otros socios había fundado en 1858 la empresa *Seneca Oil Company*, contratando los servicios de Silliman y del coronel Edwin L. Drake, quien construyó una casa de maquinas, en madera, una torre del mismo material para alzar las herramientas de perforación. Esta rústica instalación industrial sería la precursora de las actuales torres que señala a los pozos.





La refinación al principio se hizo por lotes. Se sacaba cierto volumen de petróleo en un alambique, se calentaba a temperatura suficiente para vaporizar las fracciones componentes del petróleo, desde las más ligeras como la nafta, hasta las más pesadas como el gasóleo, quedando en el fondo del recipiente un residuo pesado que se vendía como combustible líquido.

En 1912 M. J. Trumple ideó la primera refinería en proceso continuo, que posteriormente llevaría su nombre. Actualmente, las refinerías continúan siendo de proceso continuo, con columnas de destilación conectadas una con otra, a fin de obtener fracciones específicas y en ocasiones sustancias puras al final del tren de destilación. Al descubrirse el diesel de combustión, el fraccionamiento del petróleo se orientó a su obtención, sin descuidar la producción de gasolina, hecho que tuvo que tomarse en cuenta para el diseño de las unidades fraccionadoras. Así fue como se originó el residuo de la destilación.

En México la construcción de las refinerías se inició en 1909 en Minatitlán, Veracruz; pero no fue sino hasta finales de los veinte cuando se realizaron los primeros diseños para plantas de destilación primaria, con base a un crudo de una composición determinada. Estas instalaciones estaban diseñadas para trabajar rígidamente con un crudo sintético o mezclas preparadas con crudos de diferentes orígenes pero que al final debían llegar a las refinerías con una composición predeterminada.

En estas condiciones se manejaron las primeras plantas de las refinerías de Azcapotzalco, Madero, Minatitlán y Salamanca.

Las diferentes características de los crudos han obligado a los investigadores a diseñar y operar plantas con mayor flexibilidad, a modificar en muchos casos o a diversificar diseños con los márgenes necesarios para el procesamiento de mezclas de rangos de composición más amplios.

Fue en la refinería Madero donde se tuvieron las primeras experiencias en el manejo alternado de crudos de características diferentes. En la planta de destilación primaria y de vacío se procesaron por primera vez crudos de especificaciones diferentes como el crudo pesado Pánuco, con densidad de  $0.900 \text{ gr/cm}^3$ , y el crudo ligero Istmo, de  $0.850 \text{ gr/cm}^3$ . El descubrimiento de los yacimientos del sureste de crudo Maya, de alta densidad. El alto porcentaje de productos agresivos, planteó nuevos problemas en las refinerías porque los asfáltenos, presentes en gran proporción en este crudo son sustancias que aceleran la corrosión de los metales de las plantas. Los bajos rendimientos de destilación de crudo pesado tuvieron influencia en el diseño de las plantas y el manejo de productos. Fue así como este crudo obligó a buscar la mejor forma de tratarlo, mezclado con crudo ligero Istmo, en proporciones que no se sobrepasaran 30%, con excepción de la refinería Madero, donde se ha procesado crudo con 60 % de Maya.



La razón de esta limitación es proteger al equipo de la acción corrosiva de los elementos contenidos en el crudo Maya, logrando un balance correcto de destilación y residuales para el mercado. La diferencia entre un crudo pesado y un ligero, además de su peso específico o densidad, es el contenido de productos ligeros como la gasolina, que es mayor en el ligero y de allí su denominación.

Condiciones mercantiles y tecnológicas han obligado a los especialistas mexicanos a buscar mejoras en los productos, a la vez que sean menos dañinos al medio ambiente y la salud humana. Este es el caso de las gasolinas, cuya calidad fue notablemente incrementada en 1986. Estas gasolinas (Nova y Extra Plus) son equiparables a las mejores del mercado en los países de mayor avance tecnológico. Emiten menos sustancias nocivas a la atmósfera y deterioran en menor grado los motores. Esta mejora se pudo lograr por una adecuada combinación de los distintos procesos con que cuentan las refinerías y el empleo de catalizadores apropiados. En cuanto a procesos y equipo, la industria ha ido avanzando de acuerdo a las necesidades del consumo.

La tendencia a mejorar las condiciones de la industria no solo implica evitar el despilfarro del petróleo y sus derivados, sino buscar el uso racional para aprovechar al máximo su procesamiento industrial.

En 1930 existían solo en el país dos refinerías, la de Madero, en Tamaulipas y la de Minatitlán, en Veracruz que abastecían a través de autotanques a las terminales de distribución en la zona central de la República. Por la demanda de energéticos, en ese entonces, bajo la dirección de las compañías petroleras extranjeras, se concluyó la refinería de Azcapotzalco, que comenzó a operar en noviembre de 1933, con una capacidad de 7,500 barriles por día en la producción de sintéoleo.

En 1936 la capacidad de refinación pasó a 12 mil barriles diarios de crudo proveniente de la Faja de Oro y de Poza Rica, recibido a través de un oleoducto. En 1945 se reconstruyó totalmente, incrementado su producción hasta 40 mil barriles por día.

Al norte de Tamaulipas, en la zona costera del estado, colindando al sur con el río Pánuco, al oriente con el Golfo de México y al poniente con la ciudad de la cual lleva el nombre, se encuentra la refinería "Francisco I. Madero", cuyas operaciones se iniciaron en 1928, reinaugurándose el 28 de octubre de 1947. Madero procesa productos primarios de crudo: diesel, kerosina, gasolina de alto octanaje y diversos tipos de petrolíferos. Su instalación es un punto estratégico de explotación además de abastecer a la zona norte del país junto con la de Cadereyta.

La refinería "Ingeniero Antonio M. Amor" de Salamanca, Guanajuato, está situada en el centro del país. Empezó a operar desde 1947, inaugurándose el 30 de julio de 1950.



La procedencia de sus productos es de dos tipos, de Poza Rica recibe producto parafínico, y de los campos del sureste, mezclado. Abastece al corredor industrial del Bajío y los estados de Durango, Nayarit, Colima, Michoacán, Jalisco, Zacatecas, Aguascalientes, San Luis Potosí, Querétaro y Guanajuato.

La refinera "General Lázaro Cárdenas del Río" de Minatitlán colinda con los estados de Tabasco, Oaxaca y Chiapas con el poblado de Minatitlán, inició sus operaciones en 1902 y quedó totalmente remodelada en febrero de 1956. Los productos que refina le llegan de los yacimientos de Veracruz, Chiapas y Tabasco. Abastece principalmente la zona sur del país.

La refinera de "Cadereyta", de Nuevo León, se encuentra localizada al norte de la Sierra Madre Oriental, a 36 Km. al este de Monterrey, entró en operación en 1977, quedando formalmente inaugurada el 18 de marzo de 1979. Sus instalaciones abastecen la zona norte de la República: Nuevo León, Coahuila, Chihuahua y en forma parcial Tamaulipas y Durango.

La refinera "Miguel Hidalgo" en Tula Hidalgo, se encuentra al suroeste hidalguense, a 93 Km. al norte de la Ciudad de México y fue puesta en operación el 18 de marzo de 1976. El producto que procesa proviene de los campos productores de Chiapas y Tabasco, con lo cual abastece la parte central de México.

Finalmente, completa la lista de refineras de PEMEX, la que lleva el nombre del "Ing. Antonio Dovali Jaime", en Salina Cruz, Oaxaca, localizada a orillas del Golfo de Tehuantepec, sobre la Sierra Madre del Sur, de cara al Océano Pacífico.

Esta refinera fue puesta en operación el 24 de agosto de 1979. El crudo que procesa le llega de los yacimientos de Chiapas, Campeche y Veracruz. Durante los últimos diez años la producción de refinados ha sido suficiente para satisfacer la demanda nacional y exportar los excedentes.

## **I.B JUSTIFICACIÓN**

Actualmente la producción principal viene de seis refineras, las cuales son Salina Cruz, Tula, Cadereyta, Salamanca, Minatitlán y Madero. En 2002, PEMEX Exploración y Producción entregó a estas 6 refineras un promedio de 1,171.9 miles de barriles diarios (mbd) de crudo fresco para su procesamiento. De éstos, el Sistema Nacional de Refinación procesó 1,245.4 mbd, (cifra 0.5% inferior a la de 2001), de los cuales, el 65% fue crudo ligero y 28% crudo pesado (figura 1).

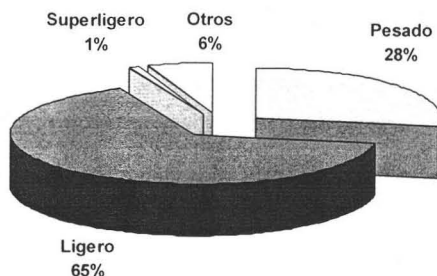


Figura 1. Tipos de crudos procesados en México. <sup>(1)</sup>

El programa de reconfiguración de refinerías lo que intenta es que la anterior proporción cambie al ampliar la capacidad de procesamiento de crudo pesado en Salina Cruz, Tula, Cadereyta, Salamanca, Minatitlán y Madero.

El 24% del procesamiento lo realizó la planta de Salina Cruz, el 22% Tula, el 16% Cadereyta, el 15% Salamanca, el 14% Minatitlán y 9% Madero (figura 2).

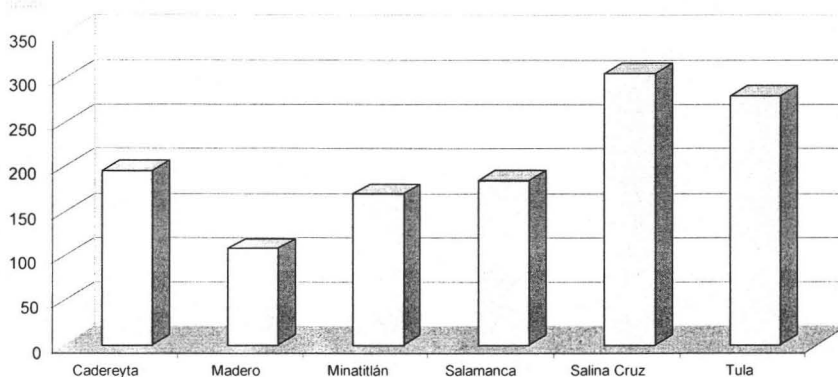


Figura 2. Procesamiento de crudo pesado por refinería. <sup>(1)</sup>

La elaboración de productos en refinerías ascendió a 1,276 mbd, superior en 9 mbd a la de 2001. De éstos, el 35% correspondió a producción de combustóleo, el 31% a producción de gasolina y el 21% a producción de diesel (figura 3).

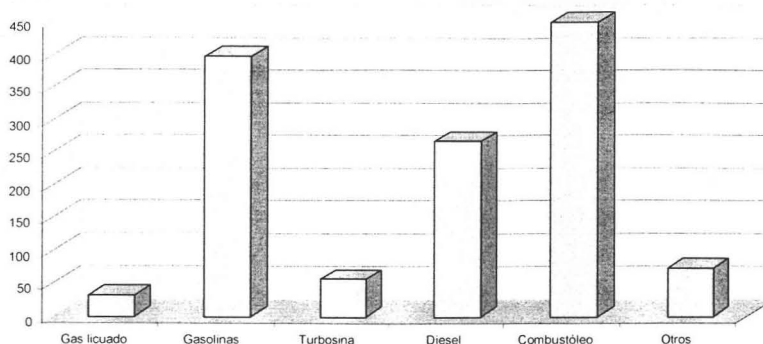


Figura 3. Productos elaborados en las refinías del SNR. <sup>(2)</sup>

Los insumos que PEMEX Refinación recibe, ya sea como transferencias de otros organismos, como maquila o combustóleo de despuntadora, sumaron un total de 149.1 mbd, cantidad 97% superior a la registrada en 2001. Tal incremento se debe básicamente al crecimiento en los volúmenes de maquila de crudo del 96.4% respecto al 2001.

Al alcanzar 108 mbd integrada por 94 mbd de gasolinas y componentes, 11 mbd de diesel y 3 mbd de otros productos. Así, la elaboración promedio de productos (incluyendo maquila y transferencias interorganismos) fue de 1,388.1 miles de barriles diarios, cifra 4.5% superior respecto a la del año anterior.

Actualmente, para dar cumplimiento a la misión y objetivos de PEMEX los programas de producción se orientan hacia objetivos originales del centro de trabajo, centrándose en la elaboración de energéticos, permitiendo que las instalaciones hermanas asuman gradualmente la función de elaborar petroquímicos básicos. PEMEX Refinación es la empresa responsable de procesar, distribuir y comercializar los productos petrolíferos derivados de la refinación del crudo en el país. Sus actividades impactan en nuestra economía y en el desarrollo industrial, PEMEX Refinación está consciente de que la producción no puede hacerse a cualquier costo, que el éxito presente no vale la pena a costa de convertir el futuro en destrucción, y que, la empresa debe ser productiva y rentable; también, está consciente de que su desarrollo debe ser sustentable y que la calidad no debe ajustarse al cumplimiento de las especificaciones pactadas, además de que todas sus actividades deben ser realizadas con seguridad, protegiendo el medio ambiente, cuidando la salud de los trabajadores y haciendo un uso racional de la energía.

Esta es la razón por la que la Dirección General de PEMEX Refinación ha instruido a la Auditoría de Seguridad Industrial y Protección Ambiental (ASIPA), para que promueva, vigile y evalúe el correcto cumplimiento de las políticas que la empresa ha dictado en esta materia.



El nuevo Plan de Negocios 2001-2006, destaca la importancia que tiene el continuar implantando sistemas de: Gestión de Calidad, Seguridad Industrial, Protección Ambiental, Salud Ocupacional y Uso Racional de la Energía. Su visión es "Cero accidentes, Cero afectaciones al medio".

PEMEX Refinación, preocupado por cada uno de los puntos de su Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental (SIASPA) y para poder dar seguimiento al Elemento 12 relacionado con los Análisis de Riesgos de Proceso (ARP) dentro de sus instalaciones, acordó llevar a cabo un estudio HazOp en la Planta Fraccionadora de Ligeros por personal especialista del área y liderado por especialistas en (ARP's) de la Facultad de Química de la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM), con el objetivo de que se mantenga en límites aceptables la seguridad a la planta, conllevar al beneficio y seguridad de las personas que laboran en la planta y a las que habitan en los alrededores de la refinería, así como también mantener una buena eficiencia en la misma.

## I.C OBJETIVOS

Los principales objetivos a cumplir en este estudio son los siguientes:

- ❖ Mediante la aplicación de la técnica HazOp (Hazard and Operability), identificar todos los riesgos asociados en la Planta Fraccionadora de Ligeros.
- ❖ Actualizaciones de los diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's) de la Planta Fraccionadora de Ligeros.
- ❖ Establecer las medidas para controlar y/o reducir el nivel de riesgo encontrado en la Planta Fraccionadora de Ligeros, con el fin de mejorar la operabilidad y la seguridad, así como también factores externos (fenómenos naturales, sociales, etc.) e internos (fallas en los sistemas de control, fallas en los sistemas mecánicos, factores humanos, etc.) que podrían llevar a un evento no deseado (accidente).
- ❖ Reducir los riesgos a los trabajadores y población aledaña a las instalaciones de la refinería, mediante la obtención de una serie de recomendaciones que al ser implementadas mejorarían la seguridad y operación de la planta.



## II. MARCO TEÓRICO

### II.A ESTUDIO PRELIMINAR DEL RIESGO

El análisis de riesgos puede realizarse a través del "sentido común" pero la complejidad de la tecnología moderna ha hecho que el proceso de análisis sea también complejo. Por ello ha sido necesario el desarrollar y establecer metodologías sistematizadas de alta confiabilidad, para realizar los diagnósticos de seguridad de los procesos industriales.

PEMEX, ha buscado ser una de las empresas líderes en materia de seguridad industrial y de protección ambiental, por este motivo se está implantando dentro de sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental (SIASPA), que es una herramienta para asegurar el cumplimiento de las políticas de seguridad, de protección al ambiente y normas nacionales e internacionales. El SIASPA está integrado por 18 elementos relacionados con el factor humano, los sistemas de trabajo y las instalaciones. El elemento número 12 corresponde a los Análisis de Riesgos y tiene como objetivos:

- ◆ Identificar riesgos a la salud, integridad física, al medio ambiente y a la propiedad.
- ◆ Reducir los riesgos a los trabajadores y población circunvecina a las instalaciones, mediante técnicas adecuadas (medidas de prevención, protección y control) para controlarlos y reducirlos a niveles aceptables.
- ◆ Reducción significativa de incidentes e impactos ambientales, sus consecuencias y costos asociados.
- ◆ Lograr que el personal lleve a cabo sus actividades con plena conciencia de los riesgos que implica la operación.
- ◆ Mejorar la operabilidad y confiabilidad de los equipos de proceso.
- ◆ Establecer planes de emergencia y medidas de protección.

La trascendencia del riesgo en la administración de un proceso químico se enfoca a formas de análisis dirigidas a la protección civil y laboral (sociedad), ambiental (ecología) y económica (industria). Dicho análisis es efectuado para realizar una evaluación de riesgos para determinar su magnitud y significado del peligro al que está expuesto el proceso y más propiamente dicho la planta y la comunidad aledaña. Este consiste en estudiar la probabilidad de que se genere un impacto en la sociedad, ecología e industria.



El análisis de riesgos cubre esencialmente dos tipos de actividades: *la evaluación de los riesgos y la administración de los riesgos*.

La primera esta enfocada a determinar la probabilidad de ocurrencia de un evento que genere un accidente y determinar en cuanto valoran las personas involucradas en el proceso industrial las situaciones alternativas que involucren diferentes niveles de riesgo. La segunda se refiere a las políticas externas e internas de la planta, que tiene por objetivo la reducción de riesgos a los cuales se exponen los seres humanos principalmente; además realizan estudios de riesgo-beneficio.

## 1. RIESGO Y PELIGRO

La palabra *riesgo* suele utilizarse para indicar la posibilidad de sufrir pérdidas, o como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias. Corresponde en inglés al termino *risk*. Por su parte utilizamos la palabra *peligro* cuyo termino en ingles es (*hazard*), para determinar una condición física o química que puede causar daños a las personas, el medio ambiente o la propiedad.

Una vez hecha la distinción, es procedente señalar que en el uso cotidiano del idioma castellano a menudo los dos términos se intercambian indistintamente y su empleo no siempre se ajusta a las definiciones anteriores. Así, con frecuencia se habla de que "existe un peligro elevado" cuando en la realidad se quiere decir que "el nivel de riesgo es alto", o se designa el análisis HazOp como análisis de riesgos y operabilidad, cuando la traducción literal del término en inglés Hazard and Operality Análisis es análisis de peligros y operabilidad, grado de Incertidumbre sobre la ocurrencia de un evento y se divide en dos tipos de riesgos:

*Riesgos Puros:* Incertidumbre sobre la ocurrencia de un evento futuro en el que solo existe la oportunidad de perder.

*Riesgos Especulativos:* Incertidumbre sobre la ocurrencia de un evento futuro en el que existe la oportunidad de ganar o perder.

## 2. TÉCNICAS DE ADMINISTRACIÓN DE RIESGO

La administración de riesgos es parte importante de la administración general reconociéndose como una disciplina especializada.

### ♦ Reducir:

*Prevención:* Reducen la frecuencia Ej. Prohibición de fumar, instalaciones eléctricas a prueba de explosión, uso de ropa y vestido de fibras naturales en lugares en donde se procesan, almacenan o distribuyen sustancias inflamables.





*Post Siniestro:* Reducen la severidad Ej. Instalación de hidrantes, extinguidores y rociadores automáticos, planes de emergencia, de contingencia y de recuperación, etc.

♦ Retener:

*Con recursos propios* se financian las pérdidas. Sin generación de reservas Ej. Los deducibles de los seguros de transporte o de automóviles.

*Con generación de reservas* Ej. Fondos para cubrir prestaciones adicionales al IMSS por incapacidad total y permanente.

♦ Transferir:

Si los riesgos no se pueden evitar, reducir, o retener en su totalidad, se transferirá a terceros el excedente.

- ✓ Compañías de Seguros y Finanzas.
- ✓ Compañías no Aseguradoras.

Administración de riesgos en coordinación con los directores de negocio identifica, analiza, evalúa y define el tratamiento de las exposiciones a pérdidas existentes o subsecuentemente creadas que involucren cifras potenciales mayores a la pérdida máxima asumida.

Si el riesgo no puede ser evitado, la prevención de pérdidas será aplicada hasta donde sea posible en función a su costo/beneficio, salvo que por ley se requiera llevar a cabo. Es preferible prevenir las pérdidas antes de considerar otras técnicas de administración de riesgos.

### 3. EVALUACIÓN DE RIESGOS

Es el proceso que utiliza los resultados del análisis de riesgos para tomar decisiones con relación al manejo del riesgo, a través de la comparación de los criterios previamente establecidos en la tolerancia del riesgo.

### 4. GERENCIA DEL RIESGO

Es la formulación e implantación de medidas y procedimientos tanto técnicos y administrativos, que tienen como finalidad prevenir, controlar o reducir los riesgos existentes en una instalación industrial, teniendo como objetivo, mantener esa instalación operando dentro de los requisitos de seguridad considerados tolerables.



## 5. ETAPAS DE ESTUDIO DE ANÁLISIS DE RIESGOS E IMPACTO AMBIENTAL

De forma general, un estudio de análisis de riesgos así como también un estudio de impacto ambiental puede ser dividido en las etapas siguientes:

- ♦ Administración de Seguridad.

Es una base firme que establece una infraestructura encaminada a la efectividad administrativa de una industria. Por ello se hace obligatorio el análisis de riesgos en la industria. Una cultura fuerte de seguridad, salud y protección ambiental sustenta un sólido sistema de administración dentro del cual destaca la participación y el compromiso de las empresas, quienes son responsables de eliminar las lesiones, reducir los incidentes ambientales, las emisiones totales y los desechos peligrosos, dando como resultado importantes ahorros para la industria.

- ♦ Identificación de Peligros.

Esta etapa tiene por objetivo identificar los posibles eventos no deseados que pueden conducir a la evidencia de un peligro a fin de definir las hipótesis que podrán acarrear consecuencias significativas. Por tanto, deben emplearse técnicas específicas para la identificación de los peligros, entre las cuales es importante mencionar: Listas de verificación (*Checklists*); Análisis "¿Qué pasa si...?" (*What if...?*); Análisis Preliminar de Riesgos (APR); Análisis de Modos de Fallas y Efectos (FMEA); Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp); etc, los cuales serán abordados más adelante.

## 6. METODOLOGÍA DE ANÁLISIS DE RIESGOS

Existen un conjunto de técnicas enfocadas a prevenir accidentes, las cuales nos permiten evaluar y analizar de una forma sistemática la probabilidad de ocurrencia de riesgos que pueda provocar un accidente en un determinado momento.

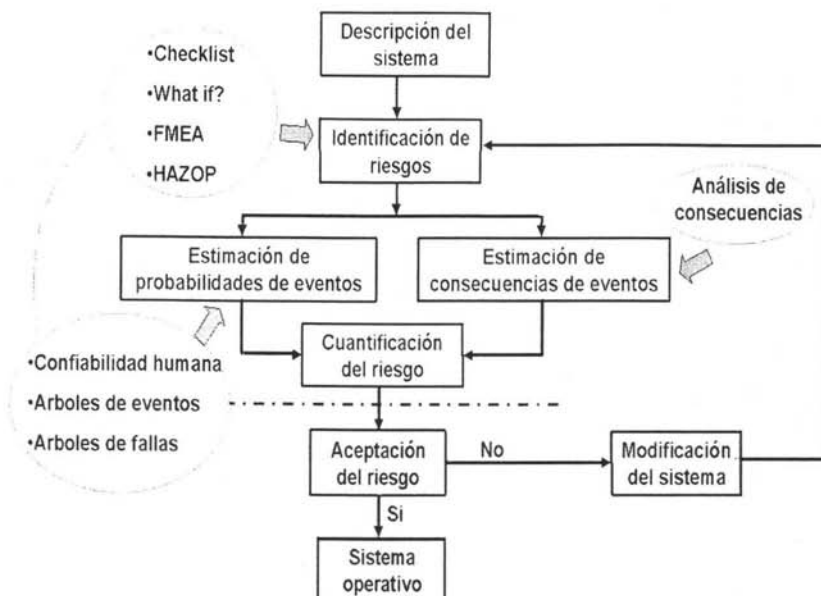


Figura 4. Etapas de un estudio de riesgos.

## 7. ESTIMACIÓN DE RIESGOS

La estimación de riesgos se realiza a través de la combinación de las frecuencias de que ocurran las hipótesis de accidentes y la gravedad de sus respectivas consecuencias. Se puede expresar el riesgo de diferentes formas, de acuerdo con el objetivo del estudio en cuestión. Generalmente, los riesgos se expresan de la siguiente forma:

- ◆ Índices de riesgo.
- ◆ Riesgo social.
- ◆ Riesgo individual.

