

122



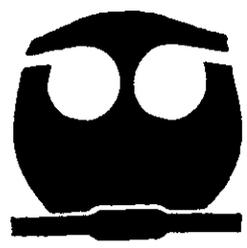
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



ANALISIS DE RIESGOS EN UN AREA DE
ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERA QUIMICA
P R E S E N T A :
PAOLA AMAYRANI QUINTERO REYES





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: **Natalia Elvira de la Torre Aceves**

Vocal: **Claudio Armando Aguilar Martínez**

Secretario: **Modesto Javier Cruz Gómez**

Primer Suplente: **José Antonio Ortiz Ramírez**

Segundo Suplente: **Eduardo Marambio Dennett**

Sitio donde se desarrolló el tema

**LABORATORIO E-212
EDIFICIO E, FACULTAD DE QUÍMICA, CIUDAD UNIVERSITARIA**

Asesor



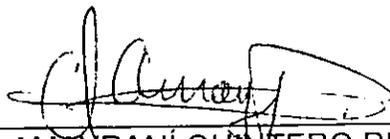
MODESTO JAVIER CRUZ GÓMEZ

Supervisor técnico



CORNELIO DE LA CRUZ GUERRA

Sustentante



PAOLA AMAYRANI QUINTERO REYES

DEDICATORIA

A MIS PADRES:

Dedico el presente trabajo de Tesis a mi padres Tarcilo y Yolanda, por haberme apoyado durante toda mi vida de estudiante a pesar de las necesidades que siempre han existido en la familia, porque con su ejemplo de lucha y servicio me enseñaron a trabajar y ser responsable con mis deberes, y porque gracias a su cariño, amor y respeto soy una mujer feliz.

AGRADECIMIENTOS

A DIOS:

Por darme la oportunidad de vivir y terminar una carrera universitaria.

A MIS HERMANOS:

Rebeca, Lilia, Cacho, Cris, Lalo, Norma, Adrián, Leonardo, Rodriqo, Eleazar, Carolina y Pedro, porque siempre han estado cuando los necesito, especialmente mi hermana Chelin que se desvelaba conmigo, y mi hermana Alejandra por preocuparse tanto en lo que necesitaba para la escuela.

A MI NOVIO:

Luis Soto porque durante toda la carrera estuvo a mi lado dándome su apoyo moral e intelectual, además de esperarme y acompañarme a casa después de clases.

A MIS PROFESORES:

M. en C. Natalia E. de la Torre Aceves: Por darme la oportunidad de conocerla más que como maestra como una amiga, y porque aprendí de ella no sólo conocimientos técnicos sino también de desarrollo personal.

Dr. M. Javier Cruz Gómez: Por darme la oportunidad de realizar un trabajo de tesis a su lado aprendiendo de su experiencia, y por haberme brindado su apoyo durante todo ese tiempo.

M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra: Por haberme proporcionado toda su ayuda y experiencia para la realización del presente trabajo.

I. Q. Luis Méndez González: Por apoyarme en los asuntos académico-administrativos durante la carrera y por creer en mí.

Inq. Claudio Aquilar Martínez: Porque tuve la oportunidad de compartir sus conocimientos a través de las asignaturas por él impartidas las cuales me agradaban mucho, especialmente por transferencia de calor.

A todos los profesores que tuve en la carrera por brindar su tiempo y sus conocimientos, no sólo técnicos sino también por compartir sus experiencias, en especial al prof. Ramón Arnaud.

A LOS INGENIEROS DE LA PLANTA:

Fidel Mejía, Artemio Zamudio, Ramón Tapia, Armando Barraquán, Andrés Rodríguez, Ricardo Perales y Manuel López, por brindarme su apoyo y conocimientos además de un trato amable, todo el tiempo que estuve en la planta.

A MIS COMPAÑEROS DE TRABAJO:

Sonia Monroy y Ramón García por enseñarme como debía realizar los documentos y planos del trabajo de tesis.

A MIS COMPAÑEROS DE LA UNIVERSIDAD:

Alejandro, Carlos, Cecilia, Cielo, Chuy, Erasmo, Jorge, Lazaro, Leonardo, Luis F., Martha, Mishell, Rosalba, Sergio, Teresa, Wilson por haber compartido conmigo desde horas de estudio hasta aventuras estudiantiles, haciendo la estancia en la carrera muy agradable.

A MIS GRANDES AMIGAS:

Massiel y Sonia porque se que siempre he podido contar con ellas.

AL RESTO DE MI FAMILIA:

Por compartir siempre conmigo los momentos especiales y difíciles en mi vida.

RESUMEN

El presente estudio es una muestra de un Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp, realizado en una Planta de Almacenamiento de Gas L.P.

El estudio formal de un caso específico como es el Análisis de Riesgos por medio de la técnica HazOp realizado en esta planta de almacenamiento sin tener la experiencia previa, documentará y permitirá al novato, el conocimiento de ésta técnica y sus alcances.

Se realiza el levantamiento en campo de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) del área de almacenamiento de Gas L.P. a fin de actualizar los existentes y mostrar la situación del área para que el análisis de riesgos sea confiable.

Se programan una serie de sesiones, con un equipo multidisciplinario (personal de la UNAM e ingenieros del Área de Almacenamiento) para encontrar posibles desviaciones y áreas de oportunidad de mejora tanto operacionales como administrativas dentro del área y analizar cuál es la mejor recomendación en cada uno de los casos. Lo anterior se realizó en cinco áreas representativas de la planta:

1. Tanque esférico TE-3 de almacenamiento de gas PEMEX,
2. Patín de inyección de gas PEMEX del tanque esférico TE-3 al LPG-ducto,
3. Línea de envío de isobutano de la planta RG-1 a la planta RG-2,
4. Tanque horizontal TH-1 de almacenamiento de propileno y
5. Línea de desfogue de la planta RG-2.

De estas sesiones se obtiene como resultado una serie de recomendaciones para instrumentar mejoras y evitar las posibles desviaciones encontradas, clasificadas de acuerdo al grado de riesgo que implican y se les da seguimiento asignando responsabilidades al personal encargado de los diferentes sectores de la planta.

CONTENIDO

SECCIÓN	PÁGINAS
LISTA DE ABREVIATURAS	IV
ÍNDICE DE FIGURAS	V
ÍNDICE DE TABLAS	VI
ÍNDICE DE DIAGRAMAS	VII
CAPITULO I INTRODUCCIÓN	
1.1 JUSTIFICACIÓN	1
1.2 OBJETIVOS	2
1.3 ANTECEDENTES	3
CAPITULO II EL ANÁLISIS HAZOP ENTRE LAS DIFERENTES TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	
2.1 CONCEPTOS	7
2.2 ¿QUÉ ES UN HAZOP?	8
2.3 ¿PARA QUÉ SIRVE UN HAZOP?	9
2.4 ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS	10
2.5 UTILIDAD DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS	12
2.6 OTRAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	13
2.6.1 MÉTODOS COMPARATIVOS	14
2.6.2 ÍNDICES DE RIESGO	15
2.6.3 MÉTODOS GENERALIZADOS	17
2.7 ¿POR QUÉ ESCOGER LA TÉCNICA HAZOP?	28

CAPITULO III METODOLOGÍA PARA REALIZAR UN ESTUDIO HAZOP

3.1	METODOLOGÍA	30
3.2	TERMINOLOGÍA HAZOP	31
3.3	INFORMACIÓN PRELIMINAR REQUERIDA	39
3.4	MATRIZ DE RIESGOS	40
3.5	IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS POTENCIALES DE ACCIDENTE	42
3.6	DETERMINACIÓN DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGUROS	43

CAPITULO IV HAZOP Y ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS REALIZADO EN EL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

4.1	DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO	44
4.2	PERÍODO DE ESTUDIO E INTEGRANTES DEL EQUIPO HAZOP	45
4.3	RESULTADO DE LA INSPECCIÓN VISUAL	47
4.4	LISTA JERÁQUICA DE RECOMENDACIONES	48
4.5	ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS REALIZADO EN LA PLANTA	54
4.6	DESCRIPCIÓN DE LOS ESCENARIOS POTENCIALES DE ACCIDENTE	57
4.7	RECOMENDACIONES	60
4.8	CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS	62

CAPITULO V ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

5.1	ANÁLISIS DE RESULTADOS	63
5.2	CONCLUSIONES	64

BIBLIOGRAFÍA	68
---------------------	-----------

APÉNDICES

69

- A. Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) de Tanques esféricos 1 y 2 y Tanques horizontales del Área de Almacenamiento de Gas L.P.
- B. Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI's) usado durante las reuniones Hazop y hojas de registro del nodo 1.
- C. Hojas de Seguridad del Butano/Isobutano y Propileno

LISTA DE ABREVIATURAS

AC	Análisis de consecuencias
ASME	American Society Mechanical Engineers
ASTM	American Society for Testing Materials
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
FTA	Fault Tree Analysis
HAZOP	Hazard and Operability Analysis
ISO	International Standar Organization
L.P.	Licuado de Petróleo
NFPA	National Fire Protection Association
NOM	Norma Oficial Mexicana
OSHA	Ocupational Safety and Health Administration
PSM	Process Safety Managment
PSV	Presure Safety Valve
TE	Tanque esférico
TH	Tanque Horizontal

INDICE DE FIGURAS

FIGURA	PÁGINAS
1.1 Riesgo potencial que se presenta en una planta.	6
2.1 Etapas de un análisis de riesgos.	11
2.2 Utilidad del análisis de riesgos.	12
2.3 Metodología para el análisis de Árbol de Fallas.	20
2.4 Simbología para el tipo de fallas.	21
3.1 Diagrama de flujo de la técnica HazOp.	34

INDICE DE TABLAS

FIGURA	PÁGINAS
2.1 Lista de comprobación (check-list).	16
2.2 Hoja de trabajo para el What-if.	26
2.3 Hoja de registro de análisis de error humano.	29
3.1 Aplicación del significado de las palabras guía usadas en el análisis "HazOp".	35
3.2 Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para procesos químicos.	36
3.3 Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para procedimientos.	37
3.4 Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para tuberías, recipientes y tanques.	38
3.5 Matriz de Riesgos Utilizada en la Técnica "HazOp".	41
3.6 Significado de los números de la matriz.	41
3.7 Ejemplo de límites de operación y seguros para un parámetro de proceso.	43
4.1 Productos y equipos que se manejan en la planta.	44
4.2 Probabilidad que ocurra un accidente y el costo implicado.	59
4.3 Grado de aceptación de un accidente de acuerdo a la probabilidad de que ocurra.	62

INDICE DE DIAGRAMAS

DIAGRAMA	PÁGINAS
4.1 Plano de localización General de Equipo de la Planta.	46
4.2 Diagrama de los escenarios potenciales de accidente de la planta.	56
4.3 Diagrama N° 1 del Árbol de Fallas (sin recomendaciones).	58
4.4 Diagrama N° 2 del Árbol de Fallas (con recomendaciones).	61

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 JUSTIFICACIÓN

La empresa se ha propuesto el minimizar los riesgos asociados con la operación de la Planta de Almacenamiento de Gas L. P., por tal motivo está en proceso de implantar un *Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental*. Por esta razón la empresa en colaboración con la Facultad de Química de la U.N.A.M. ha decidido realizar conjuntamente un Análisis de Riesgos por medio de la técnica HazOp, en esta ocasión específicamente en la planta de almacenamiento de Gas L.P. y de esta manera eliminar riesgos en el área mencionada.

La actualización de los DFP's y los DTI's son la base para hacer los análisis de riesgos y administrar los cambios en el equipo de proceso. Además que cuando en un área de la planta se tienen actualizados estos diagramas y se ha hecho un análisis de riesgos, entonces se obtiene una mejor calificación durante las auditorías de las compañías reaseguradoras, que han visitado en varias ocasiones las diferentes áreas de la planta.

El producto que se denomina como Gas L.P. contiene una serie de sustancias químicas que son altamente volátiles y se caracterizan por dar lugar a la formación de mezclas explosivas al entrar en contacto con el aire, aun en concentraciones tan bajas como 2% en volumen por lo que son productos inestables y peligrosos, estos productos son: propano, propileno, butano, isobutano y butileno.

1.2 OBJETIVOS:

1. Levantamiento y/o actualización de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) del área de almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo.
2. Conocer y entender la técnica HazOp.
3. Identificación y evaluación de riesgos, aplicando la técnica HAZOP, en el área de almacenamiento de gas L.P.
4. Complementar la técnica HAZOP, por medio de un Análisis de Árbol de fallas, detectando cuál es la probabilidad de suceso de un accidente.
5. ¿Es indispensable el Análisis de Riesgos?

1.3 ANTECEDENTES (Ref. 1)

A partir de la segunda mitad del presente siglo ha sido muy significativo el crecimiento de las plantas químicas en cuanto a número y capacidad. Esto a la vez, ha propiciado una mayor conciencia sobre la seguridad industrial que de alguna forma ya se extiende al público en general. La administración de casi la mayoría de las industrias en sus distintos niveles ha respondido a esta creciente sensibilidad social realizando esfuerzos importantes para regular las actividades de la industria en general, y en particular de aquellas industrias que presentan un mayor riesgo. Estos esfuerzos reducen la posibilidad de accidentes de mayor impacto durante la fabricación, uso y transporte de productos químicos.

Debido precisamente al aumento de las industrias químicas, aumentó la tendencia y magnitud de accidentes potenciales, los cuales han provocado cuantiosas pérdidas humanas y materiales, así como daños ambientales, ocurridos en diferentes plantas de procesos químicos, de refinación y petroquímicos; por tales motivos, el grupo de ingenieros de prevención de pérdidas y confiabilidad que trabajaban para la empresa Imperial Chemical Industries en Tee-Side en la Gran Bretaña, desarrolló a principios de los años 70's la técnica de los estudios HAZOP. Se reconoció que los accidentes eran resultado de una cadena lógica de causas y circunstancias, que aunque graves, podían evitarse o por lo menos reducir su gravedad o frecuencia. Este desarrollo fue muy oportuno ya que coincidió con un gran cambio en la tecnología cuando el control e instrumentación se estaban volviendo automatizados y centralizados y el uso de esquemas y control sofisticado estaban permitiendo operar procesos más grandes, altamente integrados y a veces peligrosos, de manera "más económica". Sin embargo, se encontró que un mayor control y automatización de los procesos con tecnología más sofisticada y centralizada aunado a un decremento del conocimiento de los operadores, respecto a estos procesos estaba produciendo un riesgo potencial que debía reducirse (ver fig. 1.1), incrementando el conocimiento de los operadores respecto de los procesos y sus riesgos.

A continuación se muestran algunos de los accidentes de mayor impacto ocurridos en los últimos 25 años:

- **Flixborough (UK), 1º de junio de 1974.** En una planta de Nypro la rotura de una tubería provoca la descarga de unas 80 toneladas de ciclohexano líquido y caliente. La nube resultante da origen a una explosión de gran poder destructivo. El resultado son 28 muertos y cientos de heridos y destrucción completa de las instalaciones.

- **Seveso (Italia), 9 de julio de 1976.** En una planta de ICMESA (Hoffmann La Roche), una reacción química fuera de control provoca el venteo de un reactor, liberándose unas dos toneladas de productos químicos a la atmósfera; entre estos había de 0.5 a 2 Kg. de dioxina, cuya dosis letal para una persona de sensibilidad promedio es inferior de 0.1 mg. Fue preciso evacuar más de 1,000 personas, no hubo muertos como consecuencia directa, pero la dioxina afectó a muchas personas (acné por cloro), se produjeron abortos espontáneos y contaminación del suelo.

- **Camping de los Alfaques, San Carlos de la Rápita (España), 11 de julio de 1978.** Un camión de 39 toneladas sobrecargado con unos 45 m³ de propileno, dio origen a una explosión BLEVE al chocar con una camión camping. Hubo 215 muertos.

- **Cubatao (Brasil), 25 de febrero de 1974.** Un oleoducto sufre daños. La gasolina que se escapa se evapora y se inflama, dando origen a una gran esfera de fuego. Hubo al menos 500 muertos.

- **México D.F. (México), 19 de noviembre de 1985.** Hacen explosión varios contenedores con gas L.P. en San Juan Ixhuatepec. Hubo 452 muertos, y más de 4,200 heridos.

- **Bhopal (India), 17 de diciembre de 1984.** Se produce un escape de gas venenoso (isocianato de metilo) en una planta de Union Carbide que producía una sustancia

insecticida. La emisión se esparce sobre una superficie de unos 40 km. Hubo 2,500 muertes por envenenamiento y aproximadamente el mismo número en condiciones críticas. Unas 150,000 personas requirieron tratamiento médico. Se produjeron efectos a largo plazo, como ceguera, trastornos mentales, lesiones hepáticas y renales, así como malformaciones embrionarias.

- **Guadalajara (México), 23 de abril de 1992.** Se produce una serie de explosiones en cadena a lo largo de una red urbana de alcantarillado de unos 13 km. de longitud, al parecer debido a vertidos de combustibles en los mismos. Los datos oficiales informan de 200 muertos, 1,500 heridos, 1,200 viviendas destruidas, así como 450 inmuebles comerciales; las estimaciones de daños económicos están alrededor de 7,000 millones de dólares.

Estos accidentes y muchos más, han sido motivo de una mayor preocupación por los temas de seguridad e higiene industriales y ecología, en la industria química, de refinación y petroquímica, relacionados con el manejo, almacenamiento y uso de productos químicos. Esta tendencia, la ha expresado públicamente el Comité de Química de las Comunidades Europeas refiriéndose a la década de los 90's y puede ser comunicado en todo el mundo de la siguiente manera:

“La seguridad e higiene industriales deberán ser una de las mayores prioridades del negocio. Por lo que se tendrá que poner mayor atención tanto a mejorar la seguridad en la industria química, de refinación y petroquímica como al riesgo que implica su funcionamiento para la población circundante y para el medio ambiente a largo plazo. La industria química, de refinación y petroquímica de todo el mundo tendrá que desarrollar una política más adecuada, en el corto plazo, para disminuir los riesgos, mediante el desarrollo de nuevos productos, tecnologías y procesos y/o mediante la prevención y control de riesgos, usando técnicas especializadas de identificación y evaluación de riesgos y mejorando los sistemas administrativos y de ingeniería”.

Para la disminución de riesgos, lo primero que se debe hacer es identificar y evaluar los riesgos mediante técnicas cualitativas y cuantitativas de análisis, tales como el Análisis de Riesgo y Operabilidad (HAZOP) y el Análisis de Arbol de Fallas (FTA), entre otras menos sistemáticas. Actualmente la OSHA del departamento de trabajo de los Estados Unidos tiene como requerimiento, dentro del modelo de administración de la seguridad de los procesos (PSM), publicado en febrero de 1992, la aplicación de la técnica HAZOP como un medio para demostrar que una planta opera de manera segura. (Ref. 2)

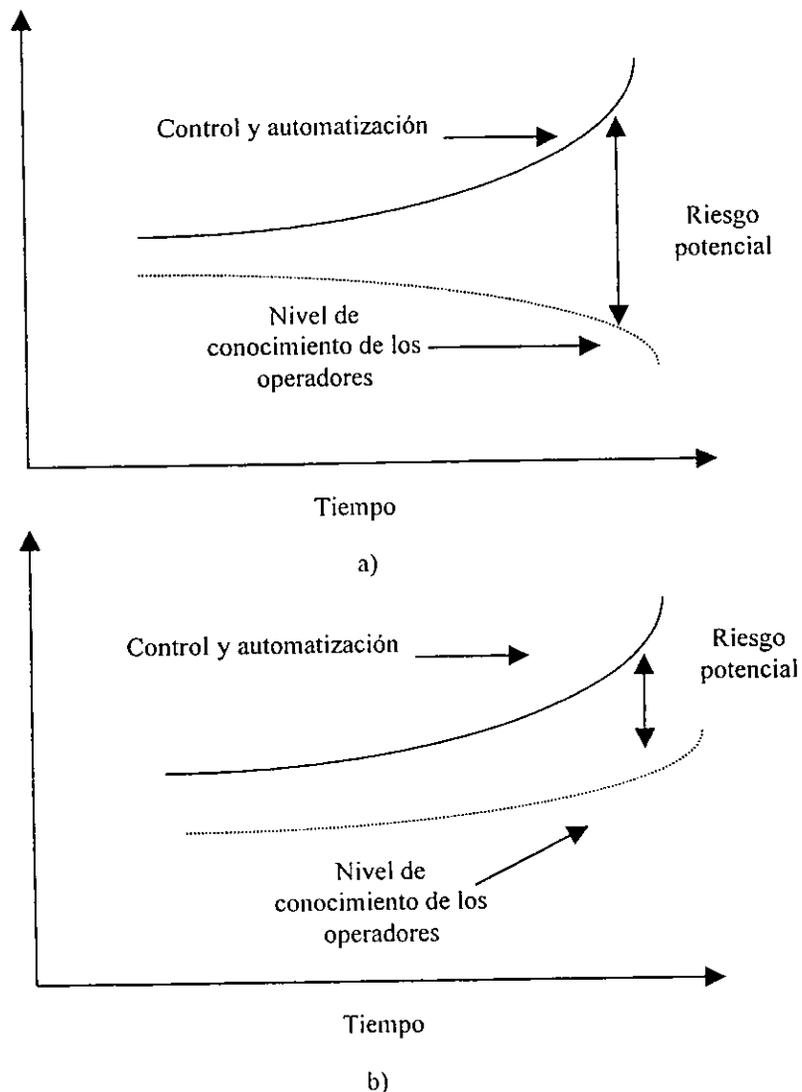


Figura 1.1. Riesgo potencial que se presenta en una planta cuando: a) no existe suficiente conocimiento por parte de los operadores y b) cuando existe una buena capacitación con respecto al conocimiento de los procesos. (Ref. 3)

CAPITULO II

EL ANÁLISIS HAZOP ENTRE LAS DIFERENTES TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS

2.1. CONCEPTOS (Ref. 1 y 4)

“La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolable”.

Riesgo. Es la posibilidad de sufrir pérdidas, ya sea de tipo material (daños a equipos o la planta) o afección a las personas y en todos los casos implica pérdidas económicas, este riesgo se expresa en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.

Pérdida. Significa un derroche innecesario de recursos.

