

144



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**“ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA SECCIÓN DE
CARGA DE UNA PLANTA DE ISOMERIZACIÓN”**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

P R E S E N T A :

JESÚS SÁNCHEZ VIEYRA



MÉXICO, D.F.



**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA**

2002



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

Paginación

Discontinua

JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	Jaime Medina Oropeza.
Vocal.	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
Secretario.	Prof.	Néstor Noé López Castillo
1er. Suplente.	Prof.	Baldomero Pérez Gabriel
2o. Suplente.	Prof.	Euberto Hugo Flores Puebla

SITIO DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

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

Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime", Salina Cruz, Oax.

Asesor


Dr. Modesto Javier Cruz Gómez.

Supervisor Técnico


I.Q. Ramón García Pineda

Sustentante


Jesús Sánchez Vieyra

Dedicatorias

A Dios por estar siempre conmigo, por permitirme lograr mis sueños y por demostrarme día con día, que siempre habrá una nueva oportunidad de salir adelante.

A mis padres J. Jesús Sánchez O. y Susana Vieyra M., por creer en mí, por estar siempre conmigo, por demostrarme todos los días que si deseas algo, lo puedes conseguir y por corroborarme día tras día que son los mejores padres que pude haber tenido. Los quiero mucho.

A mi hermana Ma. Cristina por el apoyo brindado siempre, por compartir conmigo el mismo gusto por la Química y por ser la mejor de las hermanas. Te quiero mucho.

A mi hermano Miguel Ángel por el apoyo incondicional en todo este tiempo y por ser el mejor hermano y amigo que yo haya podido tener. Gracias.

A mi hermana Elizabeth por ser la persona con quien comparto la mayoría de mis gustos y aficiones y por ser la mejor de las hermanas. Te quiero mucho.

A mi sobrina Diana Cristina, por demostrarme día tras día que las cosas más hermosas y bellas de esta vida, son las relacionadas con la felicidad de un niño y son las que más alegría nos causan. Te quiero mucho, pequeña.

A mis abuelos, tías y primas por acompañarme y apoyarme siempre.

A mis grandes amigos: Erica Sánchez, Adriana R., Ignacio B., Juan Carlos S., Paula Socorro, Mireya, Yuli, Claudia de la Cruz y Pedro V., gracias por su amistad y por compartir momentos maravillosos e inolvidables.

A mis compañeros de proyecto: Adrián, Cynthia, Jessica, Laura, Jahaziel, Mario y Marco A. gracias por su ayuda y compañía.

A mis compañeros de la Facultad: Arturo A., Isabel, Mario, Alfredo, Marisol, Mercedes, Claudia, Uriel, Nuria, Eduardo e Ismael gracias por su ayuda.

A mis compañeros del CEASP⁴A: Paola, Sonia, Saúl, Omar, Reynaldo, José, Víctor B., Alejandra, Fernando S., Milleria, Braulio, Ricardo, Fermín, Hugo, Fernando G., Orlando, Arturo C., Víctor R., Diana, Edgar, Durango, Claudia M., Daniel, Carlos, Alfredo, Miriam, Claudia S. y Aldo, muchas gracias.

Agradecimientos

A la Universidad Nacional Autónoma de México por brindarme la oportunidad de formar parte de ella y por darme la oportunidad de forjarme como profesionista.

A la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" por el apoyo brindado para la realización del presente trabajo.

Al Dr. M. Javier Cruz Gómez por darme la oportunidad de realizar la presente tesis profesional y por darme la oportunidad de formar parte de su equipo de trabajo.

De antemano quiero agradecer al Ing. Jaime Medina Oropeza, al Ing. Néstor Noé López Castillo, al Ing. Jorge Alberto Alfaro y al Ing. Ramón García Pineda por el apoyo brindado en la realización de esta Tesis.

ÍNDICE DE CONTENIDO

CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	PÁGINA
1.1 JUSTIFICACIÓN.	1
1.2 OBJETIVOS.	4
1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS EMPLEADAS EN EL PRESENTE ESTUDIO.	4
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	
2.1 LA UNIDAD ISOMERIZADORA.	5
2.1.1 Procesos de Isomerización.	5
2.1.2 Reacciones de Isomerización.	8
2.1.2.1 Mecanismos de reacción.	8
2.2 ESTUDIOS DE ANÁLISIS DE RIESGOS EN INSTALACIONES CON PRODUCTOS PELIGROSOS.	
2.2.1 Introducción.	11
2.2.2 Conceptos básicos.	12
2.2.2.1 Peligro.	12
2.2.2.2 Riesgo.	12
2.2.3 Análisis de Riesgo.	13
2.2.3.1 Evaluación del riesgo.	13
2.2.3.2 Gerencia del riesgo.	13
2.2.4 Desarrollo de estudios de análisis de riesgos.	13
2.2.4.1 Caracterización de la Empresa.	13
2.2.4.2 Aspectos fisiográficos.	13
2.2.4.3 Características metereológicas.	14
2.2.4.4 Características de las instalaciones.	14
2.2.5 Identificación de peligros.	14
2.2.6 Estimación de las consecuencias.	14
2.2.7 Estimativa de frecuencias.	15
2.2.8 Estimación de riesgos.	16
2.2.9 Consideraciones generales.	16
2.2.10 Clasificación de los accidentes químicos.	17
2.2.11 Seguridad Industrial en PEMEX.	19
2.2.12 Principales Emergencias Ambientales ocurridas en México asociados con el manejo de Substancias Químicas.	21
2.3 METODOLOGÍA DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS.	23
2.3.1 Objetivo.	24
2.3.2 Alcance.	24

	PÁGINA
2.3.3 Métodos de Identificación de Riesgos.	25
2.3.4 Lista de Verificación (<i>CheckList</i>).	25
2.3.5 Revisiones de Seguridad.	26
2.3.6 Índices <i>Dow/Mond</i> .	27
2.3.7 Análisis Preliminar de Riesgos.	28
2.3.8 Análisis What-If.	29
2.3.9 Análisis de Modos de Fallo, Efectos y Criticidad–FMECA.	30
2.3.10 Análisis Árbol de Consecuencias (Event-Tree).	32
2.3.11 Análisis del Error Humano.	32
2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL PRESENTE TRABAJO:	
ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP).	33
2.4.1 Concepto.	34
2.4.2 Definiciones para el HAZOP.	35
2.4.3 Proceso de Trabajo.	35
2.4.3.1 Definición del Propósito, los Objetivos y el Alcance del Estudio.	36
2.4.3.2 Selección del Equipo HAZOP.	36
2.4.3.3 Preparación de Sesiones.	36
2.4.3.4 Convocatoria de Sesiones.	37
2.4.4 Nodalización de la Instalación o proceso.	38
2.4.5 Reuniones del Análisis HAZOP.	38
2.4.6 Documentación del HAZOP.	39
2.4.7 Matriz de Riesgo.	39
2.4.8 Resultados esperados del Análisis.	40
2.5 ANÁLISIS DE ARBOL DE FALLAS.	
2.5.1 Definición matemática de riesgo.	41
2.5.2 Concepto de Método de Árbol de Fallas.	41
2.5.3 Componentes de un Árbol de Fallas.	42
2.5.4 Simbología para Árbol de Fallas.	
2.5.4.1 Símbolos de Compuertas.	42
2.5.4.2 Símbolos de los Eventos.	43
2.5.5 Metodología para el Análisis.	44
2.5.5.1 Definición del Problema.	45
2.5.5.2 Evento tope.	45
2.5.5.3 Construcción del Árbol de Fallas.	45

	PÁGINA
2.5.5.4 Evaluación de Árbol de Fallas.	46
2.5.5.5 Evaluación Cualitativa.	47
2.5.5.6 Evaluación Cualitativa por medio de Conjuntos de Corte (<i>Cut Sets</i>) y Conjuntos de Caminos (<i>Path Sets</i>).	48
2.5.5.7 Conjunto de Corte (<i>Cut Sets</i>).	48
2.5.5.8 Conjunto de Caminos (<i>Path Sets</i>).	48
2.5.5.9 Conjunto de Corte y Conjuntos de Caminos Mínimos.	48
2.5.5.10 Algoritmo de Identificación de un CMC.	49
2.5.5.11 Evaluación Cuantitativa.	49
2.5.5.12 Análisis de Sensibilidad.	50
2.5.5.13 Documentación del Análisis de Árbol de Fallas.	50
2.5.6 Ventajas y Limitaciones del Método de Análisis de Árbol de Fallas.	50
2.6 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.	
2.6.1 Objetivos.	51
2.6.2 Selección de eventos indeseables a analizar.	51
2.6.3 Especificación de los escenarios.	51
2.6.4 Determinación de la mecánica de liberación o exposición del material.	52
2.6.5 Determinación de la dispersión del material.	52
2.6.6 Cuantificación de las consecuencias sobre el entorno.	52
2.6.7 Emisión de recomendaciones.	53
2.6.8 Documentación del Análisis de Consecuencias.	53
2.6.9 Cuantificación de los Efectos: Modelos de Accidentes.	53
2.6.10 Cuantificación de los Daños: Modelos de Vulnerabilidad.	55
2.7 USOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS.	57
CAPÍTULO III. TRABAJO EN CAMPO	
3.1 LA PLANTA ISOMERIZADORA.	59
3.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DE FLUJO DE LA PLANTA ISOMERIZADORA.	
3.2.1 Sección de Acondicionamiento de la carga.	60
3.2.2 Sección de Reacción.	61
3.2.3 Sección de Estabilización y Lavado Cáustico.	62
3.3 METODOLOGÍA EMPLEADA PARA EL ESTUDIO DE RIESGOS EN LA PLANTA ISOMERIZADORA.	64
3.4 EVALUACIÓN DE LOS NIVELES DE RIESGO CON LA TÉCNICA HAZOP.	65

	PÁGINA
3.5 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DEL CIRCUITO.	66
3.5.1 Circuitos seleccionados para el estudio.	66
3.6 CIRCUITO I "CARGA DE PENTANOS Y HEXANOS".	67
3.7 CIRCUITO II "CARGA DE HIDRÓGENO".	70
3.8 EVALUACIÓN CUANTITATIVA DE RIESGOS CON LA TÉCNICA DE ÁRBOL DE FALLAS.	105
3.9 EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN DEBIDO A UNA FUGA DEL SELLO DE LA BOMBA GA-901A EN LA PLANTA ISOMERIZADORA.	110
3.9.1 Etapas para desarrollar el Modelo de Riesgo de Incendio.	112
3.9.2 Etapas para el desarrollo del Modelo de Explosión de una Nube de vapor no confinada formada por una Mezcla de C5/C6.	114
3.10 EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS DE RUPTURA Y RIESGO DE INCENDIO DEL TANQUE DE BALANCE FA-908 EN LA PLANTA ISOMERIZADORA.	117
3.10.1 Introducción a los Aspectos Técnicos del Trabajo.	117
3.10.2 Limitaciones para el Modelo.	118
3.10.3 Etapas a seguir en el Programa ALOHA.	118
3.10.4 Descripción del escenario.	119
3.10.5 Resultados.	121
CAPÍTULO IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	
4.1 Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).	127
4.2 Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Árbol de Fallas.	132
4.3 Conclusiones y Recomendaciones del Análisis de Consecuencias.	134
4.4 Conclusiones Generales.	136
APÉNDICES	
APÉNDICE A Principales Accidentes Ambientales en el Mundo.	137
APÉNDICE B Análisis de Falla-Efecto en las Diferentes Variables de Proceso.	138
APÉNDICE C Agentes Perturbadores de Origen Químico.	139
APÉNDICE D Líquidos Inflamables.	143
APÉNDICE E Modelo de Fugas Continuas y Derrames.	146
APÉNDICE F Balance de Materia en la Unidad de Isomerización.	156
BIBLIOGRAFIA	157

ÍNDICE DE TABLAS

	PÁGINA
Tabla 2.1 Tecnología de procesos de la UOP	6
Tabla 2.2 Niveles de octano característicos de las diferentes modalidades de operación	8
Tabla 2.3 Principales Emergencias Ambientales Ocurridas en México Asociadas con el Manejo de Sustancias Químicas	21
Tabla 2.4 Metodologías a utilizar en cada etapa del Análisis de Riesgos	25
Tabla 2.5 Desviaciones en el Análisis de Riesgos	35
Tabla 2.6 Tabla Típica de Resultados del Análisis HAZOP	39
Tabla 2.7 Matriz de Riesgo en el Análisis HAZOP	40
Tabla 2.8 Álgebra <i>Booleana</i>	47
Tabla 2.9 Estimación del Alcance de Magnitudes Físicas Peligrosas	56
Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia	66
Tabla 3.2 Niveles de Gravedad	66
Tabla 3.3 Tabla de Probabilidad de ocurrencia de los eventos básicos en "Incendio en la Bomba GA-901A"	106
Tabla 3.4 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable	110
Tabla 3.5 Propiedades Físicas de las sustancias involucradas	111
Tabla 3.6 Datos requeridos para los modelos de análisis de consecuencias	112
Tabla 3.7 Resultados de Inflamabilidad obtenidos para la fuga en los sellos de la bomba GA-901A	113
Tabla 3.8 Resultados del Modelo de Evaluación de daños provocados por la Nube Explosiva originada por la fuga en los sellos de la bomba GA-901A	113
Tabla 3.9 Diámetro de las Ondas Explosivas provocados por la Nube Explosiva originada por la fuga en los sellos de la bomba GA-901A	114
Tabla 3.10 Efectos de explosión de una nube de vapor confinada por fuga en sellos de la bomba GA-901A	115
Tabla 4.1 Lista jerarquizada de recomendaciones obtenidas del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP)	128
Tabla 4.2 Lista jerarquizada de buenas prácticas de Ingeniería obtenidas del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP)	130

ÍNDICE DE FIGURAS

	PAGINA
Figura 2.1 Etapas de Estudio de Análisis de Riesgos.	18
Figura 2.2 Índice de accidentes en PEMEX de 1994-1999.	20
Figura 2.3 Símbolos de algunas compuertas y su significado.	42
Figura 2.4 Simbología de Eventos.	43
Figura 2.5 Compuertas Lógicas.	46
Figura 2.6 Comportamiento de una Fuga.	57
Figura 2.7 Metodología de Análisis de Riesgos.	58
Figura 3.1 Gráfico de Gradiente de Concentraciones en un Área especificada.	121
Figura 3.2 Gráfico de Concentración vs. Tiempo.	121
Figura 3.3 Gráfico de Dosis vs. Tiempo.	122
Figura 3.4 Gráfico de Rapidez de Escape de la Mezcla.	122

ÍNDICE DE CIRCUITOS

	PAGINA
CIRCUITO I – Carga de pentanos y hexanos.	
Nodo 1.- Tanque de balance de carga, FA-900.	72
Nodo 2.- Guarda de Azufre FA-906.	80
Nodo 3.- De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.	82
Nodo 4.- Segundo tanque de balance.	88
CIRCUITO II – Carga de hidrógeno.	
Nodo 5.- Recibo de Hidrógeno de LB al FA-903.	97
Nodo 6.- Secadores de Hidrógeno FA-904A/B.	103

INDICE DE DIAGRAMAS

	PAGINA
Diagrama 3.1 Diagrama de Flujo de Proceso de la Planta Isomerizadora.	63
Diagrama 3.2 Diagrama de Tubería e Instrumentación de la Sección: Tanque de Balance de Carga de C5/C6.	71
Diagrama 3.3 Diagrama de Tubería e Instrumentación del Separador de Líquidos de Hidrógeno.	96
Diagrama 3.4 Análisis de Árbol de Fallas para Incendio en la Bomba GA-901A con todas las posibles causas.	108
Diagrama 3.5 Análisis de Árbol de Fallas para Incendio en la Bomba GA-901A con recomendaciones.	109
Diagrama 3.6 Diagrama de Tubería e Instrumentación de los Secadores de Carga Líquida.	116
Diagrama 4.1 Diagrama de Radios de Afectación por Explosión de Nube de Vapor no Confinada de mezcla C5/C6 por Fuga en Sellos de la Bomba GA-901A.	124
Diagrama 4.2 Diagrama de Localización por Explosión de Nube de Vapor no Confinada de la Mezcla C5/C6 por Fuga en Sellos de la Bomba GA-901A.	125
Diagrama 4.3 Diagrama de Gradiente de Concentraciones de la Nube de Vapor no Confinada de la Mezcla C5/C6 por Fuga en Sellos de la Bomba GA-901A.	126

LISTA DE ABREVIATURAS.

AAE	Análisis de Árbol de Eventos.
AAF	Análisis de Árbol de Fallas.
AC	Análisis de Consecuencias.
API	<i>American Petroleum Institute.</i>
APR	Análisis Preliminar de Riesgos.
ASME	<i>American Society of Mechanical Engineers.</i>
ASTM	<i>American Society for Testing Materials.</i>
BLEVE	<i>Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion.</i> Explosión por Expansión del Vapor de un Líquido en Ebullición.
C5/C6	Pentanos/Hexanos.
CMC	Conjuntos Mínimos de Corte.
DMC	Daño Máximo Catastrófico.
DMP	Daño Máximo Probable
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
ETA	<i>Event Tree Analysis (Ver AAE).</i>
EAR	Estudios de Análisis de Riesgo.
FMEA	<i>Failure Modes and Effects Analysis.</i> Análisis de Modos de Fallas y Efectos.
FMECA	<i>Failure Modes, Effects and Criticality Analysis.</i> Análisis de Modos de Fallo, Efectos y Criticidad.
FTA	<i>Fault Tree Analysis (Ver AAF).</i>
HAZOP	<i>Hazard and Operability Studies.</i> Análisis de Riesgos y Operabilidad.
IDLH	<i>Immediately Dangerous for Life or Health.</i>
LII	Límite Inferior de Inflamabilidad.
NFPA	<i>National Fire Protection Association.</i>
SIASPA	Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental.
TLV	<i>Threshold Limit Values.</i> <i>Valores Límites Umbrales</i>
TNT	Tri-Nitro Tolueno.
UOP	<i>Universal Oil Products.</i>

GLOSARIO

Accidente: Evento no premeditado aunque muchas veces previsible, que se presenta en forma súbita, altera el curso regular de los acontecimientos, lesiona o causa la muerte a las personas y ocasiona daños en sus bienes y entorno.

Accidente Químico: Liberación accidental de sustancias químicas peligrosas ocurrida durante su producción, transporte o manejo.

Amenaza: Probabilidad de que ocurra un fenómeno potencialmente dañino dentro de un área y período de tiempo dado. **Análisis de vulnerabilidad:** Proceso para determinar el valor arriesgado y la susceptibilidad de los bienes expuestos a una amenaza específica.

Análisis de Riesgos: Es la identificación y evaluación sistemática de objetos de riesgo y peligros.

Atmósfera explosiva: Mezcla constituida por aire y gases, vapores, nieblas o polvos inflamables bajo condiciones atmosféricas, en proporciones tales que una temperatura excesiva, arcos, o chispas produzcan su explosión (existe un peligro real).

BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion): El contenedor se fractura en liberación de energía rápida y violenta, acompañada de expulsión de gases a la atmósfera pudiendo incendiarse, en una bola de fuego y propulsando el contenedor o fracciones del mismo.

Bomba: Un dispositivo que convierte fuerza mecánica en potencia hidráulica.

Causas: Son las razones por las que se pueden producir desviaciones, es decir es lo que hace que un incidente ocurra.

Cavitación: Formación de una bolsa o burbuja de aire o vapor debido a una reducción en la presión de un fluido. El picado o el desgaste de la superficie es el resultado del colapso de la burbuja de vapor. La cavitación puede ocurrir en los sistemas hidráulicos como resultado de bajos niveles de aceite jalando aire hacia el sistema, produciendo pequeñas burbujas que se expanden explosivamente en la salida de la bomba, causando erosión del metal y ocasionalmente destrucción de la bomba.

Daño: Es la consecuencia producida por un peligro sobre la calidad de vida individual o colectiva de las personas.

Desastre: Una interrupción seria en el funcionamiento de una sociedad causando vastas pérdidas a nivel humano, material o ambiental, suficientes para que la sociedad afectada no pueda salir adelante por sus propios medios.

Desviación: Son desfasamientos de la intención de diseño (Flujo, Presión, Temperatura, Reacción, Nivel, etc.) que se descubren mediante la aplicación sistemática de las palabras guía.

Efecto Encadenado: Es la consecuencia inevitable, pero indirecta de otro accidente o circunstancia.

Electricidad Estática: La electricidad estática se genera por contacto y separación de materiales disímiles.

Los principales riesgos de la electricidad estática son los incendios y las explosiones provocadas por descarga de chispas que contienen energía suficiente como para encender cualquier vapor, gas o polvo inflamable.

Emergencia: Situación o serie de circunstancias irregulares que se producen de manera súbita e imprevista, que puede originar daños a las personas, propiedad y/o ambiente y que demandan acción inmediata para minimizar sus consecuencias. Toda aquella situación de fuga, derrame, incendio la cual no puede ser controlada por la persona que lo detecta necesitando el auxilio superior o apoyo de personal especializado.

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

Estimación de Riesgos: El proceso mediante el cual se determina la frecuencia o probabilidad y las consecuencias que puedan derivarse de la materialización de un peligro.

Evaluación de Riesgos: Proceso mediante el cual se obtiene la información necesaria para que la organización esté en condiciones de tomar una decisión apropiada sobre la oportunidad de adoptar acciones preventivas y, en tal caso, sobre el tipo de acciones que deben adoptarse.

Fuente de ignición: Fuegos abiertos, material incandescente expuesto, arco de soldadura eléctrica, lámparas no aprobadas o cualquier chispa o llama producida por cualquier medio.

Gravedad: Son las consecuencias de daño que puede tener un incidente dentro de la Planta, su nivel se asigna con ayuda del equipo multidisciplinario.

Incidente: Suceso del que no se producen daños o estos no son significativos, pero que ponen de manifiesto la existencia de riesgos derivados del trabajo. Cualquier suceso no esperado ni deseado, que no dando lugar a pérdidas de la salud o lesiones a las personas, pueda ocasionar daños a la propiedad, equipos, productos o al medio ambiente, pérdidas de la producción o aumento de las responsabilidades legales.

Inflamable: Materiales con punto de evaporación inferior a 61° C (141.8 ° F). Es cualquier líquido que tenga punto de inflamación menor de 38° C y una presión de vapor no superior a 2.8 Kg./cm² (a 38° C), según la National Fire Protection Association (NFPA).

Límites de Inflamabilidad: Los líquidos inflamables tienen una concentración mínima de vapor en el aire, por debajo de la cual no se produce la propagación de la llama en contacto con una fuente de ignición. Este es el límite inferior de inflamabilidad (LII). Existe también una proporción máxima de vapor o gas en el aire, por sobre la cual no se produce la propagación de la llama. Este es el límite superior de inflamabilidad (LSI).

Mantenimiento Predictivo: Un tipo de mantenimiento basado en condición, que enfatiza la detección temprana de una falla, utilizando técnicas no destructivas, como análisis de vibración, termografía y análisis de rebabas de desgaste.

Mantenimiento Preventivo: Acciones de mantenimiento desarrolladas sobre la base de un calendario o programa fijo que involucran reparaciones de rutina y reemplazo de componentes y partes de la maquinaria.

Mantenimiento Proactivo: Un tipo de Mantenimiento basado en aquellas condiciones que enfatizan la rutina de la detección y corrección de las condiciones de causas de falla que de otra manera podrían convertirse en una falla. Dichas causas de falla como alta contaminación de lubricante, alineación y balanceo son tal vez las más críticas.

Mezcla Explosiva: Es la mezcla de un comburente (producto oxidante) y de un combustible (producto oxidable) en proporciones tales que puedan dar lugar a una reacción de oxidación muy rápida y muy viva, liberando más energía de la que se disipa por conducción y convección. El comburente puede ser un gas (el oxígeno del aire), un líquido (peróxido) o un sólido (clorato, nitrato, etc.). El combustible puede ser un gas (hidrógeno, vapores de gasolina, etc.), un líquido (disolvente) o un sólido (azufre, madera, etc.). Todas las materias orgánicas son combustibles.

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

Nodo: Es la subdivisión de un sistema de proceso, éste se puede identificar por el cambio de propiedades, en su origen comienzan nuevas propiedades del material y en su destino nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.

Peligro: Situación de riesgo inminente que puede producir un daño o un deterioro en la calidad de vida individual o colectiva de las personas. Fuente o situación con capacidad de daño en términos de lesiones, daños a la propiedad, daños al medio ambiente o una combinación de ambos.

Prevención: Técnica de actuación sobre los peligros con el fin de suprimirlos y evitar sus consecuencias perjudiciales. Suele englobar también el término protección. Conjunto de actividades o medidas adoptadas o previstas en todas las fases de la actividad de la empresa con el fin de evitar o disminuir los riesgos derivados del trabajo.

Probabilidad: Predicción calculada de la ocurrencia de un accidente en un cierto período de tiempo y se expresa en fracciones de entre 0 y 1.

Protecciones: Son todas las acciones o medidas que se toman dentro del sistema de estudio para mitigar o reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.

Punto de Ebullición: Temperatura a la cual un líquido cambia su estado a vapor.

Punto de Inflamación: Es la temperatura máxima a la cual un líquido emite un vapor, en concentración suficiente como para formar con el aire una mezcla inflamable cerca de la superficie del líquido, dentro de un recipiente especificado, según procedimientos de prueba e instrumentos apropiados. El peligro relativo aumenta a medida que baja el punto de inflamación.

