

200



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

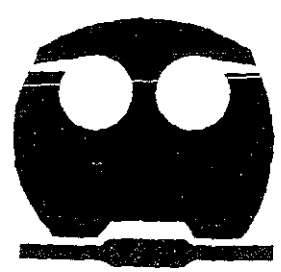
FACULTAD DE QUIMICA

"ANALISIS DE RIESGOS EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE GAS L.P. DE LA REFINERIA GRAL. LAZARO CARDENAS DE MINATITLAN VERACRUZ"

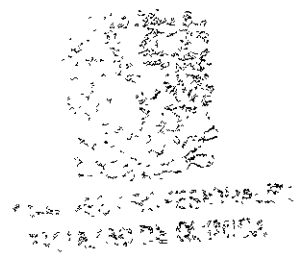
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A : ISRAEL SANTAMARIA JIMENEZ



MEXICO, D.F.



2001



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.


JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Vocal.	Prof.	JAIME MEDINA OROPEZA
Secretario	Prof.	M. JAVIER CRUZ GOMEZ
1 ^{er} Suplente	Prof.	RAMON DOMINGUEZ BETANCOURT
2 ^{do} Suplente	Prof.	EDUARDO VIVALDO LIMA

SITIO DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

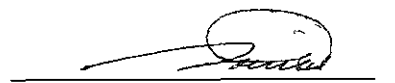
Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Minatitlán, Veracruz.
y laboratorio E-212,
Facultad de Química, UNAM.

Asesor



Dr. M. Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico



I.Q. Sonia Monroy Caudillo

Sustentante



Israel Santamaría Jiménez

AGRADECIMIENTOS.

A TODOS LOS COMPAÑEROS DEL CEASPA L-212 POR SU VALIOSA AYUDA Y AMISTAD.

AL DOCTOR M. JAVIER CRUZ GOMEZ POR DARME LA OPORTUNIDAD DE PARTICIPAR EN ESTE PROYECTO.

A TODO EL PERSONAL DEL AREA 6 DE LA REFINERIA GRAL. LAZARO CARDENAS DE MINATITLAN, POR SU GRAN AYUDA EN LA REALIZACION DE ESTA TESIS.

A TODOS MIS AMIGOS Y AMIGAS DE LA FACULTAD DE QUIMICA POR SU GRAN AMISTAD Y AYUDA.

A TODA LA FAMILIA FELIZ POR SU AYUDA AMISTAD Y COTORREO (JIMENEZ, FLORES, PEREZ, ETC).

AL JEFE DE LA FAMILIA FELIZ (CHECHE) Y ALA JEFA DE LA FAMILIA FELIZ (LUISITA) POR TODO EL APOYO Y GRAN AYUDA QUE ME BRINDARON.

DEDICATORIAS.

A MI MADRE Y A MI PADRE POR TODO SU AMOR, CARIÑO Y EJEMPLO, YA QUE SIN ELLOS NO HUBIERA LOGRADO SER LO QUE SOY.

A MIS HERMANOS, MICHELLE Y CHACHO POR ESTAR SIMPRE JUNTOS.

A GABRIELA GRANADOS GARCIA POR LLEGAR EN ESTE INSTANTE A MI VIDA Y POR SU GRAN AMOR Y APOYO.

A TODAS LAS PERSONAS QUE NO NOMBRO PERO QUE SIGNIFICARON MUCHO PARA MI.

A LA MAXIMA CASA DE ESTUDIOS POR FORMAR PROFESIONALES DE CARARTER.

GOYA, GOYA, CACHUN, CACHUN, RARA, CACHUN, CACHUN RARA, GOYA UNIVERSIDAD.

GRACIAS.

ISRAEL SANTAMARÍA JIMÉNEZ.



ÍNDICE DE CONTENIDO

	Página
LISTA DE ABREVIATURAS.....	I
INDICE DE FIGURAS.....	II
INDICE DE TABLAS.....	III
INDICE DE DIAGRAMAS.....	IV
CAPITULO I. INTRODUCCIÓN	
1.1 Justificación del estudio.....	1
1.2 Objetivos.....	3
1.3 Técnicas de análisis que se usaron.....	3
CAPITULO II. ANTECEDENTES	
2.1 Concepto de Riesgo.....	5
2.2 Análisis de Riesgos.....	6
2.3 Técnicas de identificación de Análisis de Riesgos.....	7
2.3.1 Métodos Comparativos.....	8
2.3.2 Índices de Riesgos.....	9
2.3.3 Métodos Generalizados.....	10
2.4 Técnicas utilizadas en el Análisis de Riesgos.....	12
2.4.1 Análisis de Riesgo y Operabilidad (HazOp).....	12
2.4.2 Análisis de Árbol de Fallos (FTA).....	19



2.4.3 Análisis de Consecuencias/Efectos.....	24
CAPITULO III. TRABAJO DE CAMPO	
3.1 Descripción del Área de Estudio.....	33
3.2 Plan de trabajo para el Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).....	38
3.2.1 Selección de nodos.....	39
3.2.2 Resultados del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).....	41
3.3 Resultados del Análisis de Árbol de Fallos.....	67
3.4 Resultados del Análisis de Consecuencias.....	71
CAPITULO IV. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES	
4.1 Recomendaciones del Análisis HazOp.....	78
4.2 Recomendaciones del Análisis de Fallos.....	83
4.3 Recomendaciones del Análisis de Consecuencias.....	85
4.4 Conclusiones.....	86
APENDICES	88
BIBLIOGRAFIA	97

**LISTA DE ABREVIATURAS.**

API	American Petroleum Institute.
ASME	American Society of Mechanical Engineers.
ASTM	American Society for Testing Materials.
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion.
bls.	Barriles.
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
ETA	Event Tree Análisis.
FMEA	Failure Modes and Effects Análisis.
FMECA	Failure Modes, Effects and Criticality Analysis.
FTA	Fault Tree Analysis.
HAZOP	Hazard and Operability.
L.P.G.	Liquefied Petroleum Gas.
NFPA	National Fire Protection Association.
PSV	Pressure Safety Valve.
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
TNT	Tri Nitro Tolueno.

**INDICE DE FIGURAS.**

	Página
1. Figura 2.1 Sistemática del Análisis HazOp.....	17
2. Figura 2.2 Hoja de registro de sesiones HazOp.....	18
3. Figura 3.1 Matriz de Riesgos.....	44

**INDICE DE TABLAS.**

	Página
Tabla 1.1 Accidentes en la Industria.	4
Tabla 2.1 Métodos de Identificación de Riesgos.....	8
Tabla 2.2 Significado de las palabras guías ..	16
Tabla 2.3 Simbología utilizada en el Árbol de Fallos...	23
Tabla 2.4 Ecuaciones simples para una bola de fuego	32
Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia.....	43
Tabla 3.2 Niveles de Gravedad.....	43
Tabla 3.3 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.....	69
Tabla 3.4 Datos requeridos para el Análisis de Consecuencias.....	71
Tabla 3.5 Efectos de la explosión de una nube no confinada para el tanque esférico TE-405.....	74
Tabla 3.6 Efectos de la explosión por sobrepresión del tanque esférico TE-405.....	75
Tabla 3.7 Resultados de la radiación de la bola de fuego.	76
Tabla 4.1 Lista jerárquica de recomendaciones HazOp	78
Tabla 4.2 Recomendaciones para reducir la probabilidad del accidente.....	83
Tabla 4.3 Recomendaciones para reducir los efectos de Explosión.....	85

**INDICE DE DIAGRAMAS.**

		Página
Diagrama 3.0	Diagrama de localización general de los Tanques esféricos de almacenamiento.....	35
Diagrama 3.1	Diagrama de bloques de Almacenamiento y Manejo de gas L.P.....	37
Diagrama 3.2-A	Diagrama de Tubería e Instrumentación del tanque esférico TE-405.....	65
Diagrama 3.2-B	Diagrama de Tubería e Instrumentación del Cabezal de desfuegos.....	66
Diagrama 3.4	Árbol de Fallos del Tanque esférico TE-405.....	70
Diagrama 3.5	Radiación de una bola de fuego.....	77
Diagrama 4.1	Árbol de Fallos del Tanque esférico TE-405 con recomendaciones.....	84



CAPITULO I

INTRODUCCIÓN



1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO

La industria química es de gran importancia, ya que a producido grandes satisfactores para la humanidad, ya que como derivados de la industria petroquímica se tiene por ejemplo, a fibras textiles para la manufactura de ropa, componentes o aditivos de los alimentos, pinturas, barnices, etc. Esta industria genera miles de empleos en el país. En la actualidad la industria química tiene, entre otros, a los siguientes dos objetivos: a). La protección y mejora de la calidad del medio ambiente y b). La seguridad de los trabajadores.

El crecimiento de la industria química, durante los últimos cincuenta años, tanto en número como en capacidad, ha propiciado un aumento en el número de personas que pueden estar expuestas a las consecuencias de un accidente industrial (ver tabla 1.1 en pág. 4). Estos accidentes provocaron un impacto ambiental negativo, junto con cuantiosas pérdidas humanas y materiales. PEMEX preocupado por el medio ambiente y la seguridad de sus trabajadores, esta implantando un Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental "SIASPA".

El SIASPA esta soportado por los sistemas utilizados por empresas petroleras internacionales como EXXON, BRITISH PETROLEUM, SHELL y CONOCO y por los requerimientos para la administración de la seguridad y salud ocupacional "OSHA" del departamento de los Estados Unidos. El SIASPA esta integrado por 18 elementos relacionados con el factor humano, los sistemas de trabajo y las instalaciones. El elemento número 12 trata sobre los Análisis de Riesgos y tiene como objetivos:

- Identificar riesgos a la salud, integridad física, al medio ambiente y a la propiedad.



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

PEMEX-REFINACIÓN motivado por cada uno de los puntos del SIASPA y para poder dar seguimiento al punto 12 relacionado con los Análisis de Riesgos dentro de sus instalaciones acordó llevar un estudio en el Área de Almacenamiento y Manejo de gas LP de la Refinería “Gral. Lázaro Cárdenas” de Minatitlán, Veracruz.

Para realizar el estudio de riesgos mencionado anteriormente se desarrollaron las siguientes actividades:

- Recopilación de información requerida para el estudio de riesgos.
- Actualización de Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso.
- Sesiones de Análisis de Riesgo y Operabilidad “HazOp” con un equipo multidisciplinario.
- Análisis de Árbol de Fallos
- Análisis de Consecuencia



1.2 OBJETIVOS:

- Establecer las medidas para controlar o reducir el nivel de riesgos en el área de almacenamiento de gas LP aplicando la técnica “HazOp”, con el fin de mejorar la operabilidad del área.
- Seleccionar un escenario hipotético de accidente para evaluar sus consecuencias y proponer medidas de protección para mitigar sus efectos.
- Obtener, como resultado del análisis de riesgos, una lista de recomendaciones que al ser implementadas conforme a su prioridad, mejorará la operación y la seguridad de la planta.

1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS QUE SE USARON

En el presente trabajo se combinaron la técnica HazOp (aplicada al tanque esférico TE-405 y al cabezal de desfuegos), la técnica de análisis de Árbol de Fallos (aplicado al tanque esférico TE-405) y la técnica de análisis de consecuencias, como ejemplo se muestra la técnica aplicada al escenario de una fuga de propano en el tanque esférico TE-405.

La técnica de análisis de riesgos HazOp identifica riesgos potenciales en la planta, y establece las recomendaciones para minimizarlos y mejorar la operabilidad de la misma. La técnica de análisis de árbol de fallos es usada para la evaluación cuantitativa de un escenario seleccionado y en base a los resultados obtenidos de dicho análisis se toma la decisión de aceptar o no el riesgo. El análisis de consecuencias nos permite visualizar las situaciones y efectos que tiene un incidente, y desarrollar acciones que mitiguen o reduzcan el riesgo del evento así como los posibles daños al personal y la planta.



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 rotura de tubería que descargó 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) 17 de Diciembre de 1984	Fuga de isocianato de metilo en una planta de Unión Carbide, la emisión del gas se esparce sobre una superficie de 40 Km ² .
Texas (EEUUA) Octubre de 1987	Fuga de ácido fluorhídrico.
Guadalajara (México) 23 de abril de 1992	Explosiones 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.



CAPITULO II

ANTECEDENTES



2.1 CONCEPTO DE RIESGO

La palabra riesgo significa la posibilidad de sufrir pérdidas o bien se puede considerar como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada como una función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias⁽¹⁾.

De manera general se tiene que:

Riesgo= Probabilidad del accidente X Gravedad del accidente.

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. Existe una diferencia clara entre riesgo y peligro aunque frecuentemente se dice que hay un peligro elevado cuando realmente se quiere decir que el nivel de riesgo es alto.

Muchas de las actividades que se realizan en la industria química presentan un riesgo, que solo se puede eliminar si desapareciera la industria química, esta medida no es posible, porque dependemos de esta, la solución real es determinar cual es el nivel de riesgo aceptable en una instalación/proceso o bien cual es el nivel de riesgo aceptable, mediante un análisis costo beneficio. 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.



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.

2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS⁽¹⁾

Para saber decidir si un riesgo es o no aceptable, se requiere estimar su magnitud, lo que implica un análisis previo. El análisis de riesgos es una disciplina que combina la evaluación del proceso desde el punto de vista de la ingeniería del proceso con técnicas matemáticas, que permiten realizar estimaciones de frecuencias/ probabilidades y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgos se utilizan para la toma de 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 existentes en 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 lo que estos sucesos tienen lugar.** ¿Qué puede ocurrir?. ¿ Que 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 riesgo, análisis de desviaciones (What if), análisis de riesgo y operabilidad (HazOp), análisis de modos de fallo y sus efectos (FMEA), etc.

- **Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que pueden producirse.** ¿Cuales 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 que frecuencia?. La cuantificación de dichos sucesos se estima en términos de frecuencia o probabilidad de que tengan lugar durante la vida de la instalación. Para ello suele acudir a métodos mas 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

Las técnicas de identificación de riesgos pueden dividirse en tres rubros 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 riesgo, suelen identificar riesgos concretos, son útiles para señalar en que áreas hay mayor concentración de riesgo y requiere de un análisis mas detallado con técnicas mas 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.

METODOS COMPARATIVOS.
<ul style="list-style-type: none">• Códigos y estándares.• Listas de comprobación (Checklists).• Análisis histórico de accidentes.
INDICES DE RIESGO.
<ul style="list-style-type: none">• Índice Dow.• Índice Mond.
METODOS GENERALIZADOS.
<ul style="list-style-type: none">• Análisis de Modos de Fallo y Efectos (FMEA).• Análisis “WHAT IF”.• Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).• Análisis de Árbol de Fallos (FTA).• Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).• Análisis de Consecuencias.

Tabla 2.1. Métodos de Identificación de Riesgos.

2.3.1 Métodos Comparativos de Identificación de Riesgos

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 cumplen 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 podemos mencionar 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 comprobación (CHECKLISTS). Estas listas nos recuerda y nos permite 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 Riesgos

Los índices de riesgos, nos 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 mas específicas, por ejemplo: HazOp, Árbol de fallos, etc. Los índices de riesgos son de gran utilidad, porque proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud del riesgo de un área específica.

El índice Dow, de fuego y explosión es mas utilizado en la industria química, porque toma en cuenta aspectos relacionados con los riesgos intrínsecos del material, las cantidades manejadas, condiciones de operación, etc.

El índice Mond es similar al índice Dow además incluye la toxicidad de materiales, pero aun así, el índice Dow permite una estimación más sencilla, debido



al uso de gráficos frente a ecuaciones y permite aspectos de toxicidad, mediante una penalización específica.