Para decidir si un riesgo es o no aceptable, se requiere estimar su magnitud mediante un Análisis de riesgos. Esto significa que analizar un riesgo, es evaluar las pérdidas que éstos puedan ocasionar, el peligro potencial que representa una actividad.

Análisis de riesgos. Es una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias-probabilidades y consecuencias de accidentes.

Análisis de riesgos en procesos. Es un esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u operación del proceso, que podían conducir a consecuencias indeseables (perjuicios personales o daños catastróficos a equipos) y determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar o al menos mitigar sus consecuencias.

Peligro. Significa cualquier condición física o química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o la propiedad.

Accidente. Significa cualquier acontecimiento no planeado que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema causando daño a las personas, equipos, a materiales y medio ambiente, pueden ser accidentes menores o mayores.

Accidente menor. Es un acontecimiento no deseado que provoca daños leves a las personas, siendo necesaria la aplicación de primeros auxilios para que se incorporen nuevamente a las actividades normales.

Accidente mayor. Se definen como cualquier suceso tal como una emisión, fuga, vertido, incendio o explosión que sea consecuencia de un desarrollo incontrolado de una actividad industrial y que pueda provocar una situación de gran riesgo, catástrofe o calamidad pública, inmediata o diferida, para las personas, el medio ambiente y los bienes, ya sea en el interior o en el exterior de las instalaciones, y en el que estén implicadas una o varias sustancias peligrosas (real decreto 886/1988, de la legislación Española, sobre prevención de accidentes mayores).

HAZOP (Hazard and Operability Analysis) significa Análisis de Riesgos y Operabilidad, la palabra **riesgo** corresponde a la palabra en inglés **Risk** y la palabra **peligro** corresponde a la palabra en inglés **Hazard**. Sobre la base de la explicación anterior, HAZOP debería traducirse como Análisis de Peligro y Operabilidad, sin embargo se usará la palabra riesgo en lugar de peligro como se ha venido haciendo.

2.2. ¿QUÉ ES UN HAZOP? (Ref.1)

“**Análisis de riesgo y Operabilidad (HAZOP).** Es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para llevar a cabo un estudio de los peligros, su magnitud y repercusiones principalmente en una planta química, el cual usa una serie de palabras guía, que se aplican a cada parámetro del proceso seleccionado para identificar mediante la

discusión propositiva y la generación de ideas, desviaciones de la intención del diseño de un sistema y sus procedimientos, causas que las provocan y sus consecuencias, los sistemas de protección o mitigación de dichas causas y consecuencias; y que además, semicuantifica los riesgos mediante la combinación de frecuencias de riesgos o probabilidades y la gravedad, hace recomendaciones, las cuales clasifica y jerarquiza de acuerdo al nivel de riesgo encontrado, establece y jerarquiza las acciones para instrumentar las medidas correctivas determinadas por el equipo multidisciplinario”.

En la industria química, por más que se introduzcan salvaguardas, su actividad representa un riesgo, que únicamente puede ser eliminado si eliminamos la industria química. Ya que la industria química es necesaria en el mundo actual, la solución al problema es determinar cual es el nivel de riesgo aceptable en una instalación/proceso o bien cual es el nivel de riesgo que se puede aceptar en base a sus beneficios. El proceso de decisión sobre el nivel de riesgo aceptable es complejo, es necesario tener en cuenta consideraciones humanitarias, económicas, de responsabilidad legal y de imagen pública.

2.3 ¿PARA QUÉ SIRVE UN HAZOP? (Ref. 1)

Aquí mencionaremos los propósitos principales del análisis de riesgos y operabilidad que son:

1. Identificar riesgos y determinar su nivel.
2. Establecer las medidas para controlar los riesgos aceptados.
3. Reducir el nivel de aquellos que no son aceptados.
4. Mejorar la operabilidad de la unidad de proceso.
5. Lograr que el personal que participa en las sesiones HAZOP y está involucrado directamente en la operación de dicha unidad de proceso, cambie su manera de pensar y actúe en todo momento, con plena conciencia de los riesgos que implica la operación (cultura de seguridad de los procesos).

Debido a que el estudio HAZOP es una actividad intensa, que propicia la discusión y la generación de ideas, y que exige mucho trabajo mental, y tomando en cuenta que el

personal de la planta, el cual se eligió para participar en las sesiones HAZOP, tienen muchas otras responsabilidades, es recomendable que la duración de dichas sesiones sea de cinco horas máximo. La selección de nodos debe hacerse en base a una revisión preliminar del registro de incidentes o accidentes ocurridos y las modificaciones (que deben hacerse a través de un documento de aprobación de seguridad para la prevención de riesgos y de impacto ambiental) realizadas en los diferentes puntos de la planta.

2.4. ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS. (Ref. 1)

Un análisis de riesgos para la prevención de accidentes en la operación de una planta toma en cuenta, de manera general, las siguientes etapas (fig. 2.1):

1. Identificación de sucesos no deseados, que pueden conducir a la materialización de un peligro. Técnicas disponibles: What if, checklist, HAZOP, etc. La primera pregunta **¿Qué puede ocurrir?**, se refiere a todas las circunstancias que pueden dar origen a efectos adversos. Esta pregunta es totalmente cualitativa y permite la identificación de posibles riesgos. Los resultados que se espera obtener en esta etapa es una lista de todas las desviaciones que: 1. Pueden producir un efecto adverso significativo y 2. Tienen una probabilidad razonable de producirse. En esta etapa es importante la experiencia acumulada sobre el proceso en estudio, lo que nos permitirá descartar, sin un razonamiento previo, las desviaciones improbables.
2. Análisis de los mecanismos por los cuales los sucesos no deseados tienen lugar; es decir estudiar todas las posibilidades del cómo o porqué se puede desarrollar un accidente el cual obviamente produce pérdidas y daños a la empresa. Técnicas disponibles: Análisis de árbol de fallos (FTA) o análisis de árbol de eventos (ETA).
3. Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que se producen. Técnicas disponibles: Base de datos de frecuencia de fallos, modelos de cálculo

de efectos de incendios, explosiones y sustancias tóxicas. La segunda pregunta es ¿Cuáles son las consecuencias?. Para responder a esta pregunta es necesario contar con un modelo o modelos que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, de manera que estos últimos puedan ser cuantificados. Estos modelos predicen la intensidad y duración de un escape y la magnitud de las zonas afectadas y la tercera pregunta ¿Con qué frecuencia?, nos conduce a determinar la frecuencia o la probabilidad de que tengan lugar los sucesos, que pueden producir daños importantes, durante la vida estimada de la instalación. El producto de la magnitud del daño esperado por la probabilidad de que tenga lugar nos proporciona “la esperanza matemática del daño”, la cual es de gran utilidad en la toma de decisiones.

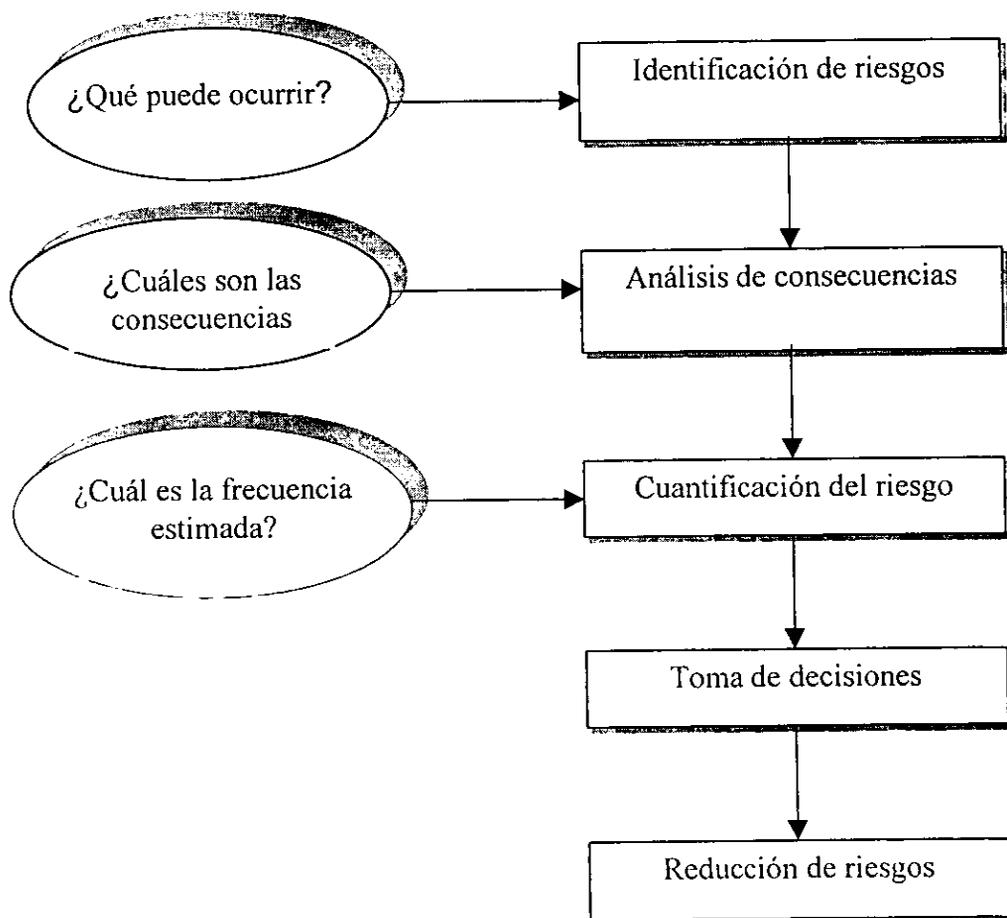


Figura 2.1. Etapas de un análisis de riesgos.

2.5. UTILIDAD DEL ANÁLISIS DE RIESGOS (Ref. 1)

Un riesgo determinado puede ser aceptado en su nivel actual o puede ser reducido. En ambos casos, la decisión implica estimar la magnitud de las consecuencias que pueden derivarse de un accidente y de la probabilidad del mismo, así como el costo de las medidas correctivas. El análisis de riesgos permite identificar las posibles causas iniciadoras de un accidente y los mecanismos de su desarrollo, evaluar sus consecuencias y la probabilidad de que tenga lugar. Cuando se tiene esta información para los distintos escenarios de accidentes, estamos en condiciones de establecer una jerarquía de riesgos de acuerdo a una lista de prioridades de reducción de riesgos (fig 2.2).

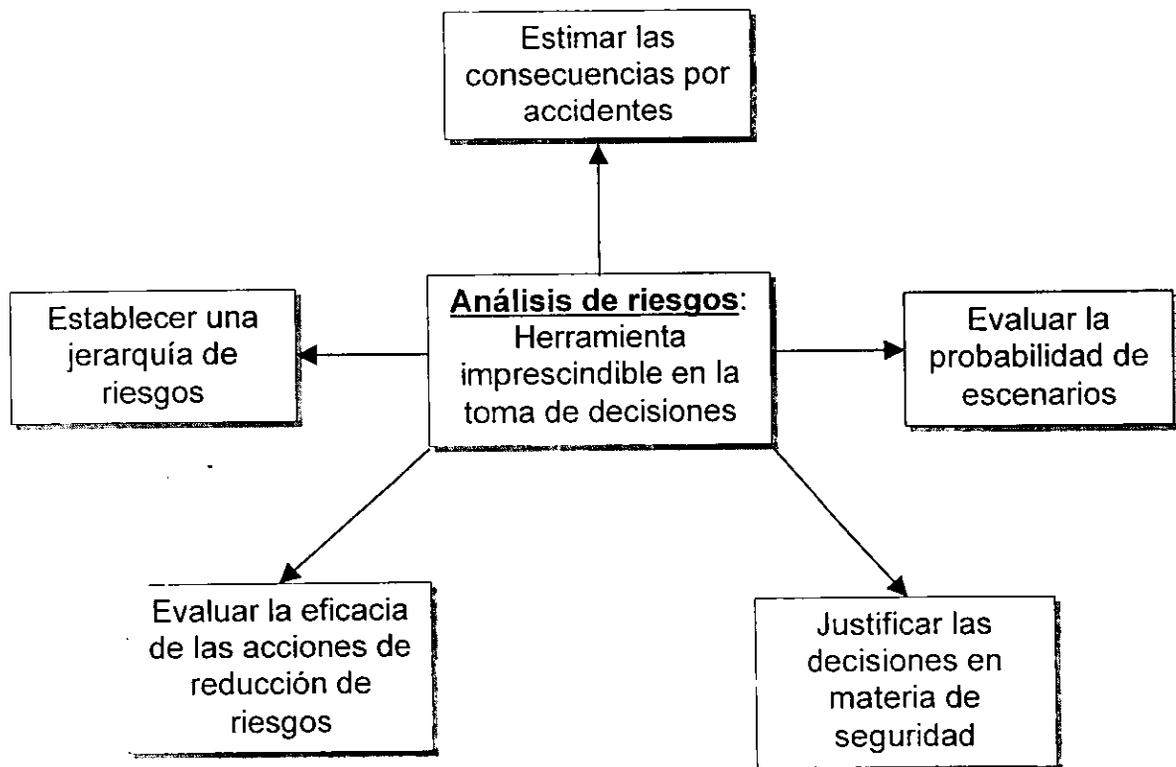


Figura 2.2. Utilidad del análisis de riesgos

2.6 OTRAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS

Existen varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos que han demostrado ser eficientes en la práctica profesional desde hace varios años, sin embargo estas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos en una unidad de proceso y en la aportación de resultados para hacer más eficiente su operabilidad. Una vez identificado el riesgo es probable que se tomen las medidas necesarias para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa es defectuosa. Los métodos de identificación de riesgos se dividen en tres grandes categorías (Ref. 1):

1) Métodos comparativos

- a) Códigos, estándares y normas
- b) Análisis histórico de accidentes
- c) Lista de comprobación (checklist)

2) Índices de riesgo

- a) Índice Dow
- b) Índice Mond

3) Métodos generalizados

- a) Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP)
- b) Análisis de Arbol de Fallas (FTA)
- c) Análisis de Consecuencias (CA)
- d) Análisis "What if"
- e) Análisis de error humano

Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada, de varios años, de las personas involucradas directamente con los procesos en determinadas áreas. Los índices de riesgos, aunque no identifican peligros específicos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, es decir establece una jerarquización de riesgos por áreas, las cuales requieren de un análisis de riesgos más profundo, con técnicas generalizadas; por

ejemplo, la técnica HAZOP junto con la técnica FTA. Los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y son herramientas de análisis más versátiles y útiles.

2.6.1 MÉTODOS COMPARATIVOS (Ref. 1, 5 y 6)

A) CÓDIGOS, ESTÁNDARES Y NORMAS. Esta es una técnica comparativa de identificación de riesgos que se usa para evaluar la seguridad de una planta de procesos. Es decir, la mayoría de las plantas químicas o petroquímicas diseñan manuales de operación, instalación, diseño, fabricación, modificación y desmantelación de equipos de proceso; estos manuales deben cumplir con la legislación local, nacional y actualmente con la legislación internacional y estándares de las distintas ramas de la ingeniería, en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, etc.). El procedimiento que se debe seguir al aplicar esta técnica es el siguiente:

1. Utilizar los manuales técnicos internos que están disponibles.
2. Usar códigos y estándares de ingeniería para la evaluación y confiabilidad del diseño.
3. Si se detectan diferencias en el diseño con respecto a los requerimientos documentados, investigar las razones por las cuales no se siguieron los procedimientos usuales y establecer las medidas correctivas si éstas son necesarias.

El accidente de Flixborough en 1974 es un ejemplo de diseño subestándar. Se realizó una modificación temporal (bypass en el reactor), cuyo diseño no cumplía con los estándares requeridos y cuyo fallo fue la causa del accidente. A medida que la planta envejece se deben realizar con más frecuencia auditorías de seguridad que permitan conocer el estado de los materiales, instrumentos, procedimientos de operación, equipo de emergencia, etc., comparando su estado con los requerimientos para una planta nueva.

B) ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES. Este tipo de análisis usa la información de accidentes ocurridos. Los peligros identificados durante el análisis son reales, siendo esto su principal ventaja y a la vez su principal desventaja, debido a que

durante este análisis se toman en cuenta sólo las causas que provocaron el accidente y no considera todas las posibilidades importantes que pudieron haberlo materializado; además la información disponible sobre un accidente es limitada, ya que estos en muchos de los casos se registran incompletamente o no se registran. Esto último debido a que muchos de los riesgos potenciales que pudieron haber tenido consecuencias catastróficas no se transformaron en accidente potencial por circunstancias afortunadas. Aún con sus desventajas el análisis histórico de accidentes es útil porque identifica peligros completos que permiten a las plantas iniciar un análisis de riesgos más profundo para tomar la decisión, con base a su probabilidad de ocurrencia y su magnitud de daño, de aceptarlo o no.

C) LISTA DE COMPROBACIÓN (CHECKLIST). La lista de comprobación es un método comparativo de identificación de riesgos en el que se requiere la experiencia acumulada por una organización industrial y es un recordatorio útil que permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando directamente carencias de seguridad o áreas que requieren un estudio más profundo. Esta lista puede ser aplicada para la evaluación de equipos, materiales o procedimientos. En la tabla 2.1 se presenta un ejemplo de checklist.

2.6.2 ÍNDICES DE RIESGO (Ref. 1, 5 y 6)

A) INDICE DOW (de incendio y explosión). El índice de riesgo proporciona un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso y de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No se utiliza para señalar riesgos individuales sino que proporciona un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Sobre estas áreas puede, en caso necesario, aplicarse un análisis de riesgos más detallado, por lo que el valor numérico obtenido puede ser de utilidad a la hora de decidir la profundidad del estudio.

Nº	Elemento	Sí	No	No aplica
1	Se ha considerado la cercanía de fuentes de ignición y la velocidad y dirección del viento?	X		
2	¿El equipo de emergencia está disponible y bien señalizado?		X	
3	¿Se ha previsto protección para descargas eléctricas (pararrayos y puesta a tierra de los equipos)?			X
4	¿Se ha previsto la posibilidad de generación de cargas estáticas?, ¿Cuál es la conductividad de los materiales usados y cuáles son sus características de acumulación de carga eléctrica?, ¿Se ha realizado una toma de tierra adecuada?		X	
5	¿Se han instalado dispositivos de alivio de presión en las líneas de descarga y succión de las bombas de proceso?		X	
6	¿Se ha revisado la seguridad de los procedimientos en la toma de muestras?	X		
7	¿Se ha previsto la existencia de repuestos para componentes o equipos críticos?		X	
8	¿Se comprueba regularmente el funcionamiento de las alarmas o equipos de protección?			X
9	¿Se ha considerado la conveniencia de instalar nuevos cruzamientos de señales (interlocks)?	X		
10	¿El plan de emergencia se ha elaborado tomando en cuenta las consecuencias de los posibles accidentes mediante un análisis de riesgos riguroso?	X		

Tabla 2.1. Lista de comprobación

Para hacer un índice DOW se requiere la siguiente información: Plano de distribución de la planta (Plot plan), diagrama de flujo de proceso (DFP), condiciones de operación y de flujo, formato de trabajo del índice DOW y relación de costos del equipo instalado en la planta.

B) ÍNDICE MOND. Es similar al índice Dow con la diferencia, de que incluye aspectos de toxicidad; sin embargo la última edición del índice Dow toma en cuenta, aunque ligeramente, aspectos de toxicidad y es más fácil de conducir por el uso de gráficos y ecuaciones.

2.6.3 MÉTODOS GENERALIZADOS (Ref. 1, 5 y 6)

A) ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD. Es una técnica que fue desarrollada para identificar riesgos y mejorar la operabilidad de una planta de procesos. Esta puede ser usada durante el diseño, modificación u operación de una instalación, usando una lista de palabras guías que en combinación con los parámetros de proceso, producen la desviación de la intención del proceso, diseño u operación que puede ocurrir en un nodo de estudio. Por último podemos decir que el HAZOP es una forma estructurada del análisis What-If.

B) ANÁLISIS DE ARBOL DE FALLAS FTA. Es la representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden conducir a un accidente "suceso culminante". Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol está bien construido, el análisis de árbol de fallas es posiblemente la herramienta más poderosa para la cuantificación de riesgos.

Propósito: Calcula la frecuencia y/o probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante, mediante la identificación de vías de fallos, mecánicos y humanos, que podrían conducir a este suceso.

Aplicación: El análisis de árbol de fallas tiene varias aplicaciones en la industria química. La aplicación más común ha sido en el área de seguridad, especialmente para el análisis en sistemas de control e interlocks, en unidades de vaporización de etileno, en una línea de propano, en un tanque de material inflamable, en una subestación eléctrica, en una planta de oxidación de cumeno, etc. Esta aplicación puede ser usada durante el diseño, modificación u operación de la instalación. La aplicación del árbol de fallos nos permite evaluar la probabilidad de pérdida/accidente (evento culminante), acciones que por tradición se han venido haciendo intuitivamente en la industria, sin la cuantificación de las probabilidades, de tal manera que difícilmente se toma una decisión con el pleno conocimiento de la falta.

Resultados: El resultado primario de una evaluación cualitativa es la estructura global de los mecanismos de fallos y una lista de conjuntos mínimos. Es posible la jerarquización de estos conjuntos mínimos, basada en el número de eventos básicos (que ya no se desarrollan más). Sin embargo, esta clasificación puede ser engañosa, por lo que una evaluación cuantitativa produce mejores resultados. En el análisis de árbol de fallos se obtiene un diagrama lógico que ilustra las combinaciones de frecuencias o probabilidades de fallos y/o errores a través de puertas de entrada “Y” (producto de frecuencias o probabilidades) y puertas de entrada “O” (suma de frecuencias o probabilidades) que conducen a la cuantificación (probabilidad o frecuencia) de un evento culminante no deseado.

Una pérdida o accidente, que llamaremos “evento culminante”, tiene siempre una o más causas, esto es, eventos o condiciones suficientes para causarlo, entonces la probabilidad de este evento culminante es igual a la probabilidad de que ocurra este evento o condición. Si se requieren dos o más eventos y estos son independientes entre sí, entonces la probabilidad del “evento culminante” será igual al producto de las probabilidades del evento.

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 1.