## 8. RIESGO POTENCIA

Aunque la metodología del HazOp se concentra (mediante un enfoque sistemático) en identificar tanto riesgos como problemas de operabilidad, más del 80% de las recomendaciones del estudio son problemas de operabilidad y no de riesgo. Aunque la identificación de riesgo es el tema principal, los problemas de operabilidad se deben examinar, ya que tienen el potencial de producir riesgos en los procesos, que resulten en violaciones ambientales y/o laborales o tener un impacto negativo en la productividad. Actualmente se considera que los mayores beneficios de un estudio HazOp se relacionan con identificar problemas de operabilidad.



## 9. TÉCNICAS PARA EFECTUAR EL ANÁLISIS DE RIESGOS

Existe una clasificación general de las metodologías para realizar un análisis de riesgos, esta se divide en dos tipos:

- ✦ Métodos Cualitativos: Estos ofrecen resultados no numéricos. Se basan en la experiencia de quienes llevan a cabo el análisis, son relativamente fáciles de implementar y consideran una sola causa de falla cada vez. Entre esta categoría se encuentran: los códigos y normas de seguridad, revisiones de seguridad, lista de verificación, el análisis histórico de accidentes, etc.
- ✦ Métodos Cuantitativos: Se caracterizan por un resultado numérico, que utiliza un modelo lógico estructurado para fallas específicas, considerando la combinación de fallas múltiples. Requiere de una gran cantidad de datos estadísticos para calcular la probabilidad de falla. Como el FTA, FMECA, análisis de consecuencias de incendios y explosiones, y HazOp, etc.

Sin embargo también es común encontrar en la literatura otras formas de clasificación como la que se presenta a continuación.

- ✦ Índices de Riesgos: Se basan en jerarquizar los riesgos para asignar penalizaciones y bonificaciones según las características del proceso; y señalan áreas de mayor concentración de riesgo donde se requiere un análisis más profundo o medidas suplementarias de seguridad.
- ✦ Métodos Comparativos: Se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado y en normas y códigos aplicables a los equipos y líneas de proceso: como el diseño, fabricación, instalación y operación, y en las medidas de seguridad (sistemas contra incendio, sistemas de relevo de presión, sistemas de control, diques de contención, sistema de alarma, equipos de relevo, manuales de operación), de quienes llevan a cabo el análisis, bien con registro de accidente previo o reunido en forma de códigos o listas de comprobación; este método se utiliza para evaluar la seguridad de una instalación a través de la experiencia adquirida en operaciones previas de la planta. Entre estos se encuentran las técnicas de análisis de peligros como: listas de verificación, revisiones de seguridad, códigos y normas, análisis históricos de accidentes.



- **Métodos Generalizados:** Se basan en esquemas de razonamiento lógico para identificar y evaluar en su totalidad, los riesgos presentes en un determinado proceso, tomando como base la relación causa y efecto. Analizan todos los sucesos que pueden dar origen a situaciones de peligro y se determinan las consecuencias de los posibles accidentes y la probabilidad de ocurrencia de forma cuantitativa. Entre estos se encuentran las técnicas sistematizadas y con razonamiento lógico, como el análisis ¿qué pasaría si?, FTA, ETA, HazOp.

#### **a) Análisis Histórico de Accidentes**

En este tipo de análisis se usa la información de accidentes ocurridos. Los peligros identificados durante el análisis son reales, siendo esto su principal ventaja y a su vez su principal desventaja, debido a que durante este análisis se toma sólo las causas que provocaron el accidente y no considera todas las posibilidades importantes que pudieron haberlo ocasionado.

#### **b) Auditorías de Seguridad**

Una auditoría de seguridad consiste en una evaluación completa del programa de seguridad de una planta de proceso. Durante la aplicación de una auditoría de seguridad el objetivo principal a cumplir es el de identificar las condiciones y procedimientos que podrían provocar algún acto inseguro, además de comprobar que se está cumpliendo con los objetivos de seguridad planteados por la administración.

#### **c) Análisis HazOp**

El método HazOp, ("HAZard and OPerability") o análisis de riesgo y operabilidad, fue desarrollado por ingenieros de "ICI Chemicals" de Inglaterra a mediados de los años 70's.

Se define como análisis HazOp a la técnica sistemática que se aplica para identificar peligros o riesgos potenciales en un proceso y para asegurar que se especifiquen medidas para su eliminación y control; como sistema, involucra a la organización en la prevención efectiva de accidentes y eventos de pérdida.

Del análisis HazOp se obtiene información sobre los peligros y riesgos que no han podido eliminarse así como de las medidas preventivas más adecuadas que deberían adoptarse y que deben ser implementadas en el proceso industrial que se está analizando. El método involucra, la investigación de desviaciones del intento de diseño o propósito de un proceso, por un grupo de individuos con experiencia en diferentes áreas tales como; ingeniería, producción, mantenimiento, química y seguridad.



El grupo es guiado, en un proceso estructurado de lluvia de ideas, por un líder, que crea la estructura, al utilizar un conjunto de palabras guías o claves (no, mayor, menor, etc.) para examinar desviaciones de las condiciones normales de operación en varios puntos clave (nodos) de todo el proceso. Estas palabras guías, se aplican a parámetros relevantes del proceso, tales como. Flujo, temperatura, presión, composición, etc, para identificar las causas y consecuencias de desviaciones en estos parámetros de sus valores normales. Finalmente, la identificación de las consecuencias inaceptables, resulta en recomendaciones para mejorar el proceso. Estas pueden indicar modificaciones en el diseño, requerimientos en los procedimientos operativos, modificaciones en la documentación, mayor investigación, etc.

### **i. Definición del Área de Estudio**

La primera fase del estudio HazOp consiste en delimitar las áreas a las cuales se aplica la técnica. En una instalación de proceso, considerada como el sistema objeto de estudio, se definirán para mayor comodidad una serie de subsistemas o unidades que corresponden a entidades funcionales propias, como por ejemplo: preparación de materias primas, reacción, separación de disolventes, etc.

### **ii. Nodos**

En cada subsistema se identificarán una serie de nodos o puntos claramente localizados en el proceso. Unos ejemplos de nodos pueden ser: tubería de alimentación de una materia prima un reactor aguas arriba de una válvula reductora, impulsión de una bomba, superficie de un depósito, etc.

Cada nodo será enumerado correlativamente dentro de cada subsistema y en el sentido de proceso para mayor comodidad. La técnica HazOp se aplica a cada uno de estos puntos. Cada nodo vendrá caracterizado por unos valores determinados de las variables de proceso: presión, temperatura, caudal, nivel, composición, viscosidad, estado, etc.

Los criterios para seleccionar los nodos tomarán básicamente en consideración los puntos del proceso en los cuales se produzca una variación significativa de alguna de las variables de proceso.

Es conveniente, a efectos de la reproducibilidad de los estudios reflejar en unos esquemas simplificados (o en los propios diagramas de tuberías e instrumentación), los subsistemas considerados y la posición exacta de cada nodo y su numeración en cada subsistema.



Es de notar que por su amplio uso la técnica tiene variantes en cuanto a su utilización que se consideran igualmente válidas. Entre estas destacan, por ejemplo, la sustitución del concepto de nodo por el de tramo de tubería o la identificación nodo-equipo.

### iii. *Desviación a la Intención del Diseño*

Todas las plantas industriales tienen un propósito. Esto puede ser, producir un cierto tonelaje de un producto químico por año, manufacturar un número especificado de automóviles o procesar cierto volumen de efluentes industriales por año, etc. Esto, se puede decir, que es la principal intención del diseño de la planta, pero en la mayoría de los casos, se entiende que un propósito adicional sería conducir las operaciones de la manera más segura y eficiente.

Con esto en mente, todas las partes y/o equipos de la planta se ensamblan para que en conjunto logren las metas deseadas. Sin embargo para lograr esto, cada parte del equipo, cada bomba, tubería, etc., necesitan funcionar consistentemente de una manera particular. Es de esta manera que, cada elemento en particular tiene su intención de diseño o propósito.

### iv. *Definición de las Desviaciones a Estudiar*

Para cada nodo se planteará de forma sistemática las desviaciones de las variables de proceso aplicando a cada variable una palabra guía. El HazOp puede consistir en una aplicación exhaustiva de todas las combinaciones posibles entre palabra guía y variable de proceso, descartándose durante la sesión las desviaciones que no tengan sentido para un nodo determinado. Alternativamente, se puede fijar *a priori* en una fase previa de preparación del HazOp la lista de las desviaciones esenciales a estudiar en cada nodo.

- **Palabras guía:** Se usan para enfocar la atención del equipo HazOp sobre las desviaciones y causas posibles, palabra que en conjunto con los parámetros sugieren desviaciones posibles o problemas potenciales. Por ejemplo: no, mas y/o menos, además de, parte de, inversión, en vez de, otro que, también como.
- **Parámetro:** Enfocan la atención sobre un aspecto particular de la intención de diseño o parámetro o condición de un proceso asociado como: flujo, presión, separación, reacción, corrosión, temperatura, nivel, composición, mezcla, viscosidad, etc. O palabras de aspecto operacional como: arranque, paro, mantenimiento, inspección, drenar, purgar, venteo, etc.
- **Intención:** Modo normal de operación en ausencia de desviaciones.
- **Desviación:** Cualquier falla que altera la intención de diseño.
- **Causa:** Razón por la cual se produce la desviación.



## v. Parámetros

Estas reflejan tanto el propósito, como aspectos operacionales de la planta bajo estudio. Palabras típicas orientadas al proceso, pudieran ser las siguientes:

Flujo	Nivel
Temperatura	Presión
Viscosidad	Composición
Nivel	Adición
Reacción	Mantenimiento
Prueba	Instrumentación
Muestreo	Separación
Corrosión/Erosión	Reducción
Reducción	Mezclado

Tabla 1. Parámetros.

## vi. Palabras Guía

Como se mencionó anteriormente, cuando las palabras secundarias se combinan con las primarias, sugieren desviaciones o problemas potenciales. Un listado estándar de las palabras utilizadas se menciona a continuación:

No/ninguna	Negación del intento de diseño
Más	Incremento cuantitativo
Menos	Decremento cuantitativo
Además de	Incremento cualitativo
Parte de	Decremento cualitativo
Reversa	Opuesto lógico del intento
Otro que	Substitución completa

Tabla 2. Palabras guía.

¿Cómo?	¿Cómo se logrará este paso? ¿Se proporcionan las facilidades requeridas al operador para realizar el paso como está especificado?
¿Por qué?	¿Hay una razón lógica para este paso? ¿Es el paso u operación realmente necesario? ¿Se requiere algo adicional?
¿Cuándo?	¿Es el tiempo importante en los pasos u operaciones?
¿Dónde?	¿Es importante dónde se efectuará el paso u operación?
¿Quién?	¿Es claramente obvio o está definido quién realizará cada parte del procedimiento?
Verificación	¿Cómo se puede verificar que el paso se haya realizado apropiadamente? ¿Es necesario que un supervisor revise nuevamente la operación?
Orden	Es importante y correcto el orden de los pasos realizados

Tabla 3. Guías auxiliares para procedimientos.





### vii. Metodología HazOp.

En términos simples, el proceso de estudio del HazOp involucra aplicar de una manera sistemática, todas las combinaciones relevantes de palabras claves, a la planta bajo estudio, en un esfuerzo de descubrir problemas potenciales.

Los resultados se registran, en un formato de tabla o matriz con los siguientes encabezados principales.

- ◆ Desviación
- ◆ Causa
- ◆ Consecuencia
- ◆ Salvaguarda
- ◆ Acción

### viii. El Procedimiento HazOp Considerando todas las Palabras Clave

Habiendo revisado las operaciones involucradas al registrar una sola desviación, el procedimiento consiste en continuar revisando y registrando todas las palabras clave, se puede considerar como un proceso iterativo, aplicando de una forma sistemática y estructurada, las combinaciones de las palabras relevantes, para identificar los problemas potenciales.

### ix. Grupo de Trabajo HazOp

El grupo de trabajo, que conducirá el estudio de HazOp debe consistir de personas con una buena comprensión del proceso y de la planta bajo estudio. El grupo, idealmente debe formarse por alrededor de seis miembros y con un máximo de nueve. En un estudio que involucre la participación de contratistas y clientes, es aconsejable mantener un balance entre los dos grupos, en cuanto al número de personas participando.

### x. Trabajo de Preparación HazOp

Es de mayor importancia, que antes de que inicie el estudio HazOp, se haga un trabajo de preparación. Esto, no es solo esencial en algunos aspectos, tales como la estructuración adecuada del estudio y del grupo, sino que además, aumenta la eficiencia del HazOp al mantener el interés y entusiasmo de los participantes.

El trabajo preparatorio es responsabilidad del líder del HazOp y los requerimientos son los siguientes:



- ◆ Reúna los datos.
- ◆ Entienda el funcionamiento de la Planta.
- ◆ Subdivida la planta y planeé la secuencia.
- ◆ Marque los planos.
- ◆ Seleccione una lista de palabras clave adecuadas.
- ◆ Prepare la agenda de trabajo y los encabezados de la tabla.
- ◆ Prepare un calendario de actividades.
- ◆ Seleccione el grupo de trabajo.

#### **xi. Software Empleado para la Captura de Datos**

Existe *software* para aplicar la metodología en forma sistemática a plantas y procesos, además permite que los resultados se registren en planillas y formularios en forma automática. Un ejemplo es el "HazOp Wizard" desarrollado por la UNAM, el cual fue utilizado para el desarrollo del presente proyecto.

#### **xii. Recopilación de la Información**

Toda la documentación relevante debe ser colectada previamente. Esto pudiera consistir de lo siguiente:

- ◆ Un diagrama de flujo del proceso.
- ◆ Una descripción comprensiva del proceso, conteniendo parámetros de operación, promedio de flujo, volúmenes, etc.
- ◆ Diagramas de tuberías e instrumentación actualizados.
- ◆ Diagramas causa - efecto indicando como operan los sistemas de lazo y de control.
- ◆ Información de paquetes de vendedores.
- ◆ Diagramas de distribución de equipo.

#### **xiii. Forma de Asignar el Nivel de Riesgo Encontrado**

Después de encontrar las desviaciones mediante la combinación de la palabra guía-parámetro se procede a evaluar los niveles de riesgo de las causas identificadas con base en la frecuencia y gravedad. El equipo multidisciplinario haciendo uso de su experiencia y conocimientos clasificará el nivel de frecuencia y gravedad de las consecuencias para determinar en orden jerárquico, las recomendaciones y definir el índice de riesgo del evento con la ayuda de las matrices de riesgos.



Para iniciar con el estudio HazOp, es necesario contar con los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's) actualizados y que el equipo multidisciplinario haya entendido la operación normal de la planta. El HazOp debe ser conducido por un coordinador, facilitador o guía del equipo, con experiencia en realizar estudios HazOp's, quien promoverá la creatividad para aplicar las palabras guía, con el objeto de identificar el problema.

Una vez cubiertos los puntos anteriores, se procede a dividir el proceso en circuitos. A su vez, los circuitos serán divididos en nodos. Los nodos son partes del proceso lo suficientemente pequeños para ser significativos y lo suficientemente grandes para poderse manejar, es decir, se considera como nodo un equipo con sus líneas de alimentación y descarga o aquella parte del proceso en la cual un parámetro de la operación varía.

Posteriormente se selecciona un nodo y se determinan los parámetros del mismo. A cada uno de los parámetros se le aplicarán las palabras guía que lo "modifican". Al aplicar una palabra guía al parámetro se obtiene una desviación, por ejemplo si el parámetro es flujo y la palabra guía es menos, la desviación será menos flujo. Para cada desviación hay que:

- ◆ Identificar causas.
- ◆ Para cada causa, determinar consecuencias asumiendo que fallan todas las protecciones o no existen.
- ◆ Listar las salvaguardas y protecciones.
- ◆ Determinar el nivel de riesgo para cada causa, considerando la frecuencia con la que se da la causa y la gravedad de la consecuencia.
- ◆ Hacer recomendaciones para minimizar el riesgo, ya sea realizándolas para disminuir la frecuencia de la causa o para disminuir la gravedad de la consecuencia.

El riesgo es la probabilidad de daño y está en función de la frecuencia y de la gravedad. El índice o número de riesgo permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones a implementar deberá usar una matriz de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad o gravedad de las consecuencias del mismo.

La frecuencia de una causa la establecerá el equipo multidisciplinario, de acuerdo a su experiencia, en cualquiera de los siguientes rubros:

Num.	Frecuencia	Descripción
1	Frecuente	Ocurre más de una vez al año.
2	Ocasional	Ha ocurrido varias veces durante la vida de la planta.
3	Posible	Se espera que ocurra no más de una vez en la vida de la planta.
4	Improbable	No se espera que ocurra en la vida de la planta.

Tabla 4. Niveles de frecuencia.<sup>(3)</sup>

La gravedad de la consecuencia también la determinará el equipo multidisciplinario, según su experiencia, considerando los siguientes parámetros:

Num.	Gravedad	Aspecto	Descripción
1	Catastrófico	Personas	Pérdida de una o más vidas fuera de la refinería
		Instalaciones	Daños por más de \$25,000,000
		Medio Ambiente	Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de la refinería
2	Mayor	Personas	Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000
		Medio Ambiente	Fuga mayor que no requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de más de una planta
3	Significativo	Personas	Varios lesionados dentro de la refinería
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$250,000 y \$2,500,000
		Medio Ambiente	Fuga menor que requiere limpieza dentro de la refinería
		Operación	Paro de una planta
4	Importante	Personas	Un lesionado dentro de la refinería
		Instalaciones	Daños por menos de \$250,000
		Medio Ambiente	Fuga menor
		Operación	Paro del equipo o sección de planta

Tabla 5. Niveles de gravedad.<sup>(4)</sup>



#### d) Análisis What If...?

El análisis "¿Qué pasa si...?" es comparativamente mucho menos estructurado que el análisis HazOp, aunque su aplicación presente unas analogías evidentes. Debido a la falta de estructuración, se requiere una mayor experiencia por parte de los integrantes del equipo que lo llevan a cabo, ya que de lo contrario habrá probables omisiones importantes.

El objetivo de un análisis "¿Qué pasa si...?" es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Este análisis utiliza la pregunta "¿qué pasa si...?", cuestionando hipotéticamente cualquier evento. Requiere de mayor experiencia en el área de accidentes y peligros potenciales, pues es menos estructurada y más fácil de emplear y menos tediosa que las otras, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales.

Las preguntas las realiza sobre áreas concretas (por ejemplo, seguridad eléctrica, protección contra incendios, instrumentación de un equipo determinado, almacenamiento, manejo de materiales, etc.) por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instalación, proveniente de operación y acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria. Por lo general de la aplicación de la pregunta "¿qué pasa si...?", se obtienen sugerencias de sucesos iniciadores y falla posibles, a partir de los cuales se puede producir una desviación peligrosa.

El análisis "¿Qué pasa si...?" se aplica para evaluar el campo de sistemas de protección de proceso y es un método de análisis de riesgos general que difiere de otros porque no es tan rígido y sistemático, pues supone que ocurre una falla sin considerar que fue lo que la causó. Puede aplicarse tanto a una sección del proceso como a toda la industria.

#### e) Análisis de Árbol de Eventos (ETA)

El análisis de árbol de eventos (ETA del inglés Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un evento determinado. No interesa tanto en este caso estudiar como puede originarse el evento iniciador, sino cuáles son sus posibles resultados.

Por tanto, en el análisis ETA se hace énfasis en un evento inicial que se supone que ya ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho evento inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final.



Esta técnica es especialmente adecuada para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente. Es decir permite analizar los escenarios posibles y establecer entre ellos una jerarquía en cuanto a su gravedad y probabilidad, seleccionar situaciones de emergencia para evaluación cuantitativa y preparar respuestas a las mismas.

El análisis de árbol de eventos se lleva a cabo con el siguiente esquema:

- ◆ Identificación de eventos iniciadores relevantes.
- ◆ Identificación de las funciones de seguridad diseñadas para responder al evento iniciador.
- ◆ Construcción del árbol de eventos.
- ◆ Descripción de las cadenas de acontecimientos resultantes.

El evento iniciador puede ser cualquier desviación, provocada por una falla de equipo o por un error humano.

#### **f) Análisis de Árbol de Fallas (FTA)**

El análisis de árbol de fallas (FTA del inglés Fault Tree Analysis) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad o la frecuencia con que puede ocurrir un evento indeseable, que llamaremos evento culminante o escenario potencial de accidente.

El evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de un equipo, de sus componentes o fallas del operador. La probabilidad o frecuencia del evento culminante se determina sumando las frecuencias o las probabilidades y multiplicando las probabilidades con probabilidades o las probabilidades con frecuencias pero nunca multiplicando las frecuencias con frecuencias.

La técnica FTA usa puertas de entrada y salida, las cuales son representadas por símbolos y por las letras "Y" (que representa el producto) y "O" (que representa la suma). Como una herramienta cuantitativa, el análisis de árbol de fallas (FTA) es muy usado porque reduce la posibilidad del evento culminante al determinar las fallas y errores que se pudieran causar dentro de este evento, además de que también nos muestra como interactúan y como, de acuerdo a la probabilidad de cada uno de ellos, determinan la probabilidad de ocurrencia del evento culminante.

El FTA puede ser usado durante el diseño, modificación, operación o mantenimiento de instalaciones. Puede ser de especial utilidad en el análisis de procesos nuevos o desconocidos de los cuales no existe historia, pero existe base de datos confiable de otras instalaciones similares.

Este análisis calcula la probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante y es una de las técnicas más utilizadas en la industria química ya que puede aplicarse a un solo sistema o sistemas interconectados. Los símbolos usados para las compuertas de entrada "Y" es un punto "•" de producto y "O" es el signo + de suma, otros símbolos utilizados se describen en la tabla 6.







Símbolos	Significado
	<b>Sucesos Intermedios</b> Resultan de la interacción de otros sucesos, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	<b>Sucesos Básicos</b> Constituyen la base de la "raíz" del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	<b>Sucesos no desarrollados</b> No son sucesos básicos pero podrían desarrollarse más aunque no se considera necesario.
	<b>Puerta "y"</b> Representa la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	<b>Puerta "o"</b> Representa la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más de los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	<b>Condición Externa:</b> Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas.

Tabla 6. Símbolos utilizados en el Árbol de Fallas.

#### g) Análisis de Modos de Falla, Efectos y Criticidad (FMECA)

El análisis de modos de falla, efectos y criticidad *FMECA* (*Failure Mode, Effects and Criticality Analysis*) compara en una tabla los equipos de la planta o del sistema, de acuerdo a sus modos de falla, el efecto que acompaña a cada situación de falla que se puede presentar y una clasificación de criticidad de todos los modos.

El modo de falla es una descripción de como falla el equipo (abierto, cerrado, arranque, paro, fugas, etc.); su efecto es la respuesta del sistema o la consecuencia resultante de la falla. De esta forma el análisis *FMECA* identifica modos de fallas simples, que directamente o formando parte de una sucesión de los mismos da lugar al accidente.



Este método normalmente no examina el posible error humano del operador, sin embargo los efectos de una operación incorrecta son habitualmente descritos como una situación de falla del equipo. El análisis *FMECA* no es efectivo para identificar combinaciones de fallas que den lugar al accidente.

#### **h) Análisis de Modalidades de Falla y sus Efectos (FMEA)**

El análisis de modos de fallas y sus efectos (FMEA del inglés Failure Modes and Effects Analysis) consiste en un diagnóstico de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que una falla de los mismos puede tener sobre el sistema. Es un análisis sistemático, que se realiza poniendo interés en fallas de funcionamiento de componentes.

En el contexto de este análisis, una modalidad de falla es un síntoma, una condición o un modo de operación asociado a la falla de un componente. El modo de falla puede identificarse como una pérdida de la función del componente (deja de actuar), funciona prematuramente, fuera de tolerancia o una característica física indeseada, por ejemplo una fuga pequeña. En el análisis FMEA todos los modos conocidos de falla de los componentes se consideran por turnos, y las consecuencias de falla son analizadas y registradas.

#### **i) Lista de Verificación (Checklist)**

La lista de verificación es una técnica en donde el analista usa una lista de términos específicos que identifican peligros típicos, como diferencias de diseño y accidentes potenciales asociados con los procesos y equipos de operación. Esta técnica evalúa materiales, equipos y procedimientos; preferentemente evalúa un diseño específico, del cual una industria o compañía tiene suficientes experiencias y desea desarrollar un nuevo proceso para eliminar peligros que se hayan efectuado a través de los años de operación de un sistema similar.

Las mismas compañías que elaboran el producto o construyen la planta, realizan sus propias listas de verificación. La experiencia acumulada del personal de la planta sirve de base para comparar el estado de un sistema en referencia al sistema en estado normal u óptimo. Permitiendo identificar las áreas carentes de seguridad o áreas que requieren de mayor estudio.