2.3.3 Métodos Generalizados

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

Análisis “WHAT IF”

El objetivo de un análisis “WHAT IF” es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Con este análisis se supone que ocurre una falla sin considerar que fue lo que la causó, puede aplicarse desde una unidad o sección hasta toda un área del proceso. Este método toma en cuenta una falla determinada con la pregunta ¿ Qué pasa si...?



Por ejemplo:

¿Qué pasa si hay...

- Pérdida de energía eléctrica?
- Pérdida de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, agua de proceso, aire de instrumentos)?
- Pérdida del sistema de computo del control del proceso?
- Descarga por una válvula de alivio o por un disco de ruptura?
- Explosión o un incendio interno?

Contestando estas y otras preguntas, se estará en condiciones de evaluar los efectos de fallas de: equipo, procedimientos, de desastres naturales, etc. Los resultados obtenidos dependerán de la experiencia y de la imaginación del grupo de análisis.

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 Análisis) 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 un fallo de equipo o por un error humano.

2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ANÁLISIS DE RIESGOS

2.4.1 Análisis de Riesgos 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⁽²⁾, por los siguientes motivos:

1. Las causas de los accidentes potenciales que han ocurrido en diferentes plantas de proceso y que han provocado cuantiosas perdidas humanas,



materiales y de calidad del aire, pueden evitarse disminuyendo su frecuencia o por lo menos, mitigando sus consecuencias.

2. El control y automatización de los procesos, cada vez más sofisticados, hacen más segura una planta (reduciendo el error humano), sin embargo, este incremento de tecnología puede provocar una disminución del conocimiento de los operadores aumentando el riesgo⁽²⁾.

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 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. Una de las ventajas que tiene esta técnica con las ya mencionadas es de que este análisis puede aplicarse en la etapa de diseño como si ya estuviera construida la planta.

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 porque 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^(1,3)



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.
- Balance de materia y energía.
- Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones.
- Procedimientos operacionales.
- Registros históricos de incidentes.
- Fallas de equipo o componentes.

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.

Además, se requiere de personal con experiencia en la aplicación del análisis, 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.



La sistemática del análisis HazOp se indica en la figura 2.1. En primer lugar se aplican las palabras guía (ver Tabla 2.2) a los parámetros seleccionados para una unidad o sección del proceso y posteriormente se determinan las causas, consecuencias y acciones correctivas de una desviación.

Finalmente el equipo HazOp propone soluciones correctivas, y evalúa su costo de acuerdo a su clasificación y jerarquización.

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.

TABLA 2.2 Significado de las palabras guía^(1,3,4).

Palabras Guía	Significado
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay Flujo en la línea.
MAS	Aumento cualitativo sobre la variable de diseño. Ejemplo: Mas temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor presión, etc.
MENOS	Disminución cualitativa sobre la variable de diseño. Ejemplo: Menos temperatura, menor presión, etc.
ADEMÁS DE / TAMBIEN COMO	Aumento cualitativo. 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 diferente 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, falla el modo de operación de la unidad, etc.

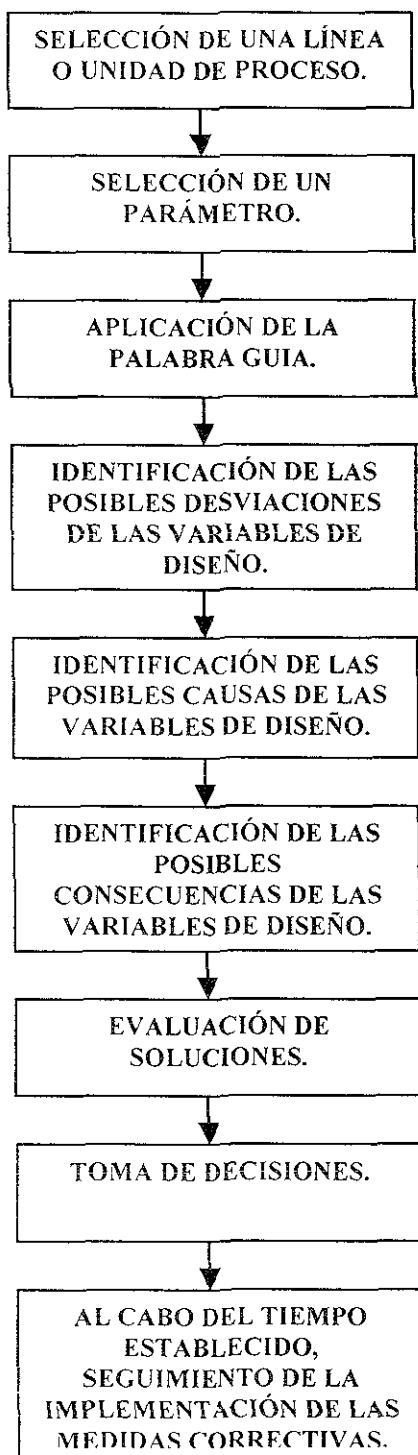

Figura 2.1. Sistemática del Análisis HazOp⁽¹⁾.



Figura 2.2. Hoja de registro de sesiones "HazOp".

	Compañía:	Area/proceso	Fecha:				
	Nodo:						
	Diagramas:			Producto:			
Desviación:							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase

Términos usados en un Análisis HazOp

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

Causa: Es lo que hace que un incidente ó accidente ocurra. Falla de un instrumento, equipo, condiciones climatologicas, etc. Las causas inmediatas pueden tener causas secundarias que las provocan, las cuales pueden ser encontradas mediante un estudio mas detallado.

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

Desviación: Es la combinación de la palabra guía con el parámetro que 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 manejable y suficientemente grande para que sea significativo.

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 lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente ó para mitigar sus efectos.

2.4.2 Análisis de Árbol de Fallos (FTA)

El análisis de árbol de fallos es una técnica deductiva que supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido (evento culminante) y busca las posibles causas del mismo y la cadena de sucesos que hacen que tengan lugar.

El árbol de fallos es un método gráfico que muestra los errores de equipo y humanos que pueden ocurrir en la falla del sistema de interés. Este análisis calcula la frecuencia y/o probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante y es



una de las técnicas mas utilizadas en la industria química ya que puede aplicarse a un solo sistema o sistemas interconectados^(1,4).

La probabilidad ó frecuencia del evento culminante antes mencionado se determina sumando las frecuencias ó las probabilidades y multiplicando las probabilidades con probabilidades ó las probabilidades con frecuencias pero no multiplicando las frecuencias con frecuencias.

El análisis FTA usa puertas de entrada y salida, que se representan por símbolos y por las letras “Y”(que representa el producto) y “O”(que representa la suma).

Los símbolos usados para las puertas de entrada “Y” (puede ser un punto “•” de producto) y “O” (puede ser 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

¿ Cómo se construye un Árbol de Fallos?

El árbol de fallos 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 ha 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.


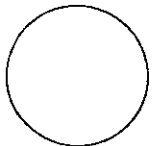
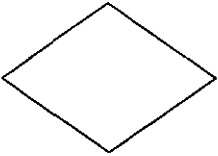

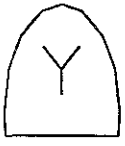
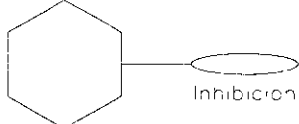

Para la construcción de un Árbol de Fallos se tiene la siguiente secuencia:

- I. Identificar la falla del sistema “evento culminante” que se analiza y se ubica en la parte superior del árbol.
- II. Proceder al próximo nivel del sistema que llamaremos nivel 2 e identificar las fallas de dicho nivel que podrían conducir a la falla del sistema.
- III. Determinar la relación lógica entre las fallas del nivel 2 que son requeridas para producir la falla del sistema. Puede ser el resultado de la combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.
- IV. Usar las puertas lógicas “Y” u “O” para mostrar la relación de fallas del nivel 2 que producen la falla del sistema.



- V. Proceder al próximo nivel más bajo del sistema y repetir los pasos del II al IV hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel de componentes.
- VI. Empezar con datos de frecuencia o probabilidad de fallas en el nivel de componentes, computar la frecuencia o probabilidad de fallas descritas en el nivel ubicado arriba del nivel de componentes usando las puertas “Y” u “O”. Continuar la estructura lógica indicada por las puertas “Y” u “O” en el árbol de fallos hasta que la probabilidad de la falla del sistema o evento culminante ha sido calculada. Las probabilidades de ocurrencia se muestran en el Apéndice E.

Tabla 2.3 Simbología utilizada en el árbol de fallos⁽¹⁾.

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.
	Puertas de inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de un suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.
	Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo, en otro página, por falta de espacio).



2.4.3. Análisis de Consecuencias/ Efectos

Por medio de este análisis se puede estimar la magnitud de los daños ocasionados por un accidente, por ejemplo, al transportar, manejar o procesar una sustancia o material peligroso (tóxico, inflamable o explosivo). Este tipo de estimaciones 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 A 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^(1,4).



Inflamabilidad

El término inflamabilidad hace referencia a la mayor o menor facilidad con que una sustancia puede arder en el aire o en algún otro gas que pueda servir como comburente. La combustión es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material determinado, el fuego es una consecuencia visible.

Los elementos necesarios y suficientes para que se produzca un incendio se esquematizan en el llamado “Triángulo de fuego”, que involucra tres elementos:

- Combustible.
- Comburente.
- Fuente de Ignición.

Límites de Inflamabilidad

Los límites de inflamabilidad nos proporciona el intervalo de concentraciones de combustible (normalmente en por ciento en volumen), dentro del cual una mezcla gaseosa puede entrar en ignición y arder. Por debajo del límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.) no existe suficiente combustible para propagar la combustión y por encima del límite superior de inflamabilidad (L.S.I.) no existe suficiente oxígeno para propiciar la combustión⁽¹⁾.



Fuentes de ignición

Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía mínima de ignición para iniciar la inflamación de la mezcla. Algunos ejemplos de fuentes de ignición pueden ser:

- Superficies calientes.
- Equipo eléctrico.
- Ignición espontanea.
- Chispas y calor debidos a fricción.
- Niños con fósforos.
- Ignición intencionada.
- Electricidad estática.

Incendios y explosiones

Los resultados de un incendio o una explosión son:

- Onda de presión.
- Formación de proyectiles.
- Radiación térmica.

Las explosiones pueden ser explosiones físicas, explosiones confinadas y otras pérdidas de contención que dan lugar a explosiones^(1,4).



En las explosiones físicas, los posibles efectos se reducen a la formación de ondas de choque o la formación de proyectiles, siempre y cuando no se produzca la ignición de la mezcla. La explosión física puede transformarse en una explosión química, si el gas combustible forma una mezcla con el aire dentro del intervalo de inflamabilidad y que tenga lugar una ignición. A partir de aquí puede ocurrir una explosión de una nube de vapor no confinada (EVNC).

Si se encuentran presentes un líquido y un vapor, y el líquido está por debajo de su temperatura de ebullición, la fase vapor interviene en la explosión, pero si el líquido se encuentra por arriba de su temperatura de ebullición, la explosión física inicial produce la despresurización súbita seguida de una evaporación masiva del líquido sobrecalentado. La explosión en la que participa un líquido hirviente que se incorpora rápidamente al vapor en expansión se conoce como "BLEVE" (Boiling liquid Expanding Vapour Explosion).

Las explosiones confinadas ocurren cuando hay una combustión, descomposición térmica, reacción incontrolada, calentamiento externo, sobrellenado o colisión, en recipientes de baja resistencia (edificios o silos) o en recipientes de proceso.

Las explosiones no confinadas son las que ocurren fuera de edificios o recipientes de proceso. Las explosiones de nubes de vapor no confinadas son las que han dado origen a los accidentes más importantes ocurridos en la industria química.



BLEVES y Esferas de Fuego (fireballs)

El término BLEVE como ya se menciono significa la explosión en la que participa un líquido en ebullición que se incorpora rápidamente al vapor en expansión. Puesto que el líquido está almacenado a una temperatura superior a su punto de ebullición normal, la ruptura del recipiente ocasiona la evaporación súbita del líquido. Esto nos da como resultado una onda de choque de gran poder destructivo, acompañada de la formación de proyectiles provenientes del recipiente, que normalmente son de gran tamaño. Históricamente, las explosiones BLEVE se han producido con mucha frecuencia y casi siempre van acompañadas de bajas humanas. La causa más frecuente de explosiones BLEVE es el incendio externo, el cual casi siempre se origina por pequeñas fugas del material inflamable. En la zona por encima del nivel del líquido, la transferencia de calor hacia el interior es más lenta, lo que provoca que la temperatura de la pared aumente rápidamente y ocasione una disminución de su resistencia. En este caso, una válvula de alivio no es suficiente para impedir que la BLEVE ocurra.

MODELOS DE EXPLOSIONES⁽⁵⁾

Modelo de Explosión de una Nube de Vapor no Confinada (EVNC)

Las consecuencias de la explosión de una nube de vapor no confinada pueden ser catastróficas, se han reportado que son las más importantes en la industria química. No se conoce de manera precisa la forma en que se da la explosión (puede ser deflagación o detonación dependiendo de la velocidad del frente de combustión). En la práctica es común expresar la energía desprendida en equivalentes de TNT y utilizar los datos disponibles de daños por sobrepresión para explosiones con TNT.



Estos datos son comparados con la energía de combustión por unidad de masa de una nube de vapor no confinada y solo una fracción de la energía de la nube contribuye a la explosión. En los apéndices B y C se muestran los daños típicos como una función de la sobrepresión^(1,4).

Existe una pequeña restricción del modelo del equivalente de TNT ya que considera que la masa total liberada, esta involucrada en la explosión lo cual puede ser motivo de sobreestimaciones. Las detonaciones de TNT producen ondas de choque de presión extremadamente altas con destrucción de prácticamente todo lo que exista en el área inmediata. En una nube de vapor solo una fracción (dada por un factor de explosividad) contribuye al afecto explosivo.

El factor de explosividad es un parámetro que varia en un intervalo de 2 a 20%. Para muchos hidrocarburos alifáticos se utiliza un valor recomendado de 3%. En el apéndice D, se presentan los factores de explosividad de algunas sustancias.

El modelo tiene las siguientes suposiciones:

- La temperatura ambiente es de 20°C (68°F).
- La masa de explosivo se compara con una carga equivalente de TNT.
- Los efectos en terreno, construcciones y obstáculos no son considerados.

Para calcular las distancias de las ondas de presión, se ajusta la masa de la nube al equivalente de TNT con la siguiente ecuación:

$$m_{\text{TNT}} = mc \left[\frac{\Delta HC}{1155} \right] Y_f$$



donde: m_{TNT} = equivalente en masa de TNT, lbs.

ΔH_c = calor de combustión, Kcal/kg.

m_c = masa en la nube, lbs.

Y_f = factor de explosividad.

Las distancias para una determinada sobrepresión se calculan por medio de un análisis de regresión usando la siguiente expresión:

$$X = m_{TNT}^{1/3} \exp(3.5031 - 0.724 \ln(O_p) + 0.0398 (\ln O_p)^2)$$

donde: X = Distancia para una sobrepresión dada, ft.

O_p = sobrepresión, psi.

En el apéndice B se muestra la relación de los daños esperados de una explosión con respecto a la sobrepresión. Con estos datos de sobrepresión es posible determinar la distancia a la cual se producen estos daños usando la ecuación anterior.

Modelo de Radiación de una Bola de Fuego (Fireball)

Si una gran fuga de gas licuado (por ejemplo propano) se prende puede formar una bola de fuego. La radiación térmica depende del tamaño de la bola de fuego, la distancia del receptor (la cual cambia continuamente) y su orientación.



Datos experimentales y de observación indican que la duración de la bola de fuego es de pocos segundos, de este modo, el flujo de calor que incide en el objeto o receptor cambia rápidamente con el tiempo y depende de la flama, el poder emisor, y el factor de visión^(1,4,5).

