

19  
2ej



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

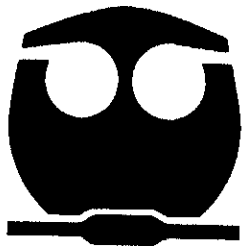
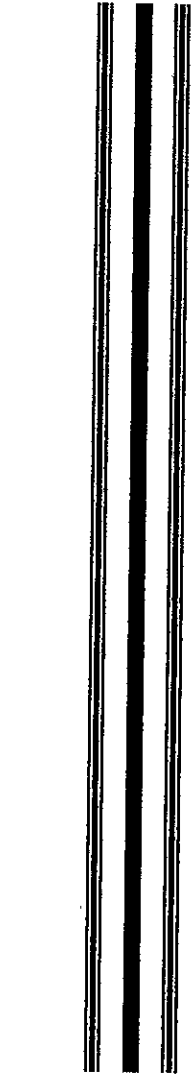
FACULTAD DE QUÍMICA



EXAMENES PROFESIONALES  
FAC. DE QUÍMICA

## ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:  
INGENIERO QUÍMICO  
P R E S E N T A :  
SIGFRIDO CASTRO VIVAS



México, D.F.

1999

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

028/11



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

## JURADO ASIGNADO

Presidente. Prof. José Antonio Ortíz Ramírez.

Vocal. Prof. Eduardo Marambio Dennett.

Secretario. Prof. Modesto Javier Cruz Gómez.

1er. Suplente. Prof. Luis Cedeño Caero.

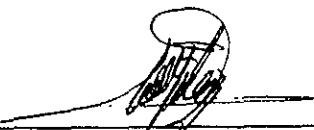
2do. Suplente. Profra. Irma Cruz Gavilán García.

### SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

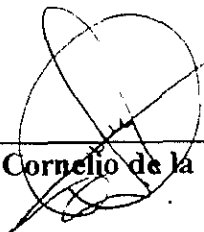
Laboratorio E-212  
Conjunto E, Facultad de Química, UNAM.

Área de almacenamiento de gas L.P. de la Refinería Miguel Hidalgo.  
Tula, Hidalgo.

Asesor

  
\_\_\_\_\_  
Dr. Modesto Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico

  
\_\_\_\_\_  
M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra

Sustentante

  
\_\_\_\_\_  
Sigfrido Castro Vivas

## **DEDICATORIAS**

**A MIS PADRES:**

**CON TODO MI CARIÑO RESPETO Y AGRADECIMIENTO POR LA CONFIANZA Y EL AMOR INCONDICIONAL QUE ME HAN ENTREGADO A LO LARGO DE MI VIDA.**

**A MIS HERMANOS:**

**POR EL APOYO QUE ME DAN, POR SU COMPAÑÍA Y POR LOS VALIOSOS CONSEJOS QUE DAN PARA CRECER CADA DÍA COMO INDIVIDUO.**

**A TODAS MIS AMIGAS Y AMIGOS Y EN ESPECIAL A:**

**SALOMÉ VELAZQUEZ    DAVID TREJO    GABRIELA PUENTE  
VICTOR MARTÍNEZ    LILIANA PÉREZ  
MIRIAM BALDERAS    MIRIAM GALICIA    ALBERTO PINEDA  
MARIBEL SÁNCHEZ    ANDREA HERNÁNDEZ  
JESUS RECILLAS    ALFREDO LOZANO    HECTOR GUZMÁN**

**POR QUE EN TODO MOMENTO PUEDO CONTAR CON USTEDES: EN LAS BUENAS, EN LAS MALAS, HOY, MAÑANA Y PARA SIEMPRE.**

## **AGRADECIMIENTOS**

**A DIOS:**

**POR QUE TODO LO QUE TENGO TE LO DEBO A TI, YA TÚ ERES QUIEN ME DA LA FUERZA PARA ALCANZAR MIS METAS Y CON ELLO, DARLES UN MOTIVO DE ALEGRÍA A TODOS LOS QUE ME AMAN.**

**AL DOCTOR JAVIER CRUZ:**

**POR LA CONFIANZA QUE DEPOSITÓ EN MI Y POR DARME LA OPORTUNIDAD DE TRABAJAR EN EL MEJOR DE LOS EQUIPOS "LOS HAZOP BOYS".**

**A TODOS MIS COMPAÑEROS:**

**POR SU VALIOSA COMPAÑÍA, LOS MOMENTOS FELICES QUE COMPARTIMOS Y LOS BELLOS RECUERDOS QUE VIVIRÁN EN MI CORAZÓN TODA LA VIDA.**

**SEÑOR HACED DE MÍ  
UN INSTRUMENTO DE VUESTRA PAZ,  
QUE DONDE HAYA ODIO,  
PONGA YO AMOR,  
DONDE HAYA OFENSA,  
PONGA PERDÓN,  
DONDE HAYA DESALIENTO,  
ESPERANZA,  
DONDE HAYA SOMBRAS,  
LUZ,  
DONDE HAYA DUDA,  
FE,  
DONDE HAYA TRISTEZA,  
ALEGRÍA,  
¡ OH DIVINO MAESTRO ! CONCÉDEME,  
QUE NO BUSQUE SER CONSOLADO,  
SINO CONSOLAR,  
SER AMADO, SINO AMAR;  
PORQUE DANDO ES COMO RECIBIMOS,  
PERDONANDO SOMOS PERDONADOS,  
Y MURIENDO EN TI  
SE RESUCITA A LA VIDA ETERNA.**

**SAN FRANCISCO DE ASÍS.**

**ÍNDICE**

<b>ÍNDICE DE FIGURAS</b>	<b>III</b>
<b>ÍNDICE DE TABLAS</b>	<b>IV</b>
<b>ÍNDICE DE DIAGRAMAS</b>	<b>V</b>
<b>LISTA DE ABREVIATURAS</b>	<b>VI</b>
<b>CAPÍTULO I      INTRODUCCIÓN</b>	<b>1</b>
1.1    JUSTIFICACIÓN	1
1.2    OBJETIVOS	2
1.3    ETAPAS DEL PROYECTO	2
<b>CAPÍTULO II     MARCO TEÓRICO</b>	<b>4</b>
2.1    ANTECEDENTES	4
2.2    DEFINICIÓN DE LA PALABRA “RIESGO”	7
2.3    OBJETIVOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS	7
2.4    ETAPAS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS	9
2.5    CLASIFICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	11
2.6    INFORMACIÓN REQUERIDA POR EL ANÁLISIS DE RIESGOS	15
2.7    SELECCIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS	16
<b>CAPÍTULO III    ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD</b>	<b>18</b>
3.1    ORÍGENES DEL ANÁLISIS HAZOP	18
3.2    CARACTERÍSTICAS DEL ANÁLISIS HAZOP	19
3.3    SELECCIÓN DE LOS NODOS POR ANALIZAR	22
3.4    IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES DESVIACIONES	24

3.5	IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES CAUSAS	26
3.6	IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES CONSECUENCIAS	27
3.7	EVALUACIÓN DE LAS PROTECCIONES	27
3.8	EVALUACIÓN DE LOS NIVELES DE RIESGO	28
3.9	PROPUESTA Y EVALUACIÓN DE SOLUCIONES	30
<b>CAPÍTULO IV</b>	<b>TRABAJO DE CAMPO</b>	<b>31</b>
4.1	DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.	31
4.2	DESARROLLO DEL ANÁLISIS HAZOP	35
4.3	REPORTE DE LA INSPECCIÓN DEL ÁREA I (PEMEX-refinación)	87
<b>CAPÍTULO V</b>	<b>ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONSLUSIONES</b>	<b>91</b>
5.1	ANÁLISIS DE RESULTADOS	91
5.2	CONCLUSIONES	98
<b>ANEXO I</b>	<b>DAÑOS vs SOBREPRESIÓN</b>	<b>100</b>
<b>ANEXO II</b>	<b>HOJAS DE SEGURIDAD</b>	<b>105</b>
<b>ANEXO III</b>	<b>SIMBOLOGÍA</b>	<b>111</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>		<b>112</b>



**ÍNDICE DE FIGURAS**

Figura 2.1	Utilidad del Análisis de Riesgos.	8
Figura 2.2	Etapas del Análisis de Riesgos.	9
Figura 3.1	Etapas del Análisis HAZOP.	21
Figura 3.2	Matriz de Riesgos.	29
Figura 4.1	Plano de Localización General del Área de Almacenamiento de Gas L.P.	34

## **ÍNDICE DE TABLAS**

Tabla 2.1	Principales accidentes industriales ocurridos durante los últimos 30 años.	6
Tabla 2.2	Clasificación de las técnicas de Análisis de Riesgos.	12
Tabla 2.3	Puntos de verificación de los Métodos Comparativos.	13
Tabla 2.4	Puntos de verificación de los Índices de Riesgos.	14
Tabla 3.1	Significado de las palabras guía (procesos continuos).	24
Tabla 3.2	Significado de las palabras guía (procesos discontinuos).	25
Tabla 3.3	Niveles de frecuencia.	28
Tabla 3.4	Niveles de gravedad.	28
Tabla 4.1	Características de los tanques de almacenamiento del Área I (PEMEX-Refinación).	32
Tabla 4.2	Características de los tanques de almacenamiento del Área II (PEMEX-Gas y Petroquímica Básica).	32
Tabla 4.3	Procedencia y destino de los productos almacenados.	33
Tabla 4.4	Lista de nodos analizados en el Área I y en el Área II.	35
Tabla 4.5	Matriz de desviaciones para el tanque de almacenamiento de Butano-butileno TE-202.	39
Tabla 4.6	Matriz de desviaciones para la línea de carga de butano-butileno de la Planta Catalítica FCC-II.	55
Tabla 4.7	Matriz de desviaciones para la línea de succión de butano-butileno del tanque esférico TE-202.	66
Tabla 4.8	Matriz de desviaciones para el cabezal principal de desfogues.	78
Tabla 5.1	Lista de riesgos y recomendaciones.	92

## ÍNDICE DE DIAGRAMAS

Diagrama 4.1	Diagrama de tuberías e instrumentación del tanque esférico TE-202, de almacenamiento de butano-butileno y butano refinado.	38
Diagrama 4.2	Diagrama de tuberías e instrumentación de la línea de recibo de Butano-butileno de FCC-II, al tanque esférico TE-202.	54
Diagrama 4.3	Diagrama de tuberías e instrumentación de la línea de succión de butano-butileno del tanque esférico TE-202.	65
Diagrama 4.4	Diagrama de tuberías e instrumentación del cabezal principal de desfogues del Área I (PEMEX-Refinación).	77

## LISTA DE ABREVIATURAS

BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion.
DTI	Diagrama de Tuberías e Instrumentación.
FCC-I	Desintegradora Catalítica en Fase Fluida # 1.
FCC-II	Desintegradora Catalítica en Fase Fluida # 2.
gph.	Galones por hora.
HAZOP	Hazard and Operability.
HIDROS-I	Hidrosulfuradora # 1.
HIDROS-II	Hidrosulfuradora # 2.
L.P.	Licudo del Petróleo.
NFPA	National Fire Protection Association.
MTBE	Metil Terbutil Eter.
OSHA	Occupational Safety and Health Administration.
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
PGPB	PEMEX Gas y Petroquímica Básica.
ppm.	Partes por millón.

# **CAPÍTULO I**

## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1 JUSTIFICACIÓN.**

El Área de Almacenamiento de Gas Licuado del Petróleo (gas L.P.), de la Refinería Miguel Hidalgo, la cual está localizada en las afueras de la ciudad de Tula, en el Estado de Hidalgo, se considera como un área de alto riesgo por los grandes volúmenes de gas, que son almacenados para su venta a las diferentes empresas dedicadas a su comercialización o para su distribución a las diversas plantas de la misma refinería.

El Área de Almacenamiento de Gas L.P. cuenta con un total de 24 tanques esféricos, con una capacidad de almacenamiento total de 420,000 barriles de gas en estado líquido, equivalentes a una masa aproximada de 40,000 toneladas.

La gama de productos a los cuales se denomina en forma genérica como gas L.P. (propano, propileno, butano, isobutano y butileno), son extremadamente volátiles y se caracterizan por dar lugar a la formación de mezclas explosivas al entrar en contacto con el aire, aún en concentraciones tan bajas como 2 % en volumen, lo que los convierte en productos inestables y por lo tanto muy peligrosos.

Por este motivo y tomando en cuenta los trágicos antecedentes que se tienen en México, con relación al uso y almacenamiento del gas L.P., la Universidad Nacional Autónoma de México a través del laboratorio L-212 del Conjunto E de la Facultad de Química, por convenio con la Gerencia de PEMEX-refinación, se encargó de llevar a cabo el Análisis de Riesgos del área señalada, aplicando la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad a petición de la misma Gerencia (Análisis HAZOP), con el fin de encontrar áreas de oportunidad para mejorar la seguridad del Área de Almacenamiento de Gas L.P., como parte del programa de seguridad de la Refinería Miguel Hidalgo.

**1.2 OBJETIVOS.**

Los objetivos del proyecto realizado fueron los siguientes:

- 1) Identificar y evaluar los riesgos del Área de Almacenamiento de Gas L.P.**
- 2) Proponer las medidas necesarias que permitan mejorar la seguridad del Área de Almacenamiento de Gas L.P., a fin de prevenir la ocurrencia de accidentes e incidentes.**
- 3) Establecer una lista de riesgos y recomendaciones sobre la base de la información generada durante el Análisis de Riesgos.**
- 4) Realizar una inspección del Área de Almacenamiento de Gas L.P., con el fin de identificar los actos y las condiciones inseguras que pudieran estar presentes.**

**1.3 ETAPAS DEL PROYECTO.**

El proyecto de Análisis de Riesgos en el Área de Almacenamiento de gas L.P. se realizó durante el segundo semestre de 1998, cubriendo las siguientes etapas:

- 1. Recopilación de la información.** En la primera de las etapas, el equipo de trabajo tuvo como tarea recopilar toda la información relacionada con el proyecto, como son las normas y códigos aplicables en materia de seguridad, las condiciones de operación del Área de Almacenamiento de Gas L.P. y las propiedades físicas y químicas de los productos almacenados.

Por otra parte, el equipo de trabajo también tuvo como tarea la actualización de los diagramas de tuberías e instrumentación de esta área, debido a la importancia de tales documentos para la aplicación de la técnica de Análisis HAZOP.

## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 ANTECEDENTES.**

Durante las últimas cinco décadas, la industria química ha experimentado una serie de cambios importantes, gracias a la aparición de nuevos materiales, al uso de nuevas tecnologías y a la generación de nuevas aplicaciones para los productos químicos. Estos cambios sumados al crecimiento demográfico, han dado lugar a la instalación de un número cada vez mayor de nuevas plantas y a un aumento en la capacidad de las mismas, a fin de satisfacer las necesidades de la población. Por esta razón, el número de personas expuestas a los efectos de los accidentes relacionados con esta industria, se ha incrementado de manera importante, lo que a su vez ha provocado que el público en general tome conciencia de los riesgos que genera la falta de seguridad en las empresas y promueva la creación de leyes y normas que regulen sus actividades.

El nivel de riesgo asociado con la industria química se considera elevado por tres diferentes razones. En primer lugar, el tipo de materiales utilizados o producidos en las plantas químicas, en su gran mayoría se catalogan como peligrosos al ser tóxicos, corrosivos, explosivos o inflamables y por este motivo, en caso de alguna fuga o derrame pueden generar graves daños a las personas. En segundo lugar, los procesos utilizados en la industria química requieren de presiones y temperaturas elevadas y por lo tanto, generan un riesgo pues en caso de fallas en los equipos o en los sistemas de control, pueden provocar graves accidentes. Finalmente, los grandes volúmenes de producción de las diferentes plantas, tienen como efecto el aumentar la gravedad de los accidentes que puedan ocurrir.

Los factores mencionados en el párrafo anterior, sumados a los errores humanos así como a una inapropiada administración de la seguridad en algunas empresas, han sido las causas de los graves accidentes que han ocurrido durante la fabricación, el uso, el almacenamiento y el transporte de productos químicos, en diferentes lugares alrededor del

mundo, algunos de los cuales como puede verse en la tabla 1.1, han afectado de manera directa a la población, provocando la pérdida de miles de vidas humanas.

Estos accidentes, sumados a la falta de conocimientos del público en general con respecto a los procesos utilizados en las plantas químicas, además de los problemas ambientales asociados con la industria química, han generado un sentimiento de rechazo en la población, lo que ha favorecido que en muchas ocasiones, se legisle de manera incorrecta, obligando a las empresas a gastar demasiados recursos en materia de seguridad, o por el contrario, permitiendo que operen en condiciones poco seguras. En ambos casos las medidas y decisiones que se toman, dependen de factores ajenos al tema de la seguridad al involucrar cuestiones políticas, económicas y sociales, que no se relacionan de ninguna forma con las raíces del problema. Para evitar esta situación se debe comprender que en la industria química, para dar una solución al problema de la seguridad, se debe realizar un estudio a fondo de cada caso, para conocer las causas y consecuencias de los posibles accidentes y así distinguir entre el riesgo verdadero, que ha sido evaluado de manera objetiva y el riesgo percibido por los sujetos pasivos, basados sobre todo en las apariencias.

Se debe señalar que por muchas medidas que se tomen para mejorar la seguridad de los procesos, es imposible eliminar por completo los riesgos derivados de la operación de las plantas químicas. Sin embargo, para que tales medidas generen los mejores resultados se debe de analizar de manera objetiva a los factores involucrados en cada proceso, mediante el uso de una metodología denominada como **Análisis de Riesgos**.

Las técnicas de Análisis de Riesgos permiten dentro de los niveles de incertidumbre asociados a cada una de ellas y a los datos disponibles, señalar los puntos críticos de los procesos, cuantificar la magnitud de los riesgos y comparar las diferentes alternativas de solución. Las técnicas de análisis de riesgos nos dicen si los niveles de riesgo que se tienen son aceptables o no, al dar una cifra que podemos comparar con los valores fijados como límite por los gobiernos y la sociedad, expresados a través de las normas y códigos aplicables en materia de seguridad.



Tabla 2.1. Principales accidentes industriales ocurridos durante los últimos 30 años. <sup>(1)</sup>

ACCIDENTE	CONSECUENCIAS
<p><b>1. Flixborough (Reino Unido), 1 de Junio de 1974.</b> 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 origina una explosión de gran poder destructivo.</p>	<p>28 muertos y cientos de heridos. Destrucción completa de las instalaciones</p>
<p><b>2. Cubatao (Brasil), 25 de Febrero de 1974.</b> Un oleoducto sufrió daños. La gasolina derramada se evapora y se inflama, dando lugar a una gran bola de fuego.</p>	<p>Al menos 500 muertos</p>
<p><b>3. Camping de los Alfaques, San Carlos de la Rápita (España), 11 de Julio de 1978.</b> Un camión de 39 toneladas sobrecargado con unos 45 m<sup>3</sup> de propileno, origina una explosión BLEVE al chocar con un camión Camping.</p>	<p>215 muertos</p>
<p><b>4. México D. F. (México), 19 de Noviembre de 1984.</b> Hacen explosión varios contenedores de gas L.P. en San Juan Ixhuatepec.</p>	<p>452 muertos y más de 4,200 heridos. El número de desaparecidos puede ser de 1,000 personas.</p>
<p><b>5. Bhopal (India), 17 de Diciembre de 1984.</b> Se produce un escape de gas venenoso (isocianato de metilo) en una planta de la empresa Union Carbide que produce una sustancia insecticida. La emisión del gas se esparce sobre una superficie de 40 kilómetros cuadrados.</p>	<p>2,500 muertes directas 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, así como lesiones hepáticas y renales.</p>
<p><b>6. Guadalajara (México), 23 de Abril de 1992.</b> Se produce una serie de explosiones en cadena a lo largo de una red urbana de alcantarillado de unos 13 kilómetros de longitud, al parecer debido a la presencia de combustible en los mismos.</p>	<p>Los datos oficiales informan de 200 muertos y 1,500 heridos, 1,200 viviendas destruidas, así como 450 inmuebles comerciales. Las estimaciones de daños económicos están alrededor de los 7,000 millones de dólares.</p>

## 2.2 DEFINICIÓN DE LA PALABRA “RIESGO”.

Al hablar del tema de la seguridad, la palabra “riesgo” y la palabra “peligro” son utilizadas en muchas ocasiones de manera incorrecta, aún cuando en apariencia queda claro su significado. Por esta razón, antes de continuar con otros temas, se debe definir cual es el verdadero significado de ambos términos con el fin de evitar confusiones.

**Riesgo:** Es la probabilidad de un suceso no deseado expresada en función de las pérdidas humanas o económicas derivadas del mismo. Corresponde en inglés al término “*risk*”.

$$\text{Riesgo} = \left( \begin{array}{c} \text{Frecuencia} \\ \text{del accidente} \end{array} \right) \times \left( \begin{array}{c} \text{Daños} \\ \text{ocasionados por} \\ \text{el accidente} \end{array} \right)$$

**Peligro:** Se utiliza para designar una condición física ó química que puede causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad. Corresponde en inglés al término “*hazard*”.

Una vez hecha esta aclaración, es conveniente señalar que en el uso cotidiano del idioma español, estas palabras son intercambiadas fácilmente y por lo tanto, su empleo no siempre se ajusta a las definiciones anteriores. Así con frecuencia se menciona que << existe un peligro elevado >>, cuando en realidad lo que se quiere decir es que <<el nivel de riesgo es elevado >>.

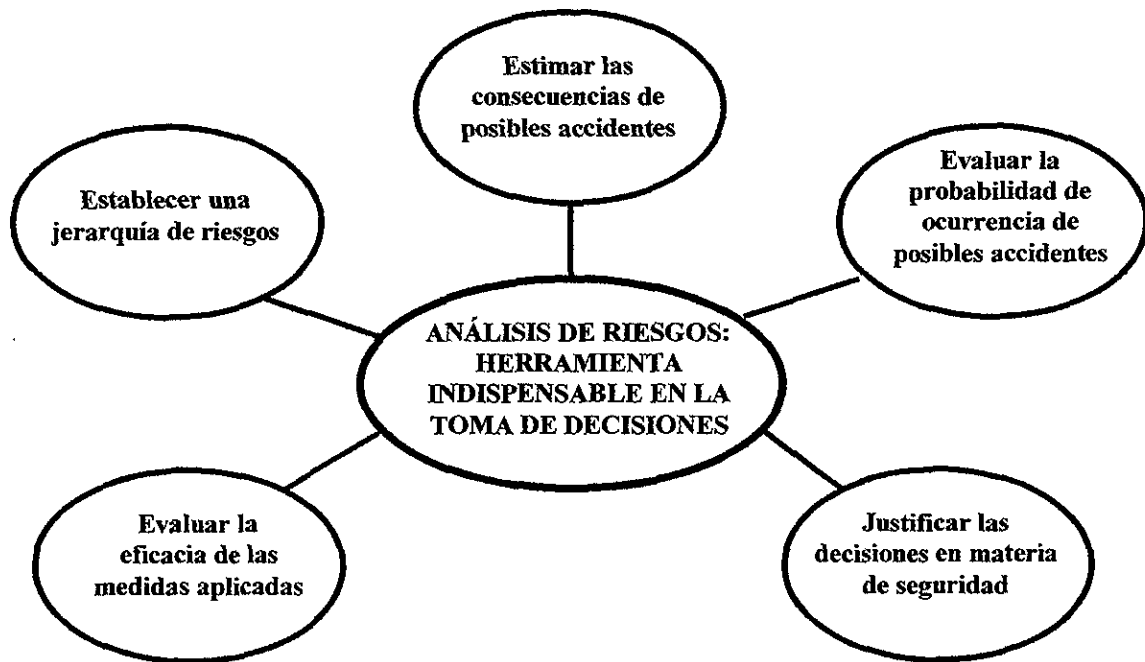
## 2.3 OBJETIVOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.

El **Análisis de Riesgos** es una disciplina que combina la evaluación de los procesos desde el punto de vista de la ingeniería con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias y consecuencias de accidentes.

El **Análisis de Riesgos** tiene como objetivo evaluar los riesgos que se presentan en un determinado proceso, y generar la información necesaria para la toma de decisiones y la implementación de medidas preventivas y correctivas, que permitan mejorar la seguridad, tomando en cuenta la relación costo-beneficio asociada con estas medidas.

El Análisis de Riesgos permite identificar las causas generadoras de posibles accidentes, conocer los mecanismos por los cuales se desarrollan, evaluar sus consecuencias y estimar su probabilidad de ocurrencia. Por otra parte, el análisis de riesgos permite establecer una jerarquía de riesgos, lo que a la larga se refleja en una lista de prioridades que facilita la toma de decisiones y una mejor distribución de los recursos disponibles.

Finalmente, el Análisis de Riesgos permite evaluar la eficacia de las medidas propuestas, al comparar los niveles de riesgo originales con los valores generados al aplicar tales medidas al proceso.



**Figura 2.1** Utilidad del análisis de riesgos.

## 2.4 ETAPAS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.

El desarrollo de un análisis de riesgos se lleva a cabo en las siguientes etapas:

1. Identificación de riesgos
2. Análisis de las consecuencias.
3. Análisis de probabilidades o frecuencias.

Cada una de estas etapas de manera general permiten responder a una pregunta determinada, asociada directamente con la seguridad de los procesos, tal y como se muestra en la Figura 1.2.

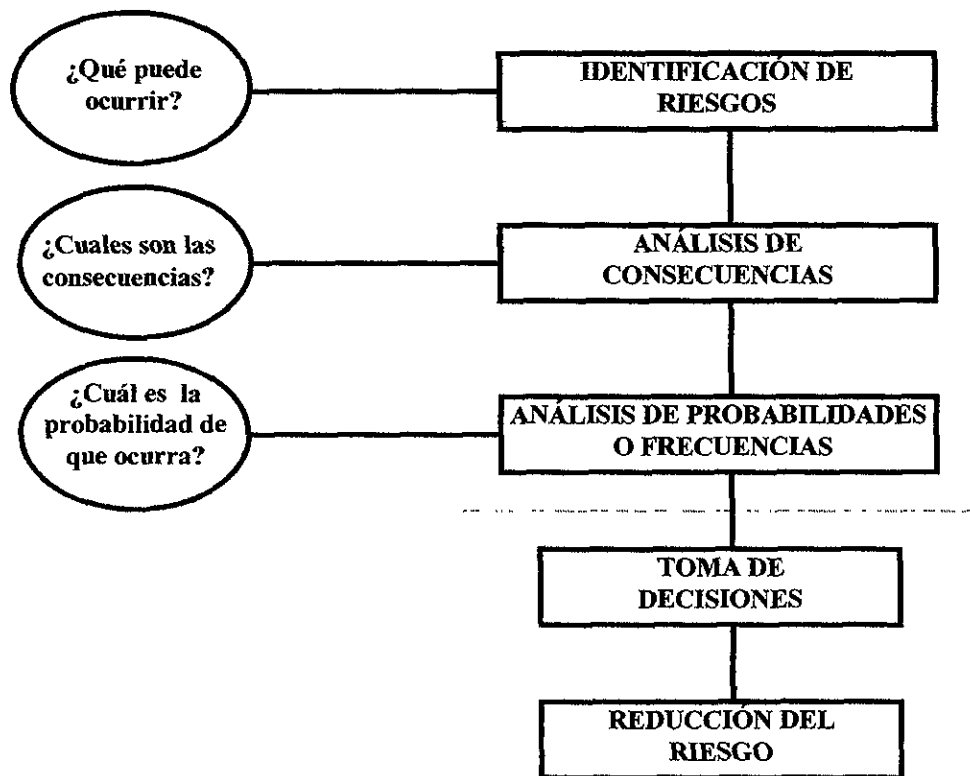


Figura 2.2 Etapas de un análisis de riesgos<sup>(1)</sup>.

**Identificación de Riesgos.**

En la primera etapa del Análisis de Riesgos, se debe identificar de forma cualitativa todas las causas que puedan generar situaciones de peligro, mediante un estudio detallado del proceso que se quiere analizar. Para llevar a cabo esta etapa, se requiere la participación de un equipo de trabajo multidisciplinario, con amplios conocimientos con relación al proceso en cuestión, con el fin de facilitar el análisis y en base a la experiencia, eliminar de forma rápida a todas las desviaciones que resulten ilógicas, imposibles, o no aplicables para el sistema.

Es conveniente señalar, que el equipo de trabajo debe realizar una búsqueda exhaustiva para evitar la omisión de cualquier situación que pueda generar un peligro para la planta. Queda claro que una causa no identificada, no podrá ser analizada en las siguientes etapas y por lo tanto, no se tomarán las medidas necesarias para evitar las situaciones de peligro que puedan derivarse de dicha causa. En este punto, además de la experiencia del equipo de trabajo, es importante el utilizar las herramientas adecuadas que faciliten el análisis, de las cuales podemos mencionar a los códigos de diseño, las listas de comprobación, el Análisis de Riesgos y Operabilidad, el Análisis de Modos de Fallo y sus Efectos (FMEA), y el análisis What If, como algunas de las más importantes.

**Análisis de Consecuencias.**

Una vez analizadas las causas que de forma razonable pueden dar origen a situaciones de peligro, se deben de calcular de forma cuantitativa las consecuencias de los posibles accidentes, mediante el uso de modelos matemáticos que relacionen a las causas originales con los efectos derivados de tales accidentes. Se debe mencionar la importancia de analizar todos y cada uno de los posibles escenarios, al ser evidente que una misma situación de peligro, puede tener diferentes consecuencias en función de las condiciones del sistema y de los factores externos que se presenten, como pueden ser la dirección y velocidad del viento, el tiempo de respuesta de los operadores, la cercanía de equipos o líneas de proceso al área de peligro, o la aplicación adecuada o inadecuada de los planes de emergencia.

### **Análisis de Probabilidades o Frecuencias.**

En la última etapa del Análisis de Riesgos, después de haber identificado las causas de posibles accidentes y de haber estimado las consecuencias de los mismos, se debe de analizar de forma cuantitativa, cual es la probabilidad de que tales sucesos ocurran durante la vida útil de la planta. Lo anterior se puede llevar a cabo mediante el uso de métodos generalizados como lo es el Análisis de Árbol de fallos (FTA), o el Análisis de Árbol de Sucesos (ETA), o por métodos semicuantitativos basados en la experiencia del personal a cargo de la planta.

La información generada a lo largo del Análisis de Probabilidades o Frecuencias, nos permitirá saber en primer lugar si los riesgos identificados son reales o no y en segundo lugar, nos ayudará a conocer cuales de los posibles escenarios son los que tienen una mayor probabilidad de ocurrir.

Retomando su definición, el riesgo es una función de la **probabilidad** del **suceso** y de la magnitud de sus **consecuencias**, de lo cual se puede apreciar la importancia de cada una de las diferentes etapas del Análisis de Riesgos.

## **2.5 CLASIFICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.**

Para llevar a cabo el Análisis de Riesgos de un determinado proceso, se deben de evaluar las características de las diferentes técnicas de análisis de riesgos antes de utilizar alguna en particular, ya que en la actualidad se dispone de un gran número de técnicas, pues a lo largo de los años los investigadores en el área de seguridad de los procesos, han desarrollado diferentes métodos para solucionar los problemas de seguridad en la industria química. Para facilitar la selección de las técnicas de análisis de riesgos, estas han sido clasificadas en tres grupos como se muestra en la tabla 2.2, tomando como base los métodos que utilizan para identificar y evaluar los diferentes riesgos tal y como se verá a continuación.

A pesar de que todas las técnicas se pueden aplicar a la gran mayoría de los casos, solo algunas de las mismas tendrán la ventaja de permitir el uso eficiente de los recursos y por esta razón, la selección de las mismas se deberá de realizar cuidadosamente.

**Tabla 2.2** Clasificación de las Técnicas de Análisis de Riesgos.

<b>Métodos Comparativos.</b>
• Códigos.
• Listas de comprobación (checklists).
• Análisis histórico.
<b>Índices de Riesgo.</b>
• Índice Dow.
• Índice Mond.
<b>Métodos Generalizados.</b>
• Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).
• Análisis de modalidades de fallo y sus efectos (FMEA).
• Análisis de Árbol de Fallos (FTA).
• Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).
• Análisis "What If".
• Análisis de error humano.

### **Métodos Comparativos.**

Los Métodos Comparativos permiten identificar las condiciones inseguras en un proceso dado, tomando como base la experiencia acumulada con relación a los diferentes procesos, reflejada a través de códigos, normas y listas de comprobación (checklist). Para llevar a cabo lo anterior, en los Métodos Comparativos se realiza una comparación del estado general de la planta y del proceso con una o varias referencias externas, a fin de conocer las diferencias que se tienen y analizarlas como fuentes de posibles accidentes.

Se debe señalar que esta clase de métodos presentan un serio inconveniente, ya que por sus características es común que no identifiquen la totalidad de los riesgos. Por otra parte, tampoco cuentan con herramientas útiles para analizar las consecuencias y la probabilidad de ocurrencia de los posibles accidentes y por lo tanto, solo se utilizan en la primera etapa del análisis de riesgos.

**Tabla 2.3** Puntos de verificación de los Métodos Comparativos.

<b>Medidas de seguridad.</b>
• Sistemas contra-incendios.
• Sistemas de relevo de presión.
• Sistemas de control.
• Sistemas de alarma.
• Diques de contención.
• Equipos de relevo.
• Manuales de operación.
<b>Normas y códigos aplicables a los equipos y líneas de proceso.</b>
• En el diseño.
• En la fabricación.
• En la instalación.
• En la operación.
<b>Planes de emergencia.</b>
• Factores geográficos.
• Procedimientos de paro de emergencia.
• Equipos de emergencia.
• Rutas de evacuación.

### Índices de Riesgo.

Los Índices de Riesgo son utilizados para evaluar los niveles globales de riesgo de las diferentes áreas de una planta, y señalar en cuales de las mismas se debe realizar un estudio más profundo mediante la aplicación de otras técnicas de análisis. Para cumplir con su objetivo, los Índices de Riesgo toman en cuenta diversos factores relacionados con el proceso y las condiciones generales de la planta, con el fin de señalar las áreas de mayor riesgo y las consecuencias de los posibles accidentes.

Como se ve en la tabla 2.4, los puntos del proceso que se analizan en los Índices de Riesgo, son muy similares a los puntos analizados por los métodos comparativos sin embargo, también abarcan otros puntos como los son el tipo de sustancias utilizadas, las condiciones de operación de los procesos y sus características, y las consecuencias de los posibles accidentes expresadas en función de las pérdidas humanas y materiales que puedan generarse.



**Tabla 2.4** Puntos de verificación de los Índices de Riesgo.

<b>Condiciones de operación.</b>
• Presión.
• Temperatura.
<b>Características de los materiales utilizados.</b>
• Explosivos.
• Tóxicos.
• Inflamables.
• Reactivos.
• Corrosivos.
<b>Características del proceso.</b>
• Endotérmico o exotérmico.
• Tipos de reacciones.
• Volúmenes de producción y de almacenamiento.
<b>Normas y códigos aplicables a los equipos y líneas de proceso</b>
• En el diseño.
• En la fabricación.
• En la instalación.
• En la operación.
<b>Medidas de seguridad.</b>
• Sistema contra-incendios.
• Sistemas de relevo de presión.
• Sistemas de control.
• Diques de contención.
• Sistemas de alarma.
• Equipos de relevo.
• Manuales de operación.
<b>Planes de emergencia.</b>
• Procedimientos de paro de emergencia.
• Equipos de emergencia.

### Métodos Generalizados.

Los Métodos Generalizados se basan en el uso de esquemas de razonamiento lógicos, para identificar y evaluar en su totalidad los riesgos presentes en un determinado proceso. Tomando como base la relación causa-efecto, en esta clase de métodos se analizan todos los sucesos que pueden dar origen a situaciones de peligro y se determinan las consecuencias de los posibles accidentes y la probabilidad de ocurrencia de los mismos, de forma cuantitativa o semicuantitativa.

Los Métodos Generalizados son aplicables a cualquier situación gracias a su versatilidad y por la misma razón, se pueden utilizar en todas las etapas del Análisis de Riesgos.

## **2.6 INFORMACIÓN REQUERIDA POR EL ANÁLISIS DE RIESGOS.**

La información requerida para llevar a cabo el análisis de riesgos, puede variar en función de las técnicas seleccionadas, pero en general se debe disponer de una base de información que tenga los siguientes elementos:

- Condiciones de operación de la planta.
- Diagramas de flujo de proceso.
- Diagramas de tuberías e instrumentación.
- Reportes de los análisis de riesgos anteriores.
- Hojas de seguridad de las sustancias y reactivos químicos utilizados en el proceso.
- Manuales de operación.
- Hojas de datos de los equipos de proceso.
- Plano de localización general de la planta.
- Manuales de paro y arranque de la planta.
- Procedimientos de emergencia.
- Procedimientos de seguridad.

Se debe mencionar que la confiabilidad y la exactitud de la información recopilada son de gran importancia para el análisis de riesgos, ya que de la misma información dependerá la validez del análisis. Por este motivo, de ser necesario, los encargados de llevar a cabo el análisis deberán de revisar y actualizar la información disponible.

## 2.7 SELECCIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

La selección de las técnicas de análisis de riesgos más adecuadas a las condiciones particulares de cada proyecto, juega un papel importante en el desarrollo del Análisis de Riesgos, ya que permite aprovechar de manera más eficiente los recursos disponibles. Como ya se ha mencionado, para llevar a cabo esta selección en primer lugar se debe de conocer cuales son las ventajas y las desventajas de cada método y en segundo lugar, se debe de responder a una serie de preguntas, a fin de conocer las características del proyecto y con base a las mismas, decidir cuales son las técnicas más convenientes.

Es necesario tener en mente que muchas de las técnicas coinciden en su metodología y por lo tanto, darán resultados muy similares. Por otra parte, las desventajas de una técnica en particular se pueden eliminar si se complementa mediante el uso de varias técnicas a la vez.

Las preguntas más importantes que se deben hacer para llevar a cabo esta selección son las siguientes:

**¿Cuál es la intención del análisis?** Al hacer esta pregunta, se trata de saber cuales son los puntos más relevantes del proyecto y que por lo tanto, deberán de ser analizados con mayor detalle, mediante el uso de alguna técnica en particular que facilite su estudio. Algunos de los puntos que pueden tener un mayor interés en los análisis de riesgos son los siguientes:

- Identificar y evaluar todos los riesgos.
- Estudiar alguna clase de riesgos en particular.
- Conocer la cadena de sucesos que puedan generar algún tipo de accidente en particular.
- Señalar las áreas de mayor riesgo.
- Establecer una jerarquía de riesgos.

**¿Qué tan amplia y de que tipo es la información que se tiene?** Esta pregunta es importante ya que algunas de las técnicas de análisis de riesgos, por sus características, requieren de mucha información, o por otro lado, puede ocurrir que la información necesaria no se encuentre disponible. En ambos casos, el reunir toda la información

requerida puede retrasar el Análisis de Riesgos y generar problemas económicos y legales, o en el peor de los casos, permitir que ocurran o que se presenten accidentes que pudieran haber sido evitados.

**¿Cuál es la naturaleza del proceso?** Como ya se ha mencionado, todos los procesos en la industria química son diferentes entre sí, de modo que en algunos predominan las operaciones complejas y en otros las operaciones simples. Por esta razón, es necesario conocer las características del proceso por analizar, pues de manera general, para llevar a cabo el Análisis de Riesgos en un proceso complejo, se recomienda el uso de técnicas sofisticadas y por el contrario, para llevar a cabo el Análisis de Riesgos en un proceso simple se recomienda el uso de técnicas poco sofisticadas.

## **CAPÍTULO III**

### **ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD**

#### **3.1 ORÍGENES DEL ANÁLISIS HAZOP.**

El análisis HAZOP fue desarrollado en la Gran Bretaña a principios de la década de los 70, por los ingenieros de prevención de pérdidas y confiabilidad de la empresa Imperial Chemical Industries<sup>(3)</sup>, como respuesta al aumento en el número y la gravedad de los accidentes ocurridos en la industria química, el cual a su vez fue ocasionado por los grandes cambios tecnológicos, relacionados con la instrumentación y el control de los procesos, que permitieron la operación de plantas industriales de mayor capacidad y complejidad.

El análisis HAZOP se desarrolló tomando como principio que los accidentes eran el producto de una cadena lógica de causas y de las circunstancias, lo que fue de gran utilidad ya que permitió reconocer la posibilidad de reducir su frecuencia y su gravedad, si por una parte se lograba identificar y eliminar a las causas generadoras y por otra parte, se tomaban las medidas necesarias para mitigar los efectos de tales accidentes. Cabe señalar que el estudio de los accidentes en la industria química, ha demostrado que la gran mayoría de los mismos se hubieran podido evitar o por lo menos, se habrían podido reducir los daños ocasionados, de haber aplicado este principio.

Desde su introducción, el análisis HAZOP ha demostrado ser una herramienta muy útil para mejorar la seguridad y la operación de los procesos, al aplicar la retrospectiva mediante la previsión y la prevención de accidentes. En la actualidad el análisis HAZOP es muy utilizado en el diseño y la evaluación de las plantas químicas, a tal grado que en algunos países para demostrar que una planta puede operar de manera segura, y que se han instalado las protecciones adecuadas contra los eventos imprevistos, es obligatorio realizar esta clase de análisis<sup>(3)</sup>, a fin de cumplir con las normas establecidas por la OSHA (Occupational Safety and Health Administration).

### 3.2 CARACTERÍSTICAS DEL ANÁLISIS HAZOP.

#### **Definición del análisis HAZOP.**

El Análisis de Riesgos y Operabilidad se define como un estudio realizado por un equipo multidisciplinario que mediante el uso de palabras guía aplicadas a los parámetros del proceso, identifica las desviaciones que pueden ocurrir en las condiciones y procedimientos de operación establecidos en el diseño de las plantas, identifica las causas y consecuencias de tales desviaciones, identifica las protecciones del sistema, y hace recomendaciones para disminuir los niveles de riesgo según se requiera<sup>(3)</sup>.

Dicho de otra manera, el análisis HAZOP es una aplicación a los procesos de una las más conocidas leyes de Murphey<sup>(5)</sup>, en la cual se menciona que “ si algo puede fallar ... seguramente fallará ”.

#### **Fundamentos de la técnica.**

El análisis HAZOP es una herramienta que permite lograr un mejor entendimiento, acerca de la forma como funcionan los procesos en cualquier tipo de situación, y señala además que tipo de cambios se deberá de realizar en cuanto a los equipos, el proceso y los procedimientos, a fin de reducir los niveles de riesgo de la planta y mejorar su eficiencia.

El análisis HAZOP se basa en realizar en forma sistemática una serie de preguntas, con relación a los cambios en las variables y los procedimientos de operación, con el objeto de conocer todas las desviaciones que puedan generar una peligro para la planta, y evaluar de forma cuantitativa los niveles de riesgo de la unidad de proceso.

La principal ventaja del análisis HAZOP con respecto a las demás técnicas es su carácter sistemático, mismo que facilita la identificación y evaluación de los riesgos, por medio del estudio riguroso y exhaustivo de los procesos. Por otra parte, la participación de un equipo de trabajo multidisciplinario también es una ventaja de la técnica, ya que permite una mejor interacción de los participantes y la generación de más y mejores ideas al compartir diferentes puntos de vista.

Por sus características el análisis HAZOP es aplicable tanto para el estudio de procesos continuos como discontinuos, sin embargo el uso de la técnica adquiere un enfoque diferente en función del tipo de proceso, de modo que en los procesos continuos estudia con mayor detalle los cambios en las variables de operación y en los procesos discontinuos, estudia con mayor detalle los procedimientos de operación de las diferentes líneas y equipos de la planta.

Cabe mencionar que la principal característica de los procesos continuos, es el estado estacionario que guardan las variables del proceso, sin embargo las plantas que operan bajo este esquema requieren periódicamente de mantenimiento, de modo que durante el paro y el arranque parcial o total de la planta, el proceso puede considerarse como discontinuo. Por esta razón es importante el analizar tales operaciones, ya que por experiencia se sabe que la gran mayoría de los accidentes ocurren durante el paro y el arranque de los equipos de la planta.

#### **Etapas del análisis HAZOP.**

De manera general, el análisis HAZOP sigue las tres etapas del Análisis de Riesgos mencionadas en el Capítulo II, de modo que la información generada por el análisis se considera completa y precisa, al permitir identificar y evaluar los diferentes riesgos en forma cualitativa y semicuantitativa.

Las etapas en las cuales se realiza el análisis HAZOP son las siguientes:

- 1. Selección de los nodos por analizar.**
- 2. Identificación de las posibles desviaciones.**
- 3. Identificación de las posibles causas.**
- 4. Identificación de las posibles consecuencias.**
- 5. Evaluación de las protecciones instaladas.**
- 6. Evaluación de los niveles de riesgo.**
- 7. Propuesta y evaluación de soluciones.**

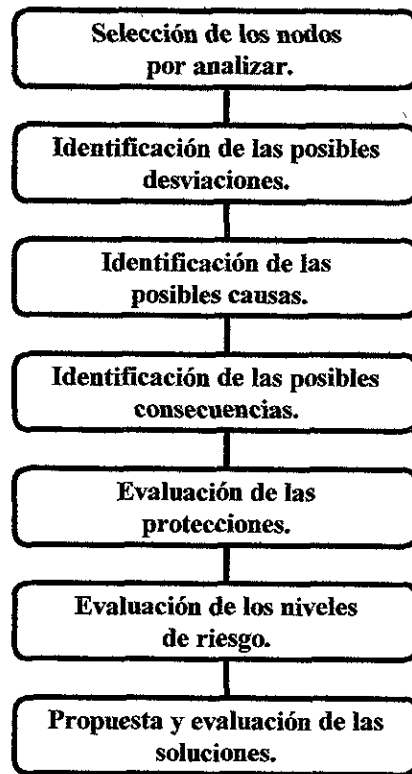


Figura 3.1 Etapas del análisis HAZOP.

#### Organización del equipo de trabajo.

Para llevar a cabo el análisis HAZOP, es necesaria la participación de un equipo de trabajo multidisciplinario, integrado por no más de 8 participantes con el fin de no entorpecer las sesiones de trabajo en las cuales se realice el análisis. El equipo de trabajo deberá de contar con la participación de los siguientes elementos:

- **Líder del equipo.** Experto en el manejo de la técnica HAZOP. Poseedor de conocimientos detallados con relación a los procesos en general, a la evaluación de riesgos, al análisis de consecuencias y a la ingeniería de confiabilidad. No es necesario que el líder del equipo tenga conocimientos detallados de la planta por analizar. La persona seleccionada para este puesto, de preferencia no deberá tener ninguna relación con la gerencia, la operación o el mantenimiento de la planta.



- **Secretario del equipo.** Deberá de contar con el mismo tipo de conocimientos que el líder del equipo, aunque no necesariamente al mismo nivel. De preferencia, tampoco deberá tener ninguna relación con la gerencia, la operación o el mantenimiento de la planta.
- **Miembros del equipo técnico (tiempo completo).** El número de participantes será variable y dependerá del tipo de planta pero por lo general, contará con algunas de las siguientes personas: ingeniero de procesos, ingeniero de operaciones, ingeniero de instrumentos y control, ingeniero de mantenimiento y el ingeniero de seguridad.
- **Miembros del equipo técnico (medio tiempo).** Nuevamente el número de participantes será variable, pero probablemente se requiera de las siguientes personas: ingeniero de inspección, jefe de materiales, ingeniero de aseguramiento de calidad, ingeniero de tuberías y recipientes, especialista en salud ocupacional, especialista en protección ambiental, etc.

Para cumplir con el objetivo del análisis, es de gran importancia que los miembros del equipo expongan todas las ideas, comentarios y sugerencias que lleguen a su mente, aunque a primera vista puedan parecer ilógicas o poco razonables. Para lograr esto es indispensable que los participantes hablen con libertad y que al mismo tiempo se evite criticar demasiado las ideas de los demás.

### **3.3 SELECCIÓN DE LOS NODOS POR ANALIZAR.**

La primer etapa del análisis HAZOP en primer lugar consiste en seleccionar el sistema de proceso y los nodos por analizar y en segundo lugar, establecer sus límites físicamente mediante el uso de los diagramas de tuberías e instrumentación de la planta. Lo anterior se debe realizar con el fin de que la planta quede dividida en pequeñas unidades más fáciles de analizar, sin embargo, para llevar a cabo tal división, se debe definir el uso de los términos **sistema de proceso y nodos**.

**Sistema de proceso:** Unidad o sección de la planta definida claramente por una función discreta.

**Nodo:** Subdivisión del sistema de proceso lo suficientemente pequeña para ser definida por una función específica, y lo suficientemente grande para ser significativa.

Para dar un ejemplo de lo anterior, una planta de clorometanos quedaría formada por los siguientes sistemas de proceso:

- ◆ Sistema de Alimentación y Precalentamiento de los Reactivos ( $\text{CH}_4$  y  $\text{Cl}_2$ ), cuya función es alimentar los reactivos a las condiciones de presión y temperatura requeridas por el proceso.
- ◆ Sistema de Reacción (formada por uno o más reactores químicos), cuya función es llevar a cabo las reacciones de formación de los diferentes productos.
- ◆ Sistema Separador de HCl, cuya función es eliminar el ácido clorhídrico generado en las diferentes reacciones químicas.
- ◆ Sistema Recuperador de Metano, cuya función es separar el metano de la corriente de productos para su recirculación al sistema de reacción.
- ◆ Sistema Separador de Productos ( $\text{CH}_3\text{Cl}$ ,  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ,  $\text{CHCl}_3$  y  $\text{CCl}_4$ ), cuya función es separar la mezcla de productos proveniente del sistema recuperador de metano, por medio de la destilación.

Por otra parte, los nodos del sistema recuperador de metano serían los siguientes:

- ◆ Línea de recibo de la corriente proveniente del Sistema Separador de HCl.
- ◆ Torre desmetanizadora.
- ◆ Línea de recirculación de metano de la torre desmetanizadora al Sistema de Reacción.
- ◆ Línea de fondos de la torre desmetanizadora al Sistema Separador de Productos.
- ◆ Línea de reflujo de líquido de la torre desmetanizadora.
- ◆ Línea de reflujo de vapor de la torre desmetanizadora.

## 3.4 IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES DESVIACIONES.

El término desviación se aplica a las palabras guía que son utilizadas para modificar los diferentes parámetros o variables del sistema y conocer los cambios que pueden ocurrir durante la operación de la planta. Como se muestra en las tablas 3.1, cada una de las parejas parámetro-desviación representa una variación de las condiciones normales de operación y por lo tanto, un alejamiento con relación al intervalo de valores permitidos para cada una de las variables del proceso.

Tabla 3.1 Significado de las palabras guía (procesos continuos).

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO
Más	Aumento de los valores de las variables de operación por encima de los límites establecidos en el diseño. Ejemplo: Más presión.
Menos	Disminución de los valores de las variables de operación por abajo de los límites establecidos en el diseño. Ejemplo: Menos temperatura.
No	No se cumple con la función establecida en el diseño. Ejemplo: Ausencia de flujo en alguna línea de proceso.
Inverso	Se lleva a cabo la operación inversa a la establecida en el diseño. Ejemplo: Flujo inverso en la línea de carga del reactor químico.
Además de / También como	Se cumple con el diseño, pero además ocurre algo imprevisto. Ejemplo: Formación de un producto no deseado en un reactor químico.
Parte de	Sólo se cumple en parte con el diseño. Ejemplo: Cambio en la concentración relativa de los componentes normales del sistema.
Otro que / En vez de	En lugar de la función establecida en el diseño ocurre algo diferente. Ejemplo: Formación de fase acuosa en lugar de una fase orgánica.

De igual manera, para los procesos discontinuos y los procedimientos de operación, también se utilizan diferentes parejas parámetro-desviación, como las que se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Significado de las palabras guía (procesos discontinuos).

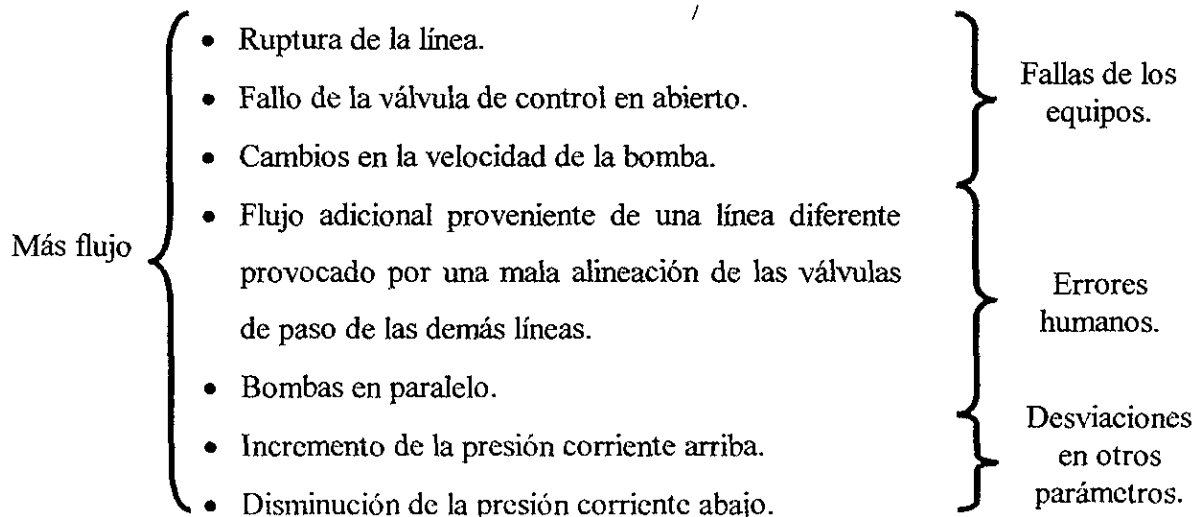
PARÁMETRO	DESVIACIÓN	EXPLICACIÓN
Cualquier acción. Ejemplo: Carga del reactivo X en el reactor químico.	No	No se realiza la acción. Ejemplo: No se carga el reactivo X.
	Más	Se realiza la acción de manera mayor a lo requerido. Ejemplo: Se carga más de lo necesario del reactivo X.
	Menos	Se realiza la acción de manera menor a lo requerido. Ejemplo: Se carga menos de lo necesario del reactivo X.
	Además de / También como	Además de la acción requerida se realiza otra acción. Ejemplo: Además del reactivo X se carga el reactivo Y.
	Parte de	Se realiza parte de la acción. Ejemplo: Se carga parte del reactivo X (en una mezcla de los reactivos X y Y).
	Otro que / En vez de	Se realiza una acción diferente de las establecidas. Ejemplo: En lugar de cargar el reactivo X se carga el reactivo Y.
	Inverso	Se realiza el inverso de la acción establecida. Ejemplo: Se descarga el reactivo X.
	Demasiado pronto	Se realiza la acción en forma adelantada. Ejemplo: Se carga el reactivo X antes de tiempo.
	Demasiado tarde	Se realiza la acción en forma retrasada. Ejemplo: Se carga el reactivo X demasiado tarde.
	Demasiado rápido	Se realiza la acción demasiado rápido. Ejemplo: Se carga el reactivo X demasiado rápido.
Demasiado lento	Se realiza la acción con demasiada lentitud. Ejemplo: Se carga el reactivo X muy lentamente.	

3.5 IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES CAUSAS.

Cada una de las desviaciones de los parámetros debe tener una causa razonable que provoque tales desviaciones y por lo tanto, el equipo de trabajo debe identificar cuales son esas causas. Típicamente las causas de las desviaciones se clasifican de la siguiente manera:

1. **Fallas de los equipos.** Fallas relacionadas con alguno de los equipos de la planta, tales como bombas, compresores, tuberías, válvulas, medidores, controladores, alarmas, etc.
2. **Errores humanos.** Errores cometidos por el personal en la aplicación de alguno de los pasos establecidos en los procedimientos de paro, arranque, operación, mantenimiento o de emergencia de la planta.
3. **Desviaciones en otros parámetros.** Desviación de alguno de los parámetros dentro o fuera del mismo nodo, relacionados de manera directa o indirecta con la variable que se analiza.

Durante esta etapa, el equipo de trabajo deberá de tomar en cuenta a todas las causas que puedan provocar alguna desviación, por lo que será necesario que los miembros del equipo analicen los tres tipos de causas, como en el ejemplo siguiente, en el cual se analiza pareja parámetro-desviación **más-flujo**:



### 3.6 IDENTIFICACIÓN DE LAS POSIBLES CONSECUENCIAS.

Después de analizar las causas de los posibles accidentes es necesario conocer que tipo de consecuencias puede tener las fallas de los equipos y los errores humanos. De manera general las consecuencias se pueden clasificar de la siguiente forma.

• Cambios en otras variables.	• Fugas.
• Daños a los equipos.	• Derrames.
• Daños a las personas.	• Daños al medio ambiente.
• Pérdida de productos.	• Incendios.
• Pérdida de materias primas.	• Explosiones.

Es importante mencionar que la magnitud de las consecuencias puede cambiar en función de las circunstancias, aumentando o disminuyendo los efectos de los accidentes. Sin embargo, recordando las leyes Murphey, el equipo de trabajo siempre deberá de tomar en cuenta el peor de los posibles escenarios, sin importar que la probabilidad de ocurrencia de tal escenario sea mínima, ya que el factor **probabilidad** será evaluado más adelante.

Por otra parte, al evaluar las consecuencias se deben de tomar en cuenta las protecciones del sistema, ya que su función es reducir la probabilidad de ocurrencia y las consecuencias de los eventos no deseados.

### 3.7 EVALUACIÓN DE LAS PROTECCIONES.

Las protecciones del sistema son todos los medios que permitan reducir los niveles de riesgo y se clasifican en dos grupos según la función que desempeñan:

- a) Protecciones contra la causa. Como su nombre lo indica, la función de tales protecciones es evitar que sucedan los eventos no deseados que puedan provocar un accidente. Las protecciones contra la causa permiten reducir los niveles de riesgo disminuyendo la probabilidad de ocurrencia de los eventos no deseados. Entre las más comunes podemos mencionar a las alarmas, los equipos de relevo, las válvulas de relevo, los detectores de gas, los detectores de fuego, los manuales de operación.

b) Protecciones contra las consecuencias. Cuya función es mitigar los efectos de los accidentes una vez iniciada la cadena de eventos irreversibles que los provocan. Entre las más comunes podemos mencionar a los diques de contención, las válvulas de corte, los sistemas de agua contra-incendios y los procedimientos de emergencia.

**3.8 EVALUACIÓN DE LOS NIVELES DE RIESGO.**

El siguiente paso del análisis HAZOP consiste en evaluar los niveles de riesgo con base en la frecuencia y la magnitud de las causas y consecuencias de los posibles accidentes. Para llevar a cabo lo anterior, el equipo de trabajo debe hacer uso de sus conocimientos y de su experiencia para que con la ayuda de las tablas 3.4 y 3.5, pueda clasificar los riesgos identificados en tres niveles como se muestra más adelante en la tabla 3.5.

**Tabla 3.4 Niveles de Frecuencia <sup>(3)</sup>.**

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

**Tabla 3.5 Niveles de Gravedad <sup>(3)</sup>.**

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

En la matriz de riesgos, claramente se aprecia que la frecuencia y la gravedad de los accidentes juegan un papel importante al valorar los niveles de riesgo y por lo tanto, entre mayor sea la exactitud con la cual se evalúen la frecuencia y la gravedad de los accidentes, la calidad del análisis será mayor.

**Figura 3.2** Matriz de Riesgos <sup>(3)</sup>.

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

**Nivel A:** El nivel del riesgo identificado es bajo por lo que la planta puede seguir operando de manera segura sin necesidad de implementar alguna acción. Los riesgos de nivel A serán todos aquellos que tengan un valor de 1 a 3.

**Nivel B:** El nivel del riesgo identificado es moderado por lo que la planta puede seguir operando de manera segura, sin embargo las acciones que se tomen tendrán un efecto notable en el mejoramiento de la seguridad y por lo tanto, su aplicación dependerá de los costos y los beneficios derivados de las mismas. Los riesgos de nivel B serán todos aquellos que tengan un valor de 4 a 7.

**Nivel C:** El nivel del riesgo identificado es elevado y por lo tanto se requiere de acciones inmediatas a fin de prevenir pérdidas humanas y materiales de gran importancia. Los riesgos de nivel C serán todos aquellos que tengan un valor de 8 a 10.



### 3.9 PROPUESTA Y EVALUACIÓN DE SOLUCIONES.

Una vez evaluados los niveles de riesgo es posible saber si las protecciones del sistema son las más adecuadas o si son suficientes, de lo contrario el equipo de trabajo deberá de plantear alternativas de solución a fin de reducir los niveles de riesgo. Para decidir que tipo de medidas serán las más adecuadas, se deben revisar los niveles de frecuencia y gravedad junto con la matriz de riesgos, para conocer a cual de los factores mencionados se le debe dar más importancia.

Para dar un ejemplo, si el nivel de frecuencia para un determinado riesgo es muy elevado (igual a 5), y su nivel de gravedad es bajo (igual 2), de acuerdo con la matriz de riesgos el valor del riesgo será de 8 (nivel C). Por este motivo toda protección del sistema que disminuya la frecuencia reducirá por si sola significativamente el nivel del riesgo y por el contrario, toda protección del sistema que disminuya la gravedad del accidente servirá de poco si no se aplica ninguna medida para bajar el nivel de frecuencia.

Finalmente, las protecciones del sistema dependerán de las características particulares de cada situación por lo que no tiene caso profundizar en el tema, sin embargo, retomando lo mencionado en el apartado 3.6, todas las protecciones del sistema permitirán cumplir con alguno de los siguientes objetivos:

- a) Reducir la frecuencia o probabilidad de las causas de los posibles accidentes, para lo cual se deben aplicar medidas preventivas para evitar que pasen accidentes o reducir su frecuencia.
  
- b) Reducir las consecuencias de los posibles accidentes, para lo cual se deben aplicar medidas correctivas, que disminuyan los efectos de posibles fugas, derrames, incendios y explosiones.

## CAPÍTULO IV

### TRABAJO DE CAMPO

#### 4.1 DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

##### **División administrativa del Área de Almacenamiento de Gas L.P.**

El Área de Almacenamiento de Gas L.P. de la Refinería Miguel Hidalgo, está formada por un tanque de almacenamiento criogénico y 24 tanques esféricos divididos en dos diferentes áreas, pertenecientes a PEMEX-Refinación y PEMEX-Gas y Petroquímica Básica, tal y como se muestra en las tablas 4.1 y 4.2.

Las áreas mencionadas son independientes en la gran mayoría de los aspectos, ya que desde el punto de vista administrativo pertenecen a gerencias diferentes y desde el punto de vista operacional, solo comparten la Casa de Bombas # 3, la línea principal de suministro del sistema de agua contra incendios, las líneas de recibo de butano-butileno de las Plantas Catalíticas # 1 y 2, y las líneas de recibo de isobutano de las Plantas Hidrodesulfuradoras # 1 y 2.

##### **Procedencia y destino de los productos almacenados.**

Tal y como se aprecia en la tabla 4.3, los productos almacenados dentro de los tanques esféricos, provienen de las diferentes plantas de la Refinería Miguel Hidalgo y del poliducto de alta presión procedente de Cactus Chiapas.

Una vez recibidos los productos, son enviados por medio de bombas a las diversas plantas de la misma refinería así como al área de ventas, para su posterior distribución en la Ciudad de México y sus alrededores, por las compañías encargadas de la venta del gas L.P. al público en general.

**Tabla 4.1** Características de los tanques de almacenamiento del Área I  
(PEMEX-Refinación).

Número de Tanque	Capacidad al 100%	Producto
TE-201	15,000 barriles.	Butano-butileno ó butano refinado.
TE-202	15,000 barriles.	Butano-butileno ó butano refinado.
TE-203	15,000 barriles.	Butano-butileno ó butano refinado.
TE-204	15,000 barriles.	Butano-butileno ó butano refinado.
TE-205	15,000 barriles.	Isobutano
TE-206	15,000 barriles.	En construcción.
TE-101	15,000 barriles.	Propileno.
TE-102	15,000 barriles.	Propano.
TE-103	15,000 barriles.	Propano.
TE-104	15,000 barriles.	Propano.
TE-105	15,000 barriles.	Propileno.
TE-106	15,000 barriles.	Propano

**Tabla 4.2** Características de los tanques de almacenamiento del Área II  
(PEMEX-Gas y Petroquímica Básica).

Número de Tanque	Capacidad al 100%	Producto
TE-119	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-120	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-121	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-122	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-123	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-124	20,000 barriles.	Butano-butileno.
TE-125	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-126	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-127	20,000 barriles.	Isobutano.
TE-128	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-129	20,000 barriles.	Gas L.P.
TE-130	20,000 barriles.	Gas L.P.
TV-300	200,000 barriles.	Fuera de operación.