Así mismo, se utilizan para comprobar el cumplimiento de estándares de diseño y de regulaciones de seguridad. Puede ser empleada en cualquier etapa del proyecto o en las instalaciones de un proceso existente.





La comprueba un ingeniero experto y familiarizado con el funcionamiento de las instalaciones y procedimientos, normas y reglamentos de seguridad. Una vez realizada la lista deberá auditarse y actualizarse.

Sus resultados incluyen la identificación de procesos, sus variables críticas, procedimientos, normas de seguridad, cumplimientos con estándares, y la identificación de situaciones que requieren una evaluación detallada.

#### **j) Análisis de Error Humano**

Es una evaluación sistemática de los factores que influyen en el comportamiento y desempeño de las personas del área en la planta. El propósito de este análisis es localizar áreas o situaciones en las cuales la persona encargada está expuesta a tomar decisiones impropias que podrían conducir a un evento indeseable.

#### **k) Índice Dow/Mond de Incendio y Explosión**

Los índices *Dow/Mond* son un método útil que proporciona una jerarquización (*ranking*) o índice relativo de los riesgos inherentes a la planta en cuestión, particularmente para incendios y explosiones. El método está basado en la idea de asignar penalizaciones y bonificaciones según las características de la planta.

Las penalizaciones se asignan a condiciones de la unidad/planta que puede contribuir a que ocurra un accidente: las características de la reacción, severidad de parámetros de operación, cantidad de producto involucrado, efectos dominó, etc. Las bonificaciones se asignan a las características de la unidad que puedan mitigar los posibles accidentes: condiciones de seguridad de la unidad, sistema de emergencia, control, contención, protección contra incendios, etc.

Evalúan niveles de manera general de los riesgos de diversas áreas de un proceso y señala en cuales se debe poner más atención para realizar un análisis mas profundo. Estos análisis toman en cuenta factores relacionados con el proceso y condiciones de la planta, a fin de señalar las áreas de mayor riesgo.

Entre estos factores se tienen las condiciones de operación como: presión, temperatura, las características de materiales utilizados como: explosivos, tóxicos, inflamables, reactivos, corrosivos y biológico-infecciosos; factores característicos del proceso como: que el proceso sea endotérmico, exotérmico, los tipos de reacciones, los volúmenes de producción, etc.



Además toma en cuenta las normas y códigos de diseño, fabricación, instalación, operación aplicables a equipos y líneas de proceso; finalmente se enfoca en las medidas de seguridad y planes de emergencia como: procedimientos de paro de emergencia, equipos de emergencia, etc.

## II.B ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

El análisis de consecuencias (AC) es una técnica que sirve para identificar las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas y así poder cuantificar tanto la magnitud como el alcance de sus factores sobre las personas, el equipo y el ambiente.

Los efectos evaluados son aquellos que se derivan de la toxicidad de las sustancias, de los problemas de sobrepresión y de los altos niveles de radiación térmica producidos por la combustión de materiales inflamables.

Un análisis de consecuencias (AC) se puede desarrollar a través de seis etapas:

- ◆ La selección de los eventos indeseables que se pueden suscitar.
- ◆ La especificación de los escenarios.
- ◆ La determinación de la mecánica de liberación o de exposición del material (tóxico, flamable o explosivo).
- ◆ La determinación de la dispersión de material.
- ◆ La cuantificación de las consecuencias sobre el entorno.
- ◆ La formulación de las recomendaciones.
- ◆ La documentación de análisis de consecuencias.

Mediante el análisis de consecuencias se pueden estimar de manera cuantitativa los daños que provocaría un accidente tanto a personas como a sus bienes. Esta estimación se realiza utilizando una serie de modelos matemáticos que han sido desarrollados para simplificar los mecanismos por los cuales se da un accidente. Estos modelos requieren de la disponibilidad de la siguiente información:

- ◆ Propiedades físicas y químicas de las sustancias.
- ◆ Propiedades del contenedor de almacenamiento.
- ◆ Características del lugar de estudio, por ejemplo, las condiciones climáticas.



### **a) Selección de los Eventos Indeseables a Analizar**

Los eventos indeseados que involucran sustancias peligrosas son analizados mediante el análisis de consecuencias. La selección de eventos se hace a partir de los resultados del estudio HazOp, del juicio del analista de riesgos o de la evaluación de un encabezado de un árbol de eventos.

### **b) Determinación de la Mecánica de Liberación o Exposición del Material**

Una sustancia tóxica o inflamable implica un peligro si se libera o se pierde su contención ya que puede provocar daños al medio ambiente, las personas, a equipos, etc. pues quedan expuestos a sus efectos.

En esta etapa se busca predecir, mediante modelos de dinámica de fluidos, a partir de las características del escenario, los parámetros que definen los detalles de la liberación. Es importante determinar, entre otros parámetros, los que se refieren a la composición de fase, a la velocidad y al flujo de escape; así como también a la temperatura, la presión y el volumen específico. Los cálculos que se deben realizar en esta etapa son largos y repetitivos, por lo que es necesario emplear programas de cómputo.

### **c) Determinación de la Dispersión del Material**

Una vez liberada la sustancia peligrosa, existe la posibilidad de que se forme una nube que se dispersa a medida que avanza. Por una parte, al viajar cubre mayores distancias, y por otra, a medida que viaja se diluye. La determinación de la dispersión del material se puede determinar calculando el perfil de concentración de la nube.

Para conocer el alcance de concentraciones peligrosas, ya sea por su toxicidad o porque se pueden generar mezclas inflamables con el aire y encontrar fuentes de ignición. Para esta última contingencia se deben conocer los perfiles de la energía térmica y de la sobrepresión, suponiendo que ocurre la ignición de la mezcla inflamable.

De la misma forma que en la etapa anterior, los perfiles de concentración de la energía térmica y de la sobrepresión, se calculan empleando modelos de dispersión, de incendios y de explosiones.



#### d) Cuantificación de las Consecuencias Sobre el Entorno

En esta etapa se estima el daño que el evento analizado podría infringir a personas, equipo y ambiente. Esto se hace a partir de los perfiles de la concentración, de la intensidad de la radiación y de la sobrepresión obtenidos en la etapa anterior, así como de la forma complementaria de evaluar: relación magnitud-efecto. Las relaciones magnitud-efecto son reportes tabulares que asocian la intensidad de las variables, radiación, sobrepresión o concentración, con consecuencias conocidas de forma experimental y publicadas por diversos organismos internacionales, tales como el Instituto Mexicano del Petróleo y el Banco Mundial.

Para materiales tóxicos, en forma adicional, se emplean los índices de toxicidad que publican diversas agencias de varios países, tales como los (TLV del inglés *Threshold Limit Values*) y el Inmediatamente Peligrosos para la Vida y la Salud (IDLH del inglés *Immediately Dangerous for Life or Health*).

#### e) Modelos de Accidentes

Los accidentes de gran magnitud que pueden tener lugar en una industria están casi siempre asociados a la pérdida de contención de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido. En función del estado del mismo y de sus características, puede producirse un incendio, una nube tóxica o inflamable, etc.

Si el producto es combustible, puede tener lugar directamente un incendio del líquido vertido, o puede formarse una nube que podrá inflamarse si encuentra un punto de ignición, con la consiguiente explosión; ésta originará una onda de choque, la sobrepresión producida puede destruir otras instalaciones, provocando nuevos escapes (efecto "dominó"). Si el producto es tóxico, la nube formada puede simplemente dispersarse en la atmósfera (si es menos pesada que el aire o si las condiciones atmosféricas son favorables) o puede desplazarse a ras del suelo, con el consiguiente peligro para la población.

Si el escape es una mezcla de líquido y vapor, como suele suceder en el caso de los gases licuados a presión, es probable la formación de una nube más pesada que el aire, con las mismas consecuencias que en el caso anterior.

Hay que tener en cuenta que en un accidente pueden encontrarse simultáneamente los efectos de incendio, explosión, etc. Así mismo, pueden ocurrir una serie de accidentes en cadena (efecto dominó). La magnitud de las consecuencias de un determinado accidente dependerá de una serie de factores (inventario, energía contenida en el sistema, tiempo que dura el accidente, grado de exposición) que deberán ser contemplados en el análisis de riesgos.



Mediante modelos de cálculo podemos evaluar los siguientes escenarios accidentales:

1. Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo térmico:
  - Incendio de charco (*POOL FIRE*).
  - Llamarada (*FLASH FIRE*).
  - Dardo de fuego (*JET FIRE*).
  - *BLEVE* o Bola de fuego (*FIREBALL*).
  
2. Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo mecánico:
  - Explosión de nube inflamable no confinada (*UVCE*).
  - Explosión confinada de vapores (*CVE*).
  - Estallido de recipiente a presión.
  - Explosión *BLEVE*.
  
3. Escenarios que determinan fenómenos peligrosos asociados a la concentración de la sustancia emitida en el ambiente (de tipo térmico para sustancias inflamables y de tipo químico para sustancias tóxicas)
  - Chorro turbulento (*JET*).
  - Dispersión instantánea (bocanada).
  - Dispersión continua (emisión prolongada en el tiempo).
  - Dispersión transitoria (emisión limitada en el tiempo, a menudo variable).
  - Dispersión neutra o *Gaussiana* (dispersión de gases o vapores con densidad similar al aire).
  - Dispersión de gases pesados (la gravedad influencia de manera destacada la evolución de la nube en los primeros momentos).

#### f) Definición de Eventos Catastróficos.

A continuación se describirán los tipos de eventos que pueden ocurrir como resultado de la descarga de un líquido presionado, un líquido no presurizado y de un vapor o gas presurizado.

**FLASH FIRE:** Cuando un material volátil e inflamable es descargado a la atmósfera, se forma una nube de vapor y se dispersa. Si el vapor resultante se encuentra con una fuente de ignición antes de que la dilución de la nube sea menor al límite inferior de inflamabilidad, ocurre el Flash Fire. Las consecuencias primarias de un Flash Fire son las radiaciones térmicas generadas durante el proceso de combustión, este proceso tiene una corta duración y los daños son de baja intensidad.



**JET FIRE:** Si un gas licuado o comprimido es descargado de un tanque de almacenamiento o una tubería, el material descargado a través de un orificio o ruptura formará una descarga a presión del tipo chorro "Gas Jet", que entra y se mezcla con el aire del medio ambiente. Si el material entrara en contacto con una fuente de ignición, entonces ocurre un Jet Fire o chorro de fuego.

**POOL FIRE:** Cuando un líquido inflamable se fuga de un tanque de almacenamiento o una tubería, se forma una alberca o charco. Al estar formándose el charco, parte del líquido se comienza a evaporar siempre y cuando los vapores se encuentren sobre su límite inferior de inflamabilidad y con una fuente de ignición se forma un incendio del charco.

**FIREBALL:** El evento de Fireball o bola de fuego resulta de la ignición de una mezcla líquido/vapor inflamable y sobrecalentada que es descargada a la atmósfera. El evento de Fireball ocurre frecuentemente seguido a una Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición "BLEVE".

**BLEVE:** La Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición, ocurre cuando en forma repentina se pierde el confinamiento de un recipiente que contiene un líquido sobrecalentado o un licuado a presión. La causa inicial de una BLEVE es usualmente un fuego externo impactando sobre las paredes del recipiente sobre el nivel del líquido, esto hace fallar el material y permite la repentina ruptura de las paredes del tanque.

Una BLEVE puede ocurrir como resultado de cualquier mecanismo que ocasione la falla repentina de un recipiente y permita que el líquido sobrecalentado flashee o se evapore súbitamente. Si el material líquido/vapor descargado es inflamable, la ignición de la mezcla puede resultar en un Fireball.

**VCE:** Explosión por una Nube de Vapor "VCE", puede definirse simplemente como una explosión que ocurre en el aire y causa daños de sobrepresión. Comienza con una descarga de una gran cantidad de líquido o gas vaporizado de un tanque o tubería y se dispersa en la atmósfera, de toda la masa de gas que se dispersa sólo una parte de esta se encuentra dentro de los límites superior e inferior de explosividad, y esa masa es la que después de encontrar una fuente de ignición genera sobrepresiones por la explosión. Este evento se puede generar tanto en lugares confinados como en no confinados.

**Explosión:** Una explosión es una descarga de energía que causa un cambio transitorio en la densidad, presión y velocidad del aire alrededor del punto de descarga de energía. Existen explosiones físicas, que son aquellas que se originan de un fenómeno estrictamente físico como una ruptura de un tanque presurizado o una BLEVE.



El otro tipo es la explosión química, las cuales tienen su origen en una reacción química como la combustión de un gas inflamable en el aire.

**Nube Tóxica:** En los casos en que una fuga de material tóxico no sea detectada y controlada a tiempo, se corre el riesgo de la formación de una nube de gas tóxica que se dispersará en dirección de los vientos dominantes, y su concentración variará en función inversa a la distancia que recorra. Los efectos tóxicos de exponerse a estos materiales dependen de la concentración del material en el aire y de su toxicidad.

#### g) Elementos que Originan un Incendio o Explosión.

Para que ocurra un incendio o una explosión en una planta industrial deben de conjuntarse simultáneamente tres elementos que son:

- ♦ La presencia de un gas combustible.
- ♦ La presencia de aire cuyo oxígeno carbura al combustible para que pueda quemarse.
- ♦ La presencia de una fuente de ignición, como por ejemplo: la flama de un soplete de soldadura autógena, o de una chispa de arco eléctrico para soldar, o la punta de un cigarro encendido, o un cerillo.

**FUENTE DE IGNICIÓN.** Es el agente encargado del proceso de combustión (fuego y/o incendio), las principales fuentes de ignición son:

- ° **Flamas abiertas:** Cerillos, sopletes, quemadores, etc.

Chispas producidas por fricción (encendedores, esmeriles, discos abrasivos, golpes de metales etc.). Chispas eléctricas de baja tensión (hasta 120 vlt). Chispas eléctricas de alta tensión (hasta 220 vlt y mayores). Rayos de descarga atmosférica provenientes de nubes cargadas con electricidad estática. Chispas eléctricas estáticas (en descarga de líquidos, fricción, aire y telas sintéticas o seda, con láminas, etc.).

- ° **Superficies calientes:** Cigarros, parrillas, rebabas de fundición y cortes de metales cubiertas de calentadores, calderas, tuberías de fondo de torres, reactores, compresores etc.

- ° **Reacciones químicas:** Agentes oxidantes con combustible, reacciones exotérmicas. Radiación solar, etc.



Por otra parte es preciso diferenciar entre lo que es una explosión y lo que es una detonación.

- **Explosión:** Es la combustión súbita que a diferencia del fuego abierto presenta en espacio confinado y/o encerrado.
- **Detonación:** Se conoce con éste nombre el sonido que produce la alta velocidad de propagación de la flama que procede a la explosión.

#### h) Propiedades Importantes de Algunos Combustibles.

##### Temperatura de inflamación:

- ✓ Gasolina -50°C
- ✓ Kerosina +50°C
- ✓ Diesel +60°C

##### Densidad de vapores:

- ✓ Gasolina 3.5 veces más pesado que el aire.

##### Límites de explosividad:

- ✓ Gasolina 1.4 – 7.6% vol.
- ✓ Butano 1.6 – 6.5% vol.
- ✓ Propano 2.3 – 7.3% vol.
- ✓ Sulfhídrico 4.3 – 45.5% vol.
- ✓ Amoniaco 16.0 – 25.0% vol.
- ✓ Hidrógeno 4.1 – 74.2% vol.





### III TRABAJO DE CAMPO

#### III.A SELECCIÓN DE MÉTODOS PARA EL ANÁLISIS DE RIESGOS

Como ya se a mencionado existe una serie de métodos para hacer análisis de riesgos los cuales son muy diferentes, ninguno de estos métodos son generalmente aplicables o correctos, en su mayoría tienen ventajas y desventajas en cuanto a objeto, herramientas, alcances y resultados.

Los métodos más adecuados para la etapa final de diseño o durante la operación de un proceso pueden ser los análisis de modos de fallas y efectos (FMEA), análisis ¿Qué pasa si...? (What-if) y análisis de riesgos y operabilidad (HazOp), ya que requieren información y documentos más desarrollados como los diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's). La selección depende de la etapa de desarrollo del proceso, así, durante el diseño y construcción los métodos más apropiados son: análisis preliminar de peligros, listas de verificación e índices de riesgos (Dow y Mond). Estos ayudan a establecer niveles relativos de los peligros potenciales de un proceso. Cada una de estas técnicas nos ayuda a descubrir eventos inusuales o inesperados que a pesar de tener una baja probabilidad de que ocurran, tienen consecuencias potencialmente severas. El uso de estas técnicas nos ayuda a descubrir habilidades considerables como conocimientos de diferentes especialidades. En el caso concreto de las técnicas matemáticas y probabilísticas como árbol de fallas y árbol de eventos pueden ser herramientas muy poderosas, pero requieren más destreza y recursos. Estos métodos son particularmente efectivos para revisar procesos complejos en los cuales existen sistemas independientes y sus interacciones. Con suficientes bases de datos existentes, estas técnicas pueden cuantificar estimados de la frecuencia de ocurrencia de escenarios específicos. Por lo tanto, para seleccionar las técnicas utilizadas en este estudio, será de acuerdo al criterio de disponibilidad de herramientas para efectuarlo, al alcance y tipo de resultados, etapa de desarrollo y complejidad.

#### III.B. APLICACIONES DE LA TÉCNICA HAZOP EN LA INDUSTRIA

La técnica del HazOp se empezó a utilizar más ampliamente después del desastre de Flixborough, en el cual, una explosión en una planta química mató a 28 personas, la mayoría de las cuales eran vecinos de la planta.

A través del intercambio de ideas y personal, la metodología se adoptó por la industria de petróleo, que tiene un potencial similar de desastres mayores.



Las industrias del agua y alimentos, fueron las siguientes, donde el riesgo potencial es grande, pero de una naturaleza diferente, donde hay más preocupación con la contaminación, en lugar de las emisiones químicas o explosiones.

La seguridad y confiabilidad en el diseño de una planta se apoyan en la aplicación de diversos códigos de práctica, códigos de diseño y estándares. Estos representan, la acumulación de conocimiento y experiencia de individuos expertos y de la industria como un todo. Tales aplicaciones, están respaldadas por la experiencia de los ingenieros involucrados, quienes pudieron haber previamente trabajado en el diseño, instalación y operación de plantas similares.

Sin embargo, aunque se considera que estos códigos de práctica son extremadamente valiosos, es importante complementarlos con una anticipación imaginativa de las desviaciones que pudieran ocurrir, debido, por ejemplo, al mal funcionamiento del equipo o errores del operador

Además, la mayoría de las compañías, admiten el hecho de que para una nueva planta, el personal de diseño, actúa bajo presión, para cumplir con los tiempos de entrega. Esta presión, generalmente resulta en errores y omisiones.

Un estudio HazOp, es una oportunidad para corregir estos, antes de que tales cambios se hagan demasiado caros o imposibles de llevar al cabo. Aunque no hay estadísticas para verificarlo, se cree que la metodología HazOp, es quizás la ayuda más ampliamente utilizada, para prevención de pérdidas. Las razones para esto se pueden resumir en lo siguiente:

- ◆ Es fácil de aprender
- ◆ Se puede fácilmente adaptar a casi todas las operaciones de una industria de procesos.
- ◆ No se requiere un nivel académico especial para participar en el estudio.

### III.C PRINCIPALES COMPONENTES DE UNA PLANTA DE PROCESO

Las principales plantas de proceso, están diseñadas para obtener un producto deseado, mediante la combinación de varias operaciones unitarias.

En la refinación de petróleo y la industria petroquímica, son utilizados un gran número de procesos, basados en las propiedades físicas y químicas del crudo, para la obtención de una enorme variedad de productos químicos, por ejemplo la hidrosulfuración, desintegración catalítica, reformación catalítica, la isomerización de pentanos y hexanos, etc.



Los principales equipos componentes de las Plantas de Proceso son:

- ✓ Sistemas de tuberías integrales, incluyendo los arreglos apropiados para válvulas y equipo de control que lo componen.
- ✓ Recipientes.
- ✓ Reactores.
- ✓ Bombas y compresores.
- ✓ Cambiadores de calor, de diversas funciones como intercambio térmico, calentamiento, enfriamiento, condensación y refrigeración.
- ✓ Columnas de destilación y de agotamiento.
- ✓ Columnas de absorción.
- ✓ Sistemas eléctricos integrados por gran diversidad de componentes, como subestaciones eléctricas, centros de control de motores, interruptores, alarmas, sistemas de iluminación etc

Normalmente las plantas de proceso modernas comprenden un sistema de control automático formado por numerosos elementos primarios de medición y de control (medidores primarios, transmisores y válvulas automáticas) más un sistema de control distribuido.

El sistema de control distribuido (SCD), está formado por consolas integradas con pantallas o monitores de rayos catódicos donde puede leer información de las variables del proceso, diagramas de flujo con valor de las variables de tiempo real, consta de un tablero luminoso de alarmas para indicar la salida de cualquier variable de su rango de control o una emergencia en la planta.

También una o dos impresoras para la recolección de datos (log sheets) y preparación de reportes, etc., asimismo, posee gabinetes para la entrada y salida de señales de información y comandos, finalmente una computadora que como cerebro electrónico ordena las señales de información y los comandos mediante un "software" o modelo matemático, todo organizado para realizar la vigilancia permanente en la planta.

### III.D PRODUCTOS PRINCIPALES EN UNA DE LA PLANTA DE PROCESO

En una refinería se procesa el petróleo crudo para obtener una serie de productos utilizados fundamentalmente como fuentes de energía. El alma de una refinería es la destilación del crudo con lo cual se separan los productos llamados de destilación atmosférica o primaria que son:



- Gases.
- Diesel.
- Gas L.P..
- Gasóleo Pesado.
- Naftas.
- Residuo Primario.
- Keroseno.

Estos productos son a su vez procesados en otras instalaciones que los transportan, purifican y mezclan en las cantidades adecuadas para convertirlos en productos acabados que cumplen con las especificaciones y quedan preparados para su venta como:

- Propano.
- Keroseno.
- Butano.
- Gasóleos.
- Naftas.
- Combustoleos.
- Gasolinas.

Los usos de los productos anteriores son los siguientes:

- a) **Propano y Butano:** Utilizados principalmente en la elaboración del Gas Licuado de Petróleo (L: P:), de uso domestico en: estufas, calentadores, hornos, etc.
- b) **Naftas:** Se utilizan como materia prima en plantas petroquímicas; en la fabricación de disolventes y combustibles principalmente.
- c) **Gasolinas:** Combustible para motores de combustión interna.
- d) **Kerosina:** Como combustible para motores de reacción rápida utilizados por los aviones, combustible para tractores (petróleo agrícola), y para estufas y alumbrado (llamado comúnmente petróleo).
- e) **Gasóleo:** Se utiliza en motores de inyección (motores diesel), también se utiliza una pequeña parte como combustible para calderas de calefacción.
- f) **Combustóleo:** Se utiliza como combustible en hornos y calderas de refinerías, centrales termoeléctricas.

### III.E DATOS DE PROCESO Y ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS

Los datos de proceso y planta deben permitir al analista acercarse al análisis cuantitativo, con una comprensión a fondo de los procesos químicos específicos bajo estudio y las instalaciones en las que ocurren. Esta categoría de datos cubre un muy amplio rango de áreas específicas en las que deben recopilarse las necesidades de información. Se recomienda que la recopilación de información del proceso y de la planta se haga a través de entrevistas e inspección. Las áreas en las que la información debe ser recopilada incluyen:



- Información del proceso
- Química
- Diagramas de flujo
- Bases de diseño
- Servicios
- Información de la planta
- Planos de distribución
- Especificaciones de equipo, materiales de construcción y planos detallados
- Diagramas de tubería e instrumentación
- Planos de agua para combatir incendios y drenajes
- Sistemas para el tratamiento de residuos
- Propiedades de materiales
- Lógica de control
- Fuentes de incendio
- Características de materiales y potenciales de energía
- Fuentes eléctricas
- Superficies peligrosas
- Efectos de impacto
- Operación y mantenimiento
- Instrucciones de operación
- Filosofía de operación
- Equipo de seguridad
- Filosofía y programa de mantenimiento
- Registro histórico de incidentes y mantenimiento.

Para poder representar el proceso físico-químico, se utilizan los diversos tipos de diagramas:

» *Diagrama de bloques de proceso*: indica mediante bloques las etapas clave del proceso, tanto de reacción química como de separación. Se dibujan como rectángulos los bloques que representan el tipo de operación (química o física) de cada sección de la planta. Los cuales están conectados entre sí por flechas, que indican la secuencia del flujo y contienen las condiciones de operación generales como: Temperatura, presión y fluido de la corriente por operación unitaria.

» *Diagramas de flujo de proceso (DFP)*: Representa los detalles considerablemente mayores del proceso de la planta, utilizando símbolos que representan los equipos principales del proceso. Aquí destacan las líneas de proceso que contienen: flujo, temperatura, presión y composición de cada corriente de cada equipo (reactores, torres, bombas, intercambiadores, motores, etc.).