Las siguientes ecuaciones definen el diámetro máximo, la altura y el tiempo de duración de la bola de fuego así como las zonas de seguridad, perjuicio y de fatalidad. Lo anterior se determina haciendo las siguientes suposiciones:

- El combustible puede ser propano o alguno con características similares.
- La temperatura ambiente es de 20°C (68°F).
- La absorción atmosférica de la energía térmica es despreciable.
- La fracción de energía de combustión irradiada = 0.2.
- El observador esta a nivel del piso.
- Debajo de la bola de fuego se tienen niveles de radiación térmica fatales, de este modo, la mínima distancia de la zona de fatalidad es igual a la mitad del diámetro máximo calculado.

$$D_{max} = 16W^{(1/3)}.$$

$$Z = 26.3W^{(1/3)}.$$

$$T = 2.23W^{(1/3)}.$$

Donde:

W= es la masa en el recipiente, lbs.

Dmax= diámetro máximo de la bola de fuego, ft.



Z= altura máxima de la bola de fuego, ft.

T= duración de la bola de fuego, seg.

Por datos experimentales de quemaduras en la piel se han establecido los criterios de daños en la zona de fatalidad. Las quemaduras dependen de la cantidad de energía que es absorbida por la piel a partir de una temperatura, lo anterior se toma como base para establecer los criterios de daños ocasionados por bolas de fuego. Se tienen dos niveles de radiación térmica:

- I. Un exceso de flujo de calor de 160 KJ/m^2 puede ser fatal para los humanos, causando daños irreversibles en la piel.
- II. Un flujo de 40 KJ/m^2 es capaz de causar quemaduras de segundo grado.

Conforme a este esquema de cálculo, estos valores se usan para definir las zonas de fatalidad, perjuicio y seguridad. Se han desarrollado ecuaciones más sencillas para el análisis numérico de los riesgos de una bola de fuego, como a continuación se muestran el Tabla 2.4.

Tabla 2.4 Ecuaciones simples para una bola de fuego.

Distancia de separación segura de la zona	Ecuación
Fatalidad	$X_f = 1.48W^{(0.56)}$ para $W > 2000 \text{ lbs}$
Fatalidad	$X_f = 8.0W^{(0.52)}$ para $W < 2000 \text{ lbs}$
Perjuicio	$XI = 4.53W^{(0.52)}$ Para $W < 2000 \text{ lbs}$

Las unidades de X_f y XI estan dadas en ft.



CAPITULO III

TRABAJO DE CAMPO



3.1 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

El área de Almacenamiento de gas LP tiene como función el almacenamiento y bombeo de producto a plantas y a ventas (en el diagrama 3.0 se muestra la localización general de los tanques esféricos). Cuenta con 27 tanques esféricos de almacenamiento cuya capacidades se muestran en la siguiente tabla:

Tag	Capacidad (bls)
FA-202	20,000
FA-203	15,000
TE-1	5,000
TE-2	5,000
TE-3	5,000
TE-110	12,000
TE-111	12,000
TE-112	12,000
TE-113	12,000
TE-300	12,000
TE-301	12,000
TE-302	12,000
TE-303	12,000
TE-304	20,000
TE-305	20,000
TE-306	20,000
TE-307	20,000
TE-401	15,000
TE-402	15,000
TE-405	15,000
TE-406	15,000
TE-407	15,000
TE-408	15,000
TE-409	15,000
TE-410	15,000
TE-1101 A	5,000
TE-1101 B	5,000



Para el manejo de gas LP el área cuenta con 3 casas de bombas que tienen las siguientes características presentadas en las siguientes tablas:

CASA DE BOMBAS DE GAS LP (CB LP)

Tag	CAPACIDAD (GPM)
BA-203 A/B	1,500
GA-205 A/B	594
GA-206 A/B	1,500
BA-17 A/B	594
BA-22 A/B	1,750
BA-23 A/B/C	1,500
BA-23 D	22.8

CASA DE BOMBAS CENTRAL (CCBS)

Tag	CAPACIDAD (GPM)
P-1460/1461/1462	300
P-1454B	100
P-1206/1207/1208	300
P-17 A/B	150
P-18 A/B	150

CASA N° 1 DE BOMBAS (CB1)

Tag	CAPACIDAD (GPM)
BA-3901 A/B/C	1,200

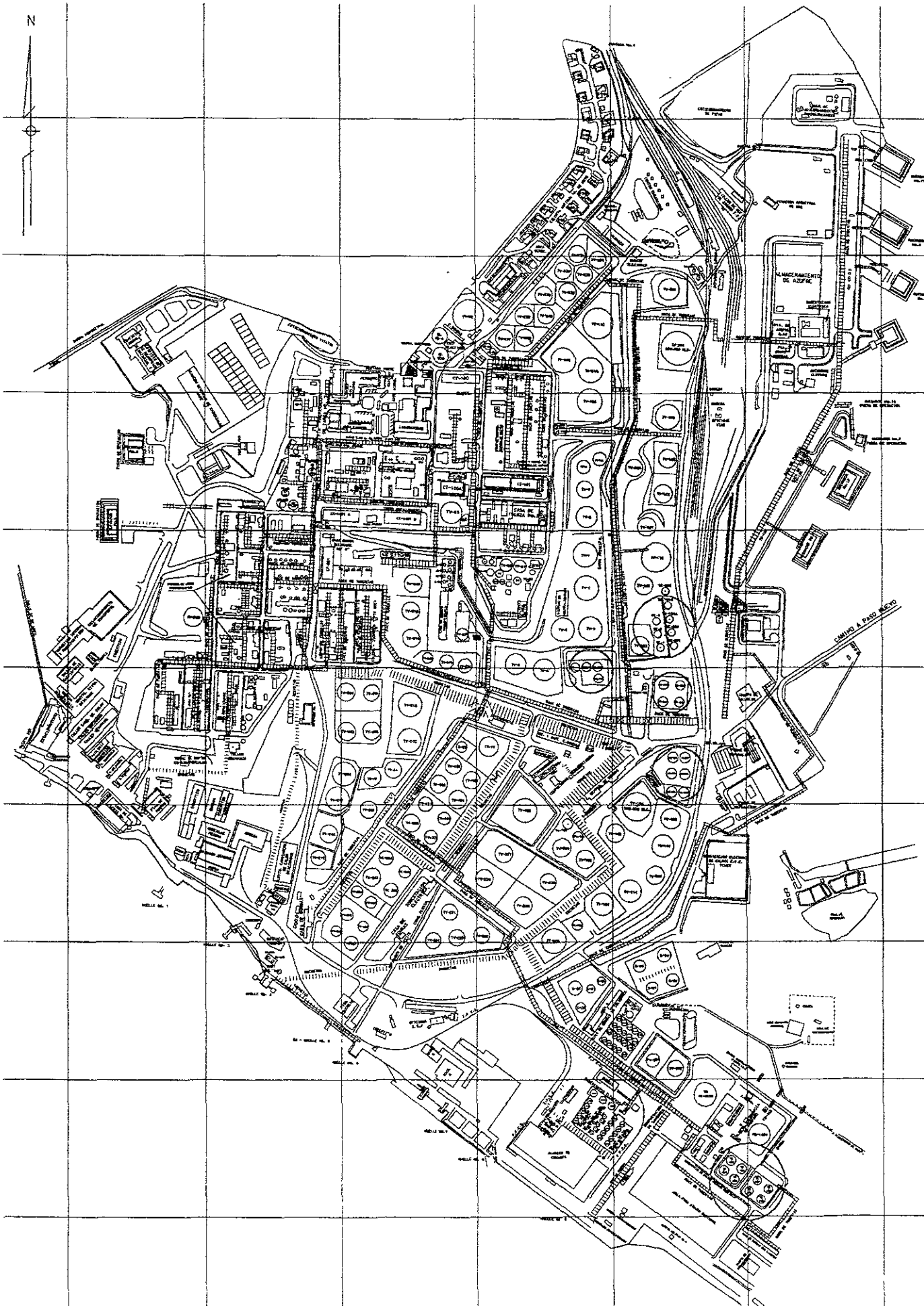


DIAGRAMA 3.0 LOCALIZACIÓN GENERAL DE TANQUES ESFERICOS



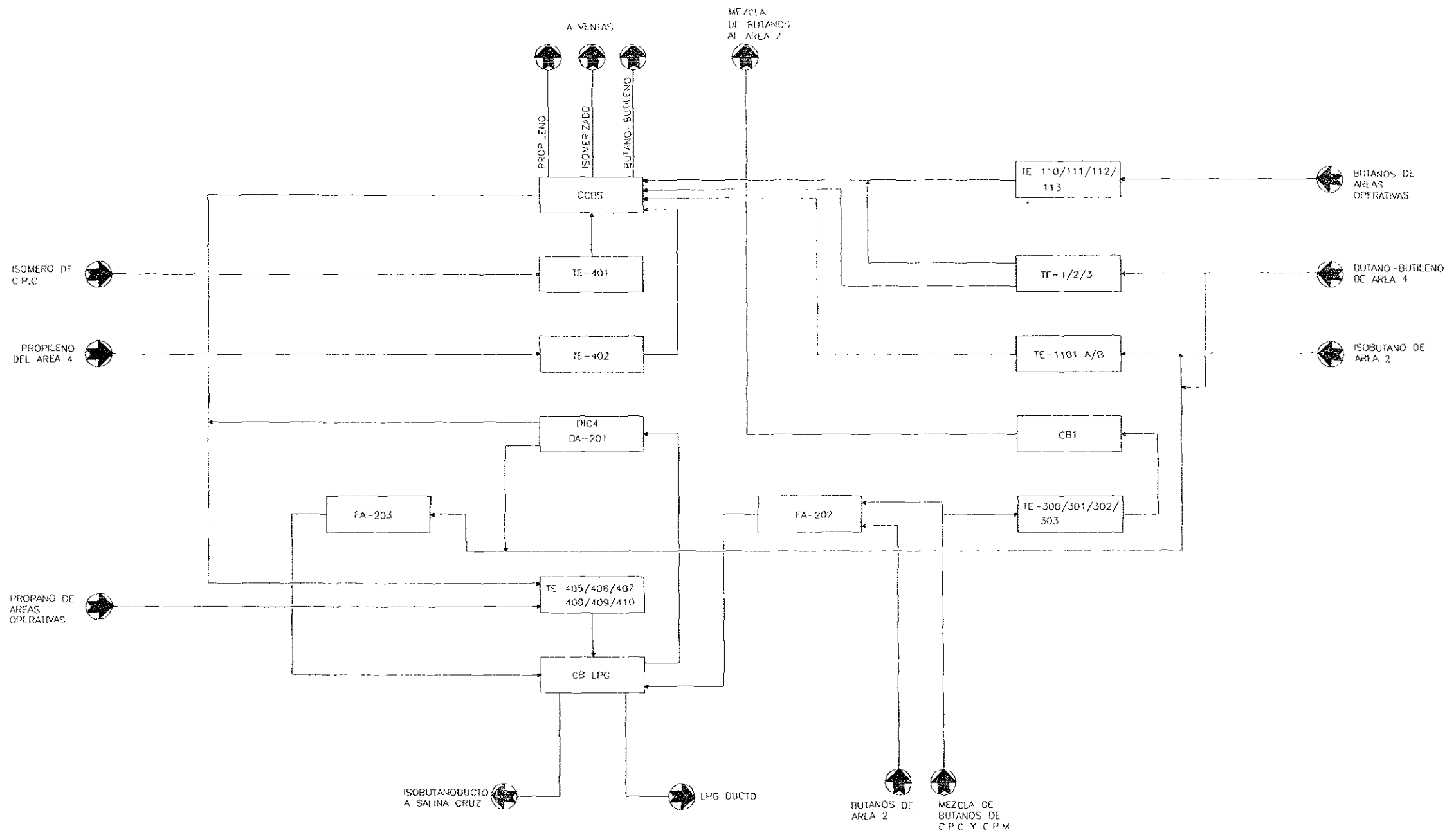
Para realizar el análisis de riesgos se debe tener conocimiento del manejo del gas LP por lo que a continuación se da una breve descripción. (Ver el diagrama 3.1)

El área recibe una mezcla de butanos de los complejos petroquímicos Cangrejera y Morelos, una parte se envía a los tanques esféricos TE-300/301/302/303, de estos tanques la mezcla de butanos es enviada por CB1 al área N° 2 (planta deisobutanizadora); la otra parte de la mezcla se envía al tanque esférico FA-202, así como butanos de la planta fraccionadora de mezcla de butanos, el tanque FA-202 envía la mezcla por CB LPG al LPG DUCTO; la planta deisobutanizadora envía butanos a esferas, TE/405/406/407/408/409/410 e isobutano a FA-203, el isobutano es enviado por CB LPG a Salina Cruz; Por otra parte las esferas TE/405/406/407/408/409/410, reciben propano de las Areas: área N° 3 (reformadoras), área N° 4 (Splitter) y área N° 5 (U600) además la CCBS envía butanos a esferas, TE/405/406/407/408/409/410 y se forma una mezcla de propano y butanos que se envía por CB LPG al LPG-DUCTO.

El isobutano del área N°2 (planta deisobutanizadora), se almacena en los tanques esféricos, TE-1101 A/B y posteriormente se envía a CCBS a ventas. Los tanques esféricos, TE-1/2/3 reciben butano-butileno del área N° 4 (FCC) y los tanques TE-1/2/3 envían la mezcla a ventas por medio de CCBS, además trasiegan a los tanques esféricos TE/405/406/407/408/409/410.

Del área N°1 (reformadoras), área N°5 (U600) se reciben butanos a los tanques esféricos TE-110/111/112/113 que son enviados a ventas o trasegados por CCBS a esferas TE/405/406/407/408/409/410; El Isómero del Complejo Petroquímica Cangrejera se envía al tanque esférico TE-401, después por medio de la CCBS se envía a ventas.

Y por último se recibe del área N° 4 (Splitter propano-propileno), propileno, que es almacenado al tanque esférico TE-402, para ser enviado por medio de la CCBS a ventas.



UNAM
F.Q

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212



DIAGRAMA DE BLOQUES
ALMACENAMIENTO Y MANEJO DE GAS L.P.
REFINERIA GRAL. LAZARO CARDENAS

TESIS: ANALISIS DE RIESGOS

DIAGRAMA No. 3.1



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

El plan de trabajo utilizado por el equipo que realizó el estudio HazOp en el área de almacenamiento y manejo de gas LP se resume en los siguientes puntos⁽⁸⁾:

- Obtener un conocimiento detallado del proceso a analizar a travez de la actualización y verificación en el campo de DTI's.
- Seleccionar los nodos (en orden jerárquico) en lo que se aplicará 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 y los que conducen el análisis, la persona que aplica las palabras guía, 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 Riesgos 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, los límites de operación (de temperatura, presión, nivel, etc.).
- Identificar escenarios de accidentes durante la aplicación de la técnica HazOp.
- Reporte HazOp.



- Desarrollo de un plan de trabajo para la implementación de las medidas correctivas obtenidas.

3.2.1. Selección de Nodos

En el área de almacenamiento y manejo de gas LP se seleccionaron 5 nodos para el análisis HazOp, estos fueron seleccionados basándose en la experiencia del personal de operación.

Los Nodos que se analizaron fueron:

- Tanque esférico de almacenamiento TE-405.
- Cabezal de recibo de propano hacia los tanques esféricos de la terminal de propano.
- Lpg Ducto (Minatitlan- Tula), desde la descarga de las bombas BA-23-A/D hasta patin de inyección.
- De tanque esférico de almacenamiento FA-202 a succión de bomba GA-205 A/B.
- Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122.



En este trabajo se presentan los resultados de 2 Nodos que son:

1. Tanque esférico de almacenamiento TE-405.
2. Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122.

Descripción de los nodos

A continuación se da una breve descripción de los Nodos analizados.

Nodo: Tanque esférico de almacenamiento TE-405. (Diagrama 3.2-A).

Descripción: El tanque esférico TE-405 tiene una capacidad de 15,000 barriles tiene un diámetro de 16.164 metros, una presión de diseño de 15 kg/cm², temperatura de diseño de 38°C, como sistema de protección cuenta con: 2 válvulas de seguridad PSV's, alarmas por alto nivel y presión, válvulas de corte rápido de operación remota y un sistema de enfriamiento por espumas.

El tanque esférico TE-405 almacena propano de las siguientes áreas:

- N°3 (Plantas reformadoras).
- N°4 (Splitter propano/propileno).
- N°5 (U600).

A su vez recibe butanos de las siguientes áreas:

- N°2 (Deisobutanizadora).

Y de los tanques esféricos TE-110/111/112/113 que reciben de las reformadoras y de la U600.



La tarea principal del tanque esférico TE-405, es almacenar la mezcla propano-butano, para después ser enviada por medio de CB LPG al LPG-DUCTO (Minatitlan-Tula), dependiendo de las necesidades de gas LP.

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122. (Diagrama 3.2-B).

Descripción: El tanque esférico TE-405, como ya se mencionó cuenta con dos PSV's que actúan cuando la esfera llega a una presión determinada, desfogando a una tubería de 12" que se incrusta al cabezal de desfogue (tubería de 24"), donde el producto o productos llegan a un tanque TH-122 cuya función es separar los líquidos del gas L.P. y vapores de C5 o más que se formaron durante el trayecto, para después mandar la mezcla al quemador N° 12 de fosa.

3.2.2 Resultados del análisis de riesgos 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.



Los niveles de frecuencia utilizados se muestran en la Tabla 3.1 y los de gravedad en la Tabla 3.2 con estos niveles de frecuencia y gravedad es posible determinar el índice de riesgo usando la figura 3.1.

El nivel de frecuencia se selecciona con base a la experiencia del personal que opera la planta y el nivel de gravedad se determina con base a la gravedad del riesgo. El índice de riesgo es un número que permite la evaluación semicuantitativa del riesgo y la toma de decisión para mitigarlo o disminuirlo.

Las recomendaciones determinadas por el equipo HazOp fueron clasificadas en tres niveles, de la siguiente manera:

CLASE A:

El nivel de riesgo es bastante alto y por lo tanto se requiere de acciones inmediatas a fin de prevenir bajas humanas y pérdidas de materiales. Los riesgos de clase A serán todos aquellos que tengan un valor de 8 a 10.

CLASE B:

El nivel de riesgo identificado es moderado por lo que la planta puede seguir operando de manera segura, pero las acciones que se tomen tendrán un efecto positivo en la seguridad y por lo tanto, su aplicación dependerá de la relación costo-beneficio derivados de la misma. Los riesgos de clase B serán todos aquellos que tengan un valor de 4 a 7.

**CLASE C:**

El nivel de riesgo identificado es bajo por lo que la planta puede seguir operando de manera segura sin necesidad de implementar alguna acción.

Los riesgos de Clase C serán todos aquellos que tengan un valor de 1 a 3.

Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia⁽³⁾.

NIVEL	FRECUENCIA
1	No más de una vez en la vida de la planta.
2	Hasta una vez en diez años.
3	Hasta una vez en cinco años.
4	Hasta una vez en un año.
5	Mas de una vez al año.

Tabla 3.2 Niveles de gravedad⁽³⁾.

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



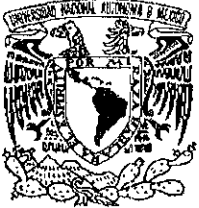
Figura 3.1 Matriz de Riesgos⁽³⁾.

GRAVEDAD

	1	2	3	4	5
1	1	2	3	4	5
2	2	4	6	7	8
3	3	6	7	8	9
4	4	7	8	9	10
5	5	8	9	9	10

F
R
E
C
U
E
N
C
I
A

Hojas de registro HazOp

	Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec		Area/proceso: LPG			Fecha: 14 de Septiembre de 2000	
	Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405						
	Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)				Producto: Mezcla de propano-butanos		
Desviación: Radiación solar							
Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Calentamiento externo por radiación solar y que el producto llegue con una temperatura mayor a la de diseño.	1. Alta presión. 2. Pérdida de producto por cabezal de desfogue.	4 (4)	1 (1)	4 (4)	1. Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 2. Se cuenta con una PCV en el TV-2 3. Procedimientos Operativos. 4. Existencia de indicadores de temperatura local y remoto. 5. Sistema de enfriamiento por espreas.	1. Que se garantice la llegada del producto a temperatura de diseño. 2. Instalar una alarma por alta temperatura a la salida de los productos de las plantas aportadoras a LPG.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Alta temperatura

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Calentamiento externo por fuego en un equipo cercano.	1. Alta presión. 2. Si el calentamiento es por el casquete superior de la esfera se produce un bleve, ya que la temperatura quedaría en el material adelgazándolo. 3. Si el calentamiento es por el casquete inferior hay pérdida de producto por cabezal de desfogue. 4. Daños severos en la estructura de la esfera. 5. Fractura con fuga de producto. 6. Incendio o Explosión	2 (2)	5 (3)	8 (6)	1. Sistema de aspersores. 2. Válvula de activación remota (válvula Vanesa). 3. Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 4. Se cuenta con una PCV en el TV-2. 5. Procedimientos de simulacros operacionales y contra incendio, GPASI-SI-03000. 6. Recubrimiento de concreto retardante al fuego a la estructura de la esfera. 7. Existencia de indicadores de temperatura local y remoto.	1. Rehabilitar sistema de drenajes de acuerdo a la norma GPASI-SI-3600. 2. Instalar detectores de nubes explosivas que envíen señal local y remota al cuarto de control centralizado. 3. Analizar la factibilidad mediante un estudio costo beneficio la posibilidad de alarmar emergencias directamente a contraincendio. 4. Instalar un circuito cerrado de televisión en la planta de LPG y que mande señal al cuarto de control centralizado.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Alta temperatura

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
2. Alta temperatura en los productos de llegada.	1. Alta presión. 2. Pérdida de producto por cabezal de desfogue.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 2. Se cuenta con una PCV en el TV-2. 3. Procedimientos operativos. 4. Existencia de indicadores de temperatura local y remoto.	1. Que se garantice la llegada del producto a la temperatura de diseño. 2. Instalar una alarma por alta temperatura a la salida de los productos de las plantas aportadoras a LPG.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falta de capacitación, adiestramiento y entrenamiento al personal operativo.	1. Errores operacionales. 2. Reacción anormal del personal en caso de contingencia	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Simulacros operacionales. 2. Cursos anuales de capacitación 3. Procedimientos de emergencia. 4. Simulacros contra incendio.	1 Evaluación con mayor frecuencia al personal con personal ajeno al área o entre especialidades. 2. Revisar y actualizar los procedimientos operacionales. 3. Identificación y rotulación de las líneas en campo. 4. Actualización de DTI's y de DFP's. 5. Organizar la historia del estado físico y de mantenimiento de cada equipo. 6. Contar con los manuales de operación de cada equipo.	B
2. Escasez de personal continuo, ya que se tienen doce plazas que no se han cubierto.	1. El personal existente opera mas de un turno, pudiendo ocasionar errores de operación.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. Se tiene un programa para controlar y adiestrar al personal transitorio (cubrefaltas). 1. Alarmas por baja y alta temperatura y bajo y alto flujo.	1. Cubrir a la brevedad posible las plazas vacantes. 2 Agilizar contratación de personal transitorio (cubrefaltas).	B



Compañía: Refinería Gral Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3 Se tienen válvulas de succión y recibo debajo de la sombra de la esfera.	1. Puntos de fuga debajo de la esfera. 2 En caso de un siniestro su acceso es muy poco accesible e inseguro.	5 (5)	5 (5)	10 (10)	1. Ninguna	1. Colocar las válvulas de succión y recibo de la esfera conforme a la norma DG-GPASI-SI-3600 donde se especifica que la distancia mínima fuera de la sombra de la esfera debe de ser de 45 metros.	A
4 Alumbrado deficiente en el área de esferas.	1. Accidentes personales 2. Asaltos. 3. Errores de operación. 4. Escasa supervisión del área.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. No todo el personal tiene lámpara de mano	1. Completar el trabajo de habilitación de los reflectores del área. 2 Habilitar el alumbrado de las calles cercanas al área. 3. Contar y ejecutar los programas de mantenimiento preventivo y predictivo eléctrico. 4. Colocar el alumbrado de emergencia. 5 Cumplir al pie de la letra el procedimiento SIS-43000-PS-001.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Se carece de sistema de comunicación local eficiente.	1. Emergencias no atacadas con la prontitud necesaria. 2. No se avisa oportunamente para desalojar área de riesgo. 2. En caso de un siniestro su acceso es muy poco accesible e inseguro.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. Radios personales. 2. Teléfonos en cuarto de control.	1. Instalar sistema de voceo local.	B
6 Carencia de un sistema eficiente de limpieza y mantenimiento de áreas verdes.	1. Accidentes. 2. Proliferación de fauna. 3. Visibilidad deficiente.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Programa de limpieza programada de áreas verdes. 2. Programa de fumigación.	1. Cumplimiento estricto de los programas de limpieza de áreas verdes y de fumigación.	B
7. Delimitación del área de acceso vehicular inadecuada.	1. Bloqueo de calles para acceso de vehículos en caso de emergencia.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. Se cuenta con barrera muy cerca de la planta.	1. Reubicar la barrera, de modo que no se impida el acceso al área. 2. Colocar señalamientos de no estacionarse y un letrero que diga "entrada de vehículo de emergencia"	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

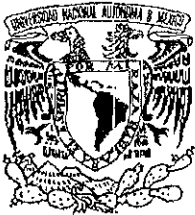
Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
8. Existencia de enjambres de abejas en el área de trabajo.	1. Lesiones al personal. 2. El personal se aleja y ya no regresa al área de trabajo.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. Programa de fumigación	1. Cumplimiento estricto del programa de fumigación. 2. Colocar trampas para abejas.	B
9. Acceso de personas ajenas a las instalaciones sin permiso, no hay vigilancia suficiente en las áreas mas alejadas de la refinería.	1. Asaltos. 2. Sabotaje.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Existencia del procedimiento SIS-43000-PS-001, plan integral de seguridad. 2. Se cuenta con departamento de vigilancia. 3. Se cuenta con partidas militares y de la armada de México 4. Se cuenta con barda perimental.	1 Cumplir con los lineamientos del departamento de vigilancia de la planta 2. Se sugiere que el departamento de vigilancia de la refinería analice esta situación para determinar las medidas adecuadas para evitar la entrada de gente ajena a la refinería.	B
10. Se carece de sistema remoto individual en las válvulas de cierre rápido en las esferas, excepto la TE-405, actualmente en caso de emergencia el sistema oleodinámico manda a cerrar simultáneamente todas las esferas.	1. Dejar sin salida a plantas ajenas al problema, en caso de que una esfera se tenga que aislar.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Ninguna	1. Colocar un sistema de bloqueos individual por esfera de acuerdo a la recomendación de fabricante Vickers.	A



Compañía: Refinería Gral Lázaro
Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
11. Se tiene un cuarto de arrancadores y de control que no esta Presurizado, localizado en el lado poniente de la planta.	1. Entrada de gases, existiendo la potencialidad de un incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Ninguna	1. Instalar sistema de presurización en el cuarto de control ubicado en el lado poniente de la planta.	B
12. Existencia de equipo eléctrico e instalación eléctrica que no son a prueba de explosión.	1. Entrada de gases, existiendo la potencialidad de un incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Ninguna	1. Adquirir equipo eléctrico a prueba de explosión. 2. Cumplir con la normatividad de equipo a prueba de explosión, en áreas de LPG.	B
13. Se carece de detectores de mezclas explosivas gaseosas	1. Incendio y explosión	5 (5)	5 (5)	10 (10)	1. Patrullaje operacional 2. Supervisión operacional.	1. Instalar sistema de detección de mezclas de gases.	A



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Menos seguridad

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
14. Las válvulas de cierre rápido sin mantenimiento adecuado.	1. Mal funcionamiento con lo cual en caso de emergencia no se bloquea la esfera.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Programas de mantenimiento	1. Elaborar un programa de prueba operacional de Vickers. 2. Cumplir con el programa de entrega de esferas a mantenimiento. 3. Cambiar las válvulas Vickers por unas que cumplan la normatividad por ejemplo las válvulas Vanesa.	B
15. Líneas de proceso corroidas y sin pintar.	1. Posibles fugas 2. Incendios y explosión. 3. Se genera un riesgo permanente.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Se cuenta con el programa anual de calibración de espesor de líneas, inspección visual del estado físico de acuerdo a los procedimientos DG-GPASI-SI-0204 y DG-GPASI-SI-0209.	1. Atender oportunamente los reportes enviados por SITSI. 2. Contar con recursos adecuados.	B
16. Los registros eléctricos se inundan frecuentemente	1. Falla de circuitos eléctricos 2. Paro de planta	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Se cuenta con programas de inspección y mantenimiento de circuitos eléctricos.	1. Hacer un estudio de drenajes para que los registros no se inunden.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Mas presión.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alto nivel.	1. Derramamiento de líquido hacia el separador de líquidos TV-2. 2. Fractura con fuga de producto. 3. Incendio o explosión.	5 (2)	5 (4)	10 (7)	1. Alarma por alto nivel. 2. Alarma por alto nivel en el separador de líquidos TV-2. 3. Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 4. Sistema de enfriamiento y de conraincendio remota. 5. Indicación redundante por alto nivel. 6. Alarma por alta presión. 7. Válvulas de corte rápido de operación remota.	1. Instalar un sensor por alto nivel en la TE-405. 2. Cumplir estrictamente en las fechas preestablecidas por norma (GPASI-SI-IT-003) la inspección general a los tanques esféricos. 3. Mantener el sistema conraincendio en condiciones óptimas. 4. Retirar el cuarto de control a la distancia establecida en la norma DG-GPASI-2330. 5. Instalar detectores de nubes explosivas que envíen señal local y remota al cuarto de control 6. Rehabilitar sistema de drenajes de acuerdo a la norma GPASI-SI-3600 7. Elaborar los procedimientos operacionales por alto nivel. 8. Cumplir con la norma de instalación de protecciones en los tanques de almacenamiento de LPG,DG-GPASI-SI-6910.	B



Compañía: Refinería Gral Lázaro
Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Mas presión.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
2. Calentamiento externo.	1. Si el calentamiento es por el casquete superior de la esfera se produce un bleve. 2. Si el calentamiento es por el casquete inferior hay pérdida de producto por el cabezal de desfogue. 3. Daños severos en la estructura de la esfera. 4. Fractura con fuga de producto. 5. Incendio o explosión.	2 (2)	5 (3)	8 (6)	1 Sistema de aspersores. 2 Válvula de activación remota (válvula Vanesa). 3 Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 4 Se cuenta con una PCV en el TV-2. 5 Procedimientos de simulacros operacionales y contra incendio, GPASI-SI-03000. 6. Recubrimiento de concreto retardante al fuego a la estructura de la esfera. 7 Existencia de indicadores de temperatura local y remoto.	1. Rehabilitar sistema de drenajes de acuerdo a la norma GPASI-SI-3600 2. Instalar detectores de nubes explosivas que envíen señal local y remota al cuarto de control centralizado. 3. Analizar la factibilidad mediante un estudio costo beneficio la posibilidad de alarmar emergencias directamente a contra incendio. 4. Instalar un circuito cerrado de televisión en la planta de LPG y que mande señal al cuarto de control centralizado	B
3. Entrada de productos ligeros	1. Pérdida de producto por cabezal de desfogue 2. Fractura con fuga de producto. 3. Incendio o explosión.	2 (2)	5 (1)	8 (6)	1. Se tienen dos válvulas PSV. 2. Se tiene el PCV en el tanque TV-2. 3. Alarma por alta presión.	1. Que las plantas aportadoras de LPG garanticen no enviar productos ligeros en sus corrientes.	C



Compañía: Refinería Graf. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Mas presión.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
2. Calentamiento externo.	1. Si el calentamiento es por el casquete superior de la esfera se produce un bleve. 2. Si el calentamiento es por el casquete inferior hay pérdida de producto por el cabezal de desfogue. 3. Daños severos en la estructura de la esfera. 4. Fractura con fuga de producto. 5. Incendio o explosión.	2 (2)	5 (3)	8 (6)	1. Sistema de aspersores. 2. Válvula de activación remota (válvula Vanesa) 3. Se cuenta con dos válvulas de seguridad PSV. 4. Se cuenta con una PCV en el TV-2. 5. Procedimientos de simulacros operacionales y contra incendio, GPASI-SI-03000. 6. Recubrimiento de concreto retardante al fuego a la estructura de la esfera. 7. Existencia de indicadores de temperatura local y remoto.	1. Rehabilitar sistema de drenajes de acuerdo a la norma GPASI-SI-3600. 2. Instalar detectores de nubes explosivas que envíen señal local y remota al cuarto de control centralizado. 3. Analizar la factibilidad mediante un estudio costo beneficio la posibilidad de alarmar emergencias directamente a contra incendio. 4. Instalar un circuito cerrado de televisión en la planta de LPG y que mande señal al cuarto de control centralizado.	B
3. Entrada de productos ligeros	1. Pérdida de producto por cabezal de desfogue 2. Fractura con fuga de producto. 3. Incendio o explosión.	2 (2)	5 (1)	8 (6)	1. Se tienen dos válvulas PSV 2. Se tiene el PCV en el tanque TV-2. 3. Alarma por alta presión.	1. Que las plantas aportadoras de LPG garanticen no enviar productos ligeros en sus corrientes.	C



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcía. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: Mas nivel.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1 Falla del instrumento del medidor de alto nivel.	1. Pérdida de producto por cabezal de desfogue. 2. Generación de alta presión.	2 (2)	3 (3)	6 (6)	1. Alarma por alto nivel del servoperado y por el medidor de presión diferencial. 2. Se tienen dos PSV. 3. Se cuenta con el separador de líquidos TV-2. 4. Alarma por alta presión.	1. Instalar un sensor por alto nivel en la esfera TE-405.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: LPG

Fecha: 14 de Septiembre de 2000

Nodo: Tanque Esférico de Almacenamiento TE-405

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-A)

Producto: Mezcla de propano-butanos

Desviación: No aterrizamiento.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. En algunas ocasiones personal ajeno a la refinería roba material de cobre y cables.	1. No hay protección a la corriente estática y eléctrica.	1 (1)	5 (5)	5 (5)	1. Se tiene un alumbrado que delimita la refinería, pero la gente la rompe para poder entrar.	1. Se sugiere que el departamento de vigilancia de la refinería analice esta situación. Para determinar las medidas adecuadas para evitar la entrada de gente ajena a la refinería. 2. Instalar un circuito cerrado de televisión local para vigilar el área de LPG ya que es muy extensa.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Novimebre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas LP y vapores de C5 o más.

Desviación: Más Flujo

LSI: 0

LSS: 1/5 de la vel.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Desfogue de las plantas de proceso por falla de agua de enfriamiento	1. Represionamiento de la línea. 2. Fugas en accesorios. 3. Incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Procedimiento de paro de emergencia de plantas. 2. Programas de calibración de espesores de líneas.	1. Realizar el estudio de factibilidad técnico-económico del desfogue de las esferas, para determinar si se justifica que las esferas tengan su propio cabezal.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro
Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Noviembre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación(3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas L.P. y vapores de C5 o más.

Desviación: Fase líquida y gaseosa

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. El nivel de la esfera aumenta descontroladamente.	1. Fugas en líneas y accesorios, 2. Incendio y explosión. 3. Sobrepresionamiento de la esfera TE-405 por que se formó un sello de liquido. 4. No se puede relevar la presión de otras esferas.	5 (5)	4 (4)	10 (10)	1. Vigilancia operativa. 2. Alarma por alto nivel y presión en la esfera.	1. Realizar el estudio técnico-económico de factibilidad para la eliminación de los columpios.	A
2. Existencia de dos columpios a lo largo del cabezal de desfogue.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión. 3. Sobrepresionamiento de la esfera TE-405 por que se formó un sello de liquido. 4. No se puede relevar la presión de otras esferas.	5 (5)	4 (4)	10 (10)	1. Vigilancia operativa. 2. Alarma por alto nivel y presión en la esfera.	1. Realizar un estudio técnico económico de factibilidad para la eliminación de los columpios.	A



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Novimebre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas LP y vapores de C5 o más

Desviación: Menos estructura

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Corrosión en la línea	1. Fugas por poros y puntos débiles. 2. Contaminación del medio ambiente. 3. Incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Programa de calibración y pruebas de espesores. 2. Programa de mantenimiento preventivo (sandblasteo y pintura de líneas)	1. Cumplir con el programa de sandblasteo y pintura de la línea del cabezal. 2. Llevar a cabo el recubrimiento adecuado de las líneas de acuerdo a normas PEMEX. 3. Suministro de recursos materiales y humanos en tiempo y forma para cumplir satisfactoriamente con el programa de mantenimiento.	B
2. Soportes inadecuados.	1. Corrosión. 2 Deformación de líneas.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Programa de calibración y pruebas de espesores. 2 Programa de mantenimiento preventivo (sandblasteo y pintura de líneas).	1 Realizar estudio de flexibilidad de líneas verificando que se tengan las juntas de expansión adecuadas. Cumplir con los emplazamientos generados de los programas de mantenimiento preventivo de líneas y recomendaciones de SITSi.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Novimebre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas LP y vapores de C5 o más.

Desviación: Alta presión

LOI: Atmosférica.

LOS: 100 g/cm²

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. La válvula número 1 de 24" que se encuentra dentro del área de las esferas esté cerrada.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión.	1 (1)	5 (2)	5 (2)	1. Alarma por alto nivel y presión en la esfera 2. Recorrido diario de revisión de variables de operación. 3. Operación manual del control de presión.	1. Continuar dando cumplimiento a la revisión diaria de variables de operación.	C
2 La válvula número 2 de 24" que se encuentra intermedia entre el cabezal de 24" y de 40" esté cerrada.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Ninguna.	1 Rotular la línea indicando que la válvula número 2 de 24" que se encuentra intermedia entre el cabezal de 24" y de 40" deberá estar siempre abierta.	B
3 Que el cabezal general de desfogue de 24" que está al nivel de piso esté empacado con líquido formando un sello en la línea.	1 Fugas en líneas y accesorios. 2 Incendio y explosión. 3. Sobrepresionamiento de la esfera TE-405 porque se formó un sello de líquido 4. No se puede relevar la presión de otras esferas	5 (5)	4 (4)	10 (10)	1. Vigilancia operativa. 2. Alarma por alto nivel y presión en la esfera	1. Dar cumplimiento a la recomendación del reaseguro de quitar los columpios.	A



Compañía: Refinería Gral. Lázaro
Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Noviembre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación(3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas L.P. y vapores de C5 o más

Desviación: Alta presión

LOI: Atmosférica.

LOS: 100 g/cm²

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Que el cabezal general de desfogue de 24" que sube al rack que se encuentra en el noroeste de la casa de bombas de solventes esté empacado con líquido formando un sello en la línea.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión. 3. Sobrepresionamiento de la esfera TE-405 por que se formó un sello de líquido. 4. No se puede relevar la presión de otras esferas.	5 (5)	4 (4)	10 (10)	1. Vigilancia operativa. 2. Alarma por alto nivel y presión en la esfera	1. Realizar un estudio técnico económico de factibilidad para la eliminación de los columpios.	A
5. Alto nivel de agua en el sello de agua.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Recorrido diario de revisión de variables de operación (nivel y presión) 2. Purga de 1" en el sello U.	1. Colocar un indicador de nivel de vidrio en el sello de agua.	B
6. Que la válvula de 12" de entrada al TH-122 esté cerrada.	1. Empaque de la línea de desfogue. 2. Fugas en líneas y accesorios. 3. Incendio y explosión	2 (2)	4 (4)	7 (7)	1. Procedimientos operativos.	1. Rotular la válvula de 12" de entrada al TH-122 indicando que siempre deberá estar abierta. 2. Flejar la válvula de 12" de entrada al TH-122.	B



Compañía: Refinería Gral. Lázaro Cárdenas- Gcia. Inv. Des. Tec

Area/proceso: Área 6

Fecha: 10 de Novimebre de 2000

Nodo: Línea de desfogue desde la PSV de la TE-405 por el cabezal de 24" al cabezal de 40" y al tanque separador de líquidos TH-122

Diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación (3.2-B)

Producto: Gas de refinería, gas LP y vapores de C5 o más

Desviación: Alta presión

LOI: Atmosférica.











LOS: 100 g/cm²

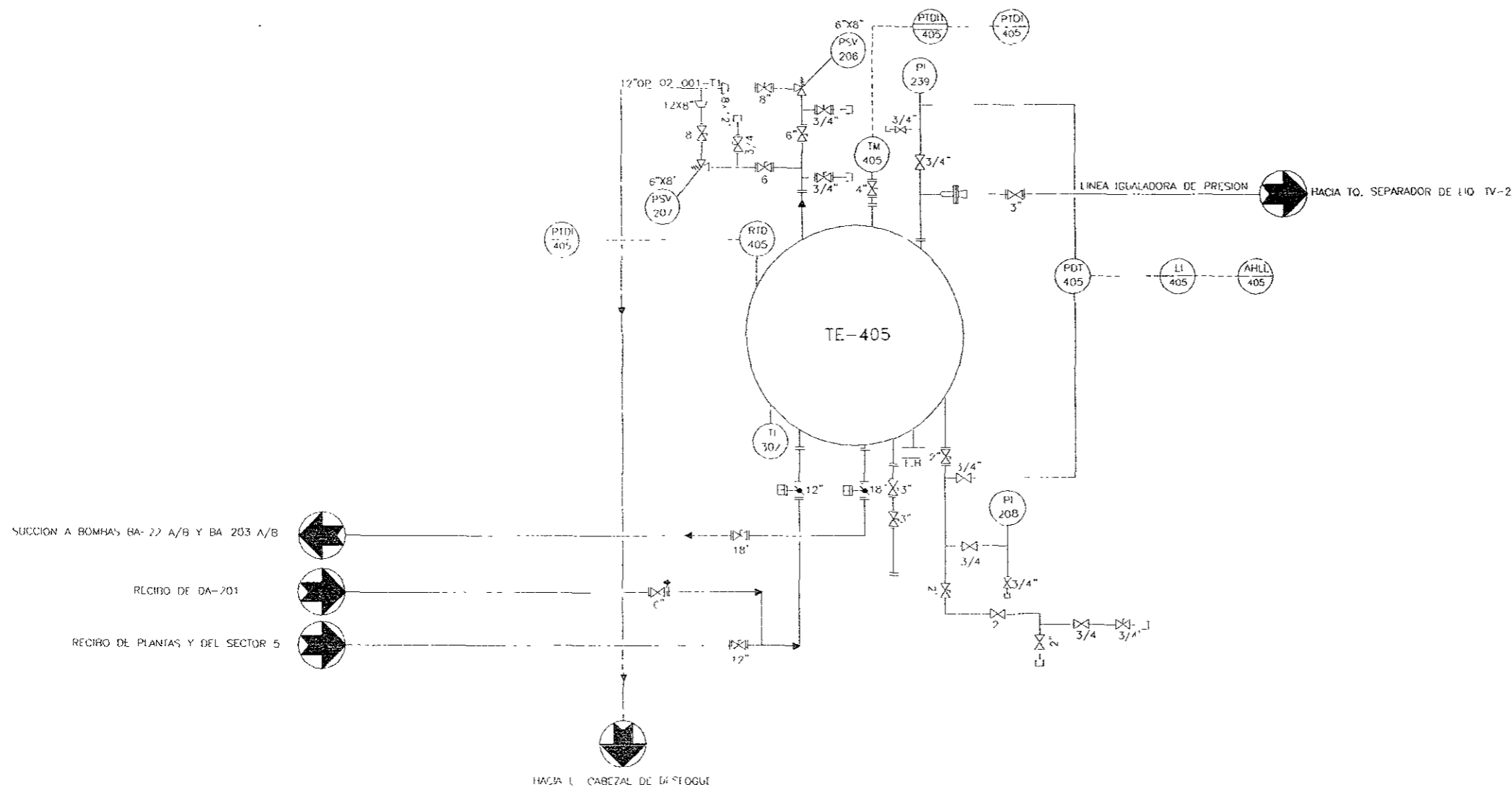
Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
7. Cualquiera de las válvulas que se encuentran antes o después de las PSV"s 206 y 207 estén cerradas.	1. Fugas en líneas y accesorios. 2. Incendio y explosión.	3 (1)	5 (5)	9 (5)	1. Procedimientos operacionales. 2. Flejamiento de válvulas por SITSI. 3. Alarma por alta presión.	1. Revisar que las válvulas que se encuentran antes o después de las PSV"s 206 y 207 estén flejadas. 2 Revisión de la apertura de válvulas por operación y SITSI.	B

ABREVIATURAS

- PSV VALVULA DE SEGURIDAD
- TM TELEMEDICION
- PI INDICADOR DE PRESION
- ATM ATMOSFERICO
- PDT TRANSMISOR DIFERENCIAL DE PRESION
- AHLL ALARMA POR ALTO Y BAJO NIVEL
- TI INDICADOR DE TEMPERATURA
- RTD TRANSMISOR DIFERENCIAL DE TEMPERATURA
- AHL ALARMA POR ALTO NIVEL
- PTDI TEMPERATURA Y GR. ESPECIFICA TRANSMISOR INDICADOR DE PRESION

SIMBOLOGÍA

-  VALVULA MACHO BRIDADA
-  VALVULA DE ALIVO.
-  BRIDA.
-  VALVULA DE COMPUERTA
-  VALVULA DE COMPUERTA BRIDADA
-  TAPON HEMBRA
-  VAL. DE COMPUERTA DE VIENTO O PURGA
-  LINEA CON TAPA TORIESFERICA
-  LINEA QUE CRUZA EL LIMITE DE BATERIAS
-  VALVULA VANESSA



UNAM
F.Q.

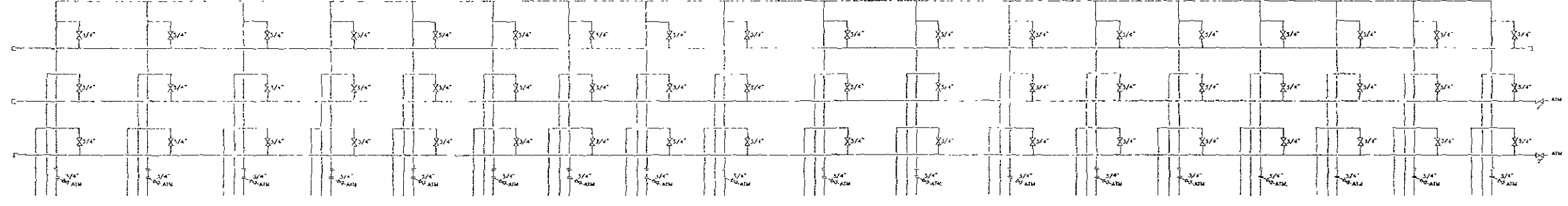
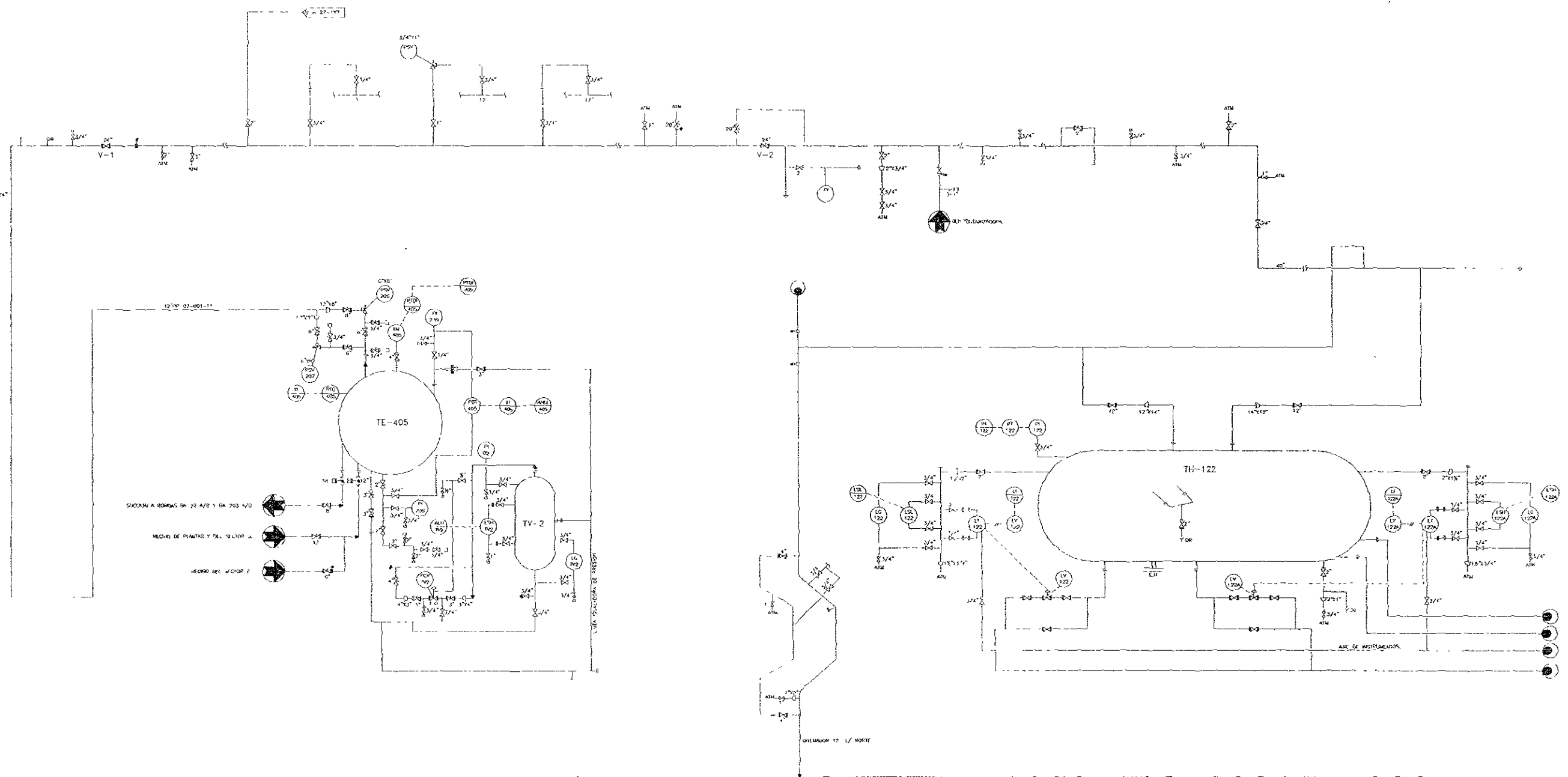
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212



"ANALISIS DE RIESGOS"
A R E L A
REFINERIA GRAL. LAZARO CARDENAS MINATITLAN, VER.

NODO: TANQUE ESFERICO TE-405

DIAGRAMA No. 3.2-A



QUEMADOR



3.3 Resultados del Análisis de Árbol de Fallos (FTA)

Para el análisis se tomó como evento culminante la ruptura del tanque esférico TE-405 a sugerencia del personal del Área de Almacenamiento de gas LP.

Esta técnica fue usada para la evaluación cuantitativa del evento culminante (la ruptura del tanque esférico TE-405). 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, ver Tabla 3.3. 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 (la ruptura del tanque esférico TE-405) puede darse por tres factores principales:

- Sobrepresión.
- Falla en el diseño.
- Eventos ajenos al sistema (sucesos naturales).

Los datos de frecuencia o probabilidad utilizados para la evaluación cuantitativa fueron tomados de la literatura en el Apéndice E se muestran algunas probabilidades de ocurrencia. la mayoría y algunos datos fueron obtenidos de los registros de incidente ocurridos en el Área de Almacenamiento de gas LP.



El diagrama 3.4 muestra el Árbol de fallas con el desarrollo de cada una de las ramas para los factores principales.

Comparación de Probabilidad con Potencial de Pérdida

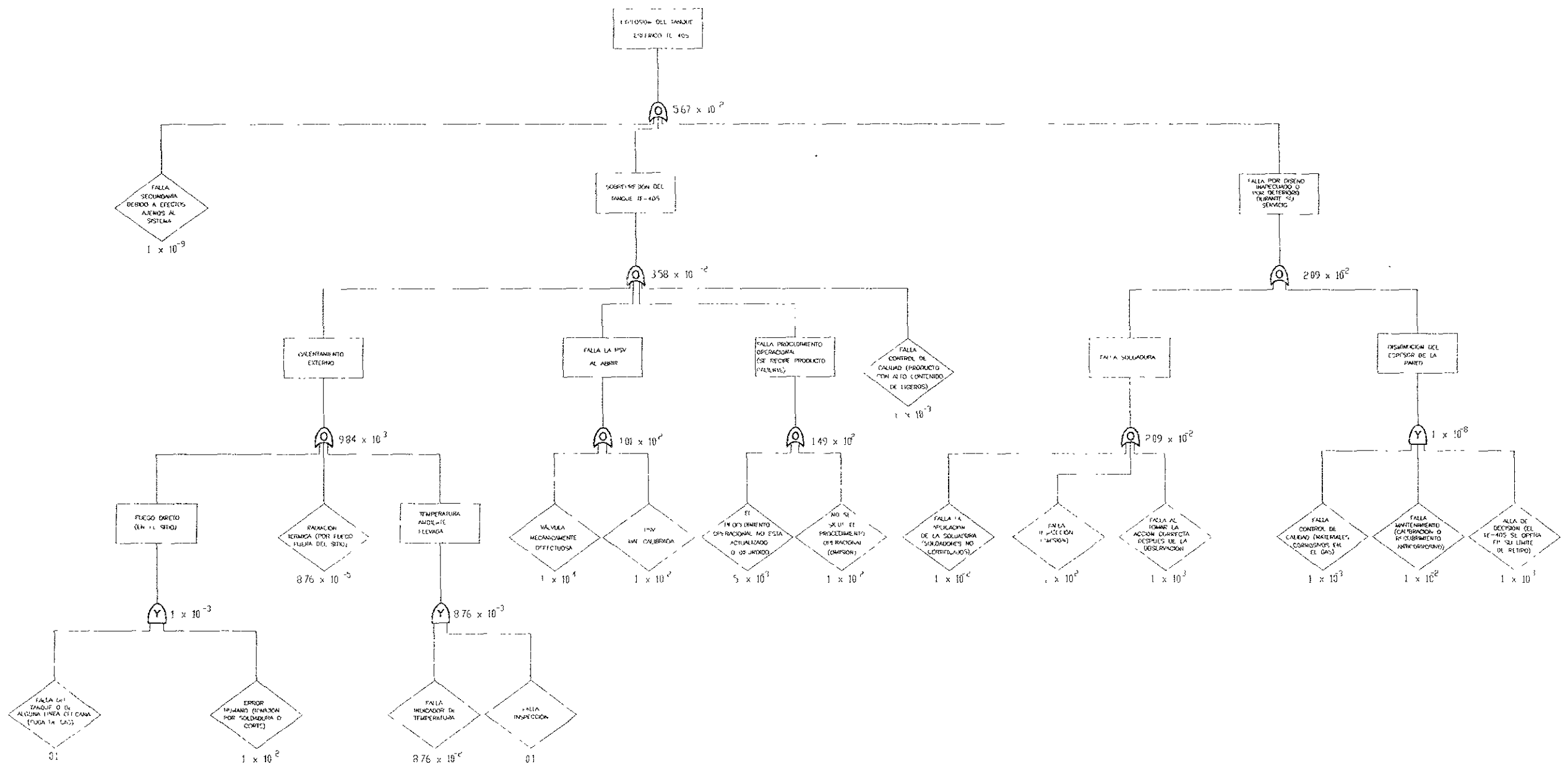
La probabilidad del evento culminante (ruptura del tanque TE-405) calculada se compara con el valor del potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dolares) que se tendría en caso de que se produzca el accidente.

El valor del potencial de pérdida, P^0 , que se tomó para hacer la comparación fue de 10^{-5} , el valor de probabilidad que nos da el análisis de árbol de fallos es de 5.67×10^{-2} . Este último es más grande que P^0 , lo cual quiere decir que se debe disminuir la probabilidad del evento culminante, mediante recomendaciones que permitan reducir el árbol eliminando sucesos, como por ejemplo, falla de inspección, falla de mantenimiento.

Tabla 3.3 Potencial de Pérdida y Pérdida Máxima Probable⁽⁷⁾.

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^0)	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

Las recomendaciones que se presentan en forma resumida en el capítulo IV de esta tesis se usaron para disminuir la probabilidad del evento culminante a un valor de 2.19×10^{-7} . Este valor es menor que el potencial fijado, por lo tanto se acepta y debe ser controlado.





3.4 Resultados del Análisis de Consecuencias

El análisis de consecuencias se realizó utilizando tres modelos de evaluación de riesgos que son:

- Explosión por sobrepresurización
- Explosión de una nube de vapor no confinada.
- Modelo de radiación de una bola de fuego (Fire Ball).

Para la evaluación de las consecuencias se consideró el propano ya que tiene mayor presión de vapor que el butano. Los datos de operación y diseño se presentan a continuación en la Tabla 3.4

ESCENARIO:Ruptura del Tanque esférico TE-405

DATOS	INICIALES
Características del tanque esférico TE-405	Propiedades Fisicoquímicas de la sustancia involucrada.
Párametros: Operación T= 26 °C P= 8 Kg/cm ² % nivel= 70 Diseño T= 38°C P= 15 Kg/cm ² Dimensiones: D= 16.16 metros Capacidad=15,000 bls.	Propano (CH₃-CH₂-CH₃) PM= 44.09 g/mol L.I.I (%)= 2.15 L.S.I (%)= 9.60 Hc= 19774 Btu/lb Pv= 137 psi (temperatura ambiente) T _{eb} = -42°C ρ _{relativa} (agua =1): 0.51 T _{inf} = -104°C

Tabla 3.4 Datos requeridos para el Análisis de Consecuencias.



Descripción de Escenarios

Explosión de una Nube de Vapor no confinada

El escenario de accidente supone que el contenido de propano licuado se fuga por una fisura de 4 pulgadas del tanque esférico el cual tiene 16.16 metros y una capacidad de 15,000 barriles. Se calculó la cantidad de material fugado y el tiempo en el cual se descarga (mediante un modelo de descarga de líquidos y gases). Se obtuvo una descarga de 19801 lbs/min, en un tiempo de 12 minutos. La cantidad descargada fue de 236,530 lbs. En la Tabla 3.5 se pueden observar los resultados de las distancias de los efectos de la explosión de una nube de vapor no confinada del Tanque esférico TE-405.

Explosión por Sobrepresurización del Tanque esférico TE-405

En esta parte, la explosión se puede dar por calentamiento externo, por fuego en un equipo cercano, y por alta temperatura en los productos de llegada, con formación de ondas de choque, de diferentes presión a diferentes distancias del centro de la explosión y también la formada por proyectiles capaces de ocasionar mayores daños.

En la tabla 3.6 se muestran los resultados de la explosión por sobrepresurización del Tanque esférico TE-405.



Radiación de una Bola de Fuego

El propano contenido en la esfera se encuentra a una temperatura mucho mayor que la temperatura de ebullición, por lo que al ocurrir la ruptura de la esfera esta se expande súbitamente a la fase vapor produciendo la bola de fuego (Fire Ball) Cuando la nube de gas encuentra un punto de ignición. El modelo calcula el radio de la zona de fatalidad, el radio de la zona de perjuicio, las dimensiones y duración de la bola de fuego, en la Tabla 3.7 se muestran los resultados del modelo de radiación de una bola de fuego y en el diagrama 3.5 se presentan los radios de afectación y de seguridad.

Tabla 3.5 Efectos de la explosión de nube de vapor no confinada para el Tanque esférico TE-405^(1,5).

DISTANCIA DE LA EXPLOSIÓN		DAÑOS
Pies	Metros	En general
32700	9966	Rompimiento de ventanas bajo tensión
4608	1404	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas
1720 a 2983	524 a 911	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños
1720	524	Casas parcialmente demolidas, inhabitables
442 a 1720	134 a 524	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire
1038	316	Derrumbe parcial de los muros de casas
792 a 1038	241 a 1038	Concreto de las calles cuarteado
353 a 917	107 a 279	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta
892	271	50% de destrucción de casas
660 a 792	201 a 241	Daños a panel de acero y edificios
577	175	Daños a paneles y mamparas de madera
475 a 577	144 a 175	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca
392	119	Probable destrucción total de construcciones
234 a 324	71 a 98	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con cuantiosos daños

Tabla 3.6 Efectos de la explosión por sobrepresión del Tanque esférico TE-405^(1,5).

DISTANCIA DE LA EXPLOSIÓN		DAÑOS
Pies	Metros	En general
12592	3838	Rompimiento de ventanas bajo tensión
1849	563	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas
678 a 1208	206 a 368	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños
678	206	Casas parcialmente demolidas, inhabitables
132 a 678	40 a 206	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire
381	116	Derrumbe parcial de los muros de casas
272 a 381	83 a 116	Concreto de las calles cuarteado
132 a 327	40 a 99	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta
316	96	50% de destrucción de casas
214 a 272	65 a 83	Daños a panel de acero y edificios
178	54	Daños a paneles y mamparas de madera
134 a 178	41 a 54	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca
132	40	Probable destrucción total de construcciones
68 a 121	20 a 37	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con cuantiosos daños



Tabla 3.7 Resultados de la radiación de la bola de fuego.

BOLA DE FUEGO	Pies	metros
Diámetro máximo	2096	639
Altura máxima	3448	1051
Radio zona de fatalidad	5383	1641
Radio zona de perjuicio	9173	2796
Tiempo de duración de la bola de fuego.	25.8 segundos	

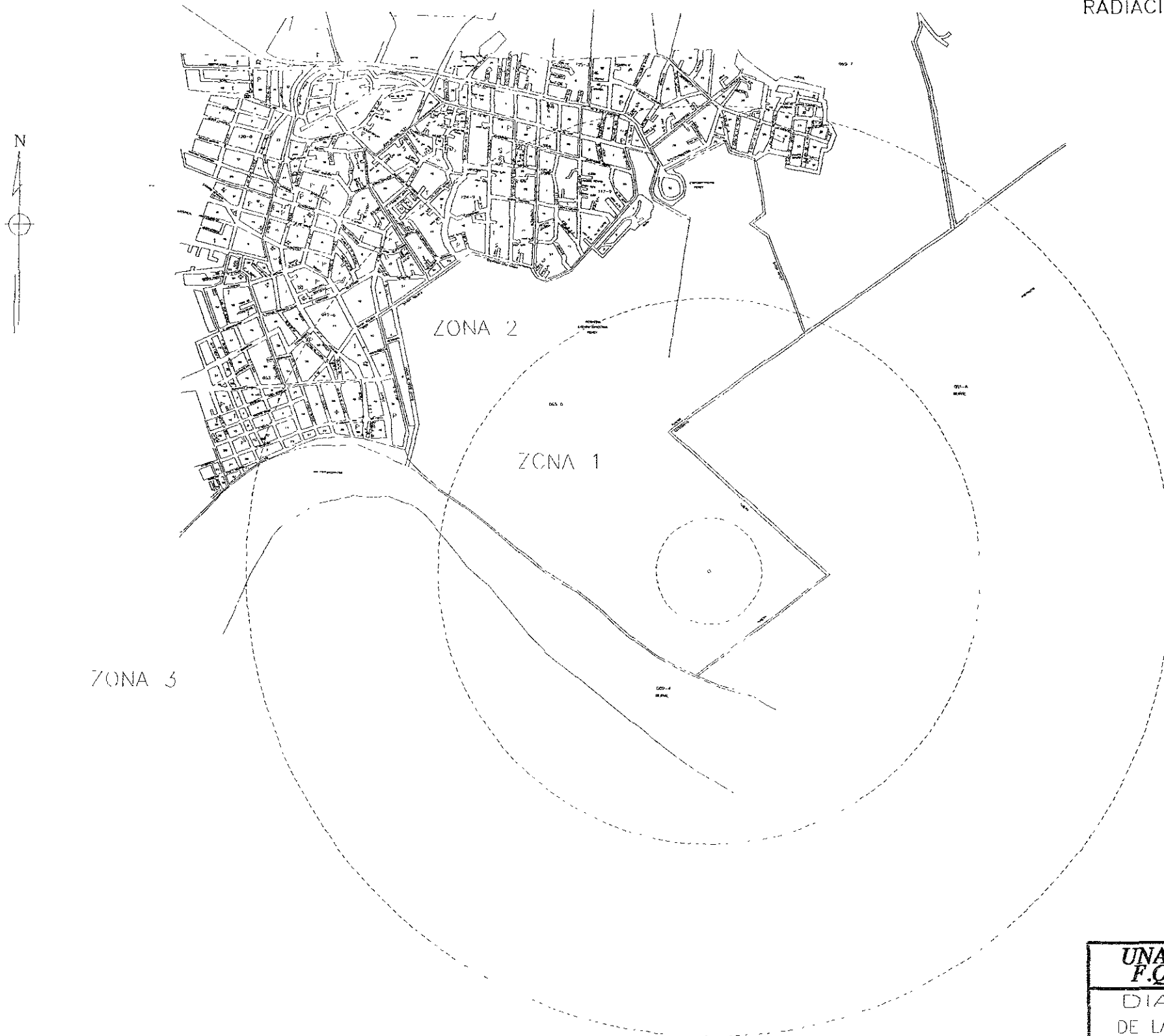
RADIACIÓN DE UNA BOLA DE FUEGO

Diámetro Máximo de la bola
de fuego= 639 m

ZONA 1
RADIO DE LA ZONA DE FATALIDAD 1641 m

ZONA 2
RADIO DE LA ZONA DE PERJUICIO 2796 m

ZONA 3
ZONA DE SEGURIDAD $R > 2796$ m



UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
F.Q. FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212



DIAGRAMA DE LOCALIZACIÓN
DE LA BOLA DE FUEGO DEL TANQUE ESFERICO TE-405
REFINERIA GRAL. LAZARO CARDENAS

TESIS: ANALISIS DE RIESGOS

DIAGRAMA No. 3.5



CAPITULO IV

**RECOMENDACIONES
Y CONCLUSIONES**



4.1 RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP

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

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
1. Se tienen válvulas de succión y recibo debajo de la sombra de la esfera. .Esto puede provocar puntos de fuga de bajo de la esfera.	1. Colocar las válvulas de succión y recibo de la esfera conforme a la norma DG-GPASI-SI-3600 donde especifica que la distancia mínima fuera de la sombra de la esfera debe de ser de 45 metros.	A
2. Se carece de sistema remoto individual en las válvulas de cierre rápido de las esferas, por lo que en caso de emergencia el sistema oleodinámico manda a cerrar simultaneamente todas las esferas, lo que provocaría dejar sin salida a plantas ajenas al problema, en caso de que una esfera se tenga que aislar	2. Colocar un sistema de bloqueos individual por esfera de acuerdo a la recomendación de fabricantes Vickers.	A
3. Se carece de detectores de mezclas explosivas gaseosas, lo que provocaría, incendio y explosión en el área	3. Instalar un sistema de detección de mezclas de gases.	A



ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
4. Falla del instrumento del medidor de alto nivel de la esfera lo que provocaría pérdida de producto por el cabezal de desfogue y generación de alta presión.	4. Instalar un sensor por alto nivel en la esfera TE-405.	B
5. Líneas de proceso corroidas y sin pintar, lo que ocasionaría posibles fugas, incendio y explosión, además se genera un riesgo permanente.	5. Atender oportunamente los reportes enviados por SITSI.	B
6. Desfogue de las plantas de proceso por falla de agua de enfriamiento, lo que provocaría represionamiento de la línea de desfogue, fugas en accesorios e incendio y explosión	6. Realizar el estudio de factibilidad técnico-económico del desfogue de las esferas, para determinar si se justifica que las esferas tengan su propio cabezal.	B
7. Se encuentra fase líquida y gaseosa el nivel de la esfera aumenta descontroladamente, lo que provocaría fugas en líneas y accesorios, sobrepresionamiento de la esfera TE-405 por que se formó un sello de líquido y por consecuencia incendio y explosión	7. Realizar un estudio técnico-económico de factibilidad para la eliminación de los columpios	B
8. Alto nivel de agua en el sello de agua lo que provocaría alta presión y por consecuencia fugas en líneas y accesorios e incendio y explosión.	8. Colocar un indicador de nivel de vidrio en el sello de agua.	B



ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
9. Fase líquida y gaseosa presente debido a la existencia de dos columpios a lo largo del cabezal de desfogue lo que provocaría fugas en líneas y accesorios, sobrepresionamiento de la esfera TE-405 por que se formó un sello de líquido	9. Realizar un estudio técnico económico de factibilidad para la eliminación de los columpios.	B
10. Corrosión en la línea de desfogue esto ocasionaría fugas por poros y puntos débiles, contaminación del medio ambiente e incendio y explosión.	10. Cumplir con el programa de sandblasteo y pintura de la línea del cabezal. 11. Llevar a cabo el recubrimiento adecuado de las líneas de acuerdo a normas PEMEX. 12. Suministro de recursos materiales y humanos en tiempo y forma para cumplir satisfactoriamente con el programa de mantenimiento.	B
11. Soportes inadecuados por consecuencia corrosión y deformación de líneas.	13. Realizar estudio de flexibilidad de líneas verificando que se tengan las juntas de expansión adecuadas. 14. Cumplir con los emplazamientos generados de los programas de mantenimiento preventivo de líneas y recomendaciones de SITSI.	B



ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
12. Acceso de personas ajenas al área, no hay vigilancia suficiente en las áreas mas alejadas de la refinería por lo que ocurren asaltos, sabotajes, robo de material.	15. Instalar un circuito cerrado de televisión local para vigilar el área de LPG ya que es muy extensa. 16. Cumplir con los lineamientos del departamento de vigilancia de la planta.	B
13. Carencia de un sistema eficiente de limpieza y mantenimiento de áreas verdes lo que provoca accidentes, proliferación de fauna y visibilidad deficiente.	17. Cumplimiento estricto de los programas de limpieza de áreas verdes y de fumigación. 18. Colocar trampas para abejas.	B
14. Alta temperatura en los productos de llegada lo que ocasiona alta presión y pérdida de producto por el cabezal de desfogue.	19. Instalar una alarma por alta temperatura a la salida de los productos de las plantas aportadoras a LPG.	B
15. Mas presión debido a un alto nivel de la esfera o calentamiento externo por consecuencia derramamiento de líquido hacia el separador de líquidos TV-2, fractura con fuga de producto e incendio y explosión.	20. Cumplir estrictamente en las fechas preestablecidas por norma GPASI-SI-IT-003 la inspección general de los tanques esféricos. 21. Mantener el sistema contraincendio en condiciones óptimas. 22. Retirar el cuarto de control a la distancia establecida en la norma DG-GPASI-2330. 23. Cumplir con la norma de instalación de protecciones en los tanques de almacenamiento de LPG, DG-GPASI-SI-6910.	B



ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
16. Alta presión debido a que la válvula número 2 de 24" que se encuentra intermedia entre el cabezal de 24" y de 40" esté cerrada por consecuencia fugas en la línea de desfogue e incendio y explosión.	24. Rotular la línea indicando que la válvula número 2 de 24" que se encuentra intermedia entre el cabezal de 24" y de 40" deberá estar siempre abierta.	B
17. Alta presión debido a que la válvula de 12" de entrada al TH-122 esté cerrada, lo que origina que se empaque la línea de desfogue y existan fugas.	25. Rotular la válvula de 12" de entrada al TH-122 indicando que siempre deberá estar abierta.	B
18. Alta presión, porque cualquiera de las válvulas que se encuentran antes o después de las PSV's 206 y 207 esten cerradas	26. Revisar que las válvulas que se encuentran antes o después de las PSV's 206 y 207 esten flejadas.	B
19. Mas presión, por entrada de productos ligeros, por lo que puede darse pérdida de producto por el cabezal de desfogue y fractura con fuga de producto.	27. Que las plantas aportadoras de LPG garanticen no enviar productos ligeros en sus corrientes	C
20. Alta presión porque la válvula número 1 de 24" que se encuentra dentro del área de las esferas esté cerrada, lo que ocasiona fugas en la línea y accesorios e incendio y explosión.	28. Continuar dando cumplimiento a la revisión diaria de variables de operación.	C

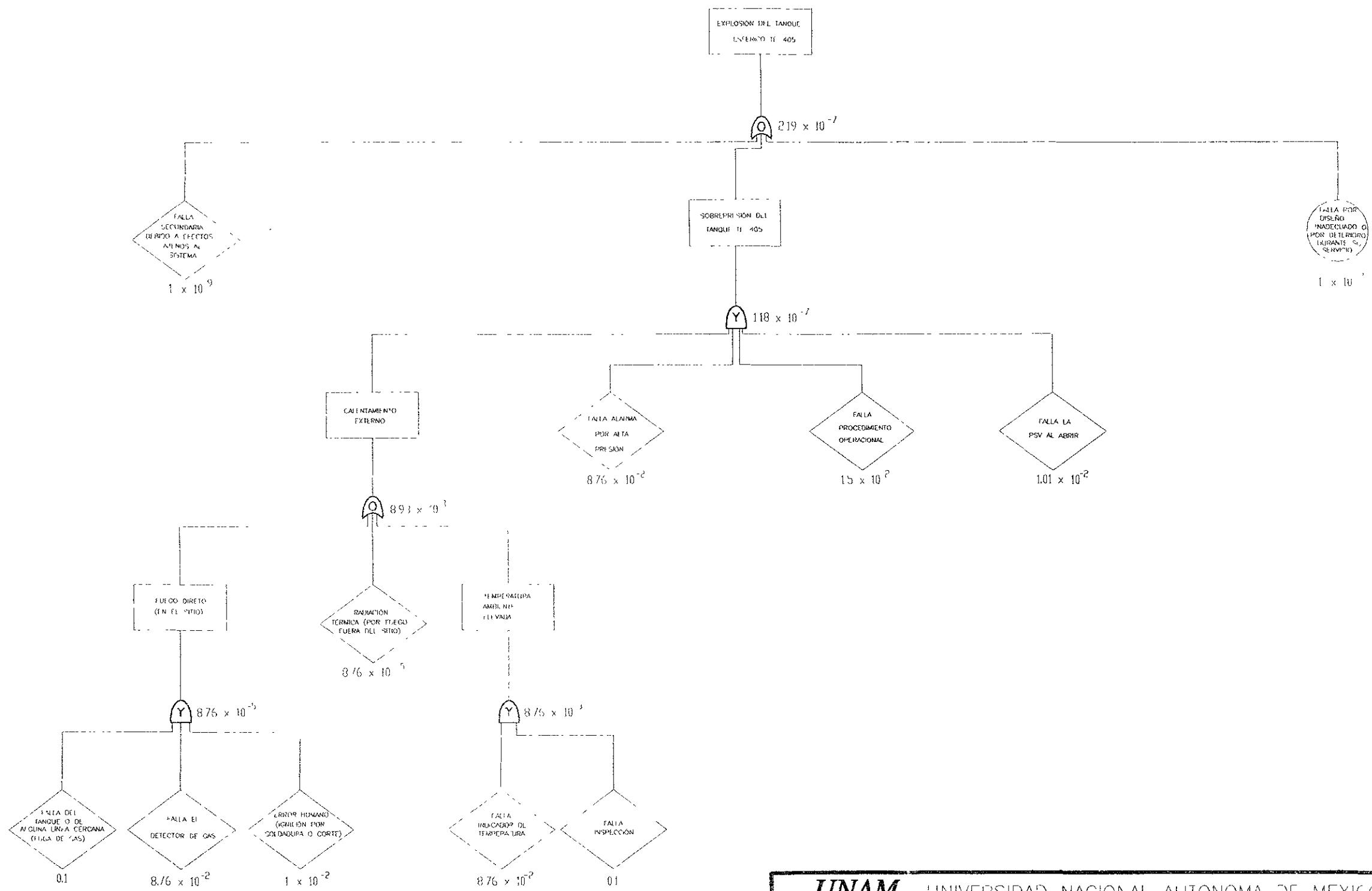


4.2 RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE FALLOS

El análisis de árbol de fallos dio como resultado una serie de recomendaciones que de implementarse reduce la probabilidad del evento culminante (ruptura del tanque esférico TE-405). En la tabla 4.2 se muestran recomendaciones obtenidas, con su escenario y las probabilidades calculadas con y sin recomendaciones incluidas. En el Diagrama 4.1 se muestra el árbol de fallos con las recomendaciones incluidas.

Tabla 4.2 Recomendaciones para reducir la probabilidad del accidente.

ESCENARIO	Probabilidades		RECOMENDACIÓN
	P ₁ (en las condiciones actuales)	P ₁ Y P ₂ P ₂ (con recomendaciones incluidas)	
Ruptura del tanque esférico TE-405	5.67X10 ⁻²	2.19X10 ⁻⁷	<ol style="list-style-type: none"> 1.Reducir los trabajos de soldadura y corte en el área de almacenamiento de gas L.P. 2.Verificar que el procedimiento de revisión, calibración y prueba de las PSV's se cumpla al pie de la letra. 3. Instalar detectores de mezclas explosivas. 4. Elaborar una lista de verificación (checklist) para que el personal contratista cumpla con todos los requerimientos de seguridad, principalmente cuando se realiza trabajos potencialmente peligrosos. 5. Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo a esferas.





4.3 RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

En la Tabla 4.3 se resumen las principales recomendaciones obtenidas para evitar los escenarios de explosión que se evaluaron; explosión de una nube de vapor no confinada, explosión por sobrepresión y los efectos de la bola de fuego.

Tabla 4.3 Recomendaciones para reducir los efectos de explosión.

ESCENARIO	RECOMENDACIÓN
Explosión del tanque esférico TE-405.	<ol style="list-style-type: none">1. Difundir a todo el personal del Área de almacenamiento y manejo de gas L.P los riesgos de incendio y explosión de una nube de propano no confinada causada por la ruptura del tanque esférico TE-4052. Con base a los resultados del análisis de consecuencias ocasionadas por una explosión del tanque esférico TE-405, elaborar planes de emergencia, simulacros en los que participen todo el personal de la refinería, para mitigar los daños por radiación térmica causados por la esfera de fuego y por las ondas de presión.



4.4 CONCLUSIONES

El análisis HazOp es un método generalizado de identificación de riesgos, tiene carácter sistemático y multidisciplinario. Del análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp se obtuvieron un total de 28 recomendaciones, de las cuales 3 se clasificaron con la letra A (prioridad alta), 23 con la letra B (prioridad media) y 2 con la letra C (prioridad baja). De acuerdo a esta clasificación las recomendaciones de la clase B requieren un análisis costo beneficio, antes de tomar la decisión de implementarlas.

Otro punto muy importante es que del Análisis HazOp, se estableció un plan de trabajo, el cual servirá para darle seguimiento a las recomendaciones hechas por el equipo multidisciplinario. Este plan de trabajo fue elaborado entre el personal del área que participo en el análisis y personal de la UNAM quienes coordinaron el estudio, con el fin de mejorar, aún más la seguridad del Área de Almacenamiento y Manejo de gas LP.

El análisis de árbol de fallos proporcionó un total de 5 recomendaciones que de implementarse reducen la probabilidad del escenario de accidente seleccionado.

Por último, el análisis de consecuencias nos proporciona información para disminuir la magnitud de los efectos, en caso de que el accidente seleccionado para este tipo de análisis se convierta en un evento indeseable con cuantiosas pérdidas materiales y humanas, esta información es utilizada para la elaboración de planes de emergencia y de evacuación además de establecer las zonas de seguridad.



Los objetivos principales del análisis de riesgos en el Área de Almacenamiento y Manejo de gas LP fueron alcanzados al identificarse, evaluarse y cuantificarse los escenarios de riesgos, utilizando las técnicas ya antes mencionadas, y al establecerse el plan de trabajo para implementar las recomendaciones que minimizarán la probabilidad de dichos escenarios.

En esta tesis se abordó solo una parte del total del análisis de riesgos realizado en el Área de Almacenamiento y Manejo de gas LP, este trabajo servirá al personal que labora en el área para elaborar o actualizar sus programas de mantenimiento, operación y de seguridad y para reducir al mínimo la ocurrencia de incidentes indeseables. Esto ayudara a PEMEX-REFINACIÓN en su política de seguridad y protección al medio ambiente, al realizar estudios de esta naturaleza en otras plantas.

Esto servirá de base para disminuir los costos del Área de Almacenamiento y Manejo de gas LP, así como, mantener un ambiente seguro de trabajo en sus instalaciones.

El análisis de riesgos es una herramienta muy útil cuando se quiere detectar los potenciales peligros que pueden existir en una instalación de proceso. Por lo tanto, el Ingeniero Químico debe conocer todo lo relacionado con la realización de un análisis de riesgos, para hacer más seguro el funcionamiento de los procesos y de esta manera evitar perdidas humanas.



APENDICE A

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	10,3
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

SEGÚN EL ESTADO FÍSICO

Gas	13
Vapor	20
Líquido	25
Sólido	29
Desconocido	13

SEGÚN EL TIPO DE MATERIAL

HIDROCARBUROS: 29,5

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



APENDICE B

Daños estimados por sobrepresión producidos por una explosión^(1,5).

SOBREPRESION
PSIG

DAÑOS ESPERADOS

0.03	Rompimiento de ventanas bajo tensión.
0.30	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas.
0.50-1.0	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños.
1.0	Casas parcialmente demolidas, inhabitables.
1.0-8.0	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire.
2.0	Derrumbe parcial de los muros de casas.
2.0-3.0	Concreto de las calles cuarteado.
2.4-12.2	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta.
2.5	50% de destrucción de casas.
3.0-4.0	Daños a panel de acero y edificios.
5.0	Daños a panales y mamparas de madera.
5.0-7.0	Casi completa destrucción de casas que se encuentran cerca.
10	Probable destrucción total de construcciones.
15.5-29.0	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con daños fatales.



APENDICE C

Daños estimados por sobrepresión de una explosión⁽⁷⁾.

EQUIPO	Sobrepresión PSI																						
	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5	5.0	6.0	6.5	7.0	8.0	8.5	9.0	10	12	14	16	18	20	
Cuarto control techo de acero	A	C	D				N																
Cuarto control techo concreto	A	E	F	D			N																
Torre de enfriamiento	B			F			O																
Tanque techo cónico			D				K					U											
Cuarto de instrumentos				A			LM					I											
Calentador				G	J					I													
Reactor químico				A				I			P					I							
Filtro				H					R											I			
Regenerador							I			IP													
Tanque techo flotante							K					U											D
Reactor de craqueo								I					I							I			
Soport. de tubería								P			SO												
Utilidades Medidor de gases										Q													
Transformador eléctrico										H										I			
Motor eléctrico											H						I						V
Soplador											Q									I			
Columna fraccionadora											R			I									
Tanque horizontal presurizado												PI					I						
Regulador de gas												I								MQ			
Columna de extracción													I							V	I		
Turbina de vapor																					M	S	V
Intercambiador de calor																	I						
Tanque estérico																					I	I	
Tanque vertical presurizado																					I	I	
Bomba																					I		V

- A Ruptura de ventanas
- B Fallan persianas a 0.3-0 5 psi
- C Los interruptores de los techos son dañados.
- D Colapso de techos.
- E. Los instrumentos sufren daño.
- F. Las partes interiores sufren daño
- G Ruptura de ladrillos.
- H Daños por fragmentos
- I Ruptura de líneas y unidades móviles.
- J. Fallan abrazaderas.
- K. Las unidades se levantan(medio llenas)
- L. Las líneas de energía son dañadas.
- M. Los controles sufren daño.
- N. Fallan muros de bloques.
- O. Colapso de estructuras
- P Deformación de estructuras
- Q. Las cubiertas son dañadas
- R. Ruptura de estructuras.
- S Ruptura de tubería.
- T. Derrumbamiento de unidades.
- U. Las unidades se levantan(90%) llenas
- V. Las unidades se levantan desde sus cimientos



APENDICE D

Factores de explosividad de algunas sustancias⁽⁵⁾.**Substancias con Factor de explosividad $Y_f=0.03$**

Acetona	Cloruro de Metilo
Acrilonitrilo	Monoclorobenceno
Benceno	Naftaleno
Monoxido de Carbono	N-Butano
Etano	Propano
Etanol	Propileno
Hidrogeno	Estireno
Acetato de metilo	Tolueno
Metano	p-Xileno
Metanol	Metil-Etil-Cetona
Acetato de metilo	Sulfuro de Hidrogeno

Substancias con Factor de explosividad $Y_f=0.06$

Disulfuro de Carbono	Etileno
Ciclohexano	Nitrato de Etilo
Eter dietilico	Metil-Vinil-Eter
Eter divinilico	Oxido de propileno

Substancias con Factor de explosividad $Y_f=0.19$

Acetileno	Nitrometano
Oxido de Etileno	Nitrato Isopropilico



APENDICE E

Probabilidades de ocurrencia de accidentes⁽⁴⁾

Componente	Probabilidad
Falla de gas por falla de línea.	0.1
Error humano(ignición por soldadura o corte)	1E-2
Falla detector de gas o fuego.	8.76E-2
Válvula mecánica defectuosa.	1E-4
PSV mal calibrada.	1E-2
Falla aplicación de soldadura(soldadores no certificados).	1E-2
Falla de inspección(omisión).	1E-2
Falla al tomar la acción correcta después de la observación.	1E-3
Falla control de calidad(materiales corrosivos).	1E-3
Falla mantenimiento(calibración o recubrimiento anticorrosivo).	1E-2
Falla de decisión(se opera en limite de retiro).	1E-3
Falla operacional(equivocacional)	1E-3
Falla secundaria debida a efectos ajenos.	1E-9
Falla procedimiento operacional(omisión).	1E-2
Falla indicador de nivel.	8.76E-2
Falla válvula de cierre rápido	8.76E-2
Falla alarma por alto nivel.	8.76E-2
Falla alarma por alta presión.	8.76E-2
Falla indicador de temperatura a la salida de los cambiadores	8.76E-2
Falla de diseño o deterioro durante su servicio.	1E-2
Falla de decisión(la línea se opera en su limite de retiro).	1E-3
Procedimiento no actualizado o difundido.	5E-3
No se sigue el procedimiento operacional.	1E-2
Falla de bomba.	1E-1
Falla de interruptor.	1E-1
Corto circuito.	1E-1
Falta de corriente.	1E-1/1E-2
Falla motor.	1E-3
Error de operación.	1E-1
Falla mecánica.	1E-4
Error de inspección.	1E-1
Falla bomba centrifuga.	1.04E-4
Falla bomba centrifuga(catastrófico).	1.04E-6
Falla bomba(impulsada a motor)	2.4E-6



APENDICE F

HOJA DE SEGURIDAD DEL PROPANO.

I. Datos Generales de la Sustancia Química.

Nombre comercial: Gas L.P.	Nombre químico: Propano.
Peso molecular: 44.09 g/mol	Familia química: Alcanos.
Sinónimos: Gas licuado del petróleo, gas carburante	Formula química: C_3H_8

II. Identificación de componentes.

Componentes: Propano butano	% mol 98 2	Nº. de CAS: Propano 74-98-6	Nº. de Naciones Unidas: UN 1978
Concentración máxima permisible: 2.1% en el aire	IPVS ppm: 1,000	Cancerígenos o taretogénicos: No de acuerdo al instructivo 10 De la STPS.	

Niveles de riesgo.

Para la salud: 0 Material normal.	Inflamabilidad: 3 Inflamable.	Reactividad: 0 Material estable.	Otros: Ninguno.
--	--	---	---------------------------

III. Propiedades Fisicoquímicas.

Densidad relativa del vapor(aire=1): 1.52	Punto de ebullición: -42°C
Densidad relativa del líquido(agua=1): 0.51	Solubilidad en el agua: Muy poco soluble.
Velocidad de evaporación(butil acetato=1): Gas a condiciones normales.	Por ciento de volatilidad: Gas a condiciones normales.
Olor y apariencia: Gas a condiciones normales, vapor y líquido incoloros, contiene odorizantes (mercaptanos).	

**IV. Riesgos de fuego o explosión.**

Límite de inflamabilidad inferior: 2.15%vol.	Límite de inflamabilidad superior: 9.60%vol.
Temperatura de autoignición: 468°C	Punto de inflamación: -104°C
Medios de extinción: Niebla de agua, polvo químico seco, CO ₂ .	Productos de la combustión nocivos para la salud: Ninguno.
Equipo de protección personal: Traje de bombero completo.	
Procedimientos y precauciones especiales en el combate de incendios: Cortar el suministro de gas.	
Condiciones que pueden generar un riesgo especial: El calentamiento excesivo de un recipiente con gas en fase líquida da lugar a la formación de una BLEVE.	

V. Datos de reactividad.

Tipo de sustancia: Estable.	Condiciones a evitar: Fuentes de ignición.
Productos peligrosos de la descomposición: No aplica.	Incompactibilidad con otras sustancias: Evitar su mezcla con oxígeno.
Polimerización: No puede ocurrir.	Condiciones a evitar(polimerización) Ninguna.

VI. Riesgos para la salud.

Tipo de exposición:	Efectos en la salud:	Primeros auxilios:
Ingestión accidental.	No se aplica.	No es aplicable.
Contacto con los ojos.	Causa irritación por exposición prolongada	Retirar a un lugar ventilado.
Contacto con la piel.	En fase líquida produce quemaduras leves por congelamiento.	Lavar las partes del cuerpo afectadas con agua en abundancia.
Absorción.	No es aplicable.	No es aplicable.
Inhalación.	Efectos anestésicos, en altas concentraciones puede provocar asfixia.	Aplicar respiración artificial, administrar oxígeno.

**Sustancia química considerada como:**

Cancerígena: No.	Mutagénica: No.	Teratogénica: No.	Otras(especificar). Ninguna.
----------------------------	---------------------------	-----------------------------	--

VII. Indicaciones en caso de fuga o derrame.

Aplicar el plan de emergencia. Eliminar las fuentes de ignición. Apagar todo tipo de motores y equipo eléctrico. Retirar a todas las personas ajenas a los cuerpos de emergencia. Detener el tránsito de vehículos en un radio de 1,500 m. No tocar el material derramado. Utilizar una cortina de agua para dispersar los vapores teniendo cuidado de no dirigir el agua a la fuente de la fuga. Mantener fríos todos los equipos cercanos a la zona mediante el uso de agua.

VIII. Protección especial.**Equipo de protección personal:**

Utilizar un equipo de respiración autónomo junto con un traje de protección completo durante su manejo en fase vapor.

Prácticas de seguridad:

Aislar la zona de peligro. Mantenerse en contra del viento. Evitar las depresiones en el terreno. En caso de que alguno de los tanques se incendie o presente algún derrame, evacuar en un radio de 1,500 m.

IX. Información sobre su transportación.

UN-1978	DOT: Gas inflamable.
Guía 4	Sistema de emergencia en transporte para la industria química.

X. Información sobre ecología.

Nada que manifestar.
NOM-EM-001-ECOL/1993.

XI. Precauciones especiales.**Durante su manejo y almacenamiento:**

Puede encenderse por calor, chispa o flama. Al entrar en contacto con el aire forma mezclas explosivas. Los vapores del gas inicialmente son más pesados que el aire y por lo tanto, pueden viajar hacia alguna fuente de ignición y retroceder con flamas. Los contenedores pueden explotar si se calientan demasiado. Los cilindros rotos pueden proyectarse.



Otras precauciones:

En caso de incendios, apagar el fuego desde la mayor distancia posible mediante el uso de soportes autónomos para las mangueras o mediante el uso de monitores. No dirija el agua hacia la fuga ya que puede haber congelamiento. Retirarse de inmediato en caso de que aumente el sonido de las válvulas o se comience a decolorar la pintura del tanque.



BIBLIOGRAFÍA

1. Santamaría Ramiro, J.M. Análisis y Reducción de Riesgos en la industria Química, Cap. II, Fundación MAPFRE, España, 1994.
2. C.Florentini y F. De Vecchi (TECSA S.p.A, Italia);E. P. Lander (ATR Applied Training Resources, EE.UU.); C. Vilagut Orta (TECSA Iberica,S.A). Gestión de la seguridad de los procesos-Soporte al funcionamiento y Sistemas de Formación. Ingeniería Química,127-132 (Sep., 1997).
3. Independent Engineering Services LTD., Seminario sobre Estudios HazOp, México, 1998.
4. Hazard Assesment and Risk Analysis Techniques for Process Industries, IMP, México City, 1994.
5. Federal Emergency Management Agency, Manual of Automated Resource for Chemical Hazards Incident Evaluation (ARCHIE), U.S. 1986.
6. AIChE, Guidelines for Hazard Evaluation Procedure, New York 1992.
7. Stephens, M.M., Minimizing Damage to Refineries, U.S. Dept.of the Interior, Office of Oil and Gas, 1970.
8. Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad. UNAM-Facultad de Química (1999).
9. Loss Prevention in the Process Industries, Vols. 1-2, Butterworths, London, 1985.