Cuando se le calienta a su punto de inflamación (o sobre ese punto) cualquier líquido combustible producirá vapores inflamables.

Recomendaciones: Son todas las acciones o medidas que se pueden implementar para reducir o mitigar la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.

Riesgo: En el contexto de la Prevención de Riesgos debemos entenderlo como la probabilidad de que ante un determinado peligro se produzca un cierto daño, pudiendo por ello cuantificarse. Combinación de la frecuencia o probabilidad y de las consecuencias que pueden derivarse de la materialización de un peligro.

Siniestro: Suceso del que se derivan daños significativos a las personas o bienes, o deterioro del proceso de producción.

Tóxico: Son aquellos materiales cuya emisión o liberación al ambiente puede causar daños a la salud de los seres humanos, o a cualquier forma de vida (ver Apéndice C).

Vulnerabilidad: Facilidad con la que un sistema puede cambiar su estado normal a uno de desastre, por los impactos de una calamidad.

Zona de peligro: Entorno espacio-temporal, en el cual las personas o los bienes se encuentran en peligro.



CAPÍTULO 1
INTRODUCCIÓN



1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO^(1, 2, 5)

¿HAY ALGO que sea en verdad seguro?... No, no hay nada que ofrezca completa seguridad. Hasta las situaciones que parecen más seguras encierran ciertos riesgos que bajo circunstancias extremas, como un terremoto o un incendio, pudieran transformarse en peligrosas. Por lo tanto, cualquier producto, actividad o procedimiento, por muy seguro que parezca, puede fallar. Las personas no tenemos el mismo concepto sobre la seguridad, aunque generalmente todos consideramos que algo es seguro si creemos que los riesgos asociados son aceptables. Posiblemente las áreas de más controversia para exigir pautas de comportamiento basadas en la evaluación de riesgos son las que se refieren a las exposiciones ambientales. Es innegable que en el medio empresarial se ha avanzado en materia de seguridad industrial con un mejor control de los riesgos del trabajo, pero los indicadores estadísticos más recientes dejan también claro que se deberá incrementar notablemente el trabajo en esta área y adoptar una nueva filosofía y métodos más actualizados para reducir esos "Errores Administrativos que se llaman Accidentes", prevenir realmente los riesgos del trabajo e incrementar la productividad y calidad tanto de los productos como de los servicios.

A través de los años se han utilizado muchos índices para medir la seguridad, además que una gran variedad de indicadores para medir los incendios y otras pérdidas de propiedad. La mayoría de las técnicas de medición en el pasado han tenido una cosa en común: Han sido "reactivas" y orientadas hacia las consecuencias de la administración de un programa en lugar de ser "proactivas" (antes de la pérdida). En otras palabras, es mejor "medir lo que se hace para prevenir en lugar de medir lo que ya ocurrió"; tal y como sucede con las actuales estadísticas de seguridad en muchas empresas, mismas que debieran llamarse estadísticas de inseguridad (porque miden los accidentes, días perdidos, incapacidades, etc.).

No hay duda de que estas mediciones continuarán sirviendo en el futuro, sin embargo los expertos en Seguridad Industrial reconocen que son muy inadecuadas. Existe claramente una necesidad de indicadores adicionales que sean predictivos, es decir, que permitan a los directivos identificar deficiencias específicas que puedan ser corregidas o controladas antes de que los accidentes y pérdidas ocurran.

La **Excelencia en Seguridad** de una empresa se alcanza cuando una gran variedad de factores que intervienen en el proceso productivo se llevan a cabo correctamente, sin errores, lo que da lugar a una operación integral con calidad y altamente productiva.



Por ello se hace necesario que la Seguridad comprenda no solamente la prevención y control de las lesiones y enfermedades ocupacionales, sino también del daño a la propiedad, a la población civil, al medio ambiente y a la ecología.

Para lograr **Cero Accidentes** y la **Excelencia en Seguridad** se debe tener primero un proceso en el que sus peligros estén identificados y controlados mediante buenos programas de capacitación y adiestramiento, un alto sentido de responsabilidad de toda la administración de la empresa y sus operarios, un equipo en buenas condiciones de operación y un **sistema de acciones preventivas** ejecutadas por cada integrante de la organización donde su cumplimiento sea reconocido y estimulado permanentemente.

Un riesgo no se puede medir exactamente con precisión, pero sí puede ser estimado con suficiente aproximación. El análisis de riesgos es un intento para ponderar y comparar estimativamente las consecuencias de un accidente contra la probabilidad de que ocurra. La probabilidad y consecuencias de un accidente se reduce si el peligro, en sus causas y efectos está identificado. Son importantes también, los estudios sobre las consecuencias de un accidente con los efectos encadenados que se pueden producir.

Petróleos Mexicanos buscando ser una de las empresas líderes en materia de seguridad y de protección ambiental, está implantando dentro de sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental (SIASPA) que es una herramienta para asegurar el cumplimiento de las políticas de seguridad, de protección al ambiente y normas internacionales. Entre las bases de diseño del SIASPA están las siguientes:

- Apoyo a la política y estrategia sobre Seguridad y Protección Ambiental de Petróleos Mexicanos.
- Un Sistema Corporativo adecuado para todas las instalaciones de Petróleos Mexicanos.
- Basarse en un proceso de autoevaluación a nivel instalación.
- Incluir un proceso de mejora continua.
- Ayudar a desarrollar, impulsar y consolidar una Cultura de Seguridad y Protección Ambiental en Petróleos Mexicanos, orientada a la prevención.
- Consistente con normas internacionales y las mejores prácticas demostradas.

Por lo anterior, el SIASPA se puede definir como: "La herramienta administrativa que facilita el diagnóstico, evaluación e implantación de la Seguridad Industrial y la Protección Ambiental en las instalaciones de Petróleos Mexicanos, Organismos Subsidiarios y empresas filiales".



El SIASPA se encuentra integrado por tres componentes esenciales: Factor Humano, Métodos e Instalaciones, así como 18 elementos repartidos entre dichos componentes.

Factor Humano

Política, Liderazgo y Compromiso, Organización, Capacitación, Salud Ocupacional, Análisis y Difusión de Incidentes y Buenas Prácticas, Control de Contratistas, Relaciones Públicas y con las Comunidades.

Métodos

Planeación y Presupuesto, Normatividad (Reglamentación, Normas y Procedimientos), Administración de la Información, Tecnología del Proceso, Análisis de Riesgos, Administración del Cambio, Indicadores de Desempeño y Auditorías.

Instalaciones

Planes y respuesta a Emergencias, Integridad Mecánica, Control y Restauración.

El elemento denominado Análisis de Riesgos tiene como objetivos:

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

Por lo explicado anteriormente, PEMEX acordó llevar a cabo un estudio de Análisis de Riesgo en la Planta Isomerizadora de la Refinería " Ing. Antonio Dovalí Jaime" de Salina Cruz, Oaxaca.

Para la realización del presente estudio de riesgos se desarrollaron las siguientes actividades:

- Recopilación de información requerida para el Estudio de Riesgos.
- Actualización de Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso.
- Sesiones HAZOP con un equipo multidisciplinario.
- Análisis de Árbol de Fallas.
- Análisis de Consecuencias.



1.2 OBJETIVOS

- Identificar y evaluar el nivel de riesgos en la Secciones de Carga, de pentanos/hexanos y de Hidrógeno, al reactor en la Planta Isomerizadora por medio de la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
- Establecer las medidas para controlar y reducir el nivel de riesgos en la Sección de Carga al reactor en la Planta Isomerizadora aplicando la técnica "HazOp", con el fin de mejorar la operabilidad de la sección o unidad de proceso.
- Aplicando la técnica de Análisis de árbol de fallas en el escenario " Incendio en la Bomba GA-901A" , evaluar y cuantificar el riesgo para decidir su aceptación.
- Aplicando la técnica de Análisis de Consecuencias en los escenarios "Fuga de carga de C5/C6 por el sello mecánico de la bomba GA-901A" y "Ruptura del segundo Tanque de Balance FA-908", determinando los posibles daños ocasionados, debidos a los efectos de incendio y explosión.

1.3 TÉCNICAS EMPLEADAS EN EL PRESENTE TRABAJO⁽³⁾

El objetivo de los análisis de riesgos es realizar, entre otras cosas, una minuciosa evaluación del diseño del sistema, las prácticas de operación, las políticas de mantenimiento e inspección y los planes de emergencia. Todo esto con el propósito de obtener índices de riesgo, identificar áreas potenciales de mejoramiento, proponer acciones de mejora y cuantificar el impacto sobre los niveles de riesgo de las mejoras propuestas. De esta forma el presente estudio, el cual forma parte del Proyecto de Análisis de Riesgos en la Planta Isomerizadora, no sólo permite evaluar el riesgo de esta instalación, sino también y quizás eso es lo más importante, identificar las áreas donde la mejora permita obtener mayores reducciones en el riesgo y una óptima utilización de los recursos.

La metodología integral de análisis de riesgos que se aplica, y que se presenta en este trabajo, integra tres técnicas: Hazop (Hazard and Operability Studies), Análisis de Consecuencias (AC) y Análisis de Árboles de Fallas (AAF). El HazOp es un estudio cualitativo y sistemático que sirve para identificar desviaciones que, sobre la operación normal, puede sufrir una instalación o proceso. Los objetivos del análisis de consecuencias son los siguientes: identificar las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas; y cuantificar la magnitud y alcance de sus efectos sobre las personas, el equipo y el medio ambiente. Un árbol de fallas es un diagrama lógico-gráfico que describe la manera en que se pueden combinar diferentes eventos para que ocurra un evento no deseado. Una cuarta técnica utilizada en el Proyecto de Análisis de Riesgos es la de Índices Dow/Mond, la cual no es objeto de análisis en el presente estudio.



CAPÍTULO 2
ANTECEDENTES



2.1 LA UNIDAD DE ISOMERIZACION⁽²⁰⁾

Como parte del “paquete ecológico”, PEMEX tiene instalada una planta de isomerización de pentanos-hexanos en la refinería de Salina Cruz, la cual emplea la tecnología Penex de UOP, seleccionada por ser una de las de mayor demanda a nivel mundial.

El proceso Penex está diseñado para llevar a cabo la isomerización continua de parafinas C5's y C6's utilizando un catalizador de alúmina clorada para obtener isómeros ramificados. La reacción de isomerización está limitada por el equilibrio termodinámico y sólo se favorece la producción de isómeros ramificados de alto octano a bajas temperaturas.

Con esta tecnología la corriente de pentanos-hexanos de bajo valor comercial, es isomerizada para combinarse con las gasolinas e incrementar su calidad (y su valor), ya que una de las preocupaciones prioritarias de PEMEX es mejorar la calidad de sus gasolinas mediante el incremento del número de octano, así como disminuir el contenido de contaminantes. Con esto se pretende aumentar el rendimiento de los combustibles y reducir la emisión de compuestos nocivos para la salud y el ambiente.

Para aprovechar al máximo el producto isomerizado de pentanos-hexanos en la reformulación de gasolinas de calidad, es indispensable mantener la operación de la planta de isomerización bajo condiciones que aseguren una producción continua con altos rendimientos.

2.1.1 Procesos de Isomerización⁽²³⁾

En los primeros doce años después del descubrimiento de la Isomerización de parafinas, un gran número de catalizadores capaces de promover las reacciones de Isomerización fueron descubiertos, y por lo menos 20 procesos comerciales han sido desarrollados sobre las bases de estas investigaciones.

Los refinadores cuentan con diversas tecnologías de proceso comerciales disponibles en el mercado que pueden lograr la conversión de las parafinas normales a sus isómeros correspondientes de alto número de octano. Estas tecnologías se clasifican generalmente en dos categorías de catalizadores: **Alúminas Halogenadas y Zeolíticos.**

La tecnología de procesos de la UOP (Universal Oil Products) asociadas con estos dos tipos de catalizadores son los siguientes:



Catalizador	Carga	Proceso
Alúmina	Parafinas C4	Butamer
Alúmina	Parafinas C5-C6	Penex
Zeolítico	Parafinas C5-C6	TIP

Tabla No. 2.1 Tecnología de Procesos de la UOP

2.1.1.1 Proceso Butamer

Este proceso es sensible al azufre (mostrado como un veneno temporal) y al agua (veneno permanente); de modo que la alimentación al proceso debe ser pretratada y secada (eliminación de la humedad). Bajo condiciones normales de operación tal catalizador tiene una larga vida y es común que opere en forma ininterrumpida por periodos de más de un año.

2.1.1.2 Proceso de Isomerización Total (TIP)

Dadas las condiciones de operación de alta temperatura para catalizadores de tipo zeolítico, el equilibrio termodinámico de las reacciones limita el nivel al cual el octano puede ser mejorado. El TIP presenta un sistema de recuperación y recirculación de parafinas normales de bajo octano sin reaccionar que abandonan el reactor de Isomerización. La clave de la alta eficiencia y flexibilidad del TIP es la malla molecular absorbente y el catalizador zeolítico a base de platino, los cuales son resistentes a las impurezas que normalmente se presentan en la alimentación de pentanos-hexanos. En este proceso no hay necesidad de dar un pretratamiento por separado a la carga y el hidrógeno de reposición.

2.1.1.3 Proceso de Isomerización Penex

El proceso Penex de UOP está específicamente diseñado para la Isomerización catalítica de pentanos, hexanos, mezclas de estos, fracciones de tipo C5 de reformados catalíticos y cortes de refinados de las unidades de extracción con solventes que procesan corrientes de reformados catalíticos. Las reacciones toman lugar en una atmósfera de hidrógeno sobre una cama fija de catalizador y en condiciones tales que promueven la isomerización y minimizan la hidrodeseintegración. Las condiciones de operación no son severas, lo cual se traduce en moderadas presiones de operación, baja temperatura, bajo espacio-velocidad y bajos requerimientos de presión parcial de hidrógeno, el intervalo de temperaturas y presiones a la cual opera el proceso es de 100-200 °C y de 20-30 Kg/cm² respectivamente.



El catalizador de Isomerización de tipo alúmina halogenada usado en este proceso, permite que las reacciones de conversión de la alimentación de parafinas a estructuras ramificadas de alto número de octano se efectúen con mayor rapidez, como por ejemplo el n-pentano a isopentano y el n-hexano a 2,2-dimetilbutano y 2,3-dimetilbutano. Las unidades Penex operan a condiciones de presión, relación de flujo de carga fresca de hidrógeno de reposición fijas, lo cual es necesario para ajustar la temperatura interna de la sección de reacción. En general, la temperatura del reactor es la principal variable de control de proceso, ya que existe un límite máximo en la concentración de isoparafinas que pueden existir en el efluente del reactor a una temperatura dada. La carga al proceso requiere de pretratamiento como el hidrotratamiento convencional y la eliminación de humedad.

El azufre es un constituyente indeseable en la alimentación al proceso, sin embargo esto es fácilmente removido por el Hidrotratamiento convencional. El azufre reduce la actividad, selectividad y estabilidad del catalizador hacia las reacciones de Isomerización y en consecuencia el número de octano del producto se ve desfavorecido, éste efecto es temporal y una vez que el azufre es removido de la carga al reactor, el catalizador recupera su actividad.

El agua es uno de los constituyentes más comunes de la alimentación el cual resulta ser un veneno irreversible para el catalizador del proceso y lo desactiva completamente, debido a esto el proceso incluye un sistema de secado de la carga fresca así como del hidrógeno fresco, dicho sistema de secado es de alta eficiencia y permite alcanzar niveles extremadamente bajos de humedad inferiores a 1 ppm, así mismo, la baja severidad en la reacción de la unidad Penex combinada con las propiedades intrínsecas del catalizador, no existe desactivación prematura del mismo depósito de coque en su superficie, lo cual le confiere un periodo de vida largo, además, la corriente de hidrógeno alimentada al reactor, preserva la estabilidad del mismo.

Los principales elementos que constituyen a la unidad Penex son las guardas de azufre, los sistemas de secado de la carga líquida y del hidrógeno fresco, los reactores y calentadores asociados e intercambiadores, los compresores del hidrógeno recirculado y fresco, el estabilizador de producto y el recipiente de lavado cáustico.

2.1.1.4 Proceso Penex-HOT

Recientemente, UOP desarrolló y comercializó una modificación del Proceso Penex, denominado PENEX-HOT, en el cual el sistema de recirculación del gas hidrógeno ha sido eliminado, lo que da como resultado un importante ahorro económico para el refinador, esta mejora



no sólo reduce la inversión de capital ya que también reduce los costos de operación debido a la mejor integración del sistema de energía.

2.1.1.5 Opciones de Configuración del Proceso

El principal propósito del proceso Penex es el de elevar el octano de la nafta ligera. Para una carga típica de nafta ligera del tipo C5-C6, los siguientes niveles de octano son característicos de las diferentes modalidades de operación de este proceso.

Tabla 2.2 Niveles de Octano característicos de las diferentes modalidades de operación (RONC)

Carga	Productos:		
69			
	83	Penex-Molex (con recirculación de n-C5 y n-C6)	89
	83	Penex con recirculación de n-C5 + n-C6 + 2 y 3 Metilpentano	90
	86		

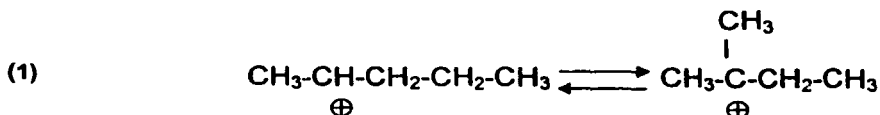
2.1.2 Reacciones de Isomerización⁽²²⁾

2.1.2.1 Mecanismos de reacción.

La isomerización catalítica de parafinas, se lleva a cabo en dos categorías principales:

- Aquellas basadas en la reacción catalítica del *Friedel-Crafts*, con cloruro de aluminio y ácido clorhídrico.
- Y aquellas reacciones catalíticas de función dual de hidro-isomerización.

La isomerización ya sea por *Friedel-Crafts* o bien por reacción catalítica de función dual, generalmente se relaciona con rearrreglos intramoleculares de iones carbonio como se muestra para el pentano.

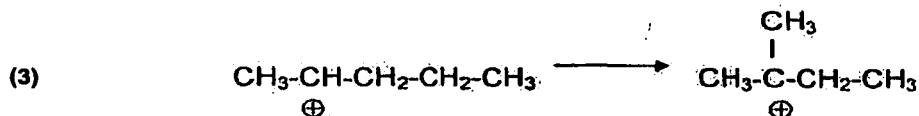




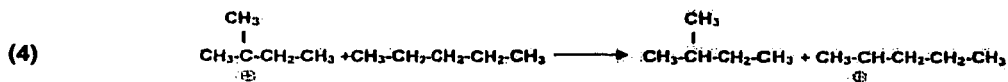
Se piensa que la isomerización de *Friedel-Crafts* requiere la presencia de trazas de olefinas o de haluros alquílicos como iones iniciadores de carbonio, con los que la reacción procede propagándose a través de su cadena. El ion iniciador, que necesita estar presente en pequeñas cantidades se puede formar por la adición de HCl o cloruro de aluminio a una olefina que puede estar presente en la parafina como una impureza o bien que pueda formarse por la desintegración de la parafina.



De esta manera el iniciador forma un ion carbonio de la parafina para ser isomerizado, para posteriormente rearrreglarse de la siguiente manera:

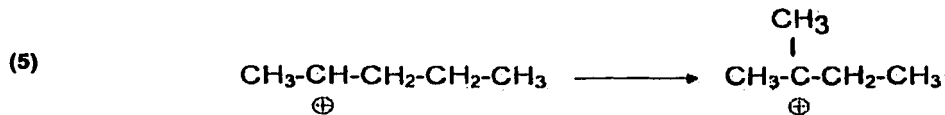


Se forma entonces isopentano extendiéndose la cadena a consecuencia de la generación de un nuevo ion carbonio.

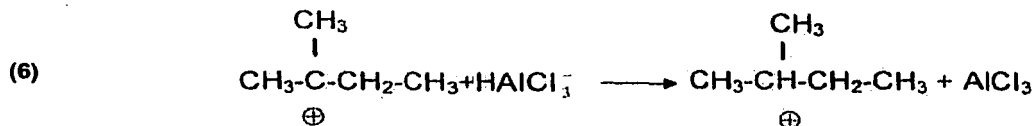


Naturalmente, la secuencia del esquema pudo haber sido empezando con isopentano y terminando con pentano normal y un ion de iso-carbonio para ampliar la cadena, por ejemplo las reacciones (3) y (4) son reversibles, tal como lo son todas las reacciones mostradas después. La composición de la mezcla final está determinada por el equilibrio termodinámico, suponiendo que se le ha proporcionado el tiempo suficiente a la reacción.

Otra reacción de *Friedel-Crafts* que se ha sugerido es la de eliminación directa del ion hidruro, donde el ion carbonio como antes, se rearregla.



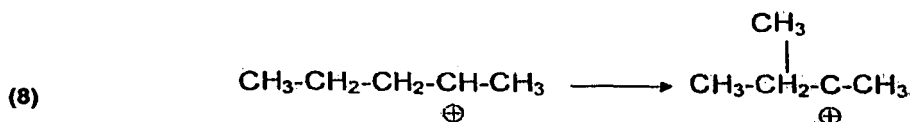
Finalmente se forma el isopentano.



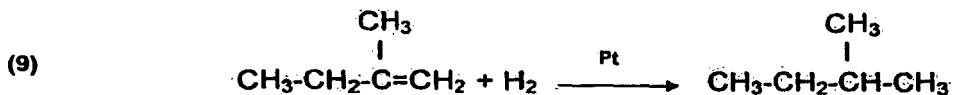
La reacción anterior no es bien aceptada por la suposición de la formación de hidrógeno. Los catalizadores de función dual de hidro-isomerización se piensa que operan a través de una olefina intermedia cuya formación está catalizada por un componente metálico, que se supone sea platino.



Esta reacción es reversible y debido a que estos catalizadores se emplean con hidrógeno a alta presión el equilibrio es hacia la izquierda preferentemente. Sin embargo, la función ácida del catalizador consume la olefina por la formación de un ión carbonio y así permite la formación de más olefinas a pesar del equilibrio desfavorable. Consecuentemente el arreglo común:

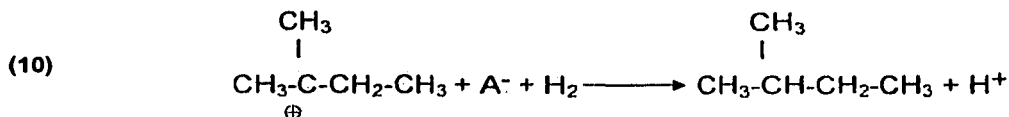


La isoparafina se obtiene finalmente por hidrogenación:





Aquellos catalizadores de función dual, de hidro-isomerización que trabajan a muy bajas temperaturas tienen sitios ácidos más fuertes que aquellos que requieren mayores temperaturas. En este caso, es posible que los iones carbonios necesarios se formen por eliminación directa de los iones hidruro de las parafinas a consecuencia de la función ácida del catalizador:



La última reacción es en lugar del paso de propagación en cadena, como ya se discutió antes. Como la reacción con hidrógeno es relativamente rápida, los sitios ácidos son rápidamente liberados por una reacción adicional. Esto puede ser motivo en parte, al menos por la alta actividad de un catalizador de función dual.

2.2 ESTUDIO DE ANÁLISIS DE RIESGO EN INSTALACIONES CON PRODUCTOS PELIGROSOS⁽¹¹⁾

2.2.1 Introducción

La evolución de la industria química en el mundo es de gran importancia para el desarrollo económico y para la vida moderna, dado que diariamente usamos diversos tipos de productos y materiales, en los que está presente una gran variedad de sustancias químicas. La gran diversidad de productos en el mercado, como también la existencia de procesos cada vez más complejos, el almacenamiento y transporte de las sustancias químicas, hace que el organismo humano esté expuesto a una serie de sustancias químicas que pueden representar un riesgo para la salud.

Los casos de algunas catástrofes, que afectaron el ambiente, principalmente en las décadas de los setentas y ochentas, como las ocurridas en *Flixborough* (1974), *Seveso* (1976) y *Bhopal* (1984), contribuyeron a que las industrias de todo el mundo buscaran mecanismos para invertir la imagen frente a la comunidad mundial. (Ver Apéndice A)

En este contexto, los estudios de análisis de riesgo (EAR) y los programas de gerencia de riesgo (PGR) se convirtieron en herramientas de gran importancia para la prevención de accidentes industriales que pudieran afectar el ambiente y en otras actividades en que se manipulan sustancias peligrosas.



2.2.2 Conceptos básicos

Un estudio de análisis de riesgo debe tener como objetivo principal el de responder a las siguientes preguntas:

- ¿Qué puede fallar?
- ¿Cuáles son las causas básicas de los eventos no deseados?
- ¿Cuáles son las consecuencias?
- ¿Cuál es la frecuencia con la que ocurren los accidentes?
- ¿Son los riesgos tolerables?

Un mejor entendimiento sobre el asunto "Análisis de Riesgos" precisa de la introducción de algunos conceptos básicos.

2.2.2.1 Peligro

Una o más condiciones físicas o químicas, con posibilidad de causar daños a las personas, a la propiedad, al ambiente o una combinación de todos. Por ello, debe entenderse que el peligro es una propiedad intrínseca de una situación (persona u objeto) y que no puede controlarse o reducirse.

2.2.2.2 Riesgo

Medida de la pérdida económica y/o de daños para la vida humana, resultante de la combinación entre la frecuencia de la ocurrencia y la magnitud de las pérdidas o daños (consecuencias). El riesgo está siempre asociado a la factibilidad de que ocurra un evento no deseado. Por otro lado, el riesgo siempre puede ser gerenciado, actuando en la frecuencia de ocurrencia, en las consecuencias o en ambas.

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

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

La experiencia demuestra que generalmente los grandes accidentes son causados por eventos poco frecuentes, pero que causan daños considerables.



2.2.3 Análisis de riesgos

Es la actividad dirigida a la elaboración de una estimación (cualitativa o cuantitativa) del riesgo, basada en la ingeniería de evaluación y en técnicas estructuradas para promover la combinación de las frecuencias y consecuencias de un accidente.

2.2.3.1 Evaluación del riesgo

Es el proceso que utiliza los resultados del análisis de riesgo para tomar decisiones con relación al gerenciamiento del riesgo, a través de la comparación de los criterios previamente establecidos en la tolerancia del riesgo.

2.2.3.2 Gerencia del riesgo

Es la formulación e implantación de medidas y procedimientos, técnicos y administrativos que tienen como finalidad prevenir, controlar o reducir los riesgos existentes en una instalación industrial, teniendo como objetivo, mantener esa instalación operando dentro de los requisitos de seguridad considerados tolerables.

2.2.4 Desarrollo de estudios de análisis de riesgo

De forma general, un estudio de análisis de riesgo puede ser dividido en las etapas siguientes:

2.2.4.1 Caracterización de la empresa

La caracterización de la empresa y de la región tiene por finalidad, realizar un análisis detallado del plano, identificación y caracterización de las diferentes áreas bajo influencia y de las interferencias en la empresa.

2.2.4.2 Aspectos fisiográficos

- Ubicación de la empresa.
- Cuerpos de agua, etc.
- Estimación y caracterización del tipo y del número de habitantes.
- Sistemas viales.



2.2.4.3 Características Meteorológicas

- Temperatura.
- Índices pluviométricos.
- Humedad relativa del aire.
- Velocidad y dirección de los vientos.

2.2.4.4 Características de las instalaciones

- Disposición física (*layout*).
- Especificaciones de los equipos.
- Descripción de las operaciones y de los procedimientos de seguridad.
- Identificación y caracterización de las fuentes de ignición.
- Sustancias involucradas y sus características fisicoquímicas y toxicológicas.
- Condiciones de almacenamiento.
- Diagramas de tubería e instrumentación y de flujo de proceso.
- Instrumentos.
- Datos operacionales.
- Presión, Caudal.
- Sistemas de Seguridad.

2.2.5 Identificación de peligros

Esta etapa tiene por objetivo identificar los posibles eventos no deseados que pueden conducir a la evidencia de un peligro a fin de definirse las hipótesis que podrán acarrear consecuencias significativas. Por tanto, deben emplearse técnicas específicas para la identificación de los peligros, entre las cuales es importante mencionar: Listas de verificación (*Checklists*); Análisis "¿Qué pasa si...?" (*What if...?*); Análisis Preliminar de Peligros (APP); Análisis de Modos de Fallas y Efectos (AMFE); Estudio de Peligros y Operabilidad (HazOp - Hazard and Operability Study), los cuales serán abordadas más adelante.

2.2.6 Estimación de las Consecuencias

Tomando como base las hipótesis de accidentes identificadas en la etapa anterior, cada una de éstas debe ser estudiada en cuanto a sus posibles consecuencias, además de medirse también los impactos y daños causados por esas consecuencias.



Se deberán utilizar modelos de cálculos que representen los posibles efectos resultantes de los tipos de accidentes, como:

- Radiaciones térmicas de incendios.
- Sobrepresiones causadas por explosiones.
- Concentraciones tóxicas resultantes de emisiones de gases y vapores.

A continuación se deberán estimar las posibles consecuencias de los escenarios producidos por las hipótesis de accidentes. Los resultados de esta estimación deberán servir de base para el análisis del ambiente vulnerable en las instalaciones estudiadas. Normalmente, esos análisis se realizan considerando los daños a las personas expuestas a esos impactos.

2.2.7 Estimativa de frecuencias

Para elaborar los estudios cuantitativos de análisis de riesgos, se requiere la estimación de las frecuencias en que ocurren las fallas en los equipos relacionados con las instalaciones o actividades del análisis. De la misma manera, la estimación de probabilidad de errores del hombre, muchas veces debe ser cuantificada en el cálculo de riesgo. Esos datos normalmente son difíciles de estimarse, debido a la no disponibilidad de estudios de ese tipo.

Para el cálculo de las frecuencias de los escenarios de accidentes, se pueden utilizar, entre otras, las siguientes técnicas:

- Análisis histórico de los accidentes, a través de la investigación bibliográfica o en los bancos de datos de accidentes.
- Análisis del árbol de fallas (AAF).
- Análisis de árboles de eventos (AAE).

En determinados estudios, los factores externos de la empresa pueden contribuir al riesgo de una instalación. En esos casos, se debe considerar también la probabilidad o frecuencia de que ocurran eventos no deseables causados por terceros o por agentes externos al sistema en estudio.

Con relación al ser humano, los datos de confiabilidad o de probabilidades de fallas, deben utilizarse con mucha cautela porque existen muchos factores que influyen en este proceso, tales como:

- Tipos de fallas.
- Condiciones ambientales.
- Características de los sistemas involucrados.



- Tipos de actividades u operaciones realizadas.
- Capacitación de las personas involucradas.
- Motivación.
- Disponibilidad de normas de calidad y procedimientos operacionales.
- Tiempo disponible para la ejecución de tareas.

Un factor que se debe considerar en el análisis es el error humano durante la realización de una determinada operación, sobre todo los errores de mantenimiento, a causa de los cuales ocurre casi del 60 al 80% de los accidentes mayores que involucran al error humano.

2.2.8 Estimación de Riesgos

La estimación de riesgos se realiza a través de la combinación de las frecuencias de que ocurran las hipótesis de accidentes y sus respectivas consecuencias. Se puede expresar el riesgo de diferentes formas, de acuerdo con el objetivo del estudio en cuestión. Generalmente, los riesgos se expresan de la siguiente forma:

- Índices de riesgo.
- Riesgo social.
- Riesgo individual.

2.2.9 Consideraciones generales

Además se debe aclarar que esas técnicas pasaron a ser ampliamente empleadas para manejar otros tipos de riesgos. Los estudios de análisis de riesgos, que se pueden realizar con diferentes finalidades, deben ser considerados como instrumentos importantes de gestión y planeamiento. Sin ellos, muchas empresas podrían no estar conscientes de la importancia de los problemas resultantes de accidentes y enfrentar así riesgos muy elevados que podrían ocasionar daños algunas veces irreparables para la comunidad o el ambiente y perjudicar significativa y aún irreversiblemente, su imagen y sobrevivencia.

De esta forma, es necesario dar al asunto la importancia que requiere e implantar estudios y programas específicos que contemplen adecuadamente el manejo de los riesgos existentes al desarrollar las actividades peligrosas. En la Figura 2.1 se muestran las etapas de un Estudio de Análisis de Riesgos.



2.2.10 Clasificación de los accidentes químicos

Desde la perspectiva de salud, existen varias maneras de clasificar los accidentes químicos, de las cuales ninguna es completa o mutuamente excluyente. Por ejemplo, la clasificación podría basarse en: las sustancias químicas involucradas, la cantidad, la forma física, dónde y cómo ocurrió la fuga; las fuentes de liberación; la extensión del área contaminada; el número de personas expuestas; las vías de exposición; y las consecuencias en la salud relacionadas con la exposición. Algunas consideraciones son necesarias para aclarar esta clasificación y se presentan a continuación:

- **Fuentes de la liberación.** Las liberaciones pueden originarse por la actividad humana o tener un origen natural, es decir pueden ser antropogénicas o naturales. Entre las antropogénicas se incluyen: manufactura, almacenamiento, manipulación, transporte (ferrocarril, carretera, agua y tuberías), uso y eliminación. Entre las fuentes de origen natural se incluyen la actividad volcánica, incendios y toxinas de origen animal, vegetal o microbiano.

- **Extensión del área contaminada.** Los accidentes pueden clasificarse de acuerdo a si: fueron delimitados al área de una instalación y que no afectaron a nadie en el exterior; afectaron únicamente la vecindad inmediata de una planta; afectaron una zona extensa alrededor de la instalación o si se dispersaron mucho.

- **Número de personas expuestas.** Los accidentes podrán clasificarse por el número de personas afectadas, calculado en términos de muertes, lesionados y/o evacuados.

- **Vías de exposición.** Desde la perspectiva de salud, las vías de exposición podrían ser un medio para clasificar los accidentes químicos. Existen cuatro vías principales: inhalación, exposición ocular, contacto con la piel e ingestión. Ninguna de estas vías es mutuamente excluyente.

- **Consecuencias para la salud.** Los accidentes químicos pueden ser clasificados también según las consecuencias médicas o para la salud, o en función del sistema u órgano afectado. Ejemplos de éstos serían los accidentes que causan efectos carcinogénicos, teratogénicos, dermatológicos, inmunológicos, hepáticos, neurológicos, pulmonares u otros.

Las sustancias involucradas en un accidente pueden agruparse de acuerdo a si son:

- **Sustancias peligrosas**, por ejemplo explosivas, líquidos o sólidos inflamables, agentes oxidantes, sustancias tóxicas o corrosivas;

- **Aditivos, contaminantes y adulterantes**, por ejemplo en el agua potable, bebidas o alimentos, medicamentos y bienes de consumo; y

- **Productos radioactivos**, que no son considerados en esta presentación.

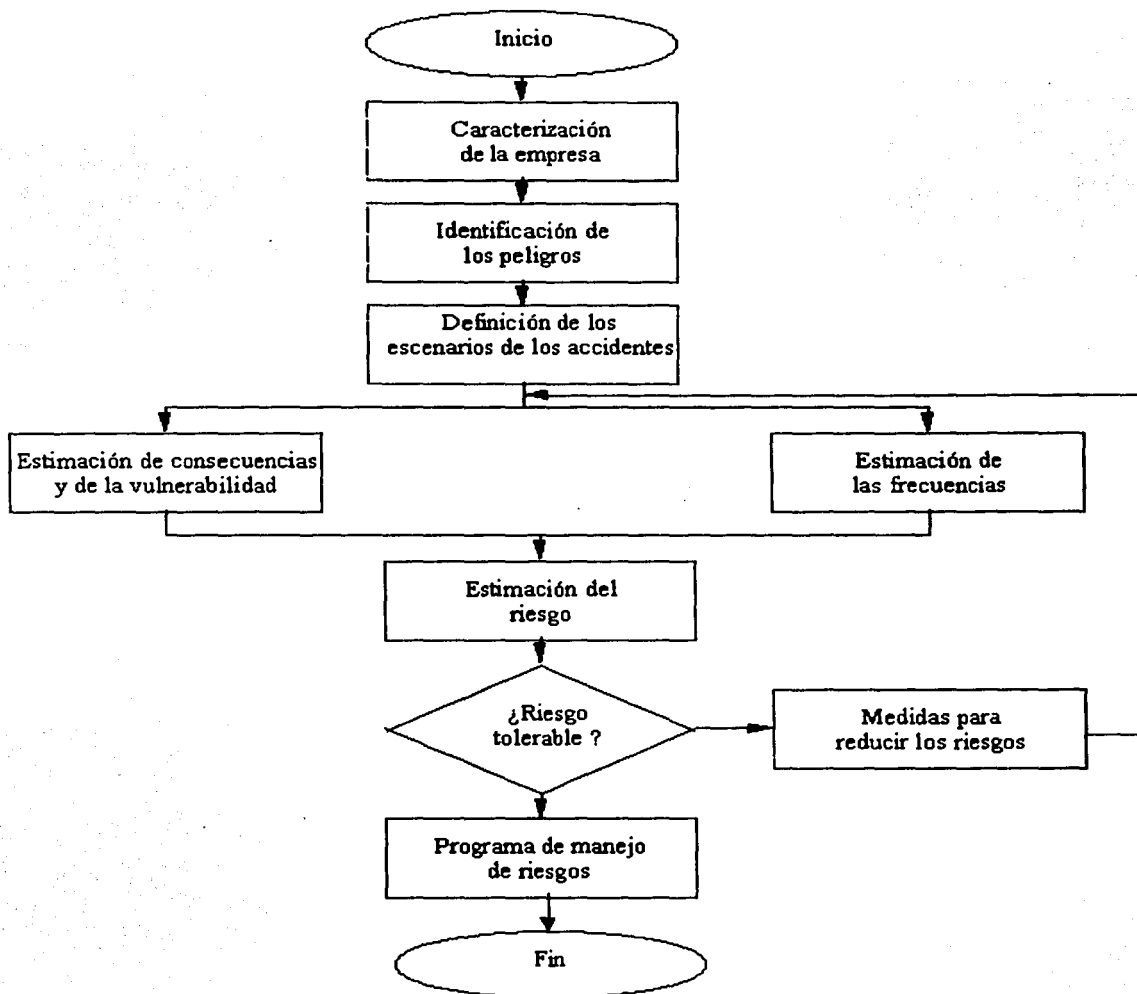


Figura 2.1 - Etapas de Estudio de Análisis de Riesgos

La cantidad de la sustancia química liberada y sus propiedades tóxicas deberían también ser consideradas.



2.2.11 Seguridad Industrial en PEMEX⁽⁷⁾

Petróleos Mexicanos ha incorporado la seguridad industrial como parte esencial de su política empresarial. Se ha comprometido, por medio de su política de seguridad y protección ambiental, a administrar los riesgos inherentes a sus actividades para proteger la seguridad de sus empleados, de sus instalaciones y de las comunidades cercanas a sus centros de trabajo.

Las acciones derivadas de los sistemas de administración de la seguridad adoptados en PEMEX han permitido ejercer un control más estricto, disminuyendo los accidentes y logrando operaciones más seguras. Asimismo, desde 1998 se ha fortalecido el sistema de información de accidentes, lo que permite un mejor seguimiento del comportamiento de los índices de accidentalidad.

En el periodo 1994-1999, el índice de frecuencia de accidentes ha disminuido 77% y el índice de gravedad de los mismos se redujo 57%. PEMEX registró en 1999 las mayores disminuciones anuales de ambos índices desde 1994: con respecto a 1998 los índices de frecuencia y gravedad bajaron 49 y 44%, respectivamente. En promedio, durante el año ocurrió un accidente incapacitante por cada 724,000 horas laboradas, aproximadamente.

PEP- PEMEX Exploración y Producción. Es uno de los dos organismos subsidiarios más grandes en términos de horas laboradas, en 1999 PEP logró la mayor disminución del índice de frecuencia de accidentes con respecto al año anterior: 62%. Las horas perdidas por accidentes incapacitantes también registraron un importante descenso, en este caso de 59%.

PR- PEMEX Refinación. Junto con PEP, PR es el organismo que acumula el mayor número de horas trabajadas. La disminución de su índice de frecuencia con respecto a 1998 fue de 44%. Es notable que, desde 1994, PR ha venido reduciendo cada año la frecuencia de accidentes. En cuanto al número de días perdidos por accidentes incapacitantes, el índice de gravedad se redujo en una cuarta parte de 1998 a 1999.

PGPB- PEMEX Gas y Petroquímica Básica. PGPB es el organismo que logró los índices de frecuencia y gravedad más bajos en 1999. La reducción con respecto a 1998 de los días perdidos por accidentes incapacitantes fue la más significativa en PEMEX: 64%. Es muy satisfactoria la importante disminución en cerca de 90% de ambos índices en los últimos tres años.

Figura 2.2 Índice de accidentes en PEMEX de 1994-1999

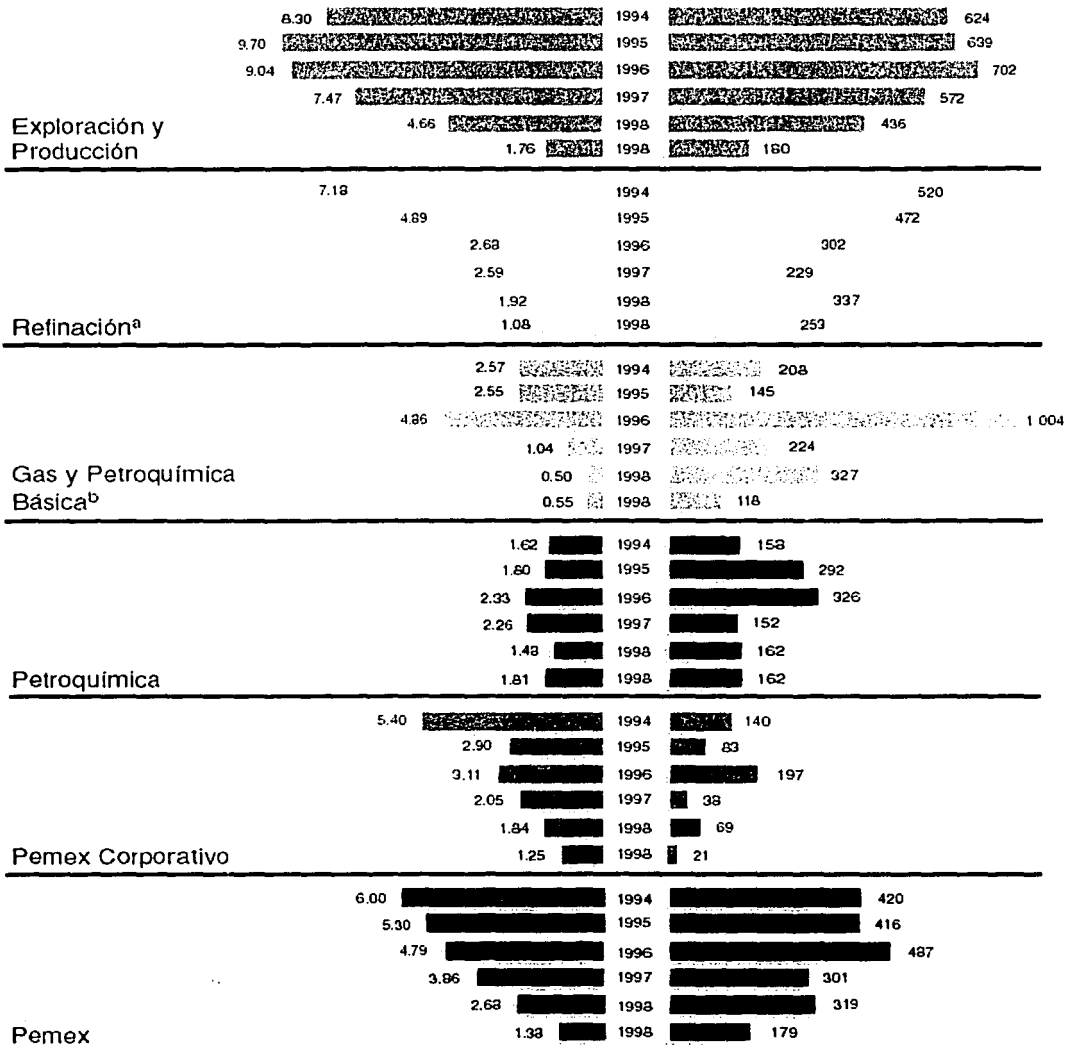


Índices de accidentes,

1994-1999

frecuencia

gravedad



a. El índice de gravedad de 1998 incluye los días de indemnización dictaminados en 1999 relativos a accidentes ocurridos en 1998. El de 1999 no incluye dichos días.

b. Los índices de PGPB de frecuencia 1998 y de gravedad 1998/1999 incluyen el accidente ocurrido en 1998 en Sánchez Magallanes.



PP- PEMEX Petroquímica. El comportamiento del índice de gravedad de PPQ ha sido estable en los últimos tres años; con respecto a 1998 no presentó cambios. Empero, la frecuencia de accidentes ha presentado variaciones más importantes: en 1998 bajó 35%, mientras que en 1999 aumentó 22%.

PC- PEMEX Corporativo. A pesar de no realizar actividades industriales, el personal del corporativo también se ve expuesto a accidentes. Aun así, en 1999 los índices de frecuencia y gravedad del corporativo fueron los más bajos desde 1994.

2.2.12 Principales Emergencias Ambientales ocurridas en México asociadas con el manejo de Sustancias Químicas (Tabla 2.3)⁽⁴⁾

Fecha del Evento	Nombre del Evento	Ubicación	Sustancia Involucrada	Causas	Daños
25/12/50	Poza Rica	Poza Rica, Ver.	Fosgeno	Fuga de gas ocasionado por falta de combustión en quemadores de campo	17 defunciones y 300 intoxicados
01/06/79 - 09/03/80	Ixtoc	Sonda de Campeche	Petróleo Crudo	Incendio ocasionado por la salida de petróleo y gas a presión	Impacto ecológico ocasionado por la liberación de 3,100,000 b. petróleo, quedando a la deriva 1,023,000
19/09/84	San Juan Ixhuatepec	San Juan Ixhuatepec, Méx.	Gas LP	Explosión (Bleve) de esferas de gas LP	650 defunciones, 2,500 lesionados y cuantiosos daños materiales
03/05/91	Anaversa	Córdoba, Ver.	Plaguicidas	Falla en el sistema de envasado, con derrame de producto e incendio	300 personas intoxicadas y 1,700 evacuadas
22/04/92	Guadalajara	Guadalajara, Jalisco	Gasolina	Presencia de gasolina en la red de alcantarillado	1,900 defunciones, 1,470 lesionados y cuantiosos daños materiales
04/12/94	Presa de Silva	San Fco. del Rincón, Mich.	Metales pesados, plaguicidas, colorantes y <i>clostridium botulinum</i> .	Toxicidad de metales pesados, plaguicidas y colorantes, con una mortandad inicial, la cual junto con factores ambient. y bacterias botulínicas	Mortandad aproximada de 25,000 aves acuáticas y terrestres



Continuación Tabla 2.3

16/02/95	Plátano y cacao	Ranchería Plátano y Cacao, Mpo. del centro, Tabasco	Gas amargo y Gasolina	Explosión ocasionada por fallas aparentes en la soldadura de la tubería	7 defunciones, 16 lesionados y 125 evacuados
25/01/96 a 20/03/96	Mortandad de delfines y aves marinas	Alto Golfo de California	Trazador nk19	Empleo de trazador con fines de señalización	Mortandad de 367 delfines, 8 ballenas, 51 lobos marinos y más de 200 aves marinas
20/02/96	Fine Chemical	México, DF	Mercaptano	Falla mecánica en un mezclador ocasionando calentamiento del mercaptano y rompimiento de tuberías con la consecuente liberación de la substancia	26 personas hospitalizadas y 500 evacuadas
07/05/96	Industria Puente	México, DF	Hidrógeno	Explosión de un tanque de hidrogeno	1 defunción, 3 intoxicados, 47 lesionados, 500 evacuados y cuantiosos daños materiales
26/07/96	Cactus	Reforma, Chiapas.	Etano Plus licuado	Fuga de hidrocarburos líquidos durante trabajos de mantenimiento ocasionando explosión e incendio	6 defunciones, 9 lesionados y cuantiosos daños materiales
11/11/96	San Juan Ixhuatepec	San Juan Ixhuatepec, Méx.	Gasolina	Derrame e incendio de gasolina en tanques de almacenamiento	4 defunciones y 15 lesionados



2.3 METODOLOGÍAS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS^(3, 9, 14, 27, 28, 30, 31)

La primera actitud a tomar frente un riesgo es realizar una inspección completa del mismo, consistente en la obtención de la mayor cantidad de datos de todas las situaciones de peligro reales y presentes, incluso tomando en el sitio la actitud que se tiene de modificar algunas de estas. Esta inspección debe ser realizada previo un análisis, quizás subjetivo, pero con todo el ánimo de objetivarlo de algún modo. Antes de hablar de los diferentes métodos de evaluación de pérdidas, se debe definir lo que se entiende por evaluación y la diferencia que tiene con valoración.

La **VALORACIÓN** es la acción o efecto de señalar a una cosa el valor correspondiente a su estimación, es decir, ponerle precio. Entendiendo que las cosas o bienes tienen dos tipos de valor en función de su uso y de su nivel económico. El valor de uso de un bien es su capacidad para satisfacer un deseo, y el valor de cambio es el poder económico que la presión de un bien otorga a las actividades de intercambio.

Por otro lado, **EVALUACIÓN** de una situación de riesgo es la acción o efecto de crear una estructura operativa para obtener los datos precisos que nos informen de las medidas de seguridad a tomar en cada caso particular y por lo tanto, el nivel de seguridad y riesgo presente. Y bueno tendríamos que definir algunos conceptos como riesgo, la medida de riesgo que es la severidad, etc.

Para realizar un análisis de riesgos es requisito fundamental tener un buen entendimiento del proceso o instalación sujeta a estudio. Eso se logra mediante el acopio y el análisis de la información que describe con detalle el funcionamiento y las interacciones de todos los componentes de la instalación. La información revisada incluye, las bases de diseño, la especificación de equipo, los diagramas de flujo y de la instrumentación, las lógicas de control, los programas y las bitácoras de mantenimiento, la calibración, sus pruebas y los manuales de operación normal y de emergencia. De igual modo, se efectúa trabajo de campo como son los recorridos en la instalación y las entrevistas con el personal operativo.

Los métodos cualitativos como su nombre lo indica, ofrecen resultados no numéricos, se basan en la experiencia de quienes llevan a cabo el análisis, son relativamente fáciles de implementar y consideran una sola causa de falla cada vez.

En los métodos cuantitativos, el resultado que se obtienen es numérico, utiliza un modelo lógico estructurado para fallas específicas considerando la combinación de fallas múltiples, requiere de una gran cantidad de datos estadísticos para calcular la probabilidad de falla.



2.3.1 Objetivo

El propósito de la evaluación de riesgos es identificar posibles accidentes, determinar sus causas y consecuencias. Con este fin se define un accidente como una secuencia de sucesos imprevistos que provocan consecuencias no deseadas. Generalmente existe un suceso iniciador y otros intermedios entre éste y la aparición de la consecuencia. Estos sucesos intermedios son las respuestas del sistema (automáticas y manuales) ante el suceso iniciador. Por tanto, el mismo suceso iniciador puede provocar consecuencias distintas en función de las intermedias.

El aporte de las metodologías radica en apoyar a la ingeniería de proyectos, con herramientas especializadas de identificación y evaluación para caracterizar los riesgos en las diferentes fases de desarrollo de un proyecto.

2.3.2 Alcance

Se aplican los métodos teóricos y prácticos de identificación y evaluación de riesgos, dependiendo de la materia objeto de estudio, es decir, una instalación existente o un proyecto de inversión.

Cada uno de los métodos de evaluación de riesgos que se analizarán más adelante tienen aspectos comunes y diferenciados entre ellos. Su selección se realiza según los siguientes criterios:

Objeto : ¿Qué se busca?

Momento : ¿Cuándo se utiliza?

Resultados : ¿Lista, *ranking* de riesgos, etc.?

Naturaleza : Cuantitativos / cualitativos

Información : Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso, etc.

Personal : Especialista, experiencia y multidisciplinario

Tiempo y Costo : Financiamiento del control de riesgo

Los métodos de evaluación de riesgos más utilizados para la identificación de desviaciones de la "buena práctica", son las "Listas de Chequeo" y "Revisiones de Seguridad". Otra aproximación que requiere experiencia previa son los índices de *Dow/Mond* que permiten confeccionar un *ranking* de riesgos.



Para un análisis predictivo de riesgos se utilizan la técnica HazOp (*Hazard and Operability Studies*), Análisis de modos de fallos, efectos y criticidad (FMECA), el método "What-If" y, menos extendido, el Análisis de Árbol de Sucesos. El Análisis de Error Humano, es una herramienta que permite identificar los riesgos con consecuencias catastróficas debido a fallas humanas.

2.3.3 Métodos de Identificación de Riesgos

A continuación se incluye la Tabla 2.4, de recomendación de metodologías a utilizar en cada etapa del proyecto y más adelante se describe cada una de ellas.

Tabla 2.4.- Metodologías a utilizar en cada etapa del Análisis de Riesgos.

Método de Identificación	ETAPA DEL PROYECTO					
	Perfil	Ingeniería Conceptual	Ingeniería Básica	Ingeniería Detalle	Construc. Montaje	Puesta en Marcha
Lista de Verificación	X	X	X	X	X	X
Revisión de Seguridad			X	X	X	X
Índice Dow y Mond				X		
Análisis Preliminar de Riesgos	X	X	X		X	X
What If	X	X	X	X	X	X
HazOo		X	X	X	X	X
FMECA			X	X	X	
Árbol de Fallas			X	X		X
Árbol de Eventos			X	X		X
Error Humano			X	X	X	X

2.3.4 Listas de Verificación (CHECKLIST)

Se utilizan para comprobar el cumplimiento de estándares de diseño y de regulaciones de seguridad. Puede ser utilizada en cualquier etapa del proyecto o en las instalaciones de un proceso existente. El *Checklist* deberá realizarla un ingeniero experto familiarizado con el funcionamiento de las instalaciones y sea conocedor de los procedimientos, normas y reglamentos de seguridad. Una vez realizada las listas deberán auditarse (a comentarios) y actualizarse.



OBJETO: Identificar riesgos simples y asegurar cumplimiento con normativa y estándar.

CUANDO: En las etapas: Perfil, Conceptual, Básica, Detalle, Construcción, Puesta en Marcha y Operación

Todas las etapas: Verificar en forma rápida y simple el cumplimiento de especificaciones de diseño y la aplicación de normas de seguridad.

Construcción: Cumplimiento con las especificaciones de diseño

Puesta en Marcha: Verificar cumplimiento de estándares y variables de control de procesos

RESULTADOS: Identificación de procesos y sus variables críticas, procedimientos, normas de seguridad y verificar cumplimientos con estándares (Si/No). Identificación de situaciones que requieren una evaluación detallada. Se recomienda registrar resultado en formulario

NATURALEZA DE RESULTADOS: Cualitativos, decisiones tipo si/no. Cumplimiento.

INFORMACIÓN NECESARIA: Lista de Chequeo, Normativas y estándares, conocimiento de la Planta/Sistema.

COMPETENCIA PROFESIONAL: *Checklist* realizado por expertos. La implantación del mismo puede realizarse cualquier ingeniero. Posteriormente un técnico experto revisará resultados y decidirá próximas acciones.

TIEMPO/COSTO: Dada la facilidad de utilización es relativamente rápido. Es uno de los métodos de evaluación de riesgos más rápidos y baratos.

2.3.5 Revisiones de Seguridad

Una Revisión de Seguridad es un examen periódico para plantas de alto riesgo, para métodos constructivos críticos de Construcción y Montaje, y de procedimientos de Puesta en Marcha que pudieran provocar un accidente. Además, es aplicable para verificar el cumplimiento de las especificaciones y normas de seguridad en las etapas de diseño. Estas revisiones las realiza un equipo con experiencia, que audita los estándares de diseño y que visita la planta en construcción para entrevistar a determinadas personas y verificar el cumplimiento de los procedimientos y estándares de seguridad.



OBJETO: Evaluar el cumplimiento de los procedimientos de trabajo, estándares de diseño y normas de seguridad en las etapas de construcción y montaje, puesta en marcha y operación, con el objetivo de asegurar la implantación de las medidas de mitigación, mantener al personal de planta informado de los riesgos del proceso, identificar equipos y cambios que pudieran haber introducido nuevos riesgos desde la última revisión de seguridad e implementar en lo necesario nuevas tecnologías y normas de seguridad.

CUANDO: En las etapas: Básica, Detalle, Construcción, Puesta en Marcha y Operación: como criterio cada un año en plantas de alto riesgo.

Básica y Detalle: según la etapa, verificar el cumplimiento de los estándares y normas de seguridad.

Construcción y Montaje : periódico en los métodos constructivos críticos.

Puesta en Marcha: ante y durante las pruebas de equipos críticos en vacío y con carga.

RESULTADOS: El Equipo de Inspectores reporta un informe en el que aparecen desviaciones al diseño, deficiencias en operación y puntos nuevos de riesgo y recomendaciones específicas. Se recomienda registrar los resultados en un formulario específico.

NATURALEZA DE RESULTADOS: Cualitativos.

INFORMACIÓN NECESARIA: El equipo técnico asignado deberá estar familiarizado con procedimientos de seguridad, estándares de diseño y normas de seguridad.

TIEMPO/COSTO: Normalmente entre 2 a 5 personas durante un tiempo mínimo de una semana, depende del tamaño de la planta y complejidad del proyecto. En menor tiempo no es posible la evaluación con el suficiente rigor.

2.3.6 Índices de Dow/Mond

Los índices de *Dow/Mond* son un método útil que proporciona un *ranking* relativo de los riesgos inherentes a la planta en cuestión, particularmente para procesos químicos. El método está basado en la idea de asignar penalizaciones y bonificaciones según las características de la planta.

Las penalizaciones se asignan a condiciones de la unidad/planta que puede contribuir a que ocurra un accidente: las características de la reacción, severidad de parámetros de operación; cantidad de producto involucrado, efectos dominó, etc.



Las bonificaciones se asignan a las características de la unidad que puedan mitigar los posibles accidentes: condiciones de seguridad de la unidad, sistema de emergencia, control, contención, protección contra incendios, etc.

OBJETO: Proporcionar un *ranking* de unidades en función del índice de riesgo obtenido.

CUANDO: En etapas de diseño (para identificar áreas vulnerables y medidas de protección) y en operación.

RESULTADOS: *Ranking* de las unidades de la planta basada en el Índice de Riesgo.

NATURALEZA DE LOS RESULTADOS: Semicuantitativos. Cuantitativos en cuanto a *ranking*, además de cualitativos en cuanto a deficiencias de la unidad y tipología de los accidentes.

INFORMACIÓN NECESARIA: Conocimientos precisos de las condiciones de operación de la unidad. Además hay que conocer perfectamente los métodos así como los gráficos, tablas y fórmulas disponibles. (Manuales de usuario).

COMPETENCIA PROFESIONAL: Es necesario un ingeniero familiarizado con la química del proceso. Es importante que todas las unidades que vayan a formar parte del ranking final estén evaluadas por el mismo técnico.

TIEMPO/COSTO: Depende del número de unidades escogidas para la evaluación. La evaluación de cada unidad conlleva entre uno y tres días dependiendo de la información recibida.

2.3.7 Análisis Preliminar de Riesgos

El principal objetivo de un Análisis Preliminar de Riesgo (APR), es identificar riesgos en las etapas iniciales del diseño de la planta e incluso es útil para determinar su emplazamiento más seguro. Por tanto puede ser económicamente conveniente producto del ahorro de tiempo y costo, si se identifican en ese momento los riesgos importantes de la futura instalación. El APR se centra en los materiales peligrosos, equipos e instalaciones importantes por su costo y valor productivo. Como no se dispone de los detalles de la futura planta, a grandes rasgos se hace una revisión de los procesos y sus equipos que están expuestos a riesgos con consecuencias catastróficas y se prepara una lista de riesgos relacionados con materias primas, productos intermedios y finales, equipos de planta, operaciones, equipos de seguridad etc.



Como resultado se obtienen recomendaciones para reducir o eliminar riesgos en las posteriores fases del diseño de la planta.

OBJETO: Identificar en las primeras etapas del proyecto los peligros potenciales, de manera de mitigarlos en sus inicios para asegurar la operación futura de la planta.

CUANDO: En las etapas: Perfil, Conceptual, Básica, Construcción, Operación. Operación: Es una forma simple y rápida para realizar un inventario de riesgos críticos a plantas y procesos relevantes por sus costos asociados e incidencia en la producción.

Diseño: Útil en las primeras etapas del proyecto y en la etapa de la Ingeniería Básica de la planta.

Construcción y Montaje: Es una forma simple y rápida para realizar un inventario de riesgos críticos a las actividades y tareas definidas para la fase de construcción y montaje.

NATURALEZA DE LOS RESULTADOS: Se obtiene un listado cualitativo de riesgos potenciales con recomendaciones para reducir situaciones peligrosas de los equipos e insumos de plantas y procesos, en cualquiera etapa del proyecto. Se recomienda registrar los resultados en un formulario específico.

INFORMACIÓN NECESARIA: Criterios y especificaciones de diseño, especificaciones de equipos y materiales y caracterización de los riesgos críticos.

COMPETENCIA PROFESIONAL: Uno o dos Ingenieros de seguridad.

TIEMPO/COSTO: Pequeño comparado con el ahorro que puede suponer una temprana identificación del riesgo potencial.

2.3.8 Análisis *What - If*

El análisis "Qué pasa si", consiste en determinar las consecuencias no deseadas originadas por un evento. Este tipo de análisis no está tan estructurado como el análisis HAZOP o FMECA. Es un método del que no existe tanta información como el resto ("es más artesanal"), sin embargo los especialistas avezados en la aplicación de esta técnica consideran que es una herramienta fácil de emplear y menos tediosa que las otras. El método puede aplicarse para examinar posible desviaciones en el diseño, construcción, operación o modificaciones de la planta. Es importante destacar que suele ser un método potente únicamente si el equipo humano asignado es experimentado.



El método utiliza expresiones como la siguiente:

¿Qué pasa si se cierra manualmente la válvula A, en vez de la B que sería la correcta?

La pregunta se divide en varias áreas específicas de investigación, normalmente en función de las consecuencias esperadas: electricidad / instrumentación, incendio, seguridad personal. Cada área está formada por dos o tres expertos de la misma.

OBJETO: Identifica posibles accidentes (secuencias) y por tanto identifican riesgos, consecuencias y posibles métodos / formas de minimizarlos.

CUANDO: En las etapas: Perfil, Conceptual, Básica, Detalle, Construcción, Puesta en Marcha y Operación.

Puede usarse en plantas ya existentes, en el proceso de diseño, construcción y montaje y en fases de puesta en marcha. Es especialmente útil para chequear cambios propuestos en una instalación y para verificar la vulnerabilidad y respuesta de los procesos y sus equipos ante la pérdida de la función.

RESULTADOS: Lista de procesos, equipos, instalaciones e insumos, riesgos críticos, pérdidas potenciales, escenarios de accidentes y formas de reducir las consecuencias de los mismos.

NATURALEZA DE LOS RESULTADOS: Cualitativa. No existe *ranking* cuantitativo entre ellos.

INFORMACIÓN NECESARIA: Documentación detallada de la planta, los procesos, procedimientos de operación, riesgos críticos y a veces entrevistas con el personal de la planta.

COMPETENCIA PROFESIONAL: Grupo multidisciplinario de especialistas con asesoría de ingenieros de seguridad por cada área de análisis.

TIEMPO/COSTO: Depende del tamaño de la planta a analizar y el número de áreas de investigación. No es efectivo a nivel costo / tiempo si el personal no tiene el adiestramiento adecuado en la utilización del método.

2.3.9 Análisis de Modos de Fallo, Efectos y Criticidad (FMECA)

El análisis *FMECA* es una tabulación de los equipos de la planta/sistema, sus modos de fallo, el efecto que acompaña a cada modo de fallo y un ranking de criticidad de todos los modos.



El modo de fallo es una descripción de como falla el equipo (abierto, cerrado, arranque, paro, fugas, etc.); su efecto es la respuesta del sistema o el accidente resultante del fallo. De esta forma el análisis *FMECA* identifica modos de fallo simples, que directamente o formando parte de una sucesión de los mismos da lugar al accidente. Este método normalmente no examina el posible error humano del operador, sin embargo los efectos de una operación incorrecta son habitualmente descritos como un modo de fallo del equipo. El análisis *FMECA* no es efectivo para identificar combinaciones de fallos que den lugar al accidente.

OBJETO: Identificar los modos de fallo de los equipos / sistemas y los efectos potenciales de cada uno de ellos.

CUANDO: En las etapas: Básica, Detalle, Construcción y Operación.

Diseño: Puede ser utilizado para identificar medidas de protección adicionales que pueden ser incorporadas al diseño.

Construcción: Es válido para evaluar cambios de equipos resultantes de modificaciones en campo.

Operación: Se utiliza para identificar la existencia de simples fallos que puedan generar accidentes.

RESULTADOS: Lista de equipos de planta / sistema, modos de fallo y sus efectos. Esta lista puede ponerse fácilmente al día por modificaciones en la planta / sistema o cambios de diseño.

NATURALEZA DE LOS RESULTADOS: Cualitativos. *Ranking* relativo de fallos de equipos basados en frecuencias de fallos estimados y / o severidad de los riesgos.

INFORMACIÓN NECESARIA: Lista de equipos / componentes, manuales de equipos (funcionamiento) y manuales de operación de la planta / sistema.

COMPETENCIA PROFESIONAL: Depende del tamaño del sistema, pero para una evaluación lo ideal es disponer de dos especialistas de procesos e instrumentación. Es fundamental el perfecto conocimiento del sistema para poder evaluar la evolución del mismo tras el fallo.

TIEMPO/COSTO: De la misma forma que la competencia profesional, éste depende del tamaño del sistema y el número de ellos. De media a una hora es suficiente para realizar entre 2 y 4 evaluaciones por analista. Para la estimación de tiempos es importante conocer las similitudes entre los distintos sistemas ya que lógicamente se reduce el trabajo.



2.3.10 Análisis Árbol de Eventos (*Event-Tree*)

El análisis del árbol de eventos evalúa los resultados de un accidente potencial que podrían resultar tras un fallo o alteración. A diferencia del árbol de fallos (*FTA*), el análisis del árbol de eventos es un proceso "con visión de futuro", ya que el analista comienza su trabajo identificando un evento inicial, para posteriormente analizar una cadena de sucesos, teniendo en cuenta los aciertos y errores de las funciones de seguridad según progresa el accidente. Por tanto, esta metodología es una buena herramienta para registrar secuencias de accidentes, siendo adecuada para analizar aquellos casos que empiezan y pueden derivarse en una gran cantidad de efectos.

OBJETO: Identificar las secuencias del suceso desde que comienza hasta que termina el accidente.

CUANDO: En las etapas: Básica, Detalle, Puesta en Marcha y Operación. Tanto en las etapas de diseño como en la operación, para evaluar la efectividad de las medidas de seguridad definidas en los sistemas de protección de procesos e equipos.

NATURALEZA DE RESULTADOS: Los resultados son inicialmente cualitativos, si bien puede darse la probabilidad de ocurrencia si se conocen las probabilidades de ocurrencia de los sucesos.

INFORMACIÓN NECESARIA: Conocimiento de sucesos y de las funciones de seguridad y procedimiento de emergencia que pueden mitigar el suceso no deseado.

COMPETENCIA PROFESIONAL: Un análisis de Árbol de Consecuencias puede realizarse por un solo especialista siempre que conozca el método. En caso de sistemas más complejos es preferible un equipo de 2 a 4 personas.

TIEMPO/COSTO: Depende de la complejidad del sistema y del número de sucesos iniciales definidos. Se encarece si se pretenden tener resultados cuantitativos.

2.3.11 Análisis del Error Humano

Un análisis de error humano es una evaluación sistemática de todos los factores que influyen en las actuaciones de los trabajadores de la planta, por lo tanto, corresponde a un análisis minucioso de tareas.



Es un método que consiste en describir las características del entorno requerida para realizarlas adecuadamente e identificar las situaciones de error (probabilidad) que pueden desencadenar un accidente.

OBJETO: Identificar los potenciales fallos humanos y sus causas que pueden desencadenar el accidente.

CUANDO: En las etapas: Básica, Detalle, Construcción, Puesta en Marcha y Operación.

RESULTADOS: El resultado es un listado cualitativo de posibles sucesos no deseado originados por el fallo humano y que genera una serie de recomendaciones para el comportamiento del trabajador, procedimientos de trabajo, condiciones de higiene ambiental, capacitación de trabajador etc., para mejorar la capacidad de actuación del operador. Es una buena herramienta para identificar errores humanos con consecuencias catastrófica que deben inhibirse durante la etapas de diseño.

INFORMACIÓN NECESARIA: Se deberá tener acceso a los procedimientos de las plantas, entrevistas con el personal, conocimiento de la planta, paneles de control/alarma, estadística de accidentes, etc.

COMPETENCIA PROFESIONAL: Un analista por planta, instrumentistas y asesores de seguridad.

TIEMPO/COSTO: El tiempo total requerido para el Análisis del Error Humano depende de la complejidad de la planta y del grado de automatización de la misma. Como idea, una etapa de la tarea / procedimiento requiere una hora de trabajo

2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL PRESENTE TRABAJO⁽¹⁴⁾

ANÁLISIS HAZOP (*HAZARD AND OPERABILITY STUDIES*)

Un estudio HazOp identifica los riesgos asociados con la operación del sistema, investigando las desviaciones posibles de la planta de su operación normal. Es muy importante aclarar que un estudio HazOp no tiene como objetivo encontrar soluciones a los problemas encontrados. Estas se harán si son sencillas y si están de acuerdo los miembros del equipo, pero nunca se detendrá el estudio para buscar soluciones complejas.



El principal objetivo de un HazOp es la identificación de los riesgos, causas y consecuencias por las desviaciones de los estándares de diseño. La metodología HazOp está basada en el principio de la actuación conjunta de varios expertos en diferentes campos, con el fin de encontrar más problemas de los que se identificarían si se trabajara en forma separada.

2.4.1 CONCEPTO: Un HazOp consiste en revisar la planta en una serie de reuniones durante las cuales un equipo multidisciplinario realiza una "tormenta de ideas", sobre su diseño. La gran ventaja de este método es que genera muchas ideas como resultado de la interacción de las distintas experiencias de los técnicos que forman el equipo HazOp.

El líder del equipo realiza inicialmente una identificación de nodos por procesos. De cada uno de estos nodos se estudian las desviaciones en los parámetros de proceso utilizando las palabras - guía. Con esto se asegura que el diseño se explora en todas las vías concebibles. El equipo, por tanto, debe identificar un gran número de desviaciones, cada una de las cuales serán estudiadas, identificando sus causas, sus consecuencias y las acciones a tomar en caso de que éstas sean problemáticas.

El momento oportuno para realizar un estudio HazOp es con el diseño definitivo, ya que éste estará suficientemente definido para trabajarlo y, así, los posibles cambios de diseño derivados del estudio podrán realizarse sin grandes costos. Sin embargo, el método puede utilizarse en plantas existentes, por ejemplo, para modernizar sistemas de instrumentación y control en plantas antiguas (hay una relación especial entre el estudio HazOp y el control de la planta).

El HazOp se basa en dos premisas fundamentales:

- Los sistemas funcionan bien, cuando operan de acuerdo con la intención de diseño
- Los riesgos y problemas operacionales son generados por desviaciones a la intención de diseño.

A grandes rasgos el éxito / fracaso del HAZOP depende entre otros factores de la información disponible (Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso, datos de planta, etc.) y de la elección y habilidad del equipo para:

- a) Definir los parámetros del nodo:** Se definirá como se espera que opere en ausencia de desviaciones.
- b) Aplicar palabras guía.**



- c) **Identificar las Desviaciones**, aplicando sistemáticamente las palabras guía que sean factibles.
- d) **Identificar la Causas generadores de la desviación.**
- e) **Identificar las Consecuencias**, como resultado de las desviaciones en estudio.
- f) **Identificar Protecciones.**
- g) **Emitir Recomendaciones.**

2.4.2 Definiciones para el HAZOP

INTENCIÓN : Modo normal de operación en ausencia de desviaciones.

DESVIACIÓN : Cualquier falla que adultera la intención.

CAUSA : Razón por la cual se produce la desviación.

CONSECUENCIA : Resultado ocasionado por la desviación.

PALABRAS GUÍAS : Grupo de palabras para definir la desviación de la intención.

Tabla 2.5 Desviaciones en el Análisis de Riesgos

Palabras Claves o Guía	Significado
NO	Negación de lo previsto en diseño (Ej.: No flujo)
MÁS	Aumento cuantitativo de una variable (Ej.: Más flujo)
MENOS	Opuesto a MÁS (Ej.: Menos presión)
ADEMÁS DE	Aumento cuantitativo (Ej.: Impurezas)
PARTE DE	Disminución cuantitativa (Ej.: menos proporción de un componente de una mezcla)
INVERSO	Lo opuesto a lo previsto en diseño (Ej.: Flujo inverso)
OTRO QUE	Lo que puede suceder fuera de las condiciones normales de operación (Ej.: manutención, puesta en marcha, falla de servicio)

2.4.3 Proceso de Trabajo

Para poner en práctica el estudio HAZOP hay que realizar necesariamente los siguientes pasos:

- 1.- Definir el propósito, los objetivos y el alcance del estudio.
- 2.- Seleccionar el equipo HAZOP.
- 3.- Preparación de sesiones.
- 4.- Convocatoria sesiones HAZOP.



2.4.3.1 Definición del propósito, los objetivos y el alcance del estudio

Serán lo más explícitos posibles. Estos se fijan normalmente por el responsable de la Planta o Proyecto asistido por el Ingeniero de Seguridad que va a ser el Coordinador (líder) del estudio. Además del objetivo general, que es identificar problemas de operación y riesgos asociados, pueden existir algunos otros más concretos (por ejemplo desarrollar una lista de cuestiones a plantear al suministrador del equipo/proceso; verificar la instrumentación de seguridad) así como qué consecuencias van a ser consideradas (por ejemplo seguridad física, pérdida de planta o equipo, producción, impactos ambientales, Seguridad Pública, asegurabilidad, etc.).

2.4.3.2 Selección del Equipo HAZOP

Sí bien depende de los factores apuntados en el punto anterior, el equipo óptimo estará formado por 5 a 7 miembros. Si se selecciona un equipo muy numeroso es muy posible que no funcione adecuadamente.

Así mismo si se selecciona por ahorro un equipo demasiado pequeño puede presentar graves riesgos de deficiencias en algún campo en concreto. Una composición típica de un equipo completo de HAZOP es la siguiente: Ingeniero de Diseño, Ingeniero de Proceso, Supervisor de operaciones (Jefe de Planta), Ingeniero de Instrumentación, Químico, Supervisor de Mantenimiento y Ingeniero de Seguridad

El Coordinador del Equipo (líder) tiene como principal misión mantener orientado al mismo en sus objetivos de identificar problemas, no necesariamente solucionarlos. Hay una especial tendencia entre los técnicos a intentar búsqueda de soluciones con la consiguiente pérdida del enfoque del Estudio.

El Coordinador debe tener siempre presente lo siguiente:

- No debe competir en ningún sentido con los miembros del equipo.
- Escuchar y hacer participar a todos los miembros.
- No permitir que los miembros del equipo mantengan actitudes de autodefensa.
- Imprimir el ritmo de la sesión e intentar mantener el mayor grado de concentración del equipo.

2.4.3.3 Preparación de Sesiones (Estudio inicial)



Esta depende en gran medida del tamaño y la complejidad de la planta. El trabajo de preparación consiste en obtener los datos necesarios, extraer la información aprovechable (no intentar trabajar "entre papeles" innecesarios), planear la secuencia del estudio y convocar las sesiones. Típicamente los datos consisten en planos de diagramas de flujo, isométricos y planos de implantación. Adicionalmente se utilizan manuales de operación, manuales de equipos, diagramas lógicos de control, etc. Estos datos se deben chequear para asegurarse de que no existen discrepancias o ambigüedades.

Respecto a la tarea de dar forma adecuada a la información recopilada y definir la secuencia del estudio, ésta depende fundamentalmente del tipo de planta. Para plantas de tipo continuo el trabajo es mínimo; los Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso contienen suficiente información para poder trabajar; respecto a la secuencia es simplemente seguir el proceso desde su inicio. Los nodos son establecidos por el coordinador antes de comenzar la primera sesión HAZOP. Estos nodos serán fundamentalmente todos los parámetros que gobiernan las variables de procesos (flujo, presión, temperatura, etc.). Podrán aparecer otros nodos con el aprendizaje del proceso durante el estudio. El coordinador preparará una presentación inicial del estudio: objetivos, planeamiento del trabajo, metodología, representación del equipo, etc.

2.4.3.4 Convocatoria de Sesiones

Una vez que todo lo anterior ha sido suficientemente preparado, el coordinador del equipo está en disposición de convocar a sesiones. El primer paso es evaluar las horas de sesión necesarias para realizar el estudio. Como regla general cada línea principal lleva aproximadamente 15 minutos de estudio; un depósito / reactor con dos líneas de entrada, dos de salida y un venteo lleva aproximadamente 1½ horas de sesión.

Una vez determinada la duración del estudio se convocará las sesiones. Cada sesión no deberá durar más de tres horas (ideal) y preferentemente por la mañana. Sesiones más largas se hacen excesivamente tediosas y lógicamente repercute en la calidad del estudio. Por apuros de tiempo puede aceptarse sesiones en dos días consecutivos, pero este ritmo debe ser excepcional por las razones antes expuestas.

SOFTWARE: Existen *software* para aplicar la metodología en forma sistemática a plantas y procesos, además permite que los resultados se registren en planillas y formularios en forma automática.



Aplicación del HAZOP

El HAZOP es una metodología que se aplica en tres etapas: nodalización de la instalación o proceso, reuniones del análisis HAZOP y documentación del estudio.

2.4.4 Nodalización de la instalación o proceso⁽³⁾

El objetivo de esta etapa es seccionar la instalación en unidades individuales de estudio llamadas nodos. A partir del estudio del diseño, de la operación y del mantenimiento de la instalación, se tienen los elementos para generar un esquema de nodalización que emplea los siguientes criterios:

- Los nodos se establecen a partir de la función que cumple el equipo (líneas de proceso, líneas de combustible, líneas de subproductos) y de la dirección de flujo.
- Un nodo puede incluir uno o varios equipos, individuales o compuestos, que en su conjunto cumplen una misión en el proceso o instalación.
- Un nodo puede incluir uno o varios equipos, como los mencionados antes, que aunque no compartan una misión común, manejan variables de proceso que no varían de forma significativa.

2.4.5 Reuniones del análisis HAZOP

La etapa de reuniones de análisis HAZOP se refiere al proceso en el que el grupo multidisciplinario aplica un protocolo de análisis. En la aplicación del protocolo, cada miembro del equipo aporta su experiencia y conocimientos en beneficio del estudio. El ambiente y enfoque de estas reuniones tiene como principal objetivo el que varios expertos, actuando en grupo, generen un estudio más completo del que se lograría trabajando en forma individual.

La conformación del grupo requiere del nombramiento de un coordinador principal y de un secretario. El coordinador tiene la función de moderar las reuniones y el secretario se encarga de llenar los formatos que documentan el estudio, a medida que éste avanza.

El protocolo de análisis consiste en lo siguiente: para cada nodo se define su función y se selecciona una variable relevante del proceso (presión, temperatura, flujo, corriente, entre otras).

A estas variables se les aplica una palabra guía (no, alto, bajo, inexistente) que, combinada con la variable seleccionada, genera una desviación (alta presión, bajo flujo, etcétera). Para cada desviación se hace una relación de las posibles causas que la pueden originar y sus posibles consecuencias.



Adicionalmente, se identifican las salvaguardias con las que cuenta la instalación y se proponen recomendaciones para evitar las causas y disminuir las consecuencias. Esto se hace hasta agotar todas las palabras guía que se apliquen a la variable y para todas las variables que afecten a cada nodo. Finalmente, el proceso se continúa para todos los nodos de la instalación.

2.4.6 Documentación del HAZOP

La etapa de documentación del HAZOP consiste en integrar, en formatos especializados para cada una de las desviaciones: sus causas, consecuencias, salvaguardias y recomendaciones. Cuando proceda, las recomendaciones se deben sustentar en normas, estándares y prácticas recomendadas aplicables.

Equipo:		Número del plano:						
Fecha de la reunión:		Número de revisión:						
Item N°	Desviación	Causa	Consecuencias	F	S	R	Salvaguardas	Recomendaciones
Descripción del nodo de estudio, sección del proceso, o paso operativo.								
Definición del propósito de diseño.								

Tabla 2.6 Tabla Típica de Resultados del Análisis HAZOP

Habitualmente los resultados de las reuniones HAZOP se registran en forma de tabla (Tabla 2.6); sin embargo, las recomendaciones se pueden consignar en forma separada.

2.4.7 Matriz de Riesgo

Se desarrolla con el objeto de clasificar a las consecuencias según un **orden de riesgo**. Para ello se asigna a las causas un valor numérico/alfabético de **probabilidad o frecuencia** del acontecimiento y a las consecuencias otro valor numérico/alfabético de **severidad o gravedad**. En la Tabla 2.7 se muestra la matriz de riesgos, donde el Nivel A (valor de 8 a 10) tiene un nivel de riesgo elevado y por lo tanto se requieren acciones inmediatas a fin de prevenir pérdidas humanas y materiales de gran importancia. El Nivel B (valor de 4 a 7) es identificado como moderado por lo que la planta puede seguir operando de manera segura.



El Nivel C (valores de 1 a 3) es identificado como bajo por lo que la planta puede seguir operando de manera segura sin necesidad de implementar alguna acción.

Clasificación de recomendaciones

Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado y basado en la matriz de riesgos. Estas se clasifican de la siguiente manera:

CLASE A. Las recomendaciones de la clase **A** son las que tienen la más alta prioridad. Esto significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente o su consecuencia. De acuerdo con la matriz de riesgos **I**, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 8 a 10.

CLASE B. Las recomendaciones de la clase **B** son las que tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis costo – beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, para que basado en esto se tome la decisión de “aceptar o no el riesgo”. De acuerdo con la matriz de riesgos aquí presentada, estas recomendaciones deberán tener un número de riesgo de 4 a 7.

CLASE C. Las recomendaciones de la clase **C** son las que tienen la más baja prioridad. Esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero que el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente.

		Gravedad				
		1	2	3	4	5
Frecuencia	1	C	C	C	B	B
	2	C	B	B	B	A
	3	C	B	B	A	A
	4	B	B	A	A	A
	5	B	A	A	A	A

Tabla 2.7 Matriz de Riesgo en el Análisis HAZOP.

2.4.8 Resultados esperados del Análisis

Un estudio HAZOP se puede documentar de muchas maneras. Registrando los resultados de las reuniones en forma de tabla se conservan de una manera detallada las conclusiones del equipo. La documentación de una análisis HAZOP puede incluir:



1. Una breve descripción del proceso.
2. Una lista de dibujos o procedimientos descriptivos.
3. Los nombres, filiaciones y asistencia de los miembros del equipo.
4. Una breve descripción de cómo se utilizó la técnica HAZOP.
5. Las notas de las reuniones HAZOP.
6. Una lista de mejoras potenciales en seguridad (recomendaciones o acciones) para la consideración de la gerencia de la planta.

2.5 ANÁLISIS DE ÁRBOLES DE FALLAS^(3, 10, 14)

2.5.1 Una definición matemática de riesgo

$$\text{Riesgo} \left(\frac{\text{consecuencia}}{\text{tiempo}} \right) = \text{frecuencia} \left(\frac{\text{evento}}{\text{tiempo}} \right) * \text{magnitud} \left(\frac{\text{consecuencia}}{\text{evento}} \right)$$

Suposiciones:

- Probabilidad de morir en accidente uniformemente distribuida en la población.
- Participación involuntaria.
- Sexo y edad no son factores.
- Toda la población tienen la misma exposición al peligro.
- Día de la semana, localidad, etc. no son factores.

2.5.2 Concepto de Método de Árbol de Fallas

Un árbol de fallas es un diagrama lógico-gráfico que describe la manera en que se pueden combinar diferentes eventos para que ocurra un evento indeseado. Es una técnica usada para calcular la probabilidad de falla de un sistema discreto complejo, basado en la probabilidad de falla de sus componentes. Usa lógica inductiva, que es la: identificación de un evento principal (generalmente la falla de un sistema) y luego de las causas que pueden producir dicho evento. Es aplicable a sistemas formados por eventos que se pueden describir con lógica *Booleana* (el evento ocurre o no) y es útil cuando:

- No existe historia de falla del sistema.
- La probabilidad de falla es muy pequeña.
- La falla del sistema es inaceptable socialmente.



Además el AAF también es una técnica de análisis tanto cualitativa como cuantitativa. Es cualitativa porque identifica las posibles combinaciones de eventos que conducen a la ocurrencia de un evento indeseado, denominado evento tope.

Es cuantitativa porque puede estimar la frecuencia o probabilidad de ocurrencia de dicho evento. Para elaborar un árbol de fallas se requiere de la selección de un evento tope. Ejemplos de eventos tope pueden ser los siguientes: la reacción descontrolada en un reactor químico, la falla del tren del aterrizaje de un avión, la falla de la energía eléctrica en un hospital, etcétera. En un esquema de análisis integral de riesgos, como el que se presenta en este trabajo, el evento tope se selecciona una vez que se ha concluido el estudio HAZOP.

2.5.3 Componentes de un Árbol de Fallas

La estructura de un árbol de fallas es la siguiente: la falla o accidente que se quiere analizar aparece en el tope de un diagrama y consiste del **evento tope**, este luego se vincula con otros eventos básicos (como en un árbol jerárquico) con otros **eventos de falla** (el evento tope se va desagregando en **eventos básicos**) por medio de **compuertas lógicas**.

La ventaja principal del árbol de fallas es que el análisis está solo restringido (concentrado) a un evento particular. La construcción de un árbol de fallas provee al analista un mejor entendimiento de las fuentes potenciales de falla, y por ende un medio para repensar el diseño y la operación de un sistema y, de esta forma, eliminar las potenciales causas de falla. Cuando el árbol de fallas está completo, éste sirve para analizar qué combinación de fallas de componentes, errores operacionales u otras fallas pueden causar el evento tope. Finalmente el árbol de fallas se puede emplear para calcular la **probabilidad de falla bajo demanda**, la **no-confiabilidad** y la **indisponibilidad** del sistema en cuestión.

2.5.4 Simbología para Árboles de Fallas

2.5.4.1 Símbolos de las Compuertas

Las compuertas conectan los eventos de acuerdo con las relaciones causales. Una compuerta puede tener uno o más eventos de entrada pero sólo un evento de salida.

El evento de salida de una compuerta **AND** ocurre si todos los eventos de salida ocurren simultáneamente. Por otro lado los eventos de salida de una compuerta **OR** ocurren si cualquiera de los eventos de salida ocurre.



Las relaciones causales expresadas por una compuerta **AND** y por una compuerta **OR** son determinísticas, porque la ocurrencia del evento de salida está completamente controlada por el evento de entrada. Un ejemplo de una relación causal no determinística es el siguiente: **una persona es chocada por un automóvil y la persona muere**, la relación causal entre estos dos eventos no es determinística porque no siempre una persona muere si es chocada por un automóvil.



SÍMBOLO	COMPUERTA	SIGNIFICADO
	AND	El evento de salida ocurre si todos los eventos de entrada ocurren.
	OR	El evento de salida ocurre si cualquiera de los eventos de entrada ocurre.

Figura 2.3.- Símbolos de algunas compuertas y su significado

La compuerta **inhibición** se emplea para representar relaciones causales probabilísticas. El evento de la parte inferior se denomina el **evento de entrada**, mientras que el evento del costado es el **evento condicional**.

El evento condicional toma la forma de un evento condicionado al evento de entrada. El evento de salida ocurre si ambos, el evento de entrada y el condicional, ocurren. La compuerta **AND** con prioridad requiere que los eventos de entrada ocurran en el orden que aparecen de izquierda a derecha, para que el evento de salida ocurra. A continuación, se presenta una figura con los símbolos de las compuertas y su significado

2.5.4.2 Símbolos de los eventos


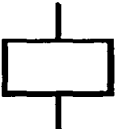
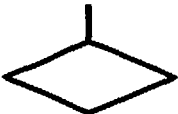
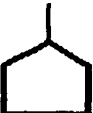
En un árbol de fallas, un rectángulo indica un evento de falla resultante de una combinación de más eventos básicos actuando a través de compuertas lógicas. Los círculos indican un componente de falla básico y representa el límite de resolución de un árbol de fallas (este evento no se descompone). Para poder evaluar un árbol de fallas, el círculo representa un evento del que se dispone información de su confiabilidad. Los eventos casa (**house event**) son eventos que se emplean para representar la ocurrencia o no del mismo.



Es decir, el evento es habilitado (**encendido**) para que ocurra o no (**apagado**), esto va de acuerdo con las necesidades de evaluación que se tengan. Inclusive se pueden suspender todas las relaciones causales debajo de una compuerta **AND** por medio de la inhabilitación o **apagado** de un evento casa que es una entrada a la compuerta.

Los eventos triángulo sirven de transferencia dentro de un árbol. En la siguiente Figura se presentan los símbolos que corresponden a los distintos eventos.

Figura 2.4 Simbología de Eventos

<i>SÍMBOLO</i>	<i>EVENTOS</i>	<i>SIGNIFICADO</i>
	EVENTO BÁSICO	Falla de un componente que no requiere mayor desarrollo. Un evento básico es el menor nivel de desarrollo de un FT.
	EVENTO INTERMEDIO	Un evento de falla que resulta de la interacción de otros eventos de falla que son desarrollados por las compuertas lógicas mencionadas anteriormente.
	EVENTO No DESARROLLADO	Evento de falla que no se examina en mayor grado porque la información es insuficiente o un mayor desarrollo va más allá del objeto de estudio.
	EVENTO CASA O EXTERNO	Una condición o un evento que se asume existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas. Puede o no ocurrir.

2.5.5 Metodología para el Análisis

Hay cuatro pasos que un analista debe realizar para poder llevar a cabo un AAF:

1. Definición del problema.
2. Construcción del árbol de fallas.



3. Análisis cualitativo y cuantitativo del modelo de AAF.
4. Documentación de los resultados.

2.5.5.1 Definición del problema

Para definir el problema se deben seleccionar (1) un **evento tope** y (2) las **condiciones de contorno para el análisis**. Estas condiciones de contorno incluyen:

Límites físicos del Sistema Nivel de Resolución Condiciones Iniciales	Eventos no permitidos Condiciones existentes Otras suposiciones
---	---

2.5.5.2 Evento tope

La definición del evento tope es uno de los aspectos más importantes del primer paso. El evento tope es el accidente (o evento no deseado) que es el sujeto del AAF (este evento normalmente se identifica a través de previas evaluaciones de riesgos). Los eventos tope se deben definir precisamente para el sistema o la planta que se está evaluando, debido a que los análisis muy amplios y los eventos pobremente definidos normalmente conducen a análisis ineficientes. Por ejemplo: un evento tope de **incendio en la planta** es demasiado general para un FTA. En cambio, un evento tope apropiado sería **disparo de la reacción en un reactor de oxidación del proceso durante la operación normal**. Este descripción del evento está bien definida y bien determinada ya que nos dice el: **qué, dónde y cuándo**. El **qué** (disparo de la reacción) nos dice el tipo de accidente, el **dónde** (reactor de oxidación del proceso) nos dice el equipo del sistema o proceso involucrado en el accidente, y el **cuándo** (durante la operación normal) nos dice la configuración de la totalidad del proceso.

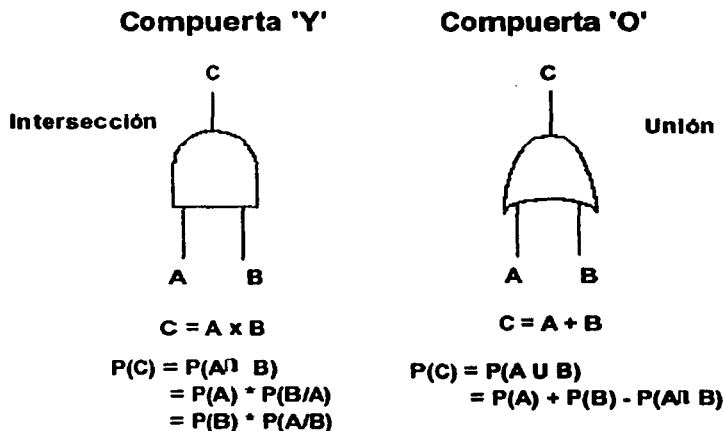
2.5.5.3 Construcción del árbol de fallas

La técnica de AAF se basa en un razonamiento deductivo. Una vez que se ha definido el evento tope, se exploran las causas inmediatas que podrían ocasionarlo y se responde a la pregunta siguiente: ¿qué lo puede causar? Es por eso que la técnica se define como deductiva. Ese proceso de pensamiento se realiza para cada una de las causas inmediatas, para que con su desarrollo deductivo se generen las ramas del árbol. Si las causas inmediatas se siguen desarrollando, se definen como eventos intermedios del árbol de fallas. Si, por el contrario, las causas inmediatas no se desarrollan, se definen como los eventos primarios del árbol de fallas.

Existen dos tipos de eventos primarios: los básicos y los no desarrollados. Los eventos básicos son aquellos que no requieren un desarrollo posterior, ya que por sí solos dan una clara explicación de una falla particular del sistema. Los eventos no desarrollados, como su nombre lo indica, son aquellos que no ocurrieron porque el evento tope está fuera de los límites definidos para el análisis del sistema, o bien, porque no se cuenta con información adicional para tal fin, de modo que su desarrollo no altera significativamente el análisis.

La manera en que se combinan los eventos (tope, intermedios y primarios) se hace por medio del uso de compuertas lógicas (*and*, *or*, entre otras). Sin embargo, los dos tipos de compuertas citados son los más utilizados durante la construcción de un árbol de fallas.

Figura 2.5 Compuertas Lógicas



Para eventos independientes:

$$P(C) = P(A) \cdot P(B)$$

$$P(C) = P(A) + P(B) - P(A) \cdot P(B)$$

Cada evento primario es una falla y pueden ser de los siguientes tipos: de equipo, errores humanos o eventos externos tales como condiciones climatológicas, acciones de sabotaje, etcétera.

2.5.5.4 Evaluación de árboles de fallas

La evaluación de los árboles de fallas se realiza en dos etapas. En primer lugar, una expresión lógica se construye para el evento tope en términos de combinaciones (uniones e intersecciones)



El orden de un CMC está determinado por el número de eventos primarios que incluye, es decir, un CMC de orden dos (o de segundo orden) está integrado por dos eventos primarios; un CMC de orden tres (o de tercer orden) está integrado por tres eventos básicos, y así sucesivamente. En general, los CMC de orden inferior indican que el evento tope ocurre con la combinación de un número menor de eventos primarios.

2.5.5.6 Evaluación cualitativa por medio de conjuntos de corte (*cut sets*) y conjuntos de caminos (*path sets*)

Las fallas en los sistemas pueden ocurrir de muchas maneras diferentes. Cada forma única es un **modo de falla del sistema** e involucra simples o múltiples fallas de los componentes del mismo. Para reducir las posibilidades de fallas del sistema, primero debemos identificar los modos de falla y luego eliminar los que ocurren de modo más frecuente y/o los más probables.

Para un dado árbol de fallas el concepto de **conjunto de corte (*cut set*)** define claramente los modos de falla de un sistema.

2.5.5.7 Conjuntos de corte (*cut sets*)

Un **conjunto de corte** es un conjunto de eventos básicos tal que si todos ellos ocurren la ocurrencia del evento tope está garantizada.

2.5.5.8 Conjuntos de caminos (*path sets*)

Un **conjunto de caminos** es el concepto dual de un **conjunto de corte**. Este es un conjunto de eventos básicos que si ninguno de los eventos en el conjunto ocurre el evento tope se garantiza que no ocurre.

2.5.5.9 Conjuntos de corte y conjuntos de caminos mínimos

Un sistema grande tiene un gran número de modos de falla, un sistema con 40-90 componentes puede llegar a tener cientos de miles de **conjuntos de corte**. Para estos casos es necesario llegar a reducir los modos de falla para simplificar el análisis. Se requieren sólo los modos de falla que son generales, en el sentido que si eliminamos estos modos de falla, esto resultará en la eliminación de gran parte de los modos de falla del sistema. Un **conjunto de corte mínimo (*Minimal Cut Set - MCS*)** es uno tal que si un elemento se remueve del conjunto, los de-



más eventos colectivamente **no son más un conjunto de corte**. Un conjunto de corte que incluye otros conjuntos **no es un conjunto de corte mínimo**. El concepto de conjunto de corte mínimo nos permite reducir el número de conjuntos de corte y el número de eventos básicos involucrados en cada **conjunto de corte**. Lo que simplifica el análisis.

2.5.5.10 Algoritmo de identificación de un CMC

Una compuerta *OR* incrementa el número de **conjuntos de corte**, mientras que una compuerta *AND* incrementa el número de eventos en un **conjunto de corte**, de acuerdo con esto se puede establecer el siguiente algoritmo:

1. Identifique las compuertas con un nombre.
2. Identifique (numere) cada evento básico.
3. Ubique la primera compuerta después del evento tope en la 1ª fila y columna de una matriz.
4. Itere de un modo *top-down* haciendo las siguientes operaciones:
 - Reemplace las compuertas *OR* por un arreglo vertical compuesto por las entradas a la compuerta e incremente los **conjuntos de corte**.
 - Reemplace las compuertas *AND* por arreglos horizontales de las entradas e incremente la medida del **conjunto de corte**.
5. Cuando todas las compuertas han sido reemplazadas por los eventos básicos obtenga los conjuntos de corte mínimos removiendo todos los *supersets* (conjuntos que incluyen algún otro conjunto).

Siempre podremos transformar el evento principal a la forma:

$$T = M_1 + M_2 + \dots + M_n$$

Los M_i son eventos secundarios llamados "conjuntos de corte mínimos", que cumplen con:

- la ocurrencia de cualquiera de ellos causa el evento principal
- cada uno define un modo de falla del sistema

2.5.5.11 Evaluación Cuantitativa

Los objetivos de esta etapa son los de obtener la probabilidad de ocurrencia del evento tope, así como de cada uno de los **CMC** del árbol desarrollado. También se busca identificar los eventos de mayor contribución a la ocurrencia del evento tope. Para llevar a cabo el análisis cuantitativo es necesario obtener la probabilidad de ocurrencia de los eventos primarios. Como ya se mencionó, los eventos primarios pueden ser errores humanos, fallas de equipo o eventos externos.



Para calcular la probabilidad de los eventos ocasionados por el error humano se pueden emplear métodos para la evaluación de la confiabilidad humana. También se pueden utilizar datos genéricos de errores humanos. Para calcular la probabilidad de falla de algún equipo, se emplean modelos matemáticos que consideran diferentes características como las siguientes: tasa de falla del equipo, el modo de operación (continua o por demanda), la capacidad que tiene el equipo de ser reparable, el tipo de funcionamiento monitoreado o no, y la frecuencia del mantenimiento.

2.5.5.12 Análisis de sensibilidad

El objetivo de esta etapa es evaluar la probabilidad de ocurrencia del evento tope, suponiendo que han sido incorporadas recomendaciones para disminuir la probabilidad de ocurrencia del mismo. En este caso, se obtienen nuevas probabilidades de ocurrencia para los eventos básicos en los que ya se han aplicado las recomendaciones y, de ser necesario, se modifica el árbol de fallas. A continuación se realiza una evaluación de este nuevo árbol y se obtiene la proporción de la reducción de la probabilidad de ocurrencia del evento tope.

2.5.5.13 Documentación del Análisis de Árbol de Fallas

En esta etapa se genera un informe que incluye el árbol de fallas construido, la evaluación cualitativa (los CMC generados) y cuantitativa (la probabilidad del evento tope), el proceso de análisis de sensibilidad y la descripción detallada del cálculo de probabilidades que se realizó para cada evento primario. Se incluye también una lista de recomendaciones que como en los casos anteriores, debe estar fincada en normas, estándares y prácticas bien establecidas.

2.5.6 Ventajas y Limitaciones del Análisis de Árbol de Fallas

Ventajas

- Permite analizar problemas complejos, reduciéndolos finalmente a la estimación de probabilidad de falla primarias.
- Permite incorporar tanto fallas de equipo y fallas humanas.
- Permite incorporar incertidumbre acerca de las probabilidades (analíticamente o a través de simulación).

Limitaciones

- Es difícil pensar al revés (de la falla a sus causas).
- Es difícil estar seguro de que el árbol está completo.
- Es difícil considerar eventos no independientes y fallas comunes.
- El tamaño del árbol de falla crece rápidamente.



2.6 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS⁽³⁾

2.6.1 Objetivos

Los objetivos del AC son los siguientes: identificar las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas; y cuantificar la magnitud y alcance de sus efectos sobre las personas, el equipo y el ambiente. Los efectos evaluados son aquellos que se derivan de la toxicidad de las sustancias, de los problemas de sobrepresión y de los altos niveles de radiación térmica producidos por la combustión de materiales inflamables.

Un AC consta de siete etapas a saber: una selección de los eventos indeseables que se deben analizar; la especificación de los escenarios; una determinación de la mecánica de liberación o de la exposición al material tóxico; la determinación de la dispersión del material; la cuantificación de las consecuencias sobre el entorno; la formulación de las recomendaciones y finalmente la documentación del análisis de consecuencia.

2.6.2 Selección de los eventos indeseables a analizar

Los eventos indeseados que involucran sustancias peligrosas son analizados mediante el análisis de consecuencias. La selección de eventos se hace a partir de los resultados del estudio HAZOP, del juicio del analista de riesgos o de la evaluación de un encabezado de un árbol de eventos.

2.6.3 Especificación de los escenarios

En esta etapa se recolecta información sobre las sustancias, el equipo y su configuración, así como detalles de las características del evento incluyendo aquellos que afectan al entorno como son la dirección de la fuga, la dimensión del orificio y las condiciones climatológicas, entre otros. También se identifican todas las posibles formas de evolución del evento, debido a que deben evaluarse por completo las posibles consecuencias. La información recolectada se emplea para realizar una simulación de los fenómenos físicos y determinar sus consecuencias.

La importancia de la determinación de las posibles formas de progresión de un evento radica en el hecho de que, normalmente, los eventos seleccionados no indican su estado final de evolución. Por ejemplo, el evento "fuga de gas tóxico e inflamable en cabezal de descarga" no presupone la existencia de un incendio, tampoco describe el tipo de incendio. Este evento puede progresar de muy distintas formas.



Puede ocurrir que el gas se empiece a quemar en los primeros instantes del evento, dando origen a lo que se conoce como un dardo de fuego (*jet fire*), y la consiguiente evaluación de los daños por radiación térmica; si el gas escapa y no se incendia inmediatamente, se puede formar entonces una nube e incendiarse posteriormente, dando como resultado una explosión de nube no confinada (*UVCE*, por sus siglas en inglés) o un incendio de nube (*flash fire*). En el primero de estos dos fenómenos, los efectos de sobrepresión son considerablemente superiores a los provocados por la radiación térmica y viceversa. Finalmente, si la nube no se incendia, entonces se tendrán que evaluar sus efectos puramente tóxicos.

2.6.4 Determinación de la mecánica de liberación o exposición del material

Una sustancia tóxica o inflamable implica un peligro si se libera al medio ambiente o las personas, equipos, etcétera pues quedan expuestos a sus efectos. En esta etapa se busca predecir, mediante modelos de dinámica de fluidos, a partir de las características del escenario, los parámetros que definen los detalles de la liberación.

Es importante determinar, entre otros parámetros, los que se refieren a la composición de fase, a la velocidad y al flujo de escape; así como también a la temperatura, la presión y el volumen específico. Los cálculos que se deben realizar en esta etapa son largos y repetitivos, por lo que es necesario emplear programas de cómputo.

2.6.5 Determinación de la dispersión del material

Una vez liberada la sustancia peligrosa, existe la posibilidad de que se forme una nube que se disperse en medida que avance. Por una parte, al viajar cubre mayores distancias, y por otra, a medida que viaja se diluye. La determinación de la dispersión del material se puede determinar calculando el perfil de concentración de la nube. Para conocer el alcance de concentraciones peligrosas, ya sea por su toxicidad o porque se pueden generar mezclas inflamables con el aire y encontrar fuentes de ignición. Para esta última contingencia se deben conocer los perfiles de la energía térmica y de la sobrepresión, suponiendo que ocurre la ignición de la mezcla inflamable.

De la misma forma que en la etapa anterior, los perfiles de concentración de la energía térmica y de la sobrepresión, se calculan empleando modelos de dispersión, de incendios y de explosiones.

2.6.6 Cuantificación de las consecuencias sobre el entorno



En esta etapa se estima el daño que el evento analizado podría infringir a personas, equipo y ambiente. Esto se hace a partir de los perfiles de la concentración, de la intensidad de la radiación y de la sobrepresión obtenidos en la etapa anterior; así como de dos formas complementarias de evaluación: las relaciones magnitud-efecto y del método *Probit*. Las relaciones magnitud-efecto son reportes tabulares que asocian la intensidad de las variables, radiación, sobrepresión o concentración, con consecuencias conocidas de forma experimental y publicadas por diversos organismos internacionales, tales como el *American Petroleum Institute* y el Banco Mundial.

Para materiales tóxicos, y en forma adicional, se emplean los índices de toxicidad que publican diversas agencias de varios países, tales como los TLV (*Threshold Limit Values*) y el IDLH (*Immediately Dangerous for Life or Health*).

La metodología *Probit* toma en cuenta el hecho de que, ante una misma causa, la respuesta de todos los individuos de una población biológica no es idéntica; de tal forma que ese esquema relaciona la probabilidad de ocurrencia de algún efecto en particular, tal como la rotura de tímpano, con la magnitud de la variable que lo ocasiona, que en este caso es la sobrepresión. La relación anterior se determina usando un modelo estadístico que se ajusta con parámetros obtenidos de la información experimental disponible.

2.6.7 Emisión de recomendaciones

En esta etapa se genera una lista de acciones y mejoras enfocadas a prevenir y mitigar las consecuencias de los eventos analizados. Cuando es necesario, las recomendaciones se deben soportar con un conjunto de normas, estándares y prácticas recomendadas aplicables.

2.6.8 Documentación del análisis de consecuencias

En esta etapa se genera un reporte que contiene la siguiente información: un listado de los escenarios analizados, la descripción detallada de cada escenario, una memoria de las simulaciones y cálculos efectuados y la lista de todas las recomendaciones emitidas en el análisis de consecuencias.

2.6.9 Cuantificación de los Efectos: Modelos de Accidentes⁽⁶⁾

Los accidentes de gran magnitud que pueden tener lugar en una industria están casi siempre asociados a la pérdida de contención de un producto tóxico o inflamable, generalmente un fluido.



En función del estado del mismo y de sus características, puede producirse un incendio, una nube tóxica o inflamable, etc.

Si el escape es de líquido se formará una balsa, (en función de la disposición del terreno, existencia de cubetos, etc.), y habrá evaporación. Si el producto es combustible, puede tener lugar directamente un incendio del líquido vertido, o puede formarse una nube que podrá inflamarse si encuentra un punto de ignición, con la consiguiente explosión; ésta originará una onda de choque, la sobrepresión de la cual puede destruir otras instalaciones, provocando nuevos escapes (efecto "dominó"). Si el producto es tóxico, la nube formada puede simplemente dispersarse en la atmósfera (si es menos pesada que el aire o si las condiciones atmosféricas son favorables) o puede desplazarse a ras del suelo, con el consiguiente peligro para la población.

Si el escape es una mezcla de líquido y vapor, como suele suceder en el caso de los gases licuados a presión, es probable la formación de una nube más pesada que el aire, con las mismas consecuencias que en el caso anterior.

Hay que tener en cuenta que en un accidente pueden encontrarse simultáneamente los efectos de incendio, explosión, etc. Asimismo pueden ocurrir una serie de accidentes en cadena (efecto dominó). La magnitud de las consecuencias de un determinado accidente dependerá de una serie de factores (inventario, energía contenida en el sistema, tiempo que dura el accidente, grado de exposición) que deberán ser contemplados en el análisis de riesgos.

Mediante modelos de cálculo podemos evaluar los siguientes escenarios accidentales:

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo térmico:
 - Incendio de charco (*POOL FIRE*).
 - Llamada (*FLASH FIRE*).
 - Dardo de fuego (*JET FIRE*).
 - *BLEVE* o Bola de fuego (*FIREBALL*).

- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos de tipo mecánico:
 - Explosión de nube inflamable no confinada (*UVCE*).
 - Explosión confinada de vapores (*CVE*).
 - Estallido de recipiente a presión.
 - Explosión *BLEVE*.



- Escenarios que determinan fenómenos peligrosos asociados a la concentración de la sustancia emitida en el ambiente (de tipo térmico para sustancias inflamables y de tipo químico para sustancias tóxicas)
 - Chorro turbulento (*JET*).
 - Dispersión instantánea (bocanada).
 - Dispersión continua (emisión prolongada en el tiempo).
 - Dispersión transitoria (emisión limitada en el tiempo, a menudo variable).
 - Dispersión neutra o *Gaussiana* (dispersión de gases o vapores con densidad similar al aire).
 - Dispersión de gases pesados (la gravedad influencia de manera destacada la evolución de la nube en los primeros momentos).

2.6.10 Cuantificación de los Daños: Modelos de Vulnerabilidad

Una vez conocidos los efectos del accidente (radiación, onda de presión, etc.) hay que establecer cuáles serán las consecuencias sobre la población, las instalaciones y el medio ambiente. Las consecuencias sobre la población pueden tener características diversas; una posible clasificación es la siguiente:

- Radiación térmica: quemaduras de diversa gravedad, muerte por quemaduras.
- Onda de choque:
 - a) Daños directos:
 - Rotura de tímpano.
 - Aplastamiento de la caja torácica.
 - b) Daños indirectos:
 - Por desplazamiento del cuerpo.
 - Por impacto contra el cuerpo de fragmentos.
 - Por heridas ocasionadas por astillas de vidrio.
- Productos tóxicos: intoxicación más o menos grave, muerte por intoxicación.

Las consecuencias sobre el equipo pueden deducirse de valores tabulados (caso de las ondas de choque) o de determinados modelos semiempíricos (caso de la radiación térmica). Finalmente, las consecuencias sobre el entorno, que en algunos casos pueden aparecer a medio o largo plazo, hay que estimarlas con modelos de tipo más cualitativo.



Los Estudios de Seguridad suelen centrar los cálculos de consecuencias en la estimación del alcance de tres magnitudes físicas peligrosas fundamentales: radiación térmica (kW/m^2), sobrepresión (mbar) y concentraciones tóxicas (ppm ó mg/m^2). Los umbrales habitualmente utilizados para establecer los daños se recogen en la siguiente tabla.

Tabla 2.9 Estimación del Alcance de Magnitudes Físicas Peligrosas

Fenómenos Peligrosos	Variables Físicas Peligrosas	Umbrales Peligrosos
De tipo térmico	Radiación térmica (kW/m^2)	40.- Destrucción equipos / tanques. 12.5.- Ignición de recubrimientos, plásticos. Extensión del incendio. 5 Máx.- Soportable por personas protegidas con trajes especiales y tiempo limitado. Zona de Intervención con un tiempo máx. de exposición de 3 min. 3.- Zona de Alerta 1.5 Máx.- Soportable por personas con vestimentas normales y un tiempo prolongado
De tipo mecánico	Ondas de presión: - Sobrepresión (mbar) - Impulso mecánico (mbar s) - proyectiles	mbar 1000.- Umbral de letalidad (1% afectación) por efectos directos de la sobrepresión sobre el cuerpo humano 700.- Demolición casi total de edificios 400.- Demolición casi completa de casas 250.- Rotura de tanques. Daño de maquinaria industrial pesada. Distorsión de estructuras y cimientos 125.- Dislocación/colapso de paneles, paredes y techos. Zona de intervención. 50.- Daños estructurales de pequeña magnitud en casa. Zona de alerta 10.- Rotura de vidrios
De tipo químico	Concentración con efectos tóxicos agudos (efectos evidentes sobre la salud en un corto periodo de tiempo)	Concentración Inmediatamente Peligrosa para la Vida y la Salud para una exposición de 30 min (IPVS en ppm ó mg/m^2). Zona de Intervención. El valor umbral varía para cada sustancia. En caso de exposiciones menos prolongadas cabe corregir el umbral utilizando el concepto de "dosis equivalente": $\text{IPVS}_n \times 30 \text{ min} = \text{C}_n \times t$

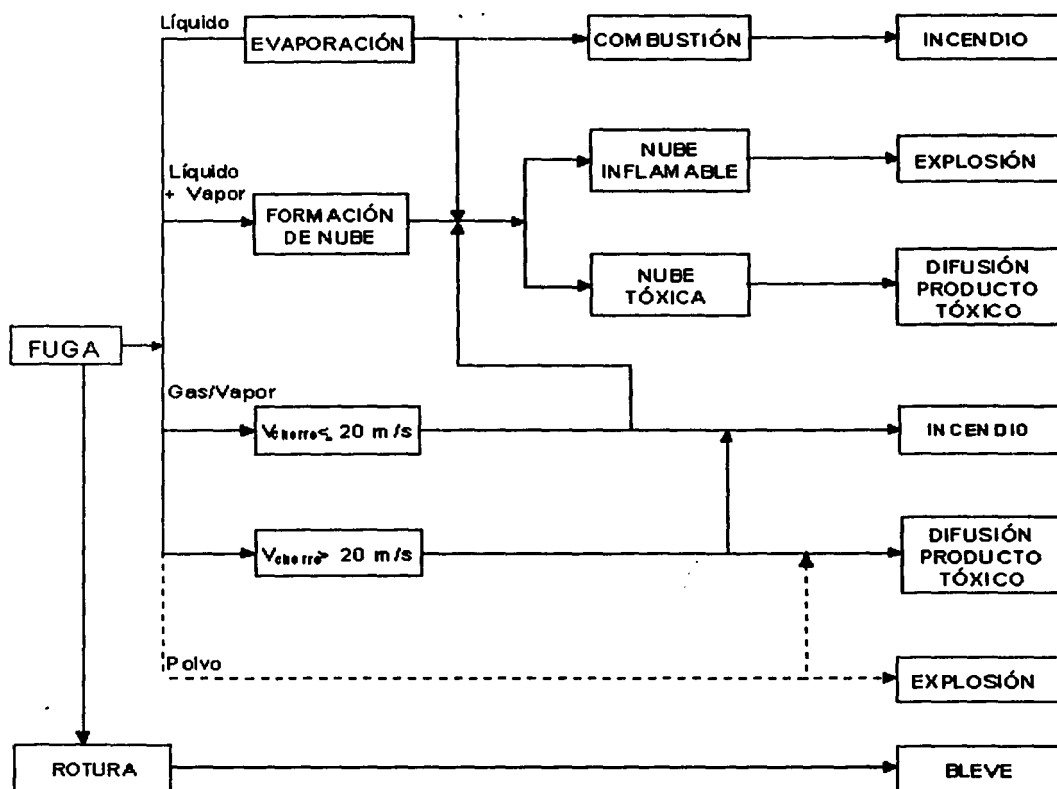


Figura 2.6 Comportamiento de una Fuga

2.7 USOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS⁽¹³⁾

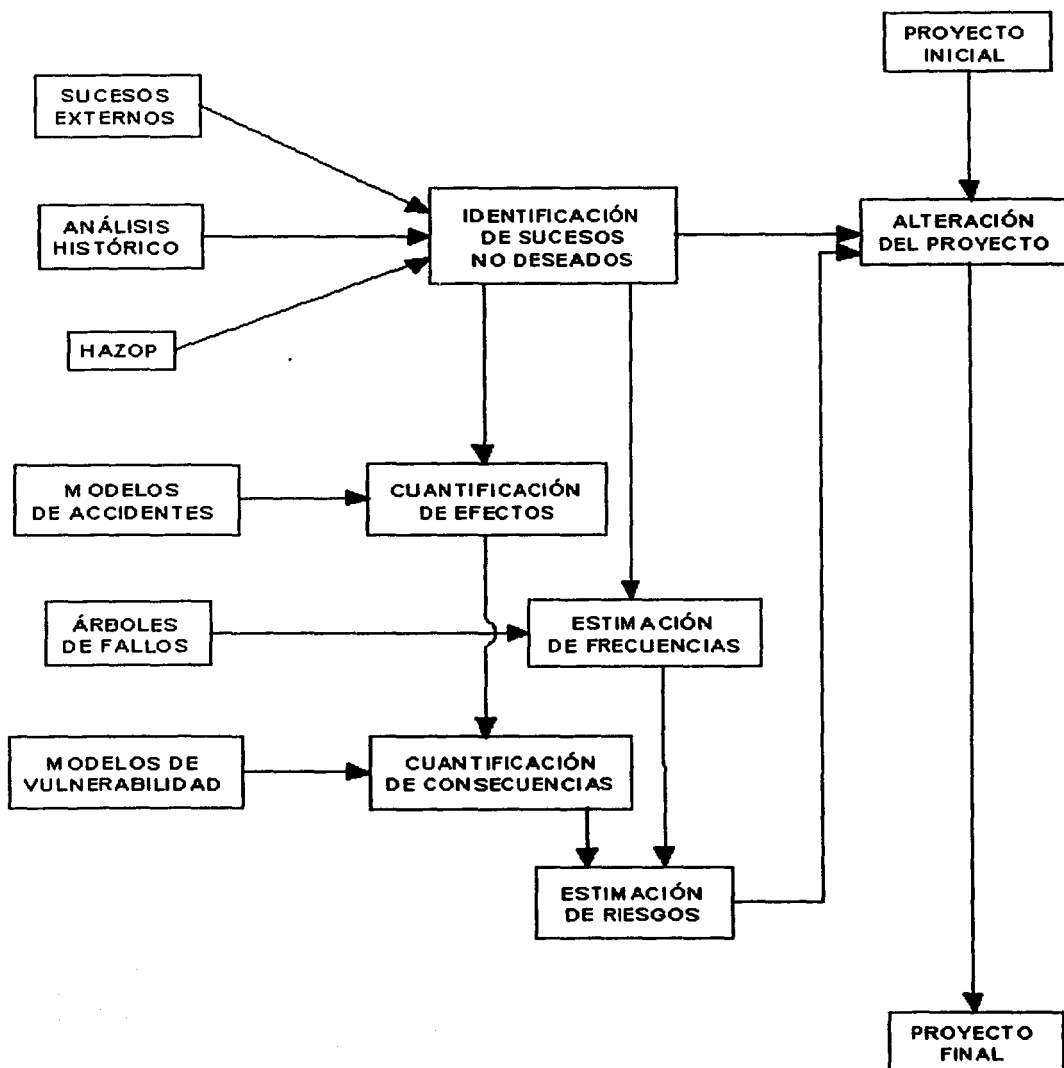
Las técnicas de análisis se pueden aplicar a un amplio rango de situaciones de riesgo para la salud y el medio ambiente, incluyendo:

- La introducción o el descubrimiento de una sustancia en el ambiente.
- La exposición ocupacional a una sustancia o radiación.
- Contaminación del aire, tanto en espacios interiores como en el ambiente exterior.
- Disposición de residuos peligrosos.
- Instalaciones que manejan o crean sustancias tóxicas.



- El análisis de riesgos también se puede aplicar a muy diferentes situaciones, por ejemplo, el riesgo asociado al uso de un producto farmacéutico o tratamiento médico, a la construcción de obras tales como presas y puentes, etc.

Figura 2.7 Metodología de Análisis de Riesgos





CAPÍTULO 3
TRABAJO DE CAMPO



3.1 LA PLANTA ISOMERIZADORA⁽²²⁾

La Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos de la Refinería en Salina Cruz, Oaxaca., tiene capacidad para procesar 15,000 BPD de una corriente consistente en una mezcla de pentanos y hexanos proveniente de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas 1 y 2 de la propia Refinería.

La Unidad Isomerizadora de Pentanos y Hexanos, utiliza el proceso "Penex", el cual tiene como objetivo la isomerización de pentanos, hexanos y mezclas de ambos. Las reacciones tienen lugar en una atmósfera de hidrógeno sobre un lecho fijo de catalizador, a las condiciones de presión y temperatura que favorecen la isomerización y reducen el hidrocraqueo.

El proceso "Penex", se considera simple tanto en su diseño como en su operación. Las condiciones de operación no son severas ya que las presiones son moderadas, las temperaturas son bajas y la velocidad para el catalizador es alta y la presión parcial del hidrógeno es baja. Asimismo, la baja temperatura de operación favorece a una alta conversión de parafinas normales.

Normalmente, la isomerización catalítica convierte las parafinas en compuestos de estructura ramificada de alto número de octano, tal como de n-pentano a isopentano y de n-hexano a 2,3-dimetil-butano. Sin embargo, las reacciones de isomerización se desarrollan dentro de un equilibrio limitado, en donde a bajas temperaturas se favorece la producción de isómeros altamente ramificados.

Cuando se trabaja la Unidad a sus condiciones de operación típicas, las relaciones de producto isomerizado a compuestos parafínicos en el efluente del reactor será aproximadamente de 3 a 1 y de 2 a 1, para pentano y hexano, respectivamente.

Durante el proceso de isomerización se obtienen gas y producto isomerizado, los cuales se recuperan como productos, desarrollándose dicho proceso en las siguientes secciones de procesamiento:

1. Acondicionamiento de la carga.
2. Reacción.
3. Estabilización y lavado cáustico.



3.2 DESCRIPCIÓN GENERAL DE FLUJO DE LA PLANTA ISOMERIZADORA⁽²²⁾

3.2.1 Sección de acondicionamiento de la carga.

Los pentanos y hexanos libres de azufre procedentes de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas No. 1 y 2 se reciben a 38° C y una presión man. de 1.8 Kg/cm² en el 1er. tanque de balance de carga de donde mediante bombeo, se envía a una presión man. de 12.4 Kg/cm² al segundo tanque de balance de carga, para luego precalentarse hasta 121° C en dos intercambiadores de calor que manejan diferentes corrientes como medio de calentamiento, el primero utiliza el efluente de la guarda de azufre a 121° C y el segundo utiliza la corriente proveniente del fondo de la torre estabilizadora a 161° C. (Diagrama 3.1)

A continuación la corriente de pentanos y hexanos a 121° C se alimenta a la guarda de azufre cuyo objetivo es proteger al catalizador del azufre que pudiera contener la carga, reduciendo su contenido hasta un contenido máximo de 0.1 ppm en peso. La guarda de azufre tiene un lecho de adsorbente UOP ADS-11 el cual es un extruido que contiene níquel que quimiadsorbe al azufre.

La corriente procedente de la guarda de azufre se enfría a 85° C intercambiando calor con la corriente de alimentación a la guarda de azufre y posteriormente se enfría en dos enfriadores, en el primero contra aire hasta 55° C y en el segundo contra agua de enfriamiento hasta 38° C, para ser enviado a los secadores de carga líquida, cuyo objetivo es asegurar que la corriente de pentanos y hexanos se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

Los secadores de carga líquida son dos recipientes verticales que trabajan en serie excepto durante la regeneración de algunos de estos, en la cual sólo uno de ellos opera. La corriente líquida de pentanos y hexanos se alimenta por el fondo del secador, por el que pasa a través de mallas moleculares y sale por la parte superior, para alimentar posteriormente al segundo secador. La corriente de pentanos y hexanos libres de humedad es enviada entonces al segundo tanque de balance de carga que opera a 38° C y una presión man. de 7.0 Kg/cm².

El objetivo del segundo tanque de balance de carga es el de proporcionar la suficiente capacidad volumétrica para la alimentación de hidrocarburos a la sección de reacción. La presión del tanque se controla automáticamente utilizando gas hidrógeno seco proveniente de los secadores de hidrógeno de reposición.



Por otro lado, se recibe también en la Unidad una corriente de hidrógeno de reposición a 90° C y una presión man. de 60 Kg/cm², cuya procedencia es la Unidad Reformadora de Naftas No.2; a esta corriente de hidrógeno se le reduce la presión en forma automática hasta una presión man. de 40 Kg /cm² antes de pasar por un intercambiador de calor en donde se enfría contra agua de enfriamiento hasta 40° C para pasar en seguida a un tanque separador en donde se retiene el líquido que pudiera arrastrar dicho gas. De este último equipo el gas hidrógeno es enviado a los secadores de hidrógeno de reposición cuyo objetivo al igual que los secadores de carga líquida, es asegurar que la corriente de hidrógeno de reposición se encuentre libre de humedad antes de alimentarse a la sección de reacción.

La forma y modo de operar de los secadores de hidrógeno de reposición es semejante a la de los secadores de carga líquida. La corriente de hidrógeno de reposición libre de humedad es enviada a control de flujo hacia la sección de reacción.

3.2.2 Sección de Reacción.

La corriente de pentanos y hexanos que se alimenta a esta sección con una presión manométrica de 39.2 Kg/cm², proviene del segundo tanque de balance de carga; dicha corriente con un flujo controlado se mezcla con el hidrógeno de reposición proveniente de la sección de acondicionamiento de la carga para precalentarse en seguida, hasta 87° C con la corriente del efluente del segundo reactor a 123° C. Esta operación se lleva a cabo en el intercambiador de carga combinada fría, el cual a su vez cuenta con un desvío que puede usarse para regular automáticamente la cantidad de alimentación a precalentar. La mezcla de hidrógeno de reposición y pentanos/hexanos a continuación se precalienta nuevamente hasta 101° C contra la corriente efluente del primer reactor a 150° C, en el intercambiador de carga combinada caliente, a la mezcla efluente de este último equipo, se le dosifica una pequeña cantidad de promotor del catalizador (C₂Cl₄), antes de pasar al calentador de carga en donde eleva su temperatura hasta 138° C para alimentarse al primer reactor de isomerización.

El proceso "Penex" cuenta con dos reactores de isomerización en serie con el catalizador distribuido entre los dos, con válvulas y tubería que permiten que cualquiera de ellos se pueda operar como primer reactor o como segundo reactor. En cada reactor se tienen instalados sensores de temperatura dentro del lecho de catalizador para monitorear su actividad.



La corriente efluente del primer reactor a 150° C y con una presión man. de 33 Kg/cm² se hace pasar por el intercambiador de carga combinada caliente en donde se remueve parcialmente el calor de las reacciones de isomerización para enfriarse hasta 122° C, temperatura a la cual se alimenta al segundo reactor para completar la conversión deseada del proceso de isomerización.

La corriente de salida del segundo reactor a 123° C y una presión manométrica de 31.6 Kg/cm² se hace pasar por el intercambiador de carga combinada fría en donde se enfría hasta 99° C para posteriormente enviarse a presión controlada hacia la torre estabilizadora.

3.2.3 Sección de estabilización y lavado cáustico.

El objetivo de la torre estabilizadora es la separación del hidrógeno que no reaccionó, HCl y gases del craqueo (C₁, C₂ y C₃'s) del producto isomerizado. La corriente del domo de la torre a 99° C y una presión manométrica de 14.8 Kg/cm² pasa al condensador de la torre estabilizadora y luego a un enfriador con agua para después enviarse al acumulador de reflujo de la torre estabilizadora de donde todo el líquido recibido se refluja mediante bombeo, enviándose a control de nivel de este acumulador hacia el plato no. 1 de la torre estabilizadora.

Del producto del fondo de la torre estabilizadora a 161° C y una presión manométrica de 15.28 Kg/cm², una parte se alimenta al rehervidor de la torre que utiliza vapor de media presión como medio de calentamiento, para retornar al fondo de la torre y la otra parte se envía hacia almacenamiento de producto isomerizado a control de nivel del fondo de esta torre después de pasar por los siguientes equipos: Intercambiador de alimentación a la guarda de azufre-fondos de la torre estabilizadora, en donde se enfría hasta 126° C; primer enfriador de fondos de la torre estabilizadora, enfriándose hasta 55° C y finalmente por el segundo enfriador de fondos de la torre estabilizadora, en donde se enfría hasta 38° C.

Los gases que provienen del acumulador de reflujo de la torre estabilizadora se alimentan a 38° C y 8.5 Kg/cm² de P_{man.} la torre lavadora cáustica de gas cuyo objetivo es remover el HCl contenido en el gas, mediante el lavado de éste a contracorriente con una solución de NaOH al 10% peso. Los gases libres de HCl salen por el domo de la torre, enviándose a control de presión al sistema de gas combustible de la Refinería a 35° C y 7.2 Kg/cm² de P_{man.} Los gases lavados se analizan para determinar los moles de hidrógeno que salen del sistema para ajustar en forma manual la relación hidrógeno/hidrocarburo en la sección de reacción.

NOTAS

- 1.- NOTA CANCELADA.
- 2.- LOS VALORES DE PRESION Y TEMPERATURA SON EN kg/cm², mm y EN °C, RESPECTIVAMENTE.
- 3.- CAMBIOS DE OPERACION INTERVIENTE.
- 4.- EN EL VAPOR DE BAJA PRESION UN VAPOR DE MEDIA PRESION LAS CONDICIONES ESPECIFICAS DEL VAPOR DE BAJA Y MEDIA PRESION DE ALIMENTACION A CADA RUMPO APARECEN EN DEL. No. 78-8434-FRCA-971.
- 5.- EL SALIDA DE SALIDA DEL PRIMER DOMO DE FLUJO DE PRESION DE BOMBA EN LA APERTURA P.
- 6.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HICE REFERENCIA A ALGUNOS EQUIPOS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A COSTOS DE ESPACIO.

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
CAMBIADORES	
BH-901	MEZCLADOR/REACTOR
TORNES	
DA-901	TORRE ESTABILIZADORA
DA-902	TORRE DE LAVADO CAUSTICO DE GAS
REACTORES	
DC-901 A/B	REACTORES DE BOMBEO/EXTRACCION DE CALOR
INTERCAMBIADORES DE CALOR	
EA-902	EXTRACTOR DE HIDROGENO DE REFORMA DE HIDROGENO
EA-903	CONDENSADOR DE REFORMA DE HIDROGENO
EA-904	CONDENSADOR DE ALIMENTACION A LA PLANTA DE AZUFRE-FONDO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EA-905	INTERCAMBIADOR ALIMENTACION-EXTRACTOR DE LA CAMARA DE AZUFRE
EA-907 A/B	2º EXTRACTOR DE CARGA
EA-908	INTERCAMBIADOR DE CARGA
EA-909 A/B	INTERCAMBIADOR DE CARGA
EA-910	CALENTADOR DE CARGA
EA-911	2º EXTRACTOR DE FOMENTO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EA-912	REFORMA DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EA-913	2º CONDENSADOR DEL DOMO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EA-914	CALENTADOR DE SOLUCION CAUSTICA
ABSORPTORES	
EC-901	1º EXTRACTOR DE CARGA
EC-902	1º EXTRACTOR DE FOMENTO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
EC-903	1º CONDENSADOR DEL DOMO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
FRIGORIFEROS	
FA-903	EXTRACTOR DE HIDROGENO DE REFORMA
FA-904 A/B	SECADORES DE HIDROGENO DE REFORMA
FA-905	SECADOR DE AZUFRE
FA-907 A/B	SECADORES DE HIDROCARBUROS
FA-908	2º TANQUE DE BALANCE DE CARGA
FA-909	TANQUE DE CLORURO
FA-910	ACUMULADOR DE REFLUJO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
FA-911	TANQUE DE ELIMINACION DE GAS
BOMBAS	
GA-901 A/B	BOMBA DE CARGA
GA-902	BOMBA DE REFRIGERACION DE CLORURO
GA-903 A/B	BOMBA DE INYECCION DE CLORURO
GA-904 A/B	BOMBA DE REFLUJO DE LA TORRE ESTABILIZADORA
GA-905 A/B	BOMBA DE SOLUCION CAUSTICA AGOTADA
GA-921 A/B	BOMBA DE SOLA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO

LISTA DE CAMBIOS (REV. 5)

- 1.- LA SECCION DE COMPRESION DE HIDROGENO SE ELIMINA.
- 2.- LAS CORRIENTES A LA SECCION DE COMPRESION DE HIDROGENO SON ELIMINADAS, ESTAS CORRIENTES SON LAS SIGUIENTES: 178, 179, 180, 182, 183, 184, 187, 188, 189, 200.
- 3.- LAS CONDICIONES DE OPERACION DE LAS CORRIENTES DE SUMINISTRO DE HIDROGENO 173 Y 176 SON REDEFINIDAS.

LISTA DE CAMBIOS (REV. 6)

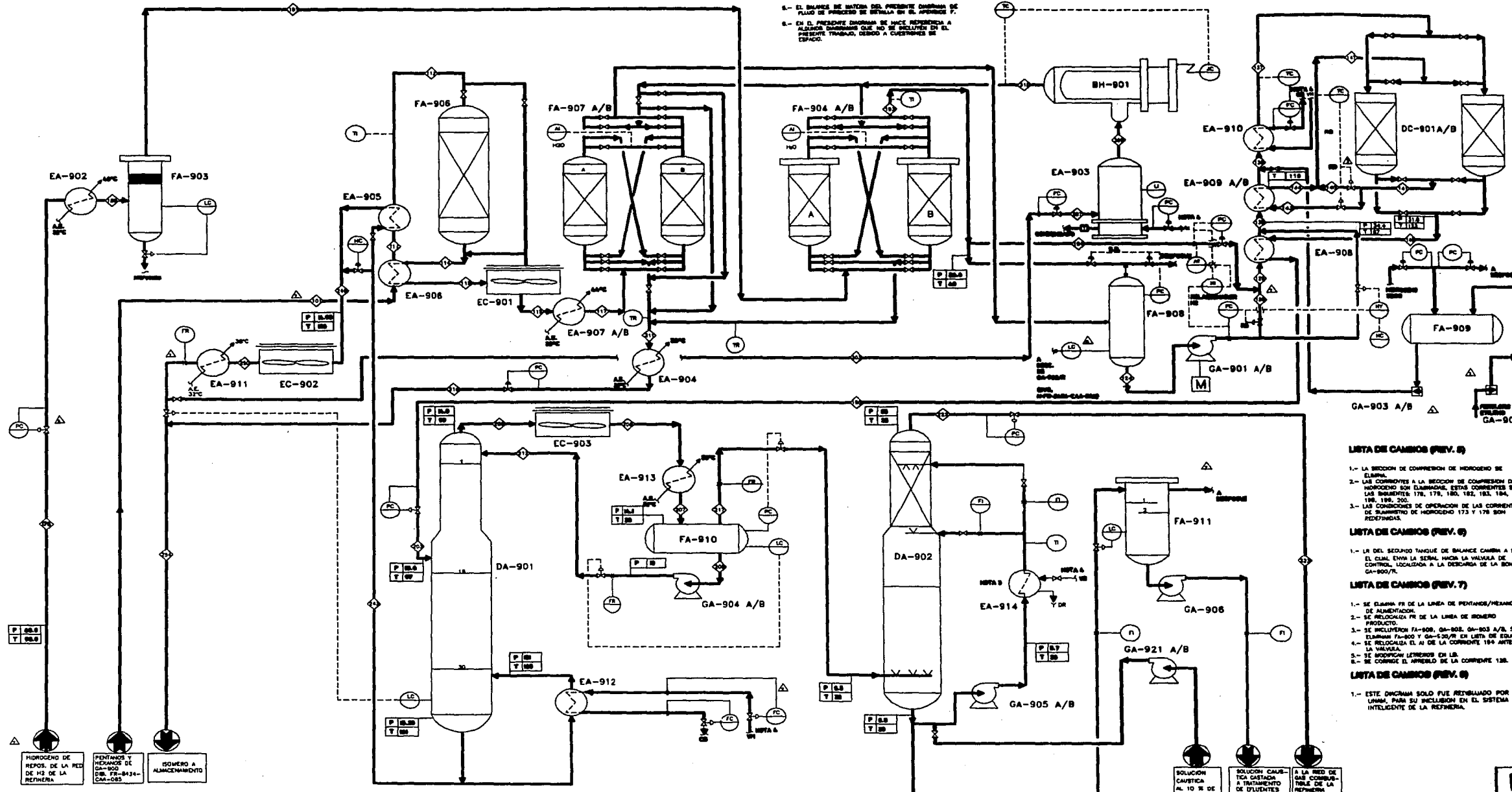
- 1.- EN EL SEGUNDO TANQUE DE BALANCE CAMBIA A LC, EL CUM, ENVA LA SEÑAL, HACIA LA VALVULA DE CONTROL, LOCALIZADA A LA DESCARGA DE LA BOMBA GA-900/R.

LISTA DE CAMBIOS (REV. 7)

- 1.- SE ELIMINA FR DE LA LINEA DE PENTANO/HEXANO DE ALIMENTACION.
- 2.- SE RELOCAIZA FR DE LA LINEA DE BOMBEO PRODUCTO.
- 3.- SE INCLUYERON FA-908, GA-908, GA-903 A/B, SE ELIMINARON FA-909 Y GA-909/R EN LISTA DE EQUIPO.
- 4.- SE RELOCAIZA EL AI DE LA CORRIENTE 194 ANTES DE LA VALVULA.
- 5.- SE MODIFICAN LETREROS EN LB.
- 6.- SE CORRIJE EL APUNTO DE LA CORRIENTE 138.

LISTA DE CAMBIOS (REV. 8)

- 1.- ESTE DIAGRAMA SOLO FUE REVISADO POR LA UNIDAD, PARA SU INCLUSION EN EL SISTEMA INTELIGENTE DE LA REFINERIA.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA HOMOGENIZADORA

SECCION/AREA: PLANTA HOMOGENIZADORA
DIAGRAMA No. 3.1

63



La solución cáustica de reposición se alimenta periódicamente (aprox. una vez por semana), a la sección inferior de la torre lavadora. La solución cáustica del fondo de la torre se recircula a la misma mediante bombeo, previo paso por el calentador de solución cáustica en donde se calienta hasta 38° C. De la solución cáustica recirculada, una parte se lleva al domo de la torre y la otra se alimenta a un distribuidor localizado por abajo de la sección empacada. Los flujos de recirculación de solución cáustica a la torre lavadora se controlan en forma manual.

Cuando se extrae la solución cáustica gastada del fondo de la torre lavadora, ésta se envía al tanque de eliminación de gas a control de nivel de éste y de donde la solución cáustica agotada se envía hacia la planta de sosas gastadas de la Refinería por medio de la bomba de solución cáustica agotada.

3.3 METODOLOGÍA EMPLEADA PARA EL ESTUDIO DE RIESGOS EN LA PLANTA ISOMERIZADORA

La metodología empleada para realizar el Análisis de Riesgos de la Planta Isomerizadora fue la siguiente:

1. Revisión bibliográfica del área de estudio (Proceso de Operación de la Planta Isomerizadora).
2. Obtener un conocimiento detallado del proceso a analizar a través de la actualización y verificación en campo de los Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso.
3. Revisión de los registros históricos de incidentes y/o accidentes, registros de calibración, prueba de líneas y válvulas de relevo (PSV's).
4. Selección y delimitación de nodos, en orden jerárquico, dentro del circuito que ha sido seleccionado para el estudio HAZOP con ayuda del equipo multidisciplinario.
5. Aplicación de la técnica "HAZOP" a cada nodo seleccionado.
 - a) Explicar las intenciones de diseño con el equipo "HAZOP".
 - b) Seleccionar los parámetros importantes del proceso y encontrar posibles desviaciones con la ayuda de las palabras guía.
 - c) Listar las causas (estas pueden ser internas ó externas que puedan afectar la intención de diseño).
 - d) Listar las consecuencias de las desviaciones sin protecciones.
 - e) Evaluar los niveles de riesgo en base a la frecuencia y gravedad, con y sin protecciones para el establecimiento del orden jerárquico de las recomendaciones.



- f) Listar todas las protecciones existentes, tanto para la causa como para la consecuencias.
 - g) Elaborar una lista con todas las recomendaciones para reducir la probabilidad de las causas o la severidad de las consecuencias.
 - h) Reporte de la lista jerárquica de recomendaciones para cada situación y consecuencia encontrada.
6. Establecimiento del plan de trabajo para dar seguimiento a las recomendaciones obtenidas durante el estudio HAZOP.
 7. Identificar escenarios de accidentes durante la aplicación de la técnica HAZOP.
 8. Aplicación de la técnica de análisis de árbol de fallos y análisis de consecuencias para cada escenario de accidente identificado.

3.4 EVALUACIÓN DE LOS NIVELES DE RIESGO CON LA TÉCNICA "HAZOP"

Después de encontrar las desviaciones mediante la combinación de la palabra guía-parámetro se procede a evaluar los niveles de riesgo de las causas identificadas con base en la frecuencia y gravedad. El equipo multidisciplinario haciendo uso de su experiencia y conocimientos clasificará el nivel de frecuencia y gravedad de las consecuencias con ayuda de las Tablas 3.1 y 3.2 para determinar en orden jerárquico, las recomendaciones y definir el índice de riesgo del evento con la ayuda de la matriz de riesgos (Figura 3.1).

MATRIZ DE RIESGOS

El índice o número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien asignar prioridades a las acciones recomendadas.

El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad o gravedad de las consecuencias del mismo.

Son varias las matrices de riesgos que podemos encontrar en la literatura y cada compañía que hace estudios de riesgos usa su propia matriz de riesgos.

Clasificación de recomendaciones.- Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado y basado en la matriz de riesgos. Estas se clasifican de la siguiente manera:



Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia

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

Tabla 3.2 Niveles de Gravedad

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

3.5 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DEL CIRCUITO.

Dentro del HAZOP realizado en la Planta Isomerizadora se seleccionaron seis circuitos y cada circuito fue dividido en nodos para ser objetos de análisis de riesgos.

3.5.1 Circuitos Seleccionados para el Estudio

La selección de los circuitos para el estudio de análisis de riesgos, se hizo con la ayuda de los Ingenieros de operación que laboran en la Planta de Isomerización. Los circuitos que comprenden el Proyecto de Análisis HAZOP fueron los siguientes:



CIRCUITO 1	Carga de Pentanos y Hexanos.
CIRCUITO 2	Carga de Hidrógeno.
CIRCUITO 3	Sección de reacción.
CIRCUITO 4	Sección de Estabilización.
CIRCUITO 5	Sección de Lavado Cáustico.
CIRCUITO 6	Cabezal de desfuegos.

En el presente trabajo se seleccionaron dos de los seis Circuitos del HAZOP, estos son los Circuitos 1 y 2 que representan las Secciones de Carga de pentanos /hexanos e hidrógeno.

3.6 CIRCUITO I⁽²²⁾

"CARGA DE PENTANOS Y HEXANOS."

En la sección de acondicionamiento de carga se lleva a cabo la preparación de la carga a la sección de reacción, eliminando la humedad de las corrientes gaseosa y líquida y adicionalmente a esta última, posibles arrastres de azufre (Ver Diagramas 3.1 y 3.2).

Las corrientes de C_5/C_6 provenientes de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas No.1 y 2 se reciben en la Unidad a una presión manométrica de 1.8 Kg/cm^2 y 40° C con un flujo de 6,786.45 BPD y 6,786.45 BPD, respectivamente, mezclándose en línea para alimentar al primer tanque de balance de carga FA-900, que opera a 40° C y una presión manométrica de 1.8 Kg/cm^2 .

La función principal del tanque FA-900 es asegurar un flujo constante de carga a la Unidad Isomerizadora, amortiguando las variaciones que pudieran presentarse en los flujos de las corrientes de C_5/C_6 provenientes de las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas No. 1 y 2.

La corriente de C_5/C_6 del fondo del tanque FA-900, se envía a una presión manométrica de 12.4 Kg/cm^2 mediante la bomba de alimentación fresca GA-900/R al intercambiador de alimentación-efluente de la guarda de azufre, EA-906, en donde se precalienta hasta 81° C , la línea de alimentación a este equipo, cuenta con el analizador de azufre AI-8701 y el indicador de temperatura TI-8703. El envío de esta corriente se efectúa a control de nivel del segundo tanque de balance de carga FA-908, por medio del LIC-8807 que actúa sobre la válvula automática LV-8807.



Posteriormente, la corriente de C_5/C_6 se calienta hasta 121°C en el intercambiador de alimentación a la guarda de azufre-fondos de la torre estabilizadora EA-905, aprovechando el calor de la corriente de isómero producto proveniente del fondo de la torre estabilizadora DA-901. Posteriormente, esta corriente se envía a la guarda de azufre FA-906.

La guarda de azufre FA-906 opera a 121°C y a una presión manométrica de 10.1 Kg/cm^2 . Su objetivo es proteger el catalizador I-8 del azufre contenido en la carga líquida de C_5/C_6 (máximo de 0.5 ppm) que pudo no ser removido en las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas, ya sea por desajustes en la operación de esas plantas o bien por un eventual alto contenido de azufre en la gasolina amarga de carga a esas Unidades.

La guarda de azufre está cargada con 7.4 m^3 de adsorbente UOP ADS-11L, que es un extruido a base de níquel el cual adsorbe químicamente el azufre contenido en la carga líquida. Para llevar a cabo la adsorción química del azufre, la carga debe calentarse a 121°C que es la temperatura óptima para efectuar esta operación.

Cuando el nivel de adsorción de azufre empieza a disminuir, normalmente después de un año de operación, la guarda FA-906, se pone fuera de operación y se recarga con adsorbente nuevo, sin necesidad de parar totalmente la Unidad, dado que para efectuar la recarga de adsorbente se requiere sólo de un corto período de tiempo, siempre que las Unidades Hidrodesulfuradoras de Naftas operen adecuadamente.

El efluente de la guarda FA-906, a 121°C a una presión manométrica de 9.87 Kg/cm^2 y con un contenido de azufre menor de 0.1 ppm se envía al intercambiador EA-906, en donde cede su calor a la corriente de carga, para bajar su temperatura hasta 85°C a continuación el efluente del intercambiador EA-906, se alimenta al soloaire enfriador de carga EC-901 en donde la carga continúa enfriándose hasta 55°C .

A continuación, la carga de C_5/C_6 se alimenta al enfriador de carga de tubos y coraza EA-907 A/B en donde baja su temperatura hasta 38°C , para enviarse hacia los secadores de hidrocarburos FA-907A/B. Estos secadores de carga líquida FA-907A/B operan a 38°C y una presión manométrica de 8.0 Kg/cm^2 y tienen como objetivo asegurar que la corriente de C_5/C_6 se encuentre libre de humedad, 1 ppm en peso máx., antes de enviarse a la sección de reacción.



Los secadores FA-907A/B, están empacados con 13.6 m^3 de malla molecular adsorbente de tipo UOP-HPG-250, el cual deberá reemplazarse aproximadamente cada 500 ciclos. Estos equipos normalmente operan en serie, excepto cuando alguno de ellos se encuentra en regeneración, que es cuando el otro está en servicio dentro del proceso.

La corriente de C_5/C_6 se alimenta por la parte inferior del secador FA-907A, en donde fluye en forma ascendente a través del desecante (mallas moleculares); el flujo que sale de este equipo, se alimenta al secador FA-907B. El flujo a través de este secador también es ascendente y su efluente se envía hacia el segundo tanque de balance de carga FA-908.

Después de 24 horas aproximadamente, el secador FA-907A (instalado en posición principal), se saturará de humedad (1 ppm en peso de H_2O), como lo indicará el analizador AI-8801, siendo entonces necesaria la regeneración de este equipo, para lo cual deberá ponerse fuera de operación cerrando las válvulas apropiadas. El secador FA-907B queda en operación como único secador de hidrocarburos, cambiando la toma del analizador de humedad AI-8801 hacia el efluente del secador en servicio para su monitoreo.

Después de terminar la regeneración del secador FA-907A, éste vuelve a ponerse en operación mediante el movimiento de las válvulas apropiadas, de tal manera que el secador FA-907A opera ahora en "posición secundaria" y el secador FA-907B que se encuentra en operación, queda en "posición principal". Cuando la humedad de la corriente de C_5/C_6 a la salida del secador FA-907A sea ≥ 1 ppm en peso, este equipo que está en "posición principal", deberá ponerse fuera de operación para ser regenerado, de tal forma que el secador FA-907A pasa ahora a la "posición principal", permaneciendo en operación, mientras el otro secador se regenera. Cuando el secador FA-907B se ha regenerado, vuelve a ponerse en operación en "posición secundaria", trabajando en serie con el secador FA-907A.

La corriente de pentanos y hexanos libre de humedad, efluente del secador FA-907B, se recibe en el segundo tanque de balance de carga FA-908, que opera a 38° C y una presión manométrica de 7.0 Kg/cm^2 , controlándose este valor mediante el PIC-8805 del S.C.D. que en rango dividido acciona, la válvula PV-8805A para admitir hidrógeno seco proveniente de los secadores de hidrógeno de reposición, cuando la presión disminuya y la válvula PV-8805B cuando la presión aumenta, para enviar el exceso de vapores hacia el cabezal de desfogue. El objetivo del tanque FA-908 es proporcionar la suficiente capacidad volumétrica para el suministro de C_5/C_6 a la sección de reacción.



Para su correcta operación, el tanque FA-908 cuenta con el LIC-8807, el cual controla el nivel de este tanque mediante el ajuste de la abertura de la válvula automática LV-8807 instalada en la línea de descarga de la bomba GA-900/R. Adicionalmente, el controlador LIC-8807 tiene configuradas las alarmas por alto y bajo nivel LAH-8807 y LAL-8807, respectivamente.

Por otra parte, se recibe también en la Unidad, una corriente de hidrógeno de reposición a 90° C, una presión manométrica de 60 Kg/cm² y con un flujo de 722 m³/D, procedente de la Unidad Reformadora de Naftas No.2; la cual reduce su presión hasta 40 Kg/cm² para alimentarse en seguida al enfriador de hidrógeno de reposición EA-902, en donde la corriente de hidrógeno baja su temperatura hasta 40° C.

3.7 CIRCUITO II⁽²³⁾

"CARGA DE HIDROGENO"

La corriente de hidrógeno de reposición a 90° C y a una presión manométrica de 40 Kg/cm²; y otra corriente de hidrógeno procedente de la unidad hidros 1, que se recibe a 35 Kg/cm², se unen para alimentarse en seguida al enfriador de hidrógeno de reposición EA-902, en donde la corriente de hidrógeno baja su temperatura hasta 40° C (Ver Diagrama 3.3)

A continuación, la corriente de hidrógeno se alimenta al tanque separador de gas de reposición FA-903, en donde se retiene el posible líquido de arrastre que pudiera contener el gas, para ser enviado al cabezal de desfogue del nivel del tanque FA-903.

La corriente de hidrógeno libre de líquido que se obtiene por la parte superior del tanque FA-903 a 0° C y a una presión manométrica de 37.05 kg/cm², de donde se envía, como alimentación a los secadores de hidrógeno de reposición FA-904A/B y a la línea 1½"-H-8402 hacia la PV-8406B del FA-900, para presionar este.

CIRCUITO I – Nodos 1 al 4

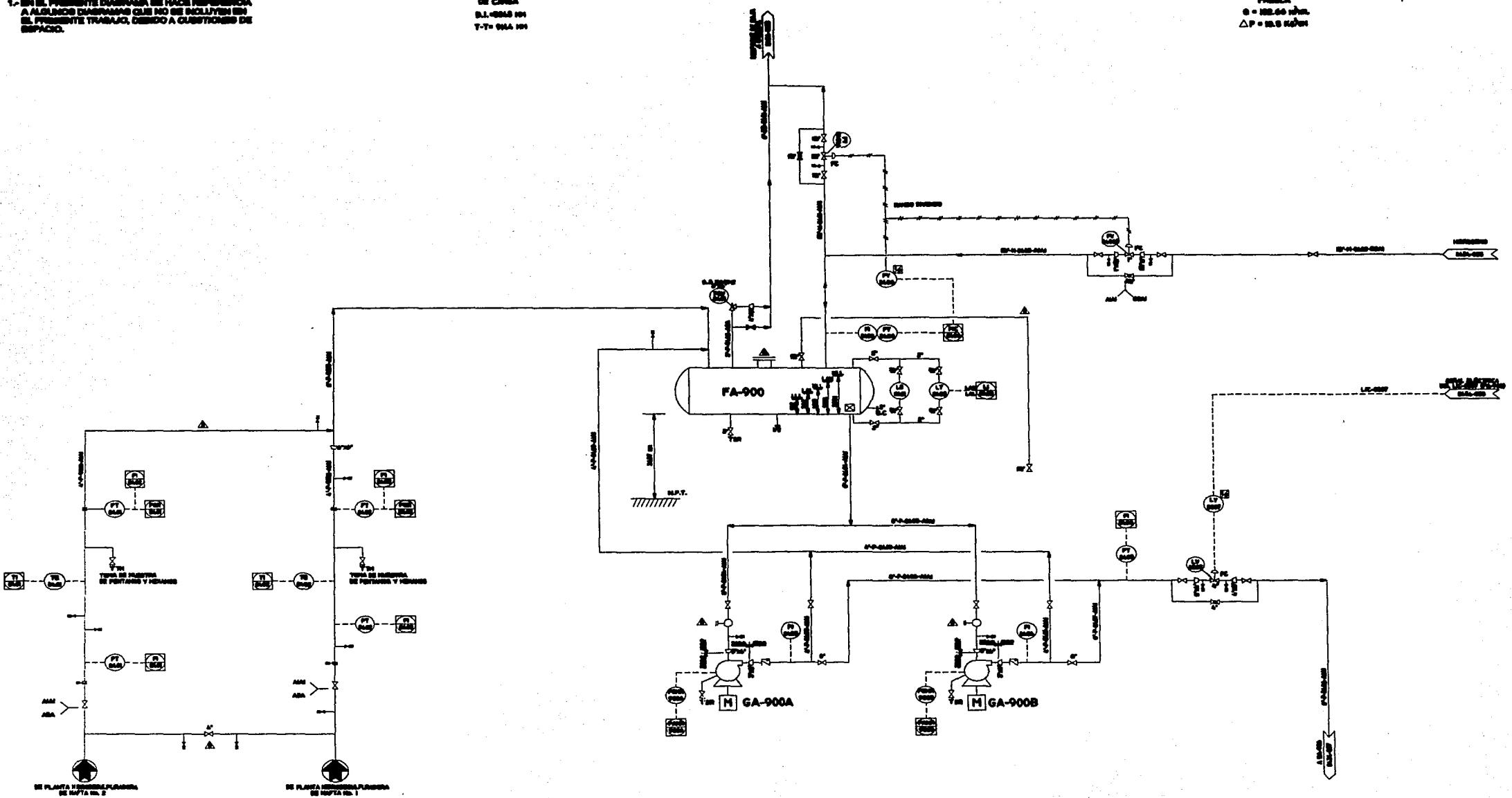
A continuación se presentan las hojas de resultados del Análisis Hazop en la Unidad de Isomerización para el producto: Pentanos y Hexanos, estas hojas abarcan los nodos 1, 2, 3 y 4 referentes a la carga de la mezcla C5/C6 (Ver página 72).

NOTAS:

1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.

FA-900
 TANQUE DE BALANCE DE CARGA
 D.I. 0808 101
 T-T 0804 101

GA-900A/B
 BOMBA DE ALIMENTACION
 PUNTA
 0 = 100.00 RPM
 ΔP = 10.0 MPa





Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Alto nivel

LOI: 50 %

LOS: 80 %

LSI: 40 %

LSS: 85 %

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
1	Aumento del suministro de pentanos y hexanos (hidros 1 y/o 2)	1. Aumento de presión del FA-900. 2. Incremento de temperaturas de operación por arrastre de pesados.	5 (5)	2 (1)	8 (5)	1. Indicador de nivel LI-8402 con alarma por alto nivel. 2. Indicador de nivel en campo LG-8401. 3. PIC-8406 en rango dividido. 4. PSV-8401. 5. Indicadores de temperatura en los reactores DC-901 A/B.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de revisión y calibración de válvulas de seguridad. 3. Mantener comunicación con el sector Hidros 1, para el control de posibles desviaciones.	B
2	Alto nivel en el tanque FA-908	1. Aumento de presión en el FA-900. 2. Daños a los sellos de la bomba GA-900/R. 3. Fuga e incendio 4. Paro de planta	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Indicadores de nivel LI-8807 con alarma de alto nivel en el SCD. 2. Indicadores de nivel en campo LG-8801 al 8806. 3. Válvula de seguridad PSV-8801. 4. Válvula PSV-8401 en el FA-900. 5. Alarma por alto nivel LAH-8402 en el FA-900. 6. Indicador de presión PI-8403 y 8404 en las descargas de las bombas. 7. PI-8405 en S.C.D. 8. Disparo por alta presión en la descarga de las bombas GA-900. PSHH-901.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad. 3. Continuar con la supervisión en campo, para el monitoreo de las variables operativas en los indicadores locales.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

3	Falla la válvula LV-8807 en posición de cerrado	1. Aumento de presión en el FA-900. 2. Daños a los sellos de la bomba GA-900/R. 3. Fuga e incendio 4. Paro de planta	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Indicador de nivel LI-8402 con alarma por alto nivel. 2. Indicador de nivel en campo LG-8401. 3. PIC-8406 en rango dividido. 4. PSV-8401. 5. Indicador de presión PI-8403 y 8404 en las descargas de las bombas. 6. PI-8405 en S.C.D. 7. Disparo por alta presión en la descarga de las bombas GA-900. PSHH-901.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de revisión y calibración a válvulas de seguridad. 3. Operar por directos en caso de fallo de la válvula, LV-8807.	B
4	Falla la bomba GA-900/R	1. Aumento de presión en el FA-900. 2. Envío de líquidos al cabezal de desfuegos. 3. No hay producción de Isómero. (Incumplimiento al programa de producción de gasolinas)	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Bomba de relevo. 2. Programa de mantenimiento preventivo a bombas. 3. Indicadores de presión a la descarga PI-8403 y 8404. 4. PI-8405 en el S.C.D. 5. Supervisión en campo de las condiciones de la bomba.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a bombas. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Aplicar el procedimiento de operación de equipos rotatorios.	B
5	Válvula de descarga bloqueada	1. Daños a la bomba GA-900. 2. Fuga por sellos, explosión e incendio. 3. Paro de planta	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Indicadores de presión a la descarga PI-8403 y 8404. 2. PI-8405 en el S.C.D. 3. Disparo PSHH-900 A la descarga de la bomba GA-900	1. Continuar efectuando el programa de simulacros operacionales. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

6	Filtros de succión obstruidos	<ol style="list-style-type: none">1. Cavitación de la bomba GA-900.2. Daños a la bomba, fuga por sellos, explosión e incendio.3. Paro de planta	4 (4)	3 (2)	8 (7)	<ol style="list-style-type: none">1. Bomba de relevo GA-900R.2. Disparo térmico del motor.3. Telescopado de la succión en el tanque FA-900	<ol style="list-style-type: none">1. Continuar con el mantenimiento preventivo de bombas.2. Continuar con el programa de rotación de equipo dinámico.3. Considerar la limpieza de filtros en los mantenimientos correctivos del equipo, de bombeo.	B
---	-------------------------------	---	----------	----------	----------	--	--	---



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Bajo nivel

LOI: 50 %

LOS: 80 %

LSI: 40 %

LSS: 85 %

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
7	Bajo suministro de las plantas Hidros 1 y/o 2.	1. Cavitación de las bombas GA-900/R. 2. Daño a los sellos de las bombas, fuga, explosión e incendio. 3. Paro de planta, pérdida de producción.	5 (5)	3 (2)	9 (8)	1. Manual de operación de la planta. 2. Simulacro de operación a falla de carga. 3. Indicadores de nivel LI-8402 con alarma por bajo nivel. 4. Indicador de nivel en campo, LG-8401.	1. Continuar con el procedimiento de recirculación de carga, a baja carga de hidrogeno. 2. Continuar con los simulacros de operación. 3. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 4. Mantener la comunicación con la planta Hidros 1, para el control de posibles desviaciones.	A
8	Alta demanda por la FV-8807.	1. Cavitación de las bombas GA-900/R. 2. Daño a los sellos de las bombas, fuga, explosión e incendio. 3. Paro de planta, pérdida de producción.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Manual de operación de la planta. 2. Indicadores de nivel LI-8402 con alarma por bajo nivel. 3. Indicador de nivel en campo, LG-8401. 4. Protección por sobrecorriente en el motor de la bomba GA-900/R 5. Recirculación manual al FA-908 6. Aspersores contra-incendio en el FA-900. 7. Indicador de nivel en el FA-908 LIC-8807	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Verificar la concordancia de variables operativas entre el tablero y el instrumento de campo. 3. Continuar con la supervisión en campo.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

9	Falla la PV-8406B en posición de abierto, impidiendo la entrada de producto.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Represionamiento del tanque FA-900. 2. Relevo de la PSV-8401. 3. Mayor cabeza a las bombas GA-900/R. 4. Fuga, explosión e incendio. 	3 (2)	3 (2)	7 (4)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Válvulas laterales de la PV-8406B estranguladas. 2. Válvula PV-8406A a desfuegos. 3. PSV-8401. 4. Indicadores de presión PI-8402 y PI-8401. 5. Indicadores de nivel LI-8402 con alarma por bajo nivel. 6. PIC-8406 en S.C.D. Con alarmas por alta presión. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 	B
---	--	---	----------	----------	----------	--	---	---



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Presión alta

LOI: 0.6 kg/cm²

LOS: 1.8 kg/cm²

LSI: 0.5 kg/cm²

LSS: 2.2 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
10	Aumento de ligeros en la carga.	1. Represionamiento del tanque FA-900. 2. Fuga, explosión e incendio.	4 (4)	3 (2)	8 (7)	1. PSV-8401 en tanque FA-900. 2. Válvula PV-8406A. 3. Indicadores de presión PI-8406 con alarma por alta presión 4. Análisis químico de la carga. 5. Ajustes operacionales en repuesta al aumento de ligeros.	1. Mantener comunicación con el sector Hidros 1. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad.	B
11	Alto nivel en el tanque FA-900	Ver desviación alto nivel nodo 1.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	Ver desviación alto nivel nodo 1.	Ver desviación alto nivel nodo 1.	C
12	Abre la válvula PV-8406B por falla en el transmisor PT-8406.	1. Fractura del tanque FA-900, fuga, explosión e incendio. 2. Paro de planta	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. PSV-8401 en tanque FA-900. 2. Válvula PV-8406A. 3. Indicadores de presión PI-8406 con alarma por alta presión 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos 5. Aspersores de contra-incendio.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de revisión y calibración a PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento y revisión a detectores de hidrocarburos.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

13	Falla en cerrado la válvula PV-8406A	1. Presionamiento del tanque con posibles fugas.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. PSV-8401 en tanque FA-900. 3. Indicadores de presión PI-8406 con alarma por alta presión. 4. Directo de la válvula.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de revisión y calibración a PSV's. 3. Mantener en buen estado los equipos de comunicación y la comunicación entre el personal de la planta.	B
14	Calentamiento externo del tanque.	1. Fractura del tanque, con fuga, explosión e incendio. 2. Paro de planta.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. Sistema de contra-incendio en el tanque FA-900. 2. Detectores de flama. 3. PSV-8401.	1. Continuar con el programa de mantenimiento al sistema fijo contra-incendio. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de detectores de flama.	C



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 6 de agosto de 2001.

Nodo: 1. Tanque de balance de carga, FA-900.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Presión de vacío

LOI: 0.6 kg/cm² LOS: 1.8 kg/cm² LSI: 0.5 kg/cm²

LSS: 2.2 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
15	Bajo nivel en tanque y falla en cerrado la válvula de entrada PV-8406B.	1. Colapso del tanque. 2. Fugas por conexiones y accesorios. 3. Daño a las bombas GA-900/R, fuga por sellos. 4. Paro de planta	2 (2)	3 (2)	6 (4)	1. Indicador de nivel LI-8402 con alarma por bajo y muy bajo nivel. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Directo de la PV-8406B. 4. Indicadores de presión PIC-8406 con alarma por baja presión	1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento al personal.	B
16	Después de un vaporizado se dejan las purgas y venteos bloqueados.	1. Colapso del tanque. 2. Fugas	2 (2)	3 (2)	6 (4)	1. Procedimiento para vaporizado de tanque.	1. Durante el vaporizado del tanque de carga FA-900, vigilar que se deje el venteo abierto para que durante el enfriamiento no se colapse.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001.

Nodo: 2. Guarda de azufre FA-906.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Temperatura alta

LOI: 110 °C

LOS: 120 °C

LSI: 100 °C

LSS: 125 °C

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
17	Falla la HV-8701 en posición de cerrado	No hay consecuencias	1	1	1		1. No hay.	C
18	Temperatura alta en los fondos de la torre estabilizadora DA-901	No hay consecuencias	1	1	1		1. No hay.	C
19	Ruptura de los tubos del EA-905	No hay consecuencias	1	1	1		1. No hay.	C



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001.

Nodo: 2. Guarda de azufre FA-906.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Presión alta

LOI: 12 kg/cm²

LOS: 12.4 kg/cm²

LSI: 8 kg/cm²

LSS: 15.12 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
20	Falta de salida en la guarda de azufre, FA-906 por falla en válvulas de secadores FA-907 A/B	1. Fugas en bridas. 2. Presionamiento en la descarga de la bomba GA-900 3. Falta de carga a los reactores DC-901 A/B	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PSV-06 en el FA-906 2. PSHH-8405. 3. Detectores de hidrocarburos. 4. Indicadores de presión en campo PI-8701 a la entrada y PI-8702 a la salida. 5. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 6. PLC (Control automático de secadores).	1. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente, para válvulas e instrumentos. 2. Continuar con el cumplimiento a los programas de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 3. Continuar con el programa de calibración y prueba de PSV's. 4. Cumplir con el programa de mantenimiento y calibración de detectores de hidrocarburos.	B
21	Obstrucción en equipos de intercambio de calor posteriores al FA-906 (soloaires)	1. Fugas en bridas. 2. Presionamiento en la descarga de la bomba GA-900 3. Falta de carga a los reactores DC-901 A/B	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. PSV-06 en el FA-906. 2. PSHH-8405. 3. Detectores de hidrocarburos. 4. Indicadores de presión en campo PI-8701 a la entrada y PI-8702 a la salida.	1. Cumplir con el mantenimiento preventivo a PSV's. 2. Cumplir el programa de mantenimiento y calibración de detectores de hidrocarburos. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
22	Alguna válvula manual cerrada después del FA-906	1. Fugas en bridas. 2. Presionamiento en la descarga de la bomba GA-900 3. Falta de carga a los reactores DC-901 A/B	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de capacitación y adiestramiento. 2. Procedimientos operacionales.	1. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento. 2. Continuar aplicando los procedimientos de operación. 3. Continuar con los simulacros operacionales.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001

Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Presión alta

LOI: 12 kg/cm²

LOS: 12.4 kg/cm²

LSI: 8 kg/cm²

LSS: 14.9 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
23	Falla en cerrado de válvula orbit a la salida del FA-907 A. (XV-8806, 8807, 8817 y/o 8818)	1. Fugas e incendio. 2. Bajo nivel en el FA-908. 3. Alto nivel en el FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PSV-07A 3. PLC (Control automático de secadores). 4. Detectores de hidrocarburos. 5. Sistema de contra-incendio. 6. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC.	B
24	Falla en cerrado de válvula orbit a la salida del FA-907 B. (XV-8808, 8810, 8815 y/o 8816)	1. Fugas e incendio. 2. Bajo nivel en el FA-908. 3. Alto nivel en el FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PSV-07B 3. PLC (Control automático de secadores). 4. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC.	B
25	Falla del PLC	1. Se detiene la secuencia de secado, se congela en la última posición.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. El PLC lleva a condiciones seguras al proceso en caso de que este falle. 2. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al PLC.	B



Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

26	Falla de las válvulas orbit de salida de regenerante en el FA-907 A/B. (XV-8833)	1. Disparo del calentador eléctrico BH-901.	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PLC (Control automático de secadores). 3. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente para válvulas orbit.	B
27	Cierre de la PV-8611.	1. Disparo del calentador eléctrico BH-901.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas 2. PLC (Control automático de secadores). 3. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04.	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas. 2. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente para válvulas automáticas.	B



Compañía: Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001

Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Diagramas: 8434-088 y 087

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Presión baja			LOI: 12 kg/cm ²			LOS: 12.4 kg/cm ²	LSI: 8 kg/cm ²	LSS: 14.9 kg/cm ²
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
28	Calzada la PSV-7A o 7B del FA-907 A y B respectivamente.	1. Pérdida de Pentanos y Hexanos. 2. Depresionamiento del FA-908.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de calibración preventiva de PSV's. 2. Indicadores de presión en FA-907, PI-8801, 02, 03 y 04.	1. Continuar cumpliendo el programa de calibración de válvulas de seguridad. 2. Continuar cumpliendo el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
29	Válvulas de proceso orbit no herméticas (se pasan).	1. Fuga de hidrocarburos hacia desfogue. 2. Baja producción de la planta.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. Sistema de recuperación de hidrocarburos.	1. Elaborar un programa de mantenimiento a todas las válvulas orbit en paro institucional. 2. Asegurar el refaccionamiento adecuado para el mantenimiento a válvulas orbit. 3. Capacitar al personal de mantenimiento de instrumentos en mantenimiento de válvulas orbit.	A
30	No hay carga a los secadores por falla de bombas de carga GA-900.	1. Recirculación total del producto. 2. Paro de planta.	5 (4)	1 (1)	5 (4)	1. Indicadores de nivel del tanque FA-900. 2. Indicadores de flujo de carga al tanque FA-900. 3. Indicadores de presión en los secadores FA-907 A/B. (PI-8801, 02, 03 y 04.)	1. Continuar con la difusión de procedimientos operacionales a falla de las bombas de carga GA-900. 2. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B



Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Diagramas: 8434-088 y 087

Producto: Pentanos y Hexanos.

31	Alguna fuga en cualquier punto del circuito.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Incendio, explosión. 2. Contaminación ambiental. 3. Paro de planta. 	3 (2)	3 (3)	7	<ol style="list-style-type: none"> 1. Detectores de Hidrocarburos. 2. Programa de calibración de líneas. 3. Sistema de contra-incendio. 4. Programa de mantenimiento a plantas de proceso. 5. Programa de inspección preventiva de riesgos. (IPR). 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a detectores de hidrocarburos. 2. Mantener en buen estado el aislamiento térmico de líneas, después de su calibración. 3. Continuar con el programa de calibración de líneas. 4. Continuar con la inspección preventiva de riesgos. 	B
32	FA-908 depresionado.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Aumenta nivel en el FA-908. 2. Aumenta nivel en el FA-900. 3. Falta alimentación a reactores DC-901 A/B. 4. Paro de planta. 	3 (2)	1 (1)	3 (2)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Sistema de control de presión con rango dividido en el FA-908. (PIC-8805 con alarma por baja presión) 2. Indicadores de flujo FIC-8802. 3. Indicadores de nivel en campo LG-8801 al 8806. 4. Alarma de alto nivel LAH-8807 en el FA-908 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 	C



Compañía: Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001

Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Diagramas: 8434-088 y 087

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Menos flujo

LOI: 7000 BPD

LOS: 14000 BPD

LSI: 6500 BPD

LSS: 15000 BPD

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
33	Ruptura de tubos en los intercambiador AE-907 A/B	<ol style="list-style-type: none"> Contaminación de agua de enfriamiento. Atmósfera explosiva en torres de enfriamiento de agua. Paro de planta. 	3 (3)	4 (2)	8 (6)	1. Análisis de las aguas y tratamiento químico en las torres de enfriamiento.	<ol style="list-style-type: none"> Elaborar un estudio de factibilidad de la instalación de un by pass y bloqueos en el intercambiador EA-907 A/B, para operación independiente. Continuar con el tratamiento integral de agua de enfriamiento. 	B
34	Línea 1 1/2" P-8701-A2A1 alineada.	<ol style="list-style-type: none"> Envío de Pentanos y Hexanos a cabezal de desfogue. Alto nivel en el tanque de desfogues. Paro de planta 	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Control para retiro e instalación de juntas ciegas.	1. Continuar con el control de retiro e instalación de juntas ciegas.	C
35	Fuga en el soloaire EC-901	<ol style="list-style-type: none"> Incendio y explosión. Paro de planta. 	3 (2)	3 (2)	7 (4)	<ol style="list-style-type: none"> Programa de reparación institucional. Sistema de contra-incendio. 	<ol style="list-style-type: none"> Cumplir al 100% con el programa de reparación institucional. Continuar con el programa de revisión y conservación de equipos y sistemas fijos de contra-incendio. 	B



Compañía: Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 13 de agosto de 2001

Nodo: 3. De la salida de la guarda de azufre FA-906 hasta la entrada del tanque FA-908.

Diagramas: 8434-088 y 087

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Mayor contenido de agua

LOI:

LOS:

LSI:

LSS: 1 ppm

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
36	Descontrol operacional en las plantas hidrotratadoras que alimentan a la planta Isomerizadora	1. Saturación de las alúminas en secadores.	3 (3)	1 (1)	3 (3)	1. Control secuencial de regeneración de secadores. 2. Analizadores de humedad AI-8801. 3. Análisis diario de laboratorio. 4. PLC de secadores con alarmas por tiempo prolongado sin regenerar.	1. Continuar con la regeneración continua de secadores de pentanos y hexanos. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a analizadores en línea. 3. Continuar con el análisis diario de laboratorio.	C
37	Contaminación por rotura de tubos en los EA-408 o el EA-410	1. Saturación de las alúminas en secadores.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Control secuencial de regeneración de secadores. 2. Analizadores de humedad AI-8801. 3. Análisis diario de laboratorio. 4. Tratamiento Integral del agua de torres de enfriamiento	1. Cambiar por soloaires los intercambiadores EA-408 y EA-410. 2. Continuar con la regeneración continua de secadores. 3. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a analizadores. 4. Continuar con el análisis diario de laboratorio.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Alto nivel

LOI: 50%

LOS: 80%

LSI: 40%

LSS: 85%

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
38	Falla de las bombas GA-901 A/B	1. Represionamiento del tanque FA-908. 2. Fugas, explosión e incendio. 3. No hay carga al reactor.	4 (4)	3 (2)	8 (3)	1. Bomba relevo. 2. PDI-8809 en la succión de la bomba. 3. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo de motores y bombas. 4. Programa de rotación de equipos dinámicos.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo y predictivo de bombas. 2. Continuar con el programa de rotación de equipos dinámicos. 3. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos. 4. Mantener las condiciones de operación dentro de los límites establecidos para no dañar los sellos de las bombas y reducir la emisión de hidrocarburos al desfogar para poder cumplir con la norma NOM-085-ECOL-94.	B
39	Falla del control de nivel LIC-8807	1. Represionamiento del tanque FA-908. 2. Fugas, explosión e incendio. 3. Bajo nivel en el FA-900. 4. Cavitación de bombas GA-900	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Control de presión en rango dividido PV-8805A y PV-8805B. 3. PI-8806 en FA-908. 4. Indicadores de nivel en campo LG-8801 a 8806.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 3. Continuar con las rutinas de verificación de equipos.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Bajo nivel

LOI: 50%

LOS: 80%

LSI: 40%

LSS: 85%

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
40	Falta de carga de pentanos y hexanos.	1. Recirculación de la carga en la planta. 2. Daños a la bomba GA-901 A/B.	4 (4)	2 (1)	7 (4)	1. Indicaciones de alarma por bajo nivel LAL-8807. 2. Vidrios de nivel LG-8801 al LG-8806. 3. Recirculación automática de la bomba GA-901: FV-8802/FIC-8802. 4. Procedimiento de operación a falla de carga. 5. Las bombas GA-900 y 901 cuentan con doble sello y alarma por ruptura del primer sello.	1. Mantener comunicación permanente con el sector de abastecimiento de carga (Sectores 1 y 2). 2. Continuar con el mantenimiento preventivo de instrumentos. 3. Continuar con los simulacros operacionales y difusión de procedimientos a falta de carga.	B
41	Falla en el PLC de los secadores.	1. Recirculación de la carga en la planta. 2. Daños a la bomba GA-901 A/B.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo al PLC. 2. