



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
CAMPUS II

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS EN LA SECCIÓN PROPANO-PROPILENO
DE UNA UNIDAD DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA, APLICANDO LA
TÉCNICA HAZOP, ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS Y ANÁLISIS DE
CONSECUENCIAS

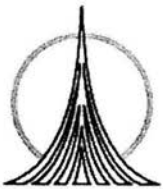
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

RAÚL MONTALVO LARA



UNIDAD EN LA DIVERSIDAD.
ZARAGOZA FRENTE AL SIGLO XXI

MEXICO, D. F.

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/064/03

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: MONTALVO LARA RAÚL

P r e s e n t e.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Salvador Jacinto Gallegos Ramales
Vocal:	Dr. Modesto Javier Cruz Gómez
Secretario:	I.Q. Miguel Angel Varela Cedillo
Suplente:	M. en I. Pablo Eduardo Valero Tejeda
Suplente:	I.Q. Julio Félix Martínez Reyes

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”
México, D. F., 26 de Junio de 2003

EL JEFE DE LA CARRERA

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

AGRADECIMIENTO

A DIOS, por darme la vida y la bendición de haberme permitido culminar mis estudios porque tú pusiste en mi camino a los seres que hacen completa mi vida y por que sin ti yo no estaría en este lugar.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por permitirme formarme como profesioncita.

A Dr. Javier Cruz por darme la oportunidad de pertenecer a su grupo de trabajo

A Néstor por la confianza que me tuvo para estar en este proyecto.

A la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" por el apoyo y la colaboración brindada para la elaboración de este trabajo.

DEDICATORIAS:

A mis Padres Raúl y María Elena por darme la oportunidad, el apoyo, el amor y su cariño que me brindado para poder de terminar mi carrera con todo el esfuerzo sacrificio dedicación y cariño que les implico mil ¡Gracias!

A mis hermanos por brindarme todo su amor, hermandad y amistad. Siempre tengo presente...Gracias por ser parte de mi. Los quiero mucho.

A mi tía Esther Por haberme brindado su confianza, cariño, apoyo y amor toda vez que la necesite, ya que sin ti no podría haber llegado a culminar este gran sueño.

A Chuy, por enseñarme hacerme una mejor persona. Gracias por tu amistad y cariño incondicional, por apoyarme en todo momento e incluso en la realización de este trabajo.

A Fanny, Esmeralda y Balmore por estar siempre en las buenas y malas. Gracias por su amistad y los buenos momentos.

A mis compañeros Fermín, Ricardo, Hugo, Tenango, Orlando Ramón, Aldo, Efraín, Carlos Baltasar, Claudia, Lupita, Tania, Jessica Jazahel, EL Lobo, Alfredo Solórzano.



ÍNDICE

CONTENIDO	Página
ÍNDICE DE TABLAS	IV
ÍNDICE DE FIGURAS	VI
ÍNDICE DE DIAGRAMAS	VII
LISTA DE ABREVIATURAS	VIII
GLOSARIO	IX
CAPÍTULO I. INTRODUCCION.	
1.1 Introducción	2
1.2 Objetivos	5
1.3 Técnicas de Análisis usadas	5
1.4 Etapas del proyecto	6
CAPÍTULO II. MARCO TEORICO.	
2.1 Concepto de Riesgo	8
2.2 Análisis de Riesgo	9
2.3 Técnicas de Identificación de Análisis de Riesgo	10
2.3.1 Métodos Comparativos de Identificación de Peligros	10
2.3.2 Índices de Peligros	11
2.3.3 Análisis de Modo de Fallas y sus Efectos (FMEA).	12
2.3.4 Análisis "WHAT IF"	12
2.3.5 Análisis de Árbol de sucesos(ETA)	12
2.4 Técnicas Utilizadas en el Análisis de Riesgos	13
2.4.1 Análisis de Peligros y Operabilidad "HazOp"	13



2.4.1.1 Metodología del Análisis HazOp.	14
2.4.1.2 Términos usados en un Análisis HazOp.	18
2.4.2 Análisis de Árbol de Fallas.	19
2.4.3 Análisis de Consecuencias.	23
CAPÍTULO III. TRABAJO EN CAMPO.	
3.1 Descripción del Área de Estudio.	25
3.1.1 Proceso de la Unidad de Desintegración Catalítica.	25
3.1.2 Sección Propano-Propileno.	33
3.2 Plan de Trabajo para el Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).	39
3.3 Resultados de Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).	30
3.3.1 Matriz de Riesgos.	41
3.3.2 Clasificación de Riesgos y sus Recomendaciones.	43
3.4 Resultados de Análisis de Árbol de Fallas (FTA).	45
3.4.1 Comparación de Probabilidades con Potencial de Pérdida.	47
3.5 Resultados de Análisis de Consecuencias.	49
3.5.1 Consideraciones para el Análisis de Riesgo.	53
3.5.2 Fuga y Explosión de Propano en la Torre F3-T-16.	55
3.5.3 Fuga y Explosión de Propileno en el tanque acumulador F3-D-49	57

**CAPÍTULO IV. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES**

4.1 Recomendaciones de Análisis HazOp	62
4.2 Recomendaciones de Análisis de Árbol de Fallas	64
4.3 Recomendaciones de Análisis de Consecuencias	65
CONCLUSIONES	66
APÉNDICES	67
BIBLIOGRAFÍA	77



ÍNDICE DE TABLAS	Pág.
Tabla 1.1 Accidentes en la Industria.	3
Tabla 2.1 Métodos de Identificación de Peligros.	10
Tabla 2.2 Significado de las Palabras Guía.	17
Tabla 2.3 Simbología para la Elaboración de un Árbol de Fallas.	21
Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia y Gravedad.	40
Tabla 3.2 Frecuencias utilizadas para la Estimación de Riesgos.	41
Tabla 3.3 Gravedad de Consecuencias para la Estimación de Riesgos.	42
Tabla 3.4 Clases de Riesgo.	43
Tabla 3.5 Resultados del Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).	44
Tabla 3.6 Descripción del Escenario Alta Presión en la Torre F3-T-16.	45
Tabla 3.7 Potencial de Pérdida y Pérdida Máxima Probable.	46
Tabla 3.8 Descripción del Escenario Incendio y Explosión en la Torre F3-T-16.	51
Tabla 3.9 Datos para el Escenario de fuga y Explosión de propano en la Torre F3-T-16	51
Tabla 3.10 Descripción del Escenario Incendio y Explosión en el Acumulador F3-D-49.	52
Tabla 3.11 Datos para el Escenario de Explosión de Propileno del F3-D-49	52
Tabla 3.12 Niveles de Radiación.	54
Tabla 3.13 Niveles de Sobrepresión.	54
Tabla 3.14 Resultados de la Explosión de Propano.	55
Tabla 3.15 Niveles de Sobre presión de Propano A diferentes Distancias.	56



Tabla 3.16 Riesgo por Dardo de Fuego, Jet Fire.	56
Tabla 3.17 Niveles de Incidencia de la Radiación Térmica, Jet Fire.	56
Tabla 3.18 Resultados de la Explosión de Propileno.	57
Tabla 3.19 Niveles de Sobrepresión a Diferentes Distancias por la Explosión de Propileno.	58
Tabla 3.20 Riesgo por Dardo de Fuego, Jet Fire del Acumulador F3-D-49.	58
Tabla 3.21 Niveles de Incidencia de la Radiación Térmica, Jet Fire.	58
Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis HazOp.	62
Tabla 4.2 Recomendaciones del Escenario Alta Presión en la Torre F3-T-16	64
Tabla 4.3 Recomendaciones para el Análisis de Consecuencias.	65

**ÍNDICE DE FIGURAS**

Figura 2.1 Diagrama Sistemática del Análisis HazOp.	16
Figura 2.1 Hoja de Registro de Sesiones del Análisis HazOp.	18
Figura 2.1 Uso de Información y Productos Principales en FTA.	20
Figura 3.1 Matriz de Riesgos.	41
Figura 3.2 Matriz de Clase de Riesgos.	43



ÍNDICE DE DIAGRAMAS	PAG.
Diagrama 3.1 DFP Unidad de Desintegración Catalítica.	34
Diagrama 3.2 DTI Sección Propano-Propileno.	35
Diagrama 3.3 DTI Sección Propano-Propileno.	36
Diagrama 3.4 DTI Sección Propano-Propileno.	37
Diagrama 3.5 DTI Sección Propano-Propileno.	38
Diagrama 3.6 Árbol de Fallas.	48
Diagrama 3.7 Análisis de Consecuencias de la Torre F3-T-16.	59
Diagrama 3.8 Análisis de Consecuencias del Acumulador F3-D-49.	60

**LISTA DE ABREVIATURAS**

API	Instituto Americano del Petróleo.
ASME	Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos.
ASTM	Sociedad Americana de Pruebas y Materiales.
BLEVE	Explosión de un Líquido Hirviendo y Vapor en Expansión.
ETA	Análisis de Árbol de Sucesos.
FCCU	Unidad de Desintegración Catalítica.
FLO	Aceite de Lavado.
FMEA	Análisis de Modos de Fallos y Efectos.
FMECA	Análisis de Modos de Fallos, Efectos y Gravedades.
FTA	Análisis de Árbol de Fallas.
GIDT	Gerencia de Investigación y Desarrollo Tecnológico.
HAZOP	Análisis de Peligros y Operabilidad.
HCO	Aceite Cíclico Pesado.
LCO	Aceite Cíclico Ligero.
LPG	Gas Licuado de Petróleo.
NFPA	Asociación Nacional para la Protección Contra Incendio.
VRU	Sección de Recuperación de Vapores.



GLOSARIO

Accidente.- Evento o combinación de eventos no deseados e inesperados instantáneos o no que tienen consecuencias tales como lesiones o enfermedad al personal, daños a terceros en sus bienes o en su persona, daños al medio ambiente, daños a las instalaciones o alteración a la actividad normal de proceso.

Ambiente.- Entorno en el que la organización opera, incluyendo: Aire, agua, suelo, recursos naturales, flora, fauna, seres humanos y su interrelación. Se extiende desde el interior de la organización hasta el sistema global.

Aspectos ambientales.- Elemento de las actividades, productos o servicios de una organización que puede interactuar con el ambiente.

Aspecto ambiental significativo.- (AAS) es un aspecto ambiental que tiene o puede tener un impacto ambiental significativo, esto es, considerable por su magnitud o su probabilidad de ocurrencia.

Análisis de Riesgo.- Conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos naturales, sociales), fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Causas.- Son las razones por las que la falla ocurre. Una vez que se ha determinado que la falla puede tener posibles causas, debe considerarse a esto como algo de suma importancia así como una mayor probabilidad de ocurrencia de la falla.

Componente.- Es la pieza del equipo por analizar, ejemplos: cambiadores de calor, reactores, torres, etc. Incluyendo además sus accesorios tales como: líneas de instrumentación de control, válvulas de bloque, líneas de proceso.

Consecuencia.- Resultado de un evento no deseado, medido por sus efectos en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Desintegración catalítica.- Rompimiento de moléculas complejas en un compuesto químico a través de un catalizador.

Escenario de riesgo.- Determinación de un evento hipotético en el cual se toma en consideración la ocurrencia de un accidente bajo condiciones determinadas, definiendo mediante la aplicación de modelos matemáticos y criterios acorde a las características de los procesos y/o materiales las zonas potencialmente afectadas.



Falla o Desviación.- Es la desviación de la intención original del componente la cual se encuentra aplicando las palabras guías.

Frecuencia.- Es el número de veces que se espera repita o ocurra una falla. Esta frecuencia será equivalente a la frecuencia mayor de cualquiera de las causas de una falla y generalmente se fija como incidencia por año.

Impacto ambiental.- Cualquier cambio al ambiente, bien sea adverso o benéfico, total o parcial, que resulte de las actividades, productos o servicios de una organización.

Incidente.- Es el evento ó combinación de eventos no planeados que se deben a errores humanos, fallas en los equipos y/o fenómenos naturales, que bajo circunstancias un poco diferente pudo tener ó no consecuencias para el personal, la población, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinarias).

LPG. Gas Licuado de Petróleo (60% n-butano y 40% n-propano).

Mitigación.- Conjunto de acciones para disminuir las consecuencias de la ocurrencia de un accidente.

Modelo.- Representación simplificada o esquemática de un evento o proceso con el propósito de facilitar su comprensión ó análisis.

PHAST. Process Hazard Analysis Safety Tool. (Herramienta de Software para la Evaluación de Riesgos de Proceso).

Prevención.- Conjunto de medidas tomadas para evitar o disminuir un riesgo.

Probabilidad de ocurrencia.- Posibilidad de que un evento acontezca en un lapso determinado.

Potencial de pérdidas. - Es la magnitud de afectación que una Instalación Industrial dada, puede sufrir al ocurrir un evento peligroso.

Riesgo.- Probabilidad de que ocurra un daño.





1.1 INTRODUCCIÓN.

La Ingeniería Química ha evolucionado durante estos últimos años mejorando el análisis, la administración, la supervisión y el control de los procesos; en los cuales se efectúan cambios físicos, químicos y bioquímicos, para transformar materias primas en productos elaborados o semielaborados; así como los diseños, construcción y montaje de plantas y equipos para estos procesos.

Durante los últimos años, la sociedad ha tenido la idea de que la Industria Química es de alto riesgo; el principal motivo es el gran crecimiento de la industria química tanto en el número de plantas industriales su capacidad. Estos cambios involucran el uso de nuevos procesos e inclusive el desarrollo de nuevas tecnologías, la automatización de las plantas, etc.

A partir de la segunda mitad del siglo XX, el crecimiento de las plantas químicas en cuanto a número y capacidad ha sido muy significativo, debido a ello, se ha observado un aumento de la tendencia y magnitud de los accidentes, los cuales han provocado cuantiosas pérdidas humanas y materiales, así como daños ambientales severos. Esto ha propiciado una mayor conciencia sobre la seguridad industrial que de alguna forma ya se extiende al público en general. La administración de casi todas las industrias en sus distintos niveles ha respondido a esta creciente sensibilidad social y ha realizado esfuerzos importantes para regular las actividades de la industria en general y dándole más importancia a aquellas que presentan mayor riesgo. Estos esfuerzos tienen como objetivo la reducción de accidentes (sobre todo de los catastróficos) durante la fabricación de productos químicos.

La identificación de riesgos es una disciplina que combina la ingeniería del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias, probabilidades y consecuencias de accidentes.

Para la identificación de riesgos, es una buena estrategia identificar y evaluar los riesgos mediante una técnica cualitativa, tal como la Técnica de Peligros y Operabilidad (HAZOP), y después hacer una evaluación cuantitativa de los eventos culminantes mediante las técnicas cuantitativas de Árbol de Fallas (FTA) y el Análisis de Consecuencias (AC).

a) Identificación de Peligros y Operabilidad: se realizan una serie de sesiones con un equipo multidisciplinario (como líder y documentador e ingenieros especialistas de la planta a analizar) para llevar a cabo un estudio de los peligros. Para el caso particular de este trabajo, en la sección de propano-propileno de una unidad de desintegración catalítica. Para el análisis HAZOP se utiliza una serie de palabras guía combinada a cada parámetro del proceso para identificar mediante la discusión y la generación de ideas, posibles desviaciones de la intención del diseño del sistema y sus procedimientos, buscando así los sistemas de protección de los riesgos; además, se cuantifican parcialmente estos riesgos mediante la combinación de frecuencias y gravedades.



b) Análisis de Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias: el Análisis de Árbol de Fallas es la representación de las secuencias de acontecimientos que pueden conducir a un accidente “suceso culminante” y el Análisis de Consecuencias nos proporciona información sobre los efectos que se producirán en caso de que un accidente suceda.

Para minimizar los accidentes, se debe tener un proceso en el que sus peligros estén identificados y controlados mediante buenos programas de capacitación y adiestramiento, un alto sentido de responsabilidad de toda la administración de la empresa y sus operarios, un equipo en buenas condiciones y un sistema de acciones preventivas ejecutadas a tiempo y por cada integrante de la organización.

Un accidente es un suceso no planeado que pone en peligro la seguridad del ser humano, ya sean empleados y/o miembros de la sociedad, el medio ambiente, la producción y las instalaciones.

Un riesgo no se puede medir con precisión, pero sí puede ser estimado con suficiente aproximación. El análisis de riesgos es un intento para ponderar y comparar estimativamente las consecuencias de un accidente contra la probabilidad de que ocurra. La probabilidad y consecuencias de un accidente se reducen si el peligro, en sus causas y efectos, está identificado y se llevan a cabo las recomendaciones que resultan del análisis.

Este desarrollo ha propiciado un aumento en el número de personas que cada día pueden estar expuestas a las consecuencias de un accidente industrial (como se muestra en la tabla 1.1). Estos accidentes provocaron cuantiosas pérdidas humanas, materiales e impacto ambiental.

Tabla 1.1 Accidentes en la Industria.

LUGAR	ACCIDENTE
Flixborough(Gran Bretaña) 1 de junio de 1974.	Explosión de una nube de gas producida por una ruptura de tubería que descarga aproximadamente 80 toneladas de ciclohexano líquido caliente.
San Juan Ixhuatepec (México, D.F) 19 de Noviembre de 1984	Explosión de contenedores de gas LP.
Bopal (India) 2 de Diciembre de 1984	Fuga de isocianato de metilo en una planta de Unión Carbide, la emisión del gas se esparció sobre una superficie de 40 Km.
Texas (EUA) Octubre de 1987	Fuga de ácido fluorhídrico.
Guadalajara (México) 23 de Abril de 1992	Explosión en cadena a lo largo de una red urbana de alcantarillado de aproximadamente 13 Km de longitud debido a la presencia de combustible por una fuga de una tubería.



La industria química por su parte, ha respondido a las demandas de la sociedad, lo que ha dado origen a la aparición de programas de seguridad, que se han ido extendiendo poco a poco en esta rama industrial. Una de las industrias mexicanas líder en la materia de seguridad industrial y protección al medio ambiente es PEMEX que ha implantado dentro de sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA). El SIASPA ⁽¹²⁾ está integrado por 18 elementos relacionados con el factor humano, los sistemas de trabajo y las instalaciones. El elemento 12 del SIASPA ^(12a), involucra 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, población circunvecina, y 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, así como 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.

PEMEX preocupado por dar cumplimiento detallado a cada uno de los elementos del SIASPA y para poder dar seguimiento al punto 12 relacionado con el Análisis de Riesgos dentro de sus instalaciones, se efectuó un estudio en la sección de propano- propileno, de una unidad de desintegración catalítica.



1.2 OBJETIVOS.

- Aplicar los análisis semicuantitativos de los riesgos en la sección propano-propileno mediante la técnica HAZOP.
- Realizar la selección de un escenario hipotético de accidente para evaluar sus consecuencias y proponer medidas de protección para disminuir sus efectos.
- Emitir, una lista de recomendaciones que al ser implementadas conforme a su prioridad, mejorará la operación e incrementará la seguridad de la planta.
- Realizar una evaluación cuantitativa de los eventos culminantes mediante las técnicas Análisis de Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias.
- Establecer las medidas para controlar y reducir el nivel de riesgos en la sección de propano-propileno de una unidad de desintegración catalítica con el fin de mejorar la operabilidad del área.
- Crear una conciencia en el personal de la unidad en lo referente a seguridad laboral.

1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS USADAS.

En este trabajo se combinaron las técnicas HazOp, la técnica de Análisis de Árbol de Fallas y la técnica de Análisis de Consecuencias.

La técnica de Análisis de Peligros HazOp identifica Peligros derivados de la operación, y establece las recomendaciones para minimizarlos y mejorar la operabilidad de la misma. La técnica de Análisis de Árbol de Fallas es usada para la evaluación cuantitativa de un evento hipotético seleccionado y los resultados obtenidos de dicho análisis indican la probabilidad de ocurrencia del evento, las causas raíz que le darían origen y como consecuencia, ayuda a tomar la decisión de aceptar o no el riesgo. El Análisis de Consecuencias nos permite visualizar las situaciones y efectos que tiene un incidente y a desarrollar acciones que reduzcan el riesgo del evento así como los posibles daños al personal y la planta.



1.4 ETAPAS DEL ESTUDIO.

1. Recopilación de información y actualización de DFP's y DTI's.

En esta etapa del estudio se recopiló información relacionada con la operación y seguridad de la planta; con esta información se realizó un recorrido en campo, agregando todos los cambios existentes en la planta con ello se actualizaron los diagramas de flujo de proceso (DFP's) y los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's), con el objetivo de tener información actual para realizar el estudio de Análisis de Riesgos.

2. Realización del estudio de Operabilidad HazOp.

En esta etapa del estudio se formó un grupo multidisciplinario que participó en las sesiones HazOp; también se seleccionaron los circuitos a los cuales se les aplicó la técnica HazOp, aplicando las palabras guía a los parámetros que se consideran importantes. Por último, basados en los resultados del Análisis HazOp, se seleccionaron los escenarios de accidentes más probables para realizar un análisis de Árbol de Fallas y el Análisis de consecuencias.

3. Elaboración del plan de trabajo.

A partir de las hojas de datos generadas en las sesiones, se elaboró una lista de recomendaciones jerarquizadas de acuerdo a la gravedad y probabilidad del escenario supuesto por lo cual se seleccionaron las recomendaciones con mayor probabilidad de reducción de riesgos.

4. Análisis de resultados.

En esta última etapa se presentan los resultados de la técnica HazOp, Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias. Estos resultados son una serie de recomendaciones las cuales fueron jerarquizadas de acuerdo al nivel de importancia dentro de un plan de trabajo, el cual se elaboró para darle seguimiento a las acciones necesarias para la implementación de recomendaciones en los lugares establecidos.





2.1 CONCEPTO DE RIESGO.

La palabra riesgo significa medida de la pérdida económica y/o de daños para la vida humana y el medio ambiente, expresada como una función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias^(1,7).

$$R=F(p, C)$$

Siendo:

R= riesgo;

P= probabilidad

C= magnitud de las consecuencias (pérdidas y/o daños).

De manera general se tiene que:

$$\text{Riesgo} = \text{probabilidad} \times \text{consecuencias.}$$

El riesgo está siempre asociado a la probabilidad de que ocurra un evento no deseado. Por ello, debe entenderse que el peligro es una propiedad intrínseca de una situación (persona u objeto) y que no puede controlarse o reducirse. La palabra peligro significa cualquier condición física o química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad. La palabra accidente significa cualquier acontecimiento que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema y pueden ser accidentes menores o accidentes mayores.

El riesgo también puede ser definido a través de las siguientes expresiones:

- Combinación de incertidumbre y daño.
- Razón entre peligro y las medidas de seguridad.
- Combinación entre evento, probabilidad y consecuencias.

Muchas de las actividades que se realizan en la industria química presentan un riesgo, que sólo se puede eliminar si desapareciera la industria química, esta medida no es posible porque dependemos de ésta; la solución real es determinar cual es el nivel de riesgo aceptable en una instalación/proceso.

Para decidir si un riesgo es o no aceptable, se requiere estimar su magnitud mediante un análisis de riesgos, es decir, se debe hacer una estimación cuantitativa del nivel del peligro potencial que representa una actividad, tanto para el personal como para los bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar.

La decisión de aceptar o no el riesgo es difícil, porque se deben tomar en cuenta consideraciones humanas, económicas, de responsabilidad legal y de imagen pública.



2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS^(1, 13, 14.)

El análisis de riesgos es una disciplina que combina la evaluación del proceso desde el punto de vista de la ingeniería de procesos con técnicas matemáticas, que permiten realizar estimaciones de frecuencias/ probabilidades y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgos se utilizan para tomar decisiones, ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgos fijados como objetivo en una determinada actividad.

El análisis de riesgos permite cuantificar el potencial de accidentes, que se pudieran suscitar una determinada instalación o proceso y comparar las distintas alternativas de solución.

Un análisis de riesgo que es orientado a la prevención de accidentes implica:

- **Identificación de sucesos no deseados y Análisis de los mecanismos por los que estos sucesos tienen lugar.** ¿Qué puede ocurrir? ¿Qué puede ir mal?

En esta fase del estudio se pretende obtener una lista de todas las desviaciones que:

- Puedan producir un efecto adverso significativo.
- Tengan una probabilidad razonable de producirse.

La identificación de las circunstancias se llevará a cabo mediante códigos, listas de identificación, análisis histórico de incidentes, métodos basados en Índices de Peligros, Análisis de Desviaciones (What if), Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp) y Análisis de Modos de Falla y Efectos(FMEA), etc.

- **Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que pueden producirse.** ¿Cuáles son las consecuencias? Para poder responder, es necesario tener un modelo o modelos de consecuencias que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, de esta manera que estos pueden ser cuantificados. ¿Con qué frecuencia? La cuantificación de dichos sucesos se estima en términos de frecuencia o probabilidad que tengan lugar durante la vida de la instalación. Para ello suele acudir a métodos más estructurados como el Análisis de Árbol de Fallas (FTA), o el Análisis de Árbol de Sucesos (ETA), en los que se procede a asignar probabilidades a los distintos sucesos en las cadenas de evolución de acontecimientos, haciendo uso de información.



2.3 TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

Algunas de las técnicas utilizadas en la identificación de riesgos pueden dividirse en tres grupos como se muestra en la tabla 2.1. Los métodos comparativos se basan en la experiencia de las personas involucradas directamente en el proceso o equipo. Los índices de peligros, suelen identificar riesgos concretos, son útiles para señalar en que áreas hay mayor concentración de riesgo y requiere de un análisis más detallado con técnicas más especializadas y sistemáticas. Por último, los métodos generalizados, los cuales proporcionan esquemas de razonamiento más sistemático y de mejores resultados, son considerados herramientas de análisis versátiles y de mucha utilidad.

Tabla 2.1. Métodos de Identificación de Peligros.

MÉTODOS COMPARATIVOS.
<ul style="list-style-type: none">• Códigos y estándares.• Listas de comprobación (Checklists).• Análisis histórico de accidentes.
ÍNDICES DE PELIGROS.
<ul style="list-style-type: none">• Índice Dow.• Índice Mond.
MÉTODOS GENERALIZADOS.
<ul style="list-style-type: none">• Análisis de Modos de Falla y Efectos (FMEA).• Análisis "WHAT IF".• Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).• Análisis de Árbol de Fallas (FTA).• Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).• Análisis de Consecuencias.

2.3.1 Métodos Comparativos de Identificación de Peligros.

Los métodos comparativos de identificación de riesgos se utilizan para evaluar la seguridad de una planta y se basan en la experiencia adquirida por el personal responsable de la operación del proceso o en la experiencia de organizaciones externas a la misma. Las empresas han elaborado procedimientos técnicos internos donde establecen como se diseñan, instalan, distribuyen, operan, etc., los equipos de proceso a utilizar. El contenido de los procedimientos cumple con la legislación local y nacional, así como con estándares de las diferentes ramas de la ingeniería. Entre los códigos y estándares que han sido aplicados se encuentran los siguientes: ASME, ASTM, API, NFPA, etc.



Aparte de los códigos y estándares, otro método comparativo de identificación de riesgos que hace uso de la experiencia adquirida por la empresa, son las Listas de Verificación (CHECKLISTS). Estas listas permiten comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando carencias de seguridad o áreas que requieran un estudio más profundo.

2.3.2 Índices de Peligros.

Los índices de peligros, proporcionan un método directo y sencillo para estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso y jerarquizan las áreas conforme a su nivel de riesgo. Proporcionan un valor numérico, que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Con base a este nivel, se toma la decisión de hacer un análisis más profundo aplicando técnicas más específicas, por ejemplo: HazOp, Árbol de Fallas, etc. Los índices de peligros son de gran utilidad, porque proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud del riesgo de un área específica.

El Índice de Incendio y Explosión creado por Dow Chemical, es una de las herramientas más utilizadas para la evaluación objetiva paso a paso de la posibilidad real de un incendio, explosión y reactividad de equipos de proceso y su contenido en la industria química. La determinación del Índice de Incendio y Explosión (F&EI) proporciona un valor relativo del riesgo de pérdidas individuales en una unidad de proceso debido a incendios y explosiones potenciales. El propósito principal es servir como guía para seleccionar métodos de protección contra incendios y ofrecer información clave para ayudar a evaluar el riesgo general de incendio y explosión.

Los objetivos del índice Dow son: cuantificar el daño esperado ocasionado por un incendio o una explosión, identificar los equipos que generan el mayor riesgo potencial y facilitar a la gerencia de seguridad una prioridad de las medidas a adoptar.

El índice Mond es un índice de peligros de incendio y explosión aplicable a industrias de proceso de gran capacidad productiva. Sin embargo, la toxicidad de los materiales involucrados o de los que posiblemente se generen en un accidente, es contemplada únicamente como un factor agravante en las tareas de control y limitación de la incidencia y no como un posible riesgo en sí mismo.

La aplicación del método, a diferencia de los anteriores, es iterativa, por cuanto en primer lugar se divide la instalación objeto de estudio en unidades de proceso, se describen los materiales determinantes en el riesgo y se evalúa el peor caso (“worstcase”). Una vez obtenido un primer resultado, se corrige con la modificación de los índices más determinantes (si ello es razonable) y por último se modifican los valores obtenidos mediante la aplicación de unos factores correctores, que tienen en consideración aquellos aspectos que minimizan el riesgo, igual que en el método DOW.

El método no se complementa con cálculos sobre la pérdida de beneficios, el área afectada o los días de paralización. Sin embargo, se subdivide en varios factores indicadores de riesgos parciales (explosión e incendio por separado).



Los Índices de Mond y Dow determinan los índices de incendio, explosión y toxicidad de cada proceso. Es un método cualitativo y cuantitativo. Se aplica en la etapa de proyecto ejecutivo y de explotación.

2.3.3 *Análisis de Modo de Fallas y sus Efectos (FMEA).*

El análisis FMEA (Failure Modes and Effects Analysis) consiste en un diagnóstico de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que un fallo de los mismos puede tener sobre el sistema. Es un análisis sistemático, que se realiza poniendo interés en las fallas de funcionamiento de componentes. En el contexto de este análisis, una modalidad de fallas 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, está fuera de tolerancia o tiene 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.

2.3.4 *Análisis “WHAT IF”.*

La técnica “What if”, que significa “¿Qué pasa si...?”, es un acercamiento propositivo en el que un grupo de personas familiarizadas con el proceso se formulan preguntas sobre posibles eventos no deseados. Este concepto impulsa al equipo de análisis a pensar con preguntas que comienzan con “¿Qué pasa si...?” sin embargo, cualquier inquietud puede ser expresada como pregunta.

Debido a su falta de estructura, los miembros del equipo deberán tener experiencia considerable, de lo contrario es posible que se realicen omisiones importantes. Normalmente el secretario registra todas las preguntas. Entonces son divididas en áreas específicas de investigación, como seguridad eléctrica, protección contra incendios, o seguridad personal. Cada área es subsecuentemente solucionada por un equipo capacitado del área.

El propósito de este análisis es identificar peligros, situaciones peligrosas o secuencias específicas de accidentes que pueden producir consecuencias adversas. Un grupo experimentado de personas identifican estos posibles accidentes, consecuencias y protecciones existentes entonces sugieren alternativas de reducción de riesgos.

2.3.5 *Análisis del Árbol de Sucesos (ETA).*

Esta técnica parte de un suceso determinado e investiga mecanismos razonables mediante los cuales éste puede tener lugar. El análisis de árbol de sucesos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado.



El ETA hace énfasis en un suceso inicial que supone que ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final o bien se anula la secuencia de circunstancias evitando el 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 sucesos se lleva a cabo con el siguiente esquema:

- I Identificación de sucesos iniciadores relevantes.
- II Identificación de las funciones de seguridad diseñadas para responder al suceso iniciador.
- III Construcción del árbol de sucesos.
- IV Descripción de las cadenas de acontecimientos resultantes.

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

2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ANÁLISIS DE RIESGOS.

2.4.1 Análisis de Peligros y Operabilidad “HazOp”

La técnica HazOp fue desarrollada a mediados de los años 60's por ingenieros de prevención de pérdidas y confiabilidad de la división Mond de la empresa Imperial Chemical Industries (ICI), de Gran Bretaña⁽⁶⁾, esta técnica es aplicada en la actualidad por los siguientes motivos:

1. Las causas de los accidentes potenciales que han ocurrido en diferentes plantas de proceso y que han provocado cuantiosas pérdidas humanas, materiales y ambientales, pueden evitarse disminuyendo su frecuencia o por lo menos, mitigando sus consecuencias.
2. El control y automatización de los procesos, cada vez más sofisticados, reducen el error humano, sin embargo, este incremento de tecnología puede provocar una disminución del conocimiento de los operadores aumentando el riesgo⁽⁶⁾.

Para desarrollar un estudio **HazOp** se requiere de una descripción completa del proceso y se cuestiona a cada una de las secciones de éste y a cada componente para descubrir que desviaciones del propósito original para el cual fueron diseñadas, puede ocurrir y determinar cuales de éstas desviaciones pueden dar lugar a riesgos para el proceso o el personal.



Además el análisis HazOp nos sirve para identificar problemas de seguridad en una planta y es de gran ayuda para mejorar la operación de la misma. La suposición de esta técnica es que los riesgos de operación, aparecen como causa y consecuencia de las desviaciones de las condiciones normales en una determinada etapa de la planta, por ejemplo, arranque, operación normal en régimen estacionario, no estacionario y en paro de la misma.

La técnica HazOp se basa en dos puntos principales:

- Carácter sistemático porque hace un examen basado en la aplicación sucesiva de palabras guía que proporciona una estructura de razonamiento que nos facilita la identificación de desviaciones, causas, consecuencias y acciones correctoras.
- Carácter Multidisciplinario ya que se aplica con la participación de un grupo de las diferentes áreas de la Ingeniería para discutir e identificar posibles riesgos y establecer medidas correctivas, para disminuir la posibilidad de su ocurrencia^(1,4).

2.4.1.1 Metodología del análisis HazOp.

La información requerida por la técnica es la siguiente:

- Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) y Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) actualizados.
- Planos de los sistemas contra-incendio y de conexión a tierra.
- Balances de materia y energía.
- Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones.
- Procedimientos operacionales.
- Registros históricos de incidentes.
- Fallas de equipos o componentes.
- Descripción del Proceso, manual de operación, cartas de secuencias de control de instrumentos.
- Bitácoras de mantenimiento.

El efectuar un estudio de riesgo con información no actualizada es pérdida de tiempo.

La conversión de los datos en una forma adecuada a los propósitos del estudio. La información disponible se debe analizar para asegurarse que es suficientemente comprensible para cubrir los requisitos del estudio.



Dependiendo del tipo de planta a analizar es la cantidad de trabajo requerido en la conversión de los datos. Para plantas con procesos continuos, el trabajo preparatorio es menor, los diagramas de flujo o de tubería e instrumentación contienen suficiente información para el estudio.

Para el desarrollo del análisis se requiere como primer paso la formación de un equipo multidisciplinario formado por los siguientes Ingenieros:

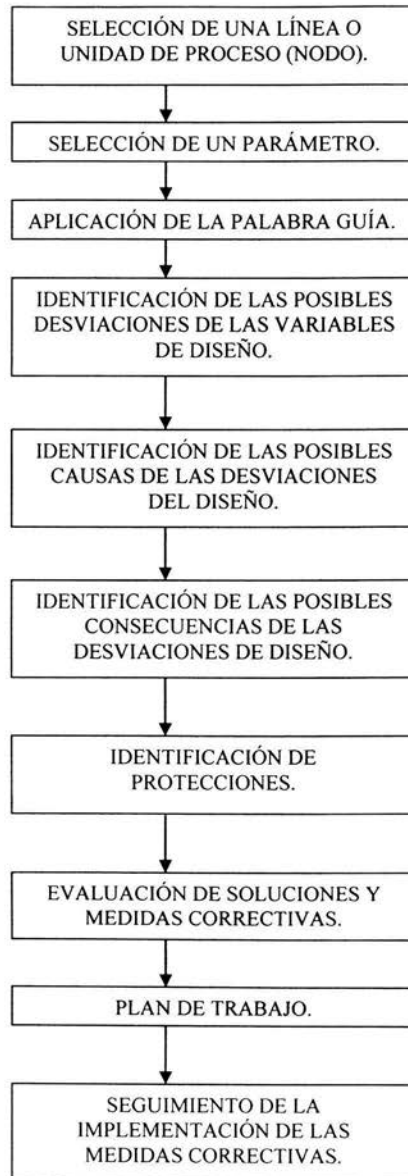
- Ingeniero de proyectos.
- Ingeniero de procesos.
- Ingeniero instrumentista.
- Ingeniero de mantenimiento de plantas.
- Ingeniero de seguridad.
- Ingeniero de mantenimiento eléctrico.
- Ingeniero de mantenimiento mecánico.
- Ingeniero de mantenimiento civil.

Además, se requiere de personal con experiencia en la aplicación de la técnica, su objetivo primordial consiste en actuar de mediador, asegurándose de que se aplica adecuadamente la técnica, sin descuidar ningún detalle y estimular la participación entre los miembros del equipo formado. Para llevar a cabo el análisis se debe tomar en cuenta lo siguiente:

- Las sesiones de trabajo deben estar bien estructuradas y controladas por el facilitador que debe seguir el plan para la aplicación de la técnica HazOp.
- Seleccionar el primer elemento del sistema, generalmente un recipiente o equipo numerado en el diagrama. A este sistema se le conoce como nodo.
- Aplicación de la técnica HazOp.
- Se analiza la primera línea, conexión o accesorio, usando las palabras guía de la tabla 2.2, a los parámetros seleccionados para una unidad o sección del proceso y posteriormente se determinan las causas, consecuencias y protecciones de una desviación.
- Finalmente el equipo HazOp propone soluciones correctivas y evalúan su costo de acuerdo a su clasificación y jerarquización.
- El diagrama sistemático del análisis HazOp se indica en la figura 2.1.

En el análisis HazOp es preciso garantizar un registro de los resultados del análisis, lo que generalmente se realiza en columnas como se muestra en el ejemplo de la figura 2.2.


Figura 2.1. Diagrama Sistemático del Análisis HazOp⁽¹⁾.



*Tabla 2.2 Significado de las palabras guía^(1,4,5).*

Palabras Guía	Significado
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay flujo en la línea.
MÁS	Aumento cuantitativo sobre la variable de diseño. Ejemplo: Más temperatura (mayor a la de operación), mayor velocidad de reacción, mayor presión, etc.
MENOS	Disminución cualitativa sobre la variable de diseño. Ejemplo: Menos temperatura (menor de operación), menor presión menor a la de operación, etc.
ADEMÁS DE / TAMBIÉN COMO	Aumento cuantitativo. Si se modifican las variables de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos transcurren según la intención de diseño. Ejemplo: La composición del sistema es menor de la prevista.
INVERSIÓN	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, se da la reacción inversa, etc.
EN VEZ DE / OTRO QUE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo totalmente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, Cambia el diseño de operación de la unidad, etc.

*Figura 2.2. Hoja de registro de sesiones del Análisis, “HazOp”.*

	Compañía:	Área/proceso	Fecha:				
	Nodo:						
	Diagramas:			Producto:			
Parámetro:		Palabra Guía:		Desviación:			
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase

2.4.1.2 Términos usados en un Análisis HazOp.

Los términos más comunes utilizados en esta técnica se definen a continuación:

Causa: Es lo que hace que se genere una desviación al proceso. Falla de un instrumento, equipo, condiciones climatológicas, etc. Las causas inmediatas pueden tener causas secundarias que las provocan, las cuales pueden ser encontradas mediante un estudio más detallado.

Consecuencia: Es el daño leve ó grave, producto de la desviación al proceso, que se ocasiona a las personas, al medio ambiente y a las instalaciones de la planta.

Desviación: Es la combinación de las palabras guía con algún parámetro. Las desviaciones indican una modificación cualitativa ó cuantitativa de la variable de diseño.

Nodo: Es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea significativo y suficientemente grande para que sea manejable.

Parámetro: Es una manifestación física ó química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.

Palabra guía: Es aquella que indica la desviación parcial ó total de la variable de diseño.

