

21



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



"ANALISIS DE RIESGOS APLICADO A UN AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. UTILIZANDO LAS TECNICAS HAZOP, ANALISIS DE CONSECUENCIAS Y ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N :

ERASMO CAMACHO SANDOVAL

MISHELL ANGELICA PEREZ RODRIGUEZ

280427





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 RAMÍREZ
Vocal.	Prof.	EDUARDO MARAMBIO DENNETT
Secretario.	Prof.	DR. M. JAVIER CRUZ GÓMEZ
1er. Suplente.	Prof.	RAMÓN E. DOMINGUEZ BETANCOURT
2o. Suplente.	Prof.	NESTOR NOÉ LÓPEZ CASTILLO

LUGAR DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

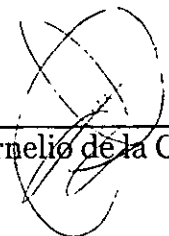
Laboratorio E-212
Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Asesor



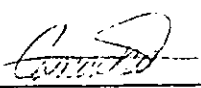
Dr. M. Javier Cruz Gómez.

Supervisor Técnico

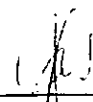


M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra.

Sustentantes



Erasmo Camacho Sandoval.



Mishell Angélica Pérez Rodríguez.

AGRADECIMIENTOS.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por habernos concedido el mayor privilegio, haber estudiado en la Facultad de Química y obtener el título inigualable e irrenunciable de universitarios en la máxima casa de estudios del país.

A los profesores de la Facultad de Química por compartir sus conocimientos y experiencias.

Al personal de PEMEX-Refinación y a la GIDT por el apoyo brindado.

Al Dr. M. Javier Cruz por habernos otorgado su confianza, conocimientos y apoyo para la realización de este proyecto.

Al M. en C. Cornelio de la Cruz y al Ing. Ramón García por habernos ofrecido su amistad y conocimientos, los cuales fueron de gran valor para nuestro desarrollo personal e intelectual.

Al grupo HAZOP del CEASP⁴A en especial a Daniel, Carlos y Alejandro por los buenos momentos compartidos, así como por las críticas constructivas realizadas para el beneficio del crecimiento de una gran amistad.

Mishell y Erasmo.

AGRADECIMIENTOS.

Gracias a Dios por estar conmigo apoyándome y cuidándome en todos los momentos de mi vida y por haberme dado una familia maravillosa, unos amigos excelentes y a tantas personas que de alguna manera fueron parte de mi vida y me ayudaron a madurar como universitaria, mujer y amiga.

Con todo mi amor a mis padres, por que siempre han estado conmigo y a través de sus consejos y amor me dieron los valores y las herramientas necesarias para iniciar el camino que hoy empieza.

Les dedico particular y principalmente esta tesis.

Gracias por todo, los amo con todo mi corazón.

A mis hermanos, de los cuales puedo decir orgullosamente, que siempre han estado a mi lado, unidos en las buenas y en las malas. Nunca olvidaré el apoyo y cuidado tan grande que me han dado. Los amo.

A todas las personas que han estado cerca a lo largo de mi vida y principalmente a aquellos que me han ofrecido su incondicional amistad y de los cuales tengo recuerdos muy hermosos.

Alma, Marcelo y Leonardo, ustedes son especiales y saben que les agradezco todo lo que me han brindado. Siempre van a estar en mi mente y en mi corazón. Mil gracias por su amistad.

A ti Erasmo, por tu amistad, comprensión, cuidado, cariño y por tantos momentos agradables que pasamos juntos. Gracias por permitirme conocerte.

Gracias a todos por permitirme ser su hija, hermana, amiga y compañera por que ha sido un gran apoyo para mi formación tanto profesional como intelectual y personal.

Mishell Angélica.

AGRADECIMIENTOS.

A Dios por su grandeza

A mis padres Rosa y Erasmo por su gran apoyo y cariño. Por su dedicación, comprensión y amistad. Por que a través de su ejemplo me han enseñado cuan difícil puede ser la vida pero cuan fácil puede ser vivirla y disfrutarla plenamente, siendo constante en esta, afrontando los problemas con valor, creciendo día a día sin olvidar los valores que nos hacen seres humanos.

A mis hermanos por su amistad y cariño, por aguantarme a lo largo de la carrera, por compartir sus ideas y entusiasmo conmigo.

A mis tíos y abuelos por todos los consejos que me brindaron desde niño, los cuales, me han servido uno a uno a lo largo de mi vida y que recordare siempre.

A Cesar, Juan Carlos, Rubén y Gabriel mis amigos de toda la vida, con los cuales he compartido grandes momentos, por ser como son.

A Pilar por su comprensión, confianza y apoyo incondicional, pero sobretodo por su amor, el cual, se ha convertido en base fundamental de mi vida.

A ti Mishell por la dedicación que has tenido en este trabajo y por hacerlo más ameno, por tu amistad y confianza.

A los integrantes del grupo O6 con los que compartí buenas experiencias a lo largo de la carrera y a todas aquellas personas con quien he compartido algún momento en la vida y he aprendido de ellas.

A Todos Gracias

Erasmo.



ÍNDICE

	Página
Índice de tablas.....	iii
Índice de figuras.....	iv
Índice de diagramas.....	v
Lista de abreviaturas.....	vi
 CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	
1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.....	1
1.2 OBJETIVO.....	2
1.3 ETAPAS DEL PROYECTO.....	2
 CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	
2.1 ANTECEDENTES.....	4
2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS.....	5
2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	
2.3.1 Técnicas de identificación de riesgos.....	9
2.3.2 Técnicas de evaluación de efectos y daños.....	13
2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ESTUDIO	
2.4.1 Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".....	14
2.4.2 Análisis de Árbol de Fallas.....	21
2.4.3 Análisis de Consecuencias.....	25
 CAPÍTULO 3. TRABAJO DE CAMPO	
3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L. P.....	39
3.2 DESARROLLO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".....	44
3.3 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.....	82
3.4 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.....	90



ÍNDICE

Página

CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".....	107
4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.....	113
4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.....	115
APÉNDICES	116
GLOSARIO	120
BIBLIOGRAFÍA	123



ÍNDICE DE TABLAS

	Página
2-1 Accidentes ocurridos en los últimos años.....	5
2-2 Etapas de la planta que requieren la aplicación de las diferentes técnicas de análisis.....	10
2-3 Clasificación del nivel con respecto a la frecuencia.....	16
2-4 Clasificación del nivel con respecto a la gravedad.....	16
2-5 Significado de las palabras guía.....	18
2-6 Palabras guía utilizadas en un Análisis "HazOp".....	19
2-7 Ángulo de variación en función de la estabilidad atmosférica.....	32
2-8 Clasificación de la estabilidad atmosférica de Pasquell.....	33
2-9 Determinación de la Clase atmosférica de acuerdo a su estabilidad.....	33
2-10 Coeficientes para el cálculo de S_y y S_z en función de la estabilidad atmosférica..	34
2-11 Vulnerabilidad de las personas a la radiación térmica.....	38
3-1 Descripción general de las operaciones de la Planta de Almacenamiento de Gas L. P.....	41
3-2 Matriz general de desviaciones para el Área de Almacenamiento de G. L. P.....	46
3-3 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.....	84
3-4 Comparación de resultados con el potencial de pérdida.....	85
3-5 Datos para el primer escenario.....	90
3-6 Resultados obtenidos para una esfera de fuego en el tanque horizontal TH-259.	93
3-7 Resultados de IR para una esfera de fuego en función de la distancia.....	95
3-8 Resultados de la evaluación de los efectos por sobrepresión debido a la explosión del tanque horizontal TH-259.....	98
3-9 Datos para el segundo escenario.....	100
3-10 Resultados de la evaluación de una nube de vapor no confinada de propano.....	103
3-11 Resultados de una EVNC de propano producida por ruptura de una línea.....	105
4-1 Lista Jerárquica de Recomendaciones.....	108
4-2 Recomendaciones para la reducción de la probabilidad de ocurrencia del primer escenario del Análisis de Árbol de Fallas.....	114
4-3 Recomendaciones para la reducción de la probabilidad de ocurrencia del segundo escenario del Análisis de Árbol de Fallas.....	114



ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
2-1 Consecuencias que se pueden presentar en un evento no deseado.....	6
2-2 Etapas del Análisis de Riesgo.....	8
2-3 Matriz de Riesgos.....	16
2-4 Simbología utilizada para la construcción del Árbol de Fallas.....	22
2-5 Uso de la puerta "Y".....	24
2-6 Uso de la puerta "O".....	24
2-7 Falla funcional.....	24
2-8 Triángulo del fuego.....	26
2-9 Diagrama Concentración – Temperatura.....	27
3-1 Diagrama de flujo para el cálculo de efectos de una esfera de fuego.....	91
3-2 Diagrama de flujo para el cálculo de la radiación térmica de una esfera de fuego	94
3-3 Vulnerabilidad de las personas a la radiación térmica.....	95
3-4 Diagrama de flujo para el cálculo de sobrepresión por explosión de un tanque...	96
3-5 Diagrama de flujo para el cálculo de una nube de vapor no confinada.....	101
3-6 Diagrama de flujo para el cálculo de efectos de una EVNC.....	104



ÍNDICE DE DIAGRAMAS

	Página
3-A Diagrama de Flujo de Proceso del Área de Almacenamiento de Gas L. P.....	43
3-1 Carga de propileno a autotanques.....	48
3-2 Traslado de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.....	55
3-3 Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.....	63
3-4 Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.....	71
3-5 Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265 (de Planta Catalítica a TE-265 y de TE-265 a autotanques).....	78
3-6 Análisis de Árbol de Fallas para la explosión del tanque horizontal TH-259.....	86
3-7 Análisis de Árbol de Fallas para la explosión del tanque horizontal TH-259 (Modificado).....	87
3-8 Análisis de Árbol de Fallas para relevo de la PSV en tanque esférico TE-265....	88
3-9 Análisis de Árbol de Fallas para relevo de la PSV en tanque esférico TE-265 (Modificado).....	89
3-10 Radios de afectación por esfera de fuego debida a una explosión del tanque horizontal TH-259.....	92
3-11 Radio de afectación y zona de seguridad de una nube no confinada por ruptura de la línea de propano.....	102



LISTA DE ABREVIATURAS

BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion
CA	Consequences Analysis (Análisis de Consecuencias)
CRF	Códigos de Regulaciones Federales
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
EC	Evento Culminante
EPA	Environmental Protection Association
ESD	Emergency Shoot Down (Paro de emergencia)
EVNC	Explosión de una nube de Vapor No Confinada
FTA	Fault Tree Analysis (Análisis de Árbol de Fallas)
G.L.P.	Gas Licuado del Petróleo
HAD	Hablando y Apuntando con el Dedo
HazOp	Hazard and Operability (Análisis de Riesgos y Operabilidad)
i-C ₄	Isobutano
ICI	Imperial Chemical Industries
ICM	Isocianato de Metilo
IR	Índice de Radiación
L.I.I.	Límite Inferior de Inflamabilidad
L.S.I.	Límite Superior de Inflamabilidad
MSDS	Material Safety Data Sheet
MTBE	Metil Terbutil Éter
NASA	National Aeronautic Spatial Administration
NFPA	National Fire Protection Association
NOM	Norma Oficial Mexicana
OSHA	Occupational Safety and Health Administration
PSV	Pressure Safety Valve
PVR	Presión de Vapor Relativa
STPS	Secretaría del Trabajo y Previsión Social
TE	Tanque Esférico
TH	Tanque Horizontal
TNT	Trinitro Tolueno

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN



CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.

La Industria del Petróleo, como una de las más importantes a nivel mundial, ha requerido de una mayor modernización en su tecnología para cumplir con los estándares internacionales de calidad, seguridad y protección al medio ambiente, los cuales continuamente se están desarrollando debido a la necesidad de minimizar eventos indeseables que puedan resultar en pérdidas humanas, económicas y ambientales.

Por lo antes mencionado, se le asignó a la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) el proyecto de Análisis de Riesgos en un Área de Almacenamiento de Gas Licuado del Petróleo (G.L.P.)

Dicho estudio se realizó con el fin de encontrar áreas de oportunidad para mejorar la seguridad en esta planta, la cual cuenta con tres Tanques Esféricos (TE's) con una capacidad de 5000 Bls. cada uno y con nueve Tanques Horizontales (TH's) cada uno con una capacidad de 760 Bls. En los TE's y TH's se almacenan propano, propileno, butano-butileno y la mezcla Gas L. P.

En las cercanías de la Planta de Gas L. P. se encuentran otras áreas de almacenamiento de crudo y gasolinas así como una Planta de Recuperación de Aceites. Es debido a esto, que la aplicación del Análisis de Riesgos en la planta es más necesario.



1.2 OBJETIVO.

Llevar a cabo un Análisis de Riesgos formal en un Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo mediante las técnicas de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" (Hazard and Operability), Análisis de Árbol de Fallas (Fault Tree Analysis, FTA) y Análisis de Consecuencias (Consequences Analysis, CA) para:

- a) Identificar y evaluar los riesgos en la planta
- b) Proponer medidas necesarias que permitan contribuir con la mejora de la seguridad y la prevención de incidentes y accidentes
- c) Realizar una lista jerárquica de riesgos y recomendaciones para su utilización por parte del personal de la Refinería en el establecimiento de un Plan de Trabajo.

1.3 ETAPAS DEL PROYECTO.

El Análisis de Riesgos en un Área de Almacenamiento de Gas L. P. se llevó a cabo durante el periodo de Julio a Diciembre de 1999. Para el desarrollo de este proyecto se siguió el siguiente programa:

1. Recopilación de Información.

La información técnica que se recopiló, previo al análisis, fue la siguiente:

1. Descripción de la planta
2. Características de los equipos y productos almacenados
3. Registros de calibración, pruebas e incidentes

También, previo al análisis se hizo el levantamiento en campo y la actualización de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's), de Flujo de Proceso (DFP's) y de localización de equipos. Estos diagramas son claves para realizar el Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".



2. Realización del Análisis "HazOp".

En esta segunda etapa se conformó el equipo de trabajo para la realización de las sesiones de Análisis HazOp, se seleccionaron los circuitos a analizar, se estimaron los riesgos encontrados y se emitieron recomendaciones para eliminar o reducir estos riesgos. Se usó un Software HazOp para el registro de esta información.

3. Análisis de resultados del "HazOp".

En esta etapa se realizó el análisis de los resultados obtenidos en el número anterior para obtener, como resultado, una lista jerárquica de riesgos con sus respectivas recomendaciones.

4. Análisis de Árbol de Fallas.

Para esta parte del proyecto se seleccionaron dos escenarios de accidente o riesgos potenciales para aplicar el análisis cuantitativo de riesgos y así estimar la probabilidad de estos escenarios.

5. Análisis de Consecuencias.

En esta última etapa también se seleccionaron dos escenarios potenciales de accidente con el fin de determinar sus efectos.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO



CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES.⁽¹⁾⁽²⁾⁽⁴⁾

El crecimiento acelerado de la población demanda una mayor capacidad de producción de la industria, dando como consecuencia cambios tecnológicos importantes. Debido a esta demanda, ha surgido la necesidad de instalar más plantas productivas, lo cual ocasiona mayores riesgos a las personas dentro y fuera de ellas, a las instalaciones mismas y al medio ambiente.

La industria química, debido a su operación, manejo de sustancias peligrosas, etc. es considerada, en comparación con otras industrias, como de alto riesgo. Los accidentes ocurridos durante los últimos años en este tipo de industria han provocado cuantiosas pérdidas humanas, daños a la calidad del aire y pérdidas de materiales y equipo. Lo anterior ha propiciado una mayor conciencia en materia de seguridad, salud ocupacional y protección ambiental, lo cual permite prevenir y controlar riesgos de proceso, o al menos mitigar sus consecuencias, a través de planes de emergencia y evacuación, localización de zonas de seguridad, además de sistemas de protección como diques, muros de contención, extractores, etc. En la Tabla 2-1 se mencionan algunos de los accidentes ocurridos en los últimos años con sus respectivas consecuencias.

Preocupados por los accidentes ocurridos, la OSHA y la EPA establecieron Códigos de Regulaciones Federales (CRF), para la prevención y control de accidentes a través de elementos sobre "información de seguridad de los procesos" y "análisis de riesgos de proceso", de sus programas de administración de la seguridad de los procesos y protección ambiental. Por otro lado, las re-aseguradoras internacionales están requiriendo que en las Industrias y Refinerías de México se realicen estudios formales de riesgos de proceso.

En materia de seguridad, las palabras riesgo y peligro son mencionadas continuamente sin hacer distinción alguna; peligro es cualquier condición física o química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad y riesgo es la posibilidad de sufrir pérdidas, es decir, se puede considerar como una medida de pérdida



económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de sus consecuencias.

$$\text{Riesgo} = (\text{frecuencia del accidente}) \times (\text{daños ocasionados por el accidente})$$

Existen diversas técnicas de identificación y evaluación de riesgos de proceso, agrupadas en tres categorías que son: Métodos comparativos, Índices de riesgo y Métodos generalizados. Dichas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos, y pueden combinarse para obtener mejores resultados.

Explosión de una nube de vapor no confinada ocurrida en la planta de Nypro en Flixborough, Gran Bretaña el 1° de Junio de 1974. Destrucción completa de la planta, 28 muertos, 36 heridos graves y varios centenares de heridos leves.
Explosión de contenedores de G.L.P. en San Juan Ixhuatepec en México, D.F. el 19 de Noviembre de 1984, 368 muertos, 800 heridos y 1 millón 500 mil personas evacuadas.
Fuga de ICM, Union Carbide en Bhopal, India el 17 de Diciembre de 1984. Aproximadamente 1500 muertos y 200,000 afectados. Actualmente mueren en promedio 2 personas afectadas cada día.
Fuga de ácido fluorhídrico en la Refinería de Marathon oil en Texas, Estados Unidos, Octubre de 1987. Se liberaron a la atmósfera un total de 15,000 Kg. de HF y 17,900 Kg. De iC_4 en forma de vapor. Se evacuó a la población aledaña.

Tabla 2-1. Accidentes ocurridos en los últimos años.

2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS.⁽⁴⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾

La actividad de la industria química representará un riesgo, aún cuando se tomen las medidas necesarias de seguridad y debido a que ésta crece constantemente, es necesario determinar el nivel de riesgo que presenta el cual nos permitirá tomar decisiones de aceptabilidad y nos guiará para establecer medidas de prevención y control.

El análisis de riesgos es un esfuerzo organizado para identificar, a través de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del equipo o proceso que podrían conducir a consecuencias no deseadas, tales como perjuicios personales o daños materiales, así como para determinar las medidas necesarias para controlar dichos riesgos y eliminar o mitigar sus consecuencias.

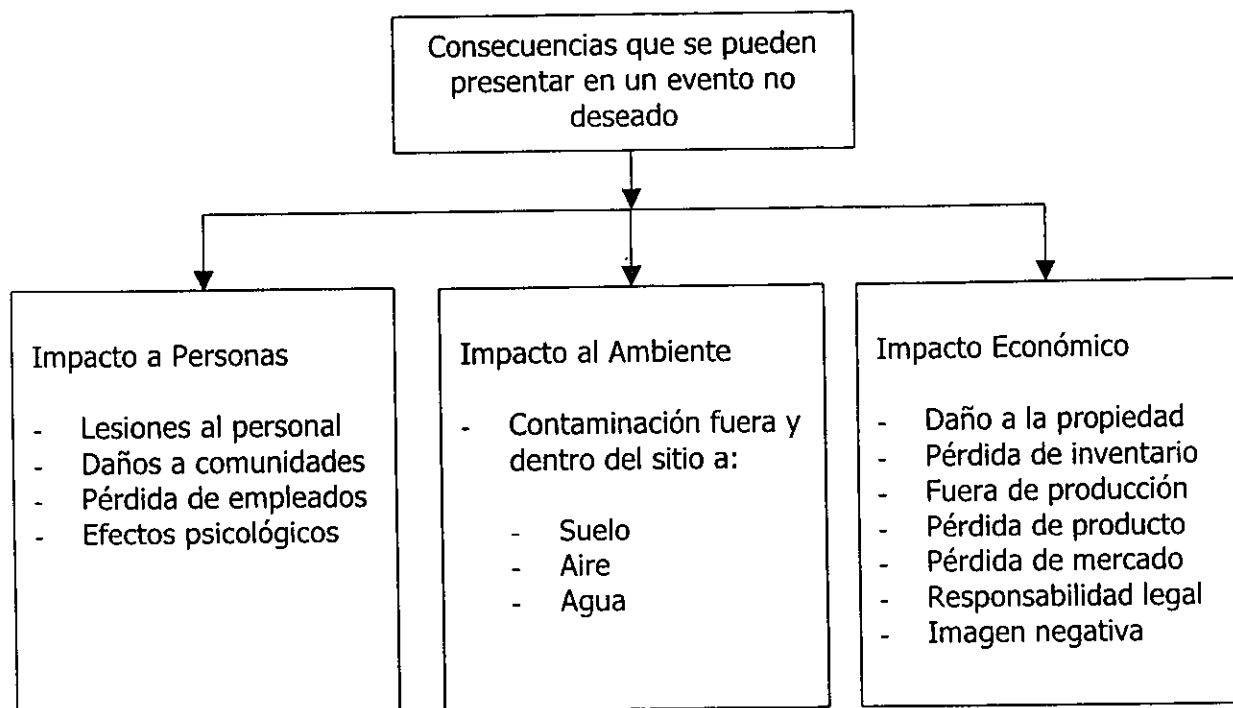


Figura 2-1. Consecuencias que se pueden presentar en un evento no deseado.

Como podemos observar, el objetivo de dicho análisis es evaluar los riesgos que se presenten en los procesos, ordenándolos jerárquicamente, generando así la información adecuada para tomar decisiones e implementar las medidas necesarias, preventivas y de control, que nos permitan mejorar y garantizar la seguridad, tomando en cuenta la relación Costo-Beneficio asociadas a dichas medidas.

El análisis de riesgos nos permite identificar la probabilidad de ocurrencia de un posible accidente, las causas que lo generan, la ruta por la cual se puede desarrollar y la evaluación de sus consecuencias.



Finalmente, el análisis de riesgos nos permite evaluar las estrategias aplicadas, comparando los niveles de riesgo iniciales (sin considerar protecciones existentes) y finales (tomando en cuenta dichas protecciones).

Comprende tres etapas, las cuales se presentan a continuación:

- a) Identificación de riesgos
- b) Análisis de consecuencias
- c) Análisis de probabilidades y/o frecuencias

Al observar estas etapas nos damos cuenta de que hay una pregunta en particular que se relaciona con cada una de ellas, las cuales al contestarlas nos pueden ayudar a desarrollar la metodología del análisis, tal y como se presenta a continuación:

En la primera etapa la pregunta a descubrir es ¿Qué puede ocurrir?, ya que al contestarla nos ayuda a identificar de forma cualitativa todas las posibles causas que nos puedan generar situaciones de peligro.

Los resultados que esperamos en esta etapa del proyecto son un listado de las desviaciones que puedan producir un peligro en la planta y que tienen una probabilidad alta de ocurrencia.

Para lograr los resultados deseados, se requiere de la participación de un equipo de trabajo multidisciplinario que, a través de un estudio detallado y con amplio conocimiento del proceso en cuestión, identifique desviaciones, desechando las que resulten ilógicas, improbables o no apliquen al sistema.

Es importante señalar que la búsqueda que realiza el equipo multidisciplinario debe ser sumamente minuciosa ya que la omisión de alguna desviación o situación de peligro evitará que ésta sea analizada, quedando sin sus salvaguardas correspondientes, lo cual podría dar origen a un evento no deseado.

Después de haber identificado las causas de las desviaciones. En la etapa intermedia del análisis nos debemos preguntar ¿Cuáles son sus consecuencias?. Para poder responder a esta pregunta, se deben cuantificar las consecuencias de los escenarios de accidente, utilizando modelos de efectos.

Como nota importante debemos mencionar la necesidad de analizar todos los posibles escenarios, pues un mismo accidente puede tener diferentes consecuencias en función de las condiciones existentes dentro y fuera del sistema en el momento del mismo, como pueden

ser velocidad y dirección del viento, planes y respuesta a emergencia, planes y rutas de evacuación, muros de contención, diques, etc.

Ya identificado el riesgo junto con sus causas, y después de haber estimado las consecuencias que puede tener dicho suceso, únicamente nos queda responder la siguiente pregunta ¿Con qué frecuencia?, ya que para tener completo nuestro análisis, debemos conocer la probabilidad o frecuencia con que se pueden presentar estos eventos en la vida útil de la planta y estar en condiciones de tomar decisiones de aceptabilidad del riesgo.

La información que aquí generamos permite saber si los riesgos identificados son reales o no y su probabilidad de ocurrencia. Una vez contestadas las tres preguntas anteriores, el paso que sigue es establecer las acciones necesarias para implementar las medidas correctivas emitidas durante el análisis. La implementación a tiempo de estas medidas permitirá prevenir, reduciendo su probabilidad, y controlar mediante una serie de acciones administrativas con programas, procedimientos y normas, los riesgos encontrados.

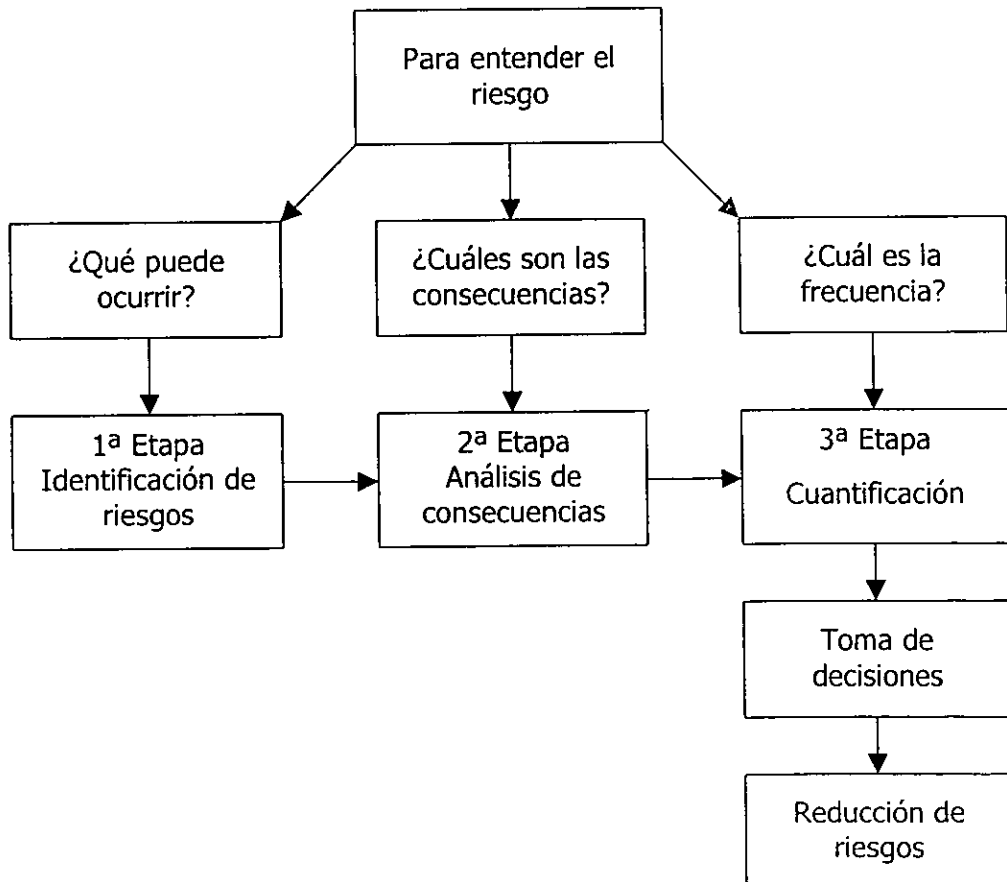


Figura. 2-2. Etapas del análisis de riesgo.



2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.⁽⁴⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾⁽¹⁰⁾

2.3.1 Técnicas de identificación de riesgos.

El paso más importante de un análisis de riesgos es su identificación, ya que como se mencionó anteriormente, un riesgo no identificado no será tomado en cuenta en el estudio y se convertirá en un riesgo no controlado.

Existen diferentes métodos para identificar los riesgos, los cuales pueden ser de carácter cualitativo o cuantitativo. La selección de la técnica a usar debe ser con base a la complejidad o peligrosidad de la planta, es decir, que el grado de profundidad del estudio será diferente según sea el caso, ya que en ocasiones los riesgos saltan a la vista inmediatamente y no necesitan de un estudio profundo, pero en otros casos los riesgos no son tan evidentes y se requiere de cierta minuciosidad en el análisis para identificar mejor los riesgos. Las técnicas de identificación y evaluación de riesgos se dividen en las siguientes tres categorías:

A) Métodos Comparativos

- Códigos, Estándares y Normas
- Lista de Verificación "Checklist"
- Análisis Histórico de Accidentes
- Revisiones de Seguridad
- Auditorias de Seguridad

B) Índices de Riesgos

- Índice Dow
- Índice Mond

C) Métodos Generalizados

- Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp"
- Análisis de Modos de Fallas y Efectos
- Análisis de Árbol de Fallas
- Análisis de Árbol de Eventos
- Análisis "What-IF"
- Análisis de Error Humano
- Análisis Causa-Efecto



En la Tabla 2-2 se muestran las diferentes técnicas y su etapa de aplicación en la vida útil de la planta. El análisis de riesgos se debe hacer en las diferentes etapas de la planta; diseño, construcción, puesta en marcha, operación, paro, modificaciones/ampliaciones y desmantelamiento. Para cada etapa de la planta puede usarse cualquiera de las técnicas mostradas enseguida o una combinación de dos o más técnicas de acuerdo a la profundidad que se quiera dar al análisis.