Tabla 4.3 Procedencia y destino de los productos almacenados.

PRODUCTO	PROCEDENCIA	DESTINO
Propano	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta Catalítica # 1.</li> <li>• Planta Catalítica # 2.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Autotanques.</li> </ul>
Propileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta Catalítica # 1.</li> <li>• Planta Catalítica # 2.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta de Acrilonitrilo.</li> <li>• Autotanques.</li> </ul>
Butano-butileno	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta Catalítica # 1.</li> <li>• Planta Catalítica # 2.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta de MTBE.</li> <li>• Planta de TAME.</li> </ul>
Butano refinado (bajo contenido de butileno)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta de MTBE.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta de Alquilación.</li> <li>• Autotanques.</li> </ul>
Isobutano	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta Hidrodesulfuradora # 1.</li> <li>• Planta Hidrodesulfuradora # 2.</li> <li>• Autotanques.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Planta de Alquilación.</li> </ul>
Gas L.P. (propano 60 %, butano 40 %)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Poliducto de alta presión.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Autotanques.</li> </ul>

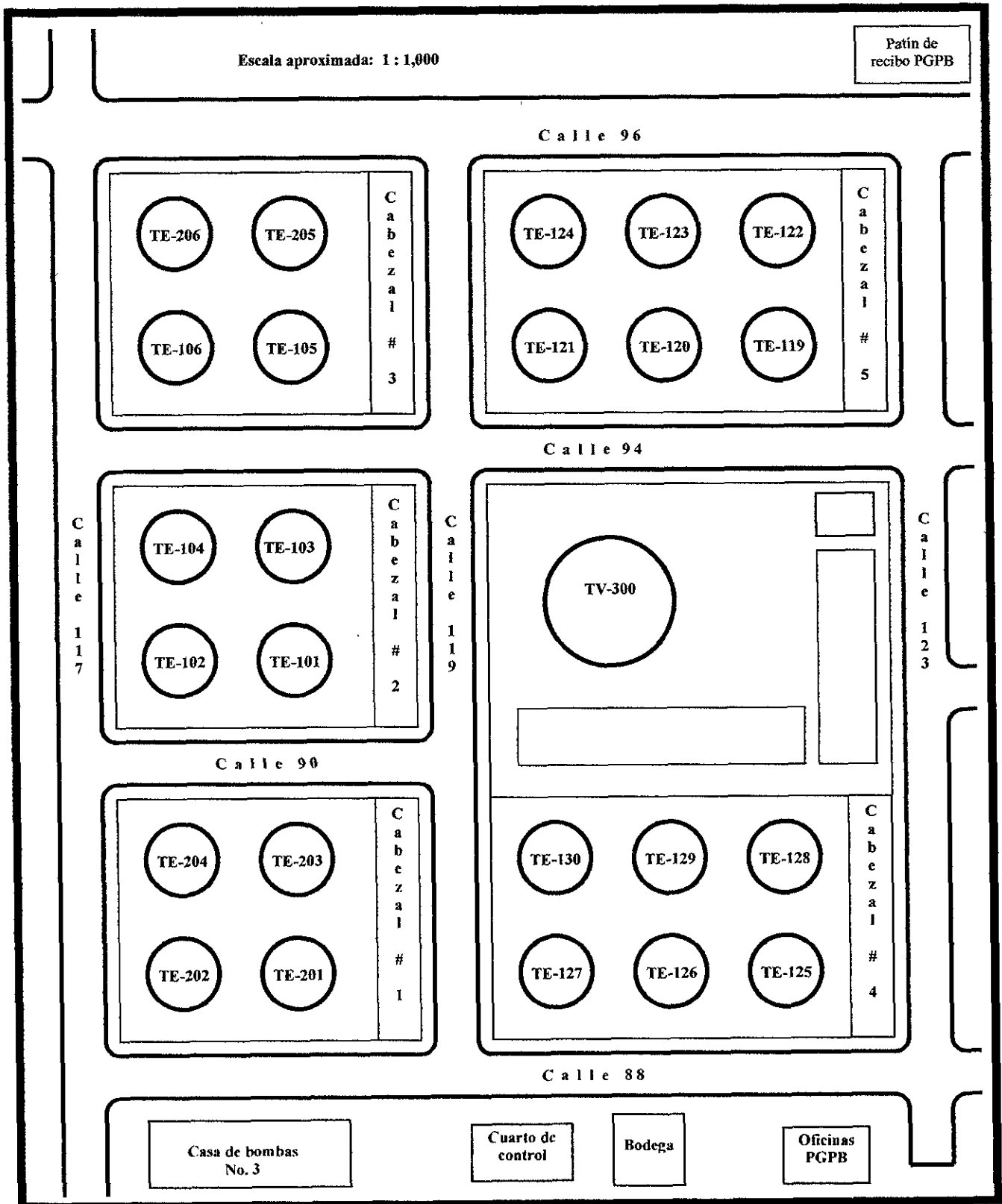
#### Distribución de la planta.

El Área de Almacenamiento de Gas L.P., está formada por 5 secciones en las cuales se localizan los 24 tanques esféricos y el tanque de almacenamiento criogénico TV-300. Desde el punto de vista administrativo el Área de Almacenamiento de Gas L.P. se divide físicamente por la calle 119 en el Área I (perteneciente a PEMEX-Refinación), y en el Área II (perteneciente a PEMEX-Gas y Petroquímica Básica).

El área de almacenamiento cuenta además con un cuarto de control, una bodega de herramientas, la casa de bombas # 3, el patín de recibo del gas L.P. proveniente del poliducto de alta presión y las oficinas administrativas tanto de PEMEX-Refinación como de PEMEX-Gas y Petroquímica Básica.

Finalmente, el acceso al área de almacenamiento se puede realizar por las calles 96, 94, 88 y 117 (ver figura 4.1).

Figura 4.1 Plano de localización general del Área de Almacenamiento de Gas L.P.



## 4.2 DESARROLLO DEL ANÁLISIS HAZOP.

Por acuerdo con el jefe de operación y los especialistas de mantenimiento y seguridad de la planta, la técnica de análisis HAZOP se aplicó a un total de siete nodos representativos de las diferentes líneas y equipos del Área de Almacenamiento de Gas L.P. Los nodos analizados por el equipo de la Facultad de Química de la UNAM y el personal técnico de la refinería fueron los que muestran en la tabla 4.4.

**Tabla 4.4** Lista de nodos analizados en el Área I y en el Área II.

<b>Área I (PEMEX-Refinación)</b>	
<b>Nodo # 1</b>	• Tanque esférico TE-202, de almacenamiento de butano-butileno / butano refinado.
<b>Nodo # 2</b>	• Línea de carga de butano-butileno de la planta catalítica FCC-II, al tanque esférico TE-202.
<b>Nodo # 3</b>	• Línea de succión de butano-butileno del tanque esférico TE-202 a ventas.
<b>Nodo # 4</b>	• Cabezal Principal de Desfogues del Área de Almacenamiento de Gas L.P.
<b>Área II (PEMEX-Gas y Petroquímica Básica)</b>	
<b>Nodo # 5</b>	• Tanque esférico TE-122, de almacenamiento de gas L.P.
<b>Nodo # 6</b>	• Línea de recibo de gas L.P. del poliducto de alta presión procedente de Cactus-Chiapas, al tanque esférico TE-122.
<b>Nodo # 7</b>	• Línea de succión y descarga del tanque esférico TE-122 a ventas.

Se debe señalar que en el presente trabajo de tesis, solo se anexa la información y los formatos correspondientes al Área I (PEMEX-Refinación), ya que por una parte mi participación se limitó al análisis del área señalada y por otra parte, con el fin de reducir el tiempo y el espacio necesarios para su elaboración y revisión.

**NODO # 1:**

Tanque esférico TE-202, de almacenamiento de butano-butileno / butano refinado.

**DESCRIPCIÓN:**

El tanque esférico TE-202, de almacenamiento butano-butileno / butano refinado, recibe su producto de las Plantas Catalíticas número 1, Catalítica número 2 y de MTBE, a través de la línea de succión y recibo de 20" de diámetro, ubicada en la parte inferior del tanque. Esta línea posteriormente se divide en dos líneas de 12" de diámetro que se conectan al tanque esférico por medio de las válvulas Vickers 202 A y B. Las válvulas Vickers son operadas por medio de la línea de 1" del sistema hidráulico, a través de la cual se suministra a las válvulas una corriente de aceite a una presión de 650 psig. El sistema hidráulico tiene la función de cerrar automáticamente las válvulas Vickers al cortar el suministro de aceite, de modo que el tanque quede aislado por completo en caso de emergencia.

El tanque esférico TE-202, cuenta con dos válvulas de relevo de presión de 8" X 10" de diámetro, que relevan directamente a la atmósfera. Cuenta con una línea igualadora de presión de 2" de diámetro cuya función es regular en forma manual la presión dentro del tanque. Cuenta con dos detectores de gas localizados en el fondo y en el domo del tanque, con dos medidores de nivel electrónicos independientes ubicados en el fondo y en domo del tanque, con dos termómetros independientes ubicados en el fondo y en domo del tanque, con un sistema de alarmas por alto y bajo nivel, con un sistema de alarma por alta presión, con dos manómetros independientes ubicados en el fondo y en el domo del tanque y con un medidor de presión electrónico localizado en la parte inferior del tanque conectado a su vez al medidor de nivel inferior.

El tanque TE-202, cuenta además con un sistema de enfriamiento en caso de emergencia, formado por tres anillos rociadores de agua y dos regaderas de forma cónica, ubicados alrededor del tanque y en el domo respectivamente, con los cuales se baña la totalidad de la superficie del tanque y sus accesorios.

**CONDICIONES DE OPERACIÓN Y DISEÑO:**

PRESIÓN DE OPERACIÓN: 9 - 12 kg/cm<sup>2</sup>

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 5 – 20 °C

NIVEL MÁXIMO DE OPERACIÓN: 80 %

NIVEL MÍNIMO DE OPERACIÓN: 20 %

PRESIÓN DE DISEÑO: 225 psig.

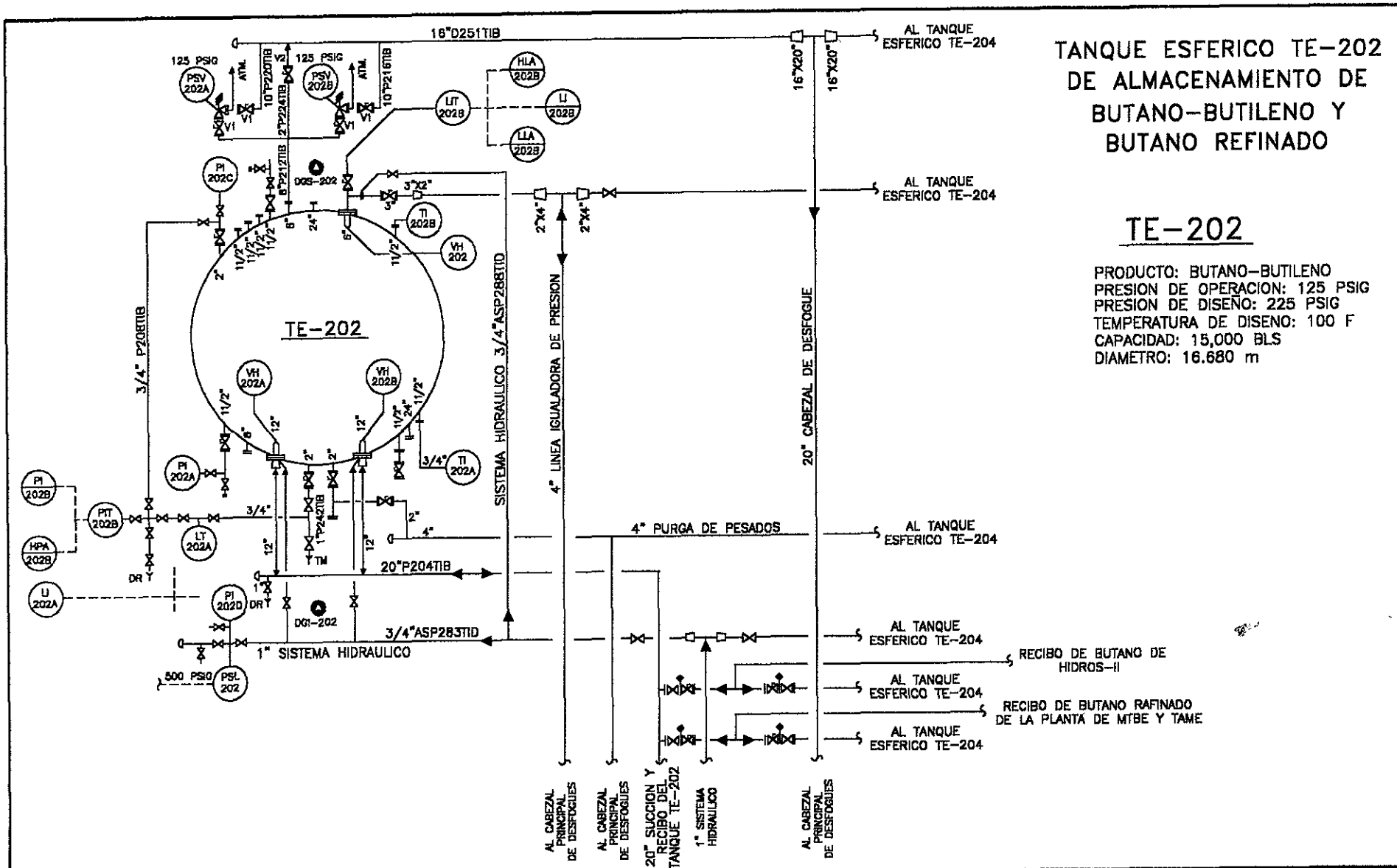
TEMPERATURA DE DISEÑO: 100°F (38°C)

DIÁMETRO: 16.68 m

CAPACIDAD AL 100 %: 15,000 Barriles.

MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN: A-515-70






# TANQUE ESFERICO TE-202 DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO Y BUTANO REFINADO

## TE-202


PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO  
 PRESION DE OPERACION: 125 PSIG  
 PRESION DE DISEÑO: 225 PSIG  
 TEMPERATURA DE DISEÑO: 100 F  
 CAPACIDAD: 15,000 BLS  
 DIAMETRO: 16.680 m

REV.	DESCRIPCION:	DIBUJO	REMSO	APROBO	FECHA
0	PARA INFORMACION				

<b>PEMEX REFINACION</b>		
*ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO*		
TULA DE ALLENDE HIDALGO.		
ACOT.	ESCALA:	FECHA: 7 DE DICIEMBRE DE 1988

UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO F.Q. FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	 DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION DEL TANQUE ESFERICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO Y BUTANO REFINADO
DIAGRAMA No.	
REV: 0	

**TABLA 4.5 MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUILENO TE-202.**

 UNAM-Facultad de Química	<b>COMPAÑÍA:</b> REFINERÍA MIGUEL HIDALGO			<b>ÁREA/PROCESO:</b> ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.			
	<b>NODO:</b> TANQUE ESFÉRICO TE-202 DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.						
	<b>PRODUCTO:</b> BUTANO-BUTILENO.			<b>FECHA:</b> 18/09/98			
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. TE-202.</b>							
DESVIACIÓN PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ADEMÁS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
<b>PRESIÓN</b>		MÁS PRESIÓN	MENOS PRESIÓN				
<b>TEMPERATURA</b>		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
<b>NIVEL</b>		MÁS NIVEL	MENOS NIVEL				
<b>ESTRUCTURA</b> (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN)			MENOS ESTRUCTURA				
<b>RELEVO DE                  PRESIÓN</b>	NO RELEVO			FLUJO BIFÁSICO			
<b>INSTRUMENTACIÓN</b>	FALLA DE INSTRUMENTOS			CONFIABILIDAD			



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

DESVIACIÓN: MÁS PRESIÓN.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. INCREMENTO DE LA TEMPERATURA OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, POR RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	1.1 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B. 1.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA. 1.2 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 INDICADORES DE TEMPERATURA DEL TANQUE ESFÉRICO TI-202A Y TI-202B. 1.2. ALARMA POR ALTA PRESIÓN HPA-202B. 1.3. VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B. 1.4. LÍNEA IGUALADORA DE PRESIÓN. 1.5 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (ANILLOS Y REGADERAS DEL SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS).	1	5	5	B	1.1 LLEVAR UN REGISTRO DE TEMPERATURAS Y PRESIONES CADA 2 HORAS (ESTADÍSTICA DE OPERACIÓN). 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE ALARMAS. 1.3 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO. 1.4 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE SEGURIDAD PARA LA APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO, DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO (FLEJES DE SEGURIDAD).
2 SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y B. 2.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 ALARMA POR ALTO NIVEL HLA-202B. 2.2 ALARMA POR ALTA PRESIÓN HPA-202B.	1	3	3	A	2.1 CONSIDERAR LA INSTALACIÓN DE UNA VÁLVULA DE EXCESO DE FLUJO AUTOMÁTICA INTEGRADA CON UN BYPASS, DE ACUERDO A LAS NORMAS NFPA 58-2.3.2 2.2 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

DESVIACIÓN: MENOS PRESIÓN.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 FUGA EN ALGUNA O VARIAS DE LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LINEAS. 1.2 DETECTORES DE GAS DGI-202 Y DGS-202.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTTO. PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LINEAS. 1.2 CALIBRAR DE MANERA CORRECTA LOS DETECTORES DE GAS DE ACUERDO A LA NORMA NFPA (ACTIVARSE AL 25 % DEL LÍMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD).
2 VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B CALIBRADAS POR DEBAJO DE LA PRESIÓN NORMAL DE OPERACIÓN.	2.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B.	1	3	3	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO. 2.2 ACTUALIZAR LOS REGISTROS DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO. 2.3 IDENTIFICAR PLENAMENTE LAS CARACTERÍSTICAS DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO (NFPA 58).



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: MENOS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
3 APERTURA DE LA VÁLVULA DE PASO V2 DE LA LÍNEA DE PURGA DE 2" EN EL DOMO DEL TANQUE ESFÉRICO.	3.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 3.2 CAVITACIÓN DE LA BOMBA DE LA DESCARGA DEL TANQUE ESFÉRICO.	3.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE LA DESCARGA DEL TANQUE ESFÉRICO POR BAJA PRESIÓN.	2	1	2	A	3.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 LLEVAR UN REGISTRO DE TEMPERATURAS Y PRESIONES CADA 2 HORAS (ESTADÍSTICA DE OPERACIÓN).
4. ENFRIAMIENTO EXTERNO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE.	4.1 NINGUNA.	4.1 NINGUNA	3	1	3	A	4.1 NINGUNA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: MÁS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. SUMINISTRO DE LA CORRIENTE DE BUTANO-BUTILENO O BUTANO REFINADO A MAYOR TEMPERATURA	1.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B. 1.3 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.4 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B. 1.2 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (ANILLOS Y REGADERAS DEL SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS).	1	3	3	A	1.1 INSTALAR UN MEDIDOR DE TEMPERATURA EN LAS LÍNEAS DE RECIBO DE BUTANO BUTILENO Y EN LA LINEA DE RECIBO DE BUTANO REFINADO.
2. CALENTAMIENTO EXTERNO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	2.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.2 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202 A Y PSV-202B. 2.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA. 2.4 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 INDICADORES DE TEMPERATURA DEL TANQUE ESFÉRICO TI-202A Y TI-202B. 2.2. ALARMA POR ALTA PRESIÓN. 2.3. VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B. 2.4. LÍNEA IGUALADORA DE PRESIÓN (2"-D256-T1B). 2.5 SISTEMA DE ENFRIAMIENTO (ANILLOS Y REGADERAS DEL SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS). 2.6 DETECTORES DE FUEGO.	1	5	5	B	2.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE (OSHA 29 CFR 1910.119 h 1). 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO. (NFPA 58). 2.3 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE ALARMAS. 2.4 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

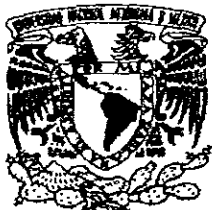
NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: MENOS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 ENFRIAMIENTO DEL TANQUE ESFÉRICO DEBIDO A FUGAS EN LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO (EXPANSIÓN ADIABÁTICA)	1.1 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 1.2 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 DETECTORES DE GAS DGS-202 Y DGI-202.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO.
2 VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B CALIBRADAS POR DEBAJO DE LA PRESIÓN NORMAL DE OPERACIÓN (EXPANSIÓN ADIABÁTICA).	2.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.	1	3	3	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.
3 ENFRIAMIENTO EXTERNO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE.	3.1 NINGUNA.	3.1 NINGUNA.	3	1	3	A	3.1 NINGUNA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

DESVIACIÓN: MÁS NIVEL (SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO).

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 FALLA DEL INDICADOR DE NIVEL.	1.1 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B. 1.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTTO. Y CALIBRACIÓN DE INSTRUMENTOS. 1.2 INDICADOR DE NIVEL POR DUPLICADO (LI-202A Y LI-202B).	3	1	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO Y CALIBRACIÓN DE INSTRUMENTOS.
2 FLUJO DE ENTRADA MAYOR PROVENIENTE DE LA PLANTA DE MTBE O DE LAS PLANTAS FCC-I Y FCC-II.	2.1 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B 2.1 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 ALARMA POR ALTO NIVEL HLA-202B. 2.2 ALARMA POR ALTA PRESIÓN HPA-202B.	1	3	3	A	2.1 CONSIDERAR LA INSTALACIÓN DE UNA VÁLVULA DE EXCESO DE FLUJO PARA CERRAR AUTOMÁTICA-MENTE (CON SU BYPASS), DE ACUERDO A LA NFPA 58. 2.1.CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN.





UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

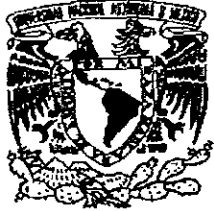
NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: MENOS NIVEL.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 FALLA DEL INDICADOR DE NIVEL.	1.1 PARO DE EMERGENCIA 1.2 RETRASOS EN LA PRODUCCIÓN Y EN LA ENTREGA DE PRODUCTOS.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTTO. Y CALIBRACIÓN DE INSTRUMENTOS. 1.2 PROCEDIMIENTO DE PURGA DEL INDICADOR DE NIVEL.	3	1	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO Y CALIBRACIÓN DE INSTRUMENTOS.
2 FUGA EN ALGUNA O VARIAS DE LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.3 DETECTORES DE GAS DGS-202 Y DGI.202.	2	3	6	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO.
3 VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B CALIBRADAS POR DEBAJO DE LA PRESIÓN NORMAL DE OPERACIÓN.	3.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.	1	3	3	A	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.
4 ERROR DE OPERACIÓN, RETRASO DEL CIERRE DE LAS VÁLVULAS DE PASO DEL TANQUE ESFÉRICO, DURANTE LA DESCARGA.	4.1 PARO DE EMERGENCIA. 4.2 RETRASO EN LA PRODUCCIÓN Y ENTREGA DE PRODUCTOS	4.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA LA DESCARGA DEL TANQUE ESFÉRICO.	4	1	4	B	4.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA LA DESCARGA DEL TANQUE ESFÉRICO.



LNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: MENOS ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN).**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 CORROSIÓN DE LAS LÍNEAS Y LOS ACCESORIOS DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 GENERACIÓN DE FUGAS. 1.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 REGISTRO DE ESPESORES Y CALCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LÍNEAS Y EQUIPOS. 1.3 PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO (CON EL MÍNIMO DE IMPUREZAS Y COMPUESTOS CORROSIVOS). 1.4 DETECTORES DE GAS DGI-202 Y DGS-202.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 CUMPLIR CON EL REGISTRO DE ESPESORES Y EL CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LÍNEAS Y EQUIPOS. 1.3 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO.
2 PAR GALVÁNICO OCASIONADO POR EL CONTACTO DE MATERIALES CON DIFERENTE POTENCIAL DE OXIDACIÓN.	2.1 GENERACIÓN DE FUGAS MENORES 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 NORMATIVIDAD DE PEMEX RELATIVA A LOS ESTÁNDARES APLICADOS EN EL USO DE MATERIALES. 2.2 DETECTORES DE GAS DGI-202 Y DGS-202.	2	3	6	B	2.1 APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DE LOS MATERIALES Y CUMPLIR CON LOS ESTANDARES DE CONSTRUCCIÓN.
3 FALLA DE LA SOLDADURA.	3.1 GENERACIÓN DE FUGAS MENORES. 3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO. 3.2 DETECTORES DE GAS DGI-202 Y DGS-202.	2	3	6	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS Y DEL TANQUE ESFÉRICO.



UNAM-Facultad de Química

COMPañÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

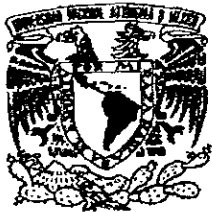
NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: NO RELEVO DE PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VÁLVULAS DE BLOQUEO V1 DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO CERRADAS.	1.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA 1.4 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 VALVULAS DE BLOQUEO V1 DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO ASEGURADAS EN ABIERTO CON FLEJES DE ACERO INOXIDABLE.	1	5	5	B	1.1 VERIFICAR EL USO DE LOS FLEJES DE SEGURIDAD EN TODAS LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.  1.2 APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ADMINISTRACIÓN DE CAMBIOS MAYORES Y MENORES.
2. VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B CALIBRADAS A UNA PRESIÓN MAYOR A LA PRESIÓN DE DISEÑO.	2.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA. 2.4 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.	1	5	5	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.  2.2 CONECTAR LAS VÁLVULAS DE RELEVO AL CABEZAL DE DESFOGUES PARA EVITAR LA DESCARGA A LA ATMÓSFERA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: NO RELEVO DE PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
3 FALLA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN PSV-202A Y PSV-202B.	3.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 3.2 GENERACIÓN DE FUGAS POR LAS CONEXIONES DEL TANQUE ESFÉRICO. 3.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA. 3.4 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO. 3.2 VALVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN POR DUPLICADO.	1	5	5	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: PARTE DEL RELEVO DE PRESIÓN (FLUJO BIFÁSICO).**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
I. SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA IGUALADORA DE PRESIÓN POR LA ENTRADA DE UNA MEZCLA DE LÍQUIDO Y VAPOR. 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA IGUALADORA DE PRESIÓN. 1.3 DERRAME DEL PRODUCTO POR LAS VÁLVULAS DE RELEVO. 1.4 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 ALARMA POR ALTO NIVEL HLA-202B. 1.2 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA EL LLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO.	1	3	3	A	1.1 CONECTAR LAS VÁLVULAS DE RELEVO AL CABEZAL DE DESFOGUES PARA EVITAR LA DESCARGA A LA ATMÓSFERA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: FALLA DE INSTRUMENTOS.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. INSTRUMENTOS DE MALA CALIDAD O FALTA DE MANTENIMIENTO.	1.1 SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE INSTRUMENTOS.	1	3	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE INSTRUMENTOS.
	1.2 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.2 INDICADORES DE NIVEL Y TEMPERATURA POR DUPLICADO E INDICADORES DE PRESIÓN POR TRIPLICADO.					
	1.3 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B						
	1.4 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.						
2. FALLA DE LA ENERGÍA ELÉCTRICA.	2.1 PARO DE EMERGENCIA.	2.1 RESPALDO POR MEDIO DE BATERÍAS.	2	1	2	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO DEL SISTEMA ELÉCTRICO.
		2.2 PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO DEL SISTEMA ELÉCTRICO.					



I NAM-Facultad de Química

COMPañÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

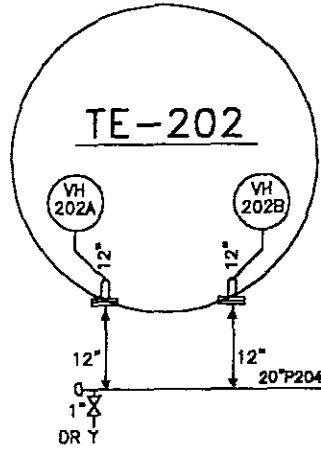
NODO: TANQUE ESFÉRICO TE-202, DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO-BUTILENO/BUTANO REFINADO.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 18/09/98

**DESVIACIÓN: PARTE DE LOS INSTRUMENTOS (CONFIABILIDAD).**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 INSTRUMENTOS DE MALA CALIDAD O FALTA DE MANTENIMIENTO.	1.1 PARO DE EMERGENCIA (FALSA ALARMA). 1.2 SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.4 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO PSV-202A Y PSV-202B. 1.5 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE INSTRUMENTOS. 1.2 INDICADORES DE NIVEL Y TEMPERATURA POR DUPLICADO E INDICADORES DE PRESIÓN POR TRIPLICADO.	1	3	3	A	1.1 ANALIZAR LA AUTOMATIZACIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO MEDIANTE LA INSTALACIÓN DE CONTROLADORES DE PRESIÓN Y TEMPERATURA. 1.2 COLOCAR SISTEMAS DE ALARMAS POR DUPLICADO.

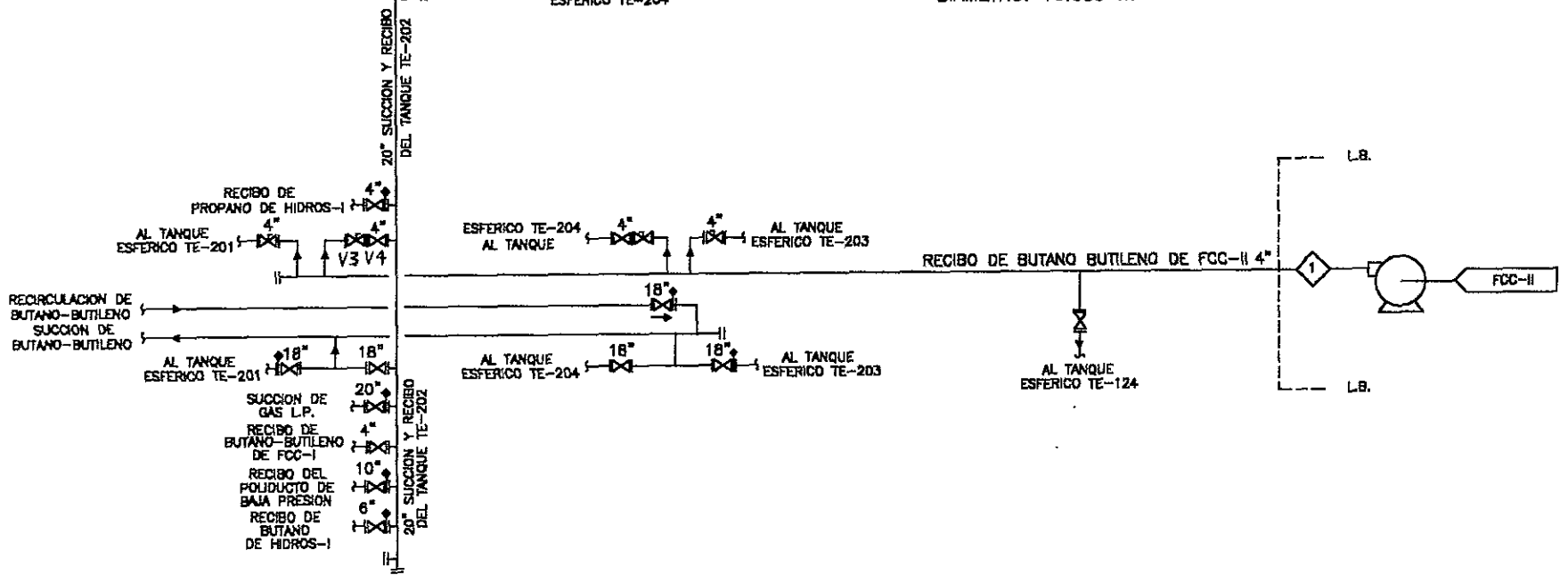


LINEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO  
DE LA PLANTA CATALITICA FCC-II,  
AL TANQUE ESFERICO TE-202

TE-202

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO  
PRESION DE OPERACION: 125 PSIG  
PRESION DE DISEÑO: 225 PSIG  
TEMPERATURA DE DISEÑO: 100 F  
CAPACIDAD: 15,000 BLS  
DIAMETRO: 16.680 m

CORRIENTE	1
FLUJO VOLUMETRICO	9108.75 GPH
PRESION	21 Kg/cm <sup>2</sup>
TEMPERATURA	20 °C




REV.	DESCRIPCION:	DIBUJO	REVISO	APROBO	FECHA
0	PARA INFORMACION				

<b>PEMEX REFINACION</b>		
*ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO* TULA DE ALLENDE HIDALGO.		
ACOT.	ESC.	FECHA: 7 DE DICIEMBRE DE 1988

<b>UNAM</b> F.O.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	
DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION DE LA LINEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO DE FCC-II, AL TANQUE ESFERICO TE-202.		
ESCALA:	<b>DIAGRAMA No.</b>	REV: 0



**TABLA 4.6 MATRIZ DE DESVIACIONES PARA LA LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA, FCC-II.**

 UNAM-Facultad de Química	<b>COMPAÑÍA:</b> REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.			<b>ÁREA/PROCESO:</b> ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.			
	<b>NODO:</b> LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.						
	<b>PRODUCTO:</b> BUTANO-BUTILENO.			<b>FECHA:</b> 04/11/98			
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA LA LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA, FCC-II.</b>							
DESVIACIÓN PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ADEMÁS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
FLUJO	NO FLUJO	MÁS FLUJO	MENOS FLUJO				
PRESIÓN		MÁS PRESIÓN	MENOS PRESIÓN				
TEMPERATURA		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN)			MENOS ESTRUCTURA				

55



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: NO FLUJO.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VÁLVULAS DE BLOQUEO V3 Y V4 DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO CERRADAS.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.
2 FALLA DEL SISTEMA HIDRÁULICO, CIERRE DE LAS VÁLVULAS VICKERS VH-202A Y VH-202B DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 2.3 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	1	2	2	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.
3 RUPTURA TOTAL DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO	3.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO 3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS.	1	3	3	A	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS
4 FALLAS EN EL SUMINISTRO DE BUTANO BUTILENO FUERA DEL LÍMITE DE BATERÍA.	4.1 NINGUNA.	4.1 NINGUNA.	1	1	1	A	4.1 NINGUNA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MÁS FLUJO.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. RECIBO SIMULTANEO DE LAS PLANTAS FCC-I Y FCC-II (ERROR DE OPERACIÓN)	1.1 SOBRELLENADO DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN 1.2 ALARMA POR ALTO NIVEL. 1.3 ALARMA POR ALTA PRESIÓN.	1	2	2	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 MEJORAR LOS SISTEMAS DE COMUNICACIÓN ENTRE EL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. Y LAS DIFERENTES PLANTAS DE LA REFINERÍA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MENOS FLUJO.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. FALLAS EN EL SUMINISTRO DE BUTANO-BUTILENO FUERA DEL LÍMITE DE BATERÍA	1.1 RETRASOS EN LA PRODUCCIÓN Y EN LA ENTREGA DE PRODUCTOS.	1.1 NINGUNA.	3	1	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE EQUIPOS EN LA PLANTA FCC-II.
2. RUPTURA PARCIAL DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO BUTILENO.	2.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 2.2 DETECTORES DE GAS.	1	3	3	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.
3. VALVULAS DE BLOQUEO V3 Y V4 DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO PARCIALMENTE CERRADAS.	3.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA.	3.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

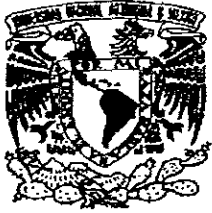
NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MÁS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. VÁLVULAS DE BLOQUEO V3 Y V4 DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO CERRADAS.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.
2. VÁLVULAS DE BLOQUEO V3 Y V4 DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO PARCIALMENTE CERRADAS.	2.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA.	2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.
3. FALLA DEL SISTEMA HIDRÁULICO, CIERRE DE LAS VÁLVULAS VICKERS VH-202A Y VH-202B DEL TANQUE ESFÉRICO	3.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA.	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 3.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	1	2	2	A	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 3.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO DE LA PLANTA FCC-II POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MENOS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 FALLAS EN EL SUMINISTRO DE BUTANO-BUTILENO FUERA DEL LÍMITE DE BATERÍA.	1.1 RETRASOS EN LA PRODUCCIÓN Y EN LA ENTREGA DE PRODUCTOS	1.1 NINGUNA.	3	1	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE EQUIPOS EN LA PLANTA FCC-II.
2. RUPTURA PARCIAL DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO.	2.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 2.2 DETECTORES DE GAS.	1	3	3	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MÁS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. CALENTAMIENTO EXTERNO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 DETECTORES DE FUEGO. 1.2 SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS.	1	3	3	A	1.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.
2 CALENTAMIENTO DE LA LÍNEA SUMADO A LA FALTA DE FLUJO (TRABAJOS DE SOLDADURA, MANTENIMIENTO, ETC.)	2.1 EVAPORACIÓN SÚBITA DEL PRODUCTO. 2.2 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA. 2.3 RUPTURA DE LA LÍNEA. 2.4 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROCEDIMIENTO PARA LA SOLICITUD DE TRABAJOS POTENCIALMENTE PELIGROSOS.	1	3	3	A	2.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.  2.2 APLICAR UN PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN PARA LA ENTREGA Y RECIBO DE TURNO A CARGO DEL PERSONAL DE LA PLANTA (INSPECCIÓN VISUAL).



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

DESVIACIÓN: MENOS TEMPERATURA.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA DEBIDO A FUGAS DE GRAN MAGNITUD (EXPANSIÓN ADIABÁTICA).	1.1 FRAGILIZACIÓN DE LA LÍNEA. 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.





UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA FCC II, AL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 04/11/98

**DESVIACIÓN: MENOS ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN).**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. CORROSIÓN DE LA LÍNEA DE RECIBO DE BUTANO-BUTILENO.	1.1 GENERACIÓN DE FUGAS. 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 1.2 REGISTRO DE LOS ESPESORES Y CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS. 1.3 PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO (CON EL MÍNIMO DE IMPUREZAS Y COMPUESTOS CORROSIVOS). 1.4 DETECTORES DE GAS.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 1.2 CUMPLIR CON EL REGISTRO DE ESPESORES Y EL CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS. 1.3 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO
2. PAR GALVÁNICO OCASIONADO POR EL CONTACTO DE MATERIALES CON DIFERENTE POTENCIAL DE OXIDACIÓN	2.1 GENERACIÓN DE FUGAS. 2.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 NORMATIVIDAD DE PEMEX RELATIVA A LOS ESTÁNDARES APLICADOS EN EL USO DE MATERIALES. 2.2 DETECTORES DE GAS	2	3	6	B	2.1 APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DE LOS MATERIALES Y CUMPLIR CON LOS ESTANDARES DE COSNTRUCCIÓN.
3. FALLA DE LA SOLDADURA.	3.1 GENERACIÓN DE FUGAS. 3.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 3.2 DETECTORES DE GAS.	2	3	6	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS.

**NODO # 3:**

Línea de succión de butano-butileno del tanque esférico TE-202.

**DESCRIPCIÓN:**

La línea de succión de butano-butileno del tanque esférico TE-202, tiene como finalidad el envío del producto almacenado dentro de los tanques TE-201, TE-202, TE-203 y TE-204 al área de ventas o a la planta de MTBE, por medio de la bomba BA-14. La línea de succión de butano-butileno del tanque TE-202, es operada manualmente y carece de sistemas de control o indicadores con excepción del sistema de paro automático por alta o baja presión a la succión y descarga de la bomba respectivamente.

**CONDICIONES DE OPERACIÓN:**

PRESIÓN A LA SUCCIÓN DE LA BOMBA: 8 kg/cm<sup>2</sup>

PRESIÓN A LA DESCARGA DE LA BOMBA: 16 kg/cm<sup>2</sup>

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: 20 °C.

FLUJO VOLUMÉTRICO: 1,300 gpm.

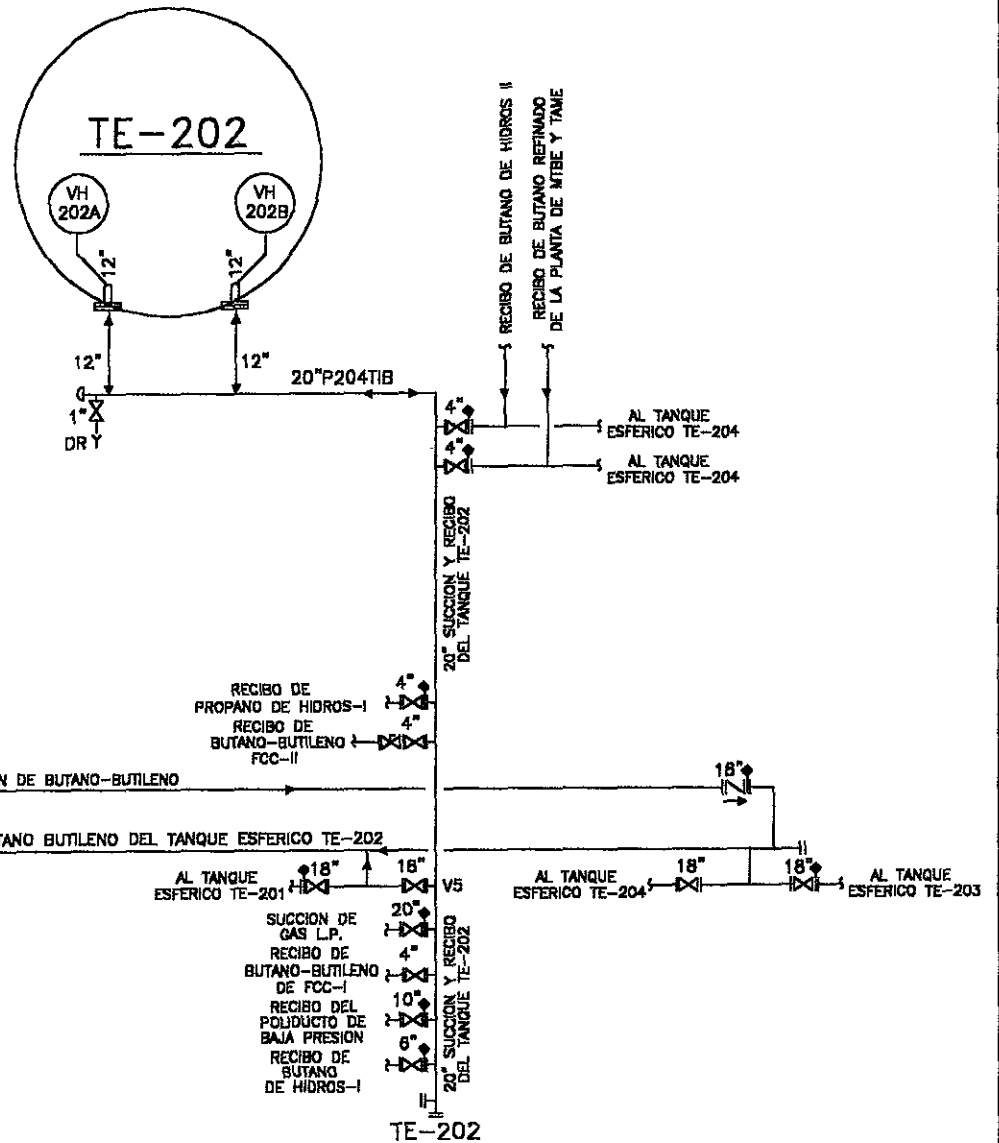
FLUJO MÁSSICO: 172,700 kg/h.

# LINEA DE SUCCION DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFERICO TE-202

## TE-202

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO  
 PRESION DE OPERACION: 125 PSIG  
 PRESION DE DISEÑO: 225 PSIG  
 TEMPERATURA DE DISEÑO: 100°F  
 CAPACIDAD: 15,000 BLS  
 DIAMETRO: 16.680 m

CORRIENTE	1
FLUJO VOLUMETRICO	1313 GPM
PRESION	16 Kg/cm <sup>2</sup>
TEMPERATURA	20 °C



65

REV.	DESCRIPCION:	DIBUJO	REVISO	APROBO	FECHA
0	PARA INFORMACION				

**PEMEX REFINACION**

\*ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO\*  
 TULA DE ALLENDE HIDALGO.


ACOT. ESC. FECHA: 7 DE ENERO DE 1990

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

DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION DE LA LINEA DE SUCCION DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFERICO TE-202.

ESCALA: **DIAGRAMA No.** REV: 0

**TABLA 4.6 MATRIZ DE DESVIACIONES PARA LA LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.**

 UNAM-Facultad de Química	<b>COMPAÑÍA:</b> REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.			<b>ÁREA/PROCESO:</b> ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.			
	<b>NODO:</b> LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.						
	<b>PRODUCTO:</b> BUTANO-BUTILENO.			<b>FECHA:</b> 16/10/98			
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA LA LÍNEA DE CARGA DE BUTANO-BUTILENO DE LA PLANTA CATALÍTICA, FCC-II.</b>							
DESVIACIÓN PARÁMETRO	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ADEMÁS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
FLUJO	NO FLUJO	MÁS FLUJO	MENOS FLUJO				
PRESIÓN		MÁS PRESIÓN	MENOS PRESIÓN				
TEMPERATURA		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN)			MENOS ESTRUCTURA				



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: NO FLUJO.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. VÁLVULAS DE BLOQUEO V5 Y V6 DE LA LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO CERRADAS.	1.1 CABITACIÓN DE LA BOMA 1.2 DAÑOS A LA BOMBA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.	2	2	4	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DEL SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.
2. FALLA DEL SISTEMA HIDRÁULICO, CIERRE DE LAS VÁLVULAS VICKERS VH-202A Y VH-202B DEL TANQUE ESFÉRICO.	2.1 CABITACIÓN DE LA BOMA 2.2 DAÑOS A LA BOMBA.	2.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 2.3 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.	1	2	2	A	2.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DEL SISTEMA HIDRÁULICO. 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DEL SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.
3 VÁLVULA DE BLOQUEO V7 DE LA DESCARGA DE LA BOMBA O V8 DEL LÍMITE DE BATERÍA DE LA PLANTA DE MTBE CERRADA.	3.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA. 3.2 DAÑOS A LA BOMBA	3.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 3.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DEL SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: NO FLUJO.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
4. RUPTURA TOTAL DE LA LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO.	4.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 4.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	4.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS	1	3	3	A	4.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: MÁS FLUJO.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
I. RECIBO DE PRODUCTO Y DESCARGA DEL TANQUE ESFÉRICO A LA VEZ (ERROR DE OPERACIÓN).	I.1 DAÑOS A LA BOMBA.	I.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN.	2	2	4	B	I.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MENOS FLUJO.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VALVULAS DE BLOQUEO V5 Y V6 DE LA LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO PARCIALMENTE CERRADAS	1.1 CABITACIÓN DE LA BOMA. 1.2 DAÑOS A LA BOMBA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.	2	2	4	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.
2 VÁLVULA DE BLOQUEO V7 DE LA DESCARGA DE LA BOMBA O V8 DEL LÍMITE DE BATERÍA DE LA PLANTA DE MTBE PARCIALMENTE CERRADA.	2.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA 2.2 DAÑOS A LA BOMBA.	2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.	2	2	4	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR BAJA PRESIÓN A LA SUCCIÓN.





COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

UNAM-Facultad de Química

**DESVIACIÓN: MÁS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VÁLVULA DE BLOQUEO V7 DE LA DESCARGA DE LA BOMBA O V8 DEL LÍMITE DE BATERÍA DE LA PLANTA DE MTBE CERRADA.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA. 1.2 DAÑOS A LA BOMBA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 1.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DEL SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.
2 VALVULA DE PASO V7 DE LA DESCARGA DE LA BOMBA O V8 DEL LÍMITE DE BATERÍA DE LA PLANTA DE MTBE PARCIALMENTE CERRADA	2.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA. 2.2 DAÑOS A LA BOMBA.	2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO DE LA BOMBA DE SUMINISTRO A LA PLANTA DE MTBE POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.	2	2	4	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN. 2.2 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DEL SISTEMA DE PARO AUTOMÁTICO POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.



UNAM-Facultad de Química

COMPañÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MENOS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 RUPTURA PARCIAL DE LA LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO.	1.1 PÉRDIDA DE PRODUCTO. 1.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS. 1.2 DETECTORES DE GAS.	1	3	3	A	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MÁS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 CALENTAMIENTO EXTERNO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	1.1 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 DETECTORES DE FUEGO 1.2 SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS.	1	3	3	A	1.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.
2 CALENTAMIENTO DE LA LÍNEA SUMADO A LA FALTA DE FLUJO (TRABAJOS DE SOLDADURA, MANTENIMIENTO, ETC ).	2.1 EVAPORACIÓN SÚBITA DEL PRODUCTO. 2.2 SOBREPRESIÓN DE LA LÍNEA. 2.3 RUPTURA DE LA LÍNEA. 2.4 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROCEDIMIENTO PARA LA SOLICITUD DE TRABAJOS POTENCIALMENTE PELIGROSOS.	1	3	3	A	2.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.  2.2 APLICAR UN PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN PARA LA ENTREGA Y RECIBO DE TURNO A CARGO DEL PERSONAL DE LA PLANTA (INSPECCIÓN VISUAL).



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: MENOS TEMPERATURA.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA DEBIDO A FUGAS DE GRAN MAGNITUD (EXPANSIÓN ADIABÁTICA).	1.1 FRAGILIZACIÓN DE LA LÍNEA. 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: LÍNEA DE SUCCIÓN DE BUTANO-BUTILENO DEL TANQUE ESFÉRICO TE-202.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MENOS ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN).**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 CORROSIÓN DE LA LÍNEA.	1.1 GENERACIÓN DE FUGAS.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.
	1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA	1.2 REGISTRO DE LOS ESPESORES Y CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS.					1.2 CUMPLIR CON EL REGISTRO DE ESPESORES Y EL CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS.
	1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.3 PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO (CON EL MÍNIMO DE IMPUREZAS Y COMPUESTOS CORROSIVOS).					1.3 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO.
2 PAR GALVÁNICO OCASIONADO POR EL CONTACTO DE MATERIALES CON DIFERENTE POTENCIAL DE OXIDACIÓN	2.1 GENERACIÓN DE FUGAS.	2.1 NORMATIVIDAD DE PEMEX RELATIVA A LOS ESTÁNDARES APLICADOS EN EL USO DE MATERIALES.	2	3	6	B	2.1 APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DE LOS MATERIALES Y CUMPLIR CON LOS ESTANDARES DE COSNTRUCCIÓN.
	2.2 RUPTURA DE LA LÍNEA.	2.2 DETECTORES DE GAS.					
	2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA						
3. FALLA DE LA SOLDADURA	3.1 GENERACIÓN DE FUGAS.	3.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LÍNEAS.	2	3	6	B	3.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS.
	3.2 RUPTURA DE LA LÍNEA.	3.2 DETECTORES DE GAS.					
	3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.						

**NODO # 4:**

Cabezal Principal de Desfogues del Área de Almacenamiento de Gas L.P.

**DESCRIPCIÓN:**

El cabezal principal de desfogues del Área de Almacenamiento de Gas L.P., está formado por dos secciones y tiene como finalidad recibir y conducir los desfogues provenientes del Área de Almacenamiento de gas L.P., al tanque recuperador de condensados o hidrocarburos en fase líquida TH-900.

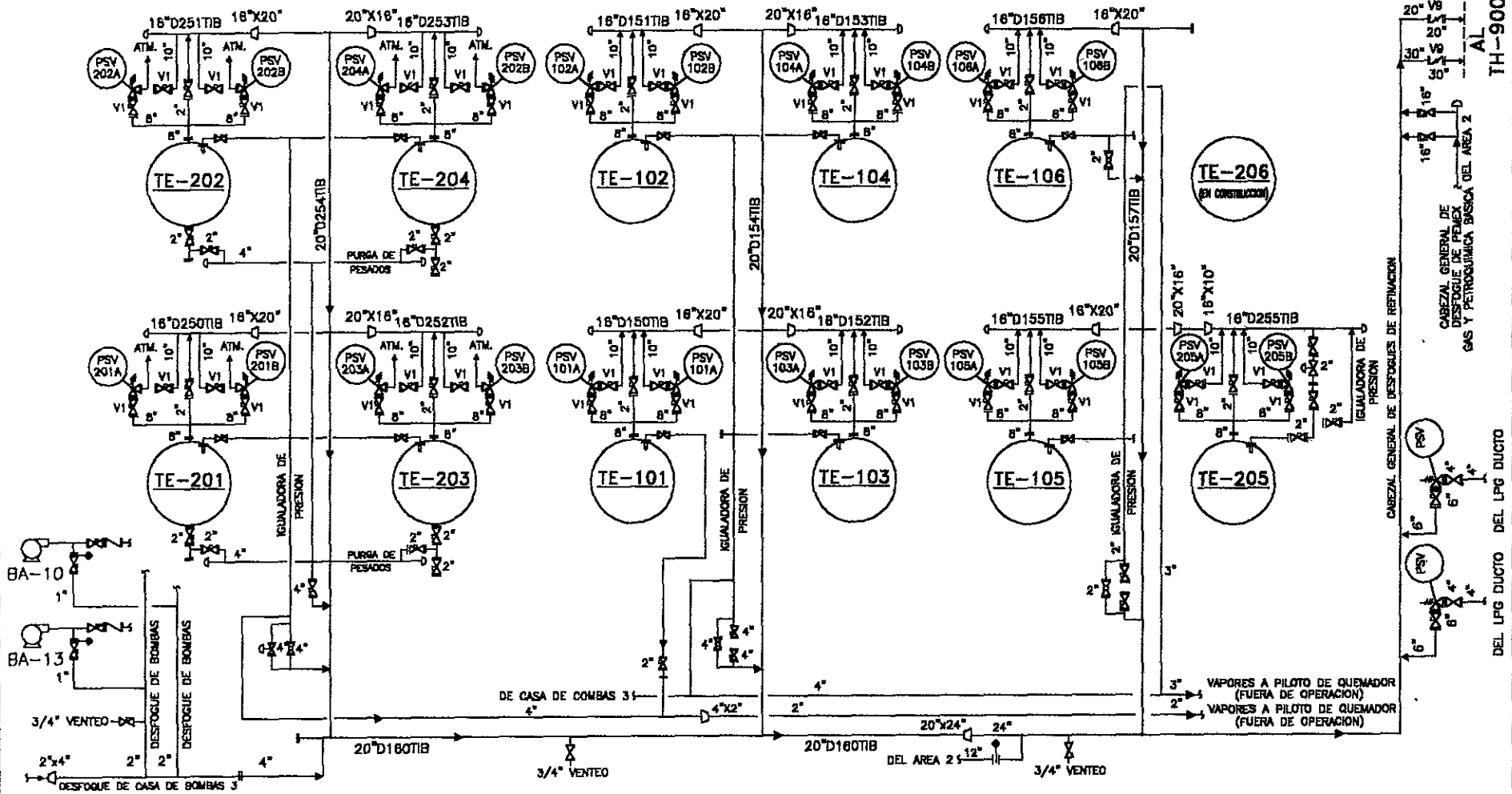
En la primera sección del cabezal cuyo diámetro es de 20", se reciben los desfogues provenientes de las válvulas de relevo y de las líneas igualadoras de presión de los tanques de almacenamiento del Area I, y los desfogues provenientes de Casa de bombas # 3. En la segunda sección del cabezal, cuyo diámetro es de 30", se reciben los desfogues provenientes del Cabezal General de Desfogues del Área II y los desfogues provenientes de las válvulas de relevo del poliducto de alta presión proveniente de Cactus Chiapas.

Se debe señalar que la mayor parte del cabezal se localiza al nivel del suelo y presenta además numerosos cambios de dirección que facilitan la acumulación de condensados.

**CONDICIONES DE OPERACIÓN:**

TEMPERATURA DE OPERACIÓN: hasta -45° C.

# CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.



77

REV.	DESCRIPCION:	DEBUNO	REVISO	APROBO	FECHA
0	PARA INFORMACION				

<b>PEMEX REFINACION</b>		
*ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P. DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO* TULA DE ALLENDE HIDALGO.		
ACOT.	ESG.	FECHA: 7 DE DICIEMBRE DE 1985


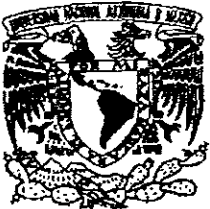
UNAM P.Q.	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA CONJ. E. LAB. 212	 <b>DIAGRAMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL AREA I (PEMEX REFINACION)</b>
<b>DIAGRAMA No.</b>		
		REV: 0

TABLA 4.8 MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.

 UNAM-Facultad de Química	COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO			ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.			
	NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.						
	PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.			FECHA: 18/09/98			
<b>MATRIZ DE DESVIACIONES PARA EL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.</b>							
DESVIACIÓN \	NO	MÁS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TAMBIÉN COMO (ADEMÁS DE)	OTRO QUE (EN VEZ DE)
PARÁMETRO /							
<b>FLUJO</b>	NO FLUJO		MENOS FLUJO			PRESENCIA DE LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA	
<b>PRESIÓN</b>		MÁS PRESIÓN	MENOS PRESIÓN				
<b>TEMPERATURA</b>		MÁS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
<b>ESTRUCTURA (MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN)</b>			MENOS ESTRUCTURA				





UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: NO FLUJO.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VÁLVULAS DE BLOQUEO V1 DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO CERRADAS.	1.1 SOBREPRESIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO. 1.2 EXPLOSIÓN DEL TANQUE ESFÉRICO.	1.1 VALVULAS DE BLOQUEO V1 DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO ASEGURADAS EN ABIERTO CON FLEJES DE ACERO INOXIDABLE.	1	5	5	B	1.1 VERIFICAR EL USO DE LOS FLEJES DE SEGURIDAD EN TODAS LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.
2 VÁLVULAS DE BLOQUEO V9 DEL TANQUE DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS TH-900 CERRADAS.	2.1 SOBREPRESIÓN DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES 2.2 RUPTURA DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES. 2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	2.1 PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN DE LÍNEAS (LISTA DE COMPROBACIÓN). 2.2 PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PROGRAMADO.	2	3	6	B	2.1 ACTUALIZAR Y APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN DE LÍNEAS.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: MENOS FLUJO.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 VALVULAS DE PURGA Y DE VENTÉO DEL CABEZAL DE DESFOGUES ABIERTAS	1.1 CONTAMINACIÓN DEL MEDIO AMBIENTE.	1.1 PROCEDIMIENTO DE PURGA Y DE VENTÉO DEL CABEZAL DE DESFOGUES DURANTE LAS OPERACIONES DE MANTENIMIENTO	1	2	2	A	1.1 SEGUIR EL PROCEDIMIENTO DE PURGA Y DE VENTÉO DEL CABEZAL DE DESFOGUES DURANTE LAS OPERACIONES DE MANTENIMIENTO.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MÁS PRESIÓN.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. INCREMENTO DE LA TEMPERATURA OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, POR RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	1.1 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROCEDIMIENTO PARA LA SOLICITUD DE TRABAJOS POTENCIALMENTE PELIGROSOS. 1.2 SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS.	1	3	3	A	1.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.
2 VÁLVULAS DE BLOQUEO V9 DEL TANQUE TH-900 CERRADAS PARCIAL O TOTALMENTE.	2.1 RUPTURA DE LA LÍNEA. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	2.1 PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN DE LÍNEAS (LISTA DE COMPROBACIÓN). 2.2 PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PROGRAMADO.	2	3	6	B	2.1 ACTUALIZAR Y APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN DE LÍNEAS.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

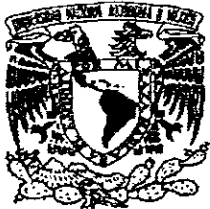
NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: MENOS PRESIÓN.

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE	1.1 CONGELAMIENTO EXTERNO	1.1 NINGUNA	3	1	3	A	1.2 AISLAR LA TUBERÍA PARA EVITAR SU CONGELAMIENTO.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MÁS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 INCREMENTO DE LA TEMPERATURA OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, POR RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.	1.1 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	1.1 PROCEDIMIENTO PARA LA SOLICITUD DE TRABAJOS POTENCIALMENTE PELIGROSOS. 1.2 SISTEMA DE AGUA CONTRA INCENDIOS.	1	3	3	A	1.1 ACTUALIZAR Y VERIFICAR EL CUMPLIMIENTO DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRABAJO SEGURO O TRABAJOS EN CALIENTE.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MENOS TEMPERATURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA OCASIONADO POR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO O VAPOR PROVENIENTE DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO O DE LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS, YA QUE LA TEMPERATURA DE RELEVO PUEDE ALCANZAR HASTA -45° C.	1.1 FRAGILIZACIÓN DE LA LÍNEA. 1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA. 1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	1.1 NINGUNA.	2	3	6	B	1.1 REVISAR LA ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES DEL CABEZAL DE DESFOGUES YA QUE LOS MATERIALES ACTUALES (ACERO AL CARBÓN), NO SON LOS ADECUADOS PARA TRABAJAR A BAJAS TEMPERATURAS DE ACUERDO CON LAS NORMAS 58 Y 59 DE LA NFPA.
2 ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE.	2.1 CONGELAMIENTO EXTERNO.	2.1 NINGUNA.	3	1	3	A	2.1 AISLAR LA TUBERÍA PARA EVITAR SU CONGELAMIENTO.



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

**DESVIACIÓN: MENOS ESTRUCTURA.**

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1 CORROSIÓN DE LA LÍNEA O FALLA DE LA SOLDADURA.	1.1 GENERACIÓN DE FUGAS.	1.1 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS. 1.2 REGISTRO DE LOS ESPESORES Y CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS. 1.3 DETECTORES DE GAS.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS. 1.2 CUMPLIR CON EL REGISTRO DE ESPESORES Y EL CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS.
	1.2 RUPTURA DE LA LÍNEA.						
	1.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.						
2. PAR GALVÁNICO OCASIONADO POR EL CONTACTO DE MATERIALES CON DIFERENTE POTENCIAL DE OXIDACIÓN.	2.1 GENERACIÓN DE FUGAS.	2.1 NORMATIVIDAD DE PEMEX RELATIVA A LOS ESTÁNDARES APLICADOS EN EL USO DE MATERIALES. 2.2 DETECTORES DE GAS.	2	3	6	B	2.1 APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DE LOS MATERIALES Y CUMPLIR CON LOS ESTÁNDARES DE CONSTRUCCIÓN.
	2.2 RUPTURA DE LA LÍNEA						
	2.3 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.						
3 FRAGILIZACIÓN POR CONGELAMIENTO OCASIONADO POR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO O VAPOR PROVENIENTE DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO O DE LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS, YA QUE LA TEMPERATURA DE RELEVO PUEDE ALCANZAR HASTA -45° C.	3.1 RUPTURA DE LA LÍNEA.	3.1 NINGUNA.	2	3	6	B	3.1 REVISAR LA ESPECIFICACIÓN DE MATERIALES DEL CABEZAL DE DESFOGUES YA QUE LOS MATERIALES ACTUALES (ACERO AL CARBÓN), NO SON LOS ADECUADOS PARA TRABAJAR A BAJAS TEMPERATURAS DE ACUERDO CON LAS NORMAS 58 Y 59 DE LA NFPA.
	3.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.						



UNAM-Facultad de Química

COMPAÑÍA: REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

ÁREA/PROCESO: ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

NODO: CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES DEL ÁREA DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.

PRODUCTO: BUTANO-BUTILENO.

FECHA: 16/10/98

DESVIACIÓN: PRESENCIA DE LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA (ADEMÁS DE).

CAUSAS	CONSECUENCIAS:	SALVAGUARDAS	F	G	R	CLASE	RECOMENDACIÓN
1. EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO ACUMULADO DENTRO DE LA TUBERÍA.	1.1 RUPTURA DE LA LÍNEA POR EL EXCESO DE PRESIÓN. 1.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.	1.1 PROCEDIMIENTO DE PURGA DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.	2	3	6	B	1.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE PURGA DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.
2. EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA PROVENIENTE DE: A) LINEA DE DESFOGUE DE CASA DE BOMBAS. B) VÁLVULAS DE RELEVO DEL LPG-DUCTO. C) LINEAS DE PURGA DE PESADOS DE LOS TANQUES ESFÉRICOS TE-201, TE-202, TE-203 Y TE-204.	2.1 RUPTURA DE LA LÍNEA POR EL EXCESO DE PRESIÓN. 2.2 FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA	2.1 PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA EL ARRANQUE Y PURGA DE LAS BOMBAS. 2.2 LINEA DE DESFOGUE DE CASA DE BOMBAS CLAUSURADA 2.3 PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE LAS LÍNEAS DE PEMEX GAS Y PETROQUÍMICA BÁSICA, PARA EVITAR LA APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DEL LPG-DUCTO.	2	3	6	B	2.1 CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA EL ARRANQUE Y PURGA DE LAS BOMBAS. 2.2 INSTALAR UN TANQUE SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y CONECTAR LA LÍNEA DE DESFOGUE DE CASA DE BOMBAS Y LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS A DICHO TANQUE, PARA EVITAR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO AL CABEZAL DE DESFOGUES. 2.3 INSTALAR UN TANQUE SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y CONECTAR LA DESCARGA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DEL LPG-DUCTO A DICHO TANQUE PARA EVITAR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO AL CABEZAL DE DESFOGUES.



**4.3 REPORTE DE LA INSPECCIÓN DEL ÁREA I (PEMEX-refinación).****Condiciones inseguras.**

- a) Se observó la presencia de herramientas y objetos diversos tales como pernos, mangueras, cables eléctricos, pedazos y rollos de alambre, llaves de válvulas y tramos de tuberías, en lugares inapropiados como lo son:
- **Sobre las líneas de proceso y debajo de las mismas.**
  - **En todos los domos de las esferas y debajo de las mismas.**
  - **En los pasillos de los tres cabezales de distribución.**
- b) Se observó la falta de reflectores para iluminación en los tres cabezales de distribución, lo cual representa un riesgo durante las operaciones nocturnas debido a la poca iluminación que se tiene en estos lugares, lo que puede provocar accidentes tales como caídas del personal y lesiones graves, además de la apertura y cierre equivocado de válvulas.
- c) Se observó la falta de mantenimiento externo en el 80 % de las líneas de servicios y de proceso de los tres cabezales de distribución, lo cual puede generar problemas de corrosión y reducir la vida útil de las mismas, y en el peor de los casos provocar una ruptura.
- d) Se observó que el 50 % de las líneas de proceso y de servicios se encuentran mal identificadas o carecen de identificación, lo cual puede provocar la apertura o cierre equivocado de diferentes válvulas.
- e) Se observó que el 50 % de las válvulas de corte de las líneas de desfogue carecen de los flejes de seguridad utilizada para impedir el cierre de tales válvulas durante la operación de los tanques esféricos.

f) Se observó la falta de detectores de gas en los siguientes puntos:

- **Domo del tanque esférico TE-201.**
- **Cabezal de distribución No. 3.**
- **Muro sur del dique de contención de los tanques esféricos TE-105, TE-106, TE-205 y TE-206.**

g) Se observó que el 30 % de los volantes de todas las válvulas mayores de 6" se encuentran en malas condiciones (corroídos ó incompletos), lo cual podría dificultar el cierre o la apertura rápida de tales válvulas en caso de emergencia.

h) Se observó la falta de tapones de seguridad en el 20 % de las válvulas de drenaje y venteo en las diferentes líneas de proceso.

i) Se observó una vibración excesiva de la línea de Succión de Butano Refinado en el tramo ubicado en el cabezal de distribución No. 1, debido a la falta de un soporte adecuado. Se debe señalar que tales vibraciones pueden generar la ruptura de la línea mencionada y provocar un derrame de gran importancia.

j) Se observó una fuga de gas de gran magnitud en la válvula de bloqueo de la línea de Succión de Gas L.P. del tanque esférico TE-203, y la formación de un charco de 3 m<sup>2</sup> de superficie generado por la misma fuga.

k) Se detectaron varias fugas de gas en algunas de las válvulas de paso de las diferentes líneas de proceso debido a la falta de mantenimiento de las mismas, lo que puede generar un incendio o explosión.

l) Se observó que el monitor HM-8 del sistema de agua contra incendios correspondiente a los tanques esféricos TE-101, TE-102, TE-103 y TE-104 se encuentra fuera de operación y por lo tanto, en caso de incendio no podría ser utilizado reduciendo la eficacia del sistema.

- m) Se detectó la formación de dos depósitos de gas en estado líquido, localizados en la parte inferior de los tanques esféricos TE-201 y TE-204, con una superficie de 1 m<sup>2</sup>, generados durante las operaciones de purga de la línea de Succión y Recibo de los tanques mencionados, debido a la mala ubicación de la descarga de la línea de purga.
- n) Se observó la presencia de cables eléctricos fuera de sus tuberías en los domos y en la parte inferior de los tanques esféricos TE-201, TE-202, TE-101, TE-102, TE-103 y TE-104, lo cual puede generar chispas y provocar incendios.
- o) Se observó que la gran mayoría de los tanques de almacenamiento, todavía cuentan con los indicadores de nivel originales, a pesar de que fueron retirados de operación desde hace más de 10 años.
- p) Se observó la ineficacia de varios de los detectores de gas, al no detectar la presencia de fugas importantes a tan solo 2 metros de distancia y con la dirección del viento en un sentido favorable.
- q) Se observó que varios de los instrumentos de campo, tales como manómetros, termómetros e indicadores de nivel, se encuentran dañados y fuera de operación.
- r) Se observó que las válvulas de relevo de presión de los tanques esféricos TE-201, TE-202, TE-203 Y TE-204, no están conectadas al cabezal principal de desfogue y por la tanto en caso de emergencia relevarían directamente a la atmósfera.

#### **Actos inseguros.**

- a) Se observó el uso de palancas inadecuadas en la apertura y cierre de diferentes válvulas, lo cual puede generar esfuerzos excesivos sobre las líneas y provocar la ruptura de las mismas, generando importantes derrames (válvulas degolladas).

## **CAPÍTULO V**

### **ANÁLISIS DE RESULTADOS Y CONCLUSIONES.**

#### **5.1 ANÁLISIS DE RESULTADOS.**

Como se mencionó en el Capítulo 4, durante el Análisis HAZOP solo se analizaron siete diferentes nodos, ya que tanto los tanques de almacenamiento como las líneas de proceso sin analizar, difieren de los equipos y líneas de los nodos analizados en el tipo de producto que manejan, en el número de válvulas de bloqueo y en el diámetro de las tuberías.

Una vez analizados los nodos, se procedió a elaborar una lista con los riesgos identificados y las recomendaciones de mayor importancia. Esta lista se presenta en la tabla 5.1 y se puede apreciar que dentro de la misma, los riesgos y recomendaciones se generalizan para los equipos y líneas sin analizar.

Finalmente, se puede apreciar que la gran mayoría de las recomendaciones se refieren al cumplimiento de los programas de inspección y mantenimiento de los equipos, y al cumplimiento de los procedimientos de operación, de modo que solo dos de las recomendaciones hacen referencia a cambios en la configuración de los equipos y líneas de proceso:

- 1. Instalación de tanques separadores de líquido para evitar la entrada de gas en estado líquido al cabezal principal de desfogues, proveniente de las líneas de purga de los tanques TE-201, 202, 203 y 204, de las válvulas de relevo del poliducto de alta presión y de la línea de desfogues de la Casa de Bombas # 3.**
  
- 2. Conectar las válvulas de relevo de presión de los tanques TE-201, 202, 203 y 204 al cabezal principal de desfogues para evitar la descarga a la atmósfera y la formación de una nube de gas inflamable y explosiva.**

**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones.

<b>1</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>1</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<b>CAUSA:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• FUGAS EN ALGUNA O VARIAS DE LAS CONEXIONES DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> </ul>						
<b>RECOMENDACIONES:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO. PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LAS LÍNEAS Y DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> <li>• CALIBRAR DE MANERA CORRECTA LOS DETECTORES DE GAS DE ACUERDO A LA NORMA NFPA 59 (DEBERÁN ACTIVARSE CON UNA CONCENTRACIÓN IGUAL AL 25 % DEL LÍMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD).</li> </ul>						

<b>2</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>2, 3</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<b>CAUSA:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• ENFRIAMIENTO DE LAS LÍNEAS DE RECIBO Y DE SUCCIÓN DEBIDO A FUGAS DE GRAN MAGNITUD (EXPANSIÓN ADIABÁTICA).</li> </ul>						
<b>RECOMENDACIONES:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LÍNEAS.</li> </ul>						

<b>3</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>1, 2, 3, 4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<b>CAUSA:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• CORROSIÓN DE LAS DIFERENTES LÍNEAS DE LA PLANTA Y DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> </ul>						
<b>RECOMENDACIONES:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LAS LÍNEAS Y DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> <li>• CUMPLIR CON EL REGISTRO DE ESPESORES Y EL CÁLCULO DE LA VIDA ÚTIL DE LAS LÍNEAS Y DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DEL PRODUCTO, PARA EVITAR LA PRESENCIA DE COMPUESTOS CORROSIVOS.</li> </ul>						

**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

<b>4</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>1, 2, 3, 4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• PAR GALVÁNICO OCASIONADO POR EL CONTACTO DE MATERIALES CON DIFERENTE POTENCIAL DE OXIDACIÓN.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ASEGURAMIENTO DE CALIDAD DE LOS MATERIALES Y CUMPLIR CON LOS ESTANDARES DE CONSTRUCCIÓN.</li> </ul>						

<b>5</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>1, 2, 3, 4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• FALLA DE LA SOLDADURA.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO PREVENTIVO, PREDICTIVO Y CORRECTIVO DE LAS LÍNEAS Y DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> </ul>						

<b>6</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• VÁLVULAS DE BLOQUEO AL TANQUE DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS TH-900 PARCIAL O TOTALMENTE CERRADAS.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• ACTUALIZAR Y APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE INSPECCIÓN DE LÍNEAS (check-list).</li> </ul>						

<b>7</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO ACUMULADO DENTRO DE LA TUBERÍA.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE PURGA DEL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.</li> </ul>						

**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

<b>8</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA PROVENIENTE DE LA LÍNEA DE DESFOGUE DE CASA DE BOMBAS.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA EL ARRANQUE Y PURGA DE LAS BOMBAS.</li> <li>INSTALAR UN TANQUE SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y CONECTAR LA LÍNEA DE DESFOGUE DE CASA DE BOMBAS A DICHO TANQUE PARA EVITAR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO AL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.</li> </ul>						

<b>9</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA PROVENIENTE DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN DEL POLIDUCTO DE ALTA PRESIÓN.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>INSTALAR UN TANQUE SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y CONECTAR LAS VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN DEL POLIDUCTO DE ALTA PRESIÓN A DICHO TANQUE PARA EVITAR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO AL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.</li> </ul>						

<b>10</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>4</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>6</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>EVAPORACIÓN SÚBITA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO DENTRO DE LA TUBERÍA PROVENIENTE DE LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS DE LOS TANQUES ESFÉRICOS TE-201, 202, 203 Y 204.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>INSTALAR UN TANQUE SEPARADOR DE LÍQUIDOS Y CONECTAR LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS DE LOS TANQUES ESFÉRICOS TE-201, 202, 203 Y 204 A DICHO TANQUE PARA EVITAR LA ENTRADA DE GAS EN ESTADO LÍQUIDO AL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES.</li> </ul>						

Tabla 5.1 Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

11	NÚMERO DE NODO:	4	NIVEL DE RIESGO:	6	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>ENFRIAMIENTO DE LA LÍNEA OCASIONADO POR LA ENTRADA DE GAS EN FASE LÍQUIDA O VAPOR PROCEDENTE DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO O DE LAS LÍNEAS DE PURGA DE PESADOS (FRAGILIZACIÓN DE LA LÍNEA).</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>REVISAR LA ESPECIFICACIÓN DE LOS MATERIALES DEL CABEZAL DE DESFOGUES YA QUE LOS MATERIALES ACTUALES (ACERO AL CARBÓN), NO SON LOS ADECUADOS PARA TRABAJAR A BAJAS TEMPERATURAS DE ACUERDO CON LAS NORMAS 58 Y 59 DE LA NFPA.</li> </ul>						

12	NÚMERO DE NODO:	1	NIVEL DE RIESGO:	5	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>INCREMENTO DE LA TEMPERATURA DEL TANQUE ESFÉRICO OCASIONADO POR EL MEDIO AMBIENTE, POR RADIACIÓN TÉRMICA O FUEGO DIRECTO.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>LLEVAR UN REGISTRO DE TEMPERATURAS Y PRESIONES DE LOS TANQUES ESFÉRICOS CADA 2 HORAS (ESTADÍSTICA DE OPERACIÓN).</li> <li>CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN Y MANTENIMIENTO DE ALARMAS.</li> <li>CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.</li> <li>CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE SEGURIDAD PARA LA APERTURA DE LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO (FLEJES DE SEGURIDAD).</li> </ul>						

13	NÚMERO DE NODO:	1, 4	NIVEL DE RIESGO:	5	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO CERRADAS.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>VERIFICAR EL USO DE LOS FLEJES DE SEGURIDAD EN TODAS LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.</li> <li>APLICAR EL PROCEDIMIENTO DE ADMINISTRACIÓN DE CAMBIOS MAYORES Y MENORES.</li> </ul>						



**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

14	NÚMERO DE NODO:	1	NIVEL DE RIESGO:	5	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN CALIBRADAS A UNA PRESIÓN MAYOR A LA PRESIÓN DE DISEÑO.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.</li> <li>• CONECTAR LAS VÁLVULAS DE RELEVO AL CABEZAL PRINCIPAL DE DESFOGUES PARA EVITAR LA DESCARGA A LA ATMÓSFERA Y LA FORMACIÓN DE UNA NUBE DE GAS INFLAMABLE Y EXPLOSIVA.</li> </ul>						
15	NÚMERO DE NODO:	1	NIVEL DE RIESGO:	5	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• FALLA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO DE PRESIÓN.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE INSPECCIÓN, MANTENIMIENTO, CALIBRACIÓN Y PRUEBA DE LAS VÁLVULAS DE RELEVO.</li> </ul>						
16	NÚMERO DE NODO:	1	NIVEL DE RIESGO:	4	CLASE:	B
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• ERROR DE OPERACIÓN, RETRASO DEL CIERRE DE LAS VÁLVULAS DE BLOQUEO DEL TANQUE ESFÉRICO DURANTE LA DESCARGA DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN PARA LA DESCARGA DE LOS TANQUES ESFÉRICOS.</li> </ul>						

**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

<b>17</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>2</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>4</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• VÁLVULAS DE BLOQUEO DE LAS LÍNEAS DE RECIBO CERRADAS PARCIAL O TOTALMENTE.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.</li> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LAS BOMBAS DE SUMINISTRO DE LAS DIFERENTES PLANTAS DE LA REFINERÍA POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.</li> </ul>						

<b>18</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>3</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>4</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• VÁLVULAS DE PASO DE LAS LÍNEAS DE SUCCIÓN CERRADAS PARCIAL O TOTALMENTE.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.</li> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LAS BOMBAS DE SUMINISTRO DE LAS DIFERENTES PLANTAS DE LA REFINERÍA POR BAJA PRESIÓN EN LA SUCCIÓN.</li> </ul>						

<b>19</b>	<b>NÚMERO DE NODO:</b>	<b>3</b>	<b>NIVEL DE RIESGO:</b>	<b>4</b>	<b>CLASE:</b>	<b>B</b>
<p><b>CAUSA:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• VÁLVULAS DE LA DESCARGA DE LAS BOMBAS DE SUMINISTRO, DEL LÍMITE DE BATERÍA O DEL ÁREA DE VENTAS CERRADAS.</li> </ul>						
<p><b>RECOMENDACIONES:</b></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• CUMPLIR CON LOS PROCEDIMIENTOS DE OPERACIÓN.</li> <li>• CUMPLIR CON EL PROGRAMA DE MANTENIMIENTO DE LOS SISTEMAS DE PARO AUTOMÁTICO DE LAS BOMBAS DE SUMINISTRO DE LAS DIFERENTES PLANTAS DE LA REFINERÍA POR ALTA PRESIÓN A LA DESCARGA.</li> </ul>						

**Tabla 5.1** Lista de riesgos y recomendaciones (continuación).

20	NÚMERO DE NODO:	3	NIVEL DE RIESGO:	4	CLASE:	B
<b>CAUSA:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>RECIBO DE PRODUCTO Y DESCARGA DE LOS TANQUES ESFÉRICOS A LA VEZ (ERROR DE OPERACIÓN).</li> </ul>						
<b>RECOMENDACIONES:</b>						
<ul style="list-style-type: none"> <li>CUMPLIR CON EL PROCEDIMIENTO DE OPERACIÓN.</li> </ul>						

**5.2 CONCLUSIONES.**

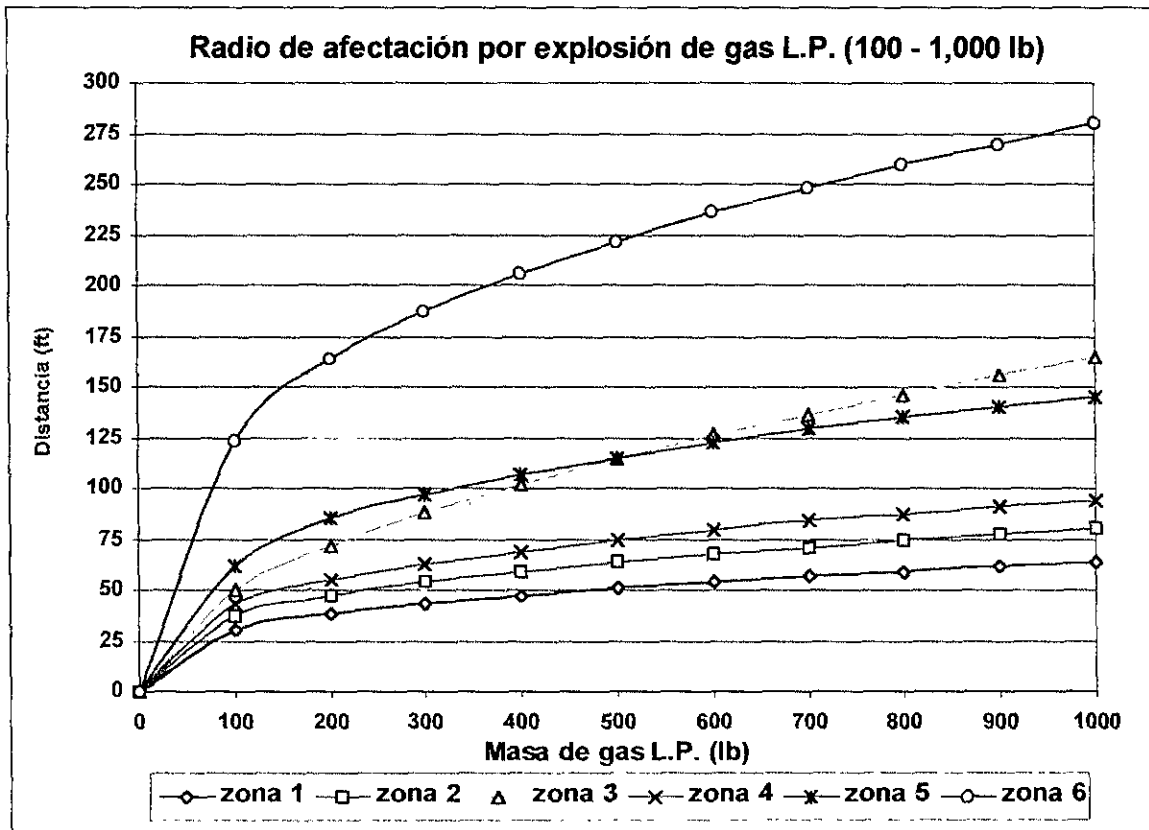
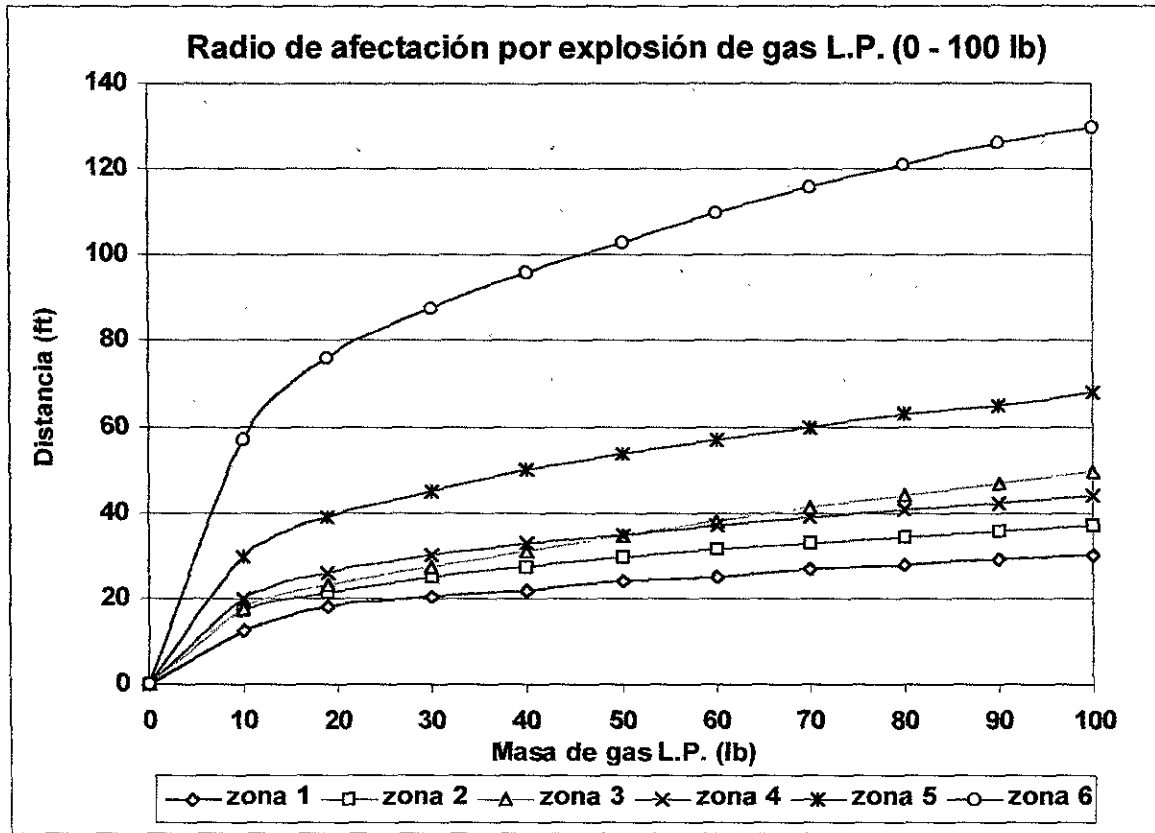
El Área de Almacenamiento de Gas L.P. de la Refinería Miguel Hidalgo, cuenta con los equipos de seguridad y los sistemas de control necesarios, para evitar o combatir de manera eficaz y salvo por algunas excepciones, todo tipo de accidentes. Sin embargo, la falta de programación de los trabajos de mantenimiento y la aplicación en forma incompleta e inoportuna de los procedimientos de operación y de seguridad, reducen de manera importante su efectividad. Este problema se ve reflejado claramente dentro del Capítulo 4, en los formatos del análisis HAZOP y en el reporte de la inspección realizada por el equipo de trabajo de la Facultad, en el área de almacenamiento.

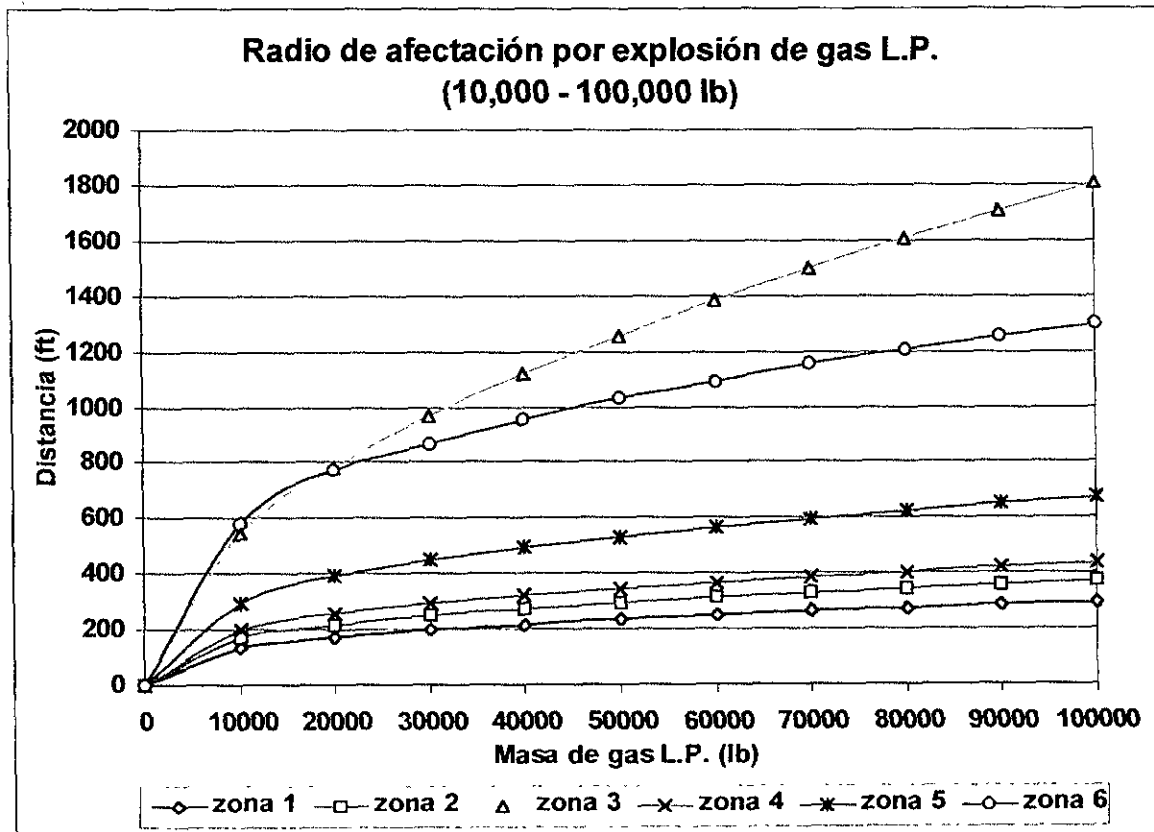
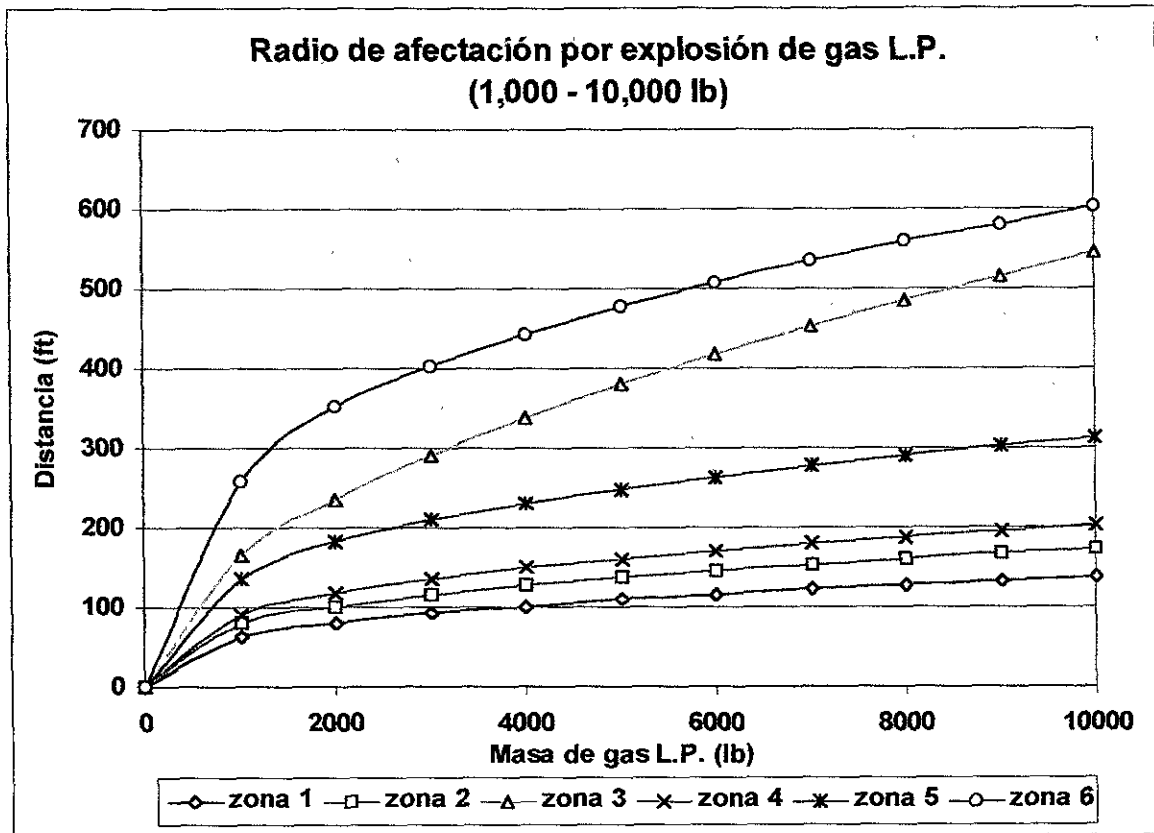
En los formatos del análisis HAZOP se aprecia que la gran mayoría de las recomendaciones, hacen referencia al cumplimiento de los programas de inspección y mantenimiento de los diferentes equipos, y al cumplimiento de los procedimientos de operación. Por otra parte, el reporte de la inspección del área de almacenamiento, señala que se detectaron un total de 22 actos y condiciones inseguras, lo que demuestra que se debe de hacer un mayor énfasis en el cumplimiento de las normas de seguridad.

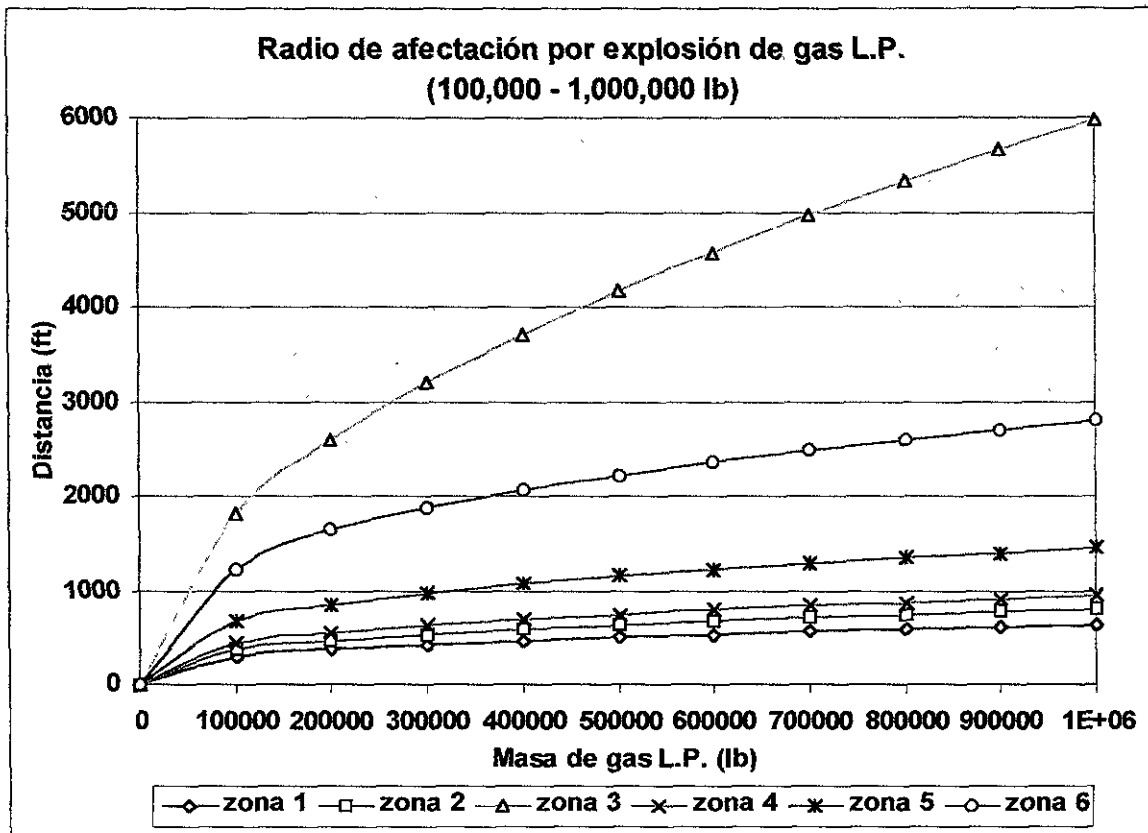
Tomando en cuenta que ya se trabaja para eliminar los actos y las condiciones inseguras mencionadas, la seguridad del área está garantizada casi por completo, pues en ninguno de los casos los niveles de los riesgos identificados rebasan el valor de seis. Por esta razón, el área de almacenamiento puede seguir operando de manera segura, sin embargo se

Tabla VII.A. Daños estimados para diferentes niveles de sobrepresión por una explosión.<sup>(10, 11)</sup>

SOBREPRESIÓN (PSIG)	TIPO DE DAÑOS
0.03 - 0.04	Ruptura ocasional de grandes cristales sometidos a tensión.
0.04 - 0.1	Ruptura de pequeños cristales sometidos a tensión.
0.1 - 0.3	10% de los cristales de casas y edificios rotos.
0.2 - 0.5	Daños menores a los techos de las casas.
0.3 - 1.0	Daños menores a casas y edificios. Ventanas y marcos dañados. Cristales rotos.
1.0 - 2.0	Fallo de paneles y mamparas de madera o materiales similares. Casas de madera parcialmente demolidas (inhabitables).
2.0 - 3.0	Paredes de concreto dañadas. Paredes y techos de casas parcialmente derribados. Umbral de ruptura de los tímpanos en las personas (1%).
3.0 - 5.0	Estructuras de acero derribadas o dañadas. Torres de enfriamiento derribadas o demolidas.
5.0 - 7.0	Destrucción casi completa de las casas. Postes de madera o concreto derribados. Calentadores a fuego directo derribados o destruidos.
7.0 - 8.0	Columnas y torres separadoras derribadas. Paredes de ladrillo de 8 a 12 pulgadas de espesor demolidas.
8.0 - 9.0	Tanques de almacenamiento dañados, recipientes a presión derribados o demolidos.
9.0 - 10.0	Vagones de carga, reactores, transformadores eléctricos, cambiadores de calor, filtros y equipos similares derribados o demolidos.
10.0 - 15.5	Destrucción total de casas y edificios.







\* Ver el ejemplo de la página 104.

**Nota:** Las gráficas anteriores fueron elaboradas con el uso del programa Automated Resorce for Chemical Hazards Incident Evaluation (ARCHIE), tomando como base la propiedades y características del gas propano, y condiciones ambientales estándar (1 atm. y 20 °C). Los modelos utilizados fueron los siguientes:

- A) FIREBALL RADIATION HAZARDS (efectos de la onda de calor).
- B) VAPOR CLOUD EXPLOSION HAZARDS (efectos de la onda expansiva).

## Ejemplo del uso de las gráficas del Radio de Afectación por Explosión de Gas L.P.

## Datos:

- Explosión del tanque esférico de almacenamiento TE-102.
- Masa de gas almacenado al 33 % de su volumen total = 893,000 lb

## Resultados:

De acuerdo con la gráfica de la página 103, la explosión de la masa de gas señalada provocaría los siguientes daños:

Zona	Radio de Afectación	Daños Ocasionados	Sobrepresión
1	600 ft	Dstrucción total de casas y edificios. Vagones de carga, reactores, transformadores eléctricos, cambiadores de calor, filtros y equipos similares derribados o demolidos. Tanques de almacenamiento dañados. Recipientes a presión derribados o demolidos. Columnas y torres separadoras derribadas. Paredes de ladrillo de 8 a 12 pulgadas de espesor demolidas.	10.0 lb
2	750 ft	Radio máximo de la bola de fuego. 100 % de bajas en la población ocasionadas por la bola de fuego o la onda de calor.	----
3	5,600 ft	Radio de seguridad. Distancia necesaria desde el centro de la explosión para evitar daños a las personas por la onda de calor.	----
4	900 ft	Dstrucción casi completa de las casas. Postes de madera o concreto derribados. Calentadores a fuego directo derribados o destruidos. Estructuras de acero derribadas o dañadas. Torres de enfriamiento derribadas o demolidas.	5.0 lb
5	1,400 ft	Paredes de concreto dañadas. Paredes y techos de casas parcialmente derribados. Umbral de ruptura de los tímpanos en las personas (uno por ciento de la población expuesta).	2.5 lb
6	2,650 ft	Fallo de paneles y mamparas de madera o materiales similares. Casas de madera parcialmente demolidas (inhabitables). Daños menores a casas y edificios. Ventanas y marcos dañados. Cristales rotos.	1.0 lb



## MSDS - PROPANO

<b>I. Datos Generales de la Sustancia Química.</b>			
Nombre comercial: Gas L.P.		Nombre químico: Propano	
Peso molecular: 44.09 g/mol		Familia química: Alcanos.	
Sinónimos: Gas licuado del petróleo, gas carburante.		Fórmula química: C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	
<b>II. Identificación de componentes.</b>			
Componentes: propano butano	% mol 98 2	No. de CAS: propano 74-98-6	No. de Naciones Unidas: UN 1978
Concentración máxima permisible: 2.1 % en el aire.	IPVS ppm: 1,000	Cancerígenos o taretogénicos: No de acuerdo al instructivo 10 de la STPS.	
Niveles de riesgo			
Para la salud: 0 Material normal.	Inflamabilidad: 3 Inflamable.	Reactividad: 0 Material estable.	Otros: Ninguno.
<b>III. Propiedades fisicoquímicas.</b>			
Densidad relativa del vapor (aire = 1): 1.52		Punto de ebullición: -42 °C	
Densidad relativa del líquido (agua = 1): 0.51		Solubilidad en el agua: Muy poco soluble	
Velocidad de evaporación (butil acetato = 1): Gas a condiciones normales.		Por ciento de volatilidad: Gas a condiciones normales.	
Olor y apariencia: Gas a condiciones normales, vapor y líquido incoloros, contiene odorizantes (mercaptanos).			
<b>IV. Riesgos de fuego o explosión.</b>			
Límite de inflamabilidad inferior: 2.15 % vol.		Límite de inflamabilidad superior: 9.60 % vol.	
Temperatura de autoignición: 468 °C		Punto de inflamación: -104 °C	
Medios de extinción: Niebla de agua, polvo químico seco, CO <sub>2</sub>		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.			
<b>V. Datos de reactividad.</b>			
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.	

<b>VI. Riesgos para la salud.</b>			
<b>Tipo de exposición:</b>	<b>Efectos en la salud:</b>		<b>Primeros auxilios:</b>
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.
<b>Sustancia química considerada como:</b>			
<b>Cancerígena:</b> No.	<b>Mutagénica:</b> No.	<b>Tareogénica:</b> No.	<b>Otras (especificar):</b> Ninguna.
<b>VII. Indicaciones en caso de fuga o derrame.</b>			
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.			
<b>VIII. Protección especial.</b>			
<b>Equipo de protección personal:</b> Utilizar un equipo de respiración autónomo junto con un traje de protección completo durante su manejo en fase vapor.			
<b>Prácticas de seguridad:</b> 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.			
<b>IX. Información sobre su transportación.</b>			
UN-1978 Guía 4	DOT: Gas inflamable. Sistema de emergencia en transporte para la industria química.		
<b>X. Información sobre ecología.</b>			
Nada que manifestar. NOM-EM-001-ECOL/1993.			
<b>XI. Precauciones especiales.</b>			
<b>Durante su manejo y almacenamiento:</b> 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.			
<b>Otras precauciones:</b> 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 - BUTANO / ISOBUTANO

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

## SIMBOLOGÍA

	VALVULA DE COMPUERTA.		VALVULA DE RELEVO.
	VALVULA MACHO.		VALVULA DE CONROL.
	VALVULA DE MARIPOSA.		DRENAJE.
	LÍNEA CON TAPA ESFÉRICA.		TOMA DE MUESTRA.
	LÍNEA CON TAPA CIEGA.		DETECTOR DE GAS.
	REDUCCIÓN CONCÉNTRICA.		VÁLVULA VICKERS.
	PLACA CIEGA.		TAPÓN CACHUCHA.
	VALVULA CHECK.		INDICADOR LOCAL.
	VALVULA DE GLOBO.		INDICADOR EN TABLERO.

## ABREVIATURAS

PI	INDICADOR DE PRESIÓN.
TI	INDICADOR DE TEMPERATURA.
LI	INDICADOR DE NIVEL.
PSV	VÁLVULA DE RELEVO DE PRESIÓN.
DGS	DETECTOR DE GAS SUPERIOR.
DGI	DETECTOR DE GAS INFERIOR.
VH	VÁLVULA VICKERS.
PIT	INDICADOR TRANSMISOR DE PRESIÓN.
LIT	INDICADOR TRANSMISOR DE NIVEL.
LT	TRANSMISOR DE NIVEL.
PT	TRANSMISOR DE PRESIÓN.
PSL	SWITCH DE BAJA PRESIÓN.
HPA	ALARMA POR ALTA PRESIÓN.
HLA	ALARMA POR ALTO NIVEL.
LLA	ALARMA POR BAJO NIVEL.

**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) William F. Kenney, Process Risk Management Systems, VCH Publishers Inc., Estados Unidos, 1993.
- 3) Independent Engineering Services LTD., Seminario Sobre Estudios HAZOP, México, agosto de 1998.
- 4) Harris R. Greenberg y Joseph J. Cramer, Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry, Van Nostrand Reinhold, Estados Unidos, 1991.
- 5) David A. Colling, Industrial Safety, Management and Technology, Prentice Hall, Estados Unidos, 1990.
- 6) NFPA, Standard 58 for the Storage and Handling of Liquefied Petroleum Gases, Estados Unidos, 1992.
- 7) NFPA, Standard 59 for the Storage and Handling of Liquefied Petroleum Gases at Utility Gas Plants, Estados Unidos, 1992.
- 8) NFPA, Standard 325, Fire Hazards Properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids, Estados Unidos, 1990.
- 9) Eugene Meyer, Chemistry of Hazardous Materials, Prentice Hall, Estados Unidos, 1989.

- 10) Lees F. P., Loss Prevention in the Process Industries, Vol. 1, Butterworths-Heinemann, Estados Unidos, 1980.
- 11) Stephens, M. M., Minimizing Damage to Refineries, U.S. Dept. of the Interior, Office of Oil and Gas, febrero de 1970.
- 12) Crowl, D. A. y Louvar, J. F., Chemical Process Safety, Fundamentals with Applications, Prentice Hall, Estados Unidos, 1990.
- 13) Richard J. Lewis, SAX's Dangerous Properties of Industrial Materials, Volúmenes II y III, Van Nostrand Reinhold, Nueva York, 1992.
- 14) King R., Safety in the Process Industries, Butterworths-Heinemann, Londres, 1990.
- 15) Robert H. Perry, Chemical Engineers' Handbook, Mc. Graw Hill, Estados Unidos, 1984.