» *Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI)*: Representa el proceso minuciosamente, especificando los detalles de cada equipo, válvula, tubería, accesorio, instrumentación y arreglo de la planta.

Muestra toda la tubería que indica las líneas del proceso (líneas gruesas) y de servicios auxiliares (líneas auxiliares) para cada equipo del proceso; las cuales contienen las válvulas, accesorios, e instrumentación con determinada simbología, así como la especificación de cada línea y las condiciones de operación (presión, temperatura, y descripción de fluidos) también incluye toda la instrumentación del proceso, para control, registro e indicación de la operación de la planta.

De estas tres maneras se representa la descripción del proceso que se efectúa en la Planta de Fraccionadora de Ligeros.

Los DTI's fueron actualizados en campo y digitalizados en *Autocad 2002*, que servirán como herramienta elemental para efectuar el análisis de riesgos, ya que no se puede realizar un análisis de un proceso del cual no se tiene la certeza de que contiene ciertos elementos (válvulas, instrumentos, by-pass, etc.).

### III.F. LA PLANTA FRACCIONADORA DE LIGEROS

La Planta Fraccionadora de Ligeros "MC" localizada en la Refinería "Francisco I. Madero" de Cd. Madero, Tamps., fue ampliada y modernizada por el Instituto Mexicano del Petróleo. La planta fue ampliada de 32,000 BPD a 38,738 BPD.

La planta procesa una carga proveniente de la Unidad Hidrosulfuradora de Naftas U-300 y tiene por objeto principal, proporcionar carga a la Planta Reformadora de Naftas U-900 (20,000 BPD), así como a la Planta Isomerizadora de Butanos U-100 (2,469 BPD) y a la Planta Isomerizadora de Pentanos-Hexanos U-200 (5,670 BPD/4,107 BPD) respectivamente, obteniéndose como subproductos propano (488 BPD), Isopentano (2,973 BPD), isohexano (3,165 BPD) y eventualmente una mezcla de pentanos. La capacidad mínima de diseño de operación de esta unidad es del 60% y la máxima es de 100%.

PEMEX-Refinación y la UNAM-Facultad de Química han estado colaborando para la realización de análisis de riesgos en las refinerías del país, a fin de evaluar e identificar las zonas de riesgo, ya que las sustancias que se manejan en el proceso son combustibles propensos a derramarse o fugarse por los equipos más críticos, como calentadores, torres y acumuladores, donde se opera a elevadas condiciones de temperatura y presión. Para ello se elaboran análisis con el fin de evaluar las áreas críticas de riesgo, para proponer las posibles soluciones y así poder aportar información para disminuir, reducir y evitar los accidentes e incidentes probables.



### III.G DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA FRACCIONADORA DE LIGEROS

La Planta Fraccionadora de Ligeros "MC" esta integrada por las siguientes secciones.

#### 1. Sección de Fraccionamiento

La alimentación, constituida por nafta desulfurada procedente de la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas U-300, se recibe en el tanque MC-D-101 a una presión de  $4.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  y una temperatura de  $93^\circ\text{C}$ , esta corriente pasa previamente a través del filtro MC-FG-101 AB, en donde se eliminan todas las partículas sólidas e impurezas que pueden ser arrastradas.

#### 2. Sección de Deshexanizado

La nafta desulfurada del tanque MC-D-101, se divide en dos corrientes equivalentes, reguladas a control de flujo. Ambas corrientes son precalentadas de  $93^\circ\text{C}$  a  $114^\circ\text{C}$  para posteriormente, enviarse a las torres deshexanizadoras. La corriente que se alimenta a la torre deshexanizadora MC-T-1, se precalienta en el precalentador de carga/fondos de torre deshexanizadora MC-E-1A-D, mientras que la corriente que se envía a la torre deshexanizadora MC-T-101 se precalienta en el precalentador de cargas/fondos de la torre deshexanizadora MC-E-101, en ambos casos las corrientes se alimentan al plato No14.

Las torres deshexanizadoras MC-T-1 y MC-T-101 cuentan con 28 platos tipo válvula y operan a  $2.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $81^\circ\text{C}$  en el domo y  $2.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $169^\circ\text{C}$  en el fondo. Estas torres tienen la finalidad de separar los hidrocarburos ligeros ( $\text{C}_2$  hasta  $\text{C}_6$ ) por el domo y naftas deshexanizada por el fondo.

El producto del domo de la torre MC-T-1, se condensa parcialmente a  $76^\circ\text{C}$  y  $1.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  en el primer condensador del domo de la torre deshexanizadora MC-E-2, para posteriormente condensarse totalmente a  $51^\circ\text{C}$  y  $1.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  en el segundo condensador MC-E-2A/B, el condensado se recibe en el acumulador de reflujo.

El tanque de reflujo MC-D-1 opera a una presión de  $1.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $51^\circ\text{C}$ . De este tanque, la corriente líquida se divide en dos corrientes, la primera es tomada por la bomba de reflujo MC-P-105/R, la cual envía el flujo a control cascada flujo/temperatura del plato No 6, como reflujo al plato No. 1 La otra corriente es succionada por medio de la bomba de carga MC-P-5/5A, a la torre despentanizadora la cual descarga a  $8.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$  y previo control de nivel, se mezcla con la corriente proveniente de la descarga de la bomba de destilado MC-P-103/R de la torre deshexanizadora B.



Por otro lado, el domo de la torre MC-T-101, se condensan totalmente a  $54^{\circ}\text{C}$  y  $1.7\text{ kg/cm}^2\text{ man.}$  en el condensador de la torre deshexanizadora B, MC-E-102A/B; recibándose el condensado en el acumulador de reflujo MC-D-103. El tanque MC-D-103 opera a  $1.7\text{ kg/cm}^2\text{ man.}$ , y  $54^{\circ}\text{C}$ . De este tanque, la corriente líquida se divide en dos corrientes; la primera es tomada por la bomba de reflujo MC-P-102/R de la torre deshexanizadora, el cual envía el flujo a control en cascada flujo/temperatura al plato No.6 como reflujo al plato No. 1.

La otra corriente es succionada por medio de la bomba de destilado MC-P-103/R de torre deshexanizadora, la cual descarga a una presión de  $8.5\text{ kg/cm}^2\text{ man.}$ , previo control de nivel del acumulador, se mezcla con la corriente proveniente de la descarga de la bomba MC-P-5/5A.

La mezcla de ambas corrientes se envía al precalentador MC-E-104 de la carga/fondos de torre despentanizadora, donde se incrementa su temperatura hasta  $75^{\circ}\text{C}$ , para posteriormente alimentarse a la torre despentanizadora MC-T-102.

Los fondos de la torre MC-T-1 son tomados por la bomba MC-P-4/4A del rehervidor de la torre y por la bomba MC-P-12 del fondo de la torre.

Las bombas MC-P-4/4A y MC-P-12 envía una corriente a control de flujo tanto al primero como al segundo rehervidor MC-F-1 y MC-F-2 respectivamente de la torre, donde se alcanza una temperatura de  $177^{\circ}\text{C}$  y una vaporización molar del 50%, a la salida de ambos rehervidores, se mezclan las corrientes para alimentarse al fondo de la misma torre.

Otra corriente tomada del mismo cabezal de descarga de las bombas se envía al precalentador de carga/fondo MC-E-1A/B de la torre deshexanizadora en donde reduce su temperatura a  $94^{\circ}\text{C}$ , mientras calienta la alimentación a la torre MC-T-1. A esta temperatura se envía al tanque de nafta deshexanizada MC-D-102. Por otro lado, el fondo de la torre MC-T-101 son tomados por la bomba MC-P-101/R del fondo de la torre deshexanizadora B, descargando dicha corriente hacia dos destinos.

La primera corriente a control de flujo se envía al rehervidor MC-H-101 de la torre B, donde alcanza una temperatura de  $177^{\circ}\text{C}$  y una vaporización molar de 50%, retornando a estas condiciones al fondo de la torre.

La segunda corriente tomada de la misma descarga de la bomba se envía al precalentador de carga/fondo MC-E-101 de la torre B, en donde disminuye su temperatura a  $113^{\circ}\text{C}$ , mientras calienta la alimentación a la torre MC-T-101, a  $113^{\circ}\text{C}$  y a control de nivel de la torre MC-T-101, se envía al tanque de nafta deshexanizada MC-D-102.





El tanque de nafta deshexanizada opera a una temperatura de  $104^{\circ}\text{C}$  y una presión de  $5.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ . La nafta deshexanizada que se recibe en el tanque MC-D-102, es enviada por medio de la bomba de nafta deshexanizada MC-P-104/R a la planta reformada U-900.

La corriente remanente de nafta deshexanizada se envía a control de nivel del tanque MC-D-102, a almacenamiento previo enfriamiento a  $38^{\circ}\text{C}$  en el enfriador de nafta deshexanizada MC-E-103A/B.

### 3. Sección de Despentanizado

La corriente de alimentación a la torre despentanizadora MC-T-102, proveniente del destilado líquido de las torres MC-T-1 y MC-T-101, es precalentada en el precalentador de carga/fondo MC-E-104 de la torre despentanizadora, - donde se incrementara hasta la temperatura requerida para alimentarse al plato No. 14 de la torre.

La torre MC-T-102 opera a una temperatura de  $86^{\circ}\text{C}$  y una presión de  $4.9 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ . en el domo y en el fondo  $133^{\circ}\text{C}$  y  $5.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ . Por el domo se separan los pentanos y más ligeros en tanto que por el fondo se obtiene una mezcla de hexanos e isohexanos.

La corriente de domos de la torre MC-T-102, se condensa totalmente en el condensador de la torre despentanizadora MC-E-105, el condensado es recibido en el acumulador de reflujo MC-D-104 de la torre despentanizadora.

El acumulador de condensado MC-D-104, opera a  $71^{\circ}\text{C}$  y  $4.6 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ . De este tanque, parte del condensado es utilizado como reflujo a la torre MC-T-102, utilizando para ello la bomba de reflujo de la torre despentanizadora MC-P-106/R, controlando el flujo de esta corriente a control cascada flujo/plato No. 5 de la torre MC-T-102.

El resto del condensado se envía como alimentación a la torre desbutanizadora MC-T-2, por medio de la bomba de destilado MC-P-107/R de la torre despentanizadora y a control de nivel del tanque MC-D-104. Los fondos de la torre se dividen en dos corrientes, una de ellas se envía al precalentador carga/fondos MC-E-109, para calentar la alimentación a la misma torre. Esta corriente se enfria hasta  $81^{\circ}\text{C}$  y a control de nivel de los fondos de la torre MC-T-102, se envía como carga a la torre desisohexanizadora MC-T-103.



Se cuenta con una línea de by-pass a la torre MC-T-103 (cuando se tenga fuera de operación o tenga problemas operacionales en la Planta de Isomerización) la cual se conecta a la línea de salida de pentanos y hexanos que va a L.B.

La otra corriente es tomada por la bomba del rehervidor MC-P-108/R de la torre despentanizadora y la envía a control de flujo al rehervidor MC-H-102 de la torre despentanizadora, donde se alcanza una temperatura de 134°C y una vaporización molar del 50% para retornar al fondo de la torre.

#### 4. Sección de Desisohexanizado

La torre desisohexanizadora MC-T-103 opera a una temperatura de 89°C y una presión de 1.4 kg/cm<sup>2</sup> man. en el domo y en el fondo 103°C y 1.8 kg/cm<sup>2</sup> man.

La torre recibe la alimentación de hexanos e isohexanos en el plato No. 22. Los domos de la torre, constituidos por isohexanos, pasan al condensador MC-E-106A/B de la torre desisohexanizadora donde se condensan totalmente, el líquido obtenido se recibe en el acumulador de reflujo MC-D-105 de la torre desisohexanizadora. El acumulador de reflujo opera a una presión de 1.1 kg/cm<sup>2</sup> man. y una temperatura de 80°C.

El condensado del acumulador MC-D-105 se envía como reflujo de la torre MC-T-103, utilizando para ello la bomba de reflujo MC-P-109/R, controlando esta corriente, con el control cascada flujo/plato No.6 de MC-T-103.

El resto del condensado se envía como isohexano producto a L.B. a control de nivel del tanque MC-D-105, por medio de la bomba MC-P-110/R de destilado de la torre desisohexanizadora previo enfriamiento en el enfriador de isohexano MC-E-107A/B, donde se disminuye su temperatura hasta 38°C. Por otro lado, los fondos de la torre MC-T-103 se dividen en dos corrientes, una de ellas se envía al rehervidor MC-H-103 de la torre desisohexanizadora, por medio de la bomba de alimentación MC-P-111/R al rehervidor de la torre desisohexanizadora, a control de flujo, donde se obtiene una temperatura de 103°C y una vaporización molar de 50%, para retornar a la torre.

A control de nivel de fondos de MC-T-103, la otra corriente de fondos se envía como n-hexano producto a la planta de isomerización U-200, utilizando la bomba MC-P-112/R de fondos de la torre desisohexanizadora previo enfriamiento en el enfriador de n-hexano MC-E-108A/B, donde se abate la temperatura a 38°C.



## 5. Sección de Desbutanizado

La corriente de destilados de la torre despentarizadora MC-T-102, es alimentada al plato No.17 de la torre desbutanizadora MC-T-105 previo calentamiento en el precalentador carga/fondos de torres desbutanizadora.

La torre MC-T-105 opera a una temperatura de 81°C y 11.6 kg/cm<sup>2</sup> man., en el domo, y en el fondo 132°C y 12 kg/cm<sup>2</sup> man. La finalidad de esta torre es separar por el domo los componentes ligeros (C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>, iC<sub>4</sub> y nC<sub>4</sub>) y por el fondo una corriente rica en pentanos (iC<sub>5</sub> – nC<sub>5</sub>).

Los vapores del domo se condensan totalmente en el condensador MC-E-116 de la torre desbutanizadora, recibiendo el condensado líquido en el acumulador de reflujo de la torre desbutanizadora MC-D-115.

El acumulador MC-D-115 opera a 11.2 kg/cm<sup>2</sup> man. y 73°C. Parte del condensado se utiliza como reflujo por medio de la bomba MC-P-116/R de reflujo de la torre desbutanizadora a control de flujo. La otra parte de condensado se envía como carga a la torre despropanizadora MC-T-3, por medio de la bomba MC-P-117/R de destilado de la torre desbutanizadora a control de nivel del acumulador MC-D-115.

La corriente de fondos de la torre se envía directamente al precalentador de carga/fondo MC-E-109 de torre desbutanizadora, donde cede su calor a la corriente de alimentación a la misma torre enfriándose a 100°C.

A una temperatura de 100°C el flujo se divide en dos corrientes equivalentes mediante un control restrictivo y lineal que regula el flujo hacia cada torre dependiendo del nivel del fondo de la torre MC-T-105, este control permite garantizar el flujo especificado a cada torre desisopentanizadora, a la vez que permite garantizar y controlar el nivel de la torre desbutanizadora.

El suministro de energía a la torre MC-T-105 se efectúa mediante el rehervidor de la torre desbutanizadora MC-E-120 (tipo termosifón) para lo cual se toma el líquido de la charola del último plato de la torre, desde donde fluye por carga hidrostática a través del rehervidor, la corriente que sale de este equipo a 132 °C y una vaporización molar de 74%, retorna al fondo de la torre.

En caso que salga de operación la Planta Isomerizadora, las torres MC-T-5 y MC-T-104 no operarán, siendo necesario enviar a L.B. la corriente de fondos de la torre MC-T-105, previo enfriamiento en el enfriador de pentanos MC-E-110, donde sale a 66°C, el enfriamiento complementario se llevara a cabo en el enfriador de pentanos/hexanos MC-E-11A/B, donde la corriente se entregara a 38°C en L. B.



## 6. Sección de Desisopentanizado

El objetivo de las torres desisopentanizadoras es separar el isopentano de n-pentano. Las torres desisopentanizadoras MC-T-5 y MC-T-104, operan a 60°C y 1.7 kg/cm<sup>2</sup> man. en el domo y en el fondo 72°C y 2.1 kg/cm<sup>2</sup> man. La corriente de alimentación de pentanos y hexanos se alimenta al plato No. 20 de ambas torres.

La corriente de vapores de los domos de la torre MC-T-5 pasa a través del condensador MC-E-18/18A de la torre desisopentanizadora, donde se condensan totalmente. El condensado se recibe en el acumulador de reflujo de la torre desisopentanizadora MC-D-7. El condensado líquido es succionado por la bomba de reflujo y producto de la torre desisopentanizadora MC-P11/11A, cuya descarga se divide en dos corrientes. Una de ellas a control de flujo se envía como reflujo a la torre MC-T-5.

La otra corriente se envía como isopentano producto a L.B. ajustando el flujo con el control de nivel del acumulador MC-D-7. Esta corriente se une con la salida de isopentano de la otra torre para enfriarse a 38°C en el enfriador de isopentano MC-E-113.

El fondo de la torre MC-T-5 es succionado por la bomba MC-P-113R de fondos de la torre desisopentanizadora y a control de nivel del fondo de la torre se envía como n-pentano producto a la Planta Isomerizadora previo enfriamiento a 38°C, en enfriador de n-pentano de la torre desisopentanizadora.

La energía necesaria para la separación es suministrada por el rehervidor MC-E-16 de la torre desisopentanizadora, para lo cual se toma el líquido de la charola del último plato de la torre, desde donde fluye por carga hidrostática a través del rehervidor, la corriente que sale de este equipo a 72°C y una vaporización molar de 86%, retorna al fondo de la torre.

Para la operación del rehervidor MC-E-16 se utiliza vapor de baja presión de 3.5 kg/cm<sup>2</sup> man.

Por otro lado la corriente de vapores del domo de la torre MC-T-104, pasan a través del condensador MC-E-112 A/B de la torre desisopentanizadora, donde se condensan totalmente. El condensado se recibe en el acumulador MC-D-106 de reflujo de la torre desisopentanizadora.

El acumulador de reflujo MC-D-106 opera a una presión de 1.4 kg/cm<sup>2</sup> man. y a una temperatura de 53°C. El líquido de este tanque es succionado por la bomba MC-P-114/R de reflujo-distilado de la torre desisopentanizadora B, cuya descarga se divide en dos corrientes. Una de ellas se envía a control de flujo como reflujo a la torre, mientras que la otra corriente a control de nivel del fondo de la torre, se envía como isopentano producto a L.B.



El isopentano producto se une con el isopentano de la otra torre para enfriarse 38°C en el enfriador de isopentano MC-E-113.

El fondo de la torre MC-T-104 es succionado por la bomba MC-P-115/R de fondos de la torre desisopentanizadora B, enviándose a control de nivel del fondo de la torre hacia la Planta Isomerizadora como n-pentano producto, previo enfriamiento en el enfriador MC-E-114 A/B de n-pentano de la torre desisopentanizadora B.

La energía necesaria para la separación es suministrada por el rehervidor MC-E-115 de la torre desisopentanizadora B, para lo cual se toma el líquido de la charola del último plato de la torre, desde donde fluye por carga hidrostática a través del rehervidor. La corriente que sale de este equipo a 72°C y una vaporización molar de 86%, retoma al fondo de la torre.

Para la operación del rehervidor MC-E-115 se utiliza vapor de baja presión de 3.5 kg/cm<sup>2</sup> man.

Al presentarse cualquier eventualidad en la torre MC-T-104, se podrá desviar la totalidad de la carga hacia el enfriador de pentano/hexano MC-E-111AB, donde se enfría la corriente de 66°C a 38°C para ser enviada a L.B.

## 7. Sección de Despropanizado

El producto destilado de la torre desbutanizadora, MC-T-105, se alimenta al plato No. 13 de la torre despropanizadora MC-T-3.

La finalidad de esta torre es separar el propano de los butanos (iC<sub>4</sub>-nC<sub>4</sub>). La torre opera a una temperatura de 55°C y a una presión de 14.8 kg/cm<sup>2</sup> man. en el domo y 98°C y 15.1 kg/cm<sup>2</sup> man. en el fondo.

El vapor de domos se condensa en el condensador MC-E-9 de la torre despropanizadora, así como en el condensador MC-E-118 complementario de la torre despropanizadora, donde se condensa totalmente. El condensado se recibe en el acumulador de reflujo MC-D-3 de la torre despropanizadora.

El acumulador MC-D-3 opera a una presión de 14.4 kg/cm<sup>2</sup> man. y a una temperatura de 48°C. El condensado de este tanque es succionado por la bomba MC-P-118/R de reflujo destilado de la torre despropanizadora cuya descarga se divide en dos corrientes:

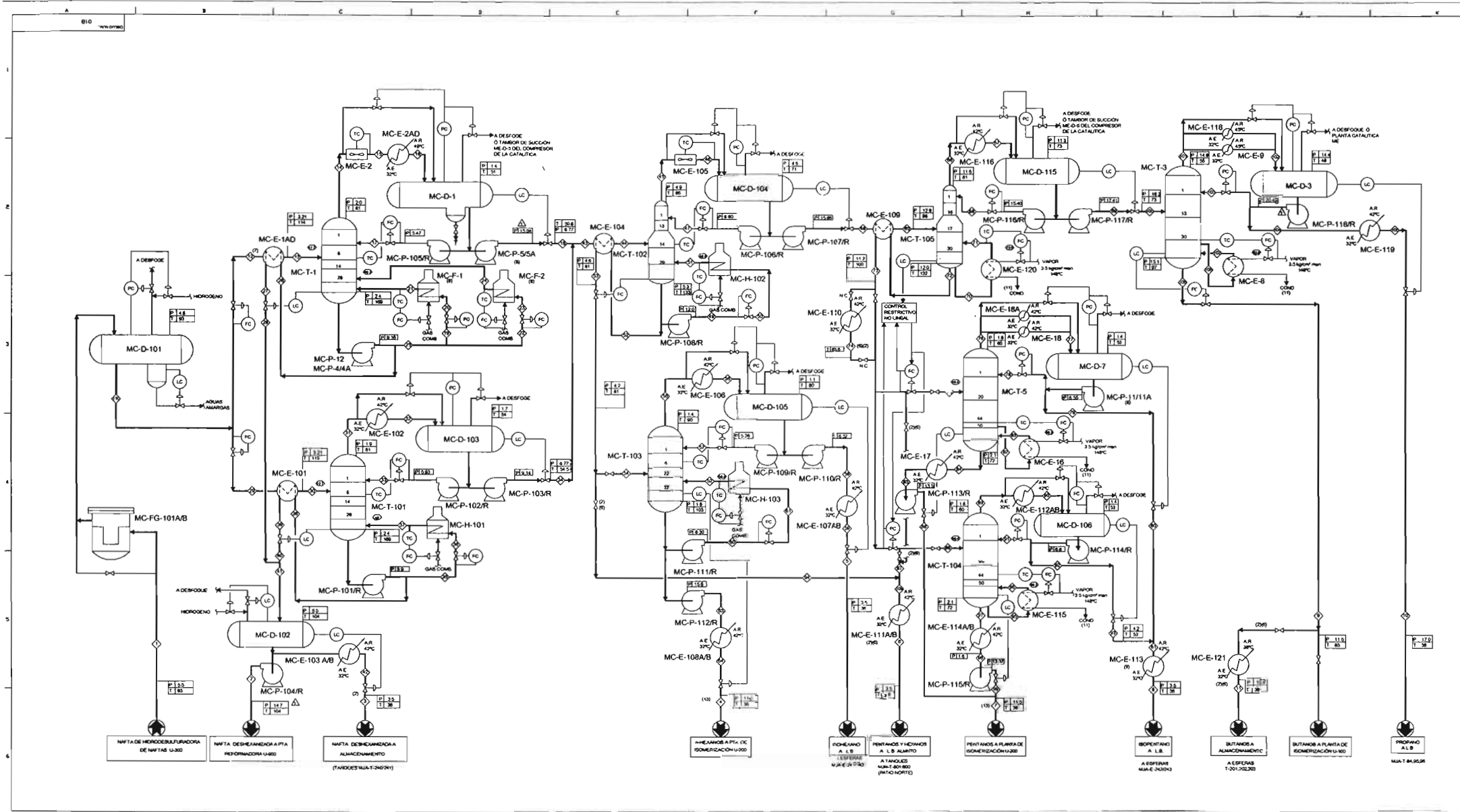


La primera se envía a control de flujo, como reflujo de la torre; la otra corriente se enfría hasta 38°C en el enfriador de propano MC-E-19, para enviarse a control de nivel del acumulador, como propano producto a L.B.

El producto de fondos se envía directamente a control cascada flujo/nivel de fondos de la torre, hacia la Planta de Isomerización U-100. En caso de paro de la Planta de Isomerización U-100 se tiene la flexibilidad de enviar el butano producto hacia almacenamiento previo enfriamiento en el enfriador de butanos MC-E-121

La energía necesaria para la separación es suministrada por el rehedidor MC-E-8 de la torre despropanizadora, el cual se alimenta de la charola de recolección colocada debajo del último plato de la torre el cual fluye por carga hidrostática, a través del rehedidor. La corriente de salida de este equipo a 98°C y una vaporización molar del 64%, retorna al fondo de la torre.