TÉCNICA	ETAPA DE LA PLANTA						
	Diseño conceptual	Ingeniería de detalle	Operación de planta piloto/planta	Construcción/pre-arranque/arranque	Modificación, cambio/expansión	Investigación de incidentes	Desmantelamiento
1. Códigos, Estándares y Normas	X				X		
2. Lista de Verificación "Checklist"	X	X	X	X	X		X
3. Análisis Histórico de Accidentes			X			X	
4. Revisiones de Seguridad			X*	X	X		X
5. Auditorías de Seguridad			X	X	X		
6. Índices Dow y Mond	X				X		
7. Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp"		X	X		X	X	
8. Análisis de Modos de Fallas y Efectos (FMEA)		X	X		X	X	
9. Análisis de Árbol de Fallas (FTA)		X	X		X	X	
10. Análisis de Árbol de Eventos (ETA)		X	X		X	X	
11. Análisis "What-If"	X	X	X	X	X	X	X
12. Análisis de Error Humano		X	X		X	X	
13. Análisis Causa-Efecto		X	X		X	X	

X* solo aplica para la operación rutinaria de la planta.

Tabla 2-2 Etapas de la planta que requieren la aplicación de las diferentes técnicas de análisis.



Métodos comparativos.

Los métodos comparativos de identificación de riesgos nos permiten evaluar las condiciones inseguras de un proceso de acuerdo a la experiencia adquirida por parte de la empresa o de organizaciones externas a ella, esta información se encuentra escrita en códigos, normas, manuales técnicos y registros históricos de accidentes.

Dentro de estos métodos también se encuentra la lista de comprobación "Checklist", la cual es elaborada tomando como base la experiencia y consiste en hacer un repaso útil de las condiciones que se deben cumplir en un sistema. La lista de comprobación se puede aplicar en la evaluación de equipos, materiales o procedimientos.

Debemos de tomar en cuenta que este tipo de métodos, debido a sus características, frecuentemente no identifica en su totalidad los riesgos que se pueden presentar.

Índices de riesgo.

Los índices de riesgo son una herramienta útil para estimar de una forma directa y simple los niveles globales de riesgo asociado a diferentes áreas del proceso y al mismo tiempo los jerarquiza de acuerdo al nivel de riesgo obtenido, este valor final se puede utilizar para determinar la profundidad del estudio que se podría aplicar posteriormente en las áreas que se crea conveniente.

Dentro de estos métodos contamos con el Índice Dow y el Índice Mond.

El Índice Dow de incendio y explosión, se utiliza ampliamente en la industria química, debido a que toma en cuenta aspectos que relacionan los riesgos intrínsecos del material que se maneja, las cantidades y las condiciones de operación entre otros aspectos.

El Índice Mond también es utilizado frecuentemente y es similar al anterior, con la diferencia de que éste, toma en cuenta de una forma más directa la toxicidad del material que se maneja.

Métodos generalizados.

Los métodos generalizados son una herramienta de análisis de gran versatilidad y valor ya que nos ayudan a identificar y evaluar en su totalidad los riesgos presentes en un



proceso de forma cuantitativa o semicuantitativa a través del uso de esquemas de razonamiento lógico y sistemático. Por medio de estos métodos, tomando como base la relación causa-efecto, podemos analizar los eventos que nos originan alguna situación de peligro, conocer sus consecuencias y la probabilidad de ocurrencia. Dentro de estos métodos podemos encontrar los siguientes:

El Análisis What-If tiene como objetivo buscar consecuencias de eventos no deseados haciéndose una sencilla pregunta **¿Qué pasaría si...?**, se hace en áreas concretas del proceso dirigidas por un equipo de expertos que tengan la información detallada de la instalación, procedimientos y acceso al personal de la planta.

El Análisis de Riesgo y Operabilidad "HazOp" es una técnica desarrollada para identificar riesgos y mejorar la operabilidad, su metodología involucra el uso de una lista de palabras guía, que combinándolas con los parámetros del proceso, encuentra desviaciones y las posibles consecuencias que se producirían en el circuito seleccionado.

El Análisis de Error Humano consiste en realizar una evaluación sistemática de los factores físicos y ambientales involucrados en el trabajo, los cuales influyen en el comportamiento y desempeño del personal.

El Análisis de Árbol de Fallas es un método deductivo que supone la ocurrencia de un suceso no deseado y se dedica a buscar las causas o la cadena de sucesos que se necesitan para que el accidente ocurra. Este método también nos permite cuantificar los riesgos involucrados.

El Análisis de Árbol de Sucesos es semejante al anterior, solo que esta técnica parte de una falla o fuga y busca los efectos inmediatos hasta llegar al evento final que puede ser un incendio, una explosión, daños a las personas, etc.

El proceso de selección de una técnica apropiada para desarrollar un análisis de riesgos depende del tipo de problema al que nos enfrentemos, del tipo de resultados que necesitemos y de la etapa en la que se encuentre nuestra planta. Generalmente no se aplica una sola técnica, ya que la combinación de varias hace que nuestro análisis sea más completo y eficiente. Una combinación que da una mejor evaluación es: Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp", Análisis de Árbol de Fallas (FTA) y Análisis de Consecuencias (CA).



2.3.2 Técnicas de Evaluación de Efectos y Daños.

Análisis de Consecuencias.

En la industria se maneja una gran cantidad de productos inflamables, ya sea como materiales de construcción, materia prima o productos terminados. Debido a esto es de nuestro interés conocer los daños producidos por un incendio y/o explosión de las sustancias (gases, líquidos y sus vapores, polvos, aerosoles, etc.) que se manejan en los procesos, esto lo logramos mediante un Análisis de Consecuencias, el cual nos permite evaluar y cuantificar los resultados de los incendios, explosiones y emisiones de sustancias tóxicas

El Análisis de Consecuencias requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual se lleva a cabo el incendio y/o la explosión, es decir, necesitamos saber; si es una nube de gas no confinada, si es un derrame, etc., ya que estos serán utilizados posteriormente en la aplicación de los modelos que este análisis utiliza, por ejemplo; explosiones confinadas y no confinadas, incendios, esferas de fuego, dardos de fuego o chorros de fuego, etc.

Los resultados que esperamos en este tipo de análisis son, por mencionar algunos: la radiación térmica, la sobrepresión, la onda de presión producida por una explosión, los límites de inflamabilidad, duración de la bola de fuego y su diámetro, es decir, los que nos permiten evaluar los efectos producidos por un determinado accidente expresados en función de variables que indican la intensidad física del fenómeno.

Análisis de Vulnerabilidad de Personas e Instalaciones.

Después de haber estimado la magnitud del accidente, es de nuestro interés evaluar la vulnerabilidad de las personas y de las instalaciones ante los efectos físicos del accidente, este análisis está íntimamente ligado con el de consecuencias, pues uno conlleva al otro. En este tipo de análisis lo que se busca, es la cuantificación, aun cuando sea ésta solo una aproximación, de los efectos finales de un accidente de características conocidas sobre la población e instalaciones.

La vulnerabilidad de las personas se expresa en función del número de individuos (generalmente en % de población) que pueden resultar afectados con un cierto nivel de



daños a causa del accidente. El nivel de daños puede ser determinado desde molestias y heridas leves, hasta la muerte de los individuos expuestos.

La vulnerabilidad de las instalaciones se realiza a través de estimaciones de daños económicos y físicos, los daños físicos pueden ser desde ruptura de cristales hasta demolición total o parcial de construcciones e incendios.

2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ESTUDIO.

2.4.1 Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".⁽³⁾

La técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" se desarrolló 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.

Esta técnica es considerada una de las más eficientes para la identificación de riesgos de operabilidad en una planta, siendo su propósito principal mejorar la operabilidad y confiabilidad de la misma debido a que toma en cuenta tanto los controles administrativos como los de ingeniería.

Dentro de los controles administrativos, reúne, modifica, actualiza o elabora procedimientos, programas de capacitación de todos los niveles, normas, etc., y analiza las razones por las cuales podría existir el error humano (falta de conocimiento o motivación, cansancio por trabajo excesivo, condiciones ambientales inadecuadas, etc.) Dentro de los controles de ingeniería analiza los niveles máximos o mínimos de las variables de operación y seguros como presión, temperatura, composición, etc.

Para la aplicación de la técnica "HazOp", primero se debe seleccionar una sección o unidad de proceso de la planta, o bien un circuito, el cual debe ser dividido en nodos. Esta selección se hace basándose en la peligrosidad del proceso, al tipo y cantidad de la o las sustancias procesadas, almacenadas o transportadas, a la frecuencia y magnitud de daño de los incidentes/accidentes ocurridos o a las modificaciones y/o ampliaciones realizadas.

Un análisis de riesgos y operabilidad de un nodo o sección de la administración, requiere de un equipo multidisciplinario formado por personas de distinta experiencia y formación y, al menos, por parte de la refinería, personal especialista de mantenimiento, operación, instrumentación y seguridad. El equipo multidisciplinario identifica riesgos



mediante la generación de ideas y su discusión propositiva y a través de una serie de palabras guía aplicadas a cada parámetro seleccionado y un razonamiento lógico y ordenado. La persona encargada de conducir el Análisis HazOp debe contar con experiencia en la aplicación de la técnica, con conocimientos sobre seguridad industrial y salud ocupacional y su misión es actuar de facilitador, asegurándose de que se sigue el procedimiento correcto sin descuidar ningún detalle y así mismo propiciar la generación de ideas, para identificar desviaciones razonables y emitir medidas correctivas.

Los resultados del Análisis "HazOp" son:

- a) Desviaciones de los parámetros de operación, de procedimientos o programas y de normas o políticas
- b) Causas y consecuencias que propician dichas desviaciones
- c) Sistemas de protección o mitigación para la reducción de dichas causas y la gravedad de las consecuencias

El estudio del Análisis "HazOp" supone implícitamente que los riesgos o los problemas de operabilidad aparecen sólo como consecuencia de las desviaciones sobre las condiciones de operación que se consideran normales.

La técnica semicuantifica los riesgos, los cuales pueden ser ocasionados por fallas mecánicas, eléctricas, de instrumentos, humanas, etc., mediante la combinación de los niveles de frecuencias/probabilidades y de gravedad utilizando la matriz de riesgos mostrada en la Figura 2-3, clasificándolos y jererquizándolos de acuerdo al nivel del riesgo (índice de riesgo). Para cada riesgo encontrado, se emiten recomendaciones y se establecen las acciones para darles seguimiento.



"MATRIZ DE RIESGOS"

GRAVEDAD

		1	2	3	4	5
FRECUENCIA	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	10	10

Figura 2-3. Matriz de Riesgos.

Los niveles de frecuencia y de gravedad se designan con base a la experiencia de los especialistas del área, registros de incidentes/accidentes ocurridos y con base a los niveles de frecuencia y gravedad mostrados en las Tablas 2-3 y 2-4.

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

Tabla 2-3. Valores del nivel con respecto a la frecuencia.

NIVEL	GRAVEDAD
1	No tiene impacto en la planta, personal o equipo
2	Daños sólo al equipo o fugas menores
3	Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación
4	Daños/destrucción mayores a la instalación, consecuencias limitadas fuera de la instalación
5	Daños/destrucción mayores a la instalación, y/o consecuencias extensivas fuera de la instalación

Tabla 2-4. Valores del nivel con respecto a la gravedad.



Por otro lado, la matriz de riesgos permite clasificar y jerarquizar las recomendaciones para decidir la prioridad con que deben ser implementadas de la siguiente manera:

CLASE A: Las recomendaciones con un índice de riesgo de 8 a 10 tienen la más alta prioridad, significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente o su consecuencia.

CLASE B: Con un índice de riesgo de 4 a 7, las recomendaciones tienen una prioridad media, esto quiere decir, que la administración debe evaluarlas mediante un Análisis Costo-Beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, basado en esto tomar la decisión de aceptar o no el riesgo.

CLASE C: Las recomendaciones que tienen la más baja prioridad son las que tienen un índice de riesgo de 1 a 3, de implementarse esta clase de recomendaciones, será solo una acción correctiva que mejorará aun más la seguridad pero que el proceso puede seguir operando con seguridad.

La técnica HazOp usa siete palabras guía, las cuales deben aplicarse a cada parámetro seleccionado del nodo a analizar. Estas palabras guía se definen en la Tabla 2-5. La combinación de la palabra guía y el parámetro permite identificar la desviación, la cual debe ser razonable. Una vez identificada la desviación, se determinan sus causas, consecuencias, protecciones y medidas correctivas. En la Tabla 2-6, se muestran las diferentes desviaciones que pueden ser encontradas para cada parámetro.

Al final del estudio se contará con; una lista jerárquica de riesgos y sus efectos, los límites de operación y seguros con sus respectivas consecuencias y medidas correctivas cuando éstos se rebasen y, finalmente, una lista jerárquica de recomendaciones que, con base a la Clase de la recomendación y a un estudio Costo-Beneficio, deben ser implementadas.

En muchas circunstancias el Análisis "HazOp" es suficiente para decidir la aplicación de las medidas correctivas. Por medio de este análisis se identifican los escenarios de accidentes, los cuales son considerados para la evaluación cuantitativa de los riesgos potenciales, mediante un Análisis de Árbol de Fallas o Eventos y un Análisis de Consecuencias. Este último permitirá implementar medidas de protección para mitigar los efectos de un accidente.



Palabra guía	Significado y ejemplo
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay flujo en la línea, el paso en el procedimiento no se lleva a cabo.
MAS/MENOS	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la intención del diseño. Ejemplo: Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMÁS DE/TAMBIÉN COMO	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos, se llena otro recipiente a la vez, etc.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista, se cierra sólo una válvula de bloqueo cuando el procedimiento dice cerrar las dos válvulas de bloqueo, etc.
INVERSO	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, veneno en lugar de antídoto, etc.
EN VEZ DE/OTRO QUE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.

Tabla 2-5. Significado de las palabras guía.



PALABRA GUÍA							
PARÁMETRO	No	Inverso	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Flujo	No hay flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Material equivocado
Presión		Presión de vacío (colapso)	Más presión	Menos presión	Presión diferencial (ΔP)	Golpe de ariete	
Temperatura			Alta temperatura	Baja temperatura	Gradiente (ΔT)	Oxidación o Fragilación	
Viscosidad			Alta viscosidad	Baja viscosidad	Cambio de fase		
Nivel	Vacío		Alto nivel	Bajo nivel			
Mezcla	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla insuficiente		Espuma	
Reacción	No hay reacción	Reacción inversa	Reacción exotérmica	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
Operación	Falla de servicios		Sobrecarga	Espera	Arranque o paro	Mantenimiento	Muestreo
Relevo	Inadecuado				Dos fases	Efecto Joule-Thompson	
Instrumentación			Más confiabilidad (redundante)	Falla/daño a instrumento	Falla de un elemento del interlock	Alarmas	Paro de emergencia (ESD)

Tabla 2-6. Palabras guía utilizadas en un Análisis "HazOp"



PALABRA GUÍA							
PARÁMETRO	No	Inverso	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Contenedor	Ruptura					Seguridad	Ambiente
Estructura	Falla de soporte			Corrosión o erosión	Materiales diferentes	A prueba de fuego	
Fase	No hay separación			Menos separación	Separación incompleta		
Composición			Más composición	Menos composición			
Velocidad	No hay reacción	Reacción reversible	Reacción rápida/alta velocidad	Reacción lenta/baja velocidad		Reacciones secundarias	
Catalizador			Más catalizador	Menos catalizador			
Contaminación	No hay contaminación		Más contaminación	Menos contaminación			Medio ambiente limpio
Mantenimiento				Menos mantenimiento	Frecuencia no establecida	Operación	Desmantelamiento
Concentración			Alta concentración	Baja concentración	Disolución alta		

Tabla 2-6. Palabras guía utilizadas en un Análisis "HazOp". (Cont.)



2.4.2 Análisis de Árbol de Fallas.⁽⁴⁾⁽⁸⁾⁽⁹⁾⁽¹⁰⁾

Para prevenir accidentes industriales es importante aplicar técnicas adecuadas para la evaluación cualitativa y cuantitativa de riesgos, es decir, que identifique riesgos y que nos proporcione la probabilidad de ocurrencia de un evento indeseable. Esto es importante, considerando la cantidad de accidentes que ocurren en las industrias, debido a la falta de confiabilidad de los sistemas instalados y a la falta de medidas de prevención y protecciones de seguridad adecuados que eviten dichos accidentes.

Para cubrir esta necesidad de analizar la confiabilidad de los sistemas de control y seguridad en los procesos se desarrolló el Análisis de Árbol de Fallas, éste fue aplicado en un principio por la NASA posteriormente se le hicieron algunas adaptaciones para su aplicación en la industria.

El Análisis de Árbol de Fallas puede ser descrito como un modelo gráfico de combinaciones paralelas y secuenciales de las fallas que nos pueden dar como resultado un suceso culminante.

Las fallas pueden ser eventos que están asociados a errores del sistema computacional, fallas mecánicas, errores humanos o a cualquier otro evento que nos pueda desencadenar un evento de mayores consecuencias. De esta manera el Árbol de Fallas describe la interrelación lógica de eventos básicos que pueden producir un evento no deseado, el cual es el evento tope o culminante del análisis.

También es importante mencionar que el Análisis de Árbol de Fallas es un modelo cualitativo, el cual puede ser evaluado cuantitativamente, de ahí su gran valor, siempre y cuando se tengan los datos de probabilidades de los sucesos menores, los cuales han sido obtenidos a través de la experiencia y se encuentran reportados en la literatura y en bases de datos.

Debido a lo anterior a través del Análisis de Árbol de Fallas podemos calcular la probabilidad de que ocurra el evento culminante. Por consiguiente el Análisis de Árbol de Fallas es una de las herramientas más poderosas que existen para cuantificar los riesgos.

El Análisis de Árbol de Fallas tiene diversas aplicaciones en la industria química. La aplicación más común se encuentra en el área de seguridad principalmente en el análisis de sistemas de control e "interlocks". Este análisis puede ser usado durante el diseño, dentro de

las modificaciones que se realizan en la planta, dentro de la operación normal y durante la investigación de accidentes.

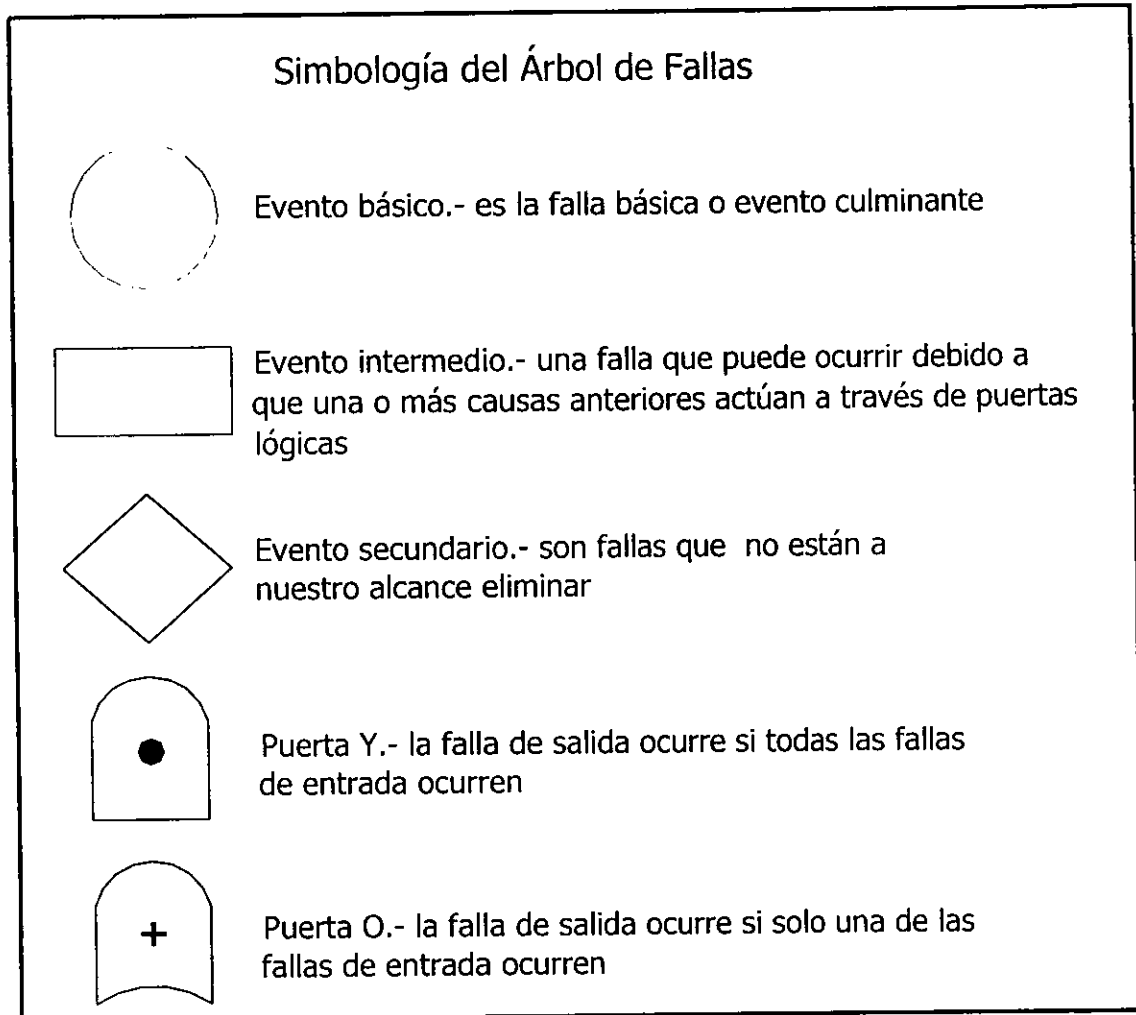


Figura 2-4. Simbología utilizada para la construcción del Árbol de Fallas.

Los resultados que esperamos del análisis, como se ha venido mencionando anteriormente, son la obtención de un diagrama lógico que ilustre las combinaciones de probabilidades de fallas y/o errores que están interrelacionados a través de puertas de entrada "Y" y "O" y que conducen a la cuantificación (probabilidad) de un evento culminante no deseable.



Para aplicar el Análisis de Árbol de Fallas se necesita contar previamente con la siguiente información:

- Diagramas de flujo y de tubería e instrumentación de la planta o el área de estudio
- Especificación del equipo existente
- Procedimientos de operación, mantenimiento, emergencia, paro y arranque
- Factores humanos y ambientales
- Datos de probabilidades de fallas

El análisis utiliza simbología ya establecida para la construcción del Árbol de Fallas, la cual se presenta en la Figura 2-4.

Para iniciar con la construcción del Árbol de Fallas primero debemos de identificar el accidente o evento culminante "EC" que se desea analizar. Las fallas que se interconectan a través de puertas "Y" y "O" al "EC" tienen como consecuencia la realización del mismo.

La puerta "Y" que se representa con un (\bullet) (Figura 2-5), indica que el evento culminante "EC" ocurrirá solo si se cumplen todos los eventos de entrada. Por analogía podemos compararlo con un circuito eléctrico en serie con varios interruptores, en el cual todos deben de estar cerrados para que este funcione.

Cuando se aplica la puerta "Y" la probabilidad de "EC" es igual al producto de las probabilidades de los eventos de entrada.

La puerta "O" representada por un signo (+) (Figura 2-6), indica que para la realización del evento culminante solo es necesario satisfacer uno de los eventos de entrada. Nuevamente, por analogía lo podemos comparar con un circuito eléctrico que tiene conectados varios interruptores en paralelo y para que este funcione solo es necesario activar uno.

Al aplicar la puerta "O" la probabilidad de "EC" es igual a la suma de las probabilidades de entrada.

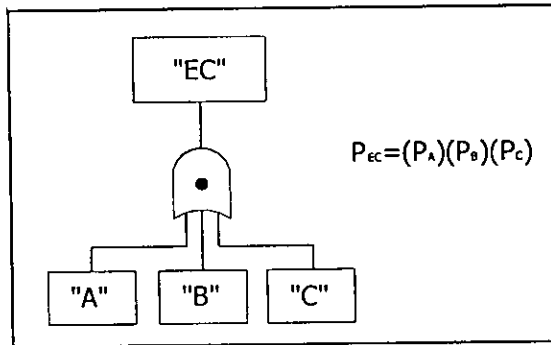


Figura 2-5. Uso de la puerta "Y"

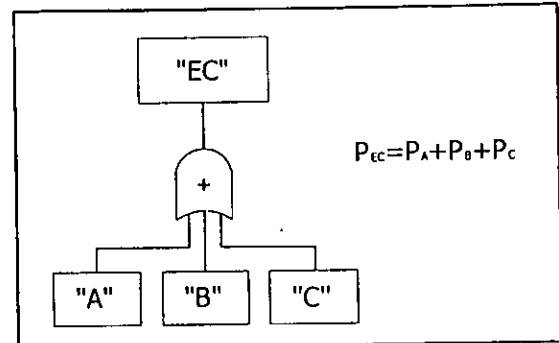


Figura 2-6. Uso de la puerta "O"

Cuando el evento de entrada se refiere a la falla de un componente o equipo de un sistema se le denomina falla funcional y acepta tres tipos de fallas causantes vinculadas por medio de una puerta "O" (Figura 2-7), éstas son fallas primarias, secundarias y de mando o control.

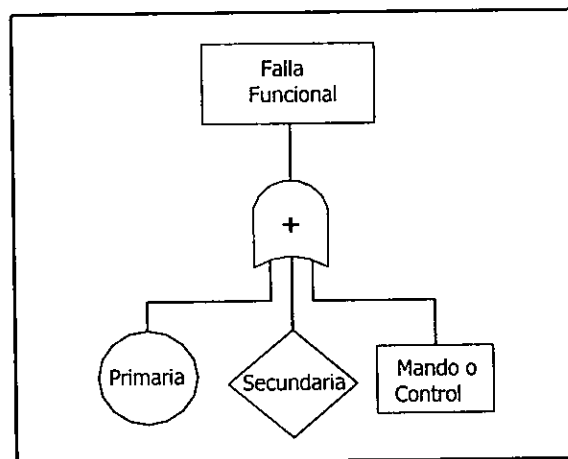


Figura 2-7. Falla funcional

Fallas primarias: Son aquellas que se producen dentro de las condiciones teóricas de diseño del equipo, es decir, en las cuales el equipo es incapaz de desempeñar la función de diseño bajo condiciones normales de operación. Estas fallas son propias del equipo y no de las condiciones externas.



Fallas secundarias: Son las que se producen fuera de las condiciones de diseño. Estas pueden ser causadas por fuerzas o efectos ajenos al sistema, por ejemplo; condiciones ambientales adversas. Generalmente son una terminación ya que las producen elementos que no son estudiados. Aquí la falla no se le atribuye al equipo sino a las condiciones externas.

Fallas de mando o control: Son en las cuales el equipo cumple su función, pero en un instante inadecuado o fuera del lugar que se tenía determinado. En este caso la falla no se le atribuye al equipo sino a la señal que recibe o deja de recibir.

A partir de esta información el Árbol de Fallas se puede seguir construyendo de forma descendente indicando todos los eventos necesarios y adecuados para producir cada evento de entrada, los cuales están interconectados a través de puertas "Y" y "O" según corresponda.

Una vez ya estructurado todo el árbol, se anotan las probabilidades de ocurrencia de cada uno de los eventos empezando por la base del árbol y calculando matemáticamente las probabilidades de los eventos subsecuentes tomando en cuenta las puertas de entrada correspondientes, hasta llegar a la probabilidad del evento culminante "EC".

2.4.3 Análisis de Consecuencias.⁽⁴⁾⁽⁵⁾⁽⁶⁾⁽⁷⁾⁽¹¹⁾⁽¹²⁾⁽¹³⁾⁽¹⁷⁾

Los accidentes más frecuentes en la industria química son los incendios y las explosiones, seguidos por las emisiones de sustancias tóxicas. Para la evaluación de consecuencias de este tipo de accidentes, es necesario conocer los datos que definan el escenario que se va a analizar.

Para saber si un escenario de accidente puede ocasionar un incendio o una explosión, hay características, como las que se describen a continuación, que se deben conocer; el fuego es una consecuencia visible de la combustión en determinadas circunstancias y la combustión es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material determinado. Los elementos necesarios y suficientes para que se produzca un incendio se esquematizan en el llamado "triángulo del fuego" (Figura 2-8) si falta alguno de estos elementos el incendio no se produce.

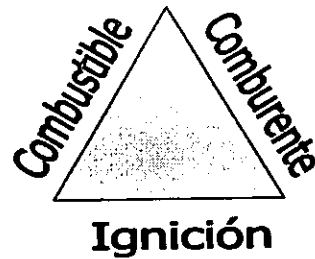


Figura 2-8. Triángulo del fuego.