Información preliminar requerida

- Diagramas de flujo (DFP's)
- Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's)
- Propiedades de los materiales peligrosos
- Especificaciones de equipo
- Procedimientos de operación, mantenimiento, emergencia, paro y arranque
- Factores humanos y ambientales

- Datos de frecuencias de fallos (obtenidos de registros históricos de incidentes y/o accidentes de la base de datos disponible).

Fallos primarios: Son aquellas que ocurren cuando se opera en las condiciones para las que el equipo teóricamente ha sido diseñado. Son atribuibles al equipo y no a condiciones externas. Un ejemplo, es el caso del recipiente que no soporta la presión de trabajo aunque esta no ha superado la presión de diseño.

Fallos secundarios: Son los que se producen en condiciones para las que el equipo no ha sido diseñado. Por ejemplo, un recipiente explota porque una perturbación externa hace que la presión en su interior exceda a la de diseño. El fallo no es atribuible al equipo, sino a las perturbaciones excesivas en las condiciones de operación.

Fallos de control o de mando: Son aquellos en los que el equipo cumple su función, pero en un instante equivocado o en una localización distinta de la que estaba prevista. El fallo tampoco es atribuible al equipo sino a la señal que recibe (o no recibe). Por ejemplo, si una alarma de alta temperatura falla y no señala una temperatura por encima del nivel de alarma (fallo de control) es porque el sensor de temperatura ha fallado previamente (fallo primario).

Metodología para el análisis de árbol de fallos

Antes de empezar a construir el árbol de fallos es importante tener un conocimiento profundo del funcionamiento del sistema. Para esto, el analista deberá recopilar y entender la información relacionada con este sistema (fig. 2.3).

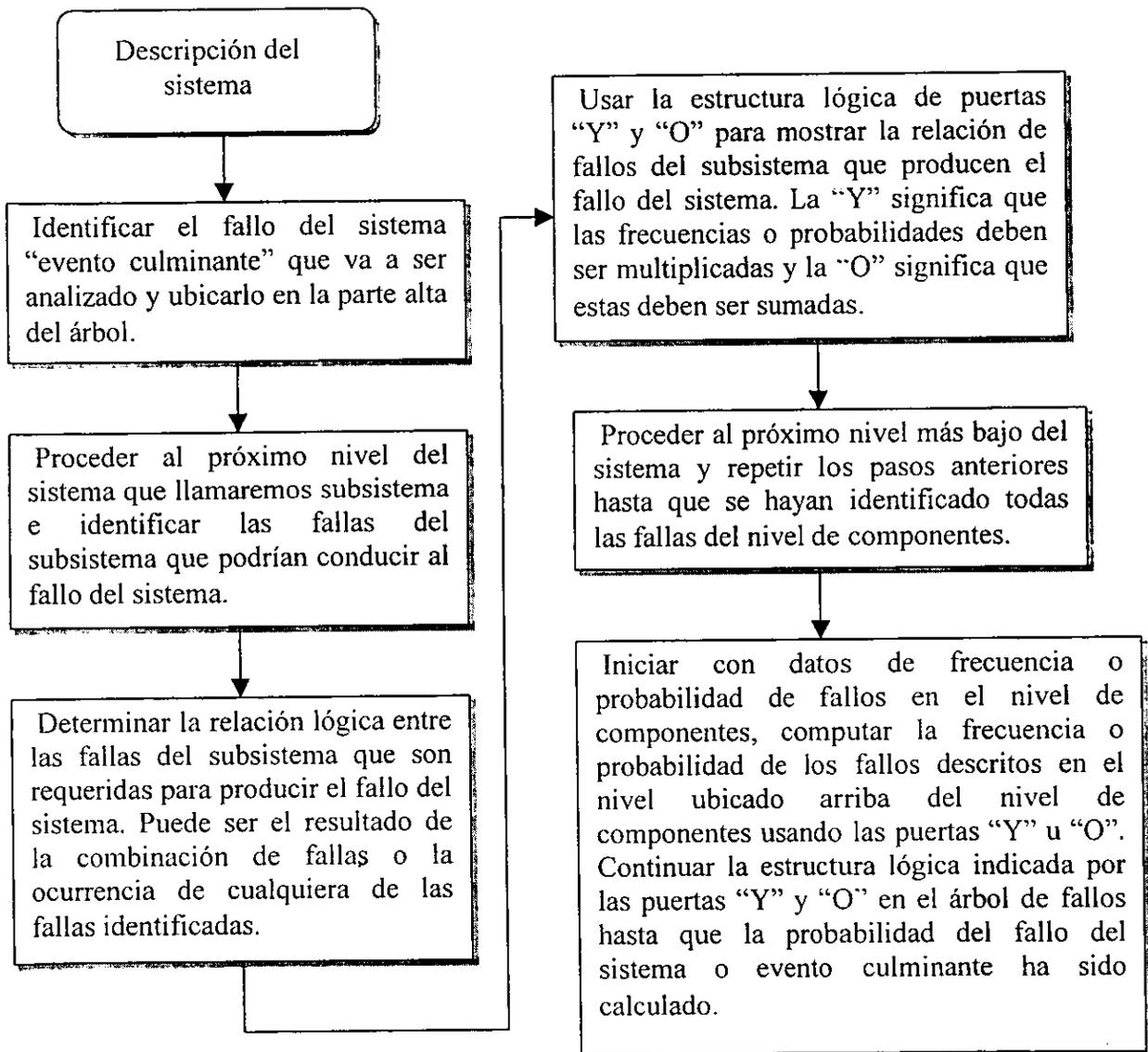


Figura 2.3 Metodología para el análisis de Arbol de Fallas

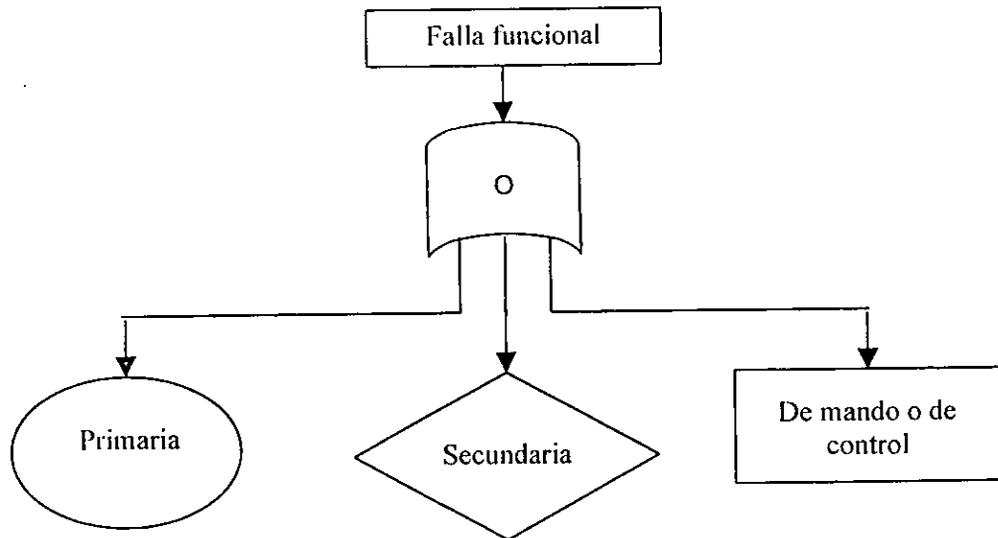


Figura 2.4. Simbología para el tipo de fallas

Cálculo de frecuencias y probabilidades

Las frecuencias y/o probabilidades de fallas se determinan llevando un registro de fallas de equipo, instrumentos, válvulas, errores humanos, etc., anotando qué tipo de fallas ocurren y en qué momento de la operación ocurre (fig. 2.4). Si esto no es posible, (casi siempre no es posible debido a que requiere mínimo un tiempo de aproximadamente cinco años), se deben obtener los datos de bibliografía, u otras fuentes como datos considerados genéricos.

C) ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS (Ref 1)

Introducción. Tanto incendios como explosiones son los tipos de accidentes más frecuentes en la industria química, seguido por las emisiones de sustancias tóxicas. Desde el punto de vista de análisis de riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión. Necesitamos saber, cuanto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuanto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado.

Cualquier persona que se dedique a la industria química debe tener una formación que le permita:

- 1) Conocer las características de los distintos materiales en cuanto a incendios y explosiones.
- 2) Estimar las consecuencias de un incendio o de una explosión en un escenario determinado.
- 3) Proponer procedimientos para reducir el riesgo de incendio y explosión o, en su caso, mitigar sus efectos.

Incendios y explosiones

Los resultados finales de un incendio o una explosión son onda de presión, formación de proyectiles y radiación térmica. Las explosiones pueden ser explosiones físicas, explosiones confinadas y otras pérdidas de contención que dan lugar a explosiones.

Explosiones físicas, en el caso de una sola fase gas presente, los posibles efectos se reducen a la formación de ondas de choque o la formación de proyectiles, siempre y cuando no se produzca la ignición de la mezcla. Una explosión física puede transformarse en una explosión química. Para que esto ocurra, el gas combustible debe formar una mezcla con el aire dentro del intervalo de inflamabilidad y que tenga lugar la ignición. A partir de aquí puede ocurrir una explosión de nube de vapor no confinada (EVNC) o un incendio súbito

En el caso de que esté presente un líquido y un vapor, si el líquido está por debajo de su temperatura de ebullición, la fase vapor interviene en la explosión, pero si el líquido se encuentra por arriba de su temperatura de ebullición, la explosión física inicial produce la despresurización súbita seguida de una evaporación masiva del líquido sobrecalentado.

La explosión en la que participa un líquido hirviente que se incorpora rápidamente al vapor en expansión se conoce como BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion).

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

Explosiones confinadas. Las explosiones confinadas ocurren cuando hay una combustión, descomposición térmica, reacción incontrolada, calentamiento externo, sobrellenado o colisión, en recipientes de baja resistencia (edificios o silos) o en recipientes de proceso. En esta parte nos ocuparemos de explosiones dentro de recipientes y dos parámetros fundamentales son la presión máxima y la velocidad de aumento de la presión.

La ruptura de un recipiente presurizado se debe a las siguientes causas: Fallo del equipo de regulación y alivio de presión, defectos de diseño o de construcción, reducción del espesor de pared debido a corrosión, erosión o ataque químico y reducción de la resistencia por calentamiento o sobreenfriamiento. Durante la ruptura se libera la energía almacenada, lo que da lugar a la formación de la onda de choque y acelera la velocidad de los fragmentos del recipiente.

El mayor peligro de una explosión se debe a los proyectiles formados. El peligro que representa para las personas e instalaciones, los proyectiles formados pueden dar origen a accidentes en cadena “efecto dominó”.

Explosiones no confinadas. Son las que ocurren fuera de edificios o recipientes de proceso. Las explosiones de nubes de vapor no confinadas son las que han dado origen a los accidentes más importantes ocurridos en la industria química. El tiempo que tarda en ocurrir la ignición a partir del momento en que inicia la emisión del combustible, es un factor crítico en la determinación del poder destructivo de la explosión.

Por ejemplo: Si hay ignición temprana o inmediata, los efectos son de pequeña magnitud. Si la ignición se retrasa un poco, el material inflamable acumulado es mayor y como consecuencia los efectos, también son mayores. Si la ignición no ocurre en mucho tiempo, la mayor parte del material liberado se diluye hasta concentraciones por debajo del límite inferior de inflamabilidad y los efectos son muy pequeños o inexistentes.

Incendios y explosiones por pérdidas de contención. Cuando un gas presurizado escapa a la atmósfera a través de un orificio, se produce la descarga en tobera del chorro gaseoso (jet), con una velocidad en la garganta que puede igualar a la velocidad del sonido. Si la descarga de gas entra en ignición se produce el “dardo de fuego”.

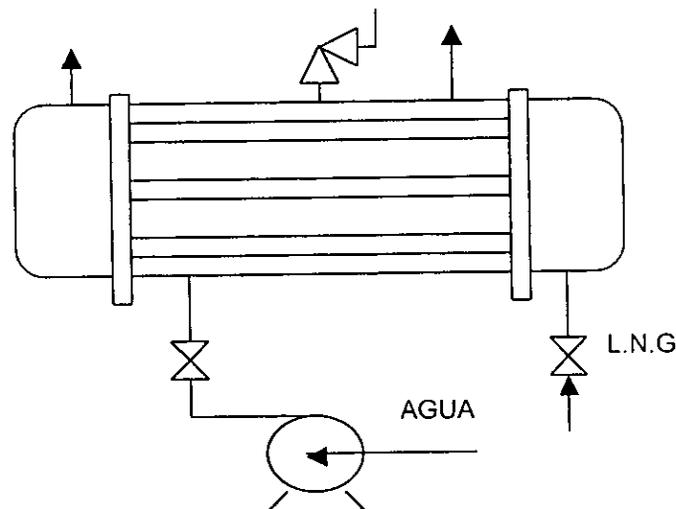
Sustancias tóxicas

La sustancia puede ser tóxica e/o inflamable. Es importante distinguir entre un escape instantáneo, que correspondería al colapso del recipiente, o un semicontinuo, producto de una perforación o fisura lo suficientemente pequeña para que la duración del proceso de descarga sea significativa. En el caso de un escape instantáneo se supone que todo el fluido se dispersa inmediatamente en la atmósfera cuando se trata de gases o se dispersa sobre el terreno con evaporación, en el caso de la fuga de un líquido. En el caso de un escape semicontinuo, las condiciones en el recipiente desde que se produce la fuga van

cambiando con el tiempo (disminución de nivel del líquido o de la presión, si el recipiente contiene gas).

D) ANÁLISIS WHAT-IF. El What-if es un método menos estructurado que el análisis HAZOP. Debido a esta falta de estructuración, se requiere mayor experiencia por parte de las personas que lo aplican, ya que de lo contrario se tienen omisiones importantes. El objetivo de un What-if es buscar consecuencias de posibles eventos no deseados y se aplica en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Este método requiere la siguiente información: Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's) y procedimientos de operación. A continuación se muestra un ejemplo comparativo usando la técnica. (Ref. 6 y 7)

Ejemplo: What-if en un vaporizador de gas natural licuado (L.N.G.). Se hace pasar gas natural, el cual se vaporiza con agua, por la parte interna de los tubos del vaporizador. Este cuenta con una PRV que abre la presión máxima de trabajo o menos, de acuerdo a las condiciones de proceso.



- 1. ¿Qué pasa si el flujo de agua se detiene?
- 2. ¿Qué pasa si el flujo de LNG se detiene?

- 3. ¿Qué pasa si la temperatura de LNG es demasiado baja?
- 4. ¿Qué pasa si la presión de agua es demasiado alta?
- 5. ¿Qué pasa si el flujo de agua es demasiado bajo?
- 6. ¿Qué pasa si un tubo se gotea dentro de la carcasa?
- 7. ¿Qué pasa si la temperatura de agua de entrada es demasiado baja?

WHAT-IF	CONSECUENCIA/RIESGO	RECOMENDACIÓN
1. Se detiene el flujo de agua	1. Se congela el agua dentro de la carcasa y puede romperla, la temperatura del gas natural es muy baja.	1. Interlock automático para detener el flujo de gas natural si el flujo de agua se detiene.
2. El flujo de gas natural se detiene	2. No hay riesgo	2. Ninguna
3. La temperatura del gas natural es muy baja	3. La tubería se vuelve quebradiza	3. Monitoriar la temperatura del gas. Colocar alarma de baja temperatura.
4. El flujo de agua es demasiado bajo.	4. La temperatura del gas natural puede ser muy baja. El agua puede congelarse sobre la parte externa de los tubos.	4. Monitoriar la velocidad de flujo. Colocar alarma de bajo flujo.

Tabla 2.2. Hoja de trabajo para el What-if

E) **ANÁLISIS DE ERROR HUMANO.** El análisis de error humano es una evaluación sistemática de los factores que influyen en el comportamiento y desempeño del personal de la planta. Durante el análisis se buscan los factores físicos y ambientales involucrados en el trabajo; como habilidades, nivel de conocimiento, adiestramiento, etc., del personal. El propósito de este análisis es localizar áreas o situaciones en las cuales la persona encargada está expuesta a tomar decisiones impropias que podrían conducir a un evento indeseable. Los resultados de un análisis de error humano son: una lista de errores humanos que podrían ocurrir durante las operaciones normales y de emergencia, una lista

de factores que contribuyen a cometer errores y lista de recomendaciones propuestas para eliminar o reducir dichos errores (Ref. 7).

La información que se requiere para realizar un análisis de error humano es la siguiente:

- Procedimientos de operación normal y de emergencia
- Conocimiento del nivel de capacitación y adiestramiento a los empleados
- Descripción de tareas
- Arreglo de tableros de control y alarmas

Un ejemplo de análisis de error humano (caso Bhopal) se muestra enseguida:

CASO DE ANÁLISIS DE ERROR HUMANO

Desastre Bhopal

Descripción del accidente. Ocurrió una fuga masiva de vapor de isocianato de metilo (MIC) a temprana hora del día 3 de diciembre de 1984, esta se provocó por la entrada de agua al tanque que almacenaba MIC, cuando, aparentemente se realizaban operaciones de lavado en otra sección de la planta, el agua reaccionó con el MIC originando la fuga. Union Carbide, reportó que el derrame fue de aproximadamente una tonelada (Ref. 4).

Posibles causas que contribuyeron al accidente:

1. MIC en los tanques de almacenamiento.
2. Existencia de un puente entre el tanque de MIC y el tanque que se estaba lavando.
3. Eliminación del sistema de refrigeración.
4. Agua en la tubería conectada al tanque de almacenamiento de MIC.
5. No se aislaron las áreas que fueron lavadas.
6. Válvulas abiertas.
7. Válvulas de bloqueo con fuga.

8. Reacción del MIC con el agua, que pudo ser controlada.

En la tabla 2.3 se presenta la hoja de registro de análisis de error humano.

2.7 ¿PORQUÉ ESCOGER LA TÉCNICA HAZOP?

La técnica HAZOP ha sido desarrollada para identificar y semicuantificar los riesgos y mejorar la operabilidad de una unidad de proceso o de una planta. Por su carácter sistemático es considerada la técnica de identificación de riesgos más efectiva comparada con las demás. Un estudio de riesgos completo puede hacerse usando las técnicas HAZOP, Análisis de Arbol de Fallas y Análisis de Consecuencias. La técnica HAZOP identifica riesgos de operabilidad, la técnica FTA los cuantifica (determina la probabilidad o la frecuencia de ocurrencia del evento culminante o potencial) y permite tomar decisiones y el Análisis de Consecuencias determina los efectos de un accidente potencial identificado, información que sirve de base para llevar a cabo acciones específicas para mitigarlos.

El aplicar varias técnicas generalizadas de identificación de riesgos no quiere decir que se esté haciendo un análisis de riesgos completo, sólo se está haciendo más de lo mismo. También aunque se apliquen dos técnicas diferentes, por ejemplo checklist y HAZOP, no quiere decir que se está realizando un análisis de riesgos más completo, ya que se sustituiría el checklist dentro del análisis HAZOP, con el simple hecho de realizar una inspección visual, determinando todos los actos o/y condiciones inseguras que se estén realizando dentro de la unidad de proceso o planta.

Diseño o Características Operacionales	Posibles errores humanos	Posibles fallas asociadas	Comentarios sobre el accidente
1. ICM en tanques de almacenamiento	<ol style="list-style-type: none"> Error de decisión. Decisión de tener grandes cantidades de ICM almacenado sin la seguridad requerida Error de procedimiento por no retirar el ICM del tanque durante el lavado 	<ol style="list-style-type: none"> Fuga masiva de ICM. 	<ul style="list-style-type: none"> Sólo eran necesarios almacenes mínimos por consideraciones económicas y de seguridad. Hubiera sido una buena práctica de ingeniería quitar ICM del tanque de almacenamiento.
2. Existencia de un puente	<ol style="list-style-type: none"> Error de diseño al instalar un puente. Error por no detectar fallas. No se hizo un análisis para detectar riesgos y sus consecuencias 	<ol style="list-style-type: none"> Cabezal de venteo conectado a una línea de agua. 	<ul style="list-style-type: none"> No había registro de la instalación del puente. Esta fue una modificación mayor que tuvo que tener un permiso especial.
3. Quitar la refrigeración.	<ol style="list-style-type: none"> Error de decisión al quitar el sistema de refrigeración cuando el ICM estaba almacenado. 	<ol style="list-style-type: none"> El ICM no tenía refrigeración Los operadores no tenían el tiempo suficiente para controlar la reacción. 	<ul style="list-style-type: none"> El sistema de refrigeración pudo haber mantenido el ICM a baja temperatura, retardando la reacción. El incremento de temperatura no fue señalado por la alarma de alta temperatura. Esta no había sido recalibrada
4. No se aisló el área que estaba siendo lavada.	<ol style="list-style-type: none"> Errores de procedimiento: a) Falla al usar comales ciegos, b) Falla al verificar el estado de las válvulas críticas y c) Mantenimiento inadecuado en los puntos críticos. 	<ol style="list-style-type: none"> No había terminales ciegos. Funcionamiento inadecuado de válvulas. 	<ul style="list-style-type: none"> Union Carbide Corporation reportó que había un procedimiento que incluía los siguientes pasos: a) Aislar el equipo, cerrando las válvulas críticas, b) Evacuar el equipo con eductores de vapor, c) Colocar comales ciegos, d) Llevar a cabo la limpieza el lavado, etc. Pobre mantenimiento. Había ciertos componentes que debían haber sido reemplazados cada 6 meses, sin embargo estos habían sido usados por más de dos años.

Tabla 2.3. Hoja de registro de análisis de error humano

CAPITULO III

METODOLOGÍA PARA REALIZAR UN ESTUDIO HAZOP

Como ya se mencionó anteriormente, el estudio HAZOP se realiza para definir cuales son los principales riesgos que se presentan en una planta y dar solución a los mismos mediante un método sistemático, por medio de un grupo multidisciplinario. El o los responsables de llevar a cabo el Análisis Hazop, deben procurar que la técnica se aplique adecuadamente, escogiendo correctamente los nodos y aplicando las palabras guía pertinentes a los parámetros importantes del proceso y no permitiendo que en las sesiones de análisis se susciten discusiones innecesarias (Ref. 7).

3.1. METODOLOGÍA (ver fig. 3.1):

1. Tener conocimiento pleno de todo el proceso.
2. Conocer y tener a la mano los procedimientos normativos internos, la normatividad local y nacional y estándares nacionales.
3. Revisar y estudiar los manuales de operación y mantenimiento, información del control automático existente, los programas de capacitación y adiestramiento y los planes de emergencia, para compararlas de acuerdo a las normas y estándares y dar soluciones más específicas y no generales.
4. Revisar y actualizar (si es necesario) los Diagramas de Tubería e Instrumentación y los Diagramas de Flujo de Proceso, hojas de datos de equipo y líneas de la planta en estudio.
5. Revisar los registros históricos de incidentes y/o accidentes, así como los registros de calibración y prueba de líneas y válvulas de relevo.

6. Seleccionar los nodos en los que se aplicará la técnica HAZOP.
7. Establecer las reglas de las sesiones: puntualidad, participación activa y positiva, evitar discusiones innecesarias y concentración en el estudio para la generación de ideas.
8. Aplicar la técnica de análisis de riesgo y operabilidad HAZOP, en cada nodo seleccionado (ver más adelante diagrama de flujo de la técnica).
9. Identificar los escenarios potenciales de accidente.
10. Aplicación de la técnica de Análisis de Árbol de Fallas y la técnica de Análisis de Consecuencias para cada escenario potencial hallado
11. Reporte final de Análisis de Riesgos HAZOP con sus recomendaciones.

3.2. TERMINOLOGÍA HAZOP

Para realizar un estudio HAZOP, es muy importante conocer todas y cada una de las palabras que se emplean en la técnica, por eso a continuación se especifican los términos utilizados en el análisis:

- **Sistemas de proceso.** Se define como una sección de la planta para nuestros propósitos.
- **Nodo.** 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.
- **Intención del diseño.** Es la manera como la planta o sistema debe operar. Es una combinación de parámetros “normales”, es decir, los valores y intervalos que se esperan obtener durante la operación.

- **Parámetro.** Es una manifestación física o química del proceso como: flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.
- **Palabra guía.** Es aquella que indica la desviación parcial o total de la intención.
- **Desviación.** Son las palabras guía que indican una modificación cualitativa o cuantitativa de los parámetros a analizar.
- **Causa.** Es lo que hace que un incidente o 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.
- **Consecuencia.** Es el daño leve o grave producto de un incidente o accidente, que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, medio ambiente e instalaciones.
- **Salvaguarda o protección.** Es todo aquel factor que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, válvulas, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o para mitigar sus efectos.
- **Medida correctiva.** Es la que reduce la posibilidad del riesgo identificado o mitiga sus efectos, cuando dicho riesgo se transforma en accidente.
- **Índice de riesgo.** Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad.

$$I_R = I_F I_G$$

donde:

I_R es el índice de riesgo en pérdidas por año, I_F es el índice de frecuencia en accidentes por año e I_G es el índice de gravedad en (pérdidas por accidente).

- **Escenario potencial.** Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.
- **Probabilidad.** Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre cero y uno. La absoluta imposibilidad es cero y la absoluta certeza es la unidad.
- **Frecuencia.** Es el número de fallas de un componente o equipo, o el número de errores humanos por año, día, hora o demanda.

A continuación se presentan:

TABLA**PRESENTA**

- 3.1 Aplicación del significado de las palabras guías usadas en el análisis HazOp
- 3.2 Matriz de desviación de la técnica HazOp para procesos químicos
- 3.3 Matriz de desviación de la técnica HazOp para procedimientos
- 3.4 Matriz de desviación de la técnica HazOp para tuberías, recipientes y tanques.

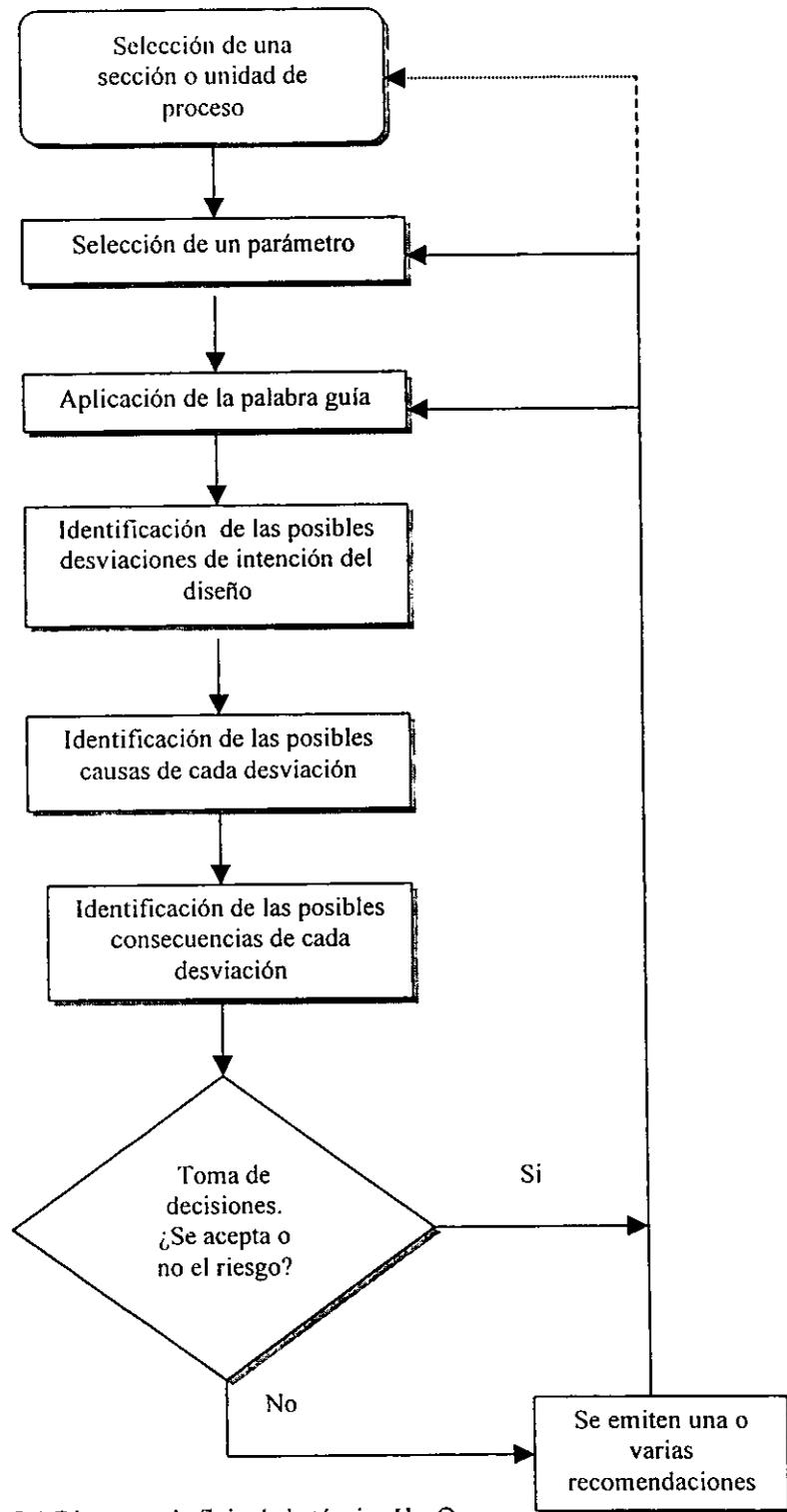


Figura 3.1 Diagrama de flujo de la técnica HazOp

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO
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.
Más/Menos	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la intención de 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 antidoto, 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 3.1 Aplicación del significado de las palabras guía usadas en el análisis "HazOp" (Ref. 1, 8 y 9)

PROCESOS QUÍMICOS

PALABRA GUÍA							
PARÁMETRO	NO	INVERSO	MÁS	MENOS	PARTE DE	TAMBIÉN COMO	OTRO QUE
Flujo	No hay flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Materiales equivocados
Presión	Vacío		Más presión	Menos presión	Diferencial de presión (ΔP)	Golpe de ariete	Presión de vacío
Temperatura			Alta temperatura	Baja temperatura	Gradiente	Oxidación/ Fragilización	
Viscosidad			Alta Viscosidad	Baja Viscosidad	Cambio de fase		
Nivel	Vacío		Nivel alto	Nivel bajo			
Mezcla	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla pobre		Espuma	
Reacción	No hay reacción	Reacción inversa	Reacción descontrolada	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
Operación	Falla de servicios		Sobrecarga	Espera	Arranque/paro	Mantenimiento	Muestreo
Secuencia	Omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso retrasado	Parte del paso	Acción extra incluida	Acción equivocada
Relevo	Inadecuado				Dos fases	Efecto Joule thompson/ enfriamiento	
Aterrizamiento	Fuentes de ignición						
Instrumentación	Falla de instrumentos		Confiability			Alarmas	Paro de emergencia (ESD)
Contenedor	Recipiente/tubería/ruptura					Seguridad	Ambiente
Estructura	Falla de soporte			Corrosión/ Erosión		A prueba de fuego	

Tabla 3.2. Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para procesos químicos (Ref. 1, 8 y 9).

PALABRA GUÍA							PROCEDIMIENTOS
PARÁMETRO	NO	INVERSO	MÁS	MENOS	PARTE DE	TAMBIÉN COMO	OTRO QUE
Información	Pérdida	Mal interpretada	Confusión	Inadecuada	Parcial	Tensión	Errónea
Acción	No hay	Contrario	Hacer más de lo necesario	Subestimada	Incompleta		Errónea
Tiempo			Demasiado largo	Demasiado corto			Erróneo
Secuencia	Paso omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso demasiado tarde	Parte del paso omitido	Acción extra incluida	Acción equivocada
Seguridad	No cumplimiento			Menos seguridad	Cumplimiento parcial	Ambiental	Daños/pérdidas

Tabla 3.3. Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para procedimientos (Ref. 1, 8 y 9).

PARA TUBERÍAS, RECIPIENTES Y TANQUES

DESVIACIÓN	POSIBLES CAUSAS QUE LA PRODUCEN
Más presión	Problema de descarga, conexión a un sistema de alta presión, venteos inadecuados, procedimientos erróneos de bloqueo de válvulas de alivio, calentamiento excesivo, etc.
Menos presión	Generación de vacío, condensación, disolución de un gas en un líquido, restricción de la línea de succión de la bomba o compresor, fugas no detectadas, descarga parcial de un recipiente o tanque, bloqueo parcial o reducción de válvulas, etc.
Más temperatura	Condiciones ambientales rigurosas, suciedad o falla de los tubos de intercambiadores de calor, situación de fuego, falla en el agua de enfriamiento, control defectuoso, fallan detectores de mezclas gaseosas y fuego, reacción descontrolada, fuga de calor al interior del proceso, etc.
Menos temperatura	Condiciones ambientales, disminución de la presión de vapor, suciedad o falla de los tubos de los intercambiadores de calor, efecto de Joule-Thompson, etc.
Más viscosidad	Composición incorrecta o material equivocado, temperatura incorrecta, (baja temperatura), alta concentración de sólidos, formación de lodos, etc.
Menos viscosidad	Composición incorrecta o material equivocado, temperatura incorrecta, (alta temperatura), exceso de disolvente, etc.
Cambio de posición	Fuga de las válvulas de bloqueo, fuga en los tubos del intercambiador de calor, cambio de fase, especificación incorrecta de materiales, control de calidad inadecuado, reacciones intermedias o secundarias, formación de lodos, etc.
Ignición	Arreglos de aterrizaje, aislamiento de recipientes o tuberías, fluidos poco conductores, chapoteo al llenar recipientes, desconexión de filtros y componentes de válvulas, generación de polvos, equipo eléctrico manual, clasificación eléctrica, trabajos en caliente, autoignición, materiales fosfóricos, etc.
Equipo de repuesto	Equipo de repuesto instalado o no instalado, disponibilidad de refacciones, modificación de especificaciones, almacén de refacciones, catálogo de refacciones, pruebas del equipo de funcionamiento, etc.
Seguridad	Características tóxicas de sustancias químicas, alarmas de fuego y sistemas de detección de mezclas gaseosas y fuego, arreglos de paros de emergencia, tiempo de respuesta de la brigada contra incendio, planes de emergencia, entrenamiento en los planes de emergencia, TLV's de las sustancias químicas procesadas y métodos de detección, niveles de ruido y radiación térmica, comunicación de los peligros por exposición a las sustancias que están siendo procesadas, recursos médicos de primeros auxilios, disposición de efluentes, peligros creados en áreas adyacentes, pruebas de equipo de emergencia, cumplimiento con las regulaciones locales y nacionales, etc.

Tabla 3.4. Matriz de desviación de la técnica "HazOp" para tuberías, recipientes y tanques (Ref. 1, 8 y 9).

3.3 INFORMACIÓN PRELIMINAR REQUERIDA

La siguiente información es la mínima que se debe revisar antes de realizar un estudio de riesgos usando la técnica HAZOP:

1. Registro de incidentes y accidentes de la planta
2. Diagramas de Tubería e Instrumentación (actualizados)
3. Diagramas de Flujo de Proceso (actualizados)
4. Planos de sistema y de contra incendio y de conexión a tierra
5. Procedimiento de operación, mantenimiento y de emergencia
6. Condiciones de Operación y de proceso
7. Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones
8. Estrategias de control, sistemas de alarma y detección

De toda la información, la más importante son los Diagramas de Tubería e Instrumentación, porque en ellos es donde más se basa el análisis HAZOP. Es sumamente importante que estos diagramas sean una representación exacta de la unidad, y a menudo es necesario que el equipo del estudio HAZOP lleve a cabo una inspección de la planta que va a estudiar.

Es muy importante para realizar el estudio que la información requerida nos muestre el estado actual de la planta, ya que frecuentemente se encuentra que la información disponible es de hace varios años y no representa los riesgos actuales que se presentan en la planta. Además también existen procedimientos imprecisos, no actualizados, no difundidos correctamente y además archivados, los cuales a veces llevan a cabo a un procedimiento incorrecto.

También, durante las sesiones de análisis es importante que la persona que aplica las palabras guías a los parámetros de proceso y el encargado (a) de capturar la información producto de la discusión sobre las desviaciones de las intenciones de diseño, conozcan el estado actual de la información preliminar requerida con el fin de que las recomendaciones relacionadas con dicha

información estén basadas en los estándares establecidos en los programas de calidad y seguridad como el ISO-9000, ISO-14000, PSM (Process Safety Management), entre otros.

3.4. MATRIZ DE RIESGOS

El índice ó número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo (tablas 3.5 y 3.6). Las recomendaciones se clasificaron de la siguiente manera (Ref. 7 y 8):

Clase A: Las recomendaciones de la clase A tienen alta prioridad. Esto significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente ó su consecuencia. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo 8 a 10.

Clase B: Las recomendaciones de la clase B tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo-beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, para que con base a esto se tome la decisión de “aceptar ó no el riesgo”. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 4 a 7.

Clase C: Las recomendaciones de la clase C tienen baja prioridad. Esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero que el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente. De acuerdo con la matriz de riesgos que aquí se presenta, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 1 a 3.

		GRAVEDAD				
		1	2	3	4	5
F R E C U E N C I A	1	1	2	3	4	5
	2	2	4	6	7	8
	3	3	6	7	8	9
	4	4	7	8	9	10
	5	5	8	9	9	10

Aceptabilidad máxima: 3

Tabla 3.5. Matriz de riesgos utilizada en la técnica

Frecuencia/Probabilidad	Gravedad/Consecuencia
1. No más de una vez en la vida de la planta	1. No tiene impacto en la planta, personal o equipo
2. Hasta una vez en diez años	2. Daños sólo al equipo o fugas menores
3. Hasta una vez en cinco años	3. Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación
4. Hasta una vez en un año	4. Daños/ destrucción mayores a la instalación, consecuencias limitadas fuera de la instalación
5. Más frecuentemente que una vez al año	5. Daño/destrucción mayores a la instalación, y consecuencias extensivas fuera de la instalación

Tabla 3.6. Significado de los números de la matriz

3.5 IDENTIFICACIÓN DE ESCENARIOS POTENCIALES DE ACCIDENTE

Los escenarios potenciales de accidentes deben ser identificados durante el análisis de riesgos y operabilidad HazOp. Estos son semicuantificados y su nivel de riesgo es el que aparece por debajo de la parte sombreada de la matriz de riesgos. Para la matriz de riesgos los escenarios potenciales de accidentes son los que corresponden a los números de 8 a 10. Para que un análisis de riesgos pueda estar completo se necesita después de haber identificado los riesgos con la técnica, realizar un Análisis de Árbol de Fallas, para determinar cuál es la probabilidad de que pueda ocurrir y causar daños dentro y fuera de la planta ya sea a personas, medio ambiente o propiedad, además este estudio se complementa con un Análisis de Consecuencias, con el cual se determinará cuál es el alcance de un determinado riesgo potencial detectado por medio de la técnica HazOp.

Lo más importante es que cuando ocurre un accidente, los daños afectan al personal o las instalaciones principalmente, es por tal motivo que tanto las instalaciones como las personas son vulnerables, y es de esta manera como se expresa la vulnerabilidad:

Vulnerabilidad de personas. Expresa el número de individuos que pueden resultar afectados con un cierto nivel de daño a causa de un accidente. El nivel de daño debe definirse en el análisis y puede variar desde molestias y heridas leves, hasta la muerte de los individuos expuestos.

Vulnerabilidad de instalaciones. Se cuantifica mediante pérdidas económicas o estimando los daños físicos tales como: demolición parcial a edificios, rotura de cristales, incendio de edificios, etc.

3.6. DETERMINACIÓN DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGUROS (Ref. 4y 7)

Información de la seguridad de los procesos. La OSHA requiere el desarrollo de límites de operación seguros y bajo el estándar de información de seguridad de procesos (elemento 2 de la OSHA) y bajo el elemento de los procedimientos de operación (elemento 4 de la OSHA).

Límite seguro. Se refiere al máximo de los límites de operación para el equipo; presión, temperatura en su nivel máximo de diseño de operación permitida del proceso o tubería.

Límite de operación. Se refiere a los valores máximos de los parámetros de operación (generalmente valores de diseño), los cuales no deben ser excedidos durante una operación normal. Por lo tanto, los límites de operación son iguales o inferiores a los límites seguros.

Parámetro: Presión			
Valor	Indicación/ Protección	Consecuencias de la desviación	Pasos para seguir
100 psig (punto normal de control)	Controlador indicador de presión	_____	_____
150 psig (límite de calidad)	Alarma con fuerte sonido	Producto fuera de calidad	Instalar un controlador y vigilar su funcionamiento
175 psig (límite de operación)	Alarma con potente sonido	Pérdida de producto	Eliminar fuentes de presión dentro del recipiente
185 psig (límite seguro)	Válvula de seguridad se abre hacia el quemador	Recipiente sobrepresionado con potencial de pérdida de confinamiento	Parar el proceso

Tabla 3.7. Ejemplo de límites de operación y seguros para un parámetro de proceso

CAPITULO IV

HAZOP Y ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS REALIZADO EN UN ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LICUADO DE PETRÓLEO.

4.1 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

En el área de almacenamiento de Gas L.P. se encuentran operando normalmente 4 tanques esféricos, dos con una capacidad de 10,000 bls. y dos con una capacidad de 20,000; además de 5 tanques horizontales con una capacidad de 1,472 bls. cada uno. El tanque esférico TE-1 almacena isobutano (i-C₄), el tanque TE-2 almacena refinado (C₄ con bajo contenido de C₄⁺), los tanques TE-3 y TE-4 almacenan gas Pemex (mezcla de propano-propileno-butano); los tanques horizontales TH's del 1 al 5 almacenan propileno (C₃-C₃⁻); todos ellos gases asfixiantes, inflamables y explosivos. El propileno se recibe de la planta catalítica FCC para posteriormente enviarlo a ventas y el sobrante se degrada a gas Pemex. El isobutano se recibe de importación para posteriormente enviarlo a la planta de alquilación. El refinado se recibe de la planta MTBE y se envía hacia alquilación. Por último, el gas Pemex se recibe de las plantas MTBE, U-13 y/o FCC y es enviado hacia el patín de inyección del LPG-Ducto. Todo esto en arranque y operación normal de la planta.

Todo lo anterior se resume en la tabla 4.1.

TANQUE	PRODUCTO	VIENE DE	VA HACIA
Tanque esférico TE-1	Isobutano	Importación	Alquilación
Tanque esférico TE-2	Refinado	MTBE	Alquilación
Tanques esféricos TE-3 y TE-4	Gas Pemex	U-13, FCC y/o MTBE	LPG-Ducto
Tanques horizontales TH's 1-5	Propileno	FCC	A ventas o gas Pemex

Tabla 4.1 Productos y equipos que se manejan en la planta DE GAS L.P.

El análisis de riesgos y operabilidad se hizo en un total de cinco nodos, considerados como principales, que son:

NODOS

NODO 1	Tanque esférico TE-3 de almacenamiento de gas Pemex (propano-propileno-butano).
NODO 2	Patín de inyección de gas Pemex del tanque esférico TE-3 al LPG-Ducto .
NODO 3	Envío de isobutano de autotanques de RG-1 a RG-2.
NODO 4	Tanque horizontal de almacenamiento de propileno TH-1.
NODO 5	Línea de desfogue que comienza en la zona de bombas de la planta de gas L.P. con 2" de diámetro de BA-201 A/B, P-105 A/B sigue a través de la línea de 2" a 20" de los TH's y de los TE's al TH-171.

4.2 PERÍODO DEL ESTUDIO Y LISTA DE LOS INTEGRANTES DEL EQUIPO HAZOP CON SU RESPECTIVO PUESTO

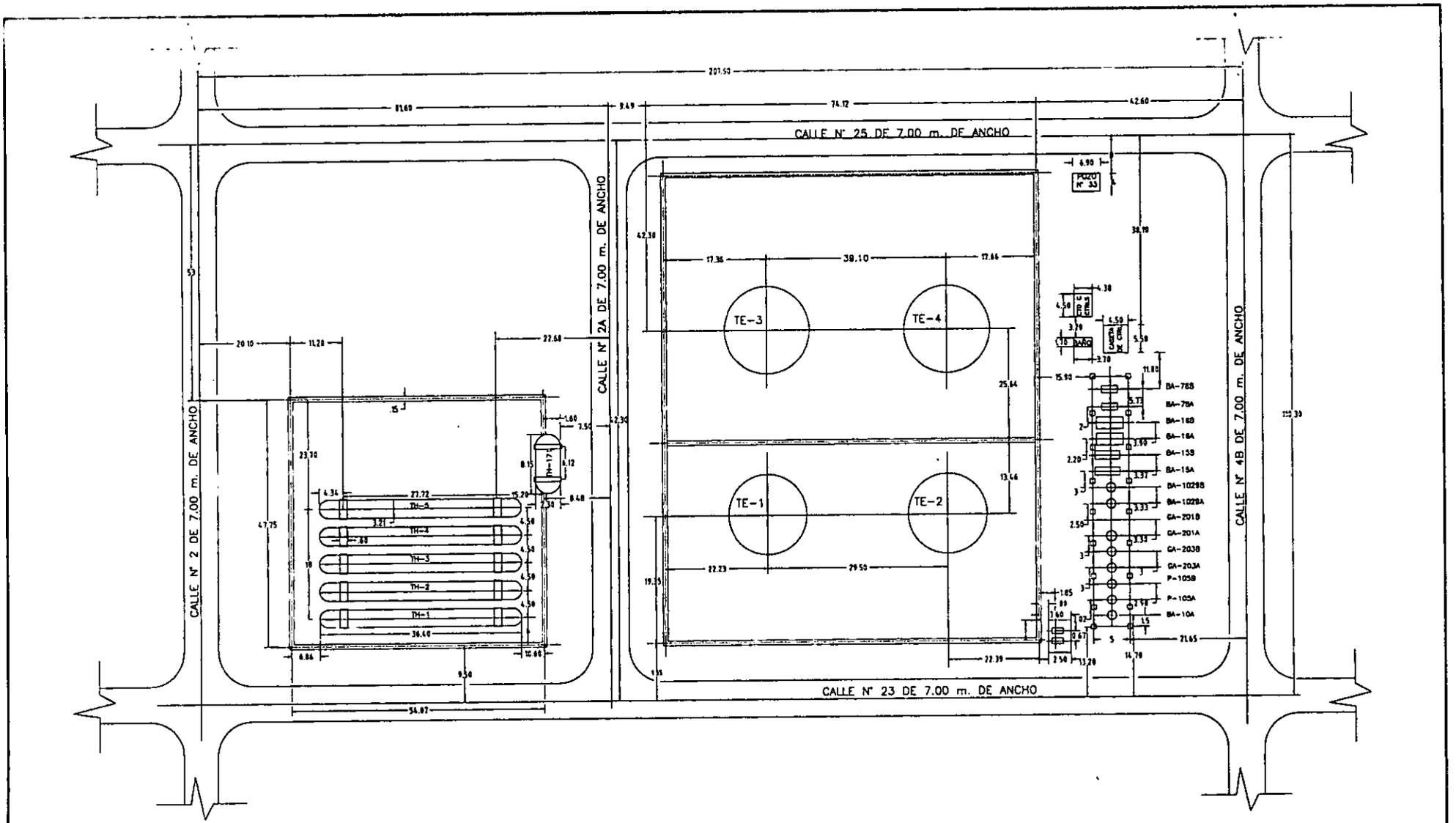
El estudio de riesgos, así como también la actualización de los DTI's, se llevó a cabo en el período de enero a junio de 1999. las reuniones de análisis de riesgos y operabilidad (HazOp) se realizaron en las instalaciones de la planta con la participación de especialistas en diferentes ramos. A continuación se mencionan los nombres de los participantes:

POR PARTE DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO:

Ing. Artemio Zamudio Villalobos	(Jefe de operación)
Ing. Ramón Tapia Aguilar	(Jefe de mantenimiento)
Ing. Ricardo de la Fuente González	(ingeniero eléctrico)
Ing. Armando Barragán Orozco	(ingeniero instrumentista)
Ing. Andrés Rodríguez Ruiz	(ingeniero de operación)
Ing. Ricardo Perales Ruiz	(ingeniero de seguridad)
Ing. Manuel López Olivo	(ingeniero de operación)

POR PARTE DE LA UNAM:

Pasante de I.Q. Paola Amayraní Quintero Reyes
 I.Q. Sonia Monroy Caudillo
 I.Q. Ramón García Pineda
 M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra
 Dr. M. Javier Cruz Gómez



REV.	DESCRIPCION:	DIBUJO	SUPERVISOR	REVISO	APROBO	FECHA
1	PARA ACTUALIZACION	PAQR	RGP	CCG	ARR	JUNIO-93
2	PARA ANALISIS DE RIESGOS	<i>[Signature]</i>	<i>[Signature]</i>	MJCC	<i>[Signature]</i>	11-MAYO-99

"ANALISIS DE RIESGO EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE L.P.G"

ACOT. ESC. FECHA: 11 MAYO DE 1999

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

PLANO DE LOCALIZACION GENERAL
 DE EQUIPOS DE LA PLANTA RG-2

CONV. FO-310 DIAGRAMA No RG2-B-012 REV. 2

4.3. RESULTADO DE LA INSPECCIÓN VISUAL REALIZADA EN EL ÁREA (Junio de 1999)

La inspección visual en el área de almacenamiento de gas L.P. se realizó en el mes de Junio de 1999 con el propósito de identificar condiciones y actos inseguros, las acciones a seguir son resultado de la inspección, se reportan como parte complementaria al estudio de riesgos que se hizo en dicha área.

Es recomendable evitar la presencia de herramientas, espárragos, llaves de válvulas, pedazos de tubo y válvulas tiradas dentro del área, alrededor de los equipos y en los domos de las esferas.

Se recomienda que se coloque identificación, es decir el nombre del producto que transporta al 20% de tuberías faltantes y los flejes en las válvulas de bloqueo, ya que evitan que éstas puedan ser cerradas equivocadamente durante la operación normal del tanque esférico o tanque horizontal.

Se recomienda verificar que los volantes de las válvulas estén en buenas condiciones, ya que la falta o mal estado del volante de una válvula puede dificultar el cierre o la apertura de esta durante la operación en condiciones normales o en caso de emergencia.

Es recomendable tener en operación todos los detectores de mezclas gaseosas para obtener una mayor prevención contra incendios.

Es recomendable que el 30% de tubería que se encuentra con corrosión externa se pinte y que no exista hierba seca alrededor del área.

Se recomienda evitar el aceite tirado cerca de las bombas del sistema oleodinámico vickers y que el mantenimiento predictivo de las válvulas sea llevado a cabo para que las mismas no se oxiden.

4.4. LISTA JERÁRQUICA DE RECOMENDACIONES

Como ya se mencionó anteriormente, el análisis de riesgos se realizó en cinco nodos, pero para fines prácticos tan sólo se mencionará el nodo 1 que corresponde al tanque esférico TE-3.

ESTA LISTA ES EL RESULTADO DE LA DEPURACIÓN, QUE HIZO EL EQUIPO MULTIDISCIPLINARIO, DE LAS RECOMENDACIONES QUE SE OBTUVIERON DURANTE LAS SESIONES HAZOP.

SITUACIÓN Y CONSECUENCIA	RECOMENDACIÓN	CLASE
1. El manual de planes de emergencia para el área de almacenamiento de gas L.P., no existe ó no está difundido. En caso de que se rebasen los límites máximos seguros de temperatura ó presión, es posible que ocurra una explosión seguida de un incendio con cuantiosos daños.	1. Elaborar y/o difundir el manual de procedimientos de emergencia (plan y respuesta) en caso de que se rebasen los límites seguros de presión ó temperatura, así como también por falla eléctrica, fuga, incendio ó explosión.	A
2. Si el programa de capacitación y adiestramiento para personal que labora en el área de almacenamiento de Gas L.P., es ineficiente, se pueden ocasionar actos y condiciones inseguras que podrían convertirse en daños significativos.	2. Elaborar y aplicar un curso de inducción en aspectos de seguridad, específicamente en el almacenamiento de Gas L.P., sus peligros y las acciones a tomar para reducir ó eliminar cualquier eventualidad, para el personal de nuevo ingreso (dado por recursos humanos) y de reinducción para el personal que ya labora en el área de almacenamiento de LPG, tomando en cuenta las necesidades del área operativa (especialización de operadores en el manejo de gas).	A
3. La línea igualadora de presión puede ser bloqueada ó el tanque esférico puede ser sobrellenado (error operacional). Esto puede ocasionar una sobrepresión y fugas por accesorios ó explosión, en el peor de los casos, del tanque esférico.	3. Adquirir e instalar alarmas por baja y alta presión, en los tanques esféricos, por alta presión en tanques horizontales y alarmas por alto nivel en los TE's y TH's de la planta de gas L.P., con señal a cuarto de control.	A
4. Las válvulas de bloqueo a las PSV's pueden ser cerradas ó el depto. de mantenimiento no recibe a tiempo las PSV's ó no se lleva a cabo la recalibración, lo que podría ocasionar una sobrepresión y fugas ó explosión del tanque esférico. Por otro lado, por falla en la calibración de las PSV's, es decir que abran a una presión menor a la de operación normal, ó porque se queden calzadas, hay contaminación y pérdida de producto.	4. Asegurar el cumplimiento adecuado de los programas de mantenimiento preventivo a los tanques esféricos y horizontales (a PSV's, instrumentos, tuberías, bombas e interior de las esferas). Además, Identificar plenamente las PSV's de acuerdo a la NFPA-58.	A

5. Las fugas por válvulas y/o bridas alrededor de un tanque esférico ocasiona contaminación y puede ser la causa de incendio y explosión.	5. Establecer y/o difundir en la planta la meta de cero fugas por accesorios del tanque esférico. Durante el recorrido que realiza personal de operación, se deben, además de detectar y reportar los puntos de fuga.	A
6 y 7. La falta de un sistema de adquisición eficiente, puede provocar que el mantenimiento se difiera ó no se dé, produciéndose altos costos por mantenimiento correctivo.	6. Programar tres meses antes las solicitudes de compra, proporcionando datos específicos para evitar los retrasos y/o compras erróneas.	A
	7. Establecer un sistema eficiente de compras de urgencia.	A
8. Las hojas de datos de materiales peligrosos (MSDS) están incompletas y/o no difundidas, esto puede aumentar, por desconocimiento de dicha información, los daños a la salud de los trabajadores, al medio ambiente y a la integridad de las instalaciones, en caso de un accidente (fugas, derrame, incendio ó explosión).	8. Conseguir, tener a la mano y difundir las hojas de datos de seguridad de materiales, MSDS, de los siguientes productos: propano, propileno, isobutano y butano.	A
9. Las vickers y la bomba BA-104 S/N, pueden ser afectadas por una falla de corriente eléctrica, lo que provocaría un sobrepresionamiento de la línea ó cavitación de la bomba (sí fallan las vickers y la bomba sigue trabajando).	9. Revisar la instrucción del programa de segregación de cargas eléctricas, en caso de falla de corriente eléctrica.	A
10. El incumplimiento de la normatividad, puede ser la causa de actos y condiciones inseguras y daños al personal y/o a las instalaciones. 11. Los materiales corrosivos, como el HF, en el producto pueden ocasionar fallas en la soldadura y/o corrosión interna de los tanques esféricos, cuyos efectos potenciales serían la ruptura, fugas e incendio.	10. Terminar de colocar señalamientos de emergencia en donde falten (ruta de evacuación), con sus respectivos símbolos (NOM-027-STPS-1994). 11. Evitar el envío y la llegada de ligeros y de HF a la planta, por arriba de las especificaciones de calidad según oficio.	A A
12. El error operacional puede darse por falla del indicador de nivel (el indicador de nivel indica alto nivel pero es bajo), esto puede ser la causa de que no se satisfaga la demanda de producto a ventas ó a plantas y que releven las PSV's. Sí las PSV's releven por sobrellenado, estos puede ocasionar fragilización de la línea ó del tanque de balance TH-171 por las condiciones criogénicas seguida de una ruptura ó explosión.	12. Adquisición e instalación de medidores de nivel servo-operados para TE's.	A

13. La explosión del tanque esférico puede darse, en caso de fuego directo ó radiación térmica, si las válvulas de bloqueo a las PSV's, están cerradas ó bien si se dificulta su apertura.	13. Cumplir con el engrasado de las válvulas macho de bloqueo a las PSV's, 3 veces por año, de acuerdo a las indicaciones del fabricante.	A
14. La válvula de bloqueo a la PSV puede ser cerrada por error humano, lo que podría provocar sobrepresión y explosión ó fugas por accesorios e incendio.	14. Candadear ó flejar las válvulas machos de bloqueo a las PSV's en posición de abierto y elaborar un procedimiento de autorización para abrir y cerrar dichas válvulas; de acuerdo a la normatividad nacional y al código internacional NFPA 58.	A
15 y 16. La línea igualadora de presión puede ser bloqueada, error operacional, lo que provocaría una sobrepresión y explosión ó fugas por accesorios e incendio.	15. Analizar la posibilidad de instalar la válvula de bloqueo de la línea igualadora de presión en un lugar accesible.	A
	16. Incluir en el patrullaje de rutina (check list) la posición de las válvulas de bloqueo antes y después de las PSV's y del cabezal de desfogue (deben estar en la dirección del flujo).	A
17. El incumplimiento de la normatividad, puede ser la causa de actos y condiciones inseguras y daños al personal y/o a las instalaciones.	17. Rotular líneas y válvulas y colocar en campo un letrero que contenga los puntos básicos de paro y arranque de las bombas.	A
18. El propileno puede ser inyectado por la línea igualadora, provocando esto una sobrepresión del tanque esférico.	18. Actualizar y difundir el procedimiento operacional para presionar el tanque esférico con propileno ó bien evitar esta operación riesgos.	A
19. No se tienen respaldos del programa fuente de control y monitoreo de las señales del LPG-ducto. Sí el programa existente falla, esto ocasionaría que el patín quedara fuera de operación, sobrellenado del TE-3 y TE-4, impacto económico y se permitiría la entrada de pipas que aumentarían los riesgos en la planta.	19. Tramitar la compra de un programa fuente de monitoreo y adquisición de datos, el software del PLC (Controlador Lógico Programable), y equipo de programación de estos paquetes. Con esto se podrían generar los respaldos de los softwares y optimizar las pantallas de control y monitoreo de datos.	B
20. Sí durante el bombeo de RG-1 a RG-2 por la línea de trasiegos, la válvula de bloqueo V14 se encuentra abierta se produce contaminación del producto y sobrellenado del tanque esférico.	20. Para reducir riesgos hacer un estudio de la posibilidad de instalar un tramo directo del manifold al Tanque Esférico.	B
21. En caso de que se rebasen los límites máximos seguros de nivel, temperatura y presión en el tanque esférico, es posible que ocurra un sobrellenado ó una explosión e incendio con cuantiosos daños.	21. Confirmar los límites seguros y de operación ó, en caso de que no existan, incluirlos en los procedimientos operativos.	B

22. Por falla de detectores de mezclas gaseosas y de fuego, aumenta la posibilidad de daños catastróficos por incendio ó explosión.	22. Verificar el cumplimiento del programa de calibración y prueba de detectores.	B
23. La falta de indicadores de eficiencia en el mantenimiento predictivo y preventivo (tiempos muertos y costos adicionales por mantenimiento correctivo), ocasiona costos excesivos por mantenimiento correctivo.	23. Minimizar los tiempos muertos por inspección, operación y mantenimiento. Y fijar los indicadores de eficiencia.	B
24 y 25. Las PSV's relevan por descuido operacional, cuando se recibe producto en el tanque esférico. Esto puede ser la causa de ruptura del tanque de balance TH-171 por fragilización y sobrepresión.	24. Actualizar y difundir el procedimiento de operación de recibo de producto al tanque esférico.	B
	25. Mantener los límites de operación establecidos para que no relevan las PSV's y establecer por escrito las acciones para reducir ó eliminar los efectos, cuando estos son rebasados.	B
26. La falta de mecanismos de evaluación de la efectividad de la capacitación y adiestramiento en el mantenimiento predictivo y preventivo, provoca que las compañías reaseguradoras suban el monto de cuotas por el reaseguro y, además, baja la eficiencia del mantenimiento.	26. Establecer y/o difundir los mecanismos de evaluación de la efectividad de la capacitación y adiestramiento en mantenimiento predictivo y preventivo y solicitar cursos de actualización en metrología para instrumentistas y hacerlo extensivo al personal de operación.	B
27. La falla de la soldadura (ataque por agentes corrosivos) puede provocar la ruptura del tanque esférico y fuga e incendio.	27. Actualizar el procedimiento, cambiando la frecuencia de muestreo de las corrientes que entran a los tanques esféricos.	B
28. Por falla de energía eléctrica se produce un paro de operación del tanque esférico	28. Adquisición e instalación de UPS's para energía de respaldo al sistema eléctrico.	B
29. El calentamiento externo del tanque esférico por fuego directo ó radiación térmica, puede provocar una explosión e incendio con daños catastróficos.	29. Reducir al mínimo los trabajos de corte y soldadura en el área de tanques.	B
30. Un error operacional puede provocar sobrellenado del tanque esférico ú horizontal ó sobrepresión por fuego directo ó radiación térmica.	30. Realizar un simulacro por sobrellenado ó sobrepresión de TH's y TE's.	B

<p>31 y 32. El sobrellenado del tanque vertical u horizontal, puede provocar el resaca, con flujo bifásico, de las PSV's, ocasionando la pérdida de producto, la contaminación del ambiente y la inutilización del tanque de balance TH-171, el cual no es criogénico.</p>	<p>31. Establecer los límites de nivel y temperatura en el tanque separador de líquidos TH-171 e incluirlo en el procedimiento para operar el mismo de forma segura.</p>	B
<p>El indicador de nivel puede fallar cuando es obstruido por materiales sólidos como sosa, aminas, etc.</p>	<p>32. Realizar estudio para adquirir e instalar válvulas de control remoto de cierre rápido, en la línea de carga/succión de los TH's, TE's y LPG-ducto.</p>	B
<p>La falta de un programa de difusión de seguridad y de las causas y consecuencias de posibles escenarios de accidentes identificados, puede ser la causa de daños significativos.</p>	<p>33. Realizar estudio para instalar dispositivos que retengan sedimentos, sosa, aminas y agua en la planta catalítica FCC.</p>	B
<p>35. El incumplimiento de la normatividad, (señalamientos de evacuación, código de colores, equipo de protección personal, rotulación de líneas), puede conducir a tener condiciones inseguras en el área y lesiones al personal derivadas de dichas condiciones inseguras ó por actos inseguros.</p>	<p>34. Concientizar al personal de operación en aspectos de seguridad, mediante la elaboración de un programa anual de difusión que incluya riesgos, función de PSV's, simulacros de contra incendios y planes de emergencia.</p>	B
<p>36. La falta de orden y limpieza en el área, puede ocasionar lesiones en el personal y mala imagen del área.</p>	<p>35. Continuar llevando el registro de incidentes ó accidentes basado en la investigación de los mismos como lo indica el procedimiento normativo de la empresa.</p>	C
<p>37 y 38. En caso de falla del sistema oleodinámico (vickers), puede ocurrir la cavitación de la bomba, ruptura de sellos de la bomba, fuga de gas e incendio.</p>	<p>36. Continuar con las campañas de orden y limpieza.</p>	C
<p>39. Cuando no están establecidos los TLV's (Valor Límite Máximo permisible de gas con el que se puede laborar una jornada de 8 horas sin daño alguno) de los productos que se manejan en planta, es posible que ocurran daños a la salud de los trabajadores.</p>	<p>37. Instalar un interruptor de alarma de baja presión por falla del sello primario de las bombas BA-104 S/N del patín de inyección.</p> <p>38. Reinstalar la alarma por baja presión en el sistema oleodinámico en la planta.</p>	C
<p>39. Cuando no están establecidos los TLV's (Valor Límite Máximo permisible de gas con el que se puede laborar una jornada de 8 horas sin daño alguno) de los productos que se manejan en planta, es posible que ocurran daños a la salud de los trabajadores.</p>	<p>39. Establecer y difundir los TLV's, umbral de exposición, para el gas L.P.</p>	C

<p>40. La falta de mecanismos de evaluación de la efectividad de la capacitación y el entrenamiento en mantenimiento predictivo y preventivo, provoca que las compañías reaseguradoras suban el monto de las cuotas por el reaseguro y, además, baja la eficiencia del mantenimiento.</p>	<p>40. Mantener cursos de actualización y capacitación de personal de mantenimiento, para garantizar el nivel de eficiencia del mantenimiento.</p>	<p>C</p>
<p>41. Si la válvula de paso elevada V-D5 del cabezal de desfogue de los TE's 3 y 4 se encuentra cerrada, esta no hace su función y corre el riesgo de que se sobrepreseione el cabezal de desfogues y los TE's.</p>	<p>41. Cuando se termina la reparación de la esfera verificar bajo minuta que la válvula V-D5 (Del cabezal de desfogue de TE-3 y TE-4) quede abierta y proceder a candadear. Ver Diagrama No. RG2-B-005-A.</p>	<p>C</p>
<p>42. Si los cables de las conexiones a tierra están flojos y completamente oxidados o rotos, puede haber acumulación de energía estática, generación de chispa, incendio y explosión.</p>	<p>42. Asegurar el cumplimiento del programa de inspección y mantenimiento preventivo al sistema de tierras.</p>	<p>C</p>
<p>43 y 44. El calentamiento externo del cabezal esférico por fuego directo o radiación térmica, puede provocar una explosión e incendio con daños catastróficos.</p>	<p>43. Difusión del principio de operación y funcionamiento de los sistemas de protección existentes.</p>	<p>C</p>
	<p>44. Automatizar el sistema de aspersores contra incendio (integrando el sistema oleodinámico Vickers al sistema contra incendio).</p>	<p>C</p>
<p>45. Cuando el mantenimiento preventivo no se realiza de acuerdo a procedimientos, puede haber fallas en el equipo y retraso del programa de inyección de gas PEMEX</p>	<p>45. Que el personal de operación verifique el cumplimiento de pruebas en campo de equipo.</p>	<p>C</p>
<p>46. Los procedimientos operacionales no definen los límites de operación y seguros, ni las causas y consecuencias que producen cuando son rebasados.</p>	<p>46. Considerar como base para la elaboración de los procedimientos el estándar OSHA 29 CFR 1910.119f.</p>	<p>C</p>
<p>47. El desconocimiento de la política de seguridad y el incumplimiento del reglamento interno de seguridad e higiene en el trabajo, pueden ser las causas de que se produzcan condiciones inseguras en área y lesiones al personal por actos inseguros.</p>	<p>47. Realizar pláticas de seguridad semanales de 5 minutos en las cuales se traten diferentes temas relacionados con la seguridad y salud ocupacional.</p>	<p>C</p>
<p>48. Para garantizar la calidad de los productos que se almacenan en la planta, el producto que viene contaminado de plantas deberá ser almacenado en otro tanque.</p>	<p>48. Aumentar la capacidad de almacenamiento de gas L.P.</p>	<p>C</p>

4.5 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS REALIZADO EN RIAMA

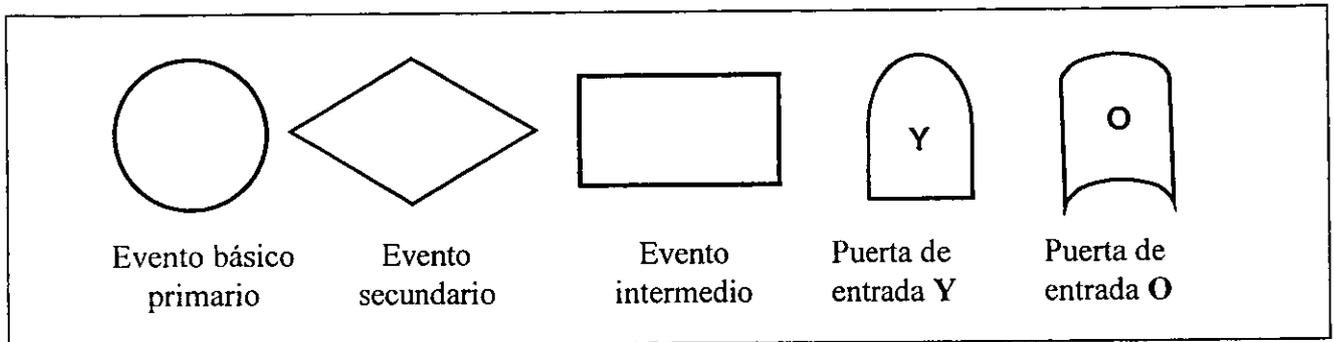
El árbol de fallas (FTA) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad ó la frecuencia con que puede ocurrir un evento indeseable, que llamaremos evento culminante ó escenario potencial de accidente, en la planta de gas L.P.. El evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de componentes ó fallas del operador (Ref. 5, 6 y 7).

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

Para el análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias se seleccionaron cuatro escenarios potenciales de accidente en la planta de gas L.P. que son: 1. Relevo de la PSV por sobrellenado de un tanque esférico u horizontal, 2. Ruptura de una línea de 2" y frecuentemente explosión ó incendio de la nube de vapor no confinada, 3. Ruptura por sobrepresión del tanque de balance TH-171 y 4. Explosión (BLEVE) del tanque esférico TE-3. Estos escenarios fueron seleccionados con base a las condiciones actuales de operación de la planta como son: Corrosión externa en líneas y tanques, el recibo de un ducto contaminado con HF en el tanque esférico TE-3, la falta de alarmas por alto nivel de presión, la falta de procedimientos de operación (específicamente de recibo de gas licuado) y de emergencia (en caso de sobrellenado del tanque esférico u horizontal y relevo de la PSV) y la falta de válvulas de cierre rápido en la entrada a los tanques horizontales y esféricos.

Los símbolos usados para las puertas de entrada “Y” (puede ser un punto “•” de producto) y “O” (puede ser el signo más + de suma), para los eventos intermedios ó de mando, para los eventos básicos ó primarios (diseño inadecuado ó deterioro del equipo ó línea durante el servicio) y para los eventos que ya no se desarrollan más ó secundarios (falla de equipo ó línea por agentes ajenos al sistema), se ilustran a continuación:

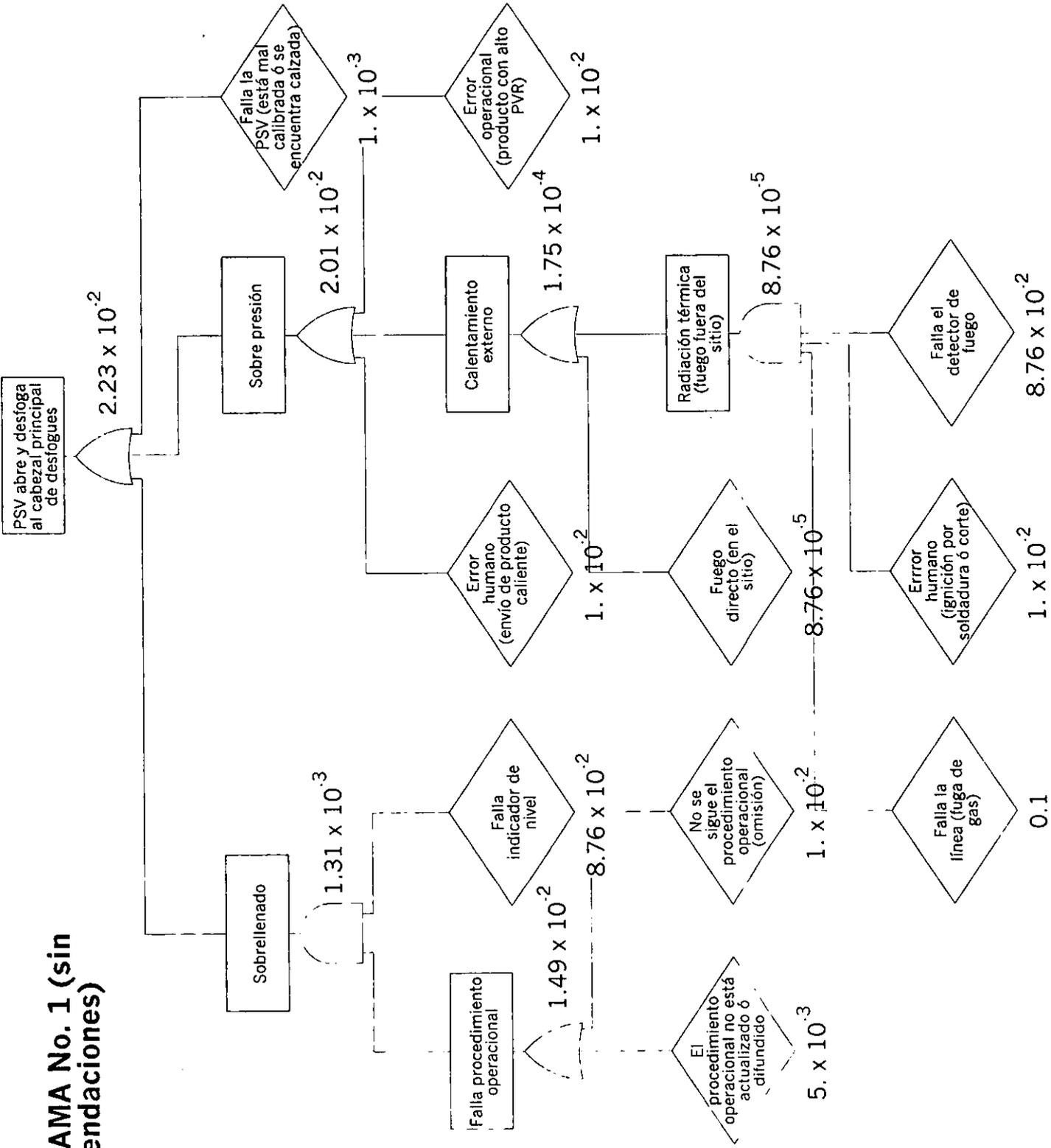
SIMBOLOGÍA PARA EL ÁRBOL DE FALLAS



4. DESCRIPCIÓN DE LOS ESCENARIOS POTENCIALES DE ACCIDENTE

ESCENARIO POTENCIAL DE ACCIDENTE	CAUSA Ó FUNDAMENTO	FTA
Relevo de la PSV por sobrellenado de un tanque esférico, TE, u horizontal, TH.	Los tanques esféricos, y horizontales, no tienen alarma por alto nivel y no existe una válvula de cierre rápido en la entrada, que esté operada eléctricamente. El procedimiento de recibo de gas L.P. en estos tanques no está terminado y no se tiene un procedimiento de emergencia específico para el sobrellenado. Lo anterior puede ser la causa de relevo de las PSV's.	X
Ruptura de la línea de y consecuentemente explosión ó incendio de nube de vapor no confinada.	La línea de 2" que transporta isobutano a los TH's, en el tramo localizado a 5.6 metros de la bomba P-105B, tiene corrosión visible que puede ser la causa de ruptura de la línea, por sobrepresión ó por falla de la resistencia mecánica de la línea a la presión de operación, con cuantiosos daños ocasionados por un incendio ó explosión de una nube da gas no confinada	X
Ruptura del tanque de balance TH-171.	Por las mismas causas descritas para el relevo de la PSV de un TH ó un TE, puede haber flujo de gas licuado al tanque de balance TH-171. Si esto ocurre, podría haber ruptura del TH-171 por sobrepresión, debida a la evaporación súbita, ó por falla de la resistencia mecánica, por fragilización ó corrosión, con cuantiosos daños causados por un incendio ó una explosión de una nube de gas no confinada.	X
Explosión (BLEVE) del tanque esférico TE-3.	En el tanque esférico TE-3 se recibe gas licuado contaminado con ácido fluorhídrico, HF, que puede ocasionar fallas en su estructura. Esto podría ser la causa de una explosión física con cuantiosos daños, si no se toman las medidas correctivas necesarias respecto al control de calidad del gas. Además, el TE-3 no cuenta con alarmas de alta presión y alto nivel que podrían evitar una explosión por sobrepresión ó por sobrellenado	X

DIAGRAMA No. 1 (sin recomendaciones)



Se realizaron ambos análisis en los cuatro escenarios anteriormente descritos, pero por cuestiones prácticas tan sólo vamos a hablar siguiendo con el nodo que se estudió. Los resultados y la descripción de lo que se realizó en el escenario 4 que corresponde a la Explosión del tanque esférico TE-3. Ya que de igual manera que en el nodo es representativo del trabajo realizado.

PROBABILIDAD (P)	FRECUENCIA PROBABLE
10^0	<i>Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)</i>
10^{-1}	MUY PROBABLE (HA OCURRIDO O PUEDE OCURRIR VARIAS VECES AL AÑO)
10^{-3}	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
10^{-5}	Poco probable (no se ha presentado en 5 años)
10^{-7}	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra
POTENCIAL DE PÉRDIDA (P^0)	PÉRDIDA PROBABLE TOTAL (en dólares)
1	1 a 100
10^{-1}	100 a 1,000
10^{-2}	1,000 a 10,000
10^{-3}	10,000 a 100,000
10^{-4}	100,000 a 1,000,000
10^{-5}	1,000,000 a 10,000,000
10^{-6}	10,000,000 a 100,000,000
10^{-7}	100,000,000 a 1,000,000,000
10^{-8}	Mayor de 1000,000,000

TABLA 4.2 Probabilidad que ocurra un accidente y el costo implicado

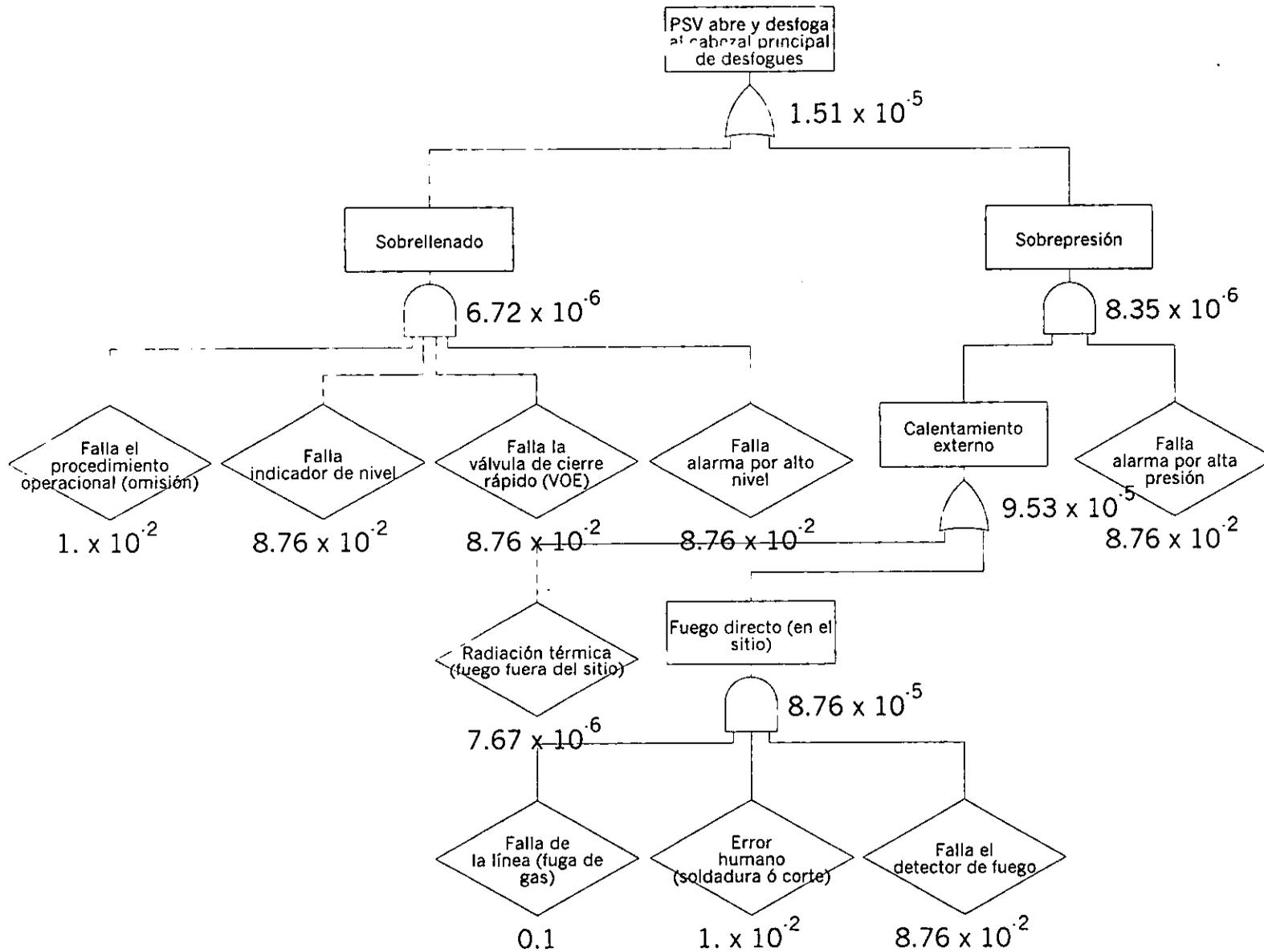
La relación del potencial de pérdida (P^0) entre la pérdida probable total (\$), mostrada anteriormente, fue usada para determinar la aceptabilidad del riesgo, haciendo la comparación entre la probabilidad del evento culminante calculada y el potencial de pérdida (P^0). Los datos aquí mostrados son sólo una aproximación, ya que no se tienen datos reales para la planta. Sin embargo el resultado final si indica una tendencia y las recomendaciones son aplicables al Área de Almacenamiento de Gas L.P.

4.7 RECOMENDACIONES

ESCENARIOS	PROBABILIDADES		RECOMENDACIONES
	P ₁	P ₂	
4. Explosión (BLEVE) del tanque esférico TE-3.	3.29×10^{-2}	1.54×10^{-5}	<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 con alto PVR en el tanque esférico TE-3 ó productos por arriba de la temperatura ambiente.

NOTA: El Análisis de árbol de fallas se realizó con un programa llamado Fault tree y los datos numéricos fueron obtenidos a través de literatura extranjera.

(con recomendaciones)



1.8 CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE FALLAS

1. Para la aceptabilidad ó no del riesgo hemos usado la relación del potencial de pérdida (P^0) con la pérdida máxima probable (\$) mostrada en la Tabla 6.1. Si consideramos que, para cualquiera de los escenarios potencialmente peligrosos seleccionados, la pérdida máxima probable va desde 1 a 10 millones de dólares, que corresponde al potencial de pérdida $P^0 = 10^{-5}$, podemos decir que los riesgos potenciales no pueden ser aceptados y que, por lo tanto, se deben instrumentar medidas correctivas para reducir su probabilidad.

2. Si se instrumentan las medidas correctivas recomendadas para los escenarios potencialmente peligrosos, la probabilidad se reduce a niveles de aceptabilidad. A continuación se muestran los valores de probabilidad, para cada uno de los escenarios analizadas, obtenidos del análisis de árbol de fallas en las condiciones actuales del área de almacenamiento de gas L.P. y del análisis de árbol de fallas tomando en cuenta las medidas correctivas recomendaciones para reducir estos valores de probabilidad.

ESCENARIOS	P_1	P^0	$P_1 > P^0$	P_2	$P_2 \leq P^0$
1	2.23×10^{-2}	1×10^{-5}	NO SE ACEPTA	1.51×10^{-5}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA
2	3.56×10^{-2}	1×10^{-5}	NO SE ACEPTA	8.77×10^{-5}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA
3	3.1×10^{-5}	1×10^{-5}	NO SE ACEPTA	6.89×10^{-7}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA
4	3.29×10^{-2}	1×10^{-5}	NO SE ACEPTA	1.54×10^{-5}	SE ACEPTA Y SE CONTROLA

TABLA 4.3 Grado de aceptación de un accidente de acuerdo a la probabilidad de que ocurra.

CAPITULO V

ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES

5.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS

En el presente Análisis de Riesgos, se analizaron cinco nodos de la planta norte de almacenamiento de Gas L.P., estos nodos se escogieron debido a que son representativos de toda la planta además que una falla presentada en los mismos podría causar daños irreparables.

Después de haber detectado áreas de oportunidad de mejora en la planta, lo más importante es seguir la serie de recomendaciones, resultado del análisis de riesgos con la técnica HazOp. De acuerdo al estudio el plan de trabajo a seguir consiste en:

- a) Seguir los planes de emergencia establecidos por la empresa y manuales de operación, en caso de no existir manuales de operación, realizarlos,
- b) Cumplir con las normas tanto nacionales, como internacionales en diseño y operación de la planta,
- c) Verificar que el personal que opera la planta esté capacitado,
- d) Adquirir equipos de control para dar una mayor automatización a la planta,
- e) Darle el mantenimiento adecuado al equipo existente y
- f) Poner especial cuidado cuando se haga algún tipo de trabajo con soldadura dentro de la planta.

Una vez que se realicen las recomendaciones la mejoría en seguridad de la planta debe ser palpable.

Con lo anterior se desea puntualizar que después de realizar un análisis de riesgos tanto la seguridad de una planta como los procesos administrativos deben mejorar, lo que va a repercutir de manera importante en la economía de la empresa debido principalmente a

que las aseguradoras pueden reducir la prima del seguro. Por otra parte en la actualidad es importante tener una proyección internacional y para lograr esto se debe hacer énfasis en los programas y normas de seguridad internacionales (OSHA, ASME, ASTM, entre otras) y como se mencionó anteriormente el Análisis de Riesgos por la técnica HazOp se encuentra dentro de los mismos. En este ámbito de la seguridad la empresa ha mejorado, ya que lleva varios meses trabajando con un sistema de administración de riesgos, con el que han obtenido buenos resultados respecto a la seguridad integral; sin embargo es importante darle atención a la planta por el riesgo potencial que representa un mal manejo de los productos aquí almacenados, aunque hasta el momento no ha ocurrido un accidente de importancia significativa, es mejor prevenir los accidentes, los cuales van a desaparecer si siguen con los programas de seguridad propuestos.

También cabe mencionar que de acuerdo al árbol de fallas elaborado, las condiciones actuales de la planta son aceptables, es decir, que la probabilidad de que ocurra un accidente se encuentra dentro de los intervalos aceptados por la literatura, sin embargo, como se mencionó anteriormente, es que esas cifras de probabilidad se redujeran aún más y de esta manera decir que la Planta de Almacenamiento de Gas L.P. cuenta con una seguridad ejemplar.

5.2 CONCLUSIONES DE ANÁLISIS DE RIESGOS HAZOP

1. La lista de recomendaciones que es reportada en el capítulo IV del presente proyecto es el producto principal del estudio realizado.
2. El Análisis de Riesgos por la técnica HazOp es el producto del trabajo de un equipo multidisciplinario familiarizado con la operación de la planta, y por ningún motivo podría realizarlo un solo experto.

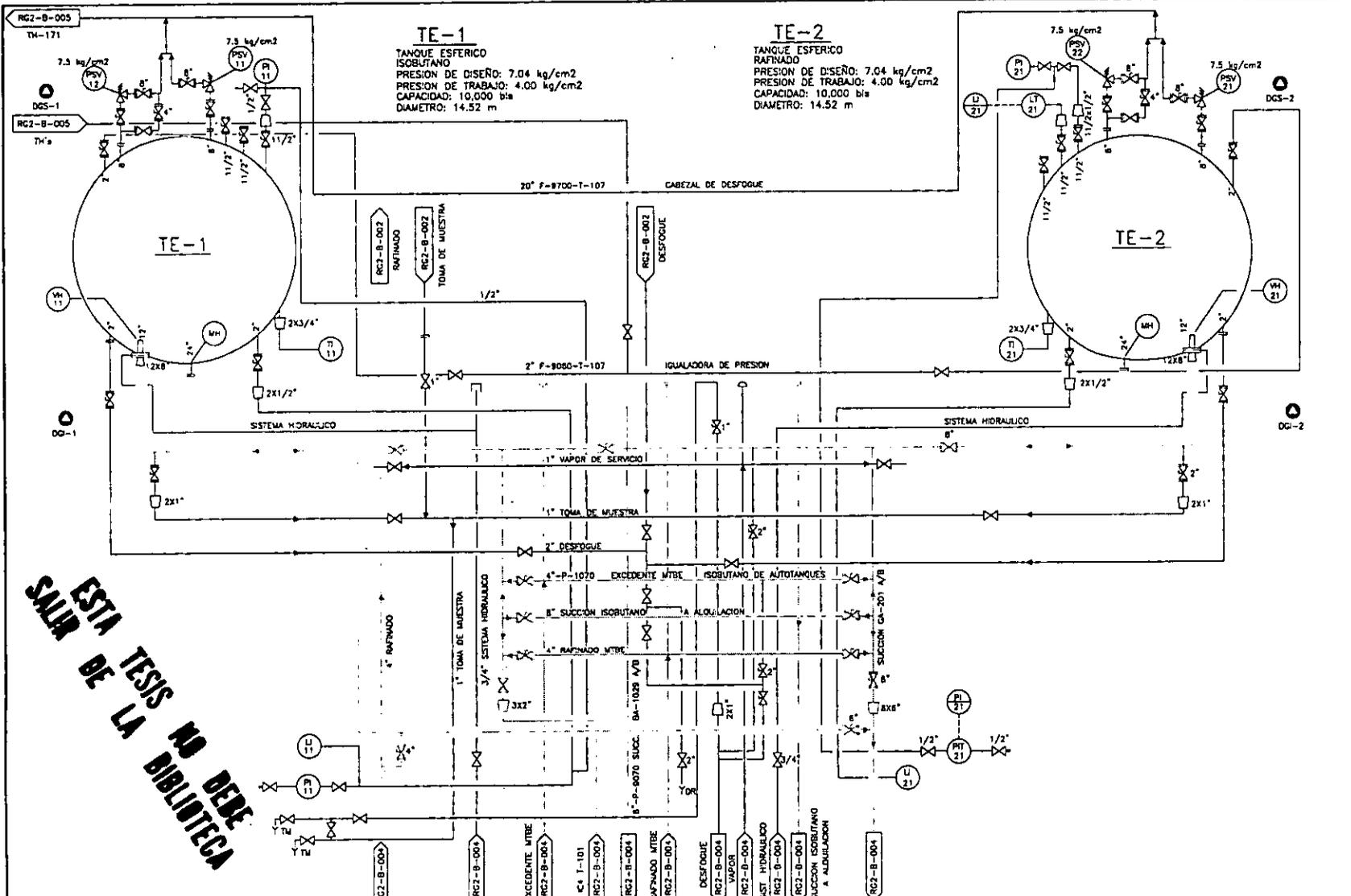
3. La labor del coordinador del análisis HazOp, es ayudar al equipo multidisciplinario a identificar los riesgos existentes en la planta, producto de sesiones de discusión que permiten las mejores soluciones a largo y mediano plazo.
4. Los plazos se determinan sobre la base de los costos que estos representan y principalmente al riesgo que implica no tomar acción correctiva sobre los riesgos detectados, esto se especifica dentro del análisis, con la letra que resulta en cada una de las recomendaciones.
5. Es importante mencionar que para que un análisis HazOp, resulte confiable y útil, debe haber una buena disposición por parte del equipo multidisciplinario a encontrar verdaderamente los problemas que existen en la planta, no sólo desde el punto de vista operacional, sino también administrativo, ya que éste último es de suma importancia para que la parte técnica se encuentre bien coordinada.
6. También es muy importante, que los DTI's, sobre los cuales se trabaja en las sesiones (DTI's de nodos), se encuentren con la descripción exacta de lo que se encuentra en planta en ese momento, ya que de otra manera, pueden existir errores, en el resultado del HazOp.
7. El coordinador HazOp debe ser una persona lo suficientemente hábil para que las sesiones sean dinámicas e interactivas, de tal manera que los resultados obtenidos sean los reales. Para lograr esto se necesita tener experiencia y conocimiento de Análisis de Riesgos en general.
8. Un HazOp no sirve de nada si las recomendaciones obtenidas no se ejecutan.
9. Una repercusión directa y de índole económico, será la baja de las primas de la compañía de seguros al constatar las mejoras conseguidas en la planta.

10. Hoy por hoy, para que una empresa se coloque en el ámbito internacional debe cumplir los lineamientos y certificaciones exigidas por los comités de especialistas que no sólo exigen la calidad de los productos, sino que su obtención se realice dentro de las especificaciones de un alto nivel de seguridad.
11. Podemos decir que la planta de almacenamiento de Gas L.P. cuenta con una seguridad aceptable, pero que puede mejorarla mediante las recomendaciones que resultaron del presente análisis de riesgos.
12. Se propone que las plantas ya sean de proceso o almacenamiento deben llevar un control estadístico de incidentes y accidentes, que permitan que futuros estudios como el realizado en este proyecto por el Análisis de Árbol de Fallas, se documenten en estos trabajos y no se tenga que recurrir a la literatura estadounidense, británica o alguna otra para apoyarse. Ya que teniendo un banco de datos realizado en México las soluciones serán más oportunas y se podrán intercambiar experiencias.
13. Se debe especificar en la Norma Oficial Mexicana que los Análisis de Riesgos deben efectuarse periódicamente de acuerdo a la recomendación que se establezca para cada caso.
14. El arranque de una planta o empresa, no debe llevarse a cabo, sin la realización de un Análisis de Riesgos.
15. Con respecto a la seguridad en México, aun hace falta trabajar en este aspecto, por lo que es importante que a partir de las deficiencias en el control de la seguridad encontradas, se tome conciencia de la importancia que tiene el llevar un registro constante de los incidentes y accidentes que ocurren en una planta de almacenamiento o proceso (ya que no existen en empresas mexicanas), pues a partir de estos datos los estudios de riesgos que se realicen serán confiables.

- 16. Se debe proponer como Norma Oficial Mexicana que el análisis de riesgos se lleve a cabo de forma periódica en toda industria, demostrando que las condiciones técnicas y de operación en la planta son correctas; ya que cualquier accidente puede perjudicar a las personas dentro y fuera de la planta como se menciona en el Capítulo I.

BIBLIOGRAFÍA

1. SANTAMARÍA Ramiro J.M. y BRAÑA Aísa P.A. *"Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química"*. Fundación MAPFRE. España. 1994.
2. Occupational Safety and Health Administrations (OSHA), PSM Regulation, Procesess Safety Management of Highly Hazardous Chemicals, 29 CFR 1910.119. (febrero 1992).
3. C. FLORENTINI y F. De VECCI (ATR Applied Training Resources, U.S.A.); C. VILAGUT Orta (TECSA Ibérica S.A.). *"Gestión de la Seguridad de los Procesos. Soporte al Funcionamiento y Sistemas de Formación"*. Ingeniería Química, 127-132 (septiembre de 1997).
4. De la CRUZ Guerra Fausto. *"Administración de los Sistemas de Integridad Mecánica"*. Tesis de Maestría en Ingeniería Administrativa. ITCM, Cd. Madero Tamps. México 1998.
5. American Institute Chemical Engineer (AIChE). *"Guide Lines for Hazard Evaluation Procedures"*. New York 1992.
6. Continuing Engineering Studies, College of Engineering. University of Texas at Austin. *"Hazard Assesment and Risk Analysis Techniques for Procecess Industries"*. A short course presented at IMP, México, junio 1994.
7. *"Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)"*. Facultad de Química UNAM, México 1999.
8. R. GREENBERG Harris y J. CRAMER Joseph. *"Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry"*. Ed. Van Nostrand Reinhold. U.S.A. 1991.
9. American Institute Chemical Engineer (AIChE). *"Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)"*. U.S.A. 1998.



- SIMBOLOGIA:**
- VALVULA MACHO
 - VALVULA MACHO BRIDADA
 - VALVULA DE COMPUERTA
 - VALVULA DE ALMID
 - BRIDA
 - DETECTOR DE GAS
 - REDUCCION CONCENTRICA
 - BRIDA CIEGA
 - TAPON CACHUCHA
 - LINEA CON TAPA
 - TOMA DE MUESTRA
 - DREN
 - INDICADOR EN TABLERO
 - INDICADOR LOCAL
 - SENAL ELECTRICA
 - VIENE DE O VA HACIA

- ABREVIATURAS:**
- LI INDICADOR DE NIVEL
 - PI INDICADOR DE PRESION
 - PIE TRANSMISOR DE PRESION
 - PSV VALVULA DE SEGURIDAD
 - TE TANQUE ESFERICO
 - TI INDICADOR DE TEMPERATURA
 - VH VALVULA VICKERS
 - MH ENTRADA HOMBRE
 - DCI DETECTOR DE GAS INFERIOR
 - DCS DETECTOR DE GAS SUPERIOR

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

REV.	DESCRIPCION	D'BAJO	SLPERVISO	REVISO	APROBDO	FECHA
1	REVISION INSTRUMENTOS	PAQR	RCP	CCG	ARR	02-JUNIO-80
2	PARA ANALISIS DE RIESGOS	SMC	MJCC			29-ENERO-99

"ANALISIS DE RIESGO EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE L.P.G"

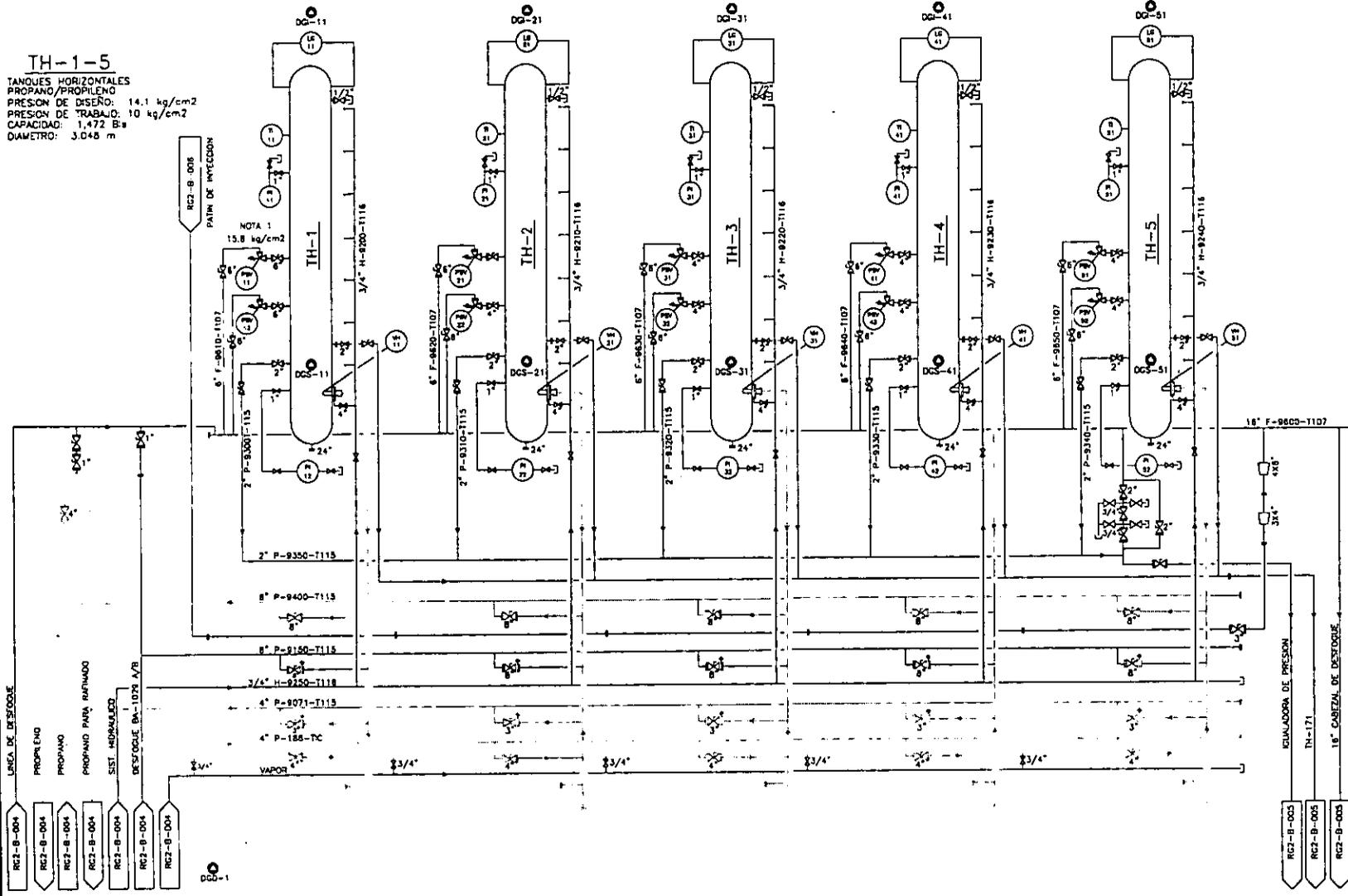
ACOT. ESC. FECHA: 29 ENERO DE 1999

UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 F.O. FACULTAD DE QUIMICA CONJ E LAB 2'2

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE LOS TANQUES ESFERICOS
 TE-1 Y TE-2 DE ALMACENAMIENTO DE ISOBUTANO Y GAS RAFINADO

CONV. FO-310 **DIAGRAMA No RG2-B-001** REV 2

TH-1-5
 TANQUES HORIZONTALES
 PROPANO/PROPILENO
 PRESION DE DISEÑO: 14.1 kg/cm²
 PRESION DE TRABAJO: 10 kg/cm²
 CAPACIDAD: 1,472 B.
 DIAMETRO: 3.048 m



- NOTAS:
 1. TODAS LAS VALVULAS PSV DE LOS TANQUES HORIZONTALES ESTÁN CALIBRADAS A 15.8 kg/cm²
- SIMBOLOGIA:**
- VALVULA MACHO
 - VALVULA MACHO BRIDADA
 - VALVULA DE COMPUERTA
 - VALVULA DE COMP. BRIDADA
 - VALVULA M. CON PLACA CIEGA
 - VALVULA DE ALVO
 - BRIDA
 - DETECTOR DE GAS
 - BRIDA CIEGA
 - TAPON CACHUCHA
 - TERMOPUSIBLE
 - CORTE DE LINEA
 - REDUCCION CONCENTRICA
 - INDICADOR LOCAL
 - VENE DE O VA HACIA

- ABREVIATURAS:**
- LG VIDRIO DE NIVEL
 - PI INDICADOR DE PRESION
 - PSV VALVULA DE SEGURIDAD
 - TH TANQUE SALCHICHA
 - TI INDICADOR DE TEMPERATURA
 - VH VALVULA VICKERS
 - DGD DETECTOR DE GAS DQUE
 - DCI DETECTOR DE GAS INFERIOR
 - DOS DETECTOR DE GAS SUPERIOR

REV.	DESCRIPCION:	DIBUJO	SUPERVISO	REVISO	APROBO	FECHA
1	REVISION GENERAL	PAOR	RGP	CCG	ARR	18-SEPT-71
2	PARA ANALISIS DE RIESGOS	SMC	MLCG			30-MAR-99

"ANALISIS DE RIESGO EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE L.P.G"

ACOT. ESC FECHA: 30 MARZO DE 1999

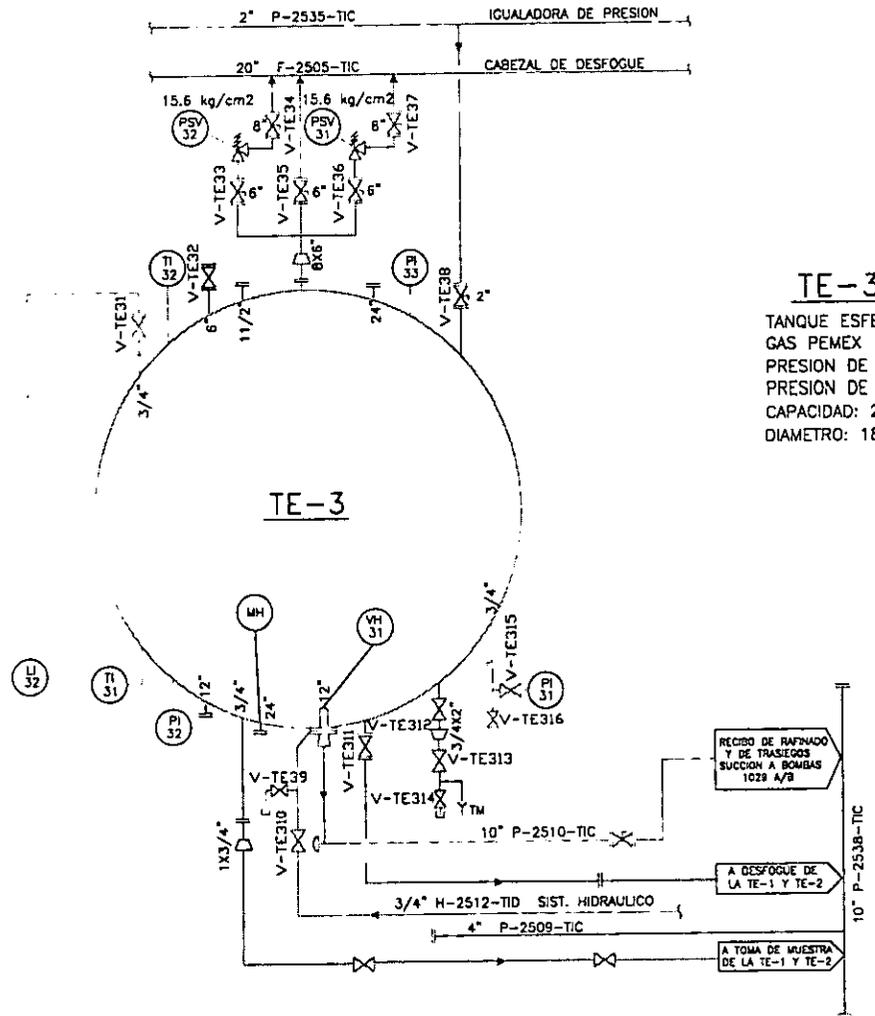
UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
F.Q. FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DE LOS TANQUES HORIZONTALES TH-1, TH-2, TH-3, TH-4 Y TH-5 DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO/PROPILENO

DIAGRAMA No RG2-B-003 REV. 2

NODO 1

HAZOP DEL TANQUE ESFERICO TE-3



TE-3

TANQUE ESFERICO
 GAS PEMEX
 PRESION DE DISEÑO: 15.85 kg/cm2
 PRESION DE TRABAJO: 8.00 kg/cm2
 CAPACIDAD: 20,000 bis
 DIAMETRO: 18.44 m

NOTAS:

1. LAS VALVULAS IDENTIFICADAS CON V-No SOLO SE HACE PARA PODER REFERIRSE A ELAS DURANTE EL ANALISIS DE RESGOS.

SIMBOLOGIA

- ⊗ VALVULA MACHO BRIDADA
- ⊗ VALVULA COMPUERTA BRIDADA
- ⊗ VALVULA DE COMPUERTA
- ⊗ VALVULA DE ALMO
- ⊗ BRIDA
- ⊗ DETECTOR DE GAS
- ⊗ REDUCCION CONCENTRICA
- ⊗ BRIDA CIEGA
- ⊗ TAPON CACHUCHA
- ⊗ LINEA CON TAPA
- ⊗ CORTE DE LINEA
- ⊗ INDICADOR LOCAL
- ⊗ VIENE DE O VA HACIA

ABREVIATURAS:

- LI INDICADOR DE NIVEL
- PI INDICADOR DE PRESION
- PSV VALVULA DE SEGURIDAD
- TE TANQUE ESFERICO
- TI INDICADOR DE TEMPERATURA
- VH VALVULA VICKERS
- MH ENTRADA HOMBRE

REV.	DESCRIPCION	ELABO	REVISO	APROBADO	FECHA
1	18-ACT-92

"ANALISIS DE RESGO EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE L.P.G"

UNAM F.O. UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA COM. E. LAR 212

DICRAMA DE RESGOS EN EL ALMACENAMIENTO DE GAS ESFERICO TE-3 DE ALMACENAMIENTO DE GAS PEMEX

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación:	Alta presión	LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	Clase
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones		
1. Error humano (error al cerrar la válvula de bloqueo a la PSV).	1. Sobrepresión	5 (5)	2 (2)	8 (8)		1. Candadear o flejar las válvulas machos de bloqueo a las PSV's en posición de abierto y elaborar un procedimiento de inspección, candadeo y autorización para abrir y cerrar dichas válvulas, de acuerdo a la norma PEMEX DIII-32-4 y al código internacional NFPA 58		A
2. Línea igualadora de presión bloqueada.	1. Sobrepresión. 2. Fugas. 3. Explosión.	5 (5)	5 (2)	10 (8)	1. Válvulas de relevo (PSV's).	1. Instalar alarma por alta presión. 2. Difusión de la función de la línea igualadora de presión. 3. Analizar la posibilidad de instalar la válvula de bloqueo de la línea igualadora de presión en un lugar accesible. 4. Incluir en el check list (patrullaje de rutina) la posición de las válvulas de bloqueo al cabezal (deben estar en la dirección del flujo).		A
3. Recibo de producto caliente, a una temperatura igual o mayor a los 28 °C (la temperatura normal de operación oscila alrededor de los 20 °C)	1. Sobrepresión. 3. Explosión.	5 (5)	5 (2)	10 (8)	1. Válvulas de relevo (PSV's) 2. Fugas. temperatura	1. Colocar una alarma por alta presión de acuerdo al procedimiento normativo interno. 2. Indicador local de 2. Difundir entre el personal operativo la función de las PSV's, así como los riesgos potenciales que se producirían si éstas no cumplen con dicha función. 3. Asegurar el cumplimiento, en fecha, del programa de mantenimiento y calibración de las PSV's. 4. Engrasar las válvulas macho de bloqueo a las PSV's, 3 veces por año, de acuerdo a las		A

Compañía:
y 16 de abril de 1999

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. indicaciones del fabricante. Fecha: 15

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)
Gas PEMEX

5. Candadear o flejar las válvulas machos de bloqueo a las PSV's en posición de abierto y elaborar un procedimiento de inspección, candadeo y autorización para abrir y cerrar
Producto: dichas válvulas, de acuerdo a la norma PEMEX DIII-32-4 y al código internacional NFPA 58.

Desviación: Alta presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas

Consecuencias

F

G

R

Protecciones

Recomendaciones

Clase

4. Descuido operacional (inyección de propileno por la línea igualadora)

1. Sobrepresión de la bomba.
2. Fugas po el sello de la bomba.

5
(5)

2
(2)

8
(8)

1. Dispositivo de disparo por alta presión

1. Difusión y actualización del procedimiento operacional para presionar la esfera con propileno

2. Instalar una válvula reguladora de presión en la salida de los TH's, a la línea igualadora de presión.

A

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: Baja presión		LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase	
1. Error operacional por instrumento dañado (indica alta presión).	1. Cavitación de la bomba.	5 (5)	3 (3)	9 (9)		1. Instalar alarma por baja presión con señal a cuarto de control y local.	A	
2. Las válvulas de relevo de presión (PSV's) están mal calibradas (abren a una presión menor a la de operación normal).	1. Contaminación. 2. Pérdida de producto.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Programa de mantenimiento, calibración y prueba a las PSV's.	1. Actualizar el registro de inspección, mantenimiento, calibración y prueba a las válvulas de relevo (PSV's). 2. Identificar plenamente las PSV's (presión de calibración, capacidad de relevo y nombre del fabricante) de acuerdo a la NFPA 58-2.3.2.	B	

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: Alta temperatura		LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones		Clase
1. Suministro de gas PEMEX caliente.	1. Como en 3 de la desviación alta presión.	5 (5)	5 (5)	10 (10)	1. Como en 3 de la desviación alta presión.	1. Como en la causa 3 de la desviación alta presión.		A
2. Calentamiento externo (temperatura ambiente, radiación térmica ó fuego directo).	1. Sobrepresión. 2. Explosión e incendio. 3. Daños graves a las personas, al medio ambiente y a las instalaciones.	1 (1)	5 (2)	5 (2)	1. Sistema oleodinámico (vickers). 2. Válvulas de relevo (PSV's). 3. Sistema de aspersores manual. 4. Detectores de mezcla gaseosa.	1. Asegurarse (mediante la verificación) que los detectores de gases estén funcionando adecuadamente. 2. Difusión del principio de operación y funcionamiento de los sistemas de protección existentes 3. Actualizar y verificar el cumplimiento del procedimiento de prácticas de trabajo seguro ó trabajos en caliente (OSHA 29 CFR 1910.119(f)(4)). 4. Verificar el cumplimiento de los programas de mantenimiento y calibración a las PSV's y alarmas. 5. Eliminación de fugas (establecer y difundir la meta de cero fugas). 6. Automatizar el sistema de aspersores contra incendio (integrando el sistema oleodinámico Vickers al sistema contra incendio)		C

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación:	Bajo nivel	LOI:	LOS:	LSI:	LSS:	Clase	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Error operacional por falla Elaborar y difundir el procedimiento de purga del indicador de nivel (indica alto nivel cuando el nivel es bajo).	1. No se satisface la demanda de producto a ventas ó a planta (entrega atrasada ó retraso en la producción). 2. Relevo de las PSV's.	4 A	1	5		2 (5) (2) (8) del indicador de nivel. 2. Cambiar el medidor de nivel por un servo-operado.	8 1.
2. Válvulas de relevo de presión (PSV's) calzadas	1. Pérdida de producto 2. Contaminación del medio ambiente por los quemadores	4 (4)	1 (1)	4 (4)		1. Incluir en el programa de mantenimiento preventivo el siguiente punto: sacar a mantenimiento (recalibración) la PSV inmediatamente después de que se detecta que está calzada.	B

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación:	Alto nivel	LOI:	LOS:	LSI:	LSS:	Clase	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	
1. Error operacional por falla 1. Como en la causa 1 de bajo nivel del indicador de nivel (indica bajo nivel cuando el nivel es alto).	1. Como en la causa 1 de A	(5)	(2)	(8)		5	2 8
2. Descuido operacional cuando se recibe producto en el tanque esférico.	1. Relevan las válvulas de relevo (PSV's).	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Alarma por alto nivel remota	1. Instalar alarma local por alto nivel 2. Actualizar y difundir el procedimiento de operación de recibo de producto al tanque esférico.	B

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: Menos estructura (material de construcción y soporte)

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Pérdida de espesor por corrosión ó erosión	1. Ruptura del tanque esférico 2. Incendio.	1 (1)	5 (2)	5 (2)	1. Programa de mantenimiento predictivo (pruebas no destructivas: líquidos penetrantes, radiográficas y de ultrasonido). 2. Registro de cálculo de espesor y vida útil.	1. Asegurar el cumplimiento del programa de calibración preventiva.	C
2. Materiales corrosivos en el producto.	1. Como en la causa 1.	2 (2)	5 (5)	8 (8)		1. Asegurar el control de calidad de los productos que se reciben en tanques esféricos. 1.1. No recibir producto fuera de especificación (Oficio BYA-073/96). 1.2. Enviar a recuperado o al quemador el producto fuera de especificación.	A
3. Falla de soldadura (ataque por agentes corrosivos).	1. Ruptura. 2. Fugas.	2 (2)	4 (2)	7 (4)	1. Control de calidad. 2. Programas de inspección y calibración.	1. Asegurar el cumplimiento de los controles de calidad del producto de alquilación. 2. Actualizar el procedimiento cambiando la frecuencia de inspección de calidad de las corrientes de entrada a tanques esféricos.	B

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: No relevo				LOI:	LOS:	LSI:	LSS:
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvulas de paso a las PSV's cerradas.	1. Sobre presión. 2. Explosión.	3 (3)	5 (5)	9 (9)	1. Programa de mantenimiento predictivo (lubricación de válvulas de bloqueo).	1. Como en alta presión.	A
2. Mantenimiento no recibe a 1. Asegurar el cumplimiento del programa de tiempo la PSV ó no se lleva a cabo la recalibración.		1. Como en la causa C (1)	1.3 (2)	3 (2)	segunda válvula de relevo. 2. Programa de recibo y entrega.	7 recibo y entrega de las PSV's.	1. Existencia de una

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: Flujo bifásico

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Sobrellenado del tanque esférico.	1. Fragilización de la línea por las condiciones criogénicas. 2. Ruptura.	2 (1)	4 (2)	7 (2)	1. Alarma por alto nivel remota. 2. Procedimiento de llenado.	1. Como en alto nivel.	C

Compañía:

Área/proceso: Área de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DII)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: No instrumentación		LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase	
1. Falla de instrumentos.	1. Sobrellenado ó sobrepresión.	2 (2)	5 (2)	8 (4)	1. Rutina operacional de inspección.	1. Instalar alarma por alto nivel y por alta presión locales.	B	
	2. Bajo ó alto nivel de producto.				2. Doble indicación de nivel.	2. Actualizar programa de protecciones, agregando nueva instrumentación.		
	3. Explosión.							
2. Falla de energía eléctrica.	1. Paro de operación del tanque esférico.	4 (4)	1 (1)	4 (4)	1. Alimentación alterna de energía eléctrica.	1. Instalación de UPS's para señalización. 2. Elaborar y difundir un plan de emergencia en caso de falla por energía eléctrica.	B	

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: No aterrizamiento		LOI:			LOS:	LSI:	LSS:	Clase
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones		
1. Cables con conexiones flojas y completamente oxidados ó cortados.	1. Acumulación de energía estática. 2. Generación de chispa. 3. Incendio y explosión.	2 (2)	5 (1)	8 (2)	1. Toma de tierra redundante. 2. Programa de inspección y mantenimiento al sistema de tierras.	1. Asegurar el cumplimiento del programa de inspección y mantenimiento preventivo al sistema de tierras.		C

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: No soporte administrativo (incumplimiento de la normatividad)

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Incumplimiento con la normatividad de PEMEX y nacional.	1. Condiciones inseguras. 2. Lesiones al personal.	5 (4)	3 (3)	9 (8)	1. Normatividad de PEMEX. 2. Reglamento interno de seguridad, higiene y protección ambiental. 3. Curso STOP.	1. Colocar señalamientos de emergencia (salida de emergencia) y de primeros auxilios con sus respectivos símbolos (NOM-027-STPS-1994). 2. Colocar señalamientos de corriente eléctrica con su respectivo símbolo (NOM-027-STPS-1994). 3. Repintar en la tubería el nombre completo de la sustancia ó su fórmula química (NOM-028-STPS-1994). 4. Tener a la mano la normatividad de PEMEX y nacional y verificar su cumplimiento. 5. Llevar estadística de actos y condiciones inseguras como una buena práctica de ingeniería y como una medida de la eficacia del curso STOP.	A
1.1. Señalamientos de evacuación.							
1.2. Código de colores.							
1.3. Equipo de protección personal.							
1.5. Rotulación adecuada de líneas.							
2. Desconocimiento de la política de seguridad e incumplimiento del reglamento interno de seguridad e higiene en el trabajo.	1. Como en la causa 1.	5 (4)	3 (3)	9 (8)	1. Pláticas de seguridad.	1. Elaborar y aplicar un programa de pláticas de seguridad semanales sobre diferentes temas relacionados con la seguridad e higiene en el trabajo (incluyendo la política de seguridad y protección ambiental y el reglamento interno de seguridad e higiene en el trabajo).	A
3. No existe ó no se difunde el manual de planes de emergencia.	1. Daños extensivos a las personas, al medio ambiente y a la propiedad.	5 (5)	4 (4)	10 (10)		1. Elaborar y difundir el manual de procedimientos de emergencia (plan y respuesta) en caso de fuga, incendio, explosión	A

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación:	No soporte administrativo (incumplimiento de la normatividad)	LOI:	LOS:	LSI:	LSS:		
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Falta de un programa de difusión de la seguridad de los procesos y de las causas y consecuencias de posibles escenarios de accidentes (identificados por la comisión de seguridad ó por el equipo de análisis de riesgos).	1. Daños a las personas, al medio ambiente y a la propiedad.	5 (4)	4 (4)	10 (9)	1. Pláticas de seguridad periódicas. 2. Curso STOP.	1. Elaborar un programa anual de difusión de la información de seguridad de los proceso que incluya las causas y consecuencias de posibles escenarios de accidentes (OSHA 29 CFR 1910.119d).	A
5. No se aplica el procedimiento de investigación de incidentes, accidentes ó errores humanos.	1. Como en la causa 4.	5 (4)	4 (4)	10 (9)	1. Comisión mixta de seguridad, higiene y protección ambiental.	1. Llevar un registro de incidentes ó accidentes basado en la investigación de los mismos como lo indica el procedimiento (OSHA 29 CFR 1910.119m).	A
6. Programa de capacitación y adiestramiento ineficiente.	1. Actos y condiciones inseguras. 2. Daños al personal, al medio ambiente y a la propiedad.	5 (5)	3 (3)	9 (9)	1. Reglamento para contratistas.	1. Curso de inducción para el personal de nuevo ingreso (dado por recursos humanos). 2. Reinducción para el personal del área de almacenamiento de LPG (RG-2). 3. Tener en cuenta las necesidades del área operativa (personal técnico de confianza) para la elaboración de los cursos de inducción.	A

Compañía:

Area/proceso: Area de almacenamiento de gas L.P. Fecha: 15 y 16 de abril de 1999

Nodo: Tanque esférico, TE-3, de almacenamiento de gas PEMEX

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI)

Producto: Gas PEMEX

Desviación: Parte de soporte administrativo (cumplimiento parcial de la normatividad)

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Mecanismos de evaluación del desempeño inadecuados.	1. Como en no soporte administrativo pero con menor probabilidad de ocurrir.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. La misma que en no soporte administrativo.	1. . Revisar periódicamente la eficiencia de los mecanismos de evaluación del desempeño.	C
2. Procedimientos incompletos ó confusos.		1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. Considerar como base para la elaboración de los procedimientos el estándar osha 29 cfr 1910.119f.	C
3. Cumplimiento parcial de la normatividad local y nacional.		1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. Establecer un mecanismo para cumplir con la normatividad/ estándares existentes (pemex, nřpa, osha, stps, etc.).	C
4. Equipo de protección personal insuficiente e inadecuado.		1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. Realizar pláticas de seguridad semanales para el uso consciente y adecuado del equipo de protección personal.	C
5. Objetivos de seguridad poco claros e insuficientes.		1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. Establecer metas anuales en seguridad como por ejemplo 365 días sin accidentes y que estas estén visibles en el área.	C
6. Aplicación parcial del reglamento de seguridad.		1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. Verificar el cumplimiento estricto del reglamento de seguridad.	C

MSDS DEL BUTANO / ISOBUTANO

I. Datos Generales de la Sustancia Química			
Nombre comercial: Gas butano		Nombre químico: Mezcla butano-isobutano	
Peso molecular: 58.1 g/mol		Familia química: Alcanos	
Sinónimos: Gas licuado de petróleo, gas embotellado, gas L.P.		Fórmula química: C ₄ H ₁₀	
II. Identificación de componentes			
Componentes:	% mol:	Nº de CAS:	Nº de Naciones Unidas:
Butano	66	Butano 106-97-8	UN 1011
Isobutano	34	Isobutano 75-28-5	
Concentración máxima permisible: 1.9% en el aire	IPVS ppm: 500	Cancerígenos o caretogénicos: No de acuerdo al instructivo 10 de la STPS	
Niveles de riesgo			
Para la salud: 0 Material normal	Inflamabilidad: 3 Inflamable	Reactividad: 0 Material estable	Otros: Ninguno.
III. Propiedades Físicoquímicas			
Densidad relativa del vapor (aire = 1): 2.01		Punto de ebullición: -1° C	
Densidad relativa del líquido (agua = 1): 0.58		Solubilidad en el agua: Muy poco soluble en agua	
Velocidad de evaporación (butil-acetato = 1): Gas a condiciones normales		Por ciento de volatilidad: Gas a condiciones normales	
Olor y apariencia: Gas a condiciones normales, vapor y líquido incoloros, contiene odorizantes (mercaptanos).			
IV. Riesgos de fuego o explosión			
Límite de inflamabilidad inferior: 1.9% vol.		Límite de inflamabilidad superior: 8.5% vol.	
Temperatura de autoignición: 405° C		Punto de inflamación: Butano -60° C	
Medios de extinción: Niebla de agua, polvo químico seco, CO ₂		Productos de la combustión nocivos para la salud: Ninguno	
Equipo de protección personal: Traje de bombero completo			
Procedimiento y precauciones especiales en el combate de incendios: Cortar el suministro de gas			
Condiciones que pueden generar un riesgo especial: El calentamiento excesivo de un recipiente con gas en fase líquida da lugar a la formación de una BLEVE			
V. Datos de reactividad			
Tipo de sustancia: Estable		Condiciones a evitar: Fuentes de ignición	
Productos peligrosos de la descomposición: No aplica		Incompatibilidad con otras sustancias: Evitar su mezcla con oxígeno	
Polimerización: No puede ocurrir		Condiciones a evitar (polimerización): Ninguna	

VI. Riesgos para la salud.			
Tipo de exposición:	Efectos a la salud:	Primeros auxilios	
Ingestión accidental	No es aplicable	No es aplicable	
Contacto con los ojos.	Causa irritación por exposición prolongada.	Retirar a un lugar ventilado.	
Contacto con la piel.	En fase líquida produce quemaduras leves por congelamiento.	Lavar las partes del cuerpo afectadas con agua en abundancia.	
Absorción.	No es aplicable	No es aplicable.	
Inhalación	Efectos anestésicos en altas concentraciones, puede provocar asfixia	Aplicar respiración artificial, administrar oxígeno	
Sustancia química considerada como:			
Cancerígena: No	Mutagénica: No.	Tareogénica: No	Otras (especificar): Ninguna
VII. Indicaciones en caso de fuga o derrame:			
Aplicar el plan de emergencia. Eliminar las fuentes de ignición. Apagar todo tipo de motores y equipo eléctrico. Retirar a todas las personas ajenas a los cuerpos de emergencia. Detener el tránsito de vehículos en un radio de 1,500 m. No tocar el material derramado. Utilizar una cortina de agua para dispersar los vapores teniendo cuidado de no dirigir el agua a la fuente de la fuga. Mantener fríos todos los equipos cercanos a la zona mediante el uso de agua.			
VIII. Protección especial:			
Equipo de protección personal: Utilizar un equipo de respiración autónomo junto con un traje de protección completo durante su manejo en su fase vapor.			
Prácticas de seguridad: Aislar la zona de peligro. Mantenerse en contra del viento. Evitar las depresiones en el terreno. En caso de que alguno de los tanques se incendie o presente algún derrame, evacuar en un radio de 1,500 m.			
IX. Información sobre su transportación:			
UN - 1011	DOT: Gas inflamable	Sistema de emergencia en transporte para la industria química	
Guía 4			
X. Información sobre ecología:			
Nada que manifestar NOM-EM-001-ECOL/1993			
XI. Precauciones especiales			
Durante el manejo y almacenamiento: Puede encenderse por calor, chispa o flama. Al entrar en contacto con el aire forma mezclas explosivas. Los vapores del gas inicialmente son más pesados que el aire y por lo tanto, pueden viajar hacia alguna fuente de ignición y retroceder con flamas. Los contenedores pueden explotar si se calientan demasiado. Los cilindros rotos pueden proyectarse.			
Otras precauciones: En caso de incendio, apagar el fuego desde la mayor distancia posible mediante el uso de soportes autónomos para las mangueras o mediante el uso de monitores. No dirija el agua hacia la fuga ya que puede haber congelamiento. Retirarse de inmediato en caso de que aumente el sonido de las válvulas o se comience a decolorar la pintura del tanque.			

MSDS DEL PROPILENO

I. Datos Generales de la Sustancia Química			
Nombre comercial: Propileno		Nombre químico: Propeno	
Peso molecular: 42.1 g/mol.		Familia química: Alquenos	
Sinónimos: Propileno, propeno		Fórmula química: C ₃ H ₆	
II. Identificación de componentes			
Componentes: Propileno Propano	%mol: 95 5	Nº de CAS: Propileno 115-07-1	Nº de Naciones Unidas: UN-1077
Concentración máxima permisible: 2% en el aire	IPVS ppm:	Cancerígenos o caretogénicos: No de acuerdo al instructivo 10 de la STPS	
Niveles de riesgo			
Para la salud: 0 Material normal	Inflamabilidad: 3 Inflamable	Reactividad: 0 Material estable	Otros: Ninguno
III. Propiedades Físicoquímicas			
Densidad relativa del vapor (aire = 1): 1.48		Punto de ebullición: -47° C	
Densidad relativa del líquido (agua = 1): 0.51		Solubilidad en el agua: Muy poco soluble	
Velocidad de evaporación (butil-acetato = 1): Gas a condiciones normales		Por ciento de volatilidad: Gas a condiciones normales	
Olor y apariencia: Gas a condiciones normales, vapor y líquido incoloros, olor olefinico característico			
IV. Riesgos de fuego o explosión			
Límite de inflamabilidad inferior: 2.0% vol		Límite de inflamabilidad superior: 11.1% vol.	
Temperatura de autoignición: 458° C		Punto de inflamación: Muy poco soluble	
Medios de extinción: Niebla de agua, polvo químico seco, CO ₂		Productos de la combustión nocivos para la salud: Ninguno	
Equipo de protección personal: Traje de bombero completo			
Procedimiento y precauciones especiales en el combate de incendios: Cortar el suministro de gas			
Condiciones que pueden generar un riesgo especial: El calentamiento excesivo de un recipiente con gas en fase líquida da lugar a la formación de una BLEVE. Las presiones y temperaturas elevadas pueden generar una polimerización y por lo tanto una explosión.			
V. Datos de reactividad			
Tipo de sustancia: Estable		Condiciones a evitar: Fuentes de ignición	
Productos peligrosos de la descomposición: No aplica		Incompatibilidad con otras sustancias: Agentes oxidantes, halógenos, ácidos y oxígeno	
Polimerización: Si puede ocurrir		Condiciones a evitar (polimerización): Temperaturas y presiones elevadas , catalizadores	

VI. Riesgos para la salud:			
Tipo de exposición:	Efectos a la salud:	Primeros auxilios	
Ingestión accidental	No es aplicable	No es aplicable	
Contacto con los ojos.	Causa irritación por exposición prolongada.	Retirar a un lugar ventilado.	
Contacto con la piel.	En fase líquida produce quemaduras leves por congelamiento.	Lavar las partes del cuerpo afectadas con agua en abundancia.	
Absorción.	No es aplicable	No es aplicable.	
Inhalación	Efectos anestésicos en altas concentraciones, puede provocar asfixia	Aplicar respiración artificial, administrar oxígeno	
Sustancia química considerada como:			
Cancerígena: No	Mutagénica: No.	Tareogénica: No	Otras (especificar): Ninguna
VII. Indicaciones en caso de fuga o derrame:			
Aplicar el plan de emergencia. Eliminar las fuentes de ignición. Apagar todo tipo de motores y equipo eléctrico. Retirar a todas las personas ajenas a los cuerpos de emergencia. Detener el tránsito de vehículos en un radio de 1,500 m. No tocar el material derramado. Utilizar una cortina de agua para dispersar los vapores teniendo cuidado de no dirigir el agua a la fuente de la fuga. Mantener fríos todos los equipos cercanos a la zona mediante el uso de agua.			
VIII. Protección especial:			
Equipo de protección personal: Utilizar un equipo de respiración autónomo junto con un traje de protección completo durante su manejo en su fase vapor.			
Prácticas de seguridad: Aislar la zona de peligro. Mantenerse en contra del viento. Evitar las depresiones en el terreno. En caso de que alguno de los tanques se incendie o presente algún derrame, evacuar en un radio de 1,500 m.			
IX. Información sobre su transportación.			
UN - 1077	DOT: Gas inflamable	Sistema de emergencia en transporte para la industria química	
Guía 4			
X. Información sobre ecología.			
Nada que manifestar NOM-EM-001-ECOL/1993			
XI. Precauciones especiales			
Durante el manejo y almacenamiento: Puede encenderse por calor, chispa o flama. Al entrar en contacto con el aire forma mezclas explosivas. Los vapores del gas inicialmente son más pesados que el aire y por lo tanto, pueden viajar hacia alguna fuente de ignición y retroceder con flamas. Los contenedores pueden explotar si se calientan demasiado. Los cilindros rotos pueden proyectarse.			
Otras precauciones: En caso de incendio, apagar el fuego desde la mayor distancia posible mediante el uso de soportes autónomos para las mangueras o mediante el uso de monitores. No dirija el agua hacia la fuga ya que puede haber congelamiento. Retirarse de inmediato en caso de que aumente el sonido de las válvulas o se comience a decolorar la pintura del tanque.			