Para la operación del rehedidor MC-E-8 se utiliza vapor de baja presión de 3.5 kg/cm<sup>2</sup> man.





### III.H ETAPAS DE ELABORACIÓN DE LA TÉCNICA HazOp

Básicamente, el proceso para realizar el estudio HazOp en la Planta Fraccionadora de Ligeros consistió de:

- ❖ Buscar la mejor manera para satisfacer la necesidad de una evaluación de riesgos.
- ❖ Definir que resultados se quieren obtener y que parte del proceso o área se necesita evaluar, ya sea, por alguna modificación que se planea hacer (para saber si las medidas de seguridad existentes son suficientes) o simplemente para verificar que todo este funcionando adecuadamente. Lo anterior se logra al definir claramente los objetivos del estudio.
- ❖ Seleccionada el área a estudiar y los objetivos; se recopiló y actualizó toda la información disponible sobre el área, por ejemplo: diagramas de tubería e instrumentación, de localización de equipo, de flujo de proceso; procedimientos de operación o mantenimiento, normas vigentes, listas de válvulas de seguridad, de instrumentos habilitados y deshabilitados, etc.
- ❖ La actualización de los diagramas es muy importante porque en base a la información que proporcionan los diagramas, durante el estudio, se toman decisiones, como la de colocar o no ciertas protecciones, o de calificar con cierto nivel de riesgo de acuerdo a la instrumentación existente, etc.
- ❖ Se designó al personal de refinería que formaría parte del equipo multidisciplinario.
- ❖ Se dividió el área de estudio en "nodos" o secciones de tamaño mediano en las que no hay cambios sobre las propiedades del sistema.
- ❖ Se estimaron las horas hombre necesarias y se acordó el lugar, la fecha y el tiempo de cada sesión HazOp; además, de tramitarse los permisos necesarios para facilitar la asistencia de todo el equipo multidisciplinario.
- ❖ Es importante resaltar que la imaginación de todo el equipo multidisciplinario permitió obtener las desviaciones, causas, consecuencias, recomendaciones y niveles de riesgo para las recomendaciones que se incluyen en las hojas de registro de las sesiones HazOp.
- ❖ Se elaboró un plan de trabajo donde se tabularon todas las causas, sus respectivas recomendaciones con el nivel de riesgo otorgado y para cada recomendación se asignó el departamento responsable de llevarla a cabo en cierta fecha límite previo acuerdo. En algunos casos, la asignación de un departamento responsable no resultaba ser la mejor decisión porque la recomendación requería un seguimiento más profundo como la propuesta para desarrollar un estudio técnico-económico de factibilidad.



- ❖ Finalmente, se entregó el reporte correspondiente a cada área en su respectiva refinería con la descripción del área, diagramas de los nodos, hojas de registro de las sesiones HazOp y el plan de trabajo con las firmas de los departamentos asignados y las fechas límite de compromiso. También, se incluyeron los resultados del estudio de consecuencias aplicado a los posibles escenarios de eventos culminantes encontrados durante el HazOp.

Es muy importante reconocer que sin la participación creativa y positiva de los ingenieros de la planta (porque sólo ellos conocen a profundidad las necesidades de su área de trabajo), este o cualquier otro programa para análisis de riesgos no serviría de mucho a la planta analizada, porque se tendría una idea pero no se diagnosticarían exactamente las zonas que tienen mayores riesgos.

### III.1 MATRICES DE RIESGO

La forma en que se establecen las prioridades de las recomendaciones (con o sin programa) es mediante el uso de una **matriz de índice de riesgo** que combina la probabilidad de ocurrencia de un accidente con la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo.

Las matrices de índice de riesgo varían de acuerdo al alcance de los estudios y a las necesidades de las empresas, por ejemplo: para el estudio realizado en la Planta Fraccionadora de Ligeros se empleó la matriz que presenta los riesgos de 1 a 3 son inaceptables, de 4 son indeseables, los de 6 son aceptables con controles, mientras que del 7 al 10 son aceptables como están.

		Gravedad				
		4	3	2	1	
Frecuencia	6	4	3	1	1	
	7	6	4	3	2	
	9	7	6	4	3	
	10	9	7	6	4	

Figura 5. Matriz de índices de riesgos utilizada en el análisis HazOp.

Una vez estimado el riesgo se le asigna una letra de la A y la D para clasificar la recomendación o recomendaciones que se planteen para disminuir dicho riesgo, originando una matriz de riesgos como la que a continuación se observa.

				Gravedad					
				4	3	2	1		
C	B	A	A					1	Frecuencia
D	C	B	A					2	
D	D	C	B					3	
D	D	D	C					4	

**Figura 6. Matriz de grados de riesgo utilizada en el análisis HazOp.**

Y, el índice de riesgo se determina mediante los índices de frecuencia (accidente/año) y gravedad (pérdida/accidente) otorgados de acuerdo a las características que presente.

Es así, como, basándose en los niveles de riesgo proporcionados y en la matriz de riesgos anterior, las recomendaciones propuestas en el análisis HazOp de la Planta Fraccionadora de Ligeros pueden tener cualquiera de las siguientes prioridades.

Num	Clase	Descripción	Seguimiento
1 a 3	A	Inaceptable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 6 meses
4	B	Indeseable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 12 meses
6	C	Aceptable con controles	Debe verificarse que los procedimientos o controles estén en su lugar, en uso y que sean efectivos
7 a 10	D	Aceptable como está	No se requiere mitigar el riesgo

**Tabla 7. Criterios para la jerarquización de recomendaciones.**

### III.J DIVISIÓN DE LA PLANTA EN CIRCUITOS

A continuación, se presentan los circuitos que fueron sujetos al análisis HazOp, tales circuitos fueron seleccionados considerando su alto riesgo y su prioridad para lograr la óptima operación de la planta mismos que se encuentran en las hojas de registro del análisis HazOp, realizadas con el software HazOp Wizard®, desarrollado por el equipo de análisis de riesgos de la UNAM-Facultad de Química.



CIRCUITO 1	Carga.
CIRCUITO 2	Precalentamiento.
CIRCUITO3	Fraccionamiento.
CIRCUITO 4	Intercambio de calor.
CIRCUITO 5	Desfogue.

Tabla 8.Circuitos.

### III.K SUBDIVISIÓN DE LA PLANTA EN NODOS

Los circuitos mencionados se dividieron en nodos formando un total de 20, los cuales se enlistan a continuación:

Nodo	Descripción
1	Acumulador de carga MC-D-101.
2	Precalentamiento de carga a la torre MC-T-1 (MC-E-1A/B/C/D lado coraza).
3	Precalentamiento de carga a la torre MC-T-101 (MC-E-101 lado coraza).
4	Torre deshexanizadora MC-T-1.
5	Torre deshexanizadora MC-T-101.
6	Acumulador de nafta deshexanizada MC-D-102.
7	Intercambiador MC-E-104 (Fuera de operación).
8	Torre despentanizadora MC-T-102 (Fuera de operación).
9	Torre desisohexanizadora MC-T-103 (Fuera de operación).
10	Intercambiador MC-E-109.
11	Torre desbutanizadora MC-T-105.
12	Torre desisopentanizadora MC-T-104.
13	Torre desisopentanizadora MC-T-5 (Intermitente).
14	Torre despropanizadora MC-T-3.
15	Acumulador de baja presión MC-D-108 y líneas de desfogue.
16	Acumulador de alta presión MC-D-120 y líneas de desfogue.
17	Intercambiador MC-E-111A/B.
18	Intercambiador MC-E-113.
19	Intercambiador E-119.
20	Válvulas de seguridad de toda la planta.

Tabla 9.Nodos.

A continuación se presentan algunos de los nodos, para ejemplificar y hacer referencia del estudio y registro del análisis HazOp de la Planta Fraccionadora de Ligeros, los cuales han sido seleccionados por su nivel de frecuencia que es muy elevado. Toda protección del sistema que disminuya la gravedad en caso de un accidente, servirá de poco si no se aplica ninguna medida para bajar el nivel de frecuencia, por lo tanto se considera que estos nodos serán los más representativos para ejemplificar el estudio.

En la siguiente tabla se describen los nodos seleccionados de acuerdo al nivel de riesgo que representan según el criterio de los participantes del grupo HazOp y a continuación se anexan las hojas de riesgo HazOp.

Nodo	Descripción
1	Acumulador de carga MC-D-101.
2	Acumulador de nafta deshexanizada MC-D-102.
3	Torre disisopentanizadora MC-T-104.
4	Torre despropanizadora MC-T-3.
5	Acumulador de baja presión MC-D-108 y líneas de desfogue.
6	Acumulador de alta presión MC-D-120 y líneas de desfogue.

**Tabla 10. Nodos seleccionados de mayor riesgo.**

### III.L DESARROLLO DE LA TÉCNICA HazOP

A continuación se presenta el software con el que cuenta la Facultad de Química de la UNAM para el análisis HazOp, éste software incluye la determinación cualitativa del riesgo a partir de la señalización de la frecuencia y gravedad, que son una función de las consecuencias. El grado de frecuencia y gravedad seleccionados por el personal participante en el estudio.



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 1: Acumulador de carga D-101.

DIAGRAMAS: P-21A-084

PRODUCTO: Gasolina Hidrodesulfurada

DESVIACIÓN: Alto Nivel

LOI: 50 %

LOS: 70 %

LSI: 40 %

LSS: 80 %

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Falla de la alimentación de hidrógeno	1. Disminución de presión del acumulador D-101. 2. Se iguala la presión del acumulador D-101 con las torres T-1/101. 3. Paro de más de una planta.	1	2	3	1. Válvulas de control de flujo FV-8452/53. 2. Alarma por baja presión PAL-8452. 3. Alarma por alto nivel LAH-8451. 4. Indicador local de nivel LG-8451. 5. Rutinas de inspección en campo por parte de operación. 6. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos de control. 7. Capacitación a personal de operación y mantenimiento.	1	2	3	1. Instalar una línea de gas natural libre de impurezas (azufre) para que en caso de que falle el suministro de H <sub>2</sub> esté disponible. 2. Instalar bombas en la salida del acumulador D-101, que alimenta a las torres T-1/101 para controlar mejor el nivel en D-101 y alimentación a las torres T-1/101 3. Instalar alarma por baja presión en la entrada del cabezal de hidrógeno con señal al bunker.  <b>BPO</b> a) Continuar con los programas de mantenimiento a instrumentos de control. b) Continuar con las rutinas de inspección por parte de operación en campo c) Continuar con la capacitación a personal de operación y mantenimiento.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 1: Acumulador de carga D-101

DIAGRAMAS: P-21A-084

PRODUCTO: Gasolina Hidrodesulfurada

DESVIACIÓN: Bajo Nivel

LOI: 50 %

LOS: 70 %

LSI: 40 %

LSS: 80 %

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Envío de menos carga de la U-300.	1. Desperfilamiento de temperatura de las torres T-1/101. 2. Gasolina fuera de especificación. 3. Disminución de presión en el acumulador. 4. Paro de más de una planta. 5. Incumplimiento con el suministro de carga a las plantas HDI y U-900/901	1	2	3	1. Válvulas controladoras de flujo FV-8452 y FV-8453. 2. Alarma por bajo nivel LAL-8451. 3. Alarma por baja presión PAL-8452. 4. Indicador local de nivel LG-8451. 5. Rutinas de inspección en campo por parte de operación. 6. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y lazos de control. 7. Capacitación a personal de operación y mantenimiento. 8. Flexibilidad operativa para alimentar a la planta MC de tanques de almacenamiento.	1	2	3	1. Instalar válvula de corte rápido a la entrada del acumulador D-101 para evitar una llegada súbita de gasolina proveniente de la unidad 300, ya que opera a alta presión.  <b>BPO</b> a) Continuar con la verificación de que se cuente con gasolina dentro de especificaciones para la alimentación a la planta MC. b) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y lazo de control. c) Continuar con la capacitación a personal de operación y mantenimiento.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 1: Acumulador de carga D-101

DIAGRAMAS: P-21A-084

PRODUCTO: Gasolina Hidrodesulfurada

DESVIACIÓN: Alta Temperatura

LOI: 90 °C

LOS: 100 °C

LSI: 40 °C

LSS: 110 °C

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Alimentación de producto con alta temperatura al acumulador D-101 proveniente de la U-300.	1. Aumento de presión del acumulador D-101. 2. Relevo de válvula de seguridad PSV-8402. 3. Envío de hidrocarburos a cabezal de desfogue. 4. Fugas por debilitamiento en el cuerpo del acumulador D-101 por cambios constantes de presión y temperatura. 5. Fugas por bridas y accesorios e incendio.	1	1	1	1. Indicador de temperatura TI-8453 con señal a bunker 2. Válvula de rango dividido PV-8452B. 3. Válvula de seguridad PSV-8402. 4. Alarma por alta presión PAH-8452 con señal a bunker 5. Detectores de mezclas explosivas. 6. Sistema de aspersión por diluvio. 7. Rutinas de inspección en campo por parte de operación. 8. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos de control.	1	2	3	1. Configurar alarma por alta temperatura a la entrada del acumulador D-101. 2. Instalar válvula de corte rápido a la entrada del acumulador D-101 para evitar una llegada súbita de gasolina proveniente de la unidad 300, ya que opera a alta presión. 3. Instalar banco de intercambiadores de calor a la entrada de la planta MC, para mantener una temperatura adecuada en el acumulador D-101.  <b>BPO</b> a) Continuar con rutinas de inspección en campo por parte de operación. b) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos de control.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 1: Acumulador de carga D-101

DIAGRAMAS: P-21A-084

PRODUCTO: Gasolina Hidrodesulfurada

DESVIACIÓN: Alta Presión

LOI: 4.8 kg / cm<sup>2</sup>

LOS: 6.5 kg / cm<sup>2</sup>

LSI: 4.8 kg / cm<sup>2</sup>

LSS: 6.8 kg / cm<sup>2</sup>

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Falla en posición de abierto de válvula PCV-2704 que actualmente reduce la presión de 30 a 10 kg/cm <sup>2</sup>	1. Fuga por bridas y accesorios. 2. Apertura de las válvulas de seguridad PSV-2704/8402. 3. Envío continuo de H <sub>2</sub> al quemador elevado por línea de directo de la válvula de seguridad PSV-2704, con pérdidas económicas 4. Explosión e incendio en el acumulador de carga D-101. 5. Paro de la planta U-900 y U-300.	1	1	1	1. Válvulas de seguridad PSV-2704 en la línea y en el acumulador PSV-8402. 2. Válvula de rango dividido PV-8452A/B regulando la presión del acumulador D-101 entrada-salida. 3. Alarmas por alta presión PAH-8452 en el acumulador. 4. Indicadores locales de presión PI-2703A/B/C. 5. Mantenimiento de la válvula en paro programado de la planta. 6. Plan de respuesta a emergencias.	1	2	3	1. Instalación de un RO que cumpla con las especificaciones de seguridad, después de la válvula de globo para disminuir la presión de 60 a 30 kg/cm <sup>2</sup> . 2. Elaborar un procedimiento para la operación del circuito de H <sub>2</sub> al acumulador D-101. 3. Sustituir las válvulas PCV-2703/4 de control de presión por una válvula adecuada a las condiciones actuales de operación. 4. Colocar una válvula autorregulable al cabezal de desfogue antes de la PCV-2704 considerando que falle la válvula controladora de presión de 60 a 30 kg/cm <sup>2</sup> . BPO a) Continuar con el programa de mantenimiento de la válvula en paro programado de la planta.	A





ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 1: Acumulador de carga D-101

DIAGRAMAS: P-21A-084

PRODUCTO: Gasolina Hidrodesulfurada

DESVIACIÓN: Alta Presión

LOI: 4.8 kg / cm<sup>2</sup>

LOS: 6.5 kg / cm<sup>2</sup>

LSI: 4.8 kg / cm<sup>2</sup>

LSS: 6.8 kg / cm<sup>2</sup>

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Alimentación de producto con alta temperatura al acumulador D-101 proveniente de la U-300.	1. Aumento de temperatura en el acumulador D-101 2. Relevo de válvula de seguridad PSV-8402. 3. Envío de hidrocarburos a cabezal de desfogue. 4. Fugas por bridas, accesorios e incendio. 5. Fugas por debilitamiento en el cuerpo del acumulador D-101 por cambios constantes de presión y temperatura	1	1	1	1. Indicador de temperatura TI-8453 con señal a bunker. 2. Válvula de rango dividido PV-8452B. 3. Válvula de seguridad PSV-8402. 4. Alarma por alta presión PAH-8452 con señal a bunker. 5. Detectores de mezclas explosivas. 6. Sistema de aspersión por diluvio. 7. Rutinas de inspección en campo por parte de operación. 8. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos de control	1	2	3	1. Configurar alarma por alta temperatura a la entrada del acumulador D-101. 2. Instalar válvula de corte rápido a la entrada del acumulador D-101 para evitar una llegada súbita de gasolina proveniente de la unidad 300, ya que opera a alta presión. 3. Instalar banco de intercambiadores de calor a la entrada de la planta MC, para mantener una temperatura adecuada en el acumulador D-101.  <b>BPO</b> a) Continuar con rutinas de inspección en campo por parte de operación. b) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y lazo de control.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 2: Acumulador de nafta deshexanizada MC-D-102.

DIAGRAMAS: 084,85A,86

PRODUCTO: Gasolina Deshexanizada

DESVIACIÓN: Alto Nivel

LOI: 50 %

LOS: 70 %

LSI: 40 %

LSS: 80 %

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Falla de la alimentación de hidrógeno.	1. Disminución de presión del acumulador D-102. 2. Incumplimiento al programa de producción 3. Paro de más de una planta.	1	1	1	1. Alarma por baja presión PAL-8453. 2. Alarma por alto nivel LAH-8453. 3. Indicador local de nivel LG-8453. 4. Rutinas de inspección en campo por parte de operación. 5. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos de control. 6. Capacitación a personal de operación y mantenimiento.	1	2	3	1. Instalar una línea de gas natural libre de impurezas (azufre) para que en caso de que falle el suministro de H <sub>2</sub> este disponible. 2. Instalar bombas en la salida del acumulador D-101, que alimenta a las torres T-1/101 para controlar mejor el nivel. 3. Instalar alarma por baja presión en la entrada del cabezal de hidrógeno con señal al bunker  <b>BPO</b> a) Continuar con los programas de mantenimiento a instrumentos de control. b) Continuar con rutinas de inspección en campo por parte del personal de operación. c) Continuar con la capacitación a personal de operación y mantenimiento.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 3: Torre desisopentanizadora MC-T-104.

DIAGRAMAS: 95A,93A,94A,90A,84,95B,123

PRODUCTO: Isopentanos y pentanos más ligeros

DESVIACIÓN: Alta Temperatura

LOI: 50°C

LOS: 80°C

LSI: 40°C

LSS: 90°C

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Falla de la FV-9553 en posición de abierto (de suministro de vapor al rehedidor E-115 del fondo de la torre T-104).	1. Presionamiento de la torre T-104. 2. Pérdida de nivel en la torre T-104. 3. Disminución de nivel en D-106. 4. Desperfilamiento de productos en la torre T-104. 5. Daños a la internos de la torre T-104.	1	1	1	1. Alarma por alta presión PAH-9553 en D-106. 2. Alarma por bajo nivel LAL-9552 en T-104. 3. Alarma por alto nivel LAH-9553 en D-106. 4. Bloqueo de la válvula automática y control por su línea de directo. 5. Envío de producto no conforme a patio norte. 6. Programa de mantenimiento preventivo a válvula y lazo de control.	1	2	3	1. Revisar el diseño termodinámico de la torre T-104 para ver si se puede reducir el diámetro de la válvula FV-9353 y tener mejor control de temperatura de la torre.  <b>BPO</b> a) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas e instrumentos de control.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 4: Torre despropanizadora MC-T-3.

DIAGRAMAS: 96A,93B,96B,125,126,122

PRODUCTO: Butanos - propanos

DESVIACIÓN: Bajo Nivel

LOI: 50 %

LOS: 80 %

LSI: 40 %

LSS: 90 %

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Ruptura de los tubos del intercambiador E-8 rehervidor del fondo de la torre T-3 hacia D-10.	1. Contaminación de condensado. 2. Alto nivel en el acumulador de condensado D-110. 3. Contaminación ambiental por purgar al piso condensado contaminado con hidrocarburos. 4. Paro de planta.	1	1	1	1. Detectores de mezclas explosivas en la torre de enfriamiento DE-103. 2. Alarma por alto nivel LAH-9652 en tanque acumulador de condensado D-101. 3. Evaluación de presión y temperatura a intercambiadores de calor. 4. Rutinas de muestreo de laboratorio del agua de enfriamiento. 5. Programa de mantenimiento preventivo a intercambiadores de calor.	1	2	3	1. Instalar bloqueos a la entrada y salida del intercambiador E-8 lado hidrocarburo. 2. Prueba de permanganato periódica (cada 15 días) para determinar presencia de hidrocarburos en el agua de retorno.  <b>BPO</b> a) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a intercambiadores de calor.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 5: Acumulador de baja presión MC-D-108 y línea de desfogue.

DIAGRAMAS: 123

PRODUCTO: Mezcla de Hidrocarburos.

DESVIACIÓN: Alto Nivel

LOI: 10 %

LOS: 60 %

LSI: 10 %

LSS: 80 %

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Relevo de la PSV-8402 en D-101, principalmente, o las válvulas de rango dividido de control de presión en las torres.	1. Arrastre de líquidos al desfogue. 2. Alta presión en el acumulador D-108. 3. Contaminación del medio ambiente.	1	1	1	1. Alarma por alto nivel en el acumulador D-108. 2. Indicador local de presión PI-2301. 3. Programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico. 4. Programa de rotación de equipo dinámico.	1	2	3	1. 1. Realizar cálculo de relevo de la PSV-8402 para ver si es suficiente para desalojar 60 kg/cm <sup>2</sup> en caso de que fallen las válvulas reductoras de presión en el cabezal de hidrógeno hacia el acumulador D-101  <b>BPO</b> a) Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico. b) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 5: Acumulador de baja presión MC-D-108 y línea de desfogue.

DIAGRAMAS: 123

PRODUCTO: Mezcla de Hidrocarburos.

DESVIACIÓN: Alta Presión

LOI: 150 grs/cm<sup>2</sup>

LOS: 350 grs/cm<sup>2</sup>

LSI: 80 grs/cm<sup>2</sup>

LSS: 400 grs/cm<sup>2</sup>

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Relevo de cualquiera de las PSV's (de la PSV-8402 en D-101 principalmente) o las válvulas de rango dividido de control de presión en las torres.	1. Arrastre de líquidos al desfogue. 2. Alta presión en el acumulador D-108. 3. Contaminación del medio ambiente.	1	1	1	1. Alarma por alto nivel LAH-2301 2. Indicador local de nivel LG-2301. 3. Indicador local de presión PI-2301 4. Verificación de las normas, estándares y procedimientos mínimos requeridos por PEMEX e internacionales.	1	2	3	1. Realizar cálculo de relevo de la PSV-8402 para ver si es suficiente para desalojar 60 kg/cm <sup>2</sup> en caso de que fallen las válvulas reductoras de presión en el cabezal de hidrógeno hacia el acumulador D-101  2. Instalar doble válvula de seguridad independiente en los equipos que requieran por diseño válvulas de seguridad, para que cuando se entreguen a mantenimiento se deje el mismo en condiciones seguras.  <b>BPO</b>  a) Continuar con la verificación de las normas, estándares y procedimientos mínimos requeridos por PEMEX e internacionales.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 5: Acumulador de baja presión MC-D-108 y línea de desfogue.

DIAGRAMAS: 123

PRODUCTO: Mezcla de Hidrocarburos.

DESVIACIÓN: Composición diferente.

LOI: No aplica

LOS: No aplica

LSI: No aplica

LSS: No aplica

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Arrastre de licuables.	1. Cavitación y daño a las bombas P-120/R.  2. Arrastre y daños de licuables a los tanques de slops con posibles daños.	1	1	1	1. Alarma por alto nivel en el acumulador D-108.  2. Indicador local de presión PI-2301  3. Programa de rotación de equipo dinámico.  4. Programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico.	1	2	3	1. Instalar un serpentín de calentamiento con vapor en el interior del acumulador para desalojar más rápido los gases licuados.  2. Instalar una línea de inyección de vapor para desalojar más rápido los gases licuados.  <b>BPO</b> a) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico.  b) Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico.	A



ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 6: Acumulador de alta presión MC-D-120 y líneas de desfogue.

DIAGRAMAS: 122

PRODUCTO: Mezcla de Hidrocarburos.

DESVIACIÓN: Composición diferente.

LOI: kg/cm<sup>2</sup>

LOS: kg/cm<sup>2</sup>

LSI: kg/cm<sup>2</sup>

LSS: kg/cm<sup>2</sup>

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Relevo de cualquiera de las PSV's o las válvulas de rango dividido de control de presión en las torres de la planta.	1. Arrastre de líquidos al desfogue. 2. Alta presión en el acumulador D-108. 3. Contaminación del medio ambiente.	1	1	1	1. Alarma por alto nivel LAH-2301. 2. Indicador local de nivel LG-2301. 3. Indicador local de presión PI-2301. 4. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad en paro programado de la planta.	1	2	3	1. Instalar bloqueos en las válvulas de seguridad para entregar a mantenimiento. 2. Instalar doble válvula de seguridad independiente en los equipos que requieran por diseño válvulas de seguridad, para que cuando se entreguen a mantenimiento se deje el mismo en condiciones seguras.  <b>BPO</b> a) Continuar con la verificación de las normas, estándares y procedimientos mínimos requeridos por PEMEX e internacionales. b) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad en paro programado de la planta.	A





ÁREA: Sector I

PLANTA: Fraccionadora de Ligeros

NODO 6: Acumulador de alta presión MC-D-120 y líneas de desfogue.

DIAGRAMAS: 122

PRODUCTO: Mezcla de Hidrocarburos.

DESVIACIÓN: Baja presión por hidrogeno.

LOI: kg/cm<sup>2</sup>

LOS: kg/cm<sup>2</sup>

LSI: kg/cm<sup>2</sup>

LSS: kg/cm<sup>2</sup>

ESC	CAUSA	CONSECUENCIAS	F	G	R	PROTECCION	FP	GP	RP	RECOMENDACION	CLA
1	Arrastre de licuables.	1. Cavitación y daño a las bombas P-121/R. 2. Daños a los tanques de slop por arrastre de licuables.	1	1	1	1. Alarma por alto nivel en el acumulador D-120. 2. Indicador local de presión PI-2202. 3. Programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico. 4. Programa de rotación de equipo dinámico.	1	2	3	1. Instalar un serpentín de calentamiento con vapor en el interior del acumulador para desalojar más rápido los gases licuados. 2. Instalar una línea de inyección de vapor para desalojar más rápido los gases licuados. BPO a) Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico y eléctrico. b) Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico.	A

### III.M METODOLOGÍA PARA EL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

El análisis de árbol de fallas es un proceso deductivo que permite determinar como puede tener lugar un evento particular y que además posee la ventaja de servir no sólo para una identificación de peligros sino para una cuantificación de los riesgos involucrados. Dicho análisis descompone un accidente en sus elementos raíz. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el evento culminante que ocupa la cúspide del árbol.

Para construir un FTA se requiere seguir los siguientes pasos:

- ♦ Definición del problema. Es el paso más crítico, requiere de la definición precisa de la consecuencia, es decir, del evento indeseado o evento culminante.
- ♦ Determinar el o los eventos intermedios y básicos que dieron origen al evento culminante.
- ♦ Determinar la relación entre los eventos causales y el evento culminante con las salidas lógicas "O" y "Y"

Un árbol de fallas es una representación lógica de la secuencia de acontecimientos que pueden llevar a un suceso arbitrariamente elegido como "evento culminante". Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol está bien construido, el análisis FTA es posiblemente la herramienta más poderosa para la cuantificación de riesgos. El árbol de fallas consiste en varios niveles de sucesos, conectados por conexiones "Y" o conexiones "O". Las citadas conexiones lógicas suelen representarse utilizando el álgebra de Boole.

Las reglas utilizadas más frecuentemente aplicadas al análisis de árbol de fallas son las siguientes.

CONMUTATIVA	$AA = BA$ $A + B = B + A$
ASOCIATIVA	$A(BC) = (AB)C$ $A + (B + C) = (A + B) + C$
DISTRIBUTIVA	$A(B + C) = AB + AC$ $A + BC = (A + B)(A + C)$
VARIAS	$AA = A$ $A + A = A$ $A(A + B) = A$ $A + AB = A$ $AA^* = 0$ $A + A^* = 1$ $0A = 0$ $0 + A = A$ $1A = A$ $1 + A = 1$ $(A^*)^* = A$

Tabla 11. Reglas booleanas para simplificar el Árbol de Fallas.<sup>(4)</sup>



## 1. Criterios para la Asignación de Probabilidades para Eventos Básicos

Para obtener el valor de probabilidad es necesario llevar una secuencia lógica de eventos que deben suscitarse para que ocurra el evento culminante. A cada evento intermedio se le asigna una probabilidad de ocurrencia de acuerdo con la siguiente tabla.

PROBABILIDAD (P)	FRECUENCIA PROBABLE (F)
$10^0$	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)
$10^{-1}$	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año)
$10^{-3}$	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
$10^{-5}$	Poco probable (no se ha presentado en 5 años)
$10^{-7}$	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
$10^{-9}$	No se ve probabilidad de que ocurra
POTENCIAL DE PÉRDIDA (P0)	PÉRDIDA PROBABLE TOTAL (EN DÓLARES)
1	1 a 100
$10^{-1}$	100 a 1,000
$10^{-2}$	1,000 a 10,000
$10^{-3}$	10,000 a 100,000
$10^{-4}$	100,000 a 1,000,000
$10^{-5}$	1,000,000 a 10,000,000
$10^{-6}$	10,000,000 a 100,000,000
$10^{-7}$	100,000,000 a 1,000,000,000
$10^{-8}$	Mayor de 1000,000,000

Tabla 12. Potencial de pérdida y pérdida máxima probable (en dólares).<sup>(6)</sup>

## 2. Descripción de los Escenarios Potenciales de Accidentes

Para el estudio de la técnica Análisis de Árbol de Fallas (FTA, por sus siglas en inglés) fueron empleados para su evaluación, los siguientes escenarios potenciales, incendio en el calentador MC-H-101 por fuga de nafta y sobrepresión en la torre despropanizadora por inestabilidad en el proceso estos escenarios fueron seleccionados sólo para mostrar la secuencia de fallas que provocaría en caso de llegar a ocurrir alguna de ellos, y no por que este evento realmente ocurra o haya sucedido dentro de la Planta Fraccionadora de Ligeros.



ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS		
ESCENARIO DE ACCIDENTE	CAUSA/FUNDAMENTO	CONSECUENCIAS
<ul style="list-style-type: none"><li>Incendio en el calentador MC-H-101.</li></ul>	Se puede producir un incendio en el calentador MC-H-101, por una fuga de nafta en la sección de radiación debido a ruptura de tubos provocada por una sobrepresión, o cambios súbitos de temperatura, también podría haber fallas en las válvulas de control de gas combustible. Bajo estas condiciones se puede provocar un incendio potencialmente peligroso.	Las consecuencias pueden ser desde daños a la propiedad hasta daños al personal que se encuentre realizando los trabajos de operación o mantenimiento, provocando en ellos lesiones.
<ul style="list-style-type: none"><li>Sobrepresión en la torre despropanizadora MC-T-3.</li></ul>	Una condición de sobrepresión en la torre MC-T-3, puede ocurrir por inestabilidades en el proceso; composición de la alimentación con alto contenido de ligeros, reflujo, falla en instrumentos, o por un error humano.	Las consecuencias de la sobrepresión, puede solo culminar un relevo excesivo al desfogue, en fugas por conexiones y accesorios de propano, o pueden ser catastróficas con daños a los trabajadores, al medio ambiente, y a las instalaciones.

Tabla 13. Escenarios seleccionados para su estudio con el FTA.

### 3. Diagramas de árbol de Fallas

La siguiente tabla muestra el seguimiento de la elaboración de los escenarios de accidentes para poder afianzar en las recomendaciones y así disminuir la probabilidad de que ocurra para dándonos un mayor panorama de lo que se esta hablando se necesitara la ayuda de los diagramas representativos del árbol de fallas descritos anteriormente

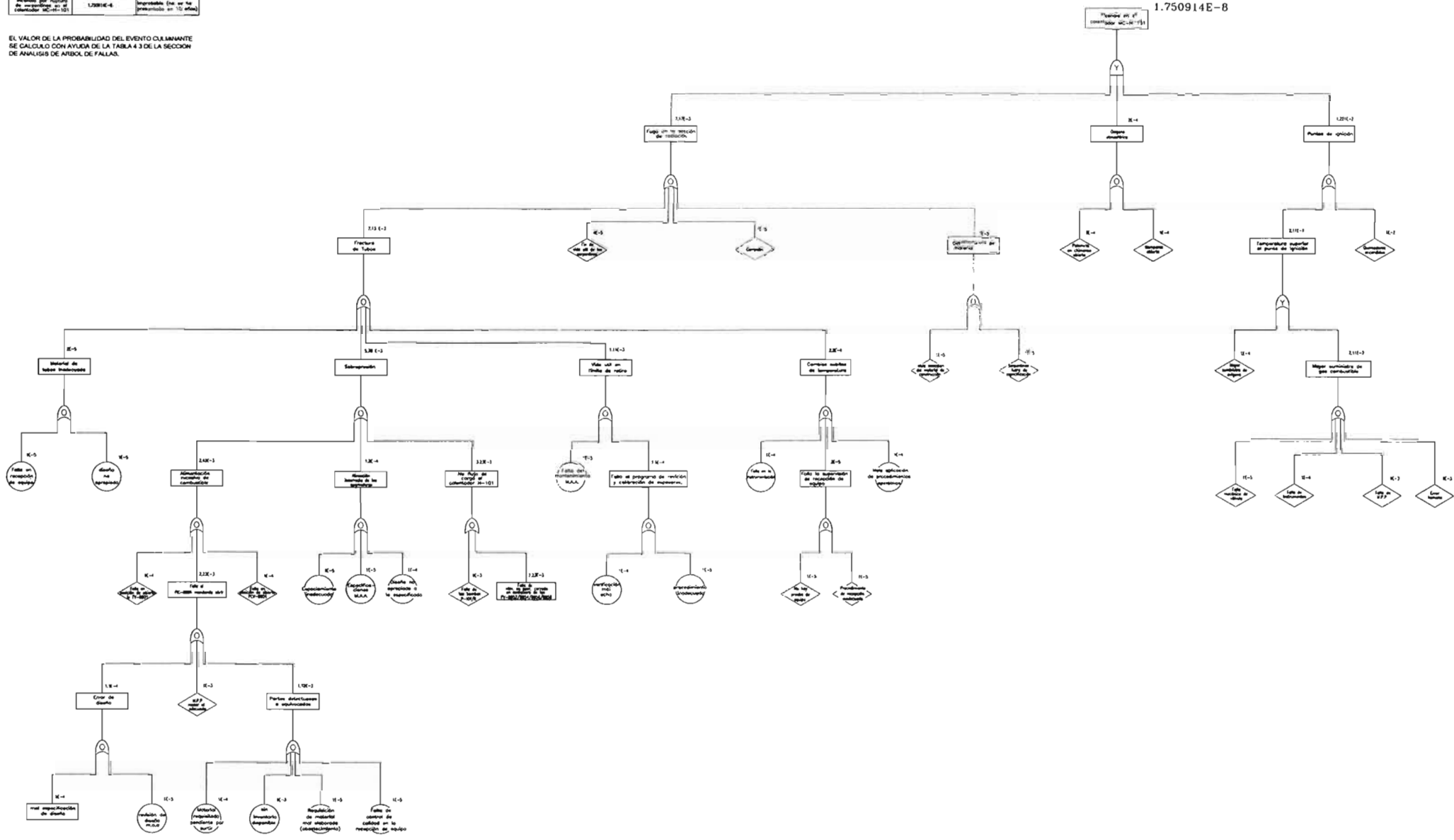
DIAG. NUM.	NOMBRE
AF-MC-01.	Incendio en el Calentador MC-H-101.
AF-MC-02.	Sobrepresión en la Torre Despropanizadora MC-T-3.

Tabla 14. Diagramas de Árbol de Fallas.

TABLA DE RESUMEN		
EVENTO CULMINANTE	PROBABLE	INDICACIÓN
Incendio por fuga de refrigerante en el condensador MC-H-101	1.750914E-8	Impresión (ver en la pantalla en 10 años)

EL VALOR DE LA PROBABILIDAD DEL EVENTO CULMINANTE SE CALCULO CON AYUDA DE LA TABLA 4.3 DE LA SECCION DE ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS.

1.750914E-8



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)  
Facultad de Química (FQ)  
Compuco E, Lab. 212

DIAGRAMA DE ARBOL DE FALLAS  
UNIDAD FRACCIONADORA DE LIGEROS "MC"  
INCENDIO EN EL REFRIGERADOR MC-H-101

ÁREA O SECTOR: SECTOR I  
NÚMERO DE DISEÑO: AF-MC-01

TABLA DE RESULTADOS		
EVENO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
SOBREPRESION EN LA TORRE DESPROGANIZADORA MC-T-3	5.24E-5	Poco probable, no se ha presentado en cinco años

EL VALOR DE LA PROBABILIDAD DEL EVENTO CULMINANTE SE CALCULO CON AYUDA DE LA TABLA 4.3 DE LA SECCION DE ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS

M.A.A. : menor al odecudo  
M.P.P. : mantenimiento preventivo/predictivo

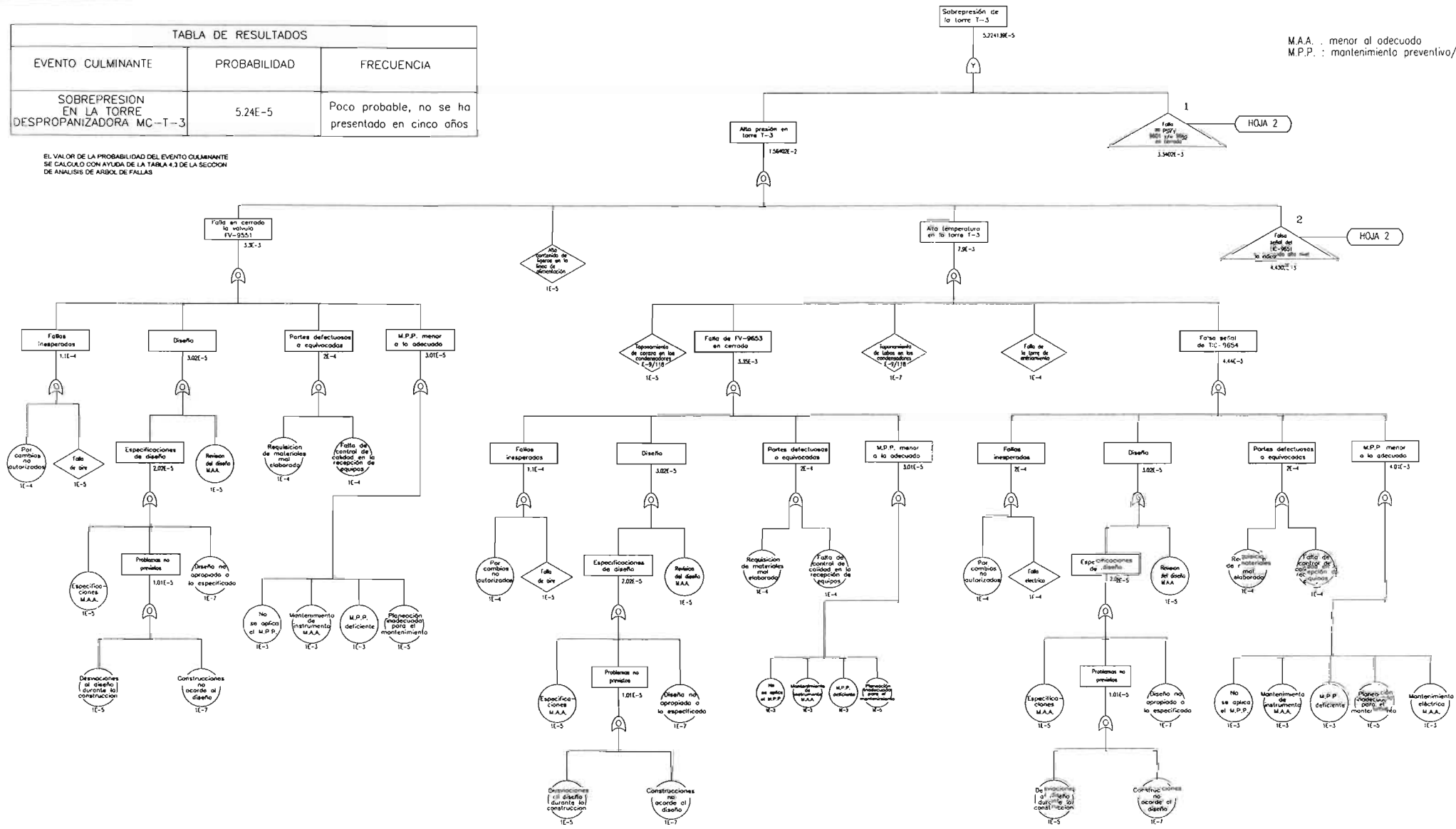
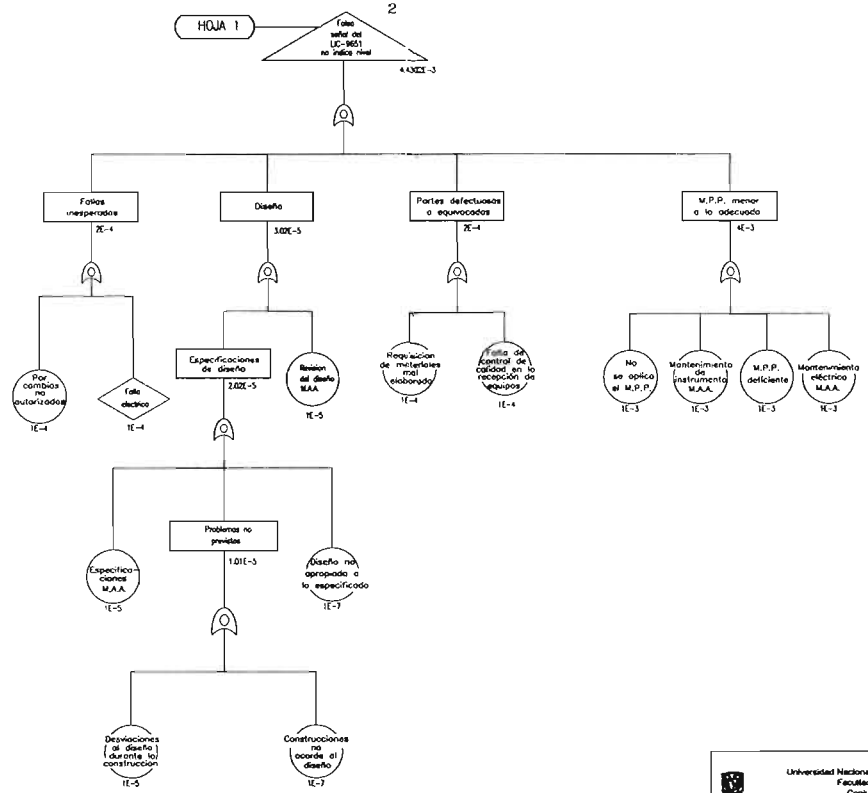
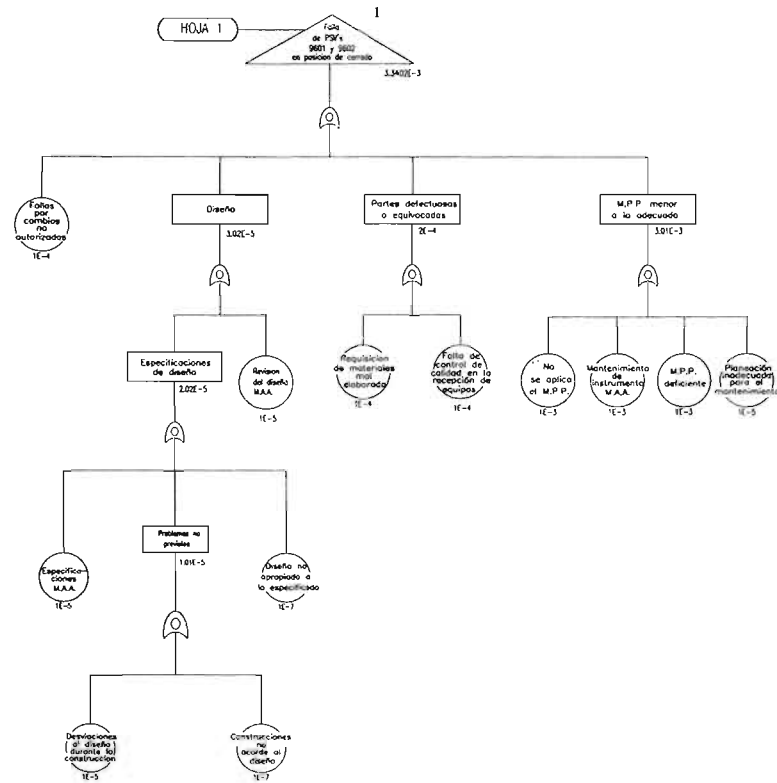


TABLA DE RESULTADOS		
EVENTO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
SOBREPRESION EN LA TORRE T-3	5.24E-5	Poco probable, no se ha presentado en cinco años

EL VALOR DE LA PROBABILIDAD DEL EVENTO CULMINANTE SE CALCULO CON AYUDA DE LA TABLA 4.3 DE LA SECCION DE ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS.

M.A.A. : menor al adecuado  
M.P.P. : mantenimiento preventivo/predictivo



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)  
Facultad de Química (FQ)  
Cuernavaca, E. Lab. 212

DIAGRAMA DE ARBOL DE FALLAS  
UNIDAD FRACCIONADORA DE LIGEROS "MC"  
SOBREPRESIÓN EN LA TORRE DESPROPANADORA MC-T-3

AREA O RECTOR: SECTOR I  
NUMERO DE DIBUJO: AF-MC-02B

PAGINA: 72



### III.N CONSIDERACIONES PARA EL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

En esta parte del análisis de riesgos, se presentan los resultados de la evaluación de efectos de dispersión de sustancias tóxicas, incendio y explosión de 2 escenarios de accidentes, los cuales fueron considerados como los de mayor riesgo. Estos escenarios fueron identificados durante el análisis HazOp y después de haber hecho una revisión y de haber identificado los eventos más críticos de la planta.

A continuación se describen los escenarios de incendio y explosión seleccionados y sus posibles causas, fundamentos y efectos, así como también los modelos de evaluación de riesgos usados para cada uno de ellos.

La mayoría de los accidentes en plantas fraccionadoras de ligeros son resultado de fugas de materiales tóxicos, inflamables, corrosivos y explosivos. Por ejemplo, un material es descargado por orificios ocasionados por daños en el material de los tanques, por fugas en bridas, en sellos de bombas, en partes internas de válvulas y una gran variedad de otras fuentes.

Los modelos matemáticos simulan la descarga de estos materiales, generando información muy útil para determinar las consecuencias de suscitarse un accidente, incluyendo la velocidad de descarga del material, la cantidad total que es descargada, y el estado físico del material descargado. Esta información es valiosa para evaluar el diseño de nuevos procesos y en el caso de procesos en operación evalúa los sistemas de seguridad existentes en la instalación.

Los modelos están constituidos por ecuaciones empíricas o fundamentos que representan el proceso fisicoquímico que ocurre durante la descarga de un material. Frecuentemente los resultados son sólo estimados desde las propiedades físicas, por lo que la mayoría de los modelos tienden a maximizar la tasa de descarga y la cantidad descargada. Esto asegura que la modelación se encuentra "del lado seguro"

Para el análisis de consecuencias en la Planta de Fraccionadora de Ligeros se utilizó un software especializado para simular los eventos y determinar los radios de afectación, conocido como **PHAST** (Process Hazard Analysis Safety Tool) **versión 6.0**. Este software es aceptado en México por el Instituto Nacional de Ecología (INE) y las compañías reaseguradoras, en los Estados Unidos por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) y la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA), para la determinación de consecuencias en una evaluación de riesgo.





A continuación se describen las consideraciones para la simulación y obtención de resultados del análisis de consecuencias:

- 1 Para la generación de eventos se utilizaron las siguientes fuentes:
  - ♦ Los resultados obtenidos con la aplicación de la metodología HazOp.
  - ♦ El registro de incidentes y accidentes de la planta de Fraccionadora de Ligeros.
2. Las composiciones de las mezclas generadas para este estudio, fueron tomadas de los balances de materia de diseño entregados por el licenciador Universal Oil Products (UOP).

Adicionalmente, para realizar las simulaciones en el software PHAST se tomaron las siguientes consideraciones:

- ♦ El orificio formado en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70 mm (0.5"); para todos los escenarios se considera una fuga de 0.50"
- ♦ Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- ♦ Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 10 minutos para las fugas de nafta, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal de PEMEX y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- ♦ Básicamente se consideraron tres condiciones ambientales: en la primera se consideró una velocidad del viento de 2.56 m/s con estabilidad ambiental clase F por ser las condiciones meteorológicas para el peor escenario; en la segunda condición se utilizó la velocidad de 11.11m/s con estabilidad ambiental clase B, por ser las características promedio menos favorables y como tercera se utilizó la velocidad del viento de 6.2 m/s, con estabilidad ambiental clase B/C, de acuerdo a las condiciones ambientales de la Refinería Francisco I. Madero.
- ♦ Se consideró una temperatura ambiental media del área de 30 a 38oC y una humedad relativa media anual de 95%.
- ♦ Los radios que se presentan en caso de un evento de antorcha o dardo de fuego, se determinaron a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos, los cuales se indican en la tabla 15, y de los diferentes niveles de sobrepresión que se muestran en la tabla 16 y en la tabla 17.



RADIACIÓN	DESCRIPCIÓN
1.4 kW/m <sup>2</sup> (440 BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Es el flujo térmico equivalente al del sol en verano y al medio día. Este límite se considera como <b>zona de seguridad</b>
5.0 kW/m <sup>2</sup> 1,268 BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Nivel de radiación térmica suficiente para causar daños al personal si no se protege adecuadamente en 20 segundos, sufriendo quemaduras hasta de 2º grado sin la protección adecuada. Esta radiación será considerada como límite de <b>zona de amortiguamiento</b>
12.5 kW/m <sup>2</sup> (3,963 BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Es la energía mínima requerida para la ignición pilotada de la madera y fundición de tubería de plástico. Con 1% de letalidad en 1 minuto. Esta radiación se considerará para el personal y las instalaciones como <b>zona de alto riesgo</b>

Tabla 15. Niveles de radiación.<sup>(6)</sup>

PRESIÓN	DESCRIPCIÓN
0.5 psi (0.02 bar)	La sobrepresión a la que se presentan rupturas del 10% de ventanas de vidrio y algunos daños a techos; este nivel tiene la probabilidad del 95% de que no ocurran daños serios. Esta área se considerará como límite de la <b>zona de salvaguarda</b>
1 psi (0.13 bar)	Es la presión en la que se presenta destrucción parcial de casas y daños reparables a edificios; provoca el 1% de ruptura de tímpanos y el 1% de heridas serias por proyectiles. De 0,5 a 1 lb/pulg <sup>2</sup> se considerará como la <b>zona de amortiguamiento</b>
2 psi (0.20 bar)	A esta presión se presenta el colapso parcial de techos y paredes de casas. De 1 a 2 lb/pulg <sup>2</sup> se considera como la <b>zona de exclusión (riesgo)</b>

Tabla 16. Niveles de sobrepresión.<sup>(6)</sup>

PRESION (psig)	EVALUACION DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERIAS	PLANTAS
0.5	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): rotura de ventanas.	- Cuarto de control (techo metálico): rotura de ventanas y medidores. - Cuarto de control (techo de concreto): rotura de ventanas y medidores. - Torre de enfriamiento: falla de mamparas.
1.0	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): deformación de la estructura.	- Cuarto control (techo metálico): conectores dañados por colapso del techo. - Cuarto de control (techo de concreto): dañados por colapso del techo. - Tanques de almacenamiento (techo cónico): colapso del techo.
2.0		- Calentador: fractura de ladrillos. - Reactor químico: rotura de ventanas y medidores. - Filtros: falla de paredes de concreto.
3.0	- Edificio de mantenimiento: deformación.	- Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (llenado al 50%). - Cubiculo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.

Tabla 17. Daños en plantas y refineries.<sup>(7)</sup>



PRESION (psig)	EVALUACION DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERIAS	PLANTAS
5.0	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Torre de regeneración: deformación de la columna.</li> <li>- Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura.</li> <li>- Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.</li> <li>- Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Calentador: unidad destruida.</li> <li>- Regenerador: marcos colapsados.</li> <li>- Motor eléctrico: daño por proyección de partículas.</li> <li>- Ventilador: carcaza y caja dañadas.</li> </ul>
7.0	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Torre rectangular (estructura de concreto): derrumbe de la estructura y la torre.</li> <li>- Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura.</li> <li>- Torre fraccionadora: (montada sobre pedestal de concreto 9 caída de la torre.</li> <li>- Torre de regeneración derrumbe de la estructura y la torre.</li> <li>- Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura, (estructura de acero) caía de la torre.</li> <li>- Tanques de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques llenos.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Reactor catalítico: partes internas dañadas.</li> <li>- Columna fraccionadora: unidad destruida.</li> </ul>
10.0	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): derrumbe de estructura de fierro.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Cuarto de control (techo de concreto): unidad destruida.</li> <li>- Transformador eléctrico: unidad destruida.</li> <li>- Ventilador: unidad destruida.</li> <li>- Regulador de gas: controles dañados, carcaza y caja dañadas.</li> <li>- Columna de extracción: la unidad se mueve de sus cimientos.</li> </ul>
20.0		<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tanque de almacenamiento (techo flotante): colapso del techo.</li> </ul>
30.0		<ul style="list-style-type: none"> <li>- Motor eléctrico: la unidad se mueve de sus cimientos.</li> <li>- Turbina de vapor: la unidad se mueve de sus cimientos.</li> </ul>

Tabla 17. Continuación de daños en plantas y refinarias.<sup>(7)</sup>

### III.O DESCRIPCIÓN DE LOS ESCENARIOS DE ACCIDENTES

Para el estudio de el análisis consecuencias fue necesario emplear los siguientes escenarios de accidentes, fuga de nafta del tanque acumulador de carga MC-D-101 y fuga de nafta de la torre deshexanizadora MC-T-101 estos escenarios fueron seleccionados sólo para ejemplificar que provocaría en caso de llegar a ocurrir alguna de ellos, y no por que este evento realmente ocurra o haya sucedido dentro de la Planta Fraccionadora de Ligeros.



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS					
TIPO DE ESCENARIO	CAUSA Y FUNDAMENTO	EFECTOS			MODELO DE EFECTOS USADO
		RT	OP	T	
1. Fuga de nafta del tanque acumulador de carga MC-D-101.	La fuga de nafta en el tanque acumulador puede ser debido a alguna sobrepresión ocasionada por el suministro de gas hidrógeno, operación por la cual se descarga a la torre MC-T-101 originando fuga por accesorios o bridas.	X			1. Modelo de riesgos de incendio y Jef Fire (Ver tabla de resultados y Diagrama AC-MC-01).
2. Fuga de nafta de la torre deshexanizadora MC-T-101.	La fuga de nafta puede ser debido a la corrosión ocasionada por humedad o una sobrepresión por contener producto con alta cantidad de ligeros.	X			1. Modelo de riesgos de incendio y Jef Fire (Ver tabla de resultados y Diagrama AC-MC-02).

Tabla 18. Escenarios de los accidentes seleccionados para el análisis de consecuencias.

RT: Radiación Térmica.

OP: Onda de Presión.

T: Dispersión de sustancia tóxica.

### 1. Datos Requeridos para Cada Modelo

Para la realización de las simulaciones en el software PHAST se necesitaran de las siguientes consideraciones, propiedades físicas de las sustancias involucradas y así como también de los parámetros de operación para cada modelo.

TIPO DE ESCENARIO	DATOS INICIALES	
	Parámetros de Operación	Propiedades Físicas de las Sustancias Involucradas
1. Fuga de nafta del tanque acumulador de carga MC-D-101.	<p>Operación</p> <p>T = 93 °C</p> <p>P = 4.8 Kg./cm<sup>2</sup></p>	<p>Nafta Hidrodesulfurada.</p> <p>PM = 92.698 (Kg/K g. mol)</p> <p>API@15.6°C = 72.791</p> <p>BPD@15.6°C = 38783.2</p> <p><math>\rho_{rel} = 0.629 \text{ g/cm}^3</math>.</p>

Tabla 19. Datos requeridos para simular los escenarios de accidente.



TIPO DE ESCENARIO	DATOS INICIALES	
	Parámetros de Operación	Propiedades Físicas de las Substancias Involucradas
2. Fuga de nafta de la torre deshexanizadora MC-T-101.	<b>Operación</b> T = 169 °C P = 2.4 Kg./cm <sup>2</sup>	<b>Nafta Hidrodesulfurada.</b> PM = 92.698 (Kg/K g.mol) API@15.6°C = 72.791 BPD@15.6°C = 38783.2 $\rho_{rel} = 0.629 \text{ g/cm}^3$ .

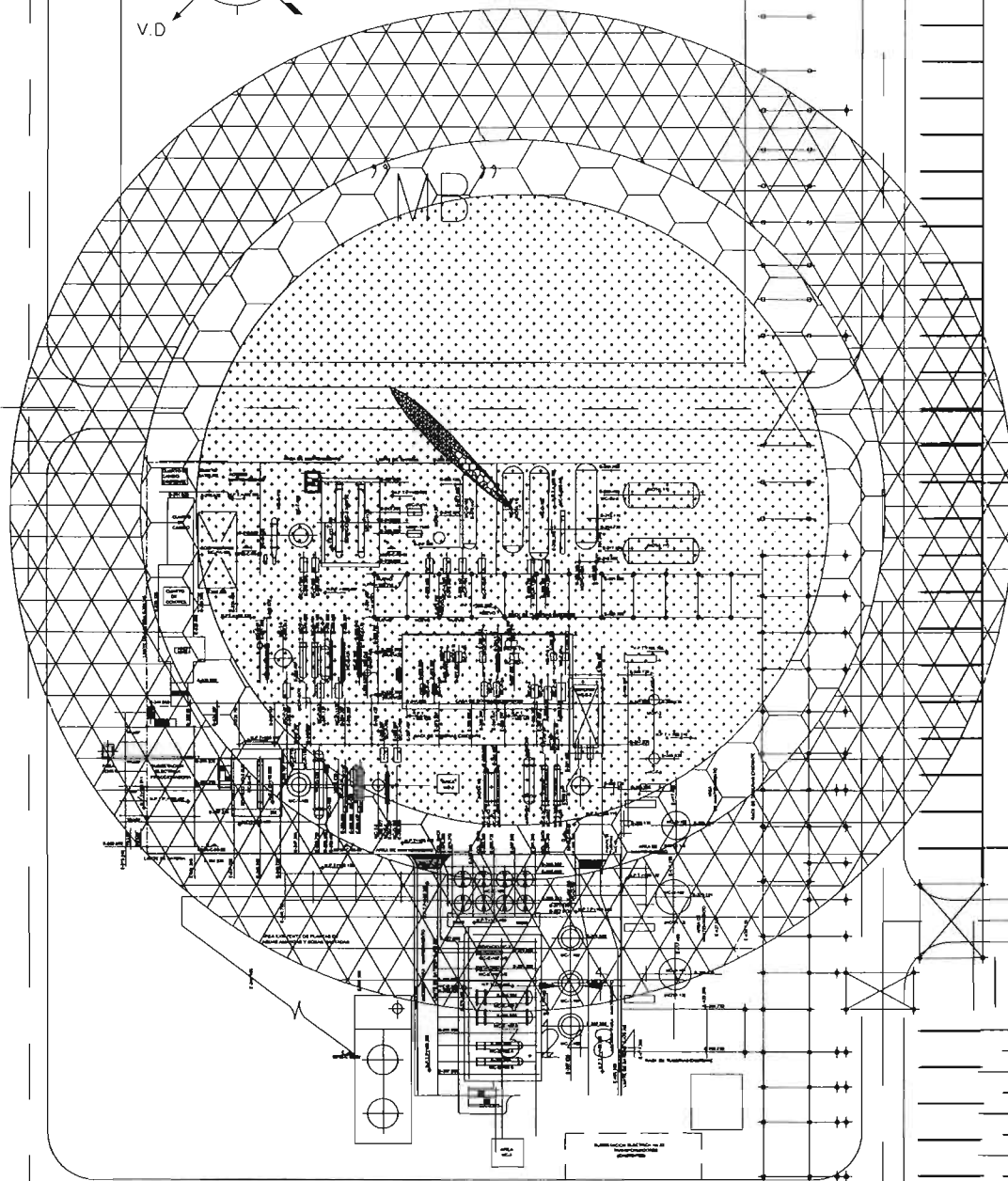
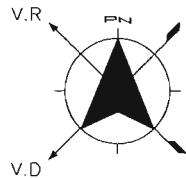
Tabla 19. Continuación de datos requeridos para simular los escenarios de accidente.

## 2. Diagramas de los Análisis de Consecuencias

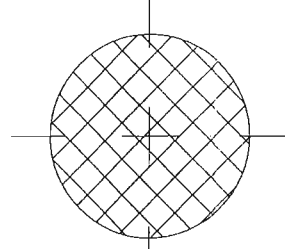
La tabla siguiente muestra los diagramas representativos de cada uno de los análisis de consecuencias descritos anteriormente:

DIAG. NUM.	NOMBRE
AC-MC-01	Ondas de Radiación Debido a JET FIRE en el Tanque Acumulador MC-D-101.
AC-MC-02	Ondas de Radiación Debido a JET FIRE en la Torre Deshexanizadora MC-T-101.

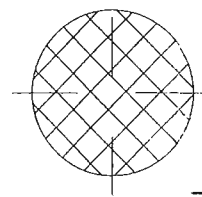
Tabla 20. Diagramas del análisis de consecuencias.



MJA T-3



MJA T-18



CONDICIONES PARA EL EVENTO

LUGAR	CATEGORIA	CLASE
Refinería Francisco I Madero, Cd. Madero, Tamaulipas	6.2 m/s	B/C

DATOS DE OPERACION

MATERIAL	NAFTA
TEMPERATURA	169°C
PRESIÓN	2.35 bar
INVENTARIO	27 000 Kg

ESTABILIDAD DE PASQUILL

A	MUY INESTABLE
D	NEUTRAL
F	ESTABLE
B/C	MODERADO INESTABLE

RESULTADOS D-101

EVENTO	ZONA	ZONA DE AFECTACIÓN	ONDAS DE RADIACION	
DARDO DE FUEGO	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	89.2708 m	1.4 kW/m <sup>2</sup>	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	65.9874 m	5 kW/m <sup>2</sup>	
	ZONA DE RIESGO	56.1281 m	12 kW/m <sup>2</sup>	



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)  
Facultad de Química (FQ)  
Conjunto E, Lab. 212



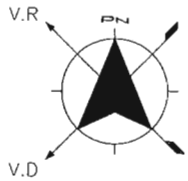
TITULO DEL DIBUJO:  
DIAGRAMA DE EFECTOS POR RADIACION  
DEBIDO A JET FIRE EN EL  
ACUMULADOR D-101

AC-MC-01

UNIDAD:  
FRACCIONADORA DE LIGEROS "MC" SECTOR I

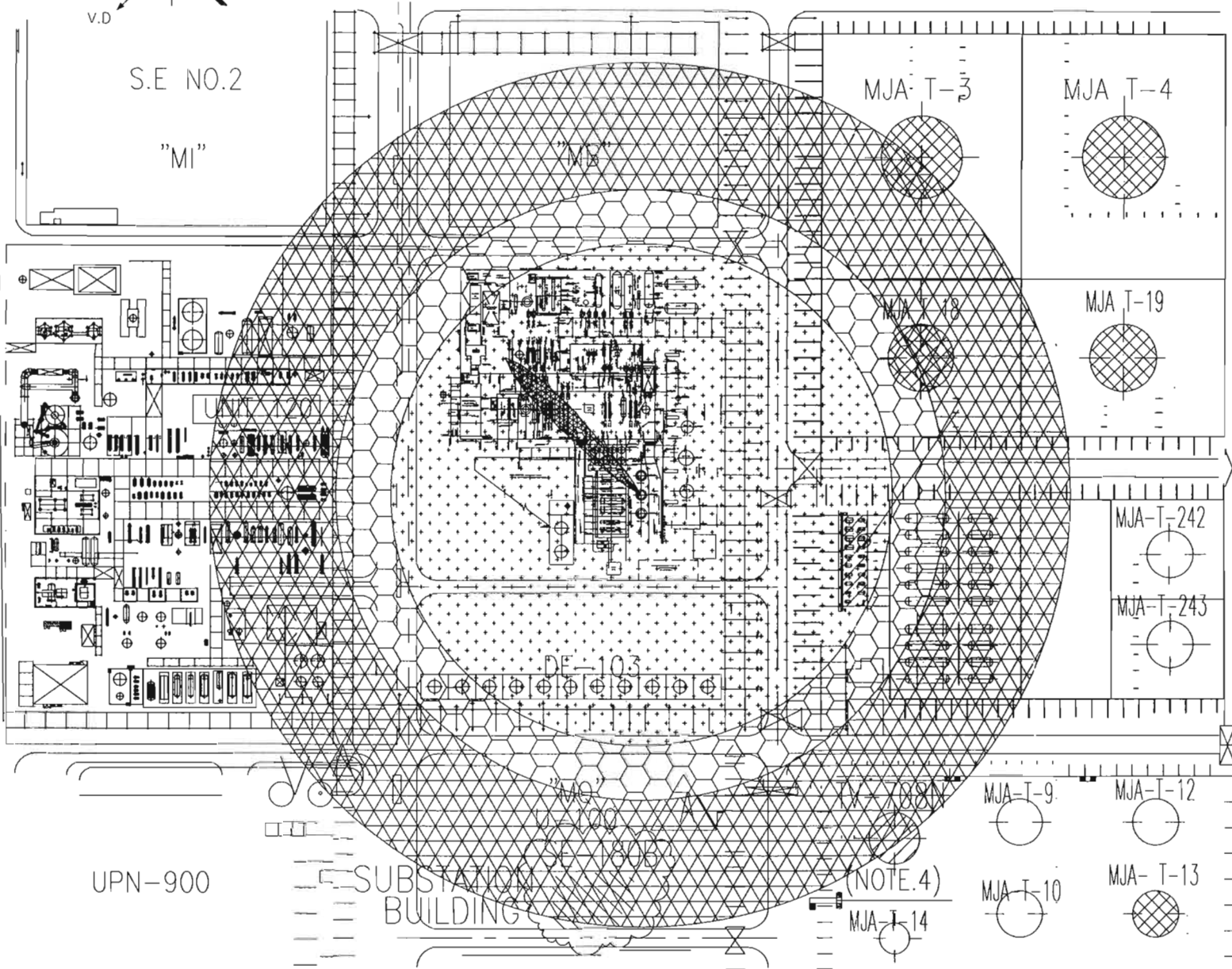
PAG.  
79

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA



S.E NO.2

"MI"



CONDICIONES PARA EL EVENTO

LUGAR	CATEGORIA	CLASE
Refinería Francisco I Madero, Cd Madero, Tamaulipas	6.2 m/s	B/C

DATOS DE OPERACION

MATERIAL	NAFTA
TEMPERATURA	169°C
PRESIÓN	2.35 bar
INVENTARIO	27 000 Kg

ESTABILIDAD DE PASQUILL

A	MUY INESTABLE
D	NEUTRAL
F	ESTABLE
B/C	MODERADO INESTABLE

RESULTADOS T-101

EVENTO	ZONA	ZONA DE AFECTACIÓN	ONDAS DE RADIACION	
DARDO DE FUEGO	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	178.372 m	1.4 kW/m <sup>2</sup>	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	125.912 m	5 kW/m <sup>2</sup>	
	ZONA DE RIESGO	103.422 m	12 kW/m <sup>2</sup>	



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)  
Facultad de Química (FQ)  
Conjunto E, Lab. 212



TITULO DEL DIBUJO:

DIAGRAMA DE EFECTOS POR RADIACION  
DEBIDO A JET FIRE EN LA  
TORRE T-101

AC-MC-02

UNIDAD:

FRACCIONADORA DE LIGEROS "MC" SECTOR I

PAG.  
80



## IV. RESULTADOS RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES

### IV.A RESULTADOS DEL ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD “HAZOP”

Del análisis de riesgos y operabilidad se obtuvieron como resultado una serie de recomendaciones, las cuales se presentan a continuación en orden jerárquico, los escenarios en los cuales se fundamentan dichas recomendaciones están numerados y si se desea saber cual es el escenario que dio origen a tal recomendación, se sugiere revisar las hojas de registro de las sesiones HazOp.

No.	Recomendaciones	Nivel
1.	Instalar una línea de gas troncal libre de impurezas (azufre) para que en caso de que falle el suministro de H <sub>2</sub> esté disponible.	A
2.	Instalar alarma por baja presión en la entrada del cabezal de hidrógeno con señal al bunker.	A
3.	Instalar válvula de control de nivel a la entrada del acumulador D-101 para evitar una llegada súbita de gasolina proveniente de la unidad 300, ya que opera a alta presión.	A
4.	Configurar alarma por alta temperatura a la entrada del acumulador D-101.	A
5.	Elaborar procedimiento para manejo de gasolina con alta temperatura proveniente de la U-300.	A
6.	<p>El tanque de balance D-101 de carga a las torres T-101 y T-1; emplea H<sub>2</sub> para vencer la presión de operación de las torres. El manejo de H<sub>2</sub> representa un alto riesgo, ya que la presión en el cabezal es de 60kg/cm<sup>2</sup> y se reduce hasta 10kg/cm<sup>2</sup> a la llegada al tanque D-101 a través de un arreglo de tres válvulas de control de presión, de la siguiente manera: la primer válvula reduce la presión de 60kg/cm<sup>2</sup> a 30kg/cm<sup>2</sup>, la segunda de 30kg/cm<sup>2</sup> a 20kg/cm<sup>2</sup> y la tercera de 20kg/cm<sup>2</sup> a 10kg/cm<sup>2</sup>, dicho arreglo no es el adecuado, ya que ocasiona daños a las válvulas.</p> <p>Por lo anterior se emiten las siguientes recomendaciones emanadas del análisis HazOp.</p> <p>a).- Se tiene contemplado la instalación de dos RO para reducir la presión en este sistema, previo a un estudio técnico para determinar el RO adecuado de 60 a 10 kg/cm<sup>2</sup> (filtro previo para evitar que se tape).</p> <p>b).- Instalar doble válvula de seguridad con bloqueos para poder darle mantenimiento estando en operación el acumulador.</p> <p>c).- Elaborar un procedimiento para la operación del circuito de hidrógeno al acumulador D-101.</p> <p>d).- Un HazOp previo contempla el cambio de las válvulas reguladoras de presión que reducen la presión del cabezal de hidrógeno a el acumulador D-101.</p>	A

**Tabla 21. Recomendaciones del análisis HazOp.**





No.	Recomendaciones	Nivel
7.	<p>El tanque acumulador D-102 de carga a la unidad U-900 y/o almacenamiento emplea H<sub>2</sub> para vencer la presión de salida a almacenamiento y alcanzar la presión de succión de las bombas MC-P-104/R hacia la unidad U-900. El manejo de H<sub>2</sub> representa un alto riesgo, ya que la presión en el cabezal es de 60kg/cm<sup>2</sup> y se reduce hasta 10kg/cm<sup>2</sup> a la llegada al tanque D-101 a través de un arreglo de tres válvulas de control de presión, de la siguiente manera: la primer válvula reduce la presión de 60kg/cm<sup>2</sup> a 30kg/cm<sup>2</sup>, la segunda de 30kg/cm<sup>2</sup> a 20kg/cm<sup>2</sup> y la tercera de 20kg/cm<sup>2</sup> a 10kg/cm<sup>2</sup>, dicho arreglo no es el adecuado, ya que ocasiona daños a las válvulas.</p> <p>Por lo anterior se emiten las siguientes recomendaciones emanadas del análisis HazOp.</p> <p>a).- Emplear únicamente las bombas P-104/R y así, eliminar el riesgo de manejo de H<sup>2</sup>, un mejor control de nivel del acumulador D-102 y una operación más confiable.</p> <p>b).- Se tiene contemplado la instalación de dos RO para reducir la presión en este sistema, previo a un estudio técnico para determinar el RO adecuado (previo filtro para evitar que se tape).</p> <p>c).- Instalar doble válvula de seguridad con bloqueos para poder darle mantenimiento estando en operación el acumulador.</p> <p>d).- Elaborar un procedimiento para la operación del circuito de hidrógeno al acumulador D-102.</p>	A
8.	Rehabilitar válvula FV-9353 y lazo de control para tener mejor control de temperatura de la torre T-104.	A
9.	Realizar cálculo de relevo de la PSV-8402 para ver si es suficiente para desalojar 60 kg/cm <sup>2</sup> en caso de que fallen las válvulas reductoras de presión en el cabezal de hidrógeno hacia el acumulador D-101.	A
10.	Instalar un juego de bridas para poder aislar las torres y acumuladores, y así poder dar mantenimiento a válvulas de seguridad.	A
11.	Instalar un serpentín de calentamiento con vapor en el interior de los acumuladores de desfogue de alta y baja presión D-108/120 para desalojar más rápido los gases licuados	A

Tabla 21. Continuación de las recomendaciones del análisis HazOp.

### 1. Lista de Buenas Prácticas de Operación que se Originaron del Estudio "HazOp"

El siguiente listado de actividades son buenas prácticas de aplicación, mantenimiento y Operación industrial, siendo éstas las protecciones para la prevención de eventos extraordinarios en la Planta Fraccionadora de Ligeros. Para dar cumplimiento a éstas, se cuenta con programas de actividades establecidos y se recomienda su operación para el funcionamiento seguro de las instalaciones de la planta.