La inflamabilidad se refiere a la mayor o menor facilidad con que el combustible puede arder en un comburente con una fuente de ignición. Los límites de inflamabilidad nos proporcionan el intervalo de concentraciones de combustible a la cual la mezcla puede entrar en ignición y arder. De manera que, si una mezcla está por debajo del Límite Inferior de Inflamabilidad (L.I.I.) la cantidad de combustible no es suficiente como para propagar la combustión, análogamente si la concentración es mayor al Límite Superior de Inflamabilidad (L.S.I.) no hay cantidad suficiente de comburente para que la reacción se propague lejos de la fuente de ignición. Generalmente estos valores son determinados experimentalmente, pero en caso de que no se puedan determinar, existen ecuaciones empíricas para su estimación, por ejemplo las ecuaciones de Jones:

$$\text{L.I.I.} = 0.55 C_{\text{est}}$$

$$\text{L.S.I.} = 3.50 C_{\text{est}}$$

Donde C_{est} es la concentración estequiométrica del producto inflamable.

Otra relación empírica utilizada en aire es la de Spakowski:

$$\text{L.I.I.} * (-\Delta H_{\text{comb}}) = 4.354 * 10^{-3}$$

Donde $(-\Delta H_{\text{comb}})$ es el calor de combustión estándar expresado en KJ/mol.

Los límites de inflamabilidad pueden modificarse por las condiciones ambientales; un aumento en la temperatura amplía el intervalo de inflamabilidad. La presión, por abajo de 5 KPa afecta poco al L.I.I.; el L.S.I. puede aumentar considerablemente al aumentar la presión ampliando también el intervalo de inflamabilidad. En la siguiente figura se muestran las características de inflamabilidad.

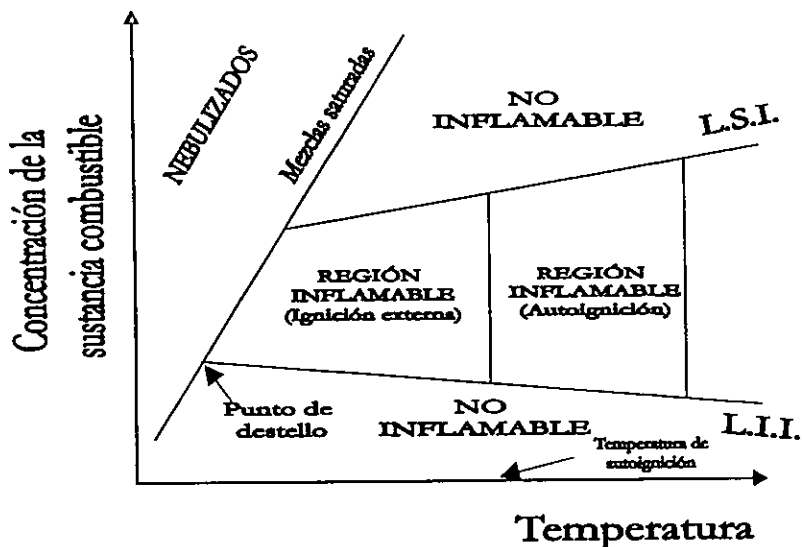


Figura 2-9. Diagrama concentración-temperatura.

En lo que se refiere a la concentración de oxígeno, los valores de L.I.I. son aproximadamente iguales si se toman en oxígeno o en aire ya que este último, se encuentra en exceso, pero el L.S.I. suele aumentar considerablemente al aumentar la concentración de oxígeno. Si en lugar de oxígeno se utilizan otros oxidantes, los límites cambian notablemente.

La inflamación de la mezcla puede impedirse si la cantidad de oxígeno disminuye hasta un nivel suficiente, dicho nivel está dado por un valor de concentración mínimo de oxígeno necesario para la combustión (O_{\min}) por debajo del cual la reacción no genera suficiente energía como para elevar la temperatura de la mezcla hasta un valor que permita la propagación de la llama, el O_{\min} puede estimarse calculándolo como el oxígeno estequiométrico necesario para la combustión cuando la concentración de combustible es igual al L.I.I.

Para una mezcla de productos inflamables, el valor de L.I.I. puede estimarse mediante la ecuación de Le Chatelier:

$$L.I.I._{mezcla} = \frac{1}{\sum (Y_{i,comb} / L.I.I._i)}$$

Donde $Y_{i,comb}$ es la fracción molar de cada uno de los componentes inflamables y $L.I.I._i$ es el límite inferior de inflamabilidad de cada componente expresado en fracción molar.



Son varias las propiedades que intervienen para caracterizar la inflamabilidad de los materiales en distintos grados de importancia. La NFPA clasifica los distintos materiales de acuerdo a sus características de inflamabilidad, dividiéndolos en cinco apartados:

- Grado de inflamabilidad 0. No arden aún estando expuestos a una temperatura de 815°C en aire durante 5 minutos.
- Grado de inflamabilidad 1. Necesitan un precalentamiento considerable para arder. Entran materiales que arden en aire a 815°C en menos de 5 minutos y líquidos, sólidos y semisólidos combustibles con punto de flash mayor a 93.4°C.
- Grado de inflamabilidad 2. En contacto con aire bajo condiciones normales no forman atmósferas peligrosas, pero si pueden hacerlo tras un calentamiento moderado o al ser expuestos a altas temperaturas. Líquidos con punto de flash entre 37.8 y 93.4°C
- Grado de inflamabilidad 3. Líquidos y sólidos (fibrosos o de granulometría relativamente gruesa, así como los que contienen oxígeno en su molécula) que, sometidos a ignición, pueden arder bajo condiciones ambientales o próximas a ellas. Dan origen a atmósferas inflamables en aire, prácticamente en todas las condiciones ambientales habituales.
- Grado de inflamabilidad 4. Materiales que vaporizan rápidamente en condiciones ambientales y proporcionan una combustión rápida. Incluyen gases, materiales criogénicos, líquidos inflamables con punto de flash inferior a 22.8°C y materiales que a causa de su forma física o propiedades pueden dispersarse con facilidad en el aire, formando mezclas explosivas.

De acuerdo a la NOM-105-STPS-1994 de Seguridad-Tecnología del Fuego-Terminología en el caso de los líquidos, se clasifican en:

- Extremadamente inflamables: Temperaturas inferiores a 0°C.
- Altamente inflamables: Temperaturas de 0°C a 21°C.
- Inflamables: Temperaturas de 21°C a 55°C.

Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía mínima de ignición suficiente para iniciar la inflamación de la mezcla. Todos los materiales poseen una energía mínima de ignición la cual es particular y varía con las condiciones ambientales como presión y composición de la mezcla combustible. Ejemplos de fuentes por las cuales se puede obtener esa energía: superficies calientes, equipo eléctrico, ignición espontánea, chispas y calor debidos a fricción, niños con fósforos, ignición intencionada y electricidad estática.



En caso de inflamación de una mezcla combustible, la velocidad a la que se produce la liberación de la energía potencial química en la combustión del material es la principal diferencia entre un incendio y explosión, ya que es mucho menor en el primero que en el segundo, ya sean deflagraciones o detonaciones, además, existe una relación causa-efecto ya que es frecuente que un incendio de origen a una explosión y viceversa.

Una explosión libera energía de manera súbita y violenta. En este estudio se analizarán las explosiones producidas por liberación de energía de presión, los casos pueden ser:

1. Liberación de energía de un gas comprimido, generalmente causado por un fallo mecánico seguido del colapso del recipiente de contención.
2. Depresurización súbita de un gas licuado almacenado bajo presión a una temperatura superior a la de ebullición normal, ocasionando la evaporación rápida del gas produciendo un aumento de presión al aumentar el número de moles en fase gas.
3. Aumento de presión en el interior de un recipiente por calentamiento externo, ya sea por temperatura ambiente elevada o por incendio externo.

Las explosiones pueden ser deflagraciones o detonaciones dependiendo de la velocidad del frente de combustión con respecto a la del sonido en la mezcla no reaccionada. Se produce una deflagración si la velocidad del frente de llama es menor que la de propagación del sonido en la mezcla que aún no ha sido alcanzada por la reacción. En caso contrario se produce una detonación. También es necesario saber que en la deflagración operan mecanismos convencionales de transferencia de calor, mientras que en una detonación el aumento de temperatura se debe a la onda de choque.

Los resultados finales de una explosión pueden ser onda de presión, formación de proyectiles y/o radiación térmica dependiendo de la naturaleza del accidente o de las condiciones en que se produce, ya que éstas pueden acrecentar o mitigar sus efectos.

Los tipos de explosiones que se analizaran en este estudio para la estimación de sus efectos se dividen en los siguientes grupos:

Explosiones no confinadas.

Dentro de este grupo se encuentran las Explosiones de Nubes de Vapor No Confinadas (EVNC), dicha explosión requiere de las siguientes condiciones:



1. Presencia de fase gas
2. Gas de naturaleza inflamable
3. Composición de la mezcla del gas con el aire dentro de los límites de inflamabilidad
4. Ignición

La formación de la fase gas puede ser a partir del colapso de un recipiente conteniendo un líquido volátil inflamable o a partir de la fuga de una gas inflamable. El valor umbral de la nube que puede dar origen a una explosión en lugar de un incendio flash es un caso de discusión, sin embargo, la mayoría de los autores consideran que por debajo de 1 a 15 toneladas de vapor inflamable en la nube las explosiones son improbables, a excepción de especies muy reactivas como por ejemplo el H_2 , acetileno, etc.

Un factor crítico en la determinación del poder destructivo de la explosión es el tiempo que tarda en ocurrir la ignición de la mezcla a partir del momento en que comienza la emisión del combustible, ya que si la ignición es temprana, la nube inflamable es aún muy pequeña y los efectos no serían de gran magnitud. Una vez que el tiempo se va incrementando, se va formando una acumulación de material combustible en la mezcla y los efectos van aumentando. Por último, si la ignición se retrasa lo suficiente, la concentración de los materiales emitidos se ha reducido por debajo del límite inferior de inflamabilidad con lo cual los efectos serían pequeños o inexistentes.

Una Explosión de Nube de Vapor No Confinada (EVNC) tiene como efectos finales la formación de un frente de reacción, precedido por una onda de choque o frente de presión y la formación de proyectiles; los efectos térmicos suelen ser los menos importantes en este tipo de explosiones, el daño producido depende de manera principal de la sobrepresión máxima. Una relación sobre daños a refinerías y construcciones se proporciona en el Apéndice A.

La onda de choque se desplaza a distancias cada vez mayores del punto de ignición, a cierta distancia del punto original la región de presión positiva suele estar seguida de una zona de enrarecimiento, en la que existe una débil presión negativa respecto a la atmosférica, por lo general no excede los 0.25 bares en valor absoluto, pero a pesar de esto los efectos pueden ser muy importantes.

El modelo del equivalente en TNT es utilizado en la predicción de sobrepresiones a una distancia determinada del centro de explosión. Este modelo puede aplicarse a la estimación de efectos de una EVNC y se basa en la ley de escalado (establecida



empíricamente), que establece que los efectos de dos explosiones son los mismos sobre puntos que se encuentran a la misma distancia reducida expresada como:

$$z = \frac{R}{(W_{TNT})^{1/3}}$$

Donde z es la distancia reducida ($\text{mKg}^{-1/3}$), R la distancia real (m) y W_{TNT} es la masa de TNT utilizada en la explosión o en su caso el equivalente en TNT de la energía liberada.

La sobrepresión se representa en función de la distancia reducida en la figura del Apéndice B.

Para calcular W_{TNT} se utiliza la siguiente ecuación:

$$W_{TNT} = \frac{\eta M E_c}{E_{TNT}}$$

Donde η representa el rendimiento de la explosión, es decir, el cociente entre la energía en la onda de choque y la energía teóricamente disponible en la explosión, el cual, tomando como base de cálculo la cantidad total de vapor inflamable en la nube, está entre 1 y 10% para la gran mayoría de las explosiones, M la masa total de material inflamable en la nube (Kg.), E_c el calor de combustión inferior del material (KJ/Kg.) y E_{TNT} el calor de combustión de TNT (aprox. 4,680 KJ/Kg.).

Es necesario, antes de utilizar el modelo del equivalente en TNT, tomar en cuenta que las explosiones de nubes de vapor inflamable presentan algunas características diferentes con respecto a las del alto explosivo. Las principales son:

1. Una nube de vapor inflamable se extiende sobre un volumen grande, comparado con el que ocuparía el explosivo equivalente
2. La EVNC proporciona valores de sobrepresión inferiores a los del modelo TNT cerca del epicentro de la misma
3. Inicialmente la forma de la onda de choque es distinta en una EVNC y en la de un alto explosivo
4. En una EVNC la duración temporal de la onda de choque es mayor

Modelo de difusión de una nube de gas.

Este modelo ha sido diseñado para obtener una estimación del Área de Riesgo o de Seguridad generada por una fuga continua de un gas o vapor basándose en la ecuación de



Difusión Gaussiana. Las ecuaciones gaussianas se emplean bajo la suposición de que las concentraciones máximas se registran a nivel del piso ($z=0$), y que el gasto de emisión es constante durante el tiempo de modelación, así como las características meteorológicas.

El gasto Q (g/s) estará determinado por las características de almacenamiento o línea donde se produzca, para fines prácticos de prevención, se recomienda modelar considerando un gasto máximo probable de gas fugado.

La ecuación utilizada es:

$$C(x,0,0;He) = \frac{Q}{\pi \cdot S_y \cdot S_z \cdot U} \exp\left(-\frac{1}{2} \left(\frac{He}{S_y}\right)^2\right)$$

Donde $C(x,0,0;He)$ es la concentración del gas (g/m^3) (x metros viento debajo de la fuga), S_y es el coeficiente de dispersión en la dirección y (m), S_z es el coeficiente de dispersión en la dirección z (m), He es la altura de emisión (m) y U es la velocidad media del viento (m/s).

El Área de Seguridad estará determinada por las condiciones de estabilidad atmosférica y por la dirección del viento, dado esto, se ha definido un ángulo de variación o fluctuación (θ) de la pluma de gas o vapor en función del tipo de estabilidad (Tabla 2-7). Por consiguiente, el Área de Seguridad estará entonces definida por un sector con un ángulo θ y una distancia X_{max} .

Categoría de estabilidad	θ
A – B	80°
B – C	55°
C – D	30°
E – F	15°

Tabla 2-7. Ángulo de variación en función de la estabilidad atmosférica.

Este modelo emplea la clasificación de estabilidad atmosférica de Pasquell la cual se indica en la Tabla 2-8.



CLASE	ESTABILIDAD
A	Muy inestable
B	Inestable
C	Ligeramente inestable
D	Neutra
E	Estable
F	Muy estable

Tabla 2-8. Clasificación de la estabilidad atmosférica de Pasquell.

Dicha clase se determina considerando varias combinaciones entre la velocidad del viento, la radiación solar (durante el día) y la nubosidad (durante la noche).

Velocidad del viento a 10 m. (m/s)	Día			Noche	
	Radiación solar incidente*			Nubosidad entre 4/8 y 7/8	Nubosidad < 3/8
	Fuerte	Moderada	Ligera		
< 2	A	A - B	B	F	F
2 - 3	A - B	B	C	E	F
3 - 5	B	B - C	C	D	E
5 - 6	C	C - D	D	D	D
> 6	C	D	D	D	D

* Nota:

Radiación solar fuerte: $>600\text{W/m}^2$ Radiación solar moderada: entre 300 y 600 W/m^2 Radiación solar ligera: $<300\text{ W/m}^2$

Tabla 2-9. Determinación de la Clase atmosférica de acuerdo a su estabilidad.



Para el cálculo de los coeficientes de dispersión S_y y S_z se requiere también, considerar el tipo de estabilidad atmosférica prevaleciente, utilizando la siguiente ecuación:

$$S_y \text{ o } S_z = ax^b + c$$

Los coeficientes correspondientes se indican en la Tabla 2-10 y x es la distancia a la cual se desea estimar la concentración de la nube.

Clase		$x < 1 \text{ km.}$			$x > 1 \text{ km.}$		
		a	b	c	a	b	c
A	S_y	0.215	0.858	0	Mismos coeficientes que para $x < 1 \text{ km.}$		
	S_z	0.467	1.890	0.01			
B	S_y	0.155	0.889	0			
	S_z	0.103	1.110	0			
C	S_y	0.105	0.903	0			
	S_z	0.066	0.915	0			
D	S_y	0.068	0.908	0			
	S_z	0.0315	0.822	0			
E	S_y	0.050	0.914	0	0.050	0.914	0
	S_z	0.023	0.745	0	0.148	0.150	-0.126
F	S_y	0.034	0.908	0	0.034	0.908	0
	S_z	0.014	0.727	0	0.031	0.306	-0.017

Tabla 2-10. Coeficientes para el cálculo de S_y y S_z en función de la estabilidad atmosférica.

Ruptura de recipientes y formación de proyectiles.

La formación de proyectiles es el mayor peligro de la explosión de un recipiente, además del peligro intrínseco que el impacto de un fragmento a gran velocidad representa para las personas y las instalaciones, los cuales pueden dar origen a accidentes en cadena, el denominado "efecto dominó". Por esto es importante considerar la causa de la ruptura de un recipiente ya que dependiendo de ésta el fallo ocurrirá aproximadamente a la presión de operación, por ejemplo cuando la causa es por reducción de espesor de pared por corrosión, erosión o ataque químico, o a presiones elevadas cuando la causa es por falla del equipo de regulación y alivio de presión. En cualquier caso se produce la liberación de energía almacenada, lo que da lugar a la formación de la onda de choque correspondiente y acelera los fragmentos del recipiente resultantes de la ruptura.



La energía máxima que puede liberarse en la ruptura de un recipiente sometido a una presión mayor que la que puede soportar sería aquella dada por la expansión del gas contenido en el mismo.

$$E = \frac{P_1 V_1}{k-1} \left(1 - \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} \right)$$

La parte de la energía máxima que no es utilizada en la onda de choque se invierte en suministrar energía cinética y potencial a los fragmentos resultantes de la explosión.

El cálculo de sobrepresión a una distancia dada puede calcularse, como en EVNC; con el método del equivalente en TNT siempre y cuando se conozca la influencia que el recipiente ejerce sobre la propagación de la onda de presión. El método propuesto supone que la expansión de gas inicialmente contenido en el recipiente ocurre isotérmicamente, de manera que la energía de la explosión puede expresarse como:

$$W_{TNT} = 2.19 \times 10^{-5} P_1 V_1 \ln \left(\frac{P_1}{P_2} \right)$$

Donde W_{TNT} son los gramos equivalentes de TNT, P_1 es la presión dentro del tanque antes de la explosión (atm), P_2 la presión externa antes de la explosión (atm) y V_1 es la capacidad del tanque (l).

Debido a que el gas no se expande libremente, ya que se encuentra contenido en un recipiente que colapsa, es necesario tener en cuenta la influencia del recipiente para lo cual se calcula una distancia virtual al centro de la explosión, lo que requiere una estimación previa de la presión sobre la superficie del recipiente (P_s) obteniéndose de la siguiente ecuación:

$$P_B = P_s \left(1 - \frac{3.5(\gamma - 1)(P_s - 1)}{\left(\left(\frac{\gamma T}{M} \right) (1 + 5.9 P_s) \right)^{0.5}} \right)^{-2\gamma/\gamma-1}$$

Donde P_B y P_s son, respectivamente, la presión a la que se produce el estallido del recipiente y la presión estimada en la superficie del mismo (bares abs.), γ es el cociente de capacidades caloríficas, T es la temperatura absoluta (K), y M el peso molecular del gas. La ecuación anterior se resuelve iterativamente.



Una vez conocida P_s puede utilizarse la gráfica del Apéndice B y la ecuación utilizada en EVNC para encontrar la distancia real (R), tomando el valor anterior de W_{TNT} . La distancia virtual se calcula sustrayendo el radio real del recipiente de la distancia R calculada, y el valor obtenido se utiliza para corregir las distancias en las estimaciones de efectos de presión.

El efecto de la pared del recipiente es reducir la sobrepresión en un punto dado con respecto a la que se obtendría de la explosión de la misma masa equivalente de explosivo sin confinar. Por tanto, la existencia de la pared del recipiente implica obtener los mismos efectos en distancias menores que las de una explosión libre.

BLEVES y Esferas de Fuego (Fire balls).

El término BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) se refiere a la explosión en la que participa un líquido en ebullición que se incorpora rápidamente al vapor en expansión. Esto se produce cuando un líquido está almacenado a una temperatura superior a su punto de ebullición normal y la ruptura del recipiente, por calentamiento, ocasiona la evaporación súbita del líquido, acompañada de la formación de proyectiles del propio recipiente, los cuales a menudo son de gran tamaño. En el caso frecuente de que el gas licuado sea inflamable, casi siempre el proceso se ve acompañado por una masa de gases a alta temperatura que se conoce como esfera de fuego, con importantes efectos de radiación térmica, además son de gran poder destructivo por el elevado aumento de presión.

La causa más frecuente de este tipo de explosiones es el incendio externo; a medida que se recibe calor, por calentamiento directo o radiación térmica, comienza un aumento en la presión debido a que el líquido pasa a fase vapor rápidamente, al mismo tiempo se calienta la pared del recipiente y en la zona por encima del nivel del líquido la transferencia de calor hacia el interior es más lenta, lo que hace que la temperatura de la pared en esa zona aumente considerablemente produciendo como consecuencia la disminución de la resistencia mecánica y la ruptura del recipiente a una presión mucho menor que la presión de ruptura del mismo. Este proceso da origen eventualmente al colapso del recipiente, la depresurización del gas y a la BLEVE. Es necesario considerar que la existencia de una válvula de alivio de presión no es suficiente para impedir que un BLEVE tenga lugar.

También la resistencia mecánica puede sobrepasarse debido a una sobrepresurización accidental, fallas del material, reacciones fuera de control, etc., produciéndose la ignición



durante la ruptura del recipiente o retrasarse hasta que la nube en expansión encuentre una fuente apropiada, pero aún así los efectos de presión son similares al caso anterior.

Como conclusión tenemos que los efectos de una explosión BLEVE son de tres tipos: onda de choque, proyectiles y radiación térmica, ésta última causada por la esfera de fuego.

Dadas las características de la generación de las explosiones BLEVE, las sobrepresiones son difíciles de predecir, ya que la evolución concreta de la vaporización y presurización previas al colapso del recipiente, y la duración del proceso de ruptura-despresurización tienen una influencia importante en la evolución posterior. Además de que los efectos también varían dependiendo de la cantidad de líquido que se vaporiza lo suficientemente rápido como para formar parte en la explosión inicial. En todo caso, el peligro principal en cuanto a la onda de choque proviene del conocido "efecto dominó".

La formación de proyectiles y la radiación térmica son efectos de mayor peligrosidad que la onda de presión. Los proyectiles formados en un BLEVE pueden ser de tamaño considerable y alcanzar grandes distancias propiciado, en muchos casos, la extensión del accidente a otras instalaciones.

Por otra parte, los efectos térmicos de las explosiones BLEVE se relacionan con la formación de una bola o esfera de fuego. Dicha esfera de fuego constituye el mayor peligro de las BLEVE's y se produce a causa del incendio de una masa de vapor inflamable, cuya velocidad de combustión se eleva en el aire, lo que da origen a una esfera radiante. La radiación está en el orden de magnitud de 200 a 350 kW/m².

Las características de una BLEVE pueden ser determinadas mediante ecuaciones empíricas relacionadas con la cantidad de sustancia involucrada.

$$\text{Diámetro máximo en la esfera de fuego (m): } D_{max} = 6.48M^{0.325}$$

$$\text{Altura del centro de la esfera de fuego (m): } H_{BLEVE} = 0.75D_{max}$$

$$\text{Duración de la esfera de fuego (s): } t_{BLEVE} = 0.825M^{0.26}$$

Donde M es la masa inicial del líquido inflamable en Kg.

Para calcular la energía total radiada Q_R desde la esfera de fuego se utiliza:

$$Q_R = 0.27 M(-\Delta H_{comb})P_0^{0.32}$$

Donde P_0 es la presión inicial a la que está almacenado el líquido (MPa).

El flujo de radiación por unidad de superficie (KW/m²) tomando en cuenta la duración del BLEVE se obtiene de la siguiente ecuación:



$$I = \frac{F_R (-\Delta H_{comb}) M}{\pi (D_{MAX})^2 t_{BLEVE}}$$

El valor sugerido para la fracción de radiación F_R está entre 0.25 y 0.40. Finalmente para calcular la intensidad de radiación sobre la superficie receptora necesitamos estimar primero el factor de visión y la transmisividad atmosférica con las siguientes ecuaciones:

$$F_{vg} = \frac{D_{MAX}^2}{4X^2}$$

$$\tau = 2.02(P_w X)^{-0.09}$$

Donde P_w es la presión parcial de vapor de agua (Pa) y X es la distancia en metros desde el foco de radiación a la superficie receptora.

El flujo de radiación sobre la superficie receptora puede expresarse como:

$$I_R = I \cdot \tau \cdot F_{vg}$$

Una vez conocida la radiación recibida en función de la distancia puede establecerse un mapa radiación térmica-distancia que proporcione los flujos recibidos en un punto determinado y hacer una comparación considerando la vulnerabilidad de las personas a determinados flujos de radiación térmica.

Como elemento de comparación, la intensidad de radiación que recibimos del sol es aproximadamente 1 KW/m^2 , niveles de radiación equivalentes a 1.6 KW/m^2 pueden tolerarse sin sensaciones de incomodidad durante periodos de tiempo relativamente prolongados. En la Tabla 2-11 se muestran algunos valores de umbral de dolor, el tiempo de exposición y su consecuencia.

Umbral de dolor (KW/m^2)	Tiempo (s)	Consecuencia
9.5	8	Quemaduras de 1er grado
9.5	20	Quemaduras de 2º grado
131	1.43	Quemaduras de 2º grado
146	1.43	Umbral de mortalidad
128	10.1	100% mortalidad

Tabla 2-11. Vulnerabilidad de las personas a la radiación térmica.

CAPÍTULO 3

TRABAJO DE CAMPO



CAPÍTULO 3

TRABAJO DE CAMPO

3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L. P.

En el Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo, se almacena la mezcla propano - butano, propileno, propano y butano-butileno. Estos productos se envían a ventas a través de autotanques y el ducto que transporta Gas L. P., a la vez, son carga para las Plantas Desasfaltadoras de Residuos, Plantas Desparafinadoras de Aceites Lubricantes Básicos, Planta de Alcohol Isopropílico, Planta de Alquilación, Planta Catalítica y tanques de preparación de gasolinas.

En la planta se cuenta con el siguiente equipo:

- Tres tanques esféricos TE-265, 266 y 267:
Producto que almacenan: la mezcla propano - butano
Capacidad: 5000 Bls.
Diámetro: 10.3 m
Presión de diseño: 8.4 Kg/cm²
Presión de trabajo: 6.5 Kg/cm²
- Trece tanques horizontales TH-251 a 263:
Producto que almacenan: TH-259 a 263 - Propileno
TH-256 a 258 - Propano
TH-255 - Butano - butileno
Capacidad: 760 Bls.
Diámetro: 2.65 m
Presión de diseño: 17.5 Kg/cm²
Presión de trabajo: 9-10 Kg/cm²

Nota: Los TH's 251, 252 y 253 se encuentran fuera de operación y el TH-254 fue dado de baja y desmantelado.



- Cuatro pares de bombas
 - Bombas de tipo vertical:
GA-108 A y B
BA-103 A y B
GA-707 y 708
 - Bombas de tipo horizontal:
P-104 A y B
- Dos islas de carga a autotanques, norte y sur:
Cada una tiene 4 llenaderas ya sea para recibir o vender productos.
 - Isla norte: se carga propileno utilizando las 2 llenaderas del lado poniente y se recibe propano en las dos restantes.
 - Isla sur: se recibe isobutano por las llenaderas del lado poniente y por las del lado oriente se carga la mezcla propano - butano.
- Tanque de desfogue:
Capacidad: 245 Bls.
Diámetro: 2.419 m
Presión de diseño: 3.52 Kg/cm²
Presión de trabajo: 0.70 Kg/cm²

Las corrientes que se almacenan en los tanques esféricos TE-265, 266 y 267 provienen de distintas plantas. La preparación se realiza por porcentajes de dichas corrientes, se analizan en el laboratorio y una vez que se aceptan, son enviadas a ventas.

El propileno llega a la planta, directamente de la Planta Catalítica a los tanques TH's 259 a 263, y se envía a las llenaderas de autotanques por diferencial de presión.

El propano se descarga de autotanques foráneos y se manda a las Plantas Desparafinadoras de Aceites Lubricantes Básicos y Plantas Desasfaltadoras de Residuos por medio de las bombas GA-108 A y B. El propano almacenado en los tanques TH's 256 a 258 proviene de la Planta Catalítica y se trata de igual manera.

El butano-butileno proveniente de la Planta de Alquilación y el refinado (producto excedente de MTBE) es recibido en el TE-266, de éste se envía por diferencial de presión a TH-255 y es carga para la planta de alquilación por medio de las bombas P-104 A y B.