Salvaguarda ó protección: Es todo aquello que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente ó para mitigar sus efectos, ya sean instrumentos, procedimientos, simulacros, sistemas contra incendio, etc.



2.4.2 *Análisis de Árbol de Fallas (FTA).*

El análisis de árbol de fallas (FTA por sus siglas en inglés, Fault Tree Analysis) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad ó la frecuencia con que puede ocurrir un evento indeseable, que llamaremos evento culminante ó escenario potencial de accidente. El evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de un equipo, de sus componentes ó fallas del operador. La probabilidad ó frecuencia del evento culminante se determina sumando las frecuencias ó las probabilidades y multiplicando las probabilidades con probabilidades ó 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 pudieran causar el evento culminante, además de cómo interactúan y cómo, de acuerdo a la probabilidad de cada uno de ellos, determinan la probabilidad de ocurrencia del evento culminante. También, permite analizar los efectos de cambios o adición de componentes a un sistema, por ejemplo, la instalación de un sistema de alarmas de alto nivel o paro.

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^(1,5).

El análisis FTA usa compuertas lógicas de entrada y salida, que se representan por símbolos y por letras "Y" (que representa el producto) y "O" (que representa la suma); para mostrar la interacción de las fallas de los subsistemas para producir el evento culminante.

Los símbolos usados para las compuertas de entrada "Y" es un punto "•" de producto y "O" es el signo "+" de suma, para los eventos intermedios ó de mando, para los eventos básicos ó primarios (mal diseño ó deterioro de equipo ó línea durante el servicio) y para los eventos que ya no se desarrollan más, llamados secundarios (falla de equipo debido a perturbaciones excesivas en las condiciones de operación) se ilustran en la Tabla 2.3.

Figura. 2.3 Uso de información y productos principales en FTA.

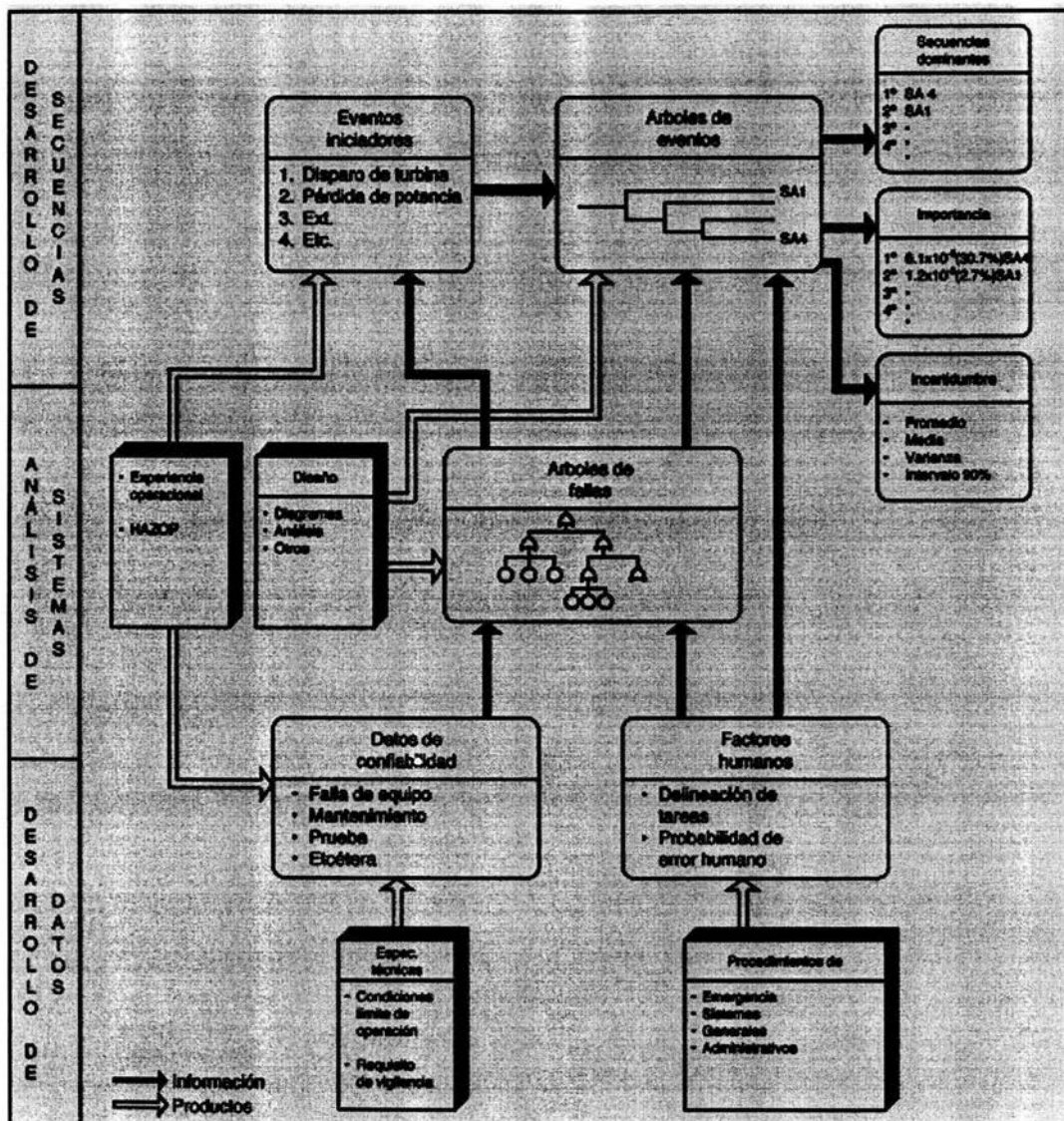

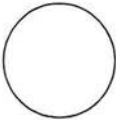
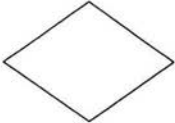

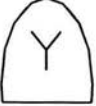
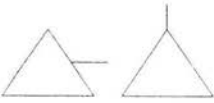


Tabla 2.3 Simbología para la elaboración de un árbol de fallas.

SÍMBOLO	APLICACIÓN
	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otros sucesos que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas
	Sucesos básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No se necesitan desarrollarse más.
	Sucesos no desarrollados. No son sucesos básicos, y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas O: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas Y: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo, en otra página, por falta de espacio).



¿Cómo se construye un Árbol de Fallas?

El árbol de fallas se construye desde el evento culminante hacia abajo. Cuando el evento de entrada es la falla de un componente ó equipo de un sistema se denomina "Falla Funcional" y se aceptan tres clases de eventos causantes, a través de una puerta "O", fallas primarias, fallas secundarias y fallas de mando.

Fallas primarias: Son aquellas que suceden cuando el componente es incapaz de realizar su función de diseño bajo condiciones normales de operación.

Esto se debe a un diseño inadecuado, por defecto o deterioro durante su operación. Su símbolo es un círculo.

Fallas secundarias: Son las que ocurren por fuerzas ajenas al sistema por ejemplo, inundaciones, huracanes, tornados, terremotos, etc. Su símbolo es un rombo.

Fallas de mando: Ocurren cuando un componente o equipo falla debido a condiciones que rebasan los límites establecidos en la operación o de seguridad por ejemplo, falsas señales, cargas mecánicas, etc.

Un Árbol de Fallas, generalmente, consiste de los siguientes pasos:

- Identificar el evento culminante de la falla del sistema que se desea estudiar y ubicarlo en la parte superior del Árbol.
- Procesar, a continuación, el nivel inmediato inferior del sistema, por ejemplo, nivel de subsistemas e identificar las fallas de éstos que pueden llevar al evento culminante.
- Determinar la interacción lógica entre los subsistemas que puedan causar el evento culminante.
- Proceder con el nivel inmediato inferior del sistema de acuerdo al segundo inciso hasta llegar a la identificación de los eventos base.
- Manejar la base de datos de presentación de los eventos base y procesarlos estadísticamente para obtener la probabilidad de que cada evento base se produzca y, aplicando "Teoría de Conjuntos", calcular de acuerdo a las compuertas lógicas "Y" (simultáneos y, por lo tanto, producto) y "O" (independientes y, por lo tanto, suma) ir determinando la probabilidad de que ocurran los eventos del nivel superior del Árbol hasta llegar a la probabilidad del evento culminante. Las probabilidades de ocurrencia se muestran en el Apéndice A.



2.4.3 *Análisis de Consecuencias/Efectos.*

El Análisis de Consecuencias (AC) nos proporciona información sobre los efectos que se producirían en caso de una explosión, ruptura de un recipiente, una línea de proceso, una explosión ó incendio de una nube de gas no confinada, también los efectos por una fuga de material tóxico. Las explosiones e incendios pueden causar daños por quemaduras directas ó por radiación térmica, daños por proyectiles ó por ondas de presión.

Este tipo análisis se realiza mediante modelos matemáticos que requieren de los siguientes aspectos:

- Características físicas y químicas de las sustancias.
- Características del contenedor o los contenedores.
- Características físicas o climatológicas del lugar o sistema de estudio.

Para seleccionar que tipo de modelos se deben usar, primero se determina el escenario de accidente, identificado por alguna técnica de identificación de riesgos. Posteriormente se determinan las consecuencias y por último, se cuantifican las pérdidas o daños.

Los accidentes más frecuentes que ocurren en la industria química son los incendios, (en el Apéndice B se muestra una distribución porcentual de los incendios industriales, según el tipo de material involucrado) y las explosiones, seguido por fugas de sustancias tóxicas. Desde el punto de vista de análisis de riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión. Necesitamos saber, cuanto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuanto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado^(1,5).





3.1 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO.

3.1.1 Proceso de la Unidad de Desintegración Catalítica (diagrama. 3.1)

El objetivo de la planta de desintegración catalítica es de obtener gasolina de alto octano a partir de los residuales de las destilaciones de alto vacío y gases licuados para uso doméstico e industrial de acuerdo al siguiente proceso:

La unidad de desintegración catalítica “Ultra-Orthoflow” (FCC No. 2), se ha diseñado con capacidad de 40 000 BPD de gasóleo. La FCC No. 2, cuenta con cinco secciones cuya ingeniería básica fue desarrollada por M. W. KELLOGG, y son: Convertidor Ultra-Orthoflow, Sistema de Fraccionamiento, Sistema de recuperación de vapores y Sistema de tratamiento de Amina; además cuenta con la unidad de tratamiento cáustico Oximer cuya ingeniería básica es propiedad del I.M.P. y también con una unidad de fraccionamiento de propano-propileno con ingeniería Básica de BYDIPSA.

La alimentación de la FCC No. 2 consiste en gasóleo proveniente principalmente de la unidad de alto vacío 1 y 2, formado a partir de una mezcla de dos tipos de crudos: 75% Istmo y 25% Maya.

La carga fresca puede estar caliente si proviene directamente de la unidad de alto vacío 1 y/o alto vacío 2 o fría si es enviada de almacenamiento de los tanques TV-105 al 108 o de los TV-140 y TV-141.

Además del gasóleo de la unidad de alto vacío, el gas y la gasolina de la unidad reductora de viscosidad pueden ser alimentados a la FCC-2. La gasolina de la reductora de viscosidad puede vaporizarse y puede ser alimentada directamente al separador del convertidor o directamente a la sección de recuperación de vapores, el gas de la reductora de viscosidad siempre será alimentado a ésta sección.

El convertidor de M. W. K. es de tipo “Ultra-Orthoflow” y utiliza un reactor tubular de flujo ascendente donde se realiza la desintegración catalítica del gasóleo, también el convertidor utiliza un sistema de combustión total del monóxido de carbono en el regenerador, utilizando los gases de combustión para producción de vapor de media presión. El catalizador empleado es zeolita de alta actividad para obtener diferentes productos valiosos a partir del gasóleo.

Las secciones que forman parte de ésta unidad son: precalentamiento, área de almacenamiento de catalizador, convertidor, sección de fraccionamiento principal, sección de recuperación de vapores y sección de tratamiento con amina. La sección de recuperación de vapores incluye entre otros los siguientes equipos: compresor de gas húmedo F3-C-2, absorbedor-agotador F3-T-3, absorbedor secundario F3-T-4 y las torres desbutanizadora F3-T-5 y despropanizadora F3-T-6.



Los principales productos de la FCC 2 son:

- Gas combustible
- Gasolina
- C4 LPG (Butano-Butileno)
- C3 LPG (Propano-Propileno)
- Aceite cíclico ligero
- Fondos de la fraccionadora

1. Sección del convertidor

El convertidor de desintegración catalítica está formado de las siguientes secciones:

- Reactor tubular de flujo ascendente (Riser)
- Separador
- Agotador
- Regenerador
- Sistema para facilitar la circulación del catalizador

Esta sección cuenta con equipos auxiliares que consisten en un silo de almacenamiento de catalizador fresco y dos silos de catalizador gastado, soplador de aire F3-C-1, Calentador de aire F3-H-1 y la caldera de recuperación F3-BL-1.

a) Reactor tubular de flujo ascendente (Riser).

La alimentación es precalentada por medio de los sistemas de circulación de aceite cíclico ligero, de aceite cíclico pesado y fondos de la fraccionadora principal F3-T-1, para posteriormente ser inyectada junto con vapor de dispersión en la base del reactor tubular de flujo ascendente a través de un juego de boquillas de aspersión localizadas en la base del reactor. Recirculaciones de aceite cíclico pesado y de fondos de la fraccionadora pueden ser inyectados en el reactor junto con la carga fresca.

En el reactor la carga entra en contacto con el catalizador regenerado proveniente de la bota del regenerador. El catalizador caliente vaporiza la carga y eleva la temperatura a la reacción suministrando así el calor necesario para la desintegración catalítica del gasóleo. La temperatura de salida del reactor es controlada por medio de la cantidad de catalizador suministrada para que se mezcle con la carga fresca. El flujo de catalizador es controlado por la válvula tapón que se encuentra ubicada en el fondo del tubo vertical bajante de catalizador (stand pipe).

La mezcla de vapor y catalizador fluye a través del reactor en donde la reacción se lleva a cabo rápidamente, a medida que esta procede el diámetro del reactor aumenta para manejar adecuadamente el incremento de volumen y dar el tiempo adecuado de reacción. La mezcla cambia su flujo vertical a un flujo horizontal, por medio de un codo diseñado especialmente, posteriormente pasa a través de los ciclones que están a la salida del reactor en donde se lleva



a cabo la máxima separación del catalizador y los hidrocarburos para evitar la descomposición de la gasolina (cracking).

b) Separador.

Los vapores de reacción, los vapores del separador y los del agotador se elevan a través del separador hacia los ciclones superiores, en donde el resto de catalizador es removido y así, evitar que éste sea arrastrado hasta la torre fraccionadora principal F3-T-1.

El catalizador separado en los ciclones a la salida del reactor baja por las piernas descendentes de estos, las cuales se encuentran sumergidas en la cama de catalizador en el separador, el catalizador separado en los ciclones superiores del separador fluye por las piernas descendentes de los ciclones, las cuales terminan con una elevación arriba del nivel normal de la cama de catalizador en el separador. Estas piernas están equipadas con una válvula de no retorno para minimizar el contra flujo de gas a través de las piernas.

Se tienen los arreglos adecuados para permitir la inyección de gasolina de la reductora de viscosidad a la cama de catalizador en el separador cuando esto sea requerido.

c) Agotador.

El distribuidor de vapor para agotamiento en el fondo del agotador permite un flujo ascendente de vapor a través del catalizador gastado, en ésta sección se encuentra con discos y baffles que aseguran el contacto entre el vapor y el catalizador. El vapor desplaza los hidrocarburos de entre las partículas de catalizador y elimina los hidrocarburos más volátiles de los poros del catalizador.

El catalizador fluye del agotador hacia el regenerador por medio de una tubería vertical descendente (stand pipe), la cual es aireada con vapor para mantener un flujo uniforme, en la base de la tubería vertical, se localiza una válvula tapón PV-1 que regula el flujo de catalizador para mantener un nivel adecuado de catalizador gastado en el separador.

d) Regenerador.

El catalizador descargado de la válvula tapón es transportado hacia arriba al distribuidor principal de aire en el regenerador por medio de aire que es introducido por dos anillos concéntricos ubicados en el fondo. Este flujo de aire es el adecuado para iniciar el quemado del coque pero no causará sobrecalentamiento del catalizador. Al mismo tiempo, el quemado genera suficientes gases inertes de tal modo que cuando el catalizador entra en contacto con el aire del distribuidor principal la presión parcial del oxígeno estará por debajo de aquella que causaría una mayor combustión del coque y puntos calientes.

En el regenerador, el calor liberado por la combustión del CO en la fase diluida es absorbido por el catalizador proveniente de la fase densa, de este modo se elimina la elevación de temperatura para el gas de combustión. El catalizador que entra en la fase diluida es removido



del gas de combustión y retornado hacia la cama de catalizador por medio de los ciclones de dos etapas del regenerador.

El catalizador regenerado fluye hacia la tolva de catalizador regenerado y desciende por el tubo vertical para complementar la circulación del catalizador.

El aire para regeneración es suministrado por el soplador de aire F3-C-1, la mayor parte de este aire entra al regenerador a través de un distribuidor triangular de alta eficiencia, el cual está diseñado para cubrir totalmente la sección transversal del regenerador, este distribuidor consta de tres segmentos, cada uno de los cuales cubre un área de 120° del regenerador. Cada segmento consta de un cabezal principal de aire que contiene ramales que se extienden en cada dirección; los ramales contienen muchas boquillas, las cuales están orientadas a 45° debajo de la horizontal para evitar que el catalizador entre al distribuidor. La cobertura total es obtenida por la colocación de los ramales y de las boquillas y no por la velocidad de suministro del aire.

e) Sistema de gas de combustión.

El gas de combustión deja el regenerador y fluye a través de la válvula deslizante SLV-1A/B y de la cámara de orificios hacia la caldera de recuperación en donde utilizando el calor sensible de los gases se genera vapor de 275 psig.

La válvula deslizante y la cámara de orificios son utilizados para controlar la presión del regenerador, de este modo se mantiene la correcta presión diferencial entre el regenerador y el separador.

2. Sección de fraccionamiento principal.

Los vapores producto de la reacción, vapor de agua y gases inertes, fluyen de la parte superior del separador hacia la base de la torre fraccionadora principal F3-T-1. En los fondos de la fraccionadora el efluente del separador es enfriado y “lavado” a través de la zona de baffles, quedando así libres del catalizador que pudiera haber arrastrado. El enfriamiento es efectuado con la recirculación de los fondos de la fraccionadora hacia una boquilla colocada arriba de la sección de los baffles y también por medio del líquido proveniente de los platos superiores de la torre, de este modo el vapor se sobre-calienta condensando los hidrocarburos con alto punto de ebullición que son el producto obtenido en el fondo de la fraccionadora principal.

El calor removido de la torre por medio del sistema de circulación de los fondos es utilizado para precalentar la carga fresca y para producir vapor de 275 psig. En los cambiadores F3-E-9 A/B, posteriormente estos fondos son enfriados en el solo-aire F3-E-5 para ser enviados al límite de baterías para almacenamiento.

Una parte de los fondos de la fraccionadora se mezclan con un flujo de aceite cíclico pesado y se recirculan hacia el convertidor, son inyectados en el reactor elevador con la carga fresca según se requiera.



El plato de lavado que se localiza entre la parte superior de la sección de baffles y el plato de extracción de aceite cíclico pesado sirve para remover cualquier residuo del reflujo de fondos que pudiera arrastrarse en la corriente proveniente de los baffles en los fondos de la torre. El líquido a estos platos consiste en un reflujo del sistema de bombeo de aceite cíclico pesado y del retorno de aceite de sellos.

El plato de extracción de aceite cíclico pesado (HCO) está ubicado arriba de los platos de limpieza antes mencionados, el sistema de bombeo de aceite cíclico pesado distribuye este hacia el convertidor, otra parte hacia un sistema de equipos de intercambio de calor donde cede su calor para el calentamiento de carga fresca y otra parte hacia el rehervidor de la desbutanizadora, retornando después a la torre dos platos arriba del plato de extracción para la remoción de calor, otra porción retorna al plato de lavado tal como se indicó en el párrafo anterior. El aceite de lavado (FLO) es suministrado por este sistema de bombeo de aceite cíclico pesado.

El aceite cíclico ligero (LCO) fluye por gravedad desde el plato 13 de la fraccionadora principal hacia la parte superior del agotador de aceite cíclico ligero. Se utiliza vapor de media presión para desorber los hidrocarburos ligeros del aceite y obtener el producto dentro de la especificación. El "LCO" es bombeado a través del cambiador de calor de carga fresca y del solo-aire F3-E-3 en donde se enfría y posteriormente se envía al límite de baterías para su almacenamiento. Los vapores provenientes del domo del agotador retornan a la fraccionadora principal.

Entre la sección de extracción de nafta pesada y el sistema de "LCO" existen ocho platos de fraccionamiento. El fraccionamiento crítico entre el "LCO" y la gasolina cruda se lleva a cabo en este punto, debido a la combinación de los platos y al relativamente alto reflujo inducido. La nafta pesada se extrae del plato colocado abajo del plato 5, parte de esta es retornada hacia la torre al plato colocado debajo de la charola de extracción, otra parte es enviada a través de un sistema de cambiadores de calor: el Inter-rehervidor y rehervidor del agotador y el rehervidor de la depropanizadora de la sección de recuperación de vapores, parte de este flujo es rebombeado a través del cambiador de calor aceite pobre / aceite rico y del enfriador de aceite pobre hacia el absorbedor secundario como aceite de absorción.

Otra parte de la nafta pesada es refluja a la torre arriba del plato 3 después de haber sido mezclada con aceite rico proveniente de los fondos por absorbedor secundario, importantes cantidades de material entre el rango de ebullición del C4 y del C5 son recuperados, debido al retorno del aceite rico, este material recuperado es vaporizado y abandona la fraccionadora en la corriente de gas húmedo.

El enfriamiento que se presenta en el sistema de bombeo de nafta pesada reduce los requerimientos de enfriamiento en el sistema superior de reflujo de la fraccionadora. El diseño presentado para este proceso minimiza las pérdidas de calor hacia el aire y hacia el agua de enfriamiento en el equipo de intercambio de calor utilizado para condensar los vapores provenientes del domo de la fraccionadora principal.



Los productos obtenidos en el domo de la fraccionadora principal son: gas húmedo, gasolina cruda y agua amarga, parte de la gasolina es refujada a el plato 1 de la fraccionadora. Los vapores provenientes del plato 1 pasan primeramente al solo-aire F3-E-29 y después a los condensadores de coraza y tubos F3-E-2 A/D en donde se condensan parcialmente, de aquí son enviados al tanque de reflujo F3-D-4 donde se hace la separación de los productos antes mencionados.

El agua separada en el tanque de reflujo de la fraccionadora se envía a la planta de tratamiento de aguas amargas, la gasolina condensada y separada en este tanque es bombeada a la sección de absorción del absorbedor-agotador y el gas húmedo separado es enviado al compresor de gas.

3. Sección de recuperación de vapores

Los equipos principales que forman parte de la sección de recuperación de vapores (VRU) son el absorbedor-agotador y las torres desbutanizadora y depropanizadora, estos reciben el gas húmedo y la gasolina cruda provenientes del domo de la fraccionadora principal. Los objetivos principales de esta sección son:

- Enviar el etano y los componentes más ligeros al sistema de gas combustible.
- Recuperar por separado el propano y butano como productos líquidos.
- Recuperar la gasolina como producto principal dentro de las características requeridas en la especificación.

El gas húmedo proveniente del tanque de reflujo de la fraccionadora principal fluye al compresor centrífugo de dos etapas. El gas proveniente de la viscoreductora es inyectado en un punto corriente abajo a la descarga de la primera etapa y corriente arriba del condensador de inter etapa del compresor. El hidrocarburo líquido proveniente de la etapa de baja presión se combina con el líquido proveniente del plato 30 de la sección de absorción y con el vapor proveniente de la parte superior de la sección de agotamiento. Esta corriente en dos fases es condensada parcialmente en el condensador de alta presión. La alimentación de vapor al absorbedor y la de líquido al agotador son provenientes del separador de alta presión.

El vapor proveniente del separador de alta presión fluye a un punto abajo del plato 30 en el absorbedor. La gasolina cruda proviene de la fraccionadora principal, la gasolina proveniente de la viscoreductora y el aceite pobre proveniente de los fondos de la desbutanizadora se combinan y fluyen hacia el plato 1 en el absorbedor, esta combinación de líquidos sirve como aceite pobre para absorber el C3 y componentes más pesados contenidos en el vapor de alta presión. El calor generado por la absorción de los componentes ligeros en el aceite pobre pesado es removido por medio de los Inter-enfriadores superior (plato 9) e inferior (plato 24) de la sección de absorción, cada sistema de Inter-enfriamiento consta de una bomba de reflujo y un cambiador de coraza y tubos enfriado por agua, el líquido es colectado en un plato de extracción y es enviado a la succión de la bomba de reflujo, el fluido es enfriado y enviado de nuevo al absorbedor un plato abajo del plato de extracción.



El líquido proveniente del separador de alta presión es bombeado hacia el plato superior del agotador. La función del agotador es la de separar el C2 y componentes más ligeros en el C3 – LPG. La desorción y separación del C2 es controlada por el rehervidor del agotador, el cual es calentado por la circulación de reflujo de nafta pesada proveniente de la fraccionadora principal. El C2 y los ligeros son enviados al sistema superior del absorbedor. El C3 y los componentes más pesados son recuperados en los fondos del agotador.

El vapor que sale del domo del absorbedor primario contiene todavía productos recuperables como líquidos; la gasolina y pequeñas cantidades de C4 y C3 son recuperados en el absorbedor secundario al ponerse en contacto el vapor del absorbedor con la nafta pesada de la fraccionadora principal. El material recuperado se encuentra en el aceite rico que retorna a la fraccionadora, el gas ácido que sale por el domo del absorbedor secundario fluye hacia la sección de tratamiento con amina enviándose finalmente hacia el sistema de gas combustible tratado.

El líquido de los fondos del agotador se envía hacia el plato 15 de la desbutanizadora a través de una válvula de control, debido al cambio de presión en dicha válvula se evapora una parte de este flujo, el calor de esta corriente se intercambia con los fondos de la desbutanizadora en el equipo F3-E-16. En la desbutanizadora se obtiene la gasolina producto. El rehervidor de la desbutanizadora es calentado con la recirculación del reflujo de HCO de la fraccionadora, el condensado de la desbutanizadora es total y como medio de enfriamiento utiliza agua.

Los fondos de la desbutanizadora fluyen primeramente a través del cambiador alimentación/fondos (de la desbutanización) y después a través del cambiador alimentación a la depropanizadora fondos de la desbutanizadora son enfriados en el enfriador de gasolina, una parte de la gasolina producto es enviada a tratamiento en la sección de Oximer y otra parte es retornada como aceite pobre al absorbedor después de mezclarse con gasolina de la viscoreductora y con gasolina cruda como se explicó anteriormente.

El líquido obtenido en el sistema superior de la desbutanizadora es bombeado a la selección de tratamiento con amina para la remoción del H₂S y después es enviada a un tratamiento final en Oximer para conversión de mercaptanos y remoción de bisulfuros.

El LPG (C₃ – C₄) tratado fluye al tanque de alimentación a la depropanizadora, el LPG es bombeado de este tanque hacia la alimentación en el plato 13 después de precalentarse por medio de los fondos de la desbutanizadora. En la depropanizadora se separan los productos propano y butano con determinada pureza. El condensador de la debutanizadora es total y utiliza agua de enfriamiento. El rehervidor es total y utiliza agua de calentamiento nafta pesada proveniente de la fraccionadora principal. El butano producto es enfriado y enviado al límite de baterías. El propano producto fluye de la bomba de reflujo hacia la planta fraccionadora de propano-propileno.



4. Sección de tratamiento con amina

La sección de tratamiento con amina utiliza DEA (dietanol-amina) para la remoción del H_2S y del CO_2 de las corrientes de gas combustible y de LPG C_3-C_4 la remoción se lleva a cabo al ponerse contacto a contra corriente la amina con el gas y el líquido en dos contactores empacados trabajando en paralelo, la amina que se gasta en ambos equipos es regenerada en el rehervidor del reactivador.

El gas ácido proveniente del domo del absorbedor secundario entra a un tanque separador para eliminar cualquier traza de hidrocarburo líquido, ya que éste podría provocar la formación de espuma en la solución de amina. El gas ácido entra al contactor gas combustible/amina en donde al ponerse en contacto con la amina pobre se endulza y abandona el contactor por el domo, la amina rica que contiene H_2S y CO_2 sale por los fondos del contactor.

El LPG C_3-C_4 entra al contactor del LPG/amina, en este contactor líquido-líquido se pone en contacto el LPG a contracorriente con la amina pobre. El LPG dulce fluye del domo del contactor al separador de amina de donde ésta es retornada al sistema de circulación de amina, el LPG endulzado es enviado para su tratamiento cáustico a Oximer.

La amina rica proveniente de ambos contactores fluye a un tanque separador, el cual trabaja a menor presión, por lo que al entrar la corriente de amina con hidrocarburos disueltos éstos son evaporados debido al cambio de presión; y son separados y enviados al sistema de gas combustible. Los hidrocarburos líquidos son separados de la amina y enviados al drenaje aceitoso. La amina del tanque separador es filtrada y calentada en un cambiador que utiliza como medio de calentamiento amina pobre, la amina caliente es alimentada al plato 3 del reactivador.

El reactivador de amina y el vapor proveniente del rehervidor de fondos remueve el gas ácido de la amina rica. Por el domo del reactivador se obtiene gas ácido y vapor de agua, los cuales fluyen a través del condensador del reactivador, el agua condensada se refluye al reactivador y el gas ácido es enviado a límite de baterías para posteriormente ser tratado en las plantas de azufre.

La amina pobre que se obtiene en los fondos del reactivador es enviada con la amina rica y posteriormente con agua de enfriamiento, retornando así a los contactores para su uso nuevamente.

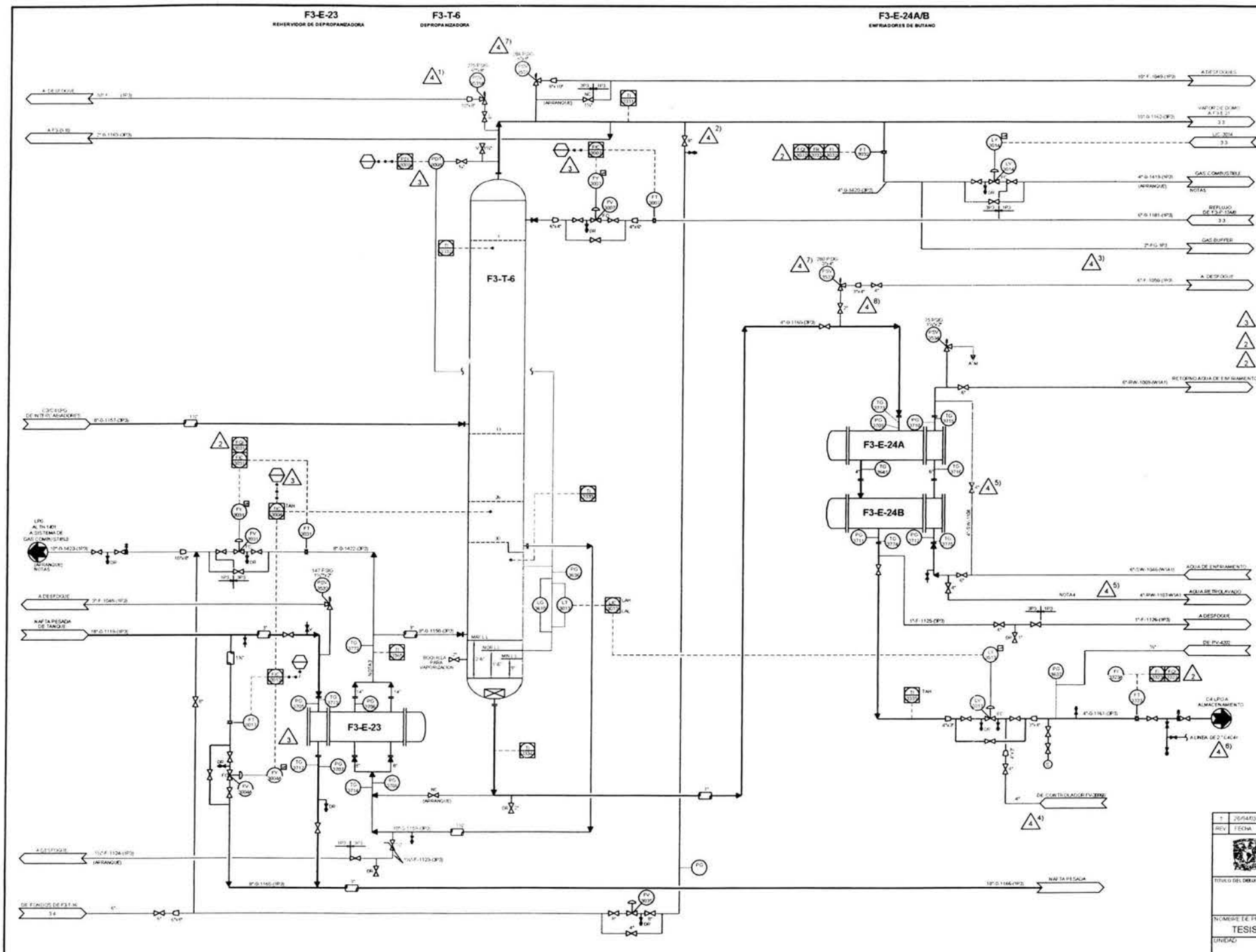


3.1.2 Circuito Propano-Propileno (diagramas 3.2-3.5)

Descripción:

La corriente fresca de propano-propileno sale del domo de la depropanizadora F3-T-6 y pasa por los intercambiadores F3-E-21, y va como líquido al acumulador de reflujo de la depropanizadora F3-D-11 y se envía por medio de las bombas F3-P-17, pasando por la válvula V1 y el filtro F1 hacia la descarga, en donde se divide en dos partes, una parte regresa a la torre F3-T-6, pasando por las válvulas V3 y FV-3007, y la otra parte se manda al tanque de carga F2-D-48 pasando por las válvulas V4, FV-3008, que actúa con el PIC-3008, V5, por la línea O-1184-4" y por la válvula V6. Del F3-D-48 se succiona el propano-propileno por medio de las bombas F3-P-46, hacia la torre F3-T-16 pasando por la válvula FV-6009.

Los vapores de propileno salen por el domo de la fraccionadora F3-T-16, a través de la línea O-1228-16" y se condensan en los F3-E-48, el condensado se recibe en el tanque F3-D-49. De este modo se extrae el líquido con las bombas f3-p-47 en donde la descarga se divide en dos partes, una parte se envía a través de la línea O-1243-16" y se envía a almacenamiento y la otra parte se envía como reflujo a la torre F3-T-16, a través de la línea O-1015-10" como reflujo.



- NOTAS**
1. PARA SIMBOLOGIA Y NOTAS GENERALES VER DIAG. A-00
 2. BORRADA
 3. LA LINEA PUEDE OPERAR EN FLUJO INVERSO
 4. PARA DETALLES DE AGUA DE RETORNO VER DIAS A-00
 5. LINEAS A PETICION DE FIRMAS

- LISTA DE CAMBIOS REVISION 4**
- 4.1 SE AGREGA PSV 3531A Y LINEA A DESFOQUE EN DOMO DE TORRE F3-T-6
 - 4.2 SE AGREGA LINEA DE F ENLACE DE BOMBA
 - 4.3 SE AGREGA DE LINEA DE GAS BUFFER A COMPRESOR F3-C-2
 - 4.4 SE AGREGA DE LINEA DE GAS BUFFER PARA PRODUCTO RUBIATE
 - 4.5 SE INCLUYEN EN ESTE DIAGRAMA LAS LINEAS DE BYPASS Y RETORNO DE LOS CAMBIADORES F3-E-24A/B
 - 4.6 SE AGREGA DE LINEA DE SERVIDOR SE CONECTA CON LINEA DE 2" CAL. 7
 - 4.7 SE ACTUALIZAN LAS PRESIONES DE CALIBRACION DE LAS PSVS
 - 4.8 SE AGREGAN BLOQUES A LAS PSV 3531

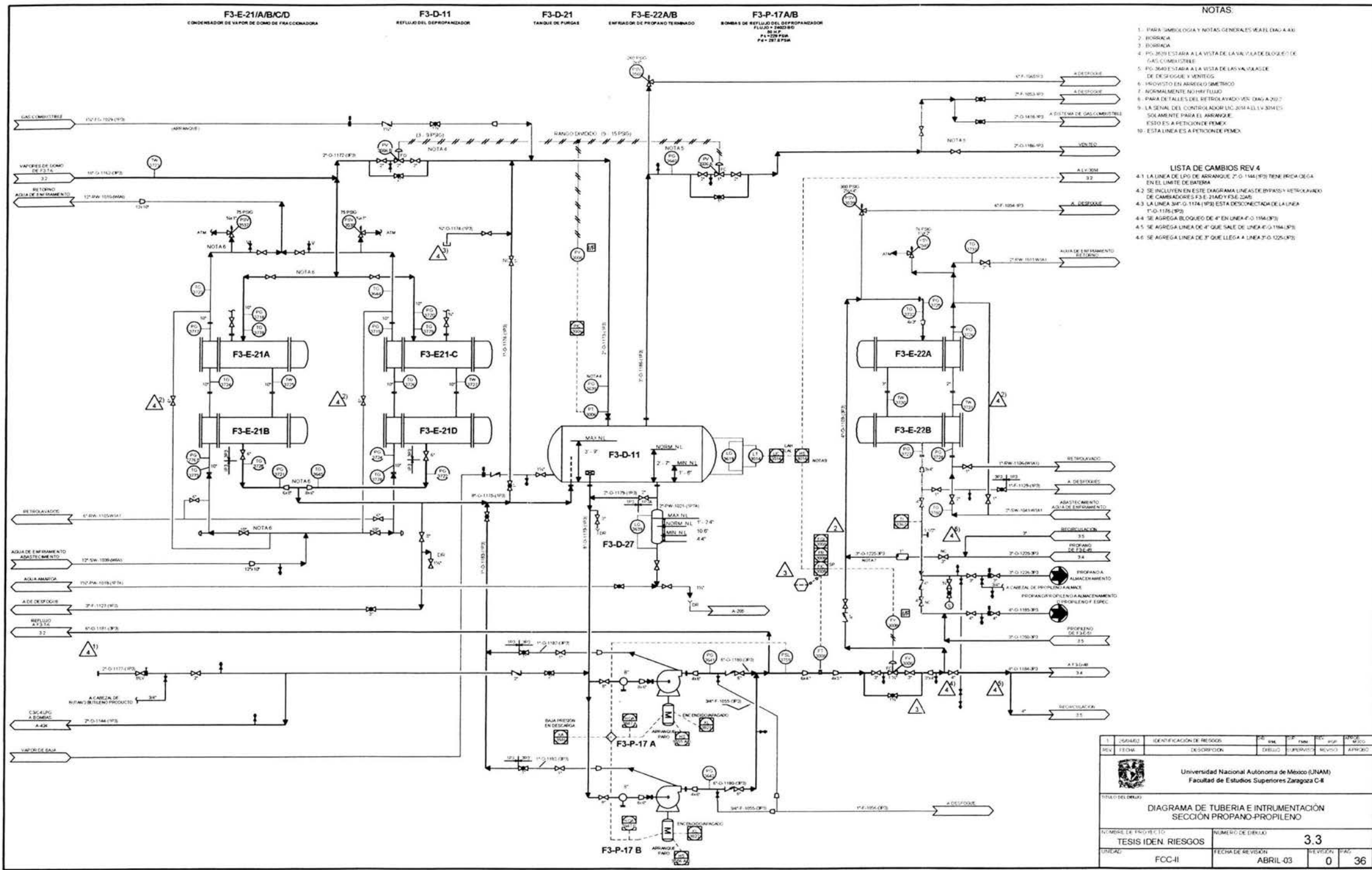
REV.	FECHA	JUSTIFICACION DE CAMBIOS	ELAB.	REP.	APR.	REV.	APR.	APR.
1		DESIGNACION DE RIESGOS						
2		DISPOSICION						


 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II

TITULO DEL DIBUJO
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
 SECCION PROPANO-PROPILENO

NUMERO DE PROYECTO: TESIS IDEN RIESGOS **NUMERO DE DIBUJO**: 3.2

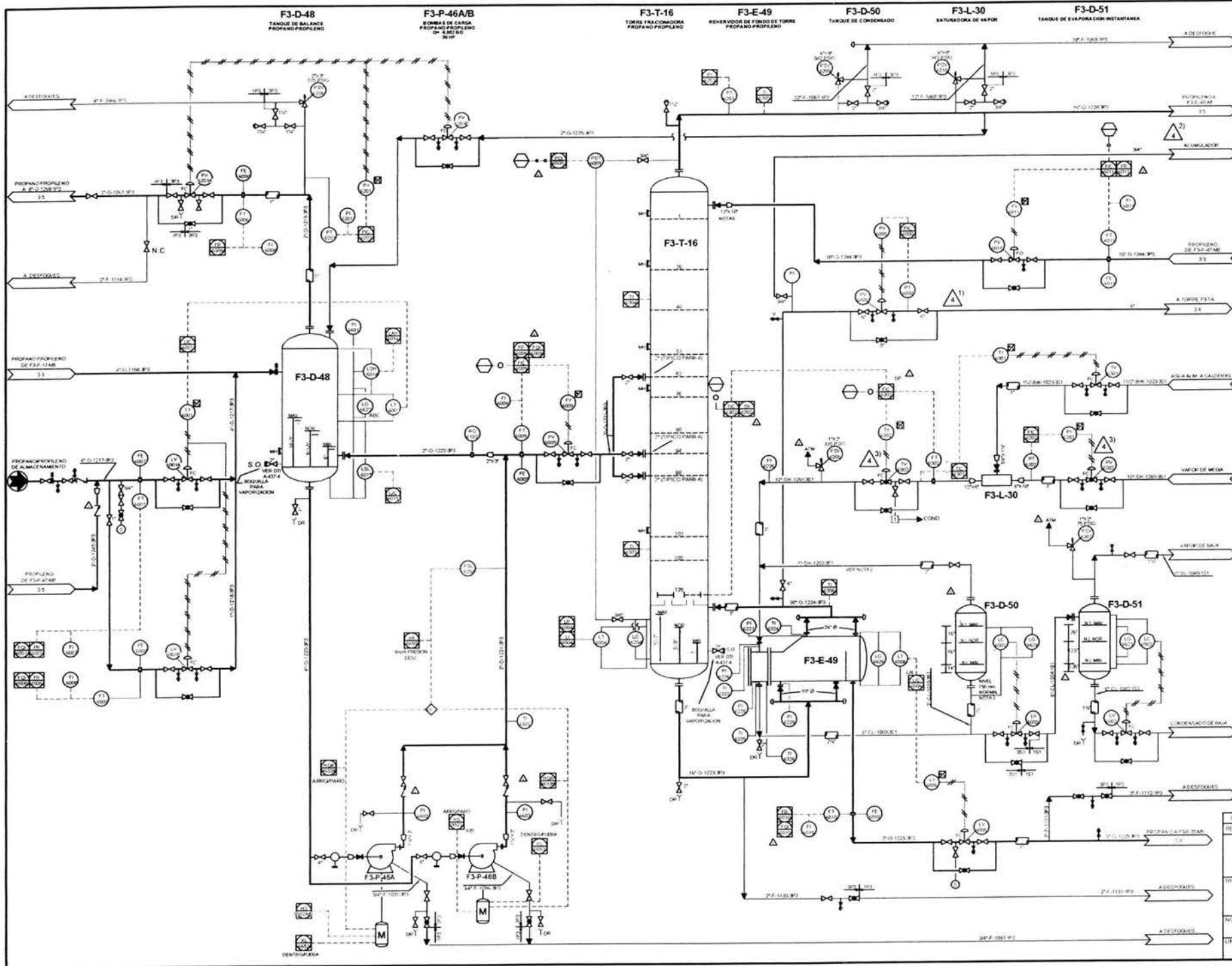
UNIDAD: FCC-II **FECHA DE REVISION**: ABRIL-03 **REVISION**: 0 **PAG**: 35



- NOTAS.**
1. PARA SIMBOLOGIA Y NOTAS GENERALES VER EL DIBUJO A.4.1.
 2. BARRAJA.
 3. BARRAJA.
 4. PO-300 ESTABA A LA VISTA DE LA VALVULA DE BLOQUEO DE GAS COMESTIBLE.
 5. PO-360 ESTABA A LA VISTA DE LAS VALVULAS DE DESDUGUE Y VENTOS.
 6. PROYECTO EN ARRANQUE SIMETRICO.
 7. NORMALMENTE NO HAY TUBO.
 8. PARA DETALLES DEL RETROALAVO VER DIBUJO A.20.7.
 9. LA SEÑAL DEL CONTROLADOR LIC.205 A EL LV.304 ES SOLAMENTE PARA EL ARRANQUE. ESTO ES A PETICION DE PEMEX.
 10. ESTA LINEA ES A PETICION DE PEMEX.

- LISTA DE CAMBIOS REV 4**
- 4.1 LA LINEA DE LFG DE ARRANQUE 2" O 1 1/4" (P) TIENE BRIDA DEGA EN EL LIMITE DE BATERIA.
 - 4.2 SE INCLUYEN EN ESTE DIAGRAMA LINEAS DE BYPASS Y RETROALAVO DE CAMBIADORES F3-E-21A Y F3-E-22A.
 - 4.3 LA LINEA 3/4" O 1 1/4" (P) ESTA DESCONECTADA DE LA LINEA 1" O 1 1/2" (P).
 - 4.4 SE AGREGA BLOQUEO DE 4" EN LINEA F-O-115A (P).
 - 4.5 SE AGREGA LINEA DE 4" QUE SALE DE LINEA F-O-114A (P).
 - 4.6 SE AGREGA LINEA DE 3" QUE LLEGA A LINEA F-O-102S (P).

1	ISSUAL	IDENTIFICACION DE REPOSICION	REV	FEOM	DESPOSICION	DESIGNO	ANALISTAS	REVISOR	APROBADO
 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-E									
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION PROPANO-PROPILENO									
NOMBRE DE PROYECTO		TESIS IDEN RIESGOS		NUMERO DE DIBUJO		3.3			
UNIDAD		FCC-II		FECHA DE REVISION		ABRIL-03		REVISION	
						0		36	



- NOTAS**
- 1 PARA SIMBOLOGIA Y NOTAS GENERALES VER DIAGRAMA A-00
 - 2 LA CONEXION DEBE HACERSE EN LA BOQUILLA DE ENTRADA DE VAPOR
 - 3 EL NIVEL INDICADO EN EL TANQUE F3-D-51 DEBE ESTAR A LA DERECHA DE LA PARTE INFERIOR DEL REBOILER F3-E-49
 - 4 PARA VER DETALLES DE CONEXIONES MISCELANEAS DE BOMBAS VER DIAGRAMAS A-300 Y A-304
 - 5 LOCALIZAR ESTACION DE VAPOR CERCA DE BOMBAS
 - 6 LOCALIZAR LA REDUCCION 2" ABAN DE LA BOQUILLA
 - 7 TODAS LAS COPIAS DE ENTREGA IRAN AL DIAGRAMA A-27

- LISTA DE CAMBIOS REVISION 4**
- 4.1 SE AGREGA LINEA DE 4" Y PV-600 EN LINEA DE VAPORES 30" G 124/30 DEL F3-D-49
 - 4.2 SE AGREGA LINEA DE 3/4" A TANQUE F3-D-51
 - 4.3 MOD. FCC-II.04 MODIFICACION DE LINEA DE VAPOR DE MEDA PARA INSTALAR VALVULA DE GLOBO PV-502 Y TV-502

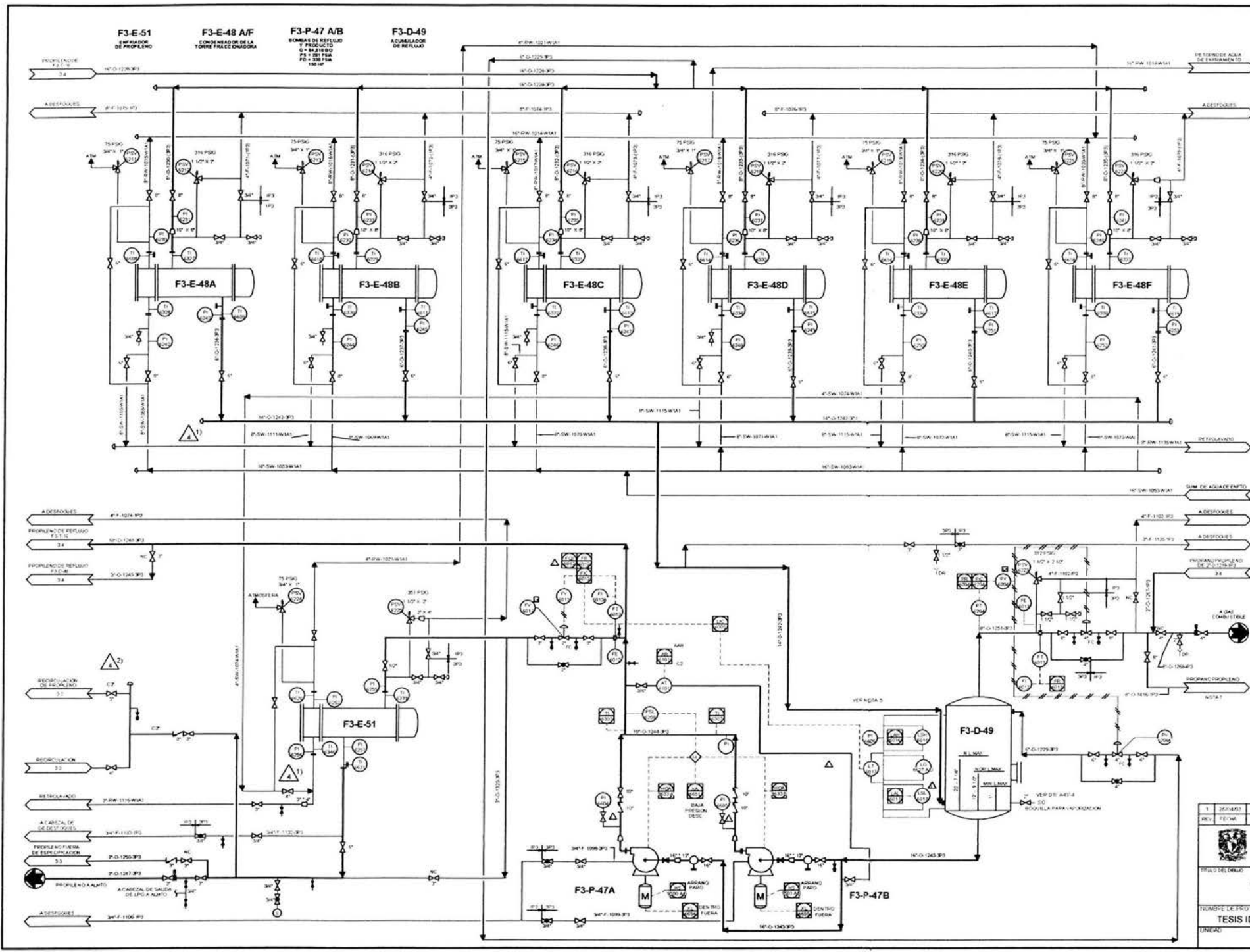
REV	FECHA	IDENTIFICACION DE REVISOS	DESCRIPCION	EXP.	ELABORADO	REVISADO	PROJ.	APROBADO
1								
2								
3								
4								

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II

TITULO DEL DISEÑO
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
 SECCION PROPANO-PROPILENO

NUMERO DE PROYECTO: **TESIS IDEN. RIESGOS** NUMERO DE DISEÑO: **3.4**

UNIDAD: **FCC-II** FECHA DE REVISION: **ABRIL 03** REVISION: **0** PAG: **37**



NOTAS

1. PARA SIMBOLOGIA Y NOTAS GENERALES VER DIAGRAMA P. A. 301
2. PARA DETALLES DE CONEXIONES MECANICAS VER DIAGRAMAS A. 20.1 Y A. 20.2
3. LOCALIZAR ESTACION DE VAPOR CERCA DE BOMBAS
4. TODAS LAS CONEXIONES DE DRENADO DEBEN CONECTARSE A UN CENTRO DE LOS CONDENSADORES F3-E-48A Y EL NIVEL MAXIMO DE OPERACION ES F3-E-49
5. SE DEBE TENER UNA DISTANCIA MENOR DE 50M ENTRE LA LINEA DE DRENADO Y EL EQUIPO
6. PARA DETALLES DE RETORNO VER DIAGRAMA A. 20.2
7. LA INCLINACION DE ESTA LINEA ES POR PERDIDA DE PUNTA

LISTA DE CAMBIOS REVISION 4

- 4.1. SE INCLUYEN EN ESTE DIAGRAMA LINEAS DE ENFRIAMIENTO Y RETORNO DE LOS CAMBIADORES F3-E-48A Y F3-E-51
- 4.2. SE AGREGA ARREGLO PARA MANEJO DE PROPANO Y PROPYLENO FUERA DE ESPECIFICACION QUE SALE DE LINEA T. 0.104.30

1	2	3	4	5	6	7	8
REV.	FECHA	IDENTIFICACION DE CAMBIOS	DESCRIPCION	ELABORADO	SUPERVISADO	REV. INGEN.	REV. M.D.
<p>Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II</p>							
<p>DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION SECCION PROPANO-PROPYLENO</p>							
NOMBRE DEL PROYECTO				NUMERO DE DISEÑO			
TESIS IDEN RIESGOS				3.5			
UNIDAD		FECHA DE REVISION		REVISION		PAG.	
FCC-II		ABRIL-03		0		38	



3.2 PLAN DE TRABAJO PARA EL ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERABILIDAD (HAZOP).

El plan de trabajo utilizado por el equipo para la realización del estudio HazOp en la sección propano propileno de la unidad de desintegración catalítica se resume en los siguientes puntos:

- Obtener un conocimiento detallado del proceso a analizar a través de la actualización y verificación en el campo de DTI's.
- Seleccionar los nodos (en orden jerárquico) en lo que se aplicara la técnica HazOp.
- Conocer y tener a la mano los procedimientos normativos internos, la normatividad local, nacional y estándares internacionales.
- Formación del equipo HazOp: Ingenieros de operación, mantenimiento, seguridad, instrumentos, el moderador, el secretario y el personal que actualizó los DTI's.
- Establecer las reglas de juego: Puntualidad, participación activa y positiva, evitar las discusiones innecesarias y concentración en el estudio para la generación de ideas.
- Aplicar la técnica de Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp) en cada nodo del circuito previamente seleccionado del proceso. Durante la aplicación de la técnica es posible determinar, además de las desviaciones, causas, consecuencias, salvaguardas, recomendaciones y acciones, también los límites de operación (de temperatura, presión, nivel, etc.).
- Identificar escenarios de accidentes durante la aplicación de la técnica HazOp.
- Elaboración del reporte HazOp.
- Desarrollo de un plan de trabajo para la implementación de las medidas correctivas obtenidas.



3.3 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERABILIDAD (HazOp).

En las hojas de registro de las sesiones HazOp se presentan los resultados del análisis que son:

- Las causas de las desviaciones.
- Las consecuencias de dichas causas.
- La frecuencia.
- La gravedad.
- El índice de riesgo.
- Las protecciones.
- Las recomendaciones.

El índice ó número de riesgo permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo. Son varias las matrices de riesgos que pueden encontrarse en la literatura y cada compañía que hace estudios de riesgos usa su propia matriz de riesgos. Más adelante se muestra una de ellas.

En la siguiente tabla 3.1 muestra los niveles de frecuencia y de gravedad que se utilizaron para la creación de la matriz de riesgos (figura 3.1). Son varias las matrices de riesgos que podemos encontrar en la literatura y cada compañía que hace estudios de riesgos usa su propia matriz de riesgos.

Tabla 3.1 Niveles de frecuencia y gravedad.

Frecuencia/probabilidad	Gravedad/consecuencia
<ol style="list-style-type: none">1. No más de una vez en la vida de la planta.2. Hasta una vez en diez años.3. Hasta una vez en cinco años.4. Hasta una vez en un año.5. Más frecuentemente que una vez al año.	<ol style="list-style-type: none">1. No tiene impacto en la planta, personal ó equipo.2. Daños sólo al equipo ó fugas menores.3. Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación.4. Daños/destrucción mayores a la instalación, consecuencias limitadas fuera de la instalación.5. Daños/destrucción mayores a la instalación, y/o consecuencias extensivas fuera de la instalación.



3.3.1 Matriz de Riesgos.

El índice o número de riesgo permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer prioridades a las recomendaciones a implementar, deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo (figura 3.1 y tabla 3.2).

Figura3.1 Matriz de riesgos.

Gravedad				Frecuencia	
4	3	2	1		
G	[Shaded]				1
D	C	[Shaded]			2
D	D	D	[Shaded]		3
D	D	D	C	4	

Tablas 3.2 Frecuencias que se utilizan para la estimación de los riesgos.

Num.	Frecuencia	Descripción
1	Frecuente 1.0	Ocorre más de una vez al año.
2	Ocasional 10^{-2}	Ha ocurrido varias veces durante la vida de la planta.
3	Posible 10^{-3}	Se espera que ocurra no más de una vez en la vida de la planta
4	Improbable $> 10^{-3}$	No se espera que ocurra en la vida de la planta.

*Tabla 3.3 Gravedad de consecuencias para la estimación de riesgos. ⁽¹⁵⁾*

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 de la refinería.
		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 de equipo o sección de planta

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

3.3.2 Clasificación de riesgos y sus recomendaciones.

La clasificación de riesgos y sus recomendaciones se realiza en base al Manual de Análisis de Riesgos, documento número 332-40900-03-229, Rev. 2, emitido por la Superintendencia de Inspección Técnica y Seguridad Industrial de la Refinería (figura 3.2, figura 3.3 y tabla 3.4).

Figura 3.2 Matriz de clases de riesgo.

Gravedad				Frecuencia	
4	3	2	1		
C	[Shaded]				1
D	C	[Shaded]			2
D	D	C	[Shaded]		3
D	D	D	C	4	

Tabla 3.4 Clases de Riesgo.

Num.	Clase	Descripción	Seguimiento
1 a 3	A	Inaceptable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo 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 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 afectivos.
7 a 10	D	Aceptable como está	No se requiere mitigar el riesgo.

*Tabla 3.5 Resultados del Análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp).*

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	CONSECUENCIAS	GRAVEAD	FRECUE-NCIA	RIEGO
1. Condensación deficiente en los F3-E-48A/F (Alta Presión).	1. Envío de propileno a desfogue por relevo de las PSV-6209/6218, presionamiento en los condensadores F3-E-48A/F y posibles fugas en los condensadores.	2	3	6
2. Falla de control de vapor de media PV-6202 (Alta Presión).	5. Alta temperatura en el fondo de la torre F3-T-16, que salga propileno fuera de especificación y envío de hidrocarburos a desfogue.	2	3	6
3. Por error humano puede cerrarse la válvula de recibo en casa de bombas de BOYAL (Alta Presión).	3. Represionamiento y alto nivel en el acumulador F3-D-49, represionsmiento en los condensadores F3-E-48A/F, envío de hidrocarburos al desfogue y fugas en roles de cambiadores de calor.	2	3	6
4. Falla en cerrado la FV-6011, reflujo de F3-T-16 (Alta Temperatura).	4. Propileno fuera de especificación, Presionamiento en la torre F3-T-16, envío de hidrocarburos al desfogue y contaminacion ambiental.	2	3	6
5. F3-T-16 con bajo nivel y falla en el control de temperatura de la torre TIC-6302.	5. Precionamiento en la torre F3-T-16, envío de hidrocarburos al desfogue y contaminacion ambiental.	2	3	6
6. Fugas por tubos de F3-E-49.	6. Venteo de hidrocarburos a la atmósfera en el F3-D-51, inflamación del hidrocarburo y presionamiento con contaminación en la línea de condensado.	2	3	6



3.4 RESULTADOS DE ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA).

Se seleccionó el escenario para realizar el análisis FTA, alta presión en la torre F3-T-16. El escenario aquí descrito, se estudió para mostrar la sucesión de causas que desencadenarían al evento culminante de sobrepresión y no porque hayan ocurrido, se revisó el registro de incidentes y accidentes de la planta y no se han presentado incidentes.

Tabla 3.6 Descripción del escenario alta presión en la torre F3-T-16.

ESCENARIO DE ACCIDENTE	CAUSA / FUNDAMENTO	CONSECUENCIAS
1. Alta presión en la torre F3-T-16.	Alta presión en la torre puede ocasionarse por mantenimiento inadecuado, fallas en señales, supervisión inadecuada, flujo contaminado, etc.	Las consecuencias de la sobre presión, puede solo culminar en fugas por conexiones y accesorios, o pueden ser catastróficas con daños a los trabajadores, al medio ambiente, a las instalaciones y a la comunidad aledaña.

Esta técnica fue usada para la evaluación cuantitativa del evento culminante (sobrepresión en la torre F3-T-16). La probabilidad del escenario de accidente (evento culminante) obtenida se comparó con un potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se produciría si el accidente ocurre, se puede ver en la (Tabla 3.7). Los valores del potencial de pérdida y de la pérdida probable fueron tomados de la literatura y representan una aproximación. Si la probabilidad del evento culminante es mayor que el potencial de pérdida, el riesgo no se acepta y es necesario reducir su probabilidad, mediante técnicas de reducción de riesgos. Si la probabilidad del evento culminante es menor que el potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.

El evento culminante (Alta presión en la torre F3-T-16) puede darse por los siguientes factores principales:

- Falla en la señal de FV-6011.
- Error humano.
- Contaminación del agua de enfriamiento.
- Falla del ventilador de la torre de enfriamiento TE-02.
- Falla de la bomba de la torre de enfriamiento.
- Falla del suministro eléctrico.
- Error humano. El operador no calibra adecuadamente la válvula.



- Supervisión M.A.A.
- Supervisión inadecuada.
- Refaccionamiento inexistente.
- Refaccionamiento inadecuado.
- Capacitación inadecuada.
- Mantenimiento inadecuado.
- Evaporación de carga en la bomba.
- Bajo nivel en el tanque F3-D-49.
- Flujo contaminado.
- Fallas no detectadas.

Tabla 3.7 Potencial de Pérdida y Pérdida Máxima Probable.

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 (P^p)	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

Los datos de probabilidad utilizados para la evaluación cuantitativa fueron tomados de la literatura, en el Apéndice A se muestran algunas probabilidades de ocurrencia de accidentes en diferentes industrias.



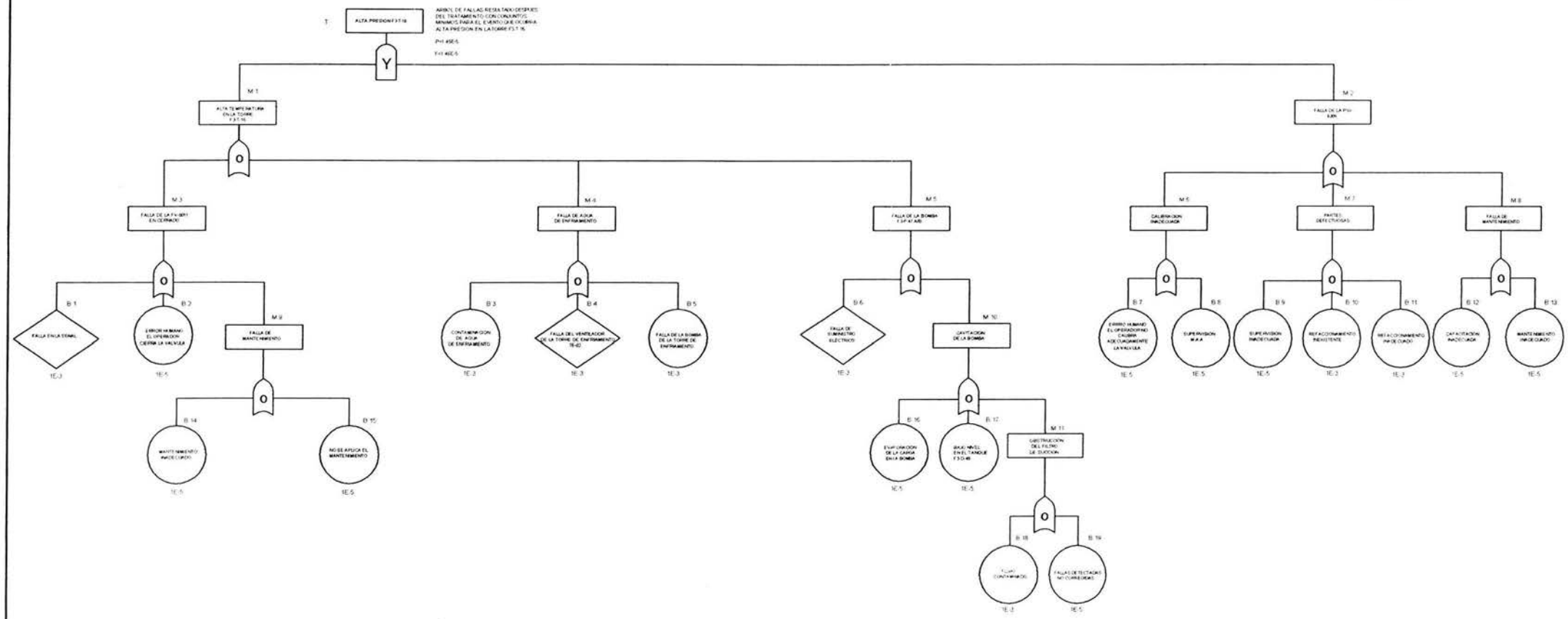
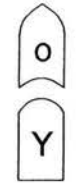
El diagrama 3.6 muestra el Árbol de fallas con el desarrollo de cada una de las ramas para los factores principales.

3.4.1 Comparación de Probabilidad con Potencial de Pérdida.

La probabilidad del evento culminante (Alta presión en la torre F3-T-16) calculada se compara con el valor del potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se tendría en caso de que se produzca el accidente.

El valor del potencial de pérdida, P^0 , que se tomó para hacer la comparación fue de 10^5 , el valor de probabilidad que se obtuvo del análisis de árbol de fallas es de 1.45×10^{-5} lo cual quiere decir que es poco probable que ocurra el evento.

NOTAS



1	DESARRO	IDENTIFICACION DE RIESGOS	FECHA	ELABORADO	REVISADO	APROBADO
1	DESARRO	IDENTIFICACION DE RIESGOS	FECHA	ELABORADO	REVISADO	APROBADO
 Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II						
TÍTULO DEL GRUPO: DIAGRAMA DE ÁRBOL DE FALLAS ALTA PRESIÓN EN LA TORRE F3-T-16						
NOMBRE DE PROYECTO: TESIS IDEN RIESGOS			NUMERO DE GRUPO: 3.6			
UNIDAD: FCC-II		FECHA DE REVISIÓN: ABRIL-03		REVISIÓN: 0		PÁGS: 48



3.5 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

El análisis de consecuencias (AC) nos proporciona información sobre los efectos que se producirían en caso de una explosión, ruptura de un recipiente, una línea de proceso, una explosión ó incendio de una nube de gas no confinada. Las explosiones e incendios pueden causar daños por quemaduras directas ó por radiación térmica, por proyectiles ó daños por ondas de presión.

Se seleccionaron el escenario para el análisis de consecuencias que a continuación se describe: Fuga de propano en la torre F3-T-16 y fuga de propileno en el tanque acumulador F3-D-49. Cabe mencionar que el escenario seleccionado para el análisis de consecuencias, solo es hipotético.

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.

- 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 encuentran sobre su límite inferior de inflamabilidad y con una fuente de ignición se forma un incendio del charco, mientras se encuentran los vapores.
- 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 de combustión 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 formaría una descarga a presión del tipo chorro "*Gas Jet*", que entra y se mezcla con el aire ambiente. Si el material entrara en contacto con una fuente de ignición, entonces ocurre un *Jet Fire* o fuego de chorro.
- Fireball** El evento de *Fireball* o bola de fuego resulta de la ignición de una mezcla líquido/vapor flamable 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*".



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 de explosiones se denomina químico, que son aquellas que tienen su origen en una reacción química como la combustión de un gas inflamable en el aire.

BLEVE Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición “*BLEVE*”, 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 un *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.

Un *BLEVE* puede ocurrir como resultado de cualquier mecanismo que ocasione la falla repentina de un recipiente y permita que el líquido sobrecalentado flashee. 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.

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.

Para el análisis de consecuencias en la planta 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 los escenarios de incendio y explosión seleccionados, fundamentos y efectos, así como también los modelos de evaluación de riesgos usados para cada uno de ellos.

Tabla 3.8. Descripción del escenario incendio y explosión de la torre, F3-T-16.

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS					
TIPO DE ESCENARIO	CAUSA Y FUNDAMENTO	EFFECTOS			MODELO DE EFFECTOS USADO
		RT	OP	P	
1. Fuga de propano en la torre F3-T-16.	La sobrepresión en este recipiente puede causar el desprendimiento de alguna de las boquillas de entrada o salida, ocasionando la fuga de propano.		X		1. Modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de gas no confinada.

RT: Radiación Térmica

OP: Onda de Presión.

P: Projectiles.

Datos requeridos para cada modelo.

Tabla 3.9 Datos para el escenario fuga y explosión propano en la torre F3-T-16.

Parámetro	Valor
Escenario	Fuga
Material	Propano
Temperatura de operación	60 °C
Presión de operación	21.79 Kg/cm ²
Masa de material	12,350 Kg.
Humedad Relativa	0.78
Temperatura Ambiente	27 °C



Tabla 3.10. Descripción del escenario de incendio y explosión en el acumulador, F3-D-49.

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS					
TIPO DE ESCENARIO	CAUSA Y FUNDAMENTO	EFFECTOS			MODELO DE EFFECTOS USADO
		RT	OP	P	
2. Fuga de propileno en el tanque acumulador F3-D-49.	La sobrepresión en este recipiente puede causar el desprendimiento de alguna de las boquillas de entrada o salida, ocasionando la fuga de propileno.		X		1. Modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de gas no confinada.

RT: Radiación Térmica

OP: Onda de Presión.

P: Projectiles.

Datos requeridos para cada modelo.

Tabla 3.11 Datos para el escenario fuga y explosión propileno en el tanque acumulador F3-D-49.

Parámetro	Valor
Escenario	Fuga
Material	Propileno
Temperatura de operación	49 °C
Presión de operación	14 Kg/cm ²
Masa de material	58,770 Kg
Humedad Relativa	0.78
Temperatura Ambiente	27°C



3.5.1 Consideraciones para el Análisis de Riesgos

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:
 - a) Los resultados obtenidos con la aplicación de la metodología HazOp.
 - b) El registro de incidentes y accidentes de la planta.
2. - Las composiciones de las mezclas generadas para este estudio, fueron tomadas de los balances de materia obtenidos de los diagramas de flujo de proceso (DFP) de la planta.

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

- a) El orificio formado por corrosión 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" por corrosión debido a las condiciones.
- b) Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- c) Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 10 minutos, 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.
- d) Se consideró una temperatura ambiental media del área de 27 °C y una humedad relativa media anual de 78%.
- e) 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 3.12, y de los diferentes niveles de sobrepresión que se muestran en la tabla 3.13 y en la tabla 3.14.

Tabla 3.12 Niveles de Radiación ⁽¹¹⁾

RADIACIÓN	DESCRIPCIÓN
1.4 kW/m² (440 BTU/h/ft²)	Es el flujo térmico equivalente al del sol en verano y al medio día. Este límite se considera como zona de seguridad.
5.0 kW/m² 1,268 BTU/h/ft²)	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 zona de amortiguamiento.
12.5 kW/m² (3,963 BTU/h/ft²)	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 zona de alto riesgo.

Tabla 3.13 Niveles de Sobrepresión ⁽¹¹⁾

PRESIÓN	DESCRIPCIÓN
0.3 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 zona de salvaguarda.
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 ² se considerará como la zona de amortiguamiento.
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 ² se considera como la zona de exclusión (riesgo).



3.9.2 Fuga y Explosión de Propano en la Torre F3-T-16.

En esta sección se muestran los resultados del cálculo del escenario de fuga de mezcla explosiva en la torre F3-T-16. La duración de la descarga puede ser cambiada según la respuesta para mitigar la fuga, para este caso se consideró que la respuesta será de 10 minutos, ya que durante este tiempo se espera que se controle la fuga, se estima un flujo de la fuga por el sello de 0.7215 Kg/s, por lo tanto en diez minutos se fugan 432.3 Kg de propano.

En la tabla 3.14 se muestran los niveles de sobrepresión alcanzados por la explosión de propileno, como se observa el grado de afectación dependerá de la distancia a la que se encuentran los equipos y/o las personas del centro de la explosión de la nube.

Tabla 3.14 Resultados de la explosión de propano.

Nivel de sobrepresión	Distancia m	Efectos esperados (Datos tomados de las Ref. 3 y 4)
0.02 bar (0.30 psi)	337.58	Límite de proyectiles. 95 % de probabilidad de no sufrir daños importantes Daños menores a techos de casas. Rotura del 10% de los cristales.
0.14 bar (2.0 psi)	97.76	Colapso parcial de paredes y techo de casas. Calentador: fractura de ladrillos. Reactor químico: ruptura de ventanas y medidores. Filtros: falla de paredes de concreto.
0.21 bar (3 psi)	75.65	Destrucción de paredes de cemento de 20 a 30 cm de grosor. Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (50% llenado). Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados. Regenerador: el equipo se mueve y las tuberías se rompen. Tanque de almacenamiento (techo flotante): el equipo se levanta (50%).

De acuerdo a la tabla 3.14, el radio máximo de destrucción total será de 75.65 m, el radio de daños parciales será de 97.76 m aproximadamente y el radio máximo de afectación será de 337.58 m aproximadamente; después del radio máximo de afectación se considera zona segura, ya que el límite de proyectiles será de 335 m (diagrama 3.7)



Tabla 3.15 Niveles de sobrepresión a diferentes distancias, por la explosión de propano.

Distancia (m)	Sobrepresión (bar)
50.00	0.41
100.00	0.13
150.00	0.07
200.00	0.05
250.00	0.04
300.00	0.03

Bajo las condiciones de operación del equipo y debido a la fuga se produce la típica descarga de chorro (jet), si la descarga entra en ignición se produce el dardo de fuego (Jet fire). En la tabla 3.16, se muestra un resumen de los resultados por dardo de fuego. Los resultados mostrados corresponden a una clase de estabilidad atmosférica "F", esto es, un día estable, soleado con nubes moderadas y viento moderado de 10 m/s.

Tabla 3.16. Riesgo por dardo de fuego (Jet fire).

Longitud de la flama	9.29 m
Emisividad de la flama	5 kW/m ²
Velocidad del dardo de fuego	408 m/s.
Exposición máxima	20 s.

Tabla 3.17. Niveles de incidencia de la radiación térmica producto del Jet fire.

Nivel y categoría	Nivel de radiación incidente kW/m²	Distancia afectada m	Área afectada m²
1. Bajo	1.4	24.31	1,856.61
2. Alto	5	16.99	906.85
3. Muy alto	12	13.98	614.00



3.5.3 Fuga y Explosión de Propileno en el Acumulador F3-D-49.

En esta sección se muestran los resultados del cálculo del escenario de fuga de mezcla explosiva en el tanque acumulador F3-D-49. La duración de la descarga puede ser cambiada según la respuesta para mitigar la fuga, para este caso se consideró que la respuesta será de 10 minutos, ya que durante este tiempo se espera que se controle la fuga, se estima un flujo de la fuga por el sello de 1.13 Kg/s, por lo tanto en diez minutos se fugan 678 Kg de propileno.

En la tabla 3.18 se muestran los niveles de sobrepresión alcanzados por la explosión de propileno, como se observa el grado de afectación dependerá de la distancia a la que se encuentran los equipos y/o las personas del centro de la explosión de la nube.

Tabla 3.18 Resultados de la explosión de propileno.

Nivel de sobrepresión	Distancia m	Efectos esperados (Datos tomados de las Ref. 3 y 4)
0.02 bar (0.30 psi)	335	Límite de proyectiles. 95 % de probabilidad de no sufrir daños importantes Daños menores a techos de casas. Rotura del 10% de los cristales.
0.14 bar (2.0 psi)	87	Colapso parcial de paredes y techo de casas. Calentador: fractura de ladrillos. Reactor químico: ruptura de ventanas y medidores. Filtros: falla de paredes de concreto.
0.21 bar (3 psi)	67	Destrucción de paredes de cemento de 20 a 30 cm de grosor. Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (50% llenado). Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados. Regenerador: el equipo se mueve y las tuberías se rompen. Tanque de almacenamiento (techo flotante): el equipo se levanta (50%).

De acuerdo a la tabla 3.18, el radio máximo de destrucción total será de 67 m, el radio de daños parciales será de 87 m aproximadamente y el radio máximo de afectación será de 335 m aproximadamente; después del radio máximo de afectación se considera zona segura, ya que el límite de proyectiles será de 335 m (diagrama 3.8).



Tabla 3.19 Niveles de sobrepresión a diferentes distancias, por la explosión de propileno.

<i>Distancia (m)</i>	<i>Sobrepresión (bar)</i>
50.00	0.33
100.00	0.11
150.00	0.06
200.00	0.04
250.00	0.03
300.00	0.02

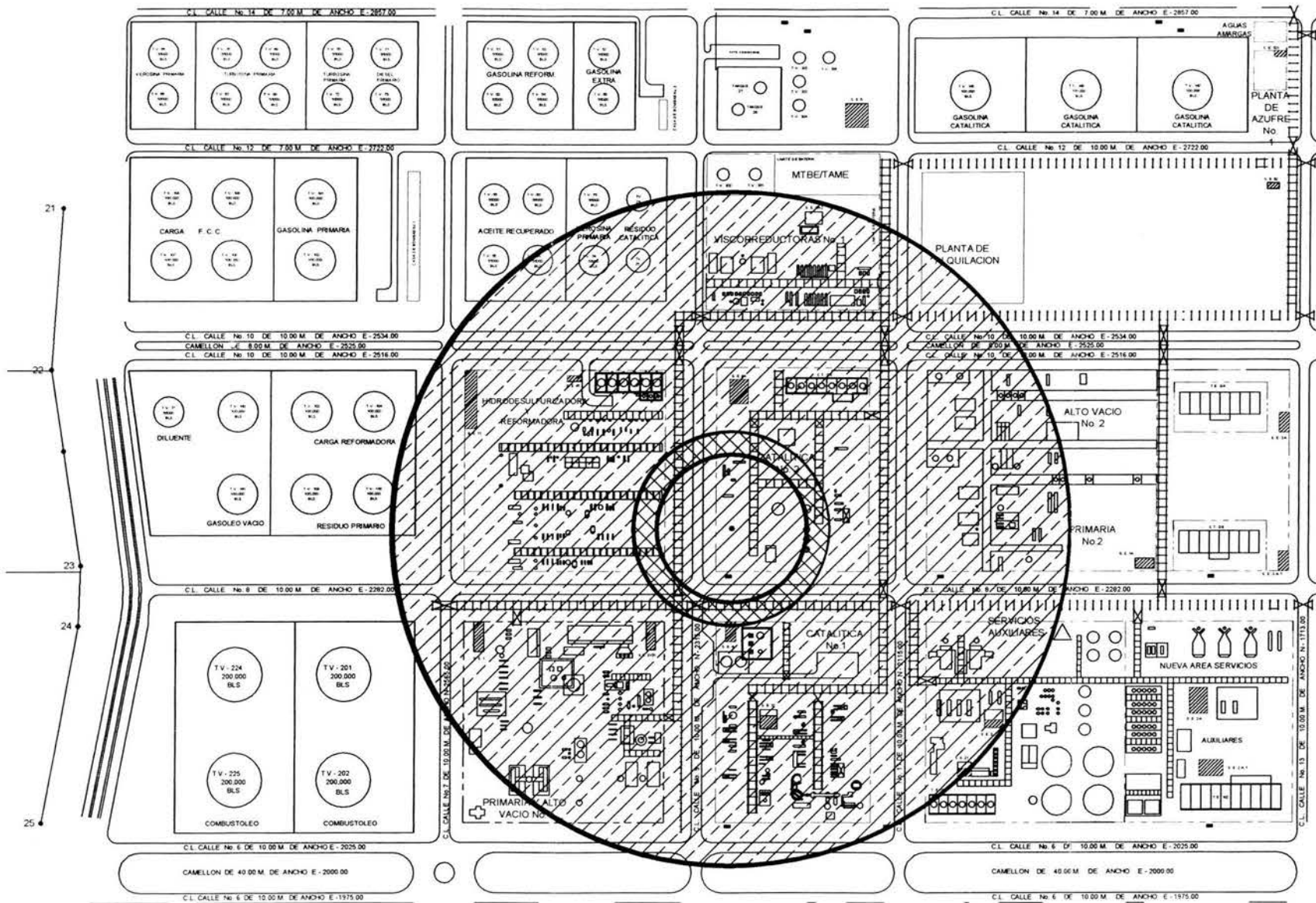
Bajo las condiciones de operación del equipo y debido a la fuga se produce la típica descarga de chorro (jet), si la descarga entra en ignición se produce el dardo de fuego (Jet fire). En la tabla 3.20, se muestra un resumen de los resultados por dardo de fuego. Los resultados mostrados corresponden a una clase de estabilidad atmosférica "F", esto es, un día estable, soleado con nubes moderadas y viento moderado de 10 m/s.