NÚM.	ACTIVIDAD O PROGRAMA
1.	Lectura y registro de variables operativas en campo
2.	Recorridos en campo
3.	Programa mensual de corrido de válvulas automáticas
4.	Mantenimiento preventivo y predictivo a bombas
5.	Mantenimiento preventivo a instrumentos

Tabla 22. Listado de buenas prácticas de operación.



NÚM.	ACTIVIDAD O PROGRAMA
6.	Rotación de equipo dinámico
7.	Mantenimiento a lógicos de protección
8.	Calibración preventiva de equipos
9.	Revisión y calibración de niplerías
10.	Calibración de válvulas de alivio
11.	Revisión de válvulas de venteo y arrestadores de flama
12.	Prueba de hermeticidad en válvulas check
13.	Evaluación de corrosión en plantas
14.	Inspección de dispositivos de seguridad de equipos
15.	Inspección preventiva de calentadores y hornos
16.	Revisión de tuberías
17.	Inspección visual de soloaires
18.	Inspección preventivas de riesgos
19.	Revisión, prueba y limpieza de drenajes
20.	Revisión de equipos de protección personal fijos
21.	Pláticas de seguridad
22.	Campaña de seguridad
23.	Revisión y mantenimiento de equipo de protección contra incendio
24.	Prueba de operación de vehículos de contra incendio
25.	Pláticas / prácticas contra incendio
26.	Revisión y mantenimiento de equipo fijo de contra incendio

**Tabla 22. Continuación del listado de buenas practicas de operación.**

La Planta Fraccionadora de Ligeros cuenta con protecciones tanto en el área como en el equipo las suficientes para evitar de manera eficaz todo tipo de accidentes, sin embargo es de gran importancia mejorar continuamente la seguridad de la planta, las recomendaciones obtenidas nos permitieron detectar áreas en las cuales la seguridad podría mejorar implementando las acciones pertinentes para efectos de seguridad de los trabajadores y de la población circunvecina al obtener mediante el análisis de riesgos un total de 42 recomendaciones.

Las cuales quedaron de la siguiente manera: once recomendaciones clase "A", quince recomendaciones clase "B", doce recomendaciones clase "C" y cuatro recomendaciones clase "D". Así como una serie de actividades las cuales se refieren a buenas prácticas de operación, mantenimiento y seguridad industrial, de estas cuarenta y dos recomendaciones sólo se estudiaron once que fueron las que consideramos las más críticas, de acuerdo al nivel de riesgo encontrado, con la letra "A" considerado de alta prioridad, así como la aplicación de las buenas prácticas de operación siendo éstas las protecciones para la prevención de eventos extraordinarios en la Planta Fraccionadora de Ligeros.

#### IV.B RESULTADOS Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Como resultados y recomendaciones para el árbol de fallas del incendio en el calentador MC-H-101, se obtuvo una probabilidad de  $1.7 \times 10^{-8}$  y una frecuencia de  $1.75 \times 10^{-8}$  veces al año. Si se expresa la probabilidad de este evento en por ciento, se tiene que 0.00000175 % de probabilidad de ocurrencia de incendio en el calentador.

ESCENARIO	PROBABILIDAD	RECOMENDACIÓN
1. Incendio en el calentador MC-H-101.	$1.7 \times 10^{-8}$	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Continuar con el cumplimiento del mantenimiento preventivo/predictivo a válvulas de control de gas combustible del calentador MC-H-101.</li><li>2. Verificar el cumplimiento del procedimiento de revisión de espesores de los tubos del calentador MC-H-101.</li><li>3. Continuar con al capacitación a personal de operación.</li><li>4. Verificar que se cumplan los procedimientos operativos para un mejor control del calentador.</li></ol>
	FRECUENCIA $1.7 \times 10^{-8}$ fallas por año.	

**Tabla 23. Resultados y recomendaciones para el escenario de incendio en el calentador MC-H-101.**

Los resultados y recomendaciones para el árbol de fallas por sobrepresión en la torre despropanizadora MC-T-3, fueron obtenidas con una probabilidad de  $5.22 \times 10^{-5}$  y una frecuencia de  $5.22 \times 10^{-5}$  veces al año. Si se expresa la probabilidad de este evento en por ciento, se tiene que 0.005224 % de probabilidad de ocurrencia de una sobrepresión de la torre despropanizadora MC-T-3.

ESCENARIO	PROBABILIDAD	RECOMENDACIÓN
2. Sobrepresión en la torre despropanizadora MC-T-3.	$5.2 \times 10^{-5}$	<ol style="list-style-type: none"><li>1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</li><li>2. Cumplir con el programa de revisión y calibración a válvulas de seguridad.</li><li>3. Continuar con el mantenimiento preventivo y predictivo a válvulas de control.</li><li>4. Reforzar la capacitación, adiestramiento y evaluación del personal operativo.</li></ol>
	FRECUENCIA $5.2 \times 10^{-5}$ fallas por año.	

**Tabla 24. Resultados y recomendaciones para el escenario de alta presión en la torre despropanizadora T-3.**



De acuerdo a las probabilidades y frecuencias de los escenarios de árbol de fallas el riesgo es aceptable. Las recomendaciones de los dos escenarios analizados con la técnica de árbol de fallas están incluidas en el plan de trabajo resultante del análisis de riesgos HazOp. Por otra parte, al aplicar el análisis de árbol de fallas se logró cuantificar la probabilidad de ocurrencia de un incendio en el calentador MC-H-101 y sobrepresión en la torre despropanizadora MC-T-3. De este análisis se obtuvieron una serie de recomendaciones que al ser implementadas reducirán la probabilidad de que tenga lugar dicho accidente.

En este caso particular, para asignar las probabilidades a los eventos se partió de los índices de frecuencias con que, durante las sesiones HazOp los calificaron los ingenieros; finalmente, se determinó la probabilidad que correspondía a dicha frecuencia.

PROBABILIDAD (P)	FRECUENCIA PROBABLE (F)
$10^0$	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)
$10^{-1}$	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año)
$10^{-3}$	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
$10^{-5}$	Poco probable (no se ha presentado en cinco años)
$10^{-7}$	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
$10^{-9}$	No se ve probabilidad de que ocurra

Tabla 25. Frecuencia probable y probabilidad.<sup>(5)</sup>

De esta forma, la probabilidad asignada para cada evento está basada en la experiencia de todo el equipo de trabajo que participó en las sesiones HazOp.

## IV.C RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

### 1. Escenario No. 1

#### a) Fuga de Nafta del Tanque Acumulador MC-D-101

La fuga de nafta del tanque acumulador se presenta con un inventario de 35,600 kg, considerando un tiempo máximo promedio de control de 900s, se espera que como evento máximo probable y máximo catastrófico ocurra el evento conocido como **Jet Fire** con los siguientes radios de afectación:

Para las condiciones del lugar de estudio, las distancias dentro del límite de inflamabilidad se presentan en la siguiente tabla



CONCENTRACIÓN ppm.	DISTANCIA (m)
L.I.I. (Limite de inflamabilidad inferior) 10814.4	19.9691

Tabla 26. Distancias dentro del límite de inflamabilidad.

Se espera que se genere como eventos máximo probable y máximo catastrófico el evento conocido como **Jet FIRE** los resultados se muestran en la siguiente tabla y en el diagrama AC-MC-01.

Jet Fire		DISTANCIA (m)		
		RADIACIÓN (kW/m <sup>2</sup> )		
		1,4	5,0	12,5
CATEGORÍAS	2.5 m/s, F	98.6735	76.2281	66.6366
	6.2 m/s B/C	89.2708	65.9874	56.1281
	11.1 m/s B	87.1051	63.5785	53.5631

Tabla 27. Radios de afectación por radiación del tanque acumulador MC-D-101.

Para el caso de una explosión de una nube de vapor no confinada por ignición retardada los resultados se muestran a continuación.

Explosión		DISTANCIA (m)		
		SOBREPRESION (PSI)		
		0.5	1	2
CATEGORÍAS	2.5 m/s, F	122.097	105.628	96.1521
	6.2 m/s B/C	No hay peligro	No hay peligro	No hay peligro
	11.1 B	No hay peligro	No hay peligro	No hay peligro

Tabla 28. Radios de afectación por sobrepresión del tanque acumulador MC-D-101.

La nube que produce la fuga se desplaza y el centro de la explosión estaría a 80 m de distancia del centro de la fuga en la dirección del viento.



## 2. ESCENARIO No. 2

## a) Fuga de Nafta de la Torre Deshexanizadora MC-T-101

La fuga de nafta de la torre deshexanizadora MC-T-101 se presenta con un inventario de 27,000 kg, considerando un tiempo máximo promedio de control de 900 s, se espera que como evento máximo probable y máximo catastrófico ocurra el evento conocido como **Jet Fire** con los siguientes radios de afectación:

Para las condiciones del lugar de estudio, no se encontraron distancias por no encontrar límite inferior de explosividad. Se espera que se genere como eventos máximo probable y máximo catastrófico el evento conocido como **Jet Fire** los resultados se muestran en la siguiente tabla y en el diagrama AC-MC-02.

Jet Fire		DISTANCIA (m)		
		RADIACIÓN (kW/m <sup>2</sup> )		
		1,4	5,0	12,5
CATEGORÍAS	2.5 m/s, F	191.027	141.266	119.531
	6.2 m/s B/C	178.372	125.912	123.748
	11.1 m/s B	180.128	123.748	99.55

Tabla 29. Radios de afectación por radiación de la torre Deshexanizadora MC-T-101.

En caso de explosión de una nube de vapor no confinada por ignición retardada los resultados se muestran a continuación.

Explosión		DISTANCIA (m)		
		SOBREPRESION (PSI)		
		0.5	1	2
CATEGORÍAS	2.5 m/s, F	176.815	142.852	123.31
	6.2 m/s B/C	No hay peligro	No hay peligro	No hay peligro
	11.1 B	No hay peligro	No hay peligro	No hay peligro

Tabla 30. Radios de afectación por sobrepresión de la torre Deshexanizadora MC-T-101.

La nube que produce la fuga se desplaza y el centro de la explosión estaría a 90 m de distancia del centro de la fuga en la dirección del viento.



#### IV.D CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Para la fuga de Nafta en el tanque acumulador MC-D-101 de la Planta Fraccionadora de Ligeros se tiene como zona de alto riesgo una distancia de 56.1281 m con daños a cableado de instrumentos y pérdidas de bienes materiales así como humanas, para controlar el incendio el personal de contra incendio puede actuar desde la zona de seguridad con un radio de 89.2708 m ya que para actuar de la zona de riesgo medio que es de 65.9874 m, se tiene que contar con la protección adecuada para no sufrir quemaduras que podrían ser de hasta segundo grado.

Estos datos se pueden observar en el diagrama AC-MC-01 donde se muestran que el área afectada solo se encuentran dentro de la Planta Fraccionadora de Ligeros. Con lo anterior se da como resultado una serie de recomendaciones las cuales se tienen que tomar en consideración y se encuentran en el plan de trabajo antes mencionado.

Gracias al análisis de consecuencias y efectos el trabajo se llevó a mejor término, ya que al escoger un escenario hipotético de un accidente, se evaluaron los efectos que provocaría a los empleados y a la población circundante si estos accidentes se llegaran a presentar. Mediante el análisis de consecuencias se obtuvieron una serie de recomendaciones enfocadas a mejorar las acciones que se efectúan en la refinería con el fin de mitigar los efectos de algún accidente.

#### IV.E RECOMENDACIONES

La seguridad en la operación y mantenimiento de la Planta Fraccionadora de Ligeros "MC" es sumamente dependiente de los procedimientos y prácticas locales de seguridad de la Planta deben seguirse en todo momento. La información y lineamiento indicados en este trabajo son suministros locales de seguridad y no para suplementarlos.

El campo de la seguridad cubre una amplia variedad de tópicos, algo que no podemos de dejar pasar de largo es que cada planta debe desarrollar su propio método coordinado de implementación de procedimientos seguros y apropiados, así como también el control en caso de emergencia esto va de la mano con tres conceptos importantes para una operación segura los cuales son:

- ◆ Conocimiento.
- ◆ Preparación.
- ◆ Sentido común.



**Conocimiento.** El conocimiento, no es automático, debe ser aprendido. El tiempo y esfuerzo invertido en adquirirlo será recompensado por los problemas y accidentes evitados. Una parte importante del conocimiento en la comunicación. Los accidentes tienen mucho menos oportunidad de ocurrir si cada uno sabe que trabajo se está desarrollando. Las líneas de comunicación deben estar bien establecidas, no dejarlas a la ocasión. Esto también aplica al personal que entre y salga de la Planta Fraccionadora de Ligeros.

**Preparación:** Es otra parte importante de la seguridad. Esto incluye la planeación de emergencias y la práctica de maniobras. Es responsabilidad de cada operador estar completamente familiarizado con todos los equipos y procedimientos de emergencia.

**Sentido común:** Es quizás el más relevante de todos los factores de seguridad. No puede ser olvidado cuando se tiene prisa para acabar un trabajo o cuando se está a cargo de un problema.

## 1. Reglas Generales de Seguridad

Se debe practicar la seguridad en apego a los procedimientos y prácticas de trabajo con sentido común debidamente probados y pensar siempre en la seguridad. Cuando haya dudas extremar las precauciones y obtener asistencia o consejos apropiados.

- » Reportar de inmediato cualquier peligro físico, coordinación segura o situación insegura.
- » Reportar todos los desperfectos eléctricos a la personal apropiada. Únicamente personal eléctrico/ instrumentista calificado se encargará de hacer la reparación de circuitos eléctricos, líneas y equipo.
- » Cualquier empleado que tenga una duda acerca de un riesgo particular involucrado en el desempeño de su trabajo debe consultar a su supervisor con respecto al peligro potencial y las precauciones necesarias que se deben tomar.
- » Observar y obedecer todas las señales de advertencia acerca de las condiciones o situaciones de peligros potenciales siempre.
- » Si se ve a alguien trabajando descuidadamente con riesgo de hacerse daño, o a alguien que se vea sin equipo de protección personal apropiado, advertirle del problema y recomendarle trabajar en forma segura. La seguridad es responsabilidad de todos.
- » Está estrictamente prohibido fumar en el área de la planta excepto en aquellos lugares que se designen para este propósito.
- » Todos los empleados deberán vestir ropa apropiada durante su estancia en las áreas de operación. Esto implica usar ropa que cubra totalmente los brazos, piernas y cuerpo mínimo. No utilizar ropa muy holgada.
- » Evitar usar anillos u otras joyas durante su estancia en la planta.





- » Usar siempre casco de seguridad en todas las áreas exteriores así como en todas las áreas de operación y mantenimiento.
- » Todas las personas que trabajan en áreas exteriores de operación y mantenimiento deberán usar gafas o lentes de seguridad equivalentes con protección lateral. Usar caretas protectoras encima de las gafas cuando se realicen trabajos, en todos los ambientes químicos, excepto aire, gas natural, vapor y agua donde las gafas protectoras son el único requerimiento:
  - a) Al operar válvulas, bombas o equipos que contengan o se sospeche que contengan ácido sulfhídrico, gases e inhibidores.
  - b) Al tomar muestras, hacer pruebas o al transferir gases, agua o desechos.
- » Saber la localización y el uso apropiado del equipo contraincendio en el área, bajo ninguna circunstancia se deben usar en fuegos eléctricos, usar solamente los extinguidores apropiados.
- » Para poder empezar cualquier trabajo de reparación en la planta, se deberá contar con los respectivos permisos de entrada y/o permisos de seguridad.

#### IV.F. CONCLUSIONES

Este trabajo forma parte del Análisis de Riesgos que se realizó en la Planta Fraccionadora de Ligeros. Dicho análisis servirá como un instrumento para lograr que la seguridad en la planta sea mucho mejor. Por otra parte, se aprovechará en la refinería para seguir cumpliendo con la implementación del SIASPA, en especial a lo referente al elemento 12 y 13 sobre Análisis de Riesgos y Administración del Cambio.

Finalmente este trabajo sirve para tener una visión más clara de las responsabilidades que un ingeniero químico tiene dentro de la industria, de como es importante siempre y en todo momento la seguridad y protección de sus trabajadores, la comunidad y del medio ambiente. Mediante este trabajo se puede comprender que una de las tareas del ingeniero químico en todas las industrias, no solo en la industria petrolera se aplicará la cultura de "Ganar-Ganar", sino que también hay otros aspectos que igualmente son muy importantes, es decir, se debe lograr que la industria gane en el aspecto económico pero también se debe lograr que los trabajadores y comunidad en general ganen en el aspecto de seguridad y bien social.



## BIBLIOGRAFÍA

## LIBROS:

- 1.- American Institute of Chemical Engineers **Guidelines for Hazard Evaluation Procedures**. Center for Chemical Process Safety. 2<sup>nd</sup> ed. USA, 1992.
- 2.- Cruz Estrada, María de Lourdes **Metodología de Evaluación de Riesgos en Plantas de Proceso**. CRES-ESIQIE. 1995. IPN. México.
- 3.- Gary, J. H. Handwerk, G. E. **Refino de Petróleo**. Editorial Reverte, S. A. 1980.
- 4.-<sup>(7)</sup> Center for Chemical Process Safety, Lees, Frank P. **CCPS/AICHE. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis**, New York, 1989.
- 5.- Butterworth Heinemann **Loss Prevention in the Process Industries**. 2<sup>nd</sup> Ed.; Vol. 3. London. 1996.
- 6.-<sup>(6)</sup> Crowl, D. A. y Louvar, J. F. **“Chemical Process Safety, Fundamentals With Applications”** Prentice Hall. Englewood Cliffs 1990.
- 7.- Santamaría, Ramiro, J.M. y Braña A **Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química**. Fundación MAPFRE. 1994.
- 8.- Gerencia de Información de Petróleos Mexicanos **.El Petróleo**. Proyecto Editorial S.A 1988
- 9.-<sup>(5)</sup> Dow Chemical Company – AIChE. **“Dow’s Fire and Explosion Index Hazard Clasification Guide”**. 6<sup>a</sup>. Edit. American Institute of Chemical Engineers. New York.

## ARTICULOS:

- 1.-<sup>(3)</sup> **Análisis de Riesgos en el Diseño de Plantas de Proceso**. Ing. Juan Manual Alférez Estrada e Ing. Jorge Luis Aguilar Gonzalez. Sección México Centro. México.
- 2.- **Análisis de riesgos en la industria química**. Rea Soto Rogelio, Sandoval Valenzuela Salvador. Boletín IIE, mayo-junio del 2000.
- 3.-<sup>(2)</sup> **Informe Estadístico de Labores**, PEMEX Petroquímica 2002, marzo 2003



4.- **Manual de Operación de la Planta Fraccionadora de Ligeros** de la Refinería "Francisco I. Madero, Tamps.

5.- **American Institute of Chemical Engineer, AICHE.** Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" (1998).

6.-<sup>(1)</sup> **Contraloría General Corporativa, 2002 PEMEX.**

7.-<sup>(4)</sup> **Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad, UNAM.** Facultad de Química.

#### PAGINAS WEB:

- ✓ **Petróleos Mexicanos-Infomes.** Informe Seguridad, Salud y Medio Ambiente. Índice de accidentes 1996-2001. México. Abril, 2002.
- ✓ [http://www.pemex.com/seguridad\\_ind\\_p1.html](http://www.pemex.com/seguridad_ind_p1.html)
- ✓ **Evaluación de riesgos - Emergencias en español.** Foro de discusión. Julio, 2003. .
- ✓ <http://mx.groups.yahoo.com/group/emergencias/message/42>
- ✓ <http://www.redminera.com/Contenido/Codanexoc.htm>
- ✓ <http://google.com>
- ✓ <http://semarnat.gob.mx/>
- ✓ <http://pemex.com/>
- ✓ <http://imp.com/>

#### SOFTWARE:

- **Hazop Wizard versión 2.13** para Access 200/XP ©UNAM, 2002. Facultad de Química.
- **PHAST** (process Hazard Analysis Software Tools) Versión 6.0.



## GLOSARIO

**Accidente:** Evento no premeditado aunque muchas veces previsible, que se presenta en forma súbita, altera el curso regular de los acontecimientos, lesiona o causa la muerte a las personas y ocasiona daños en sus bienes y entorno.

**Accidente químico:** Liberación accidental de sustancias químicas peligrosas ocurrida durante su producción, transporte o manejo.

**Amenaza:** Probabilidad de que ocurra un fenómeno potencialmente dañino dentro de un área y período de tiempo dado. Análisis de vulnerabilidad: Proceso para determinar el valor arriesgado y la susceptibilidad de los bienes expuestos a una amenaza específica.

**Atmósfera explosiva:** Mezcla constituida por aire y gases, vapores, nieblas o polvos inflamables bajo condiciones atmosféricas, en proporciones tales que una temperatura excesiva, arcos, o chispas produzcan su explosión (existe un peligro real).

**Daño:** Es la consecuencia producida por un peligro sobre la calidad de vida individual o colectiva de las personas.

**Desastre:** Una interrupción seria en el funcionamiento de una sociedad causando vastas pérdidas a nivel humano, material o ambiental, suficientes para que la sociedad afectada no pueda salir adelante por sus propios medios.

**Efecto encadenado:** Es la consecuencia inevitable, pero indirecta de otro accidente o circunstancia.

**Electricidad estática:** La electricidad estática se genera por contacto y separación de materiales disímiles. Los principales riesgos de la electricidad estática son los incendios y las explosiones provocadas por descarga de chispas que contienen energía suficiente como para encender cualquier vapor, gas o polvo inflamable.

**Emergencia:** Situación o serie de circunstancias irregulares que se producen de manera súbita e imprevista, que puede originar daños a las personas, propiedad y/o ambiente y que demandan acción inmediata para minimizar sus consecuencias. Toda aquella situación de fuga, derrame, incendio la cual no puede ser controlada por la persona que lo detecta necesitando el auxilio superior o apoyo de personal especializado.

**Fuente de ignición:** Fuegos abiertos, material incandescente expuesto, arco de soldadura eléctrica, lámparas no aprobadas o cualquier chispa o llama producida por cualquier medio.

**Incidente:** Suceso del que no se producen daños o estos no son significativos, pero que ponen de manifiesto la existencia de riesgos derivados del trabajo. Cualquier suceso no esperado ni deseado, que no dando lugar a pérdidas de la salud o lesiones a las personas, pueda ocasionar daños a la propiedad, equipos, productos o al medio ambiente, pérdidas de la producción o aumento de las responsabilidades legales.



**Inflamable:** Materiales con punto de evaporación inferior a 61°C (141.8°F). Es cualquier líquido que tenga punto de inflamación menor de 38° C y una presión de vapor no superior a 2.8 kg/cm<sup>2</sup> (a 38°C), según la National Fire Protection Association (NFPA).

**Mantenimiento predictivo:** Un tipo de mantenimiento basado en condición, que enfatiza la detección temprana de una falla, utilizando técnicas no destructivas, como análisis de vibración, termografía y análisis de rebabas de desgaste.

**Mantenimiento preventivo:** Acciones de mantenimiento desarrolladas sobre la base de un calendario o programa fijo que involucran reparaciones de rutina y reemplazo de componentes y partes de la maquinaria.

**Mezcla explosiva:** Es la mezcla de un comburente (producto oxidante) y de un combustible (producto oxidable) en proporciones tales que puedan dar lugar a una reacción de oxidación muy rápida y muy viva, liberando más energía de la que se disipa por conducción y convección. El comburente puede ser un gas (el oxígeno del aire), un líquido (peróxido) o un sólido (clorato, nitrato, etc.). El combustible puede ser un gas (hidrógeno, vapores de gasolina, etc.), un líquido (disolvente) o un sólido (azufre, madera, etc.). Todas las materias orgánicas son combustibles.

**Peligro:** Situación de riesgo inminente que puede producir un daño o un deterioro en la calidad de vida individual o colectiva de las personas. Fuente o situación con capacidad de daño en términos de lesiones, daños a la propiedad, daños al medio ambiente o una combinación de ambos.

**Probabilidad:** Predicción calculada de la ocurrencia de un accidente en un cierto período de tiempo y se expresa en fracciones de entre 0 y 1.

**Punto de inflamación:** Es la temperatura máxima a la cual un líquido emite un vapor, en concentración suficiente como para formar con el aire una mezcla inflamable cerca de la superficie del líquido, dentro de un recipiente especificado, según procedimientos de prueba e instrumentos apropiados. El peligro relativo aumenta a medida que baja el punto de inflamación. Cuando se le calienta a su punto de inflamación (o sobre ese punto) cualquier líquido combustible producirá vapores inflamables.

**Recomendaciones:** Son todas las acciones o medidas que se pueden implementar para reducir o mitigar la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.

**Siniestro:** Suceso del que se derivan daños significativos a las personas o bienes, o deterioro del proceso de producción.

**Tóxico:** Son aquellos materiales cuya emisión o liberación al ambiente puede causar daños a la salud de los seres humanos, o a cualquier forma de vida.

**Vulnerabilidad:** Facilidad con la que un sistema puede cambiar su estado normal a uno de desastre, por los impactos de una calamidad.