Además de los productos anteriores, en las llenaderas se recibe isobutano, el cual es enviado a la esfera TE-1 de la otra Planta del Área de Almacenamiento de Gas Licuado de



Petróleo, por medio de las bombas BA-103 A y B, a través del cabezal de 6" que une a las dos plantas de gas.

A continuación se presentan la Tabla 3-1 y el Diagrama A, en el cual se resumen las operaciones que se realizan en la planta.

Producto	Proviene de:	Almacenamiento	Destino	Bombas
Mezcla propano - butano	Plantas de Alquilación, Catalítica y MTBE	TE-265,266 y 267	Ventas	GA-707 y 708
Propileno	Planta Catalítica	TH-259 a 263	Ventas	(diferencial de presión)
Propano	Autotanques/ Planta Catalítica	TH-256 a 258	Plantas Desparafinadoras y Desasfaltadoras	GA-108 A y B
Butano-butileno	Plantas de Alquilación y MTBE	TH-255	Alquilación	P-104 A y B
Isobutano	Autotanques	Área de Almacenamiento de Gas L. P. 2, TE-1	Alquilación	BA-103 A y B (trasiegos) y BA-201 (carga)

Tabla 3-1. Descripción general de las operaciones de la Planta de Almacenamiento de Gas L. P.

Como medida de protección, la planta cuenta con un sistema oleodinámico el cual tiene la capacidad de cerrar las válvulas vickers ubicadas en cada tanque de almacenamiento en caso de emergencia, el funcionamiento del sistema es el siguiente: El fluido hidráulico (aceite) es aplicado a presión por el sistema de potencia, el cual cuenta con dos bombas y un tanque de almacenamiento de aceite, éste llega a través de la red hidráulica a las válvulas vickers manteniéndolas abiertas, una interrupción en el sistema, ya sea por la acción de los fusibles ubicados debajo de cada tanque y conectados a la red hidráulica, por falla de las bombas o por una fuga de aceite, da como consecuencia el cierre de las válvulas vickers aislando todos los tanques de almacenamiento.

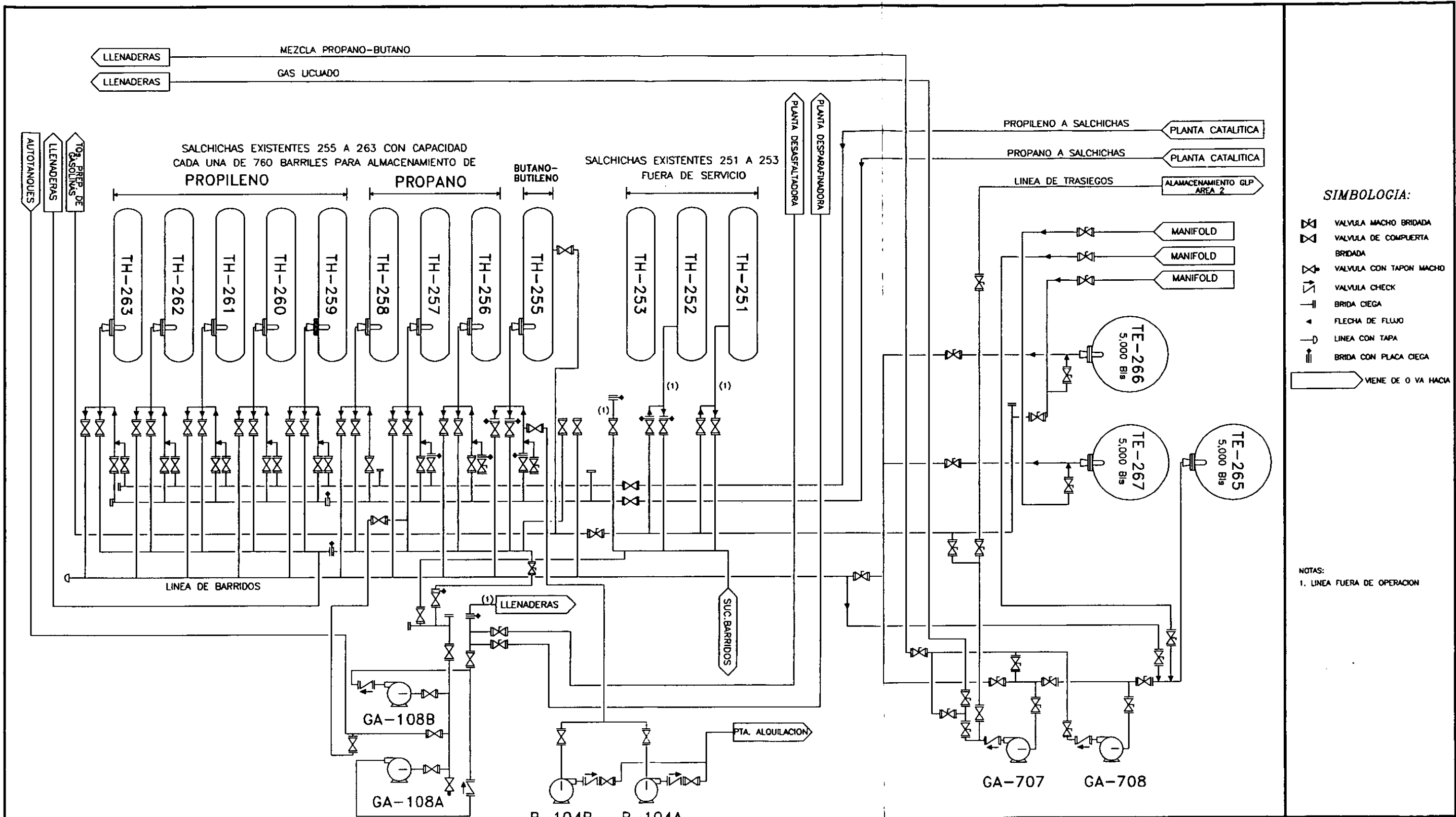


También cuenta con el sistema contra incendio que está dividido en tres zonas las cuales son: Llenaderas, tanques horizontales y tanques esféricos. El sistema contra incendio puede ser activado automática ó manualmente.

En la zona de las llenaderas se cuenta con tres monitores con hidrantes, dos hidrantes y en cada una se cuenta con un sistema de dieciocho aspersores.

En la zona de los tanques horizontales existen 4 monitores con hidrantes, 22 aspersores por cada tanque, doce aspersores en el tanque de desfogue y un aspersor por cada bomba.

En los tanques esféricos se tiene un hidrante, cada uno tiene un sistema de aspersores conformado por tres anillos; en el inferior se tienen 20 aspersores, en el intermedio 28 y en el superior 18, además de que cada tanque esférico cuenta con un gorro japonés ubicado en la parte superior. También cada tanque cuenta con una línea de 4" que se conecta a la línea de recibir y entregar para que, en caso de falla de la válvula vickers, se pueda bombear agua para desplazar al gas y evitar su salida.



SIMBOLOGIA:

- VALVULA MACHO BRIDADA
 - VALVULA DE COMPUERTA BRIDADA
 - VALVULA CON TAPON MACHO
 - VALVULA CHECK
 - BRIDA CIEGA
 - FLECHA DE FLUJO
 - LINEA CON TAPA
 - BRIDA CON PLACA CIEGA
- VIENE DE O VA HACIA

NOTAS:
1. LINEA FUERA DE OPERACION

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
PLANTA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.



3.2 DESARROLLO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".⁽¹⁶⁾

En la planta de Almacenamiento de Gas L. P. se realizó un Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" con el fin de localizar posibles desviaciones de la intención de diseño de dicha planta.

La información preliminar requerida para su realización es la siguiente:

- Diagramas de Tuberías e Instrumentación
- Diagramas de Flujo de Proceso
- Planos de los sistemas de contra-incendio y de conexión a tierra
- Procedimientos de operación, de mantenimiento y de emergencia
- Condiciones de operación y de proceso
- Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones
- Estrategias de control, sistemas de alarma y detección

Para la realización del análisis es necesario, primero, tener conocimiento de las actividades que se llevan a cabo en la planta, por lo que, previamente, se revisaron los manuales de operación y mantenimiento, la información de control automático existente, los programas de capacitación y adiestramiento, los planes de emergencia, los registros históricos de incidentes/accidentes y los registros de calibración y prueba de líneas y válvulas. Esta información debe cumplir con los procedimientos normativos internos y la normatividad nacional.

Una vez que se tiene la información suficiente, se seleccionan los circuitos en orden jerárquico, dividiéndolos en nodos, para la posterior aplicación de la técnica "HazOp". Antes de las sesiones, se revisan o se actualizan los DTI's y DFP's, con el fin de tener un reflejo de lo existente en campo, por lo que se convierte en información clave.

Una vez seleccionado el nodo, se hace una descripción de la intención de diseño con el equipo "HazOp" y se seleccionan los parámetros importantes de operación y de proceso. Durante el Análisis "HazOp" se identifican desviaciones de la intención de diseño, sus causas y consecuencias, las protecciones existentes y se determina el nivel del riesgo encontrado. Por último, se hacen recomendaciones para eliminar o reducir estos riesgos y se establecen las acciones requeridas para implantarlas.

También, por medio del Análisis "HazOp" se identifican los escenarios de accidente, aquellos que tienen una alta probabilidad y que pueden ocasionar cuantiosos daños, para



hacer un Análisis de Árbol de Fallas y un Análisis de Consecuencias con el propósito de cuantificarlos, tomar decisiones de aceptación, elaborar planes de emergencia y de evacuación y establecer medidas de protección para mitigar sus consecuencias.

El Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" se realizó en un total de cinco circuitos, que son:

CIRCUITO 1. Carga de propileno a autotanques.

CIRCUITO 2. Traslado de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.

CIRCUITO 3. Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogues.

CIRCUITO 4. Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.

CIRCUITO 5. Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265 (de Planta Catalítica a TE-265 y de TE 265 a autotanques)

Cada circuito tiene su respectivo Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI) los cuales fueron utilizados durante las reuniones de Análisis de Riesgos y Operabilidad.


 Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.						
MATRIZ GENERALIZADA DE DESVIACIONES PARA EL ÁREA DE ESTUDIO						
PALABRA GUÍA						
PARÁMETRO	No	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Flujo	No flujo	Más flujo	Menos flujo		Contaminación por Fuga	
Presión		Alta presión	Baja presión			
Estructura			Menos estructura			
Nivel		Alto nivel	Bajo nivel			
Seguridad			Menos Seguridad			
Instrumentación			Menos instrumentación			
Mantenimiento			Menos mantenimiento			

Tabla 3-2. Matriz generalizada de desviaciones para el Área de Almacenamiento de Gas Licuado del Petróleo.



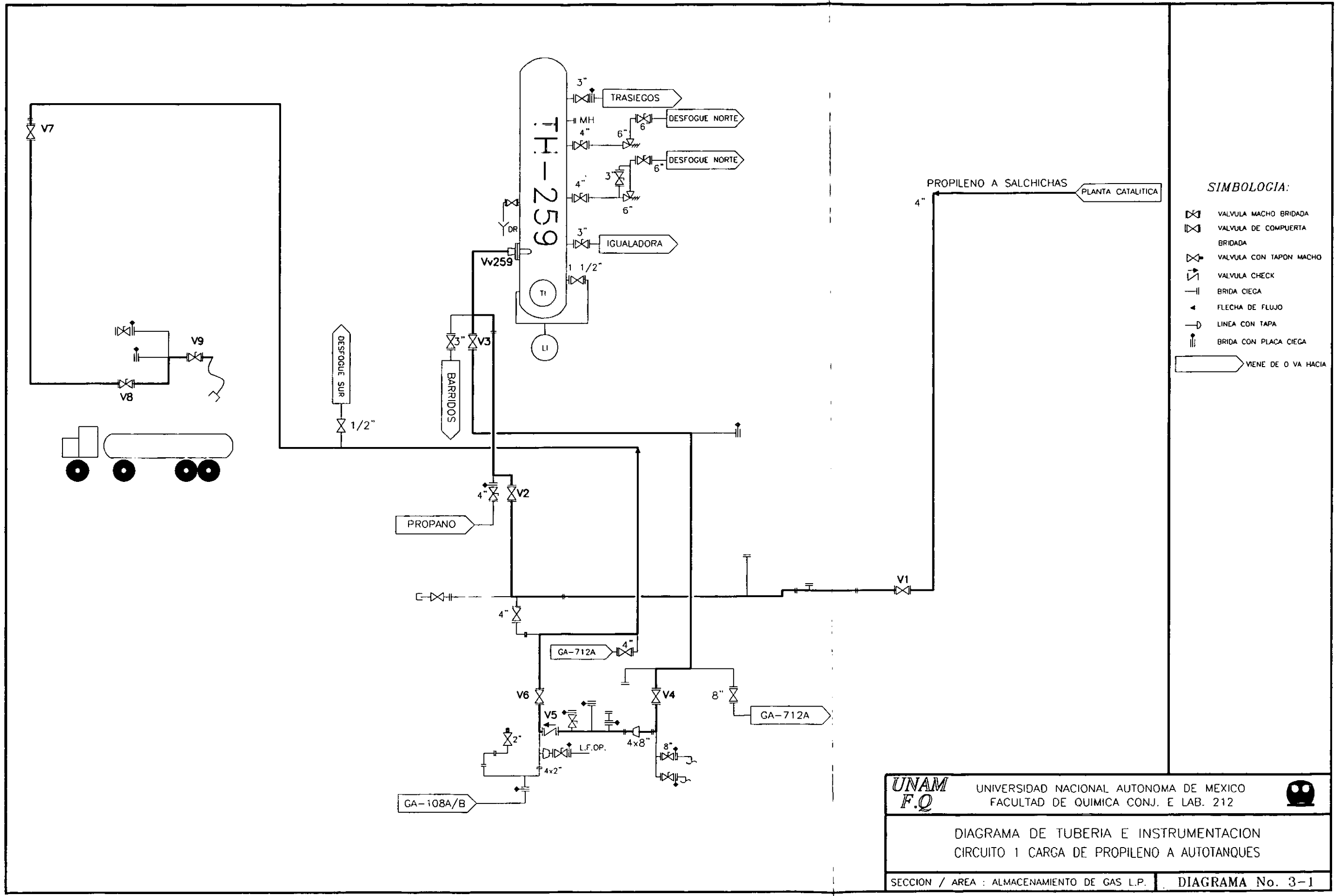
CIRCUITO 1

CARGA DE PROPILENO A AUTOTANQUES.

Uno de los productos que se almacenan en esta planta es propileno. Este producto entra a la planta directamente de la Planta Catalítica y se almacena en los tanques horizontales TH-259 a TH-263.

De esta planta se manda, por diferencial de presión, a ventas por medio de las dos llenaderas del lado poniente de la isla norte de carga a autotanques.

Dicho circuito se dividió en dos nodos para su estudio; de la Planta Catalítica a TH-259 (Nodo 1) y de TH-259 a autotanques (Nodo 2).



SIMBOLOGIA:

- VALVULA MACHO BRIDADA
- VALVULA DE COMPUERTA BRIDADA
- VALVULA CON TAPON MACHO
- VALVULA CHECK
- BRIDA CIEGA
- FLECHA DE FLUJO
- LINEA CON TAPA
- BRIDA CON PLACA CIEGA
- VIENE DE O VA HACIA

UNAM F.Q.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212	
DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION CIRCUITO 1 CARGA DE PROPILENO A AUTOTANQUES		
SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.		DIAGRAMA No. 3-1



Area/proceso:

Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.

Nodo: Carga de propileno a autotanques.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-1.


Producto: Propileno.


Desviación: Menos seguridad.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Menos seguridad debido a la falta/falla de los procedimientos, programas o normas.	1. Posibles accidentes y/o daños al medio ambiente.	1 (5)	1 (1)	1 (5)	1. Se tienen procedimientos, programas y normas.	<ol style="list-style-type: none"> Sacar copia de las hojas de datos de seguridad de los productos (MSDS's). Actualizar los rótulos de identificación de líneas, alarmas sonoras, detectores y bombas. Minimizar fugas por los sellos de bombas. Revisar y reponer los cables Completar guías y soportes en tuberías. Utilizar en forma adecuada la herramienta sin golpear la tubería, para no generar chispas. 	B



		Área / proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Carga de propano a autotanques.		Producto: Propileno.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-1.							
Desviación: Alto nivel en TH.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. No se hace el cambio de TH a tiempo (ya se analizó en alta presión en el TH).	1. Pueden relevar las PSV's al desfogue o al acumulador de desfogues.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Procedimiento de llenado de tanques horizontales. 2. Patrullaje de operación. 3. Se tienen dos PSV's por cada TH y un programa de calibración de las mismas.	1. Instalar alarma por alto nivel en cada uno de los TH's. 2. Modernizar el sistema de medición de nivel de los TH's. 3. Seguir cumpliendo con los programas de calibración y mantenimiento de válvulas de relevo, PSV's.	C

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.		Nodo: Carga de propileno a autotanques.		Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-1.		Producto: Propileno.	
Desviación: No hay flujo.									
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase		
1. La válvula V1 cerrada (Ver Diagrama 3-1).	1. Planta Catalítica sin salida. No hay consecuencias hacia la Planta.	3 (3)	1 (1)	3 (3)	1. Se tiene salida hacia la Planta de Alcohol Isopropílico y al Área de Almacenamiento. 2. Se cuenta con una tolerancia de tiempo para restablecer la salida de la planta.	1. Ninguna, el riesgo está bajo control.	C		
2. La válvula V3 cerrada (Ver Diagrama 3-1).	1. No hay salida de producto de la salchicha TH-259 a autotanques.	2 (1)	1 (1)	2 (1)	1. Se tienen 4 tanques TH's más, para entregar a ventas.	1. Ninguna, el riesgo está bajo control.	C		
3. La válvula vicker Vv259 del TH está cerrada por daño del fusible o por baja presión en el circuito de aceite y/o falla de energía eléctrica.	1. El TH no tiene entrada ni salida.	4 (3)	1 (1)	4 (3)	1. Se tienen dos bombas en el sistema oleodinámico. 2. Programa de mantenimiento preventivo en TH's y sistema oleodinámico. 3. Rutina de patrullaje, cada dos horas.	1. Reponer los fusibles dañados. 2. Adquisición de válvulas vickers para sustituir las existentes (Por envejecimiento del resorte).	C		

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
		Nodo: Carga de propileno a autotanques.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-1.		Producto: Propileno.					
Desviación: Fuga.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Fuga por defecto en accesorios (Válvula, empaques, corrosión en tuberías) de la línea.	1. Afectación al medio ambiente. 2. Formación de una nube de gas explosiva.	2 (2)	3 (2)	6 (4)	1. Programa de calibración de espesores y cálculo de vida útil de las líneas. 2. Rutina de patrullaje cada dos horas.	1. Seguir cumpliendo con el programa de calibración y mantenimiento (Recubrimiento anticorrosivo) en la línea.	B



Area/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.							
Nodo: Carga de propileno a autotanques.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-1.							
Producto: Propileno.							
Desviación: Más presión.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Sobrellenado del tanque salchicha, con temperatura ambiente alta (la presión sube de 9 a 15 Kg/cm ²).	1. Pueden relevar las PSV's al desfogue o al acumulador de desfogues.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Se tienen 5 TH's en paralelo, para hacer el cambio de tanque receptor. 2. Procedimiento de llenado de tanques horizontales. 3. Patrullaje de operación. 4. Se tienen dos PSV's por cada TH y un programa de calibración de las mismas.	1. Instalar alarma por alto nivel en cada uno de los TH's. 2. Modernizar el sistema de medición de nivel de los TH's. 3. Seguir cumpliendo con los programas de calibración y mantenimiento de válvulas de relevo, PSV's.	A

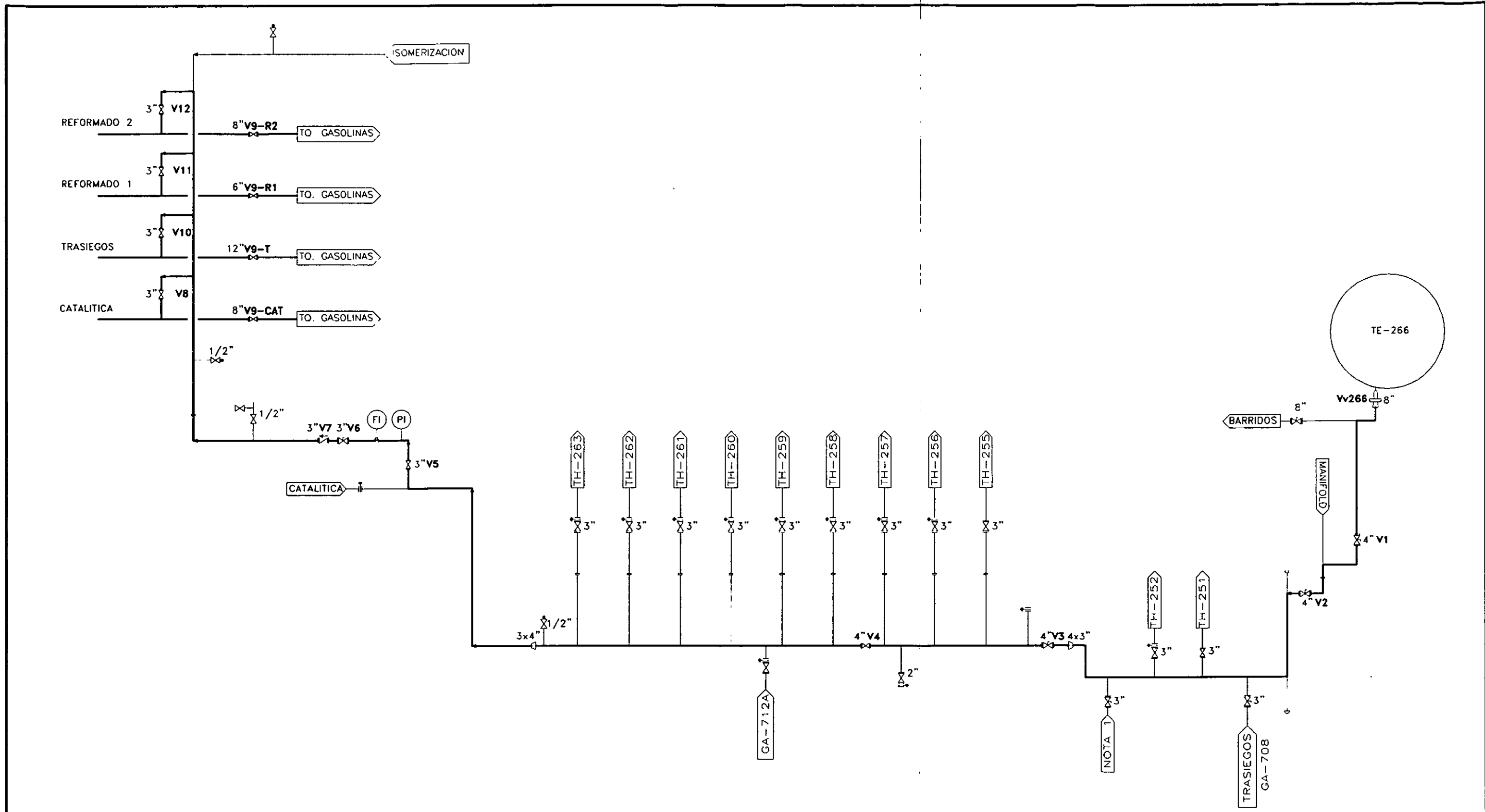


CIRCUITO 2

TRASIEGO DE GAS L. P. DEL TANQUE ESFÉRICO TE-266 A TANQUE DE PREPARACIÓN DE GASOLINAS.

En este circuito se realiza el trasiego de Gas Licuado de Petróleo del Área de Almacenamiento a los tanques donde se lleva a cabo la preparación de Gasolinas.


El circuito abarca desde la salida del tanque esférico TE-266 hasta llegar a un múltiple donde se une el producto con el de las siguientes líneas; Catalítica, Trasiegos, Reformado 1, Reformado 2 e Isomerización, y de este punto mandarlo directamente a los tanques de preparación.




NOTA 1:
 ESTA LINEA SE UNE CON: IGUALADORA
 DESFOGUE
 BARRIDOS
 PROPANO

UNAM F.Q.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212	
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION CIRCUITO 2 TRASIEGO DE GAS L.P. DEL TANQUE ESFERICO TE-266 A TANQUE DE PREPARACION DE GASOLINAS	
SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.		DIAGRAMA No. 3-2



		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Trasiego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.		Producto: Gas L. P.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.							
Desviación: Menos instrumentación.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falta de manómetros y papel registrador de flujo.	1. Información deficiente en la inyección de Gas L. P. a tanques de preparación de gasolina.	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. Se cuenta con un manómetro y una placa de orificio. 2. Verificación con nivel de tanque. 3. Se dan instrucciones por escrito acerca del tiempo de envío de Gas L. P., al operador, a través del Jefe de patio.	1. Estudiar la posible instalación de un dispositivo que controle el flujo e integre el mismo para control de la dosificación a un tanque de gasolina. 2. Colocar manómetros faltantes. 3. Hacer un estudio para reemplazar placa de orificio por un medidor másico con válvula de control automático.	B

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Trasego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.		Producto: Gas L. P.					
Desviación: Menos estructura.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Pérdida de espesor por corrosión externa en la línea de 3" de llegada al peine de Gas L. P. a tanques de preparación de gasolinas.	1. Ruptura de línea, fugas, formación de nube explosiva e incendio o explosión.	3 (3)	3 (3)	7 (7)	1. Programa de calibración y mantenimiento. 2. Monitor contra incendio.	1. Actualizar la calibración de la línea (se hizo el 15/XI/99). 2. Revisión del protocolo, actualizarlo y cumplir con la normatividad vigente. 3. Difusión de los procedimientos operacionales y de plan de emergencia al personal operativo de trasiegos de la Planta y Trasegos 1. 4. Incluir en el programa de simulacros contra incendio esta instalación. 5. Rotulación de las líneas.	B




Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.	
Nodo: Trasiego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.	
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.	Producto: Gas L. P.

Desviación: Menos estructura.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Ruptura de línea, fugas, formación de nube explosiva e incendio o explosión.	3 (3)	3 (3)	7 (7)	1. Programa de calibración y mantenimiento. 2. Tomas contra-incendio a lo largo de la trayectoria de la línea. 3. Motobombas y personal contra-incendio.	1. Verificar que el circuito cumple con la normatividad vigente.	B	
2. Pérdida de espesor por corrosión externa en la línea de 3" de llegada al peine de Gas L. P. a tanques de preparación de gasolinas, considerando la trayectoria completa de la línea.							



Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.							
Nodo: Trasiego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.							
Producto: Gas L. P.							
Desviación: Más flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Mayor presionamiento en la esfera TE-266 (hasta 7.5 Kg/cm ²).	1. Aumento de la PVR en el tanque de gasolina. (Producto fuera de especificación por alta PVR).	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Ordenes por bitácora. 2. Programa de patrullaje por parte de los operadores.	1. Instalar alarma por alta presión en las esferas, con indicación en el cuarto de control.	A
2. Entrada de producto a alta presión (10 Kg/cm ²) por la línea de trasiegos de la Planta del Área de Almacenamiento 1 a la 2 (macho de 3"), hacia la línea de este nodo.	1. Aumento de la PVR en el tanque de gasolina (producto fuera de especificación por alta PVR).	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Ordenes por bitácora. 2. Programa de patrullaje por parte de los operadores.	1. Instalar alarma por alta presión en el tramo de línea de trasiego de Gas L. P., cercana al macho de 3".	B

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
		Nodo: Trasiego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.					
		Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.					
		Producto: Gas L. P.					
Desviación: No se tiene el flujo deseado.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Cualquiera de las válvulas de paso bloqueadas.	1. Producto fuera de especificación en tanque de gasolina por baja PVR.	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. Procedimiento de operación.	1. Verificar el cumplimiento del procedimiento de operación.	C



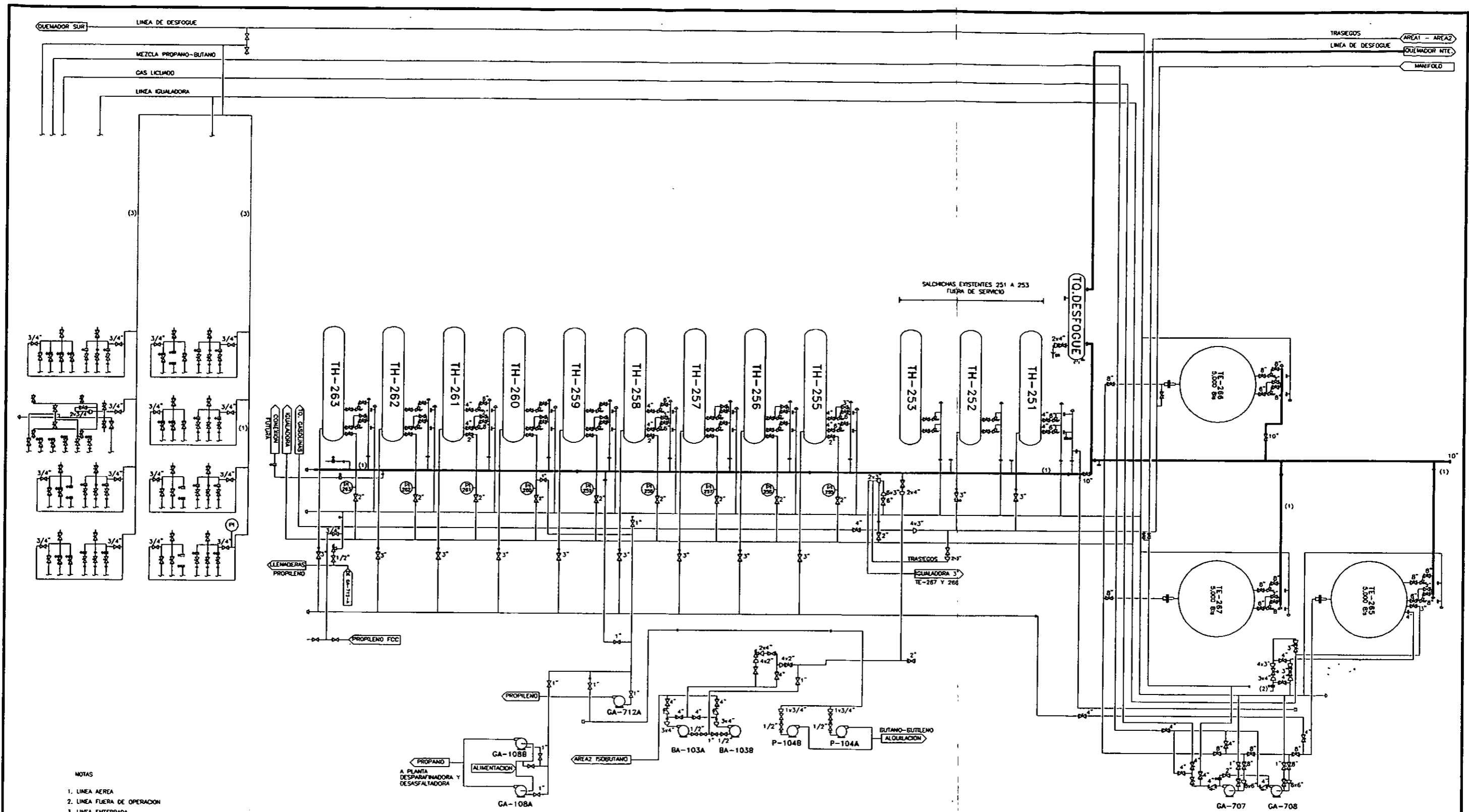
<p>Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.</p> <p>Nodo: Traslado de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.</p> <p>Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-2.</p> <p>Producto: Gas L. P.</p>						
Desviación: Menos mantenimiento.						
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones
1. Falta de la calibración y protección anticorrosiva en la línea.	1. Posibles fugas.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Se tiene el programa de calibración y mantenimiento de líneas.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Verificar la calibración actual de la línea de traslado en cuestión. 2. Completar recubrimiento faltante. 3. Instalar señalización en la línea. 4. Complementar soportería. 5. Aterrizar la línea. 6. Verificar la trayectoria a la llegada de la línea, para verificar si se requiere modificar o ponerle contención, para protegerla de un posible golpe de vehículo.
						B



CIRCUITO 3

CABEZAL AÉREO DEL SISTEMA GENERAL DE DESFOGUE.

Dentro de la planta se cuenta con dos Sistemas de Desfogue; uno se encuentra a nivel de piso con salida al Quemador Sur (fuera de operación) y el otro, que es aéreo, tiene salida al Quemador Norte. Este último es el que actualmente se encuentra en operación, a este sistema desfogan todos los TE's, TH's y las bombas; GA-108 A y B, BA-103 A y B y P-104 A y B y cuenta con un tanque de balance, al cual le llega todo el producto desfogado antes de ser mandado al Quemador Norte.




- NOTAS
1. LINEA AEREA
 2. LINEA FUERA DE OPERACION
 3. LINEA ENTERRADA


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


DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
CIRCUITO 3 CABEZAL AEREO DEL SISTEMA GENERAL DE DESFOGUE


SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. | DIAGRAMA No. 3-3


		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.		Producto:					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.		Desviación: Flujo al quemador sur.					
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Descarga de bombas GA-108 A y B, P-104 A y B y GA 707 y 708, autotanques y línea de trasiegos, igualadora de presión, barridos, propano y succión de barridos alineada hacia el cabezal norte y sur.	1. Fragilización y fractura del material del cabezal.	4 (4)	4 (4)	9 (9)	1. No hay.	1. Retirar de servicio en su totalidad el cabezal sur a la brevedad posible.	A

Area / proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.	
Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.	
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.	Producto:
Desviación: No hay flujo cuando se requiere.	
Causas	Consecuencias
1. Falla de la PSV (no abre)	1. Sobrepresión en los tanques esféricos y horizontales.
F	G
1 (1)	4 (1)
R	Protecciones
4 (1)	1. Se tiene otra PSV de relevo. 2. Se tienen procedimientos de candadeo de las válvulas de bloqueo de las PSV's.
Recomendaciones	Clase
1. Seguir cumpliendo con los procedimientos de mantenimiento preventivo a PSV's y de candadeo.	C

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
		Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.					
		Producto:					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.							
Desviación: Menos estructura.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Corrosión externa de la tubería.	1. Pérdida de espesor. 2. Fuga de producto.	1 (1)	2 (2)	2 (2)	1. Programa de calibración de la línea.	1. Mantener protegido al cabezal con recubrimiento.	C

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
		Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.		Producto:					
Desviación: Más flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alguna de las purgas de las bombas deja salir líquido (error de operación y malas prácticas) hacia el cabezal.	1. Como el material no soportó un alto enfriamiento, puede fallar el material del cabezal (acero al carbón) Fragilización y ruptura con formación de una nube explosiva.	5 (4)	3 (3)	9 (8)	1. Procedimientos de operación. 2. Patrullaje de los operadores cada dos horas.	1. Concientizar, capacitar y evaluar el desempeño de los operadores para evitar purgar líquido hacia el cabezal. 2. Hacer un estudio para instrumentar el cabezal e instalarle alarmas para que se active cuando se tiene un flujo anormal. 3. Candadear las purgas de las bombas al cabezal.	A

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.		Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.		Producto: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.	
Desviación: Venteo directo sin pasar por PSV.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Venteo por el directo cuando se barre un tanque salchicha de propano hacia una esfera de Gas L. P., por que ya relevó una PSV o bien para evitar que releve.	1. Enfriamiento súbito del acumulador de desfogues. 2. Pérdida de producto.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Procedimientos de operación.	1. Mantener las cuatro esferas del Área 2, TE-1, 2, 3 y 4 en operación. 2. Aplicar el procedimiento de operación.	A
2. Preparación de mezcla propano – butano en las esferas de la Planta.	1. Enfriamiento súbito del acumulador de desfogues. 2. Pérdida de producto.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Procedimientos de operación.	1. Mantener las cuatro esferas TE-1, 2, 3 y 4 en operación. 2. Aplicar el procedimiento de operación. 3. No preparar mezcla propano - butano en la Planta.	A
3. Venteo de gas remanente de autotanques junto con propano, propileno y mezcla propano - butano	1. Pérdida de producto, Gas L. P.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. No hay.	1. Instalar dos bombas en el sistema de llenado de autotanques, para efectuar esta operación sin tener que hacerlo por diferencial de P. 2. Hacer un estudio sobre las pérdidas económicas que se tienen por estos venteos al cabezal de desfogue.	A

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-3.		Producto:					
Desviación: Enfriamiento de las partes del sistema.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. El relevo de flujo bifásico de los TH's y TE's hacia el cabezal.	1. Fragilización y ruptura del material de la tubería y del tanque de balance y fuga de producto explosivo.	1 (1)	3 (3)	3 (3)	1. No hay.	1. Instrumentar los tanques, para que alarmen por alto nivel. 2. Instalar una alarma por alto nivel en el tanque de desfogues.	C

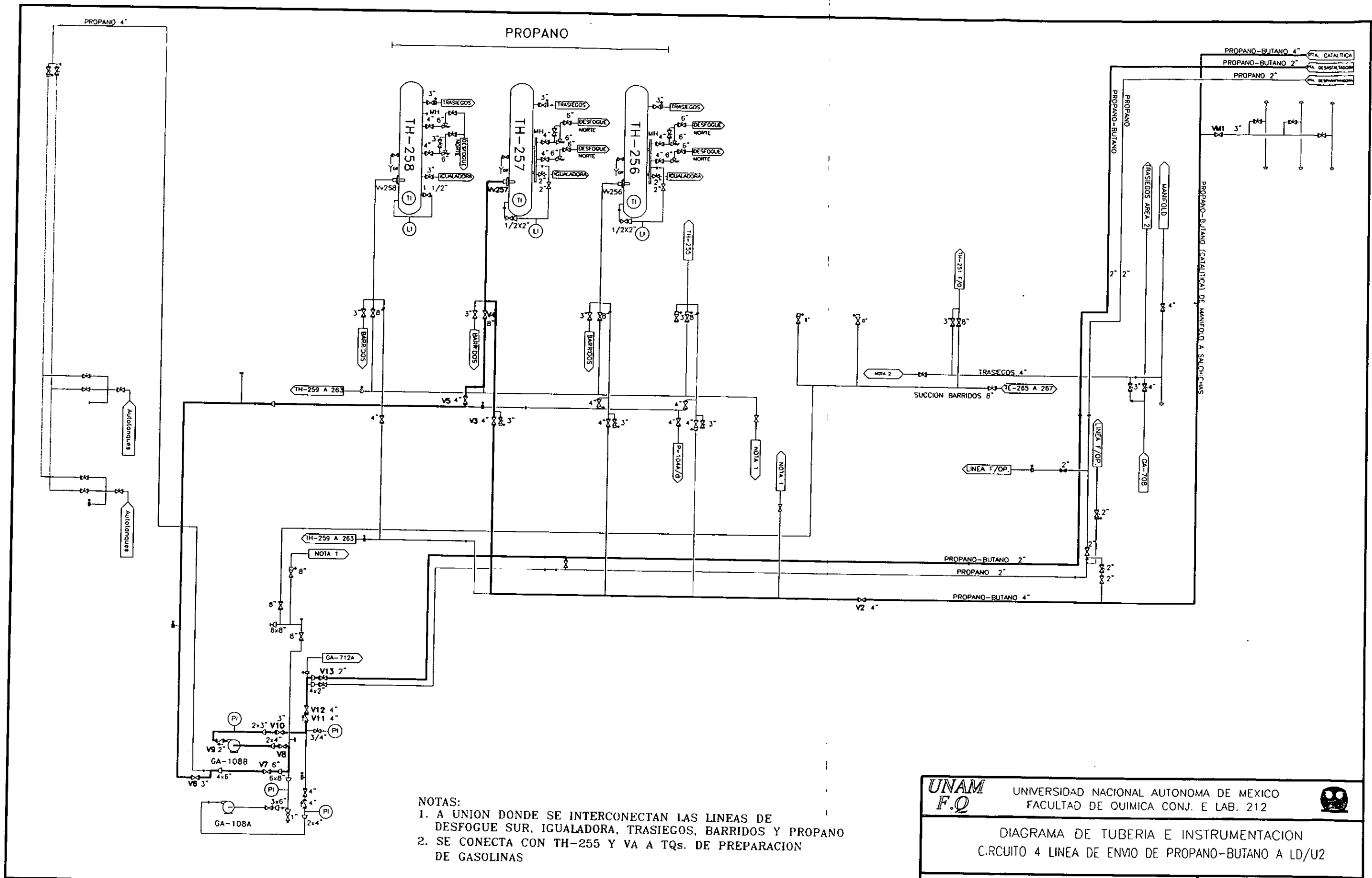


CIRCUITO 4

LÍNEA DE ENVÍO DE PROPANO-BUTANO A PLANTAS DESASFALTADORAS DE RESIDUOS.

El propano y propano-butano que se almacena en esta planta, proviene de la Planta Catalítica o de Autotanques. Cuando dicho producto proviene de la Planta Catalítica se almacena en los tanques TH-256 a TH-258 para posteriormente enviarlo a las Plantas Desasfaltadoras de Residuos, ya que dichas plantas no requieren de una pureza alta. Sin embargo, cuando proviene de autotanques el producto tiene una pureza por arriba del 90% mandándose directamente a las Plantas Desparafinadoras de Aceites Lubricantes Básicos.

El circuito seleccionado es del propano que llega de la Planta Catalítica, almacenándose en los TH's y posteriormente mandándose, por medio de las bombas GA-108 A y B, a las Plantas Desasfaltadoras de Residuos. Este circuito se dividió en dos nodos que son: Carga de propano-butano de la Catalítica a TH-257 (Nodo 1) y envío de propano-butano de TH-257 a las Desasfaltadoras de Residuos (Nodo 2)





- NOTAS:
1. A UNION DONDE SE INTERCONECTAN LAS LINEAS DE DESFOGUE SUR, IGUALADORA, TRASEGOS, BARRIDOS Y PROPANO
 2. SE CONECTA CON TH-255 Y VA A TQs. DE PREPARACION DE GASOLINAS

	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212	
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION CIRCUITO 4 LINEA DE ENVIO DE PROPANO-BUTANO A LD/U2	
SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.		DIAGRAMA No. 3-4





Area/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.							
Nodo: Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-4.	Producto: Propano - butano.						
Desviación: Fuga en línea enterrada.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Fuga por la línea de 8", la cual está enterrada (línea fuera de servicio y juntacegada en un punto), de la succión de las bombas de propano GA-712 y GA-108.	1. Fuga por corrosión en la parte enterrada.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. No hay	1. Cancelar interconexión y soldar carrete en sustitución de la "T". Fijar fecha de entrega de operación a Mantenimiento.	A

		Área / proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.		Producto: Propano - butano.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-4.							
Desviación: Menos flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Apertura de la válvula del manifold VM1 (Ver Diagrama 3-4)	1. Pérdida de producto en el tanque horizontal. 2. Aumento de la presión en la esfera.	3 (2)	1 (1)	3 (2)	1. Procedimiento operacional. 2. Técnica HAD de confirmación de movimientos operativos.	1. Cumplir con el programa de capacitación al personal. 2. Evaluar el desempeño después de un curso de capacitación.	C
2. Bajo nivel en el tanque TH-257.	1. Cavitación y daños a la bomba GA-108-A y B.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Indicador de nivel por medio de cristal LI-257. 2. Mantenimiento preventivo a sistemas de indicación de nivel.	1. Instalar alarma por bajo nivel el TH-257.	B
3. División de flujo por la línea de propano a Plantas Desasfaltadoras de Aceites Lubrificantes Básicos de 2" (Ver Diagrama 3-4).	1. Pérdida de producto.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Procedimiento de operación.	1. Verificar en campo el cumplimiento del procedimiento operacional.	B

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.		Nodo: Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.		Producto: Propano - butano.	
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-4.							
Desviación: No flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alguna de las válvulas V-1 y V-2 y válvula Vickers Vv257 estén cerradas (Ver Diagrama 3-4).	1. La Planta Catalítica no tiene salida. 2. No hay recibo en el tanque TH-257.	2 (1)	2 (1)	4 (1)	1. Procedimiento de operación. 2. Técnica HAD para confirmar movimientos.	1. Cumplir con el programa de capacitación al personal. 2. Evaluar el desempeño después de un curso de capacitación.	C
2. No hay flujo de bombas GA 108 A/B a Plantas Desasfaltadoras de Residuos por mala alineación o falla de bomba.	1. Presionamiento en la línea de descarga. 2. Fuga por sellos. 3. Daño a la bomba por cavitación y calentamiento.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Procedimientos operacionales.	1. Instalar una PSV de la descarga a la succión de las bombas GA-108 A y B.	B
3. No hay flujo del TH-257 a bombas GA 108 A y B. Falla de vickers Vv257 o válvula de V-3 a V-7 cerrada. (Ver Diagrama 3-4).	1. Cavitación y daño a la bomba. 2. No hay producto a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. Patrullaje y lecturas de manómetro en campo cada 2 horas. 2. Procedimiento operacional.	1. Instalar alarma por baja presión en bombas GA 108 A y B.	C



		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
Nodo: Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.		Producto: Propano - butano.					
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-4.							
Desviación: Menos instrumentación.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falta de instrumentos electrónicos en los tanques salchichas, actualmente se tiene solo una indicación de nivel, temperatura y presión en el campo.	1. Relevo de las PSV's en los TH's.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Se cuenta con indicación en campo. 2. Patrullaje de campo. 3. Programa de calibración de válvulas PSV's.	1. Llevar la señal de Presión y Temperatura a tablero. 2. Instalar alarma por alta presión en los TH's.	B
2. Las válvulas Vickers de los TH's y los TE's ya tienen mas de 30 años de vida útil.	1. Pueden fallar en cualquier momento. 2. Sobrellenado y relevo de las válvulas PSV's.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Se tienen bloqueos manuales en caso de falla.	1. Cambiar todas las válvulas Vickers de esferas y salchichas.	A

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.					
		Nodo: Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.					
		Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-4. Producto: Propano - butano.					
Desviación: Más flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula VM-1 abierta (Ver Diagrama 3-4).	1. Contaminación del producto principal.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Procedimiento de operación. 2. Técnica HAD.	1. Cumplir con el procedimiento de operación y con la técnica de confirmación HAD.	B



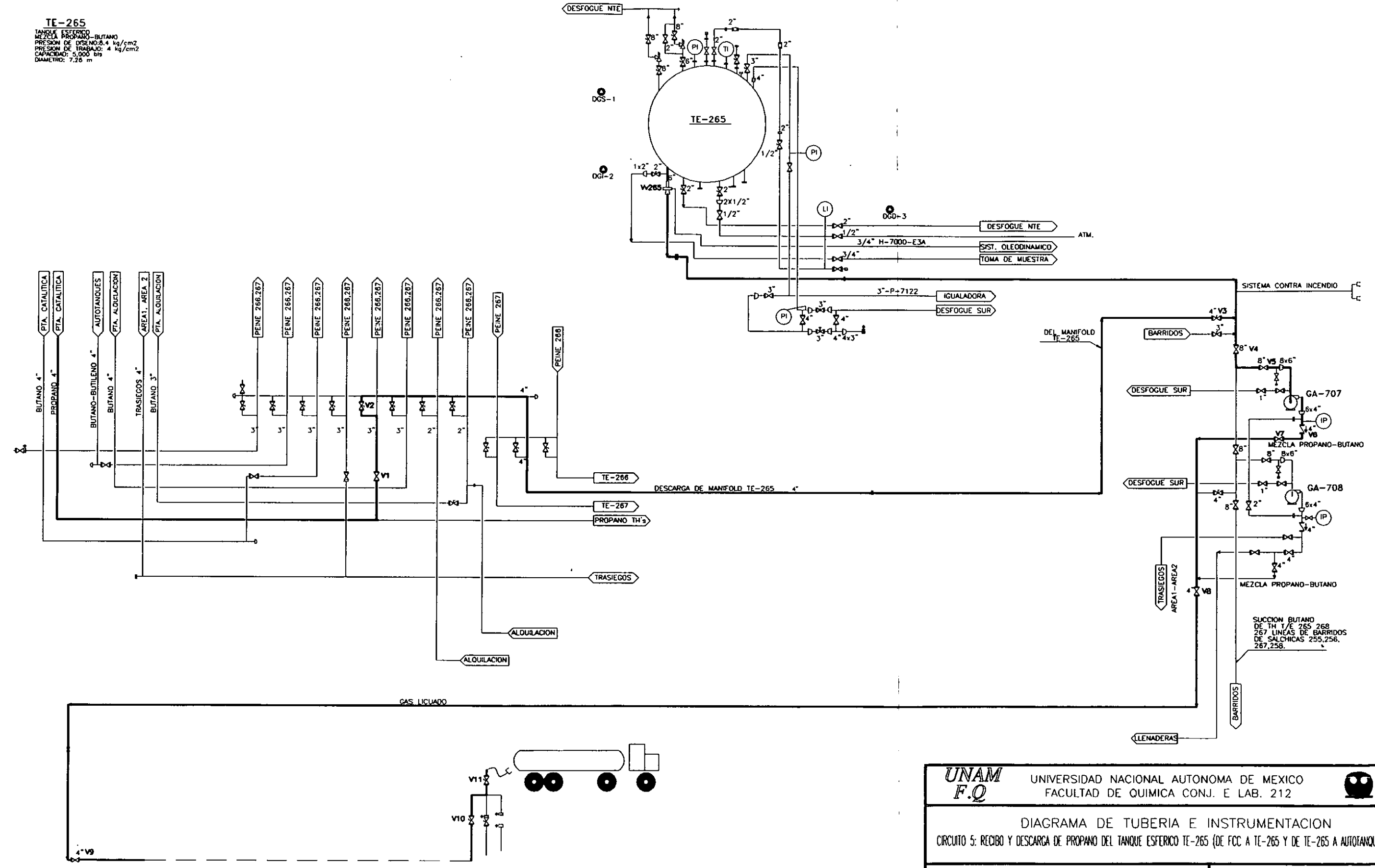
CIRCUITO 5

RECIBO Y DESCARGA DE PROPANO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-265.


El propano que llega de la Planta Catalítica a la Planta también se puede utilizar para la preparación del Gas L. P. en el tanque TE-265, para posteriormente enviarlo a ventas por medio de las bombas GA-707 o GA-708 a las dos llenaderas de carga a autotanques localizadas en el lado oriente de la Isla Sur.

Este circuito se dividió en dos nodos: Carga de la Catalítica a TE-265 (Nodo 1) y envío de TE-265 a Autotanques (Nodo 2).

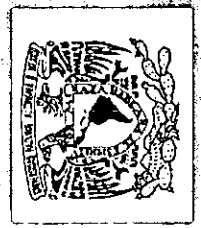
TE-265
 TANQUE ESFERICO
 MEZCLA PROPANO-BUTANO
 PRESION DE DISEÑO: 8.4 kg/cm²
 PRESION DE TRABAJO: 4 kg/cm²
 CAPACIDAD: 5,000 bbl
 DIAMETRO: 7.26 m



	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212	
	DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION CIRCUITO 5: RECIBO Y DESCARGA DE PROPANO DEL TANQUE ESFERICO TE-265 (DE FCC A TE-265 Y DE TE-265 A AUTOTANQUES)	
SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.		DIAGRAMA No. 3-5

							
Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.							
Nodo: Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265.							
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-5.							
Producto: Propano y mezcla butano - propano							
Desviación: Menos flujo.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Menos flujo de TE-265 a bomba GA-707 por baja presión en la esfera.	1. Cavitación y daños a la bomba.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Procedimiento de operación. 2. Indicadores de presión y de nivel en la esfera.	1. Colocar microswitch de presión en la succión de la bomba para dispararla por baja presión, con indicación de presión en el cuarto de control.	B

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

		Área/proceso: Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.				
Nodo: Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265.		Producto: Propano y mezcla butano – propano				
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-5.						
Desviación: Alta presión.						
Causas	Consecuencias	F G R	Protecciones	Recomendaciones	Clase	
1. Alta presión en el tanque esférico TE-265 en la línea de succión de la bomba GA-707, por entrada de producto por línea de barrido.	1. Sobrepresión de la línea y del tanque esférico TE-265, con relevo de PSV's, cuando la bomba este parada. 2. Si la bomba está trabajando solo se descarga una salchicha de propano.	2 2 (2) (2)	4 4 (4) (4)	1. Procedimientos de operación. 2. PSV's (dos por esfera) con su programa de calibración.	1. Seguir cumpliendo el programa de calibración y los procedimientos de operación.	B
2. Válvula de carga a la entrada del autotanque cerrada.	1. Cavitación y daños a los sellos de las bombas.	4 2 (3) (2)	7 1 (6)	1. Procedimientos de operación.	1. Instalar una válvula de relevo en la línea de descarga de la bomba GA-707 hacia la succión de la misma.	B

**Área / proceso:**

Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.

Nodo: Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación. Diagrama 3-5.

Producto: Propano y mezcla butano - propano

Desviación: Menos flujo a TE-265.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Error de alineación de las esferas.	1. Alto nivel en la torre de la Planta Catalítica. 2. No hay riesgo.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Alarma por alto nivel en la torre. 2. La Planta Catalítica tiene salida al Área de Almacenamiento 2.	1. Continuar con la aplicación de los procedimientos operacionales.	C



3.3 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.⁽⁸⁾⁽¹⁰⁾

Como se mencionó anteriormente, el Árbol de Fallas es una técnica de evaluación de riesgos que nos proporciona la probabilidad con que puede ocurrir un evento indeseable (escenario de accidente), en este caso en una Planta de Almacenamiento de Gas L. P. La metodología utilizada para la realización del Análisis de Árbol de Fallas es la siguiente:

- a) Identificar la falla del sistema (Evento Culminante "EC") que será analizada y colocarla en la parte alta del árbol
- b) Continuar con el siguiente nivel del sistema, el cual se llamará subsistema, e identificar las diferentes fallas que contribuyen al fallo de ésta
- c) Determinar la relación lógica entre las fallas de los subsistemas que se requieren para producir el evento culminante
- d) Utilizar las puertas "Y" y "O" en una estructura lógica para mostrar la relación de las fallas de los subsistemas que producen el evento culminante
- e) Continuar con la construcción hasta el nivel más bajo del sistema (nivel de componentes) repitiendo los pasos "b" a "d" hasta que las fallas de los componentes sean identificadas en su totalidad
- f) Calcular la probabilidad de las fallas descritas en el árbol. Siguiendo la estructura indicada por las puertas "Y" y "O" hasta que la probabilidad del evento culminante sea calculada. El cálculo comienza desde el nivel más bajo.

Para complementar el Análisis de Árbol de Fallas, finalmente se compara la probabilidad del Evento Culminante "EC" obtenida con un potencial de pérdida, correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se produciría si el accidente ocurre, de acuerdo a la Tabla 3-3. Los valores del potencial de pérdida y de pérdida probable total fueron tomados de la literatura y es una relación aproximada de las pérdidas que se producirían en caso de que ocurriera el accidente en el Área de Almacenamiento de Gas L. P. 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.

En este trabajo, la técnica de Análisis de Árbol de Fallas fue usada para la evaluación cuantitativa de los siguientes escenarios:



1) Explosión (BLEVE) del tanque horizontal TH-259.

En el tanque horizontal TH-259 se recibe propileno proveniente de la Planta Catalítica para su almacenamiento y venta. En este escenario se considera, para fines del análisis, que la falta de instrumentación, alguna falla en las protecciones existentes, falta de mantenimiento, error humano y/o falla en el diseño puede dar lugar a la explosión por sobrepresión o sobrellenado del tanque.

2) Relevo de las válvulas de alivio de presión (PSV's) por sobrellenado del tanque esférico TE-265.

El tanque esférico TE-265 almacena mezcla propano – butano proveniente de la Planta de Alquilación, la Planta Catalítica y MTBE para posteriormente mandarlo a ventas. En este escenario y al igual que el anterior para fines de estudio, se considera que la falta de instrumentación, el error humano y/o incumplimiento de los procedimientos de operación, pueden producir un sobrellenado en el tanque, lo cual nos da como resultado el relevo de las válvulas de alivio de presión. Por otra parte, también se toma en cuenta que la falta de mantenimiento o la falla en el diseño de las válvulas podrían conducir a dicho evento. De llevarse a cabo este evento, se producirían pérdidas económicas ya que al relevar las válvulas, éstas lo hacen al sistema de desfogue, el cual conduce el producto a los quemadores.

Estos escenarios fueron identificados y seleccionados durante el Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".

Para decidir si aceptar o no el riesgo se usó la relación del potencial de pérdida (P^0) con la pérdida máxima probable (\$) mostrada en la Tabla 3-3. Si consideramos que para el primer escenario (explosión del tanque horizontal TH-259) la pérdida máxima probable es de 1 a 10 millones de dólares y para el segundo escenario (relevo de la PSV por sobrellenado del tanque esférico TE-265) la pérdida es de 100,000 a 1 millón de dólares, los potenciales de pérdida son $P^0=10^{-5}$ y $P^0=10^{-4}$ respectivamente. Si la probabilidad de cualquiera de los escenarios es mayor que el potencial de pérdida (P^0) el riesgo no puede ser aceptado y deben implementarse medidas correctivas para reducirlos.

La probabilidad de los escenarios potencialmente peligrosos, si se implementan las medidas correctivas recomendadas, se reduce a niveles de aceptabilidad. A continuación se muestran los valores de probabilidad, para cada escenario analizado (Tabla 3-4), obtenidos del Análisis de Árbol de Fallas del Área de Almacenamiento de Gas L. P. y del Análisis de



Árbol de Fallas tomando en cuenta las medidas correctivas recomendadas para reducir estos valores de probabilidad.

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

Tabla 3-3. Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.