Tabla 3.20 Riesgo por dardo de fuego (Jet fire).

<i>Longitud de la flama</i>	12.64 m
<i>Emisividad de la flama</i>	148 kW/m ²
<i>Velocidad del dardo de fuego</i>	418 m/s
<i>Exposición máxima</i>	20 s

Tabla 3.21 Niveles de incidencia de la radiación térmica producto del Jet FIRE.

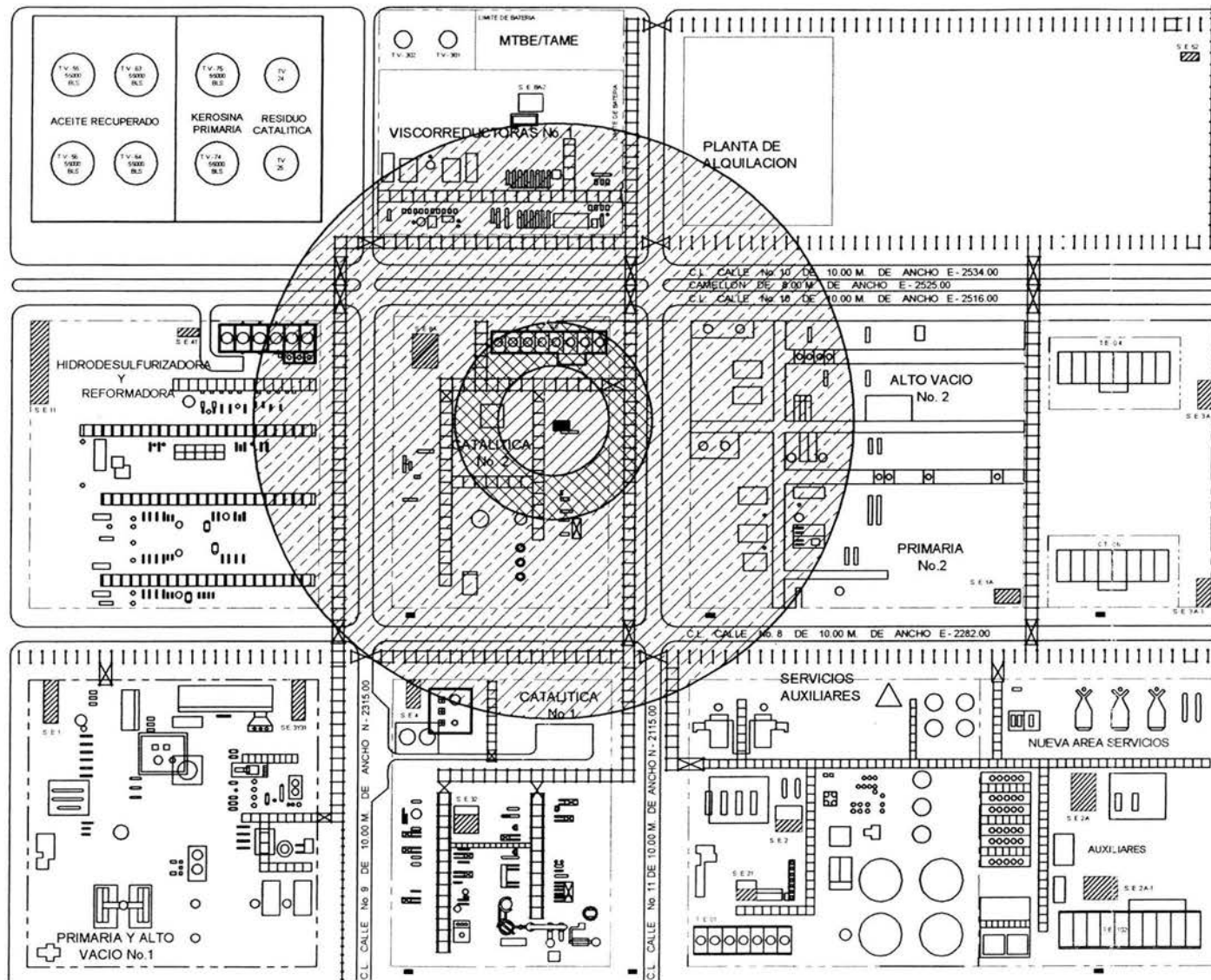
<i>Nivel y categoría</i>	<i>Nivel de radiación incidente kW/m²</i>	<i>Distancia afectada m</i>	<i>Área afectada m²</i>
<i>1. Bajo</i>	1.4	29	2,642.09
<i>2. Alto</i>	5	14	615.75
<i>3. Muy alto</i>	12	0	0



TIPO DE ZONA	SOBRE PRESION EN (PSIG)	D(M)
Alto riesgo	3	75.65
Amortiguamiento	2	97.76
Segura	0.30	337.58

NOTA: ESTA SECCION DE LOCALIZACION FUE TOMADO DEL DIBUJO ORIGINAL DE LOCALIZACION GENERAL DE LA REFINERIA EL CUAL FUE ELABORADA POR LA SECCION DE DIBUJO DE LA SITSIPA

11	DESGARDO	IDENTIFICACION DE RESIDUOS	PRE	PRE	PRE	PRE	PRE	PRE	PRE
12	FECHA	DESCRIPCION	DISEÑADO	SUPERVISADO	REVISADO	APROBADO			
TITULO DEL TRABAJO		Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II							
NOMBRE DEL PROYECTO		DIAGRAMA ANALISIS DE CONSECUENCIAS FUGA Y EXPLOSION PROPANO EN LA TORRE F3-T-16							
CANTIDAD		FECHA DE REVISIÓN		NUMERO DE DIBUJO		3.7			
FCC-II		ABRIL-03		REVISOR		0			
						59			



TIPO DE ZONA	SOBRE PRESIÓN EN (PSIG)	D(M)
	3	67
	2	87
	0.30	335

NOTA: ESTA SECCIÓN DE LOCALIZACIÓN FUE TOMADO DEL DIBUJO ORIGINAL DE LOCALIZACIÓN GENERAL DE LA REFINERÍA EL CUAL FUE ELABORADA POR LA SECCIÓN DE DIBUJO DE LA SITSIPA

REV.	FECHA	IDENTIFICACION DE MODIFICACIONES	ELABORADO	REVISADO	APROBADO	FECHA

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Estudios Superiores Zaragoza C-II

TÍTULO DEL DIBUJO: DIAGRAMA ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS FUGA Y EXPLOSIÓN PROPILENO EN EL ACUMULADOR F3-D-49

NOMBRE DE PROYECTO: TESIS IDEN RIESGOS

UNIDAD: FCC-II

FECHA DE REVISIÓN: ABRIL-03

REVISIÓN: 0

PROYECTO: 60

NUMERO DE DIBUJO: 3.8





4.1 RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP.

Los resultados del análisis HazOp son una serie de recomendaciones, las cuales son clasificadas, de acuerdo a la prioridad con que éstas deben ser implementadas, con la letra A (alta prioridad), B (prioridad media), C (baja prioridad) y D (poco probable). A continuación, en la tabla 4.1 se muestran las recomendaciones clasificadas y en orden jerárquico de acuerdo a su nivel de prioridad y con sus respectivos escenarios.

Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis HazOp.

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIONES	CLASE
1. Condensación deficiente en los F3-E-48A/F (Alta Presión).	Continuar con los programas de retrolavado a los intercambiadores de calor, también continuar con la calibración de las válvulas de seguridad.	D
2. Falla de control de vapor de media PV-6202(Alta Presión).	Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los instrumentos y continuar con la revisión y calibración de los instrumentos.	D
3. Por error humano puede cerrarse la válvula de recibo en casa de bombas de BOYAL(Alta Presión).	Se debe continuar con el programa de capacitación Y adiestramiento al personal operativo, continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y mantener la comunicación con casa de bombas n°. 4 para el control de este tipo de desviaciones.	D
4. Falla en cerrado la FV-6011, reflujo de F3-T-16(Alta Temperatura).	Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los instrumentos y continuar con la revisión y calibración de válvulas de seguridad.	D

*Recomendaciones de Análisis HazOp (CONTINUACIÓN).*

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIONES	CLASE
5. F3-T-16 con bajo nivel y falla en el control de temperatura de la torre TIC-6302.	Se debe continuar con el programa de capacitación Y adiestramiento al personal operativo y continuar con la revisión y calibración de válvulas de seguridad.	D
6. Fugas por tubos de F3-E-49.	Continuar con los programas de mantenimiento de los cambiadores de acuerdo a programas de reparación y continuar con la revisión y calibración de válvulas de seguridad.	D



4.2 RECOMENDACIONES DE ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA).

Los resultados y recomendaciones para el árbol de fallas por alta presión en la torre estabilizadora, F3-T-16, se muestran en la tabla 4.2. Se calcula una probabilidad de 1.45×10^{-5} y una frecuencia de 1.46×10^{-5} al año.

En el desarrollo del evento culminante de alta presión en la torre F3-T-16; existen catorce conjuntos mínimos que contribuyen considerablemente en el desarrollo del evento culminante, cada uno con un 6.92% de contribución (96.8% en total). Para este caso el nivel de riesgo se considera como no probable, por lo tanto se acepta el riesgo tomando en cuenta las recomendaciones dadas en la tabla 4.2.

Tabla 4.2. Recomendaciones para el escenario de alta presión en la torre F3-T-16.

ESCENARIO	PROBABILIDAD	RECOMENDACIÓN
1. Alta presión en la torre F3-T-16.	1.45×10^{-5}	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento predictivo y preventivo a bombas. 3. Cumplir con el programa de revisión y calibración a válvulas de seguridad.
	FRECUENCIA 1.46×10^{-5}	4. Reforzar la capacitación, adiestramiento y evaluación del personal operativo. 5. Cuando alguna PSV, sea desmontada para mantenimiento, asegurar que tenga el rótulo del equipo en que esta instalado y presión de calibración para evitar confusión en el taller de mantenimiento.



4.3 RECOMENDACIONES DE ANÁLISIS CONSECUENCIAS.

De acuerdo a los resultados del modelo aplicados el escenario planteado es posible dar algunas recomendaciones a fin de contribuir a la mejor respuesta del personal al escenario planteado en la tabla 4.3.

Tabla 4.3 Recomendaciones de Análisis de Consecuencias.

ESCENARIO	RECOMENDACIÓN
1. Fuga de Propano en la Torre F3-T-16.	<ol style="list-style-type: none">1. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento al personal operativo.2. Continuar con los recorridos de inspección en la planta.3. Difundir a todo el personal de la planta los riesgos de un incendio y explosión en la torre F3-T-16.4. Elaborar planes de emergencia y rutas de evacuación así como simulacros, en los que participen todo el personal.
2. Fuga de Propileno en el tanque Acumulador F3-D-49.	<ol style="list-style-type: none">1. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento al personal operativo.2. Continuar con los recorridos de inspección en la planta.3. Continuar con el procedimiento de aplicación de soldadura.



CONCLUSIONES.

El análisis HazOp es un método para identificar peligros y evaluar riesgos. Tiene carácter sistemático y multidisciplinario; el cual debe considerarse como un concepto de seguridad del proceso para protección del personal, instalaciones, comunidades aledañas y medio ambiente. Del análisis de Peligros y Operabilidad (HazOp) se obtuvieron un total de 6 recomendaciones, de las cuales se clasificaron con la letra D (Aceptable como esta). De acuerdo a esta clasificación las recomendaciones de la clase no requieren mitigar el riesgo.

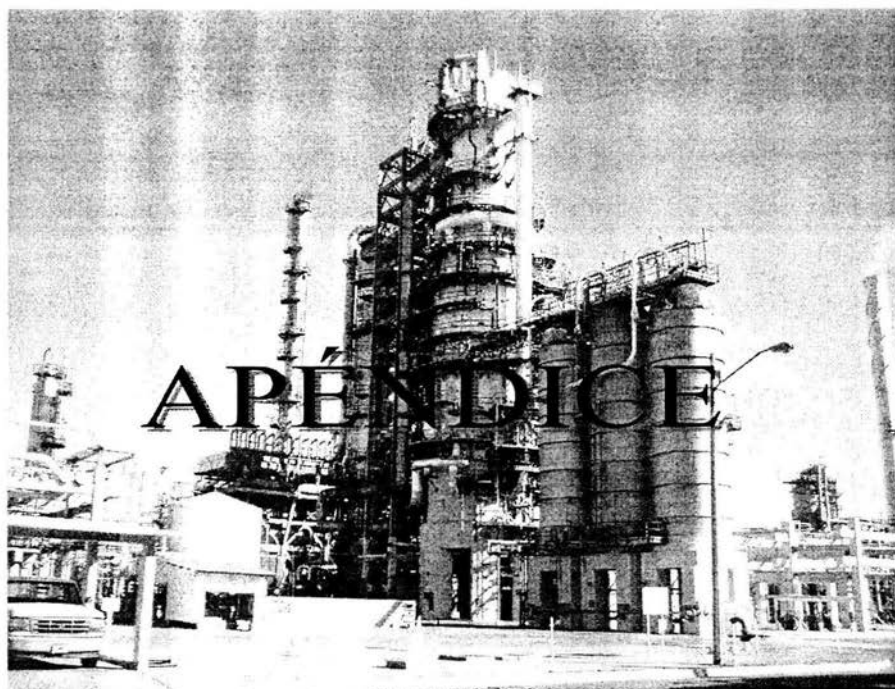
Otro de los puntos esenciales es que del Análisis HazOp, estableció un plan de trabajo, el cual al realizar el estudio se obtuvieron recomendaciones tipo D, porque en cada desviación analizada cuenta con todas las protecciones para evitar accidentes mayores, por lo tanto se acepta como esta y no se requiere realizar cambios significativos de los procedimientos de protección. Este plan de trabajo fue estructurado entre el personal del área que participó en el análisis y personal de la UNAM quienes coordinaron el estudio, con el fin de mejorar la protección de la planta y del medio ambiente, proporcionando una mejor calidad de vida para los operadores y la comunidad.

En análisis de Árbol de Fallas surgieron un total de 5 recomendaciones las cuales si se implementaran, se tendría un mejor funcionamiento la torre F3-T-16 y se obtuvo una probabilidad de $1.45E-5$, esto quiere decir que es no probable que ocurra el evento culminante (Alta presión en la torre F3-T-16).

El análisis de consecuencias proporciona información para disminuir los efectos que se producirían en caso de que el accidente seleccionado para este análisis se convierta en un evento indeseable con pérdidas cuantiosas. Esta información es utilizada para la elaboración de planes de emergencia y de evacuación además de establecer las zonas de seguridad.

El análisis de peligros es un estudio sistemático muy útil cuando se quiere detectar los potenciales peligrosos que pueden existir en una planta de proceso. Los objetivos principales del análisis de peligros en la unidad cumplieron al identificarse, evaluarse y cuantificar los escenarios de riesgos utilizando las técnicas como son la Técnica HazOp, el Análisis de Árbol de fallas y Análisis de Consecuencias al poder establecer el plan de trabajo para implementar las recomendaciones que minimicen la probabilidad de dichos escenarios.

La finalidad de esta tesis es proporcionar los medios necesarios al personal que trabaja en la unidad para que estos elaboren o actualicen sus programas de mantenimiento, operación y de seguridad, para reducir al mínimo la ocurrencia de accidentes. Esto ayudará en su política de seguridad y protección al medio ambiente así como para mejorar la calidad de vida de los empleados y de la comunidad que es una de las prioridades de la empresa.





APÉNDICE A

Probabilidad de ocurrencia de accidentes⁽⁵⁾.

Eventos básicos con sus probabilidades, del árbol de fallas de alta presión en la torre F3-T-16.

Evento básico	Probabilidad
B1 – Falla en la señal	1.00E-03
B2 – Error humano: El operador cierra la válvula	1.00E-05
B3 – Contaminación del agua de enfriamiento	1.00E-03
B4 – Falla del ventilador de la torre de enfriamiento TE-02	1.00E-03
B5 – Falla de la bomba de la torre de enfriamiento	1.00E-03
B6 – Falla del suministro eléctrico	1.00E-03
B7-Error humano: El operador no calibra adecuadamente la válvula	1.00E-05
B8 – Supervisión M.A.A.	1.00E-05
B9 – Supervisión inadecuada	1.00E-05
B10 – Refaccionamiento inexistente	1.00E-03
B11 – Refaccionamiento inadecuado	1.00E-03
B12 – Capacitación inadecuada	1.00E-05
B13 – Mantenimiento inadecuado	1.00E-05
B14 – Mantenimiento inexistente	1.00E-05
B15 – No se aplica el mantenimiento	1.00E-05
B16 – Evaporación de la carga en la bomba.	1.00E-05
B17 – Bajo nivel en el tanque F3-D-49	1.00E-05
B18 – Flujo contaminado	1.00E-05
B19 – Fallas detectadas no corregidas	1.00E-03



APÉNDICE B

Tipo de material inflamado en incendios industriales ⁽¹⁾ (% del número de casos).

a) Industrias en general.

MATERIAL	(%)
Madera o papel.	27.9
Líquidos inflamables o combustibles.	22.1
Materias químicas, metales o plásticos.	15.7
Textiles.	1.03
Productos naturales.	9.6
Gas.	6.4
Sólidos volátiles.	5.4
Materiales con aceite.	2.2
Otros tipos indeterminados o no informados.	0.4

b) Industria química.

SEGUN ESTADO FISICO	(%)
Gas.	13
Vapor.	20
Líquido.	25
Sólido.	29
Desconocido.	13

HIDROCARBUROS: 29.5

SEGUN TIPO DE MATERIAL	(%)
Gas.	4
Líquido/vapor.	23
Sólido.	2.5
Otros productos: 70.5	
Líquido/vapor orgánico.	20
Sólidos orgánicos.	9
Sólidos celulósicos.	8
Hidrógeno.	9
Acero.	2.5
Azufre.	1
Desconocido.	21



APÉNDICE C

Tabla de Daños en Plantas y Refinerías.

PRESION (psig)	EVALUACION DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERÍAS	PLANTAS
0.5	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): rotura de ventanas.	<ul style="list-style-type: none">- 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	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): deformación de la estructura.	<ul style="list-style-type: none">- 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		<ul style="list-style-type: none">- Calentador: fractura de ladrillos.- Reactor químico: rotura de ventanas y medidores.- Filtros: falla de paredes de concreto.
3.0	<ul style="list-style-type: none">- Edificio de mantenimiento: deformación.	<ul style="list-style-type: none">- Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (llenado al 50%).- Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.
5.0	<ul style="list-style-type: none">- Torre de regeneración: deformación de la columna.- Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura.- Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.- Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.	<ul style="list-style-type: none">- Calentador: unidad destruida.- Regenerador: marcos colapsados.- Motor eléctrico: daño por proyección de partículas.- Ventilador: carcaza y caja dañadas.

*Daños en Plantas y Refinerías (CONTINUACIÓN).*

PRESION (psig)	EVALUACIÓN DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERIAS	PLANTAS
0.5	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): rotura de ventanas.	<ul style="list-style-type: none">- 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	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): deformación de la estructura.	<ul style="list-style-type: none">- 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		<ul style="list-style-type: none">- Calentador: fractura de ladrillos.- Reactor químico: rotura de ventanas y medidores.- Filtros: falla de paredes de concreto.
3.0	<ul style="list-style-type: none">- Edificio de mantenimiento: deformación.	<ul style="list-style-type: none">- Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (llenado al 50%).- Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.
5.0	<ul style="list-style-type: none">- Torre de regeneración: deformación de la columna.- Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura.- Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.- Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.	<ul style="list-style-type: none">- Calentador: unidad destruida.- Regenerador: marcos colapsados.- Motor eléctrico: daño por proyección de partículas.- Ventilador: carcaza y caja dañadas.

**Daños en Plantas y Refinerías (CONTINUACIÓN).**

PRESION (psig)	EVALUACION DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERIAS	PLANTAS
7.0	<ul style="list-style-type: none">- Torre rectangular (estructura de concreto): derrumbe de la estructura y la torre.- Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura.- Torre fraccionadora: (montada sobre pedestal de concreto 9 caída de la torre.- Torre de regeneración derrumbe de la estructura y la torre.- Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura, (estructura de acero) caía de la torre.- Tanques de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques llenos.	<ul style="list-style-type: none">- Reactor catalítico: partes internas dañadas.- Columna fraccionadora: unidad destruida.
10.0	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): derrumbe de estructura de fierro.	<ul style="list-style-type: none">- Cuarto de control (techo de concreto): unidad destruida.- Transformados eléctrico: unidad destruida.- Ventilador: unidad destruida.- Regulador de gas: controles dañados, carcaza y caja dañadas.- Columna de extracción: la unidad se mueve de sus cimientos.
20.0		<ul style="list-style-type: none">- Tanque de almacenamiento (techo flotante): colapso del techo.
30.0		<ul style="list-style-type: none">- Motor eléctrico: la unidad se mueve de sus cimientos.- Turbina de vapor: la unidad se mueve de sus cimientos.



APÉNDICE D

HOJA DE SEGURIDAD		CORPORACIÓN MEXICANA DE INVESTIGACIÓN EN MATERIALES, S.A. DE C.V.	
PROYECTO:	ANÁLISIS DETALLADO DE RIESGO (ADR) REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"	LUGAR:	Salina Cruz, Oaxaca.
		FECHA:	DIC/15/1996
COMPONENTE RIESGOSO			
NOMBRE: Propano Planta Catalítica I			
COMPOSICIÓN DE LA SUSTANCIA			
Compuesto	ppm		
C ₃	88,6		
C ₃ =	11,3		
iC ₄	0,1		
CLASIFICACIÓN	Número de CAS: 74-98-6	DATOS GENERALES	Nombre del fabricante o importador: PEMEX - Refinación
	Número de UN: 1978		En caso de emergencia comunicarse al teléfono o fax número: (971) 4-9000 ext. 5-0364
PRECAUCIONES ESPECIALES			
Precauciones que deben ser tomadas para el almacenamiento y manejo:			
Dispositivos de seguridad para el almacenamiento:	Equipos de seguridad adicional para el almacenamiento:	Recomendación para el manejo y almacenamiento:	Otras precauciones:
Cámaras de espuma, anillos de enfriamiento, red perimetral contraincendio, drenajes pluvial y acetoso, diques de contención y conexiones a tierra.	Alarmas por alto y bajo nivel, sistema remoto de medición, válvulas de venteo de emergencia, sistema de muestreo cerrado, válvulas de presión y vacío, transmisor e indicador de nivel y temperatura.	Utilizar el equipo de seguridad. Evitar el almacenamiento cerca de sustancias incompatibles.	Para el transporte y almacenamiento se clasifica de acuerdo al Diario Oficial de la Federación como clase 2 (Gases comprimidos, refrigerados, licuados o disueltos a presión).
PROPIEDADES FÍSICAS			
Nombre comercial y nombre químico	Propano	Densidad de vapor (aire=1)	1,51
Sinónimos	Dimetilmetano	Reactividad en agua	No hay reactividad
Fórmula química	CH ₃ CH ₂ CH ₃	Velocidad de evaporación (butil-acetato=1)	No datos
Peso molecular	44 g/gmol	Temperatura de autoignición	740,92 K
Densidad a temperatura inicial (t ₁)	1,87 @ 288,15 K	Temperatura de fusión	86,05 K
Temperatura de ebullición	230,95 K	Densidad relativa	0,51 @ 288,15 K
Calor de vaporización (t ₂)	426 048,77 J/kg	Solubilidad en agua	Ligeramente soluble
Calor de combustión (como líquido)	No aplica	Estado físico	Gas
Calor de combustión (como gas)	46,24 MJ/kg	Color y olor	Incoloro e inodoro
Temperatura del líquido en proceso	No datos	Punto de inflamación	No datos
Volumen a condiciones normales	0,91 m ³	Volatilidad (%)	No datos
Volumen del proceso	No datos		
Presión de vapor	135 814,49 Kg/m ²		
RIESGOS PARA LA SALUD			
Ingestión accidental.			
Llevar de ser posible al afectado a una zona libre contaminación; colocar al paciente acostado de lado para disminuir la posibilidad de aspirar el propano. Evite el vómito, ya que al hacerlo puede aspirar los vapores del propano y llenar estos los pulmones. Si la cantidad es considerable se debe practicar el lavado estomacal. Si se aspiró el propano puede causar paro respiratorio, proceder a una respiración artificial. Utilizar en todo momento el equipo de protección personal.			
Contacto con los ojos.			
La protección a los ojos se puede proporcionar mediante monogafas o pantallas faciales y en algunos casos cuando las concentraciones son altas se debe complementar la protección respiratoria usando máscara con bote químico o suministro de aire. Lavar los ojos con agua en abundancia, o suero fisiológico de ser posible, durante varios minutos. Si las lesiones son mas serias o dolorosas se vendarán los ojos sin ejercer presión sobre los globos oculares. Las heridas se pueden presentar en los párpados, conjuntivas o globos oculares. No se debe intentar sacar los cuerpos extraños, esto lo hará el médico. Dar atención medica inmediatamente.			
Contacto con la piel.			
Evitar salpicaduras, ya que produce dermatitis, en caso de que exista el riesgo de mojarse con el propano utilizar un equipo impermeable (botas, pantalón, chamarra, guantes, pantalla facial y protección respiratoria). Para trabajos rutinarios bastarán guantes de cuero y ropa de trabajo de algodón. El contacto puede causar irritación con eritemas y dolor; un contacto prolongado puede causar ampollas y en casos extremos necrólisis epidérmica. Lavar inmediatamente con agua en abundancia.			



HOJA DE SEGURIDAD		CORPORACIÓN MEXICANA DE INVESTIGACIÓN EN MATERIALES, S.A. DE C.V.	
PROYECTO: ANÁLISIS DETALLADO DE RIESGO (ADR) REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"	LUGAR: Salina Cruz, Oaxaca.	FECHA: DIC/15/1996	
COMPONENTE RIESGOSO			
NOMBRE: Propano Planta Catalítica I			
RIESGOS PARA LA SALUD			
Inhalación. Evítese, ya que ocasiona irritación a la membrana mucosa, es agente asfixiante y narcótico; causando depresión del sistema nervioso, dolor de cabeza, dificultad al respirar. A altas concentraciones provoca disnea, edema pulmonar, bronconeumonía, asfixia. Una intoxicación severa puede ocasionar delirio, ataques de nervios, ataxia, inconciencia, coma y convulsiones. Utilizar el equipo de protección personal.			
Daño genético. Dato no disponible.	TOXICIDAD	TLV 8 hs TLV 15 min TLV instantáneo	Dato no disponible. Dato no disponible. Dato no disponible.
RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSIÓN			
Medio de extinción:	(*) Niebla de agua (*) Espuma	(*) Vapor de agua (*) Polvo químico seco	(*) CO ₂
Equipo especial de protección (general) para combate de incendio. Utilizar mangueras, boquillas, camiones, cascos, pantalas, chaquetones, botas, llaves, martillos, hachas, palas, garzas para la inyección de espuma, camiones o unidades bombero, cámaras de espuma, anillos de enfriamiento, red contra incendio perimetral, etc.	Procedimiento especial de combate de incendio. Mantener la calma. Identificar el sitio del siniestro. Evaluar de ser posible la magnitud. Identificar la sustancia, gas o aceite. Avisar a la central contraincendio. Avisar a la jefatura o personal de guardia del área. Si las condiciones lo permiten arranque la bomba de agua contraincendio y aplique cortina de agua al área afectada a través de los monitores de la red contraincendio. Efectuar los movimientos operacionales necesarios para aislar el sitio del siniestro para su control o eliminación. Si la magnitud del siniestro es tal que no sea posible su control, retirese a una distancia prudente mientras llea avuda.		
Condiciones que conducen a un peligro de fuego y/o explosión no usuales. Evite exponerlo a calor, flama u oxidación.	Productos de la combustión. CO ₂ y H ₂ O		
Inflamabilidad: Límite Superior de Inflamabilidad: 9,5% Límite Inferior de Inflamabilidad: 2,37%			
DATOS DE REACTIVIDAD			
Clasificación de sustancias por su actividad química, reactividad con el agua y potencial de oxidación			
Sustancia estable o inestable. Sustancia estable.	Condiciones a evitar. No mezclar con ácido nítrico, para evitar una reacción peligrosa. Evitar contacto con calor, chispas, flamas o alguna fuente de ignición posible. Evitar la descarga de propano a drenajes o alcantarillas evitando así situaciones riesgosas		
Incompatibilidad, sustancias a evitar. Evitar contacto con fuertes agentes oxidantes.	Polimerización peligrosa. No ocurre polimerización peligrosa.		
	Descomposición de componentes peligrosos. Dato no disponible.		
CORROSIVIDAD			
Clasificación de la sustancia por su grado de corrosividad: Dato no disponible.			
RADIOACTIVIDAD			
Clasificación de la sustancia radioactiva: Sustancia clasificada no radioactiva.			



APÉNDICE E

HOJA DE SEGURIDAD		CORPORACIÓN MEXICANA DE INVESTIGACIÓN EN MATERIALES, S.A. DE C.V.	
PROYECTO: ANÁLISIS DETALLADO DE RIESGO (ADR) REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"		LUGAR: Salina Cruz, Oaxaca.	FECHA: DIC/15/1996
COMPONENTE RIESGOSO			
NOMBRE: Propileno			
COMPOSICIÓN DE LA SUSTANCIA			
Compuesto	ppm	Compuesto	trazas
C ₃	1	C ₂ C ₂ =	si
C ₃ =	99		
CLASIFICACIÓN	Número de CAS: 115-07-1 Número de UN: No disponible	DATOS GENERALES	Nombre del fabricante o importador: PEMEX - Refinación En caso de emergencia comunicarse al teléfono o fax número: (971) 4-9000 ext. 5-0364
PRECAUCIONES ESPECIALES			
Precauciones que deben ser tomadas para el almacenamiento y manejo:			
Dispositivos de seguridad para el almacenamiento: Cámaras de espuma, anillos de enfriamiento, red perimetral contraincendio, drenajes pluvial y aceitoso, diques de contención y conexiones a tierra.	Equipo de seguridad adicional para el almacenamiento: Alarmas por alto y bajo nivel, sistema remoto de medición, válvulas de venteo de emergencia, sistema de muestreo cerrado, válvulas de presión y vacío, transmisor e indicador de nivel y temperatura.	Recomendación para el manejo y almacenamiento: Utilizar el equipo de seguridad. Evitar el almacenamiento cerca de sustancias incompatibles.	Otras precauciones: Para el transporte y almacenamiento se clasifica de acuerdo al Diario Oficial de la Federación como clase 2 (Gases comprimidos, refrigerados, licuados o disueltos a presión).
PROPIEDADES FÍSICAS			
Nombre comercial y nombre químico	Propileno	Densidad de vapor (aire = 1)	1,44
Sinónimos	Propileno	Reactividad en agua	No hay reactividad
Fórmula química	C ₃ H ₆	Velocidad de evaporación (butil-acetato = 1)	No disponible
Peso molecular	41,8 g/grmol	Temperatura de autoignición	770,37 K
Densidad a temperatura inicial (t ₁)	No disponible	Temperatura de fusión	88,15 K
Temperatura de ebullición	201,15	Densidad relativa	0,52 @ 288,15 K
Calor de vaporización (t ₂)	No disponible	Solubilidad en agua	No hay solubilidad
Calor de combustión (como líquido)	No aplica	Estado físico	Gas licuado
Calor de combustión (como gas)	45,63 MJ/kg	Color y olor	Incoloro
Temperatura del líquido en proceso	No disponible	Punto de inflamación	No disponible
Volumen a condiciones normales	No disponible	Volatilidad (%)	No disponible
Volumen del proceso	No disponible		
Presión de vapor	154 814,44 kg/m ²		
RIESGOS PARA LA SALUD			
Ingestión accidental. Llevar de ser posible al afectado a una zona libre contaminación; colocar al paciente acostado de lado para disminuir la posibilidad de aspirar el propileno. Evite el vómito, ya que al hacerlo puede aspirar los vapores del propileno y llenar de estos los pulmones. Si se aspiró el propileno puede causar paro respiratorio, proceder a una respiración artificial. Utilizar en todo momento el equipo de protección personal.			
Contacto con los ojos. La protección a los ojos se puede proporcionar mediante monogafas o pantallas faciales y en algunos casos cuando las concentraciones son altas se debe complementar la protección respiratoria usando máscara con bote químico o suministro de aire. Lavar los ojos con agua en abundancia, o suero fisiológico de ser posible, durante varios minutos. Si las lesiones son mas serias o dolorosas se vendarán los ojos sin ejercer presión sobre los globos oculares. Las heridas se pueden presentar en los párpados, conjuntivas o globos oculares. No se debe intentar sacar los cuerpos extraños, esto lo hará el médico. Dar atención medica inmediatamente.			
Contacto con la piel. Evitar salpicaduras, ya que produce dermatitis, en caso de que exista el riesgo de contacto con propileno, utilizar un equipo de protección personal (botas, pantalón, chamarra, guantes, pantalla facial y protección respiratoria). El contacto puede causar quemaduras y congelación de la piel. Lavar inmediatamente con agua en abundancia.			



HOJA DE SEGURIDAD		CORPORACIÓN MEXICANA DE INVESTIGACIÓN EN MATERIALES, S.A. DE C.V.	
PROYECTO: ANÁLISIS DETALLADO DE RIESGO (ADR) REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"	LUGAR: Salina Cruz, Oaxaca.	FECHA: DIC/15/1996	
COMPONENTE RIESGOSO			
NOMBRE: Propileno			
RIESGOS PARA LA SALUD			
Inhalación. Evítese, ya que ocasiona irritación a la membrana mucosa, es agente asfíxico; provoca nerviosismo, dolor de cabeza, dificultad al respirar. Utilizar el equipo de protección personal.			
Daño genético. Dato no disponible.	TOXICIDAD	TLV 8 hr TLV 15 min TLV Instantáneo	Dato no disponible Dato no disponible Dato no disponible
RIESGOS DE FUEGO O EXPLOSIÓN			
Medio de extinción:	(*) Niebla de agua (*) Espuma	(*) Vapor de agua (*) Polvo químico seco	(*) CO ₂
Equipo especial de protección (general) para combate de incendio. Utilizar mangueras, boquillas, camiones, cascos, pantallas, chaquetones, botas, llaves, martillos, hachas, palas, garzas para la inyección de espuma, camiones o unidades bombero, cámaras de espuma, anillos de enfriamiento, red contra incendio perimetral, etc.	Procedimiento especial de combate de incendio. Mantener la calma. Identificar el sitio del siniestro. Evaluar de ser posible la magnitud. Identificar la sustancia, gas o aceite. Avisar a la central contraincendio. Avisar a la jefatura o personal de guardia del área. Si las condiciones lo permiten arranque la bomba de agua contraincendio y aplique cortina de agua al área afectada a través de los monitores de la red contraincendio. Efectuar los movimientos operacionales necesarios para aislar el sitio del siniestro para su control o eliminación. Si la magnitud del siniestro es tal que no sea posible su control, retírese a una distancia prudente mientras llega ayuda.		
Condiciones que conducen a un peligro de fuego y/o explosión no usuales. Evite el calentamiento moderado o exponerlo a temperaturas ambiente relativamente altas. Derrames que alcancen una flama.			
Inflamabilidad: Límite Superior de Inflamabilidad: No disponible Límite Inferior de Inflamabilidad: No disponible	Productos de la combustión. Dato no disponible.		
DATOS DE REACTIVIDAD			
Clasificación de sustancias por su actividad química, reactividad con el agua y potencial de oxidación			
Sustancia estable o inestable. Es estable en condiciones normales de operación.	Condiciones a evitar. No mezclar con ácido nítrico, para evitar una reacción peligrosa. Evitar contacto con calor, chispas, flamas o alguna fuente de ignición posible. Evitar la descarga de propileno a drenajes o alcantarillas evitando así situaciones riesgosas.		
Incompatibilidad, sustancias a evitar. Materiales oxidantes	Polimerización peligrosa. No ocurre polimerización peligrosa.		
	Descomposición de componentes peligrosos. Dato no disponible.		
CORROSIVIDAD			
Clasificación de la sustancia por su grado de corrosividad: Dato no disponible.			
RADIOACTIVIDAD			
Clasificación de la sustancia radioactiva: Sustancia clasificada no radioactiva.			

**BIBLIOGRAFÍA.**

1. Santamaría Ramiro, J.M. Análisis y Reducción de riesgos en la industria química, Fundación MAPFRE, España, 1994.
2. Taller de Análisis de Riesgo y Operabilidad. UNAM-Facultad de Química (1999).
3. AIChE, Guidelines for Hazard Evaluation Procedure, New York 1992.
4. Independent Engineering Service LTD, Seminario sobre Estudios Hazop, México, 1998.
5. Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries, IMP, México 1994.
6. C. Florentini y F. De Vecchi (TECSA S.P.A; Italia), E.P. Lander (ATR Applied Training Resources, EEUU); C. Vilagut Orta (TECSA Iberica, S.A.). Gestión de la Seguridad de los Procesos-Soporte al Funcionamiento y Sistemas de Formación. Ingeniería Química 127-152 (Sep.1997).
7. Encyclopedia of industrial chemistry, ULLMANN'S, Vol. A4.
8. Encyclopedia of Chemical Processing and Design. John J. Mcketta.
9. The Guidelines Process Quantitative Risk Analysis. Second Edition. 2000. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers New York.
10. Guidelines for Hazard Evaluation Procedures. Second Edition. April 1995. Center for Chemical Process Safety of the American Institute of Chemical Engineers New York.
11. Crow y Louvar. Fundamentyps with Applications.; Prentice Hall, 1990.



12. Manual SIASPA. PEMEX México 1998.
12a.- Manual SIASPA PEMEX Edición Octubre 1998 sección 6-12 Pág. 1.
13. <http://www.asecorp-online.com/ficheros/formacion/sem-emergenciasoct01/emergencias-riesgo.pdf>
14. <http://www.imiq.org/mty/st-vt-3/VT-3-2.PDF>
15. Documento No. 312-40900-03-229. Procedimiento de Análisis de Riesgos. PEMEX. Sección Seguridad Industrial Tercera Revisión.