ESCENARIOS	P_1	P^0	$P_1 > P^0$	P_2	$P_2 \leq P^0$
1	5.47×10^{-2}	1×10^{-5}	NO SE ACEPTA EL RIESGO	2.19×10^{-7}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA
2	2.70×10^{-2}	1×10^{-4}	NO SE ACEPTA EL RIESGO	2.17×10^{-5}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA

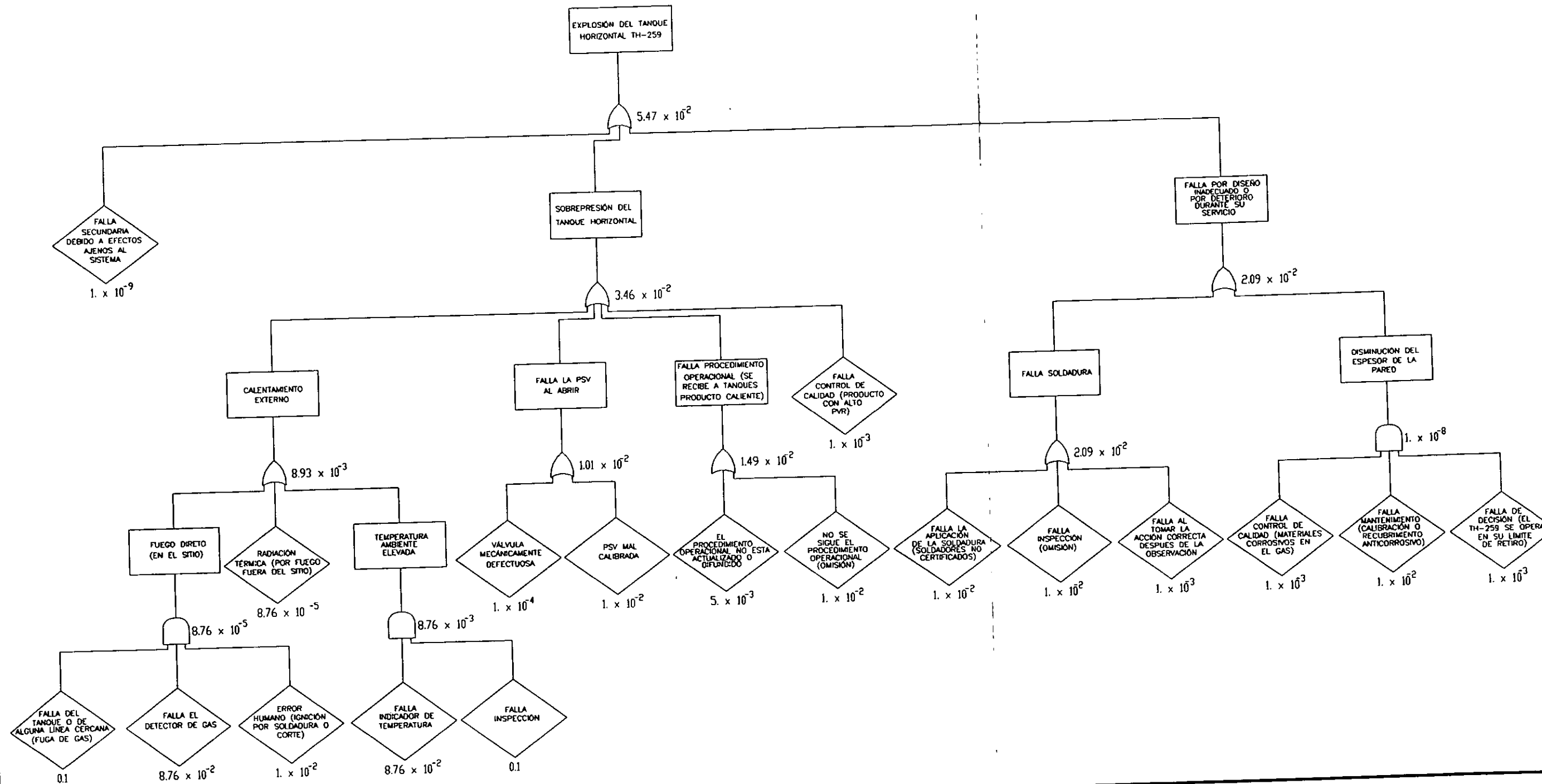
(P_1) Probabilidad de ocurrencia del evento sin medidas correctivas.

(P_2) Probabilidad de ocurrencia del evento con medidas correctivas.

(P^0) Potencial de pérdida.

Tabla 3-4. Comparación de resultados con el potencial de pérdida.

Los resultados de dicho análisis se muestran en los Diagramas 3-6, 3-7, 3-8 y 3-9, respectivamente.



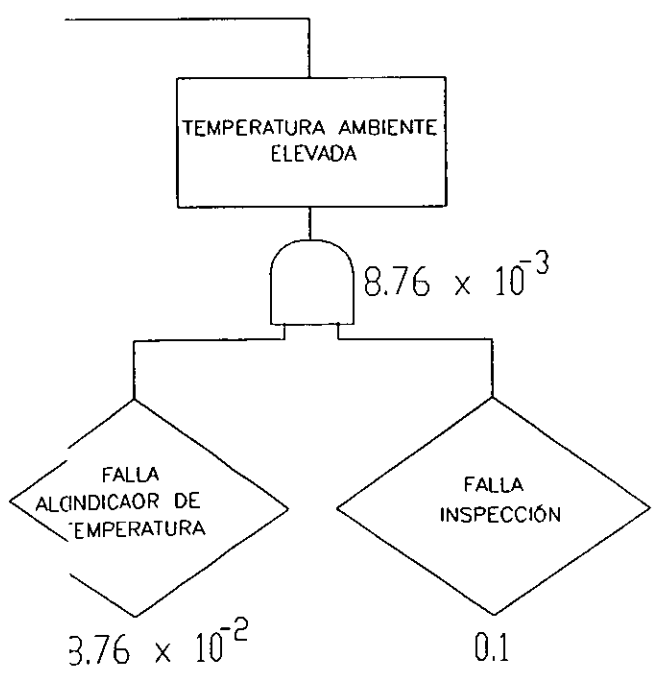
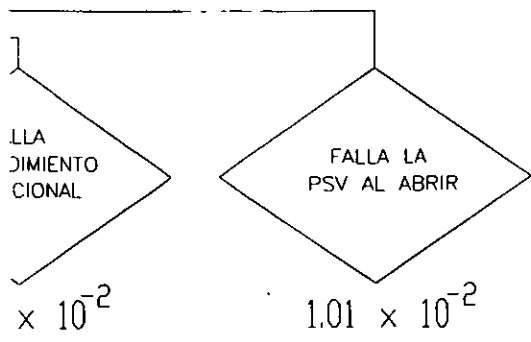
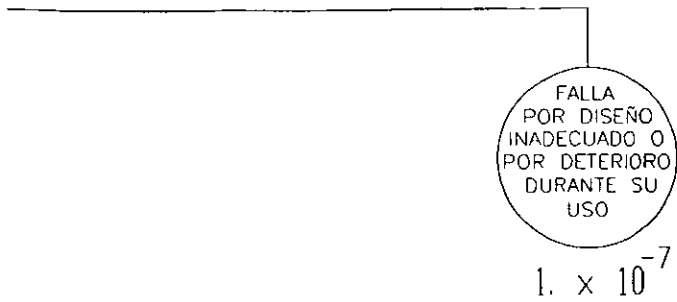
UNAM
F.Q

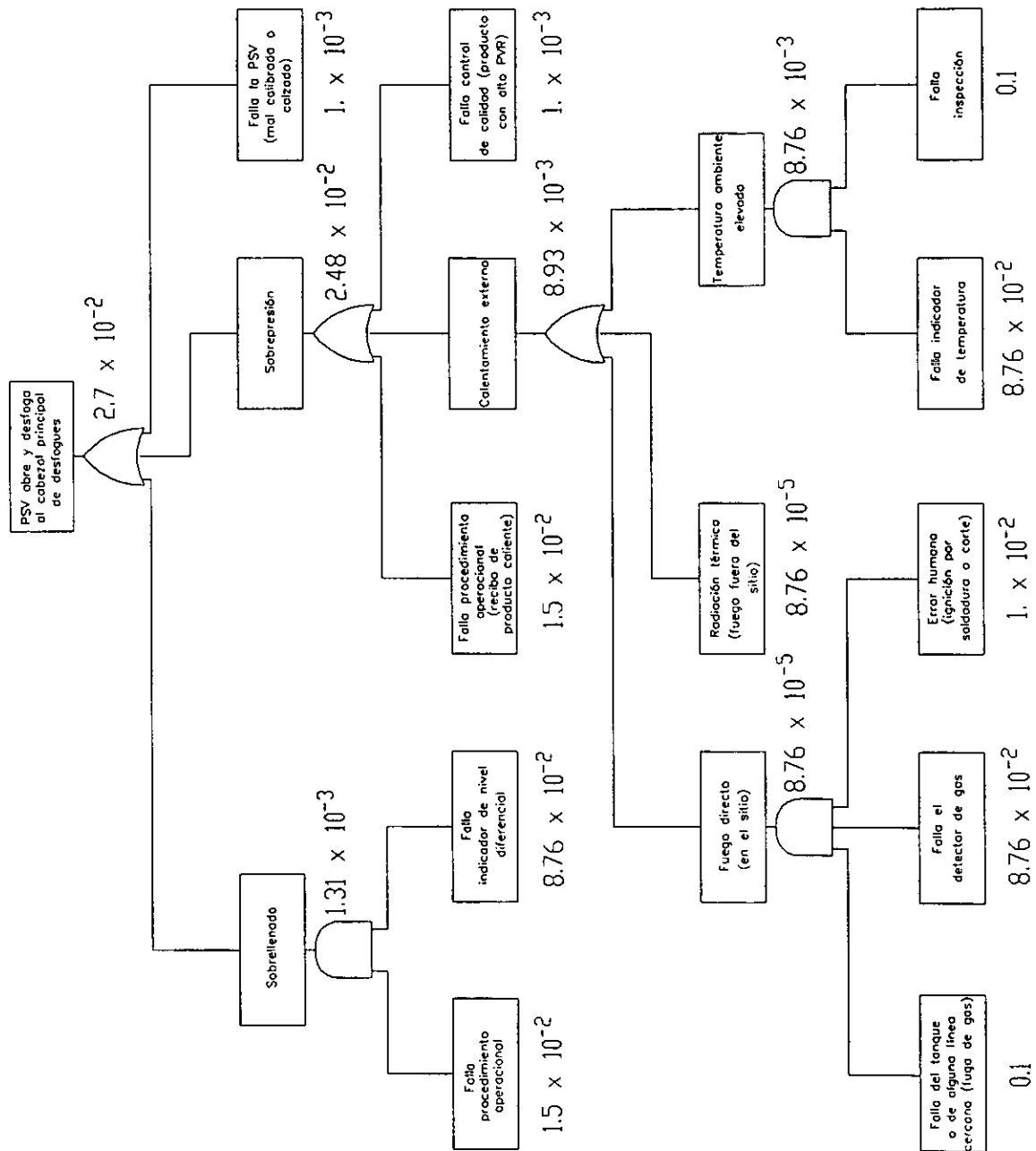
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212



ANALISIS DE ARBOL DE FALLAS
PARA LA EXPLOSION DEL TANQUE HORIZONTAL TH-259

SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. | DIAGRAMA No 3-6





PSV ABRE Y DESFOGA
AL CABEZAL PRINCIPAL
DE DESFOQUES

2.17×10^{-5}

SOBREPRESIÓN

1.16×10^{-5}

CALENTAMIENTO EXTERNO

8.85×10^{-3}

TEMPERATURA AMBIENTE ELEVADA

8.76×10^{-3}

SOBRELLENADO

1.01×10^{-5}

FUEGO DIRECTO (EN EL SITIO)

7.67×10^{-6}

FALLA EL PROCEDIMIENTO OPERACIONAL

1.5×10^{-2}

FALLA INDICADOR DE NIVEL DIFERENCIAL

8.76×10^{-2}

FALLA LA VALVULA DE CERRE RAPIDO (VCR)

8.76×10^{-2}

FALLA ALARMA POR ALTO NIVEL

8.76×10^{-2}

FALLA PROCEDIMIENTO OPERACIONAL

1.5×10^{-2}

FALLA ALARMA POR ALTA PRESION

8.76×10^{-2}

FALLA PROCEDIMIENTO OPERACIONAL

1.5×10^{-2}

RADIACION TERMICA (FUEGO FUERA DEL SITIO)

8.76×10^{-5}

FALLA DEL TANQUE O DE ALGUNA LINEA CERCAÑA (FUCA DE GAS)

0.1

FALLA EL DETECTOR DE GAS

8.76×10^{-2}

ERROR HUMANO (IGNICION POR SOLDADURA O CORTE)

$1. \times 10^{-2}$

FALLA EL DETECTOR DE FUEGO

8.76×10^{-2}

FALLA INSPECCION

0.1



3.4 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

En esta parte del estudio de riesgos, se presentan los resultados de la evaluación de efectos de incendio y explosión de dos posibles escenarios de accidentes, los cuales fueron identificados durante el Análisis de Riesgos y Operabilidad y después de haber hecho una revisión de los registros de incidentes ocurridos en la planta. A continuación se describen los escenarios de incendio y explosión seleccionados, sus posibles causas, fundamentos y efectos, así como también los modelos de evaluación de riesgos usados para cada uno de ellos.

Los datos necesarios para la evaluación de estos modelos del primer escenario se muestran en la Tabla 3-5, los cuales son específicos de la sustancia, del tanque que la contiene y de las condiciones ambientales prevalecientes.

Datos de diseño, operación y otros		Datos fisicoquímicos de la sustancia	
Diámetro del Tanque	2.65 m	Propileno	CH ₃ CH=CH ₂
Longitud del tanque	21 m	Peso molecular	42
Masa total del contenido en el tanque	60039.9 Kg.	Gravedad específica	609
Volumen total del contenido en el tanque	120.8 m ³	Límite inferior de inflamabilidad	2% Vol.
Presión atmosférica	1 atm	Calor de combustión	19683 BTU/lb
Temperatura ambiente	298.15 K	Cociente de capacidades caloríficas (γ)	1.4
Rendimiento de la explosión (η)	0.01 a 0.1		
Calor de combustión del TNT	4680 KJ/Kg.		

Tabla 3-5. Datos para el primer escenario.

En el primer escenario "Explosión del tanque horizontal", se considera, para fines del análisis, que la falta de instrumentación, alguna falla en las protecciones existentes, la falta de mantenimiento, error humano y/o falla en el diseño, pueden ser la causa de una explosión por sobrepresión o sobrellenado en el tanque horizontal TH-259, el cual recibe propileno proveniente de la Planta Catalítica para su almacenamiento y venta. Cabe mencionar que el

propileno es el producto que presenta una mayor peligrosidad en su manejo, con respecto a los otros productos que se manejan en la planta.

Este escenario se analiza con los siguientes tres modelos:

- Evaluación de riesgos de una esfera de fuego (Figura 3-1)
- Efectos de radiación térmica de la esfera de fuego (Figura 3-2)
- Evaluación de sobrepresión por la ruptura del tanque (Figura 3-3)

A continuación se presentan los procedimientos de cálculo para cada uno de los modelos de efectos mencionados.

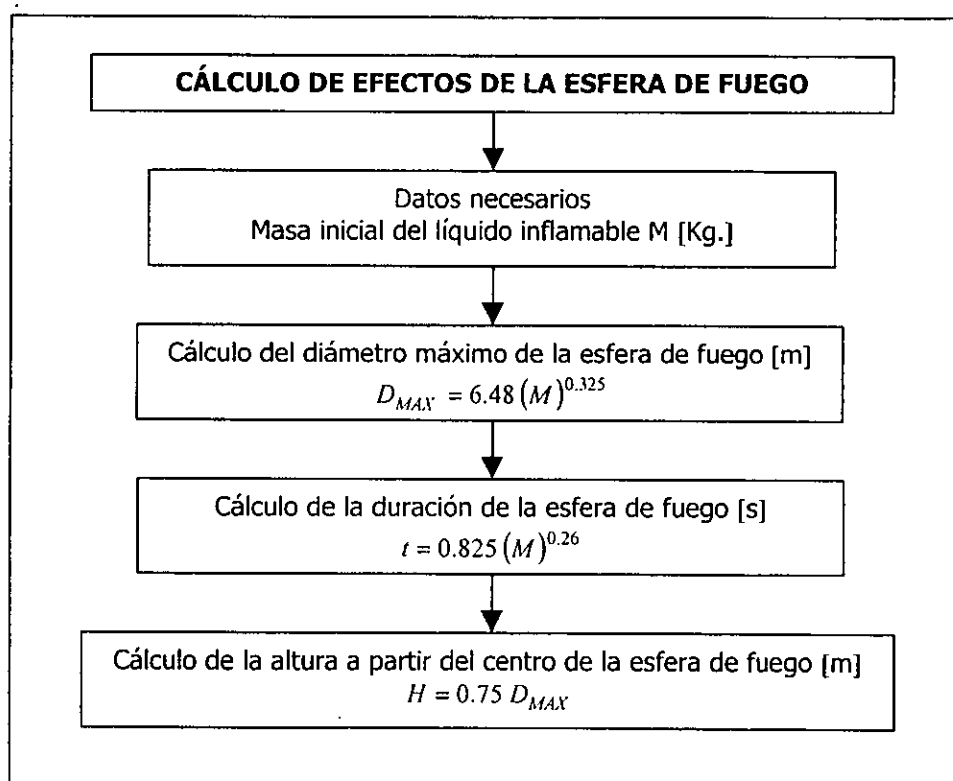
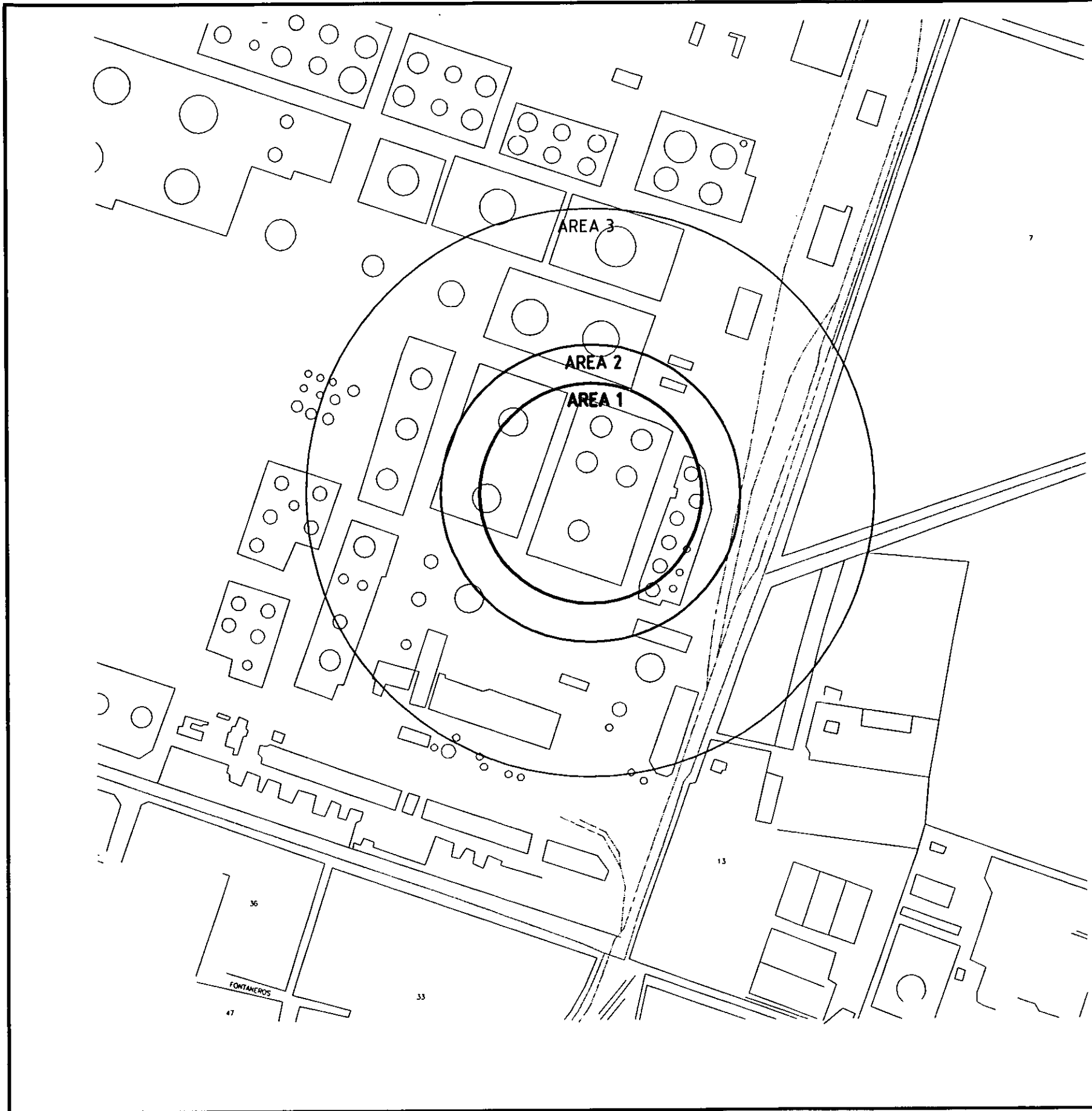



Figura 3-1. Diagrama de flujo para el cálculo de efectos de una esfera de fuego.

Los resultados de dicho cálculo se encuentran esquematizados en el Diagrama 3-10 y enlistados en la Tabla 3-6.

AREA 1: RADIO MAXIMO DE LA BOLA DE FUEGO
AREA 2: RADIO DE LA ZONA DE DESASTRE
AREA 3: RADIO DE LA ZONA DE PERJUICIO



UNAM F.O.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E LAB. 212	
RADIOS DE AFECTACION POR BOLA DE FUEGO DEBIDA A LA EXPLOSION DE TH-259		
SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.		DIAGRAMA No. 3-10



RESULTADOS DE LA ESFERA DE FUEGO	
Diámetro máximo de la bola de fuego:	247 m
Altura máxima de la bola de fuego:	407 m
Duración de la bola de fuego:	16 seg.
Radio de la zona de desastre:	333 m
Radio de la zona afectada:	636 m

Tabla 3-6. Resultados obtenidos para la esfera de fuego en el tanque horizontal TH-259.

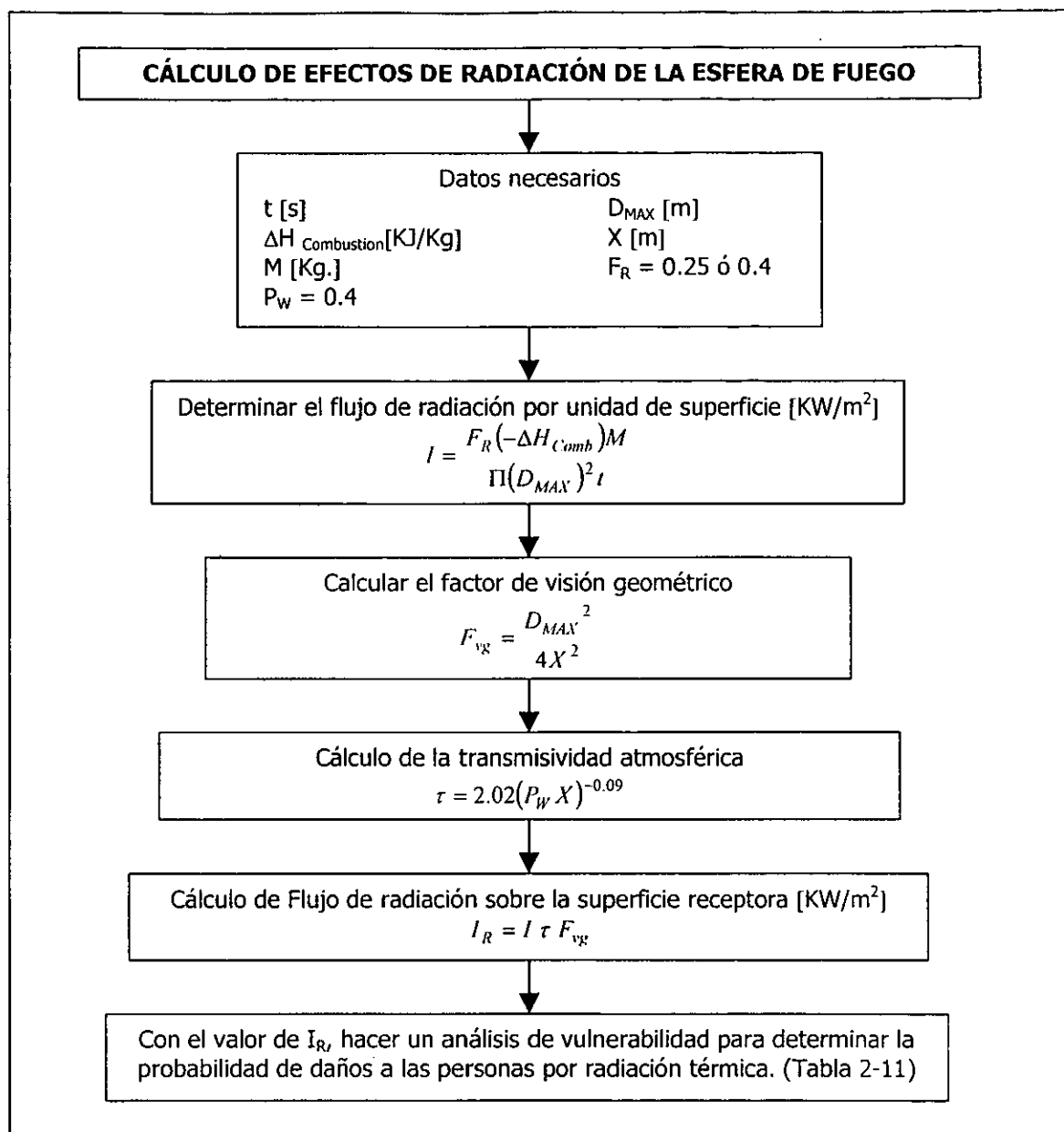


Figura 3-2. Diagrama de flujo para el cálculo de la radiación térmica de una esfera de fuego.

Distancia [m]	IR [Kw/m ²]	Distancia [m]	IR [Kw/m ²]
2000	11.2	4500	2.06
2500	7.02	5000	1.62
3000	4.8	5500	1.35
3500	3.48	6000	1.13
4000	2.63	7000	0.81

Tabla 3-7. Resultados de IR para una esfera de fuego en función de la distancia.

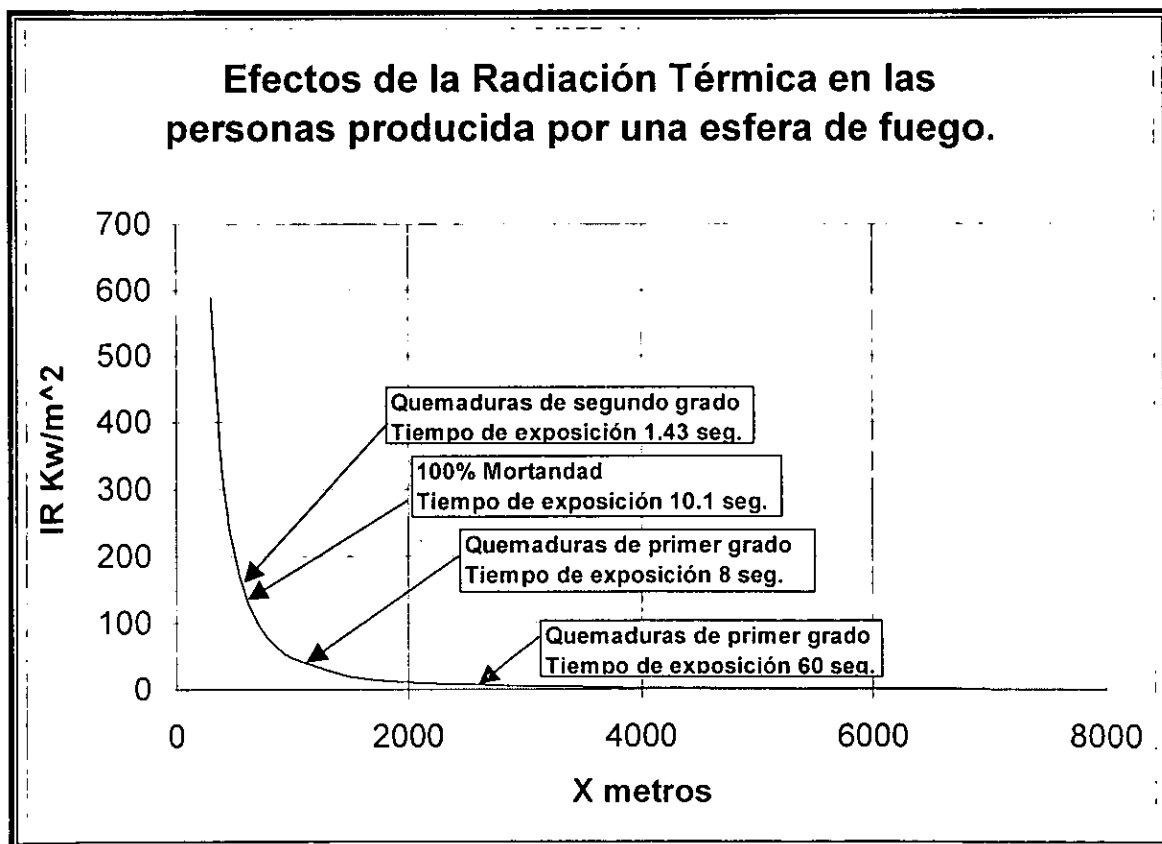


Figura 3-3. Vulnerabilidad de las personas a la radiación térmica.

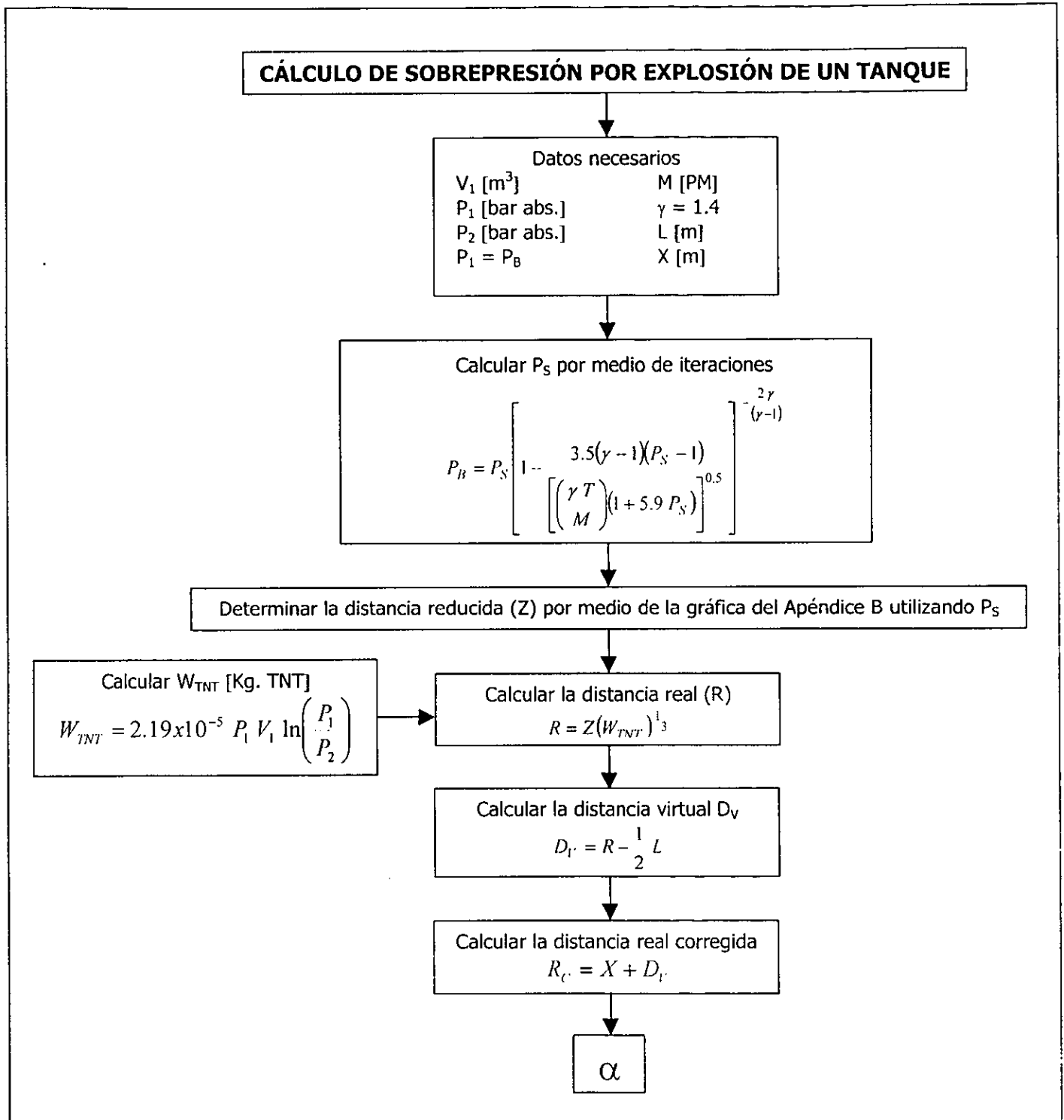


Figura 3-4. Diagrama de flujo para el cálculo de sobrepresión por explosión de un tanque.

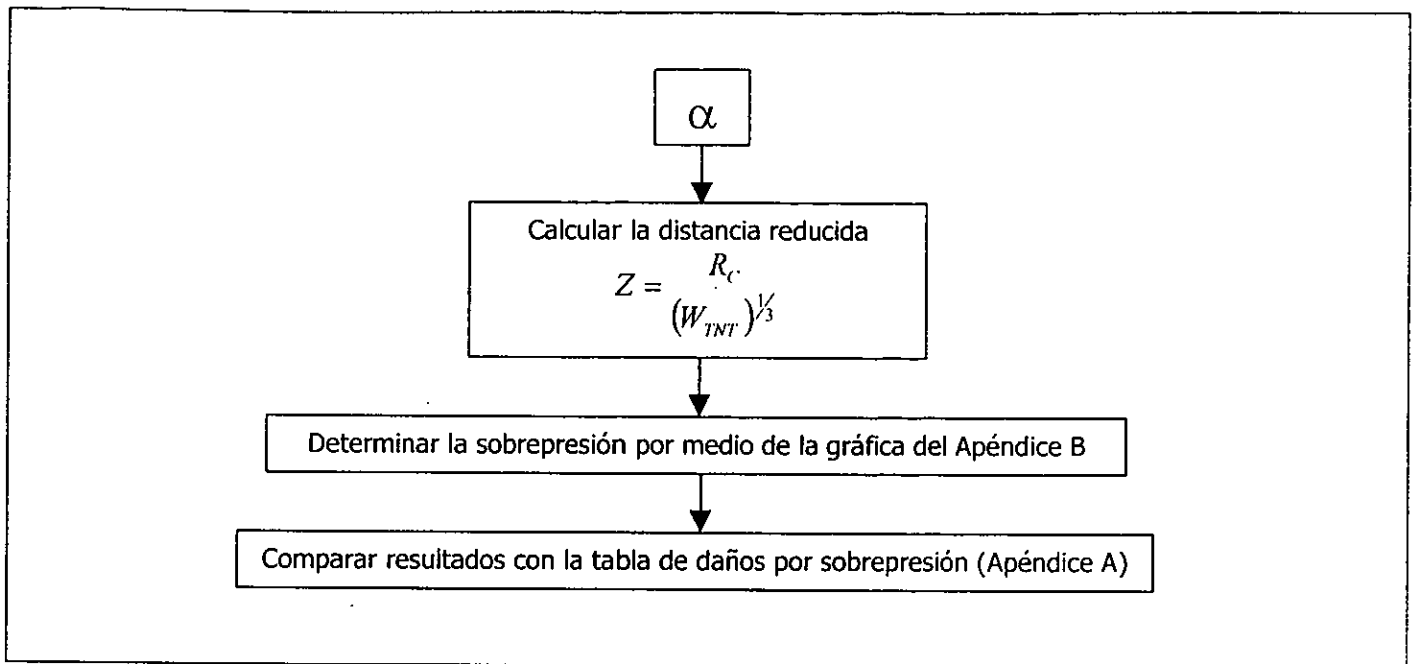


Figura 3-4. Diagrama de flujo para el cálculo de sobrepresión por explosión de un tanque.

(Cont.)



EFFECTOS DE UNA EXPLOSIÓN DE TH-259 DE PROPILENO	
Daños Esperados	
Distancia (metros)	Refinerías
2317	-Cuarto de control (construcción de concreto y estructuras de hierro): Ruptura de ventanas -Torre de enfriamiento: Falla mamparas
340	-Calentador: Fractura de ladrillos -Reactor químico: Ruptura de ventanas y medidores -Filtros: Falla de paredes de concreto -Edificio de mantenimiento: Deformación de la estructura -Tanque de almacenamiento (techo cónico): El equipo se levanta (50% de llenado) -Cubículo de instrumentos: Líneas dañadas, controles dañados -Regenerador: El equipo se mueve y las tuberías se rompen -Tanque de almacenamiento (techo flotante): El equipo se levanta (50% de llenado)
125-222	-Torre rectangular (estructura de concreto): Derrumbe de la estructura y la torre -Torre de vacío octogonal (estructura de concreto): Fractura de la estructura -Torre fraccionadora (montada sobre pedestal de concreto): Caída de la torre -Torre de regeneración (estructura de acero): Caída de la torre -Tanque de almacenamiento esférico: Deformación de la estructura en tanques llenos -Reactor catalítico: Partes internas dañadas -Columna fraccionadora: Unidad destruida -Tanques de almacenamiento (techo flotante): Colapso del techo

Tabla 3-8. Resultados de la evaluación de los efectos por sobrepresión debido a la explosión del tanque horizontal TH-259.



EFFECTOS DE UNA EXPLOSIÓN DE TH-259 DE PROPILENO	
Daños Esperados	
Distancia (metros)	Refinerías
24-125	<ul style="list-style-type: none"> -Torre de regeneración: Deformación de la columna -Edificio de mantenimiento: Derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura -Tuberías: Derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas -Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): Levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad -Calentador: Unidad destruida -Regenerador: Marcos colapsados -Motor eléctrico: Daño por proyección de partículas -Ventilador: Carcaza y caja dañadas -Cuarto control (construcción de concreto y estructura de hierro): Derrumbe de estructura de hierro -Cuarto de control (techo de concreto): Unidad destruida -Transformador eléctrico: Unidad destruida -Ventilador: Unidad destruida -Regulador de gas: Controles dañados, carcaza y caja dañadas -Columna de extracción: La unidad se mueve de sus cimientos -Motor eléctrico: La unidad se mueve de sus cimientos -Turbina de vapor: La unidad se mueve de sus cimientos
18-24	-Destrucción total del área

Tabla 3-8. Resultados de la evaluación de los efectos por sobrepresión debido a la explosión del tanque horizontal TH-259. (Cont.)

En el segundo escenario "Ruptura de la línea de propano a la descarga de la bomba GA-108 A", consideramos que dicha línea, la cual transporta propano a las Plantas Desparafinadoras de Aceites Lubricantes Básicos y Plantas Desasfaltadoras de Residuos, puede presentar una ruptura en la descarga de la bomba GA-108 A, debido a la sobrepresión que se produciría por una mala alineación o por la falla de la resistencia mecánica de la línea a la presión de operación, esto produciría la formación de una nube de gas explosiva e inflamable no confinada con su consecuente incendio o explosión.



Para este escenario se utilizan dos modelos:

- Evaluación de una nube de vapor no confinada y
- Evaluación de riesgos de Explosión de una Nube de Vapor No Confinada

Los datos iniciales utilizados en los cálculos se muestran en la Tabla 3- 9.

Datos de diseño, operación y otros		Datos fisicoquímicos de la sustancia	
Diámetro del Tanque	2.65 m	Propano	CH ₄
Longitud del tanque	21 m	Peso molecular	44.09
Masa total del contenido en el tanque	60039.9 Kg.	Gravedad específica	609
Volumen total del contenido en el tanque	120.8 m ³	Límite inferior de inflamabilidad	2.15% Vol.
Presión atmosférica	1 atm	Calor de combustión	19750 BTU/lb
Temperatura ambiente	298.15 K		
Rendimiento de la explosión (η)	0.01 a 0.1		
Calor de combustión del TNT	4680 KJ/Kg.		

Tabla 3-9. Datos para el segundo escenario.

Los criterios tomados para analizar este escenario son:

- El volumen base considerado para estimar la fuga es igual al volumen de propano contenido en el tanque
- La vaporización ocurre instantáneamente en el momento de la fuga
- Fuga continua
- Temperatura y presión constantes
- Altura de la fuga igual a un metro
- Diámetro de la tubería 2"
- El tramo de tubería se toma solo hasta el límite de batería
- Velocidad del viento 13.42 mph

A continuación se presentan los diagramas de flujo para cada modelo usado (Figuras 3-5 y 3-6) y los resultados obtenidos.

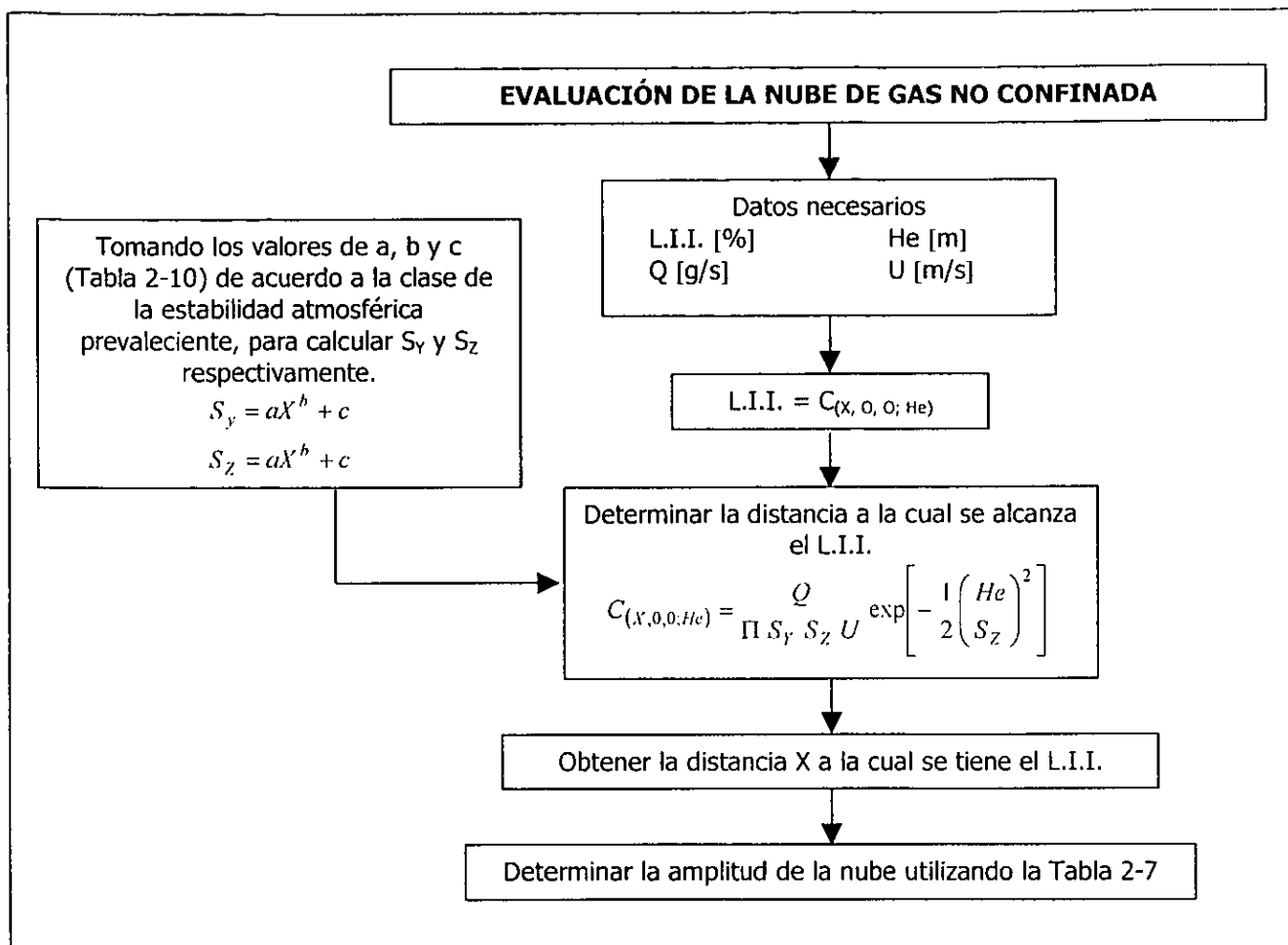
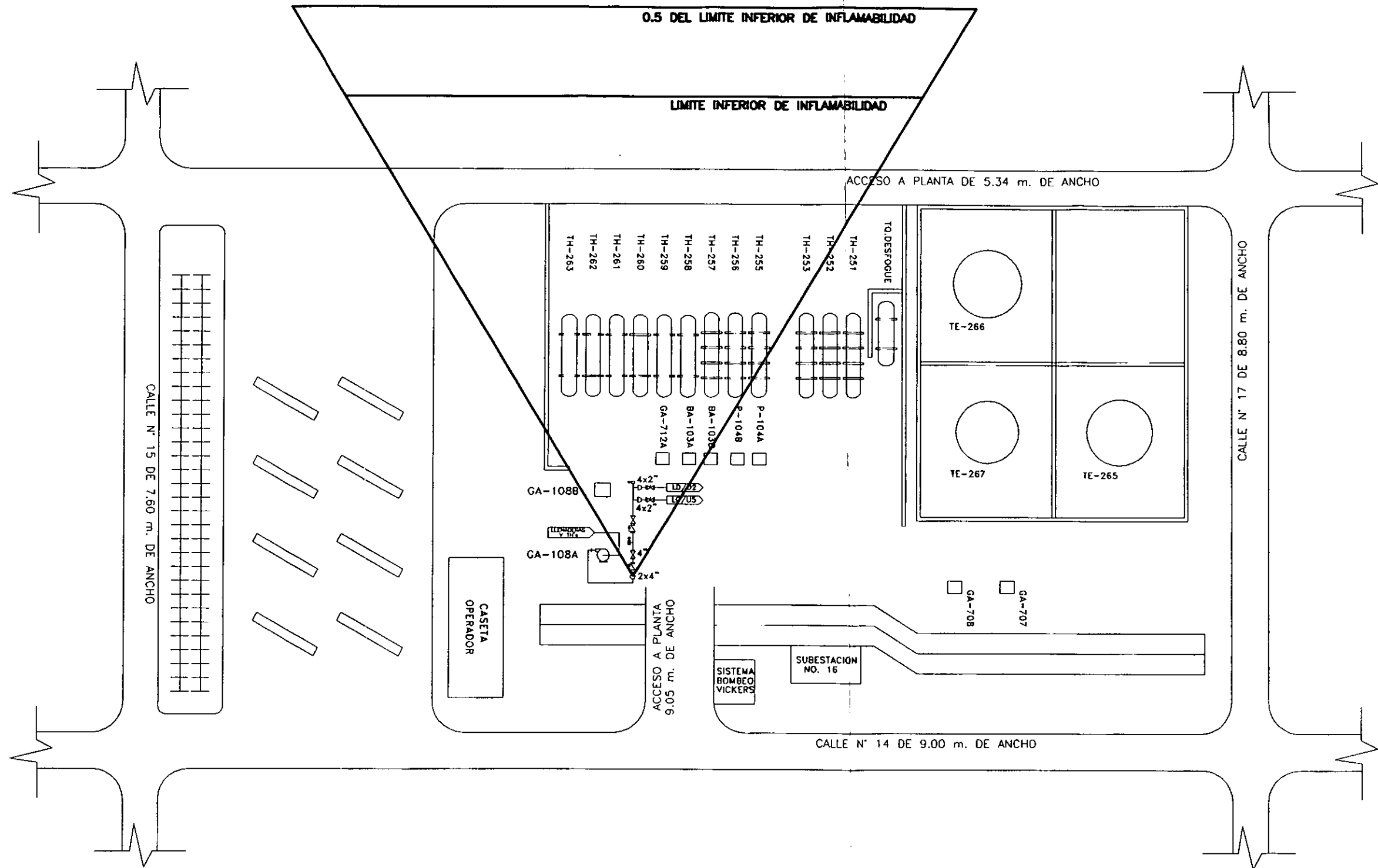


Figura 3-5. Diagrama de flujo para el cálculo de una nube de vapor no confinada.

Los resultados se encuentran esquematizados en el Diagrama 3-11 y enlistados en la Tabla 3-10.



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

RADIO DE AFECTACION Y ZONA DE SEGURIDAD
 DE NUBE NO CONFINADA POR RUPTURA DE LINEA DE PROPANO

SECCION / AREA : ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DIAGRAMA No. 3-11



Resultados de la ruptura de la línea de propano en la descarga de la bomba GA-108 A.	
Cantidad descargada:	2038 lbs.
Estado:	Mezcla de gas/aerosol
Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento a la que se alcanza un medio del límite inferior de inflamabilidad (1/2L.I.I.):	170 m
Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento a la que se alcanza el límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.):	144 m
Ancho máximo de la zona de riesgo para un medio del límite inferior de inflamabilidad (1/2L.I.I.):	157 m
Ancho máximo de la zona de riesgo para el límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.):	133 m

Tabla 3-10. Resultados de la evaluación de la nube de vapor no confinada de propano.

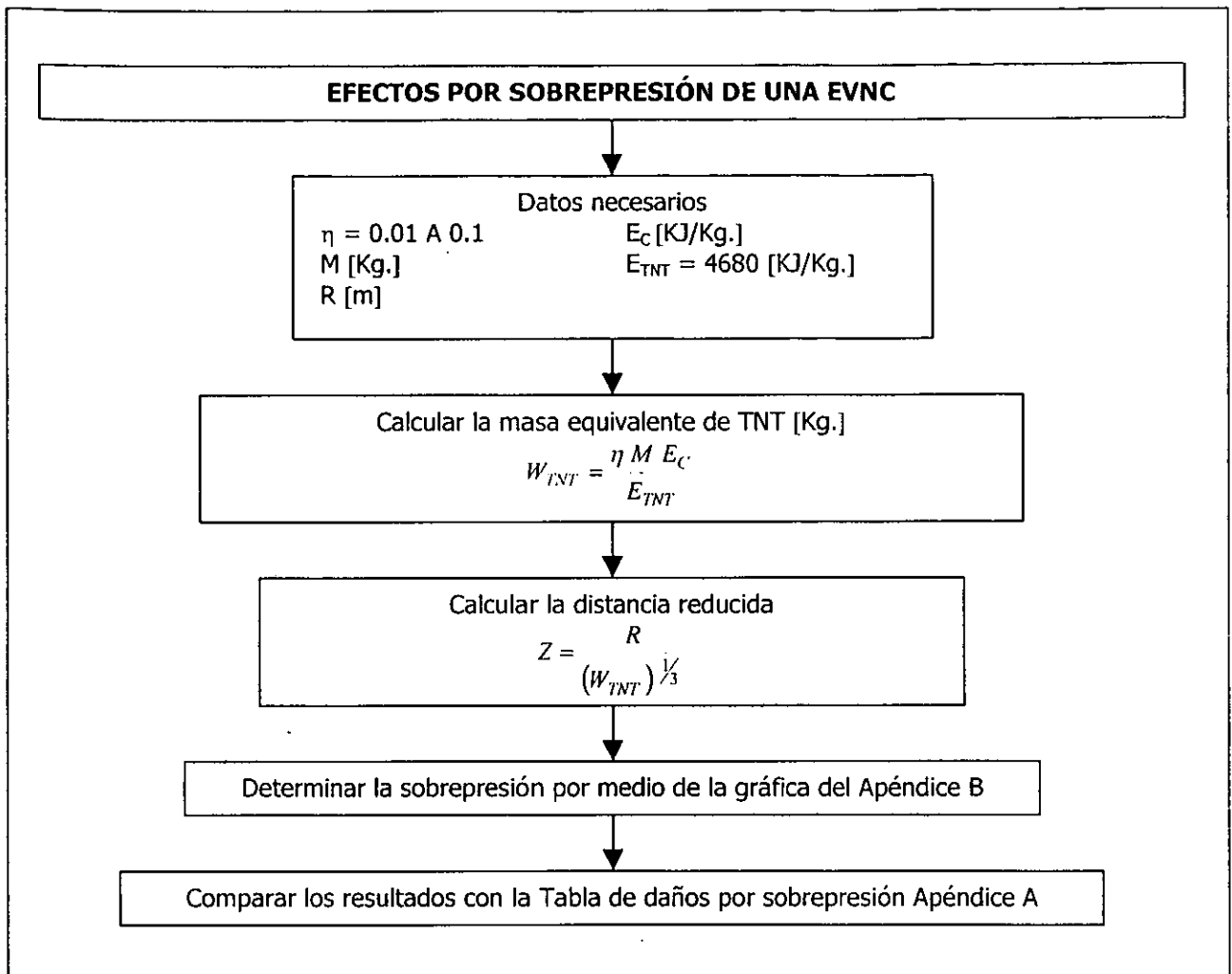


Figura 3-6. Diagrama de flujo para el cálculo de efectos de una EVNC.



EXPLOSIÓN DE LA NUBE DE GAS NO CONFINADA	
Daños Esperados	
Distancia (metros)	Refinerías
988.5	<ul style="list-style-type: none"> - Cuarto de control (construcción de concreto y estructuras de hierro): Ruptura de ventanas - Torre de enfriamiento: Falla mamparas
139.3	<ul style="list-style-type: none"> - Calentador: Fractura de ladrillos - Reactor químico: Ruptura de ventanas y medidores - Filtros: Falla de paredes de concreto - Edificio de mantenimiento: Deformación de la estructura - Tanque de almacenamiento (techo cónico): El equipo se levanta (50% de llenado) - Cubículo de instrumentos: Líneas dañadas, controles dañados - Regenerador: El equipo se mueve y las tuberías se rompen - Tanque de almacenamiento (techo flotante): El equipo se levanta (50% de llenado)
512-90.3	<ul style="list-style-type: none"> - Torre rectangular (estructura de concreto): Derrumbe de la estructura y la torre - Torre de vacío octogonal (estructura de concreto): Fractura de la estructura - Torre fraccionadora (montada sobre pedestal de concreto): Caída de la torre - Torre de regeneración (estructura de acero): Caída de la torre - Tanque de almacenamiento esférico: Deformación de la estructura en tanques llenos - Reactor catalítico: Partes internas dañadas - Columna fraccionadora: Unidad destruida - Tanques de almacenamiento (techo flotante): Colapso del techo

Tabla 3-11. Resultados de una EVNC de propano producida por ruptura de una línea.



EXPLOSIÓN DE LA NUBE DE GAS NO CONFINADA	
Daños Esperados	
Distancia (Metros)	Refinerías
11.9-52	<ul style="list-style-type: none"> - Torre de regeneración: Deformación de la columna - Edificio de mantenimiento: Derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura. - Tuberías: Derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas. - Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): Levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad. - Calentador: Unidad destruida - Regenerador: Marcos colapsados - Motor eléctrico: Daño por proyección de partículas - Ventilador: Carcaza y caja dañadas - Cuarto control (construcción de concreto y estructura de hierro): Derrumbe de estructura de hierro - Cuarto de control (techo de concreto): Unidad destruida - Transformador eléctrico: Unidad destruida - Ventilador: Unidad destruida - Regulador de gas: Controles dañados, carcaza y caja dañadas - Columna de extracción: La unidad se mueve de sus cimientos - Motor eléctrico: La unidad se mueve de sus cimientos. - Turbina de vapor: La unidad se mueve de sus cimientos
7.3-10	- Destrucción total del área

Tabla 3-11. Resultados de una EVNC de propano producida por ruptura de una línea. (Cont.)

CAPÍTULO 4

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



CAPÍTULO 4

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".

El Área de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo cuenta con los equipos de seguridad necesarios para evitar o mitigar de manera eficaz todo tipo de accidentes. Sin embargo, es importante mejorar continuamente su seguridad, y es debido a esto, que se realizó un Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" en esta planta, por medio del cual fueron encontradas áreas de oportunidad de mejora.

De este análisis se obtuvieron un total de 30 recomendaciones, con su respectivo escenario, de los cinco circuitos analizados, los cuales están descritos en la sección 3.2.

CIRCUITO 1. Carga de propileno a autotanques.

CIRCUITO 2. Trasiego de Gas L. P. del tanque esférico TE-266 a tanque de preparación de gasolinas.

CIRCUITO 3. Cabezal aéreo del Sistema General de Desfogue.

CIRCUITO 4. Línea de envío de propano-butano a Plantas Desasfaltadoras de Residuos.

CIRCUITO 5. Recibo y descarga de propano del tanque esférico TE-265 (de Planta Catalítica a TE-265 y de TE 265 a autotanques)

Dichas recomendaciones fueron clasificadas de acuerdo al nivel de riesgo encontrado, con las letras A (de alta prioridad), B (de prioridad media) y C (de baja prioridad), las cuales se muestran en la Tabla 4-1. De las 30 recomendaciones sugeridas, 9 corresponden al nivel A, 15 al nivel B y 6 al nivel C. Tomando en cuenta que las de clase A deben ser implementadas inmediatamente.

Por otra parte, el Análisis "HazOp" suma esfuerzos para que el personal involucrado directamente en la operación de la planta, así como personal administrativo, piense y actúe



con plena conciencia de los riesgos implícitos en la operación de la misma, para así fomentar una cultura de seguridad de los procesos.

NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
A	1. Flujo al quemador sur por descarga de bombas GA-108 A y B, P-104 A y B y GA 707 y 708, autotanques y línea de trasiegos, igualadora de presión, barridos, propano y succión de barridos alineada hacia el cabezal norte y sur. Esta desviación puede provocar fragilización y sobrepresión del cabezal de desfuegos.	1. Retirar de servicio en su totalidad el cabezal sur a la brevedad posible.
A	2. Venteo de gas remanente de autotanques junto con propano, propileno y mezcla propano - butano. Pérdida de producto Gas L. P.	2. Instalar dos bombas en el sistema de llenado de autotanques, para efectuar esta operación sin tener que hacerlo por diferencial de presión.
A	3. Alta presión por sobrellenado del tanque horizontal, con temperatura ambiente alta (la presión sube de 9 a 15 Kg/cm ²). Esta desviación puede ser la causa de relevo de flujo bifásico de la PSV.	3. Instalar alarma por alto nivel en cada uno de los TH 's. 4. Modernizar el sistema de medición de nivel de los TH 's.
A	4. Alto flujo por un mayor presionamiento en la esfera TE-266 (hasta 7.5 Kg/cm ²). Esto puede aumentar la PVR en el tanque de gasolina.	5. Instalar alarma por alta presión en las esferas, con indicación en el cuarto de control.
A	5. Alto flujo debido a que alguna de las purgas de las bombas deja salir líquido (error de operación y malas prácticas) hacia el cabezal de desfuegos. Esta desviación peligrosa puede ocasionar ruptura del cabezal.	6. Concientizar, capacitar y evaluar el desempeño de los operadores para evitar purgar líquido hacia el cabezal. 7. Hacer un estudio para instrumentar el cabezal e instalarle alarmas para que se active cuando se tiene un flujo anormal. 8. Candadear las purgas de las bombas al cabezal.

Tabla 4-1. Lista Jerárquica de Recomendaciones.



NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
A	6. Venteo por el directo por preparación de mezcla propano - butano en las esferas de la Planta. Esta desviación puede ser la causa de enfriamiento súbito del acumulador de desfuegos y pérdida de producto.	9. No preparar mezcla propano - butano en la Planta.
A	7. Fuga por la línea de 8", la cual está enterrada (línea fuera de servicio y juntacegada en un punto), de la succión de las bombas de propano GA-712 y GA-108. Esto puede ser la causa de fuga e incendio.	10. Cancelar interconexión y soldar carrete en sustitución de la "T". Fijar fecha de entrega de operación a Mantenimiento.
A	8. Menos instrumentación: Las válvulas Vickers de los TH's y los TE's ya tienen más de 30 años de vida útil. Éstas pueden fallar en cualquier momento en cerrado o abierto.	11. Cambiar todas las válvulas Vickers de tanques esféricos y horizontales.
A	9. Venteo por el directo cuando se barre un tanque horizontal de propano hacia una esfera de Gas L. P., por que ya relevó una PSV o bien para evitar que releve. Pérdida de producto.	12. Mantener las cuatro esferas TE-1, 2, 3 y 4 del Área 2 en operación. 13. Aplicar el procedimiento de operación.
B	10. Menos flujo de TE-265 a bomba GA-707 por baja presión en la esfera. Esto puede ocasionar cavitación y daños a la bomba.	14. Colocar micro switch de presión en la succión de la bomba para dispararla por baja presión, con indicación de presión en el cuarto de control.
B	11. Pérdida de espesor por corrosión externa en la línea de 3" de llegada al peine de Gas L. P. a tanques de preparación de gasolinas (Ver Diagrama No. 3-2). Puede haber ruptura de la línea y fuga grande con efectos peligrosos.	15. Actualizar la calibración de la línea (se hizo el 15/XI/99) 16. Revisión del protocolo, actualizarlo y cumplir con la normatividad vigente. 17. Difusión de los procedimientos operacional y de plan de emergencia al personal operativo de trasiegos de la Planta y Trasiegos 1. 18. Incluir en el programa de simulacros contra incendio esta instalación. 19. Rotulación de las líneas.

Tabla 4-1. Lista jerárquica de Recomendaciones. (Cont.)



NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
B	12. Menos estructura en la trayectoria completa de la línea de trasiego de Gas L. P. del TE-266 al tanque de preparación de gasolina (Ver Diagrama No. 3-2). Puede haber ruptura de la línea y fuga grande con efectos peligrosos.	20. Verificar que el circuito cumpla con la normatividad vigente.
B	13. Falta de manómetros y papel registrador de flujo. Esto puede ser la causa de sobrellenado del tanque de preparación de gasolina.	21. Estudiar la posible instalación de un dispositivo que controle el flujo e integre el mismo para control de la dosificación a un tanque de gasolina. 22. Colocar manómetros faltantes. 23. Hacer un estudio para reemplazar placa de orificio por un medidor másico con válvula de control automática.
B	14. Alto flujo por entrada de producto a alta presión (10 Kg/cm ²) por la línea de trasiegos del Área 1 al Área 2 (macho de 3"), hacia la línea de trasiego de Gas L. P., de TE-266 a tanque de preparación de gasolina. Producto fuera de especificación.	24. Instalar alarma por alta presión en el tramo de línea de trasiego de Gas L. P., cercana al macho de 3".
B	15. No hay flujo de bombas GA 108 A/B a las Plantas Desasfaltadoras de Residuos por mal alineamiento o falla de bomba. Puede ser la causa de presionamiento en la línea de descarga, fuga por sellos o daños a la bomba.	25. Instalar una PSV de la descarga a la succión de las bombas GA-108 A y B.
B	16. Alta presión debido a que la válvula de carga a la entrada del autotanque esté cerrada (Ver Diagrama No. 3-5). Esto puede ocasionar cavitación o daño a los sellos de la bomba.	26. Instalar una válvula de relevo en la línea de descarga de la bomba GA-707 hacia la succión de la misma.

Tabla 4-1. Lista jerárquica de Recomendaciones. (Cont.)



NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
B	17. Menos flujo por bajo nivel en el tanque TH-25. Esto puede ocasionar cavitación y daños a la bomba GA-108 A y B. (Ver Diagrama 3-4)	27. Instalar alarma por bajo nivel en el TH-257.
B	18. Menos seguridad debido a la falta/falla de los procedimientos, programas o normas. Esta desviación puede ser la causa de errores operacionales, actos y condiciones inseguras y daños a la salud de los trabajadores.	28. Sacar copia de las hojas de datos de seguridad de los productos (MSDS's). 29. Actualizar los rótulos de identificación de líneas, alarmas sonoras, detectores y bombas. 30. Minimizar fugas por los sellos de bombas. 31. Revisar y reponer los cables y pinzas a tierra de los autotanques que lo requieran. 32. Completar guías y soportes en tuberías. 33. Utilizar en forma adecuada la herramienta, sin golpear la tubería, para no generar chispas.
B	19. Fuga de gas por defecto en accesorios (Válvula, empaques, corrosión en tuberías) de la línea. Una fuga puede ser la causa de asfixia o incendio.	34. Seguir cumpliendo con el programa de calibración y mantenimiento (recubrimiento anticorrosivo) en la línea.
B	20. Falta de calibración y protección anticorrosiva en la línea. Puede haber ruptura de la línea y fuga de gas.	35. Verificar la calibración actual de la línea de trasiego en cuestión. 36. Completar recubrimiento faltante. 37. Instalar señalización en la línea. 38. Complementar soportería. 39. Aterrizar la línea. 40. Verificar la trayectoria a la llegada de la línea, para ver si se requiere modificar o ponerle contención, para protegerla de un posible golpe de vehículo.
B	21. Alta presión en el tanque esférico TE-265 y en la línea de succión de la bomba GA-707, por entrada de producto por línea de barrido. Se produce el relevo de las PSV's.	41. Seguir cumpliendo el programa de calibración y los procedimientos de operación.

Tabla 4-1. Lista jerárquica de Recomendaciones. (Cont.)



NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
B	22. Falta de instrumentos electrónicos en los tanques horizontales, actualmente se tiene solo una indicación de nivel, temperatura y presión en el campo. Insuficiente señal puede ser la causa de un accidente mayor.	42. Llevar la señal de presión y temperatura al tablero. 43. Instalar alarma por alta presión en los TH's.
B	23. Menos flujo por división de flujo por la línea de propano a las Plantas Desparafinadoras de 2" (Ver Diagrama No. 3-4)	44. Verificar en campo el cumplimiento del procedimiento operacional.
B	24. Alto flujo debido a que la válvula VM-1 está abierta (Ver Diagrama No. 3-4). Contaminación del producto y sobrellenado del TH.	45. Cumplir con el procedimiento de operación y con la técnica de confirmación HAD.
C	25. No hay flujo de propileno a autotankes debido a que la válvula vicker del TH está cerrada por daño del fusible o por baja presión en el circuito de aceite y/o falla de energía eléctrica. Esto puede ocasionar que la vicker se cierre.	46. Reponer los fusibles dañados. 47. Adquisición de válvulas vickers para sustituir las existentes (por envejecimiento del resorte).
C	26. Relevo de flujo bifásico de los TH's y TE's hacia el cabezal. Esta desviación puede ser la causa de fragilización del acumulador de desfuegos y posible ruptura.	48. Instrumentar la esfera, para que alarme por alto nivel. 49. Instalar una alarma por alto nivel en el tanque de desfuegos.
C	27. Corrosión externa de la tubería. Puede haber ruptura de la línea y fuga.	50. Mantener protegido al cabezal con recubrimiento.
C	28. No hay flujo del TH-257 a bombas GA 108 A y B. Falla de vicker o válvula de V-3 a V-7 cerrada (Ver Diagrama No. 3-4). Puede ser la causa de cavitación y daños a la bomba.	51. Instalar alarma por baja presión en bombas GA 108 A y B.

Tabla 4-1. Lista jerárquica de Recomendaciones. (Cont.)



NIVEL	ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
C	29. No hay flujo a la Plantas Desasfaltadoras y a las Desparafinadoras debido a que alguna de las válvulas V-1 y V-2 y válvula vicker Vv257 esté cerrada (Ver Diagrama No. 3-4). Retrasos en la producción (pérdida de producción)	52. Cumplir con el programa de capacitación al personal. 53. Evaluar el desempeño después de un curso de capacitación.
C	30. No hay flujo al cabezal de desfuegos por falla de la PSV (no abre) Esto puede ser la causa de explosión del TH o TE.	54. Seguir cumpliendo con los procedimientos de mantenimiento preventivo a PSV's y de candaeo.

Tabla 4-1. Lista jerárquica de Recomendaciones. (Cont.)

4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

A través del Análisis de Árbol de Fallas, aplicado a los escenarios "Explosión (BLEVE) del tanque horizontal TH-259" y "Relevo de las válvulas de alivio de presión (PSV's) por sobrellenado del tanque esférico TE-265", se encontró que sus probabilidades de ocurrencia, a las condiciones actuales de estudio, son 5.47×10^{-2} y 2.70×10^{-2} respectivamente, estos valores, comparados con el potencial de pérdida de la Tabla 3-3, nos indican que los riesgos no pueden ser aceptados.

Para que los riesgos de dichos escenarios puedan ser aceptados, es necesario implementar las recomendaciones mostradas en la Tabla 4-2 y 4-3 respectivamente. El Análisis de Árbol de Fallas nos da las siguientes probabilidades para ambos escenarios: 2.19×10^{-7} y 2.17×10^{-5} . Estos valores son menores al potencial de pérdida seleccionado para cada escenario, por lo que deben ser reducidos a niveles de aceptabilidad, en los cuales deben ser controlados.



ESCENARIO	RECOMENDACIONES
Explosión (BLEVE) del tanque horizontal TH-259.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Instalar alarma por alta presión. 2. Reducir los trabajos de soldadura y corte en el área de almacenamiento de Gas L. P. 3. Incluir en el procedimiento para contratistas y para la realización de trabajos potencialmente peligrosos, el punto que requiere la certificación del personal que realiza este tipo de actividades. 4. Verificar que el procedimiento de revisión, calibración y prueba de las PSV's se cumpla al pie de la letra. 5. Evitar enviar productos por arriba de la temperatura ambiente. 6. Difundir y verificar el cumplimiento al pie de la letra de los procedimientos operacionales de recibo de gas licuado a TH's y de emergencia en caso de sobrellenado y relevo de la PSV. También se debe cumplir con los programas de calibración correspondientes cumpliendo con las normas adecuadas. 7. Instalar detectores de fuego.

Tabla 4-2. Recomendaciones para la reducción de la probabilidad de ocurrencia del primer escenario del Análisis del Árbol de Fallas.

ESCENARIOS	RECOMENDACIONES
Relevo de la PSV por sobrellenado de un tanque esférico, TE-265.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Instalar alarma por alta presión con indicación en cuarto de control. 2. Instalar alarma por alto nivel y alta temperatura en los TE's. 3. Difundir y verificar el cumplimiento al pie de la letra de los procedimientos operacionales de recibo de gas licuado TE's y de emergencia en caso de sobrellenado y relevo de la PSV. 4. Verificar el cumplimiento correcto del procedimiento de revisión, calibración y prueba de las PSV's. 5. Evitar el envío de producto por arriba de la temperatura ambiente. 6. Instalar detectores de fuego.

Tabla 4-3. Recomendaciones para la reducción de la probabilidad de ocurrencia del segundo escenario del Análisis del Árbol de Fallas.



4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Los resultados obtenidos del Análisis de Consecuencias para ambos escenarios "Explosión del tanque horizontal TH-259" y "Ruptura de la línea de propano a la descarga de la bomba GA-108 A", respectivamente se muestran en las Tablas 3-6, 3-7, 3-8, 3-10 y 3-11.

El diámetro máximo de la esfera de fuego debida a la explosión del TH-259 es de 247 m con una duración de 16 segundos y una altura de 407 m. Además, se obtuvieron los radios de afectación debido a la radiación térmica y se hizo un Análisis de Vulnerabilidad de las personas. En el modelo por explosión de TH-259, los radios de la zona de fatalidad y de daños menores fueron de 18.6 a 24 m y de 2316 m respectivamente.

Del análisis del segundo escenario (Ruptura de la línea de propano a la descarga de la bomba GA-108 A) se obtuvo que la distancia máxima de riesgos en dirección del viento dominante, a la cual se alcanza un medio del L.I.I., es de 170 m y de 144 m para el L.I.I., la amplitud de la nube fue de 55°.

También, para este segundo escenario, se determinaron los daños ocasionados por la explosión de la nube, siendo los radios de afectación los siguientes: de 7.3 a 10 m para la zona de fatalidad y de 988 m para la zona de daños menores.

Con base a esto, se recomendó; la elaboración de los planes de emergencia y evacuación, las rutas de evacuación y su señalización, y las medidas de protección para mitigar los efectos a personas e instalaciones. Esta información es clave para la prevención y control de daños a las personas, a las instalaciones y al medio ambiente.

APÉNDICES



APÉNDICE A

EFFECTOS DE NUBES EXPLOSIVAS EN REFINERÍAS EN FUNCIÓN DE LA SOBREPRESIÓN.⁽¹⁴⁾

Cuartos de control: Construcción de concreto y estructura de fierro, onda expansiva

0.5 psi	Ruptura de ventanas
1.0 psi	Deformación de la estructura
1.5 psi	Derrumbe del techo
3.5 psi	Derrumbe de muros de concreto
10 psi	Derrumbe de estructura de fierro

Torre rectangular: Estructura de concreto

5.5 psi	Fractura de la estructura de concreto
7.0 psi	Derrumbe de la estructura y la torre

Torre de vacío octagonal: Estructura de concreto

7.0 psi	Fractura de la estructura
7.5 psi	Ruptura del anclaje de la torre y caída de ella

Torre fraccionadora: Montada sobre pedestal de concreto

4.5 psi	Aflojamiento de tuercas de anclaje
7.0 psi	Caída de la torre

Torre de regeneración: Estructura de acero

5.0 psi	Deformación de la estructura
7.0 psi	Caída de la torre

Torre de regeneración: Estructura de concreto

8.5 psi	Fractura de la estructura
16.0 psi	Derrumbe de la estructura y la torre

Reactor rectangular de cracking catalítico: Estructura de concreto

8.0 psi	Fractura de la estructura
12.0 psi	Derrumbe de la estructura y la torre

Des-isobutanizador: Montado sobre pedestal y zapatos

9.5 psi	Caída del reactor
---------	-------------------

Unidad de recuperación de vapor: Con estructura rectangular de acero

6.0 psi	Derrumbe de la estructura
---------	---------------------------

Horno de tubos fijos

1.5 psi	Desplazamiento ligero de su posición original
6.0 psi	Caída de chimenea
6.5 psi	Derrumbe de horno

Edificio de mantenimiento

0.3 psi	Caída de techo de asbesto corrugado
3.0 psi	Deformación de la estructura
5.0 psi	Derrumbe de muros de tabique, deformación seria de la estructura
6.0 psi	Derrumbe de la estructura

Torre de enfriamiento de agua

0.3 psi	Caída de lumbreras de asbesto corrugado
3.5 psi	Derrumbe de la torre

**APÉNDICE A (Cont.)****EFFECTOS DE NUBES EXPLOSIVAS EN REFINERÍAS EN FUNCIÓN DE LA SOBREPRESIÓN. (Cont.)**

Tuberías: Soportadas por estructuras de acero	
3.5 psi	Deformación de la estructura
6.0 psi	Derrumbe de la estructura y rompimiento de la tubería
Tuberías: Soportadas por estructuras de concreto	
3.5 psi	Fracturas de la estructura
5.0 psi	Derrumbe de la estructura y rompimiento de la tubería
Tanques de almacenamiento: Techo cónico y techo flotante	
1.5 psi	Levantamiento de tanques vacíos
3.5 a 6.5 psi	Levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad
Tanques de almacenamiento esféricos	
7.0 psi	Deformación de la estructura en tanques llenos
7.5 psi	Deformación de estructura en tanques vacíos
9.0 psi	Derrumbe de tanques llenos
9.5 psi	Derrumbe de tanques vacíos

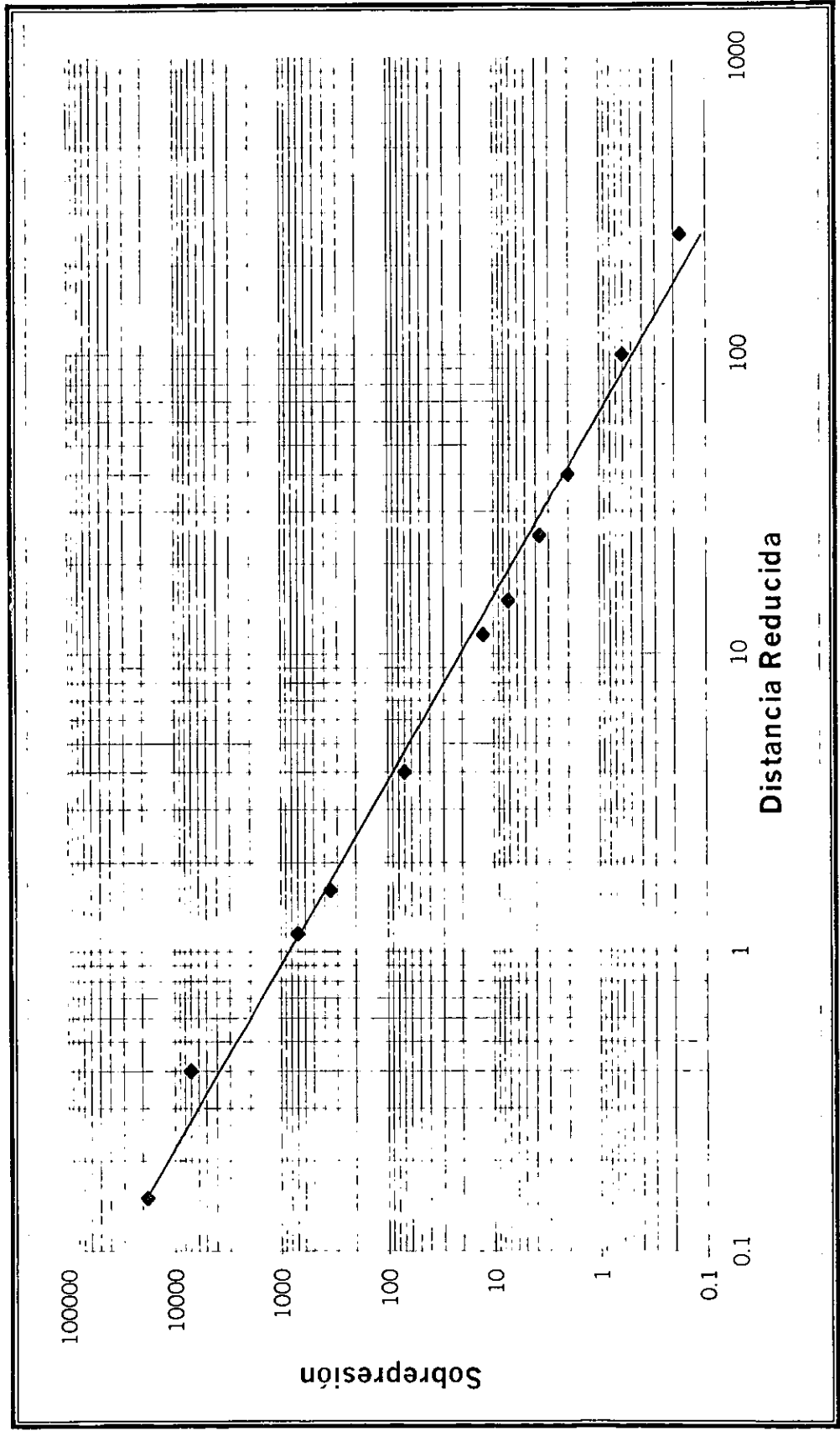
EFFECTOS POR EXPLOSIONES EN CONSTRUCCIONES EN FUNCIÓN DE LA SOBREPRESIÓN.⁽¹⁵⁾

Sobrepresión (psi)	Tipo de daños
0.03	Ruptura ocasional de cristales grandes sometidos a tensiones
0.04	Ruido fuerte. Ruptura de cristales pequeños por la onda sonora
0.1	Ruptura de cristales pequeños
0.3	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas
0.5 - 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 paneles 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



APÉNDICE B

GRAFICA DISTANCIA REDUCIDA CONTRA SOBREPRESIÓN. (4)



**APENDICE C****PROBABILIDADES DE OCURRENCIA DE ACCIDENTES UTILIZADAS EN ARBOL DE FALLAS.⁽⁸⁾**

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 mecánicamente 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	1E-3
Falla control de calidad (materiales corrosivos)	1E-3
Falla mantenimiento (calibración o recubrimiento)	1E-2
Falla de decisión (se opera en el límite 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	8.76E-2
Falla de diseño o deterioro durante su servicio	1E-2
Falla de decisión (la línea 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 centrífuga	1.04E-4
Falla bomba centrífuga (catastrófico)	1.04E-6
Falla bomba (impulsada a motor)	2.4E-6

GLOSARIO



GLOSARIO

Accidente: Evento no deseado que provoca daños a las personas, al ambiente y/o instalaciones.

Análisis Costo–Beneficio: Actividad de la administración de riesgos que permite tomar decisiones de aceptar o no el riesgo.

Causa: Es lo que hace que un incidente ó accidente ocurra. Por ejemplo, falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc. Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar causas de las causas mencionadas.

Comburente: Sustancia que hace entrar en combustión a otra o la activa.

Combustible: Son los materiales sólidos, líquidos o gaseosos que arden al combinarse con un comburente y en contacto con una fuente interna o externa de calor.

Combustión: Reacción exotérmica de una sustancia llamada combustible, con un oxidante, llamado comburente; el fenómeno viene acompañado generalmente con una emisión lumínica en forma de llamas o incandescencia con desprendimiento de producto, productos volátiles y/o humos que pueden dejar un residuo de cenizas.

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

Criogénico: Material que produce bajas temperaturas.

Deflagración: Cambio súbito a un estado de combustión generalizada en la superficie del conjunto de los materiales combustibles en un recinto. Arder una sustancia súbitamente con llama y sin que haya una explosión.

Desfogue: Sistema de descarga al fuego de alguna sustancia.

Desviación: Son las palabras guía que indican una modificación cualitativa ó cuantitativa de los parámetros a analizar.

Detonación: Explosión que se propaga a la velocidad supersónica y que lleva asociada una onda de choque.

Dique: Muro hecho para contener las aguas u otros materiales líquidos.

Distancia real: Cualquier distancia fuera de la distancia reducida en la que se tienen daños.

Distancia reducida: Es la distancia en donde dos explosiones de distintos materiales, considerándose la misma masa, tienen efectos iguales.



Efecto dominó: Serie de eventos consecutivos cuya causa iniciadora pueden ser los efectos de una explosión (formación de proyectiles, onda de presión, radiación térmica).

Escenario potencial: Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.

Explosión: Expansión violenta de gases que se producen por una reacción química, por ignición o por calentamiento de algunos materiales que dan lugar a fenómenos acústicos, térmicos y mecánicos; cuando esto ocurre dentro de un recipiente o recinto, existe la posibilidad de ruptura por el aumento de presión.

Factor de visión: Es la radiación recibida, en ausencia de absorción por la atmósfera, por una superficie situada fuera del perímetro de un incendio de características conocidas.

Fracción de radiación: Se define como la relación entre la energía emitida por radiación y la energía total liberada en la combustión. Los valores varían entre 0.15 y 0.35 ó 0.40 para la mayor parte de los hidrocarburos.

Frecuencia: Es el número de fallos de un componente ó equipo, ó el número de errores humanos por año, día, hora ó demanda.

Ignición: Proceso de encendido de una sustancia combustible. Se produce cuando la temperatura de la sustancia se eleva hasta el punto en que sus moléculas reaccionan espontáneamente con el oxígeno, y la sustancia empieza a arder. Esta temperatura se llama temperatura de ignición o punto de ignición.

Incidente: Suceso no deseado, que bajo ciertas circunstancias, ligeramente diferentes, puede provocar daños a las personas, al ambiente y/o instalaciones.

Índice de riesgo: Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad. Índice de Riesgo (pérdida/año)= Índice de Frecuencia (accidente/año) x Índice de Gravedad (pérdida/accidente).

Inflamable: Material combustible que llega fácilmente a su punto de ignición y arde fácilmente teniendo una gran velocidad de propagación de la flama.

Límite de operación: es el valor máximo de los parámetros de operación, el cual no debe ser excedido durante la operación normal.

Límite de seguro: se refiere al máximo del límite de operación para el equipo en su nivel máximo de diseño de operación permitida. C

Medida correctiva: Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado ó mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.



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.

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

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

Probabilidad: Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es uno.

Punto de Flash: Temperatura mínima a la cual se produce el suficiente vapor como para formar, cerca de la superficie de un líquido combustible, una mezcla con aire que esté dentro de los límites de inflamabilidad.

Punto de inflamación: Temperatura a la cual, bajo condiciones definidas, la concentración de gases emitidos por un sólido o por un líquido combustible es tal, que se alcanza el límite inferior de inflamabilidad.

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.

Transmisividad Atmosférica: Se define como la fracción de energía transmitida y puede calcularse de forma aproximada considerando solamente el vapor de agua, ya que en una distancia de 100 m, la atmósfera puede absorber o dispersar alrededor del 20 al 40% de la energía radiante emitida por el incendio debido a la presencia CO_2 y del vapor de agua en la atmósfera.

Trasiego: Enviar producto de un contenedor a otro o a donde se requiera por medio de bombas.

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

1. Occupational Safety and Health Administration's (OSHA) PSM regulation, **Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals**, 29 CFR 1910.119 (Febrero, 1992).
2. U. S. Environmental Protection Administration, **Risk Management Programs for Chemical Accidental Release Prevention**. Title 40 CFR PARTS 9 and 68, Prevention Program-Management of Change, EPA, Washington, DC (Enero, 1995).
3. Independent Engineering Services LTD, **Seminario sobre estudios HazOp**, México (Agosto, 1998).
4. Santamaría Ramiro, J. M. y Braña Aísa, P.A., **Análisis y reducción de Riesgos en la Industria Química**, Fundación MAPFRE (1994)
5. NFPA (National Fire Protection Association) Standard 704 "**Identification of the Fire Hazards of Materials**". Standard 325M "**Fire Hazards Properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids**" Quincy, Massachusetts (1990)
6. Turner D.B. "**Workbook of atmospheric Dispersion Estimates**" Environmental Protection Agency, office of air programs, Research Triangle Park. North Carolina (1970)
7. Lees, F. P. "**Loss Prevention in the Process Industries. Butterworth-Heinemann**". Londres (1980)
8. Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas at Austin, "**Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries**". A Short Course Presented at IMP, México (Junio, 1994).
9. Center For Chemical Process Safety of the AIChE. "**Guidelines for Hazard Evaluation Procedures**" New York, NY (1992).
10. Nuclear Regulatory Commission. "**Fault Tree Handbook**". Washington D.C. (Enero 1981)
11. Mary P., Deniau R. "**Les Moyens d' Estimation de la Dispersion des Polluants 'a I' des Cheminees Industrielles**" E.D.F., Bulletin de la Direction des Etudes et Reserches, serie A-Nucleaire, Hydraulique, Thermique, No. 3 pp-5-64. (1972)
12. Environmental Protection Agency "**Accidental Episode Manual**" Research Triangle Park, North Carolina. (1972)
13. Center For Chemical Process Safety of the AIChE. "**Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis**" New York, NY (1989).



14. **"Guiding Principles for Protection of High-Hazard Chemical and Plant Units: Vapor Clouds"**
15. Federal Emergency Management Agency and U.S. Environmental Protection Agency. **"ARCHIE User's Manual"** Version 1.0
16. American Institute Chemical Engineer, AIChE. **Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp"**, (1998)
17. Diario Oficial de la Federación **"Norma Oficial Mexicana, Secretaría del Trabajo y Previsión Social"**, (Enero 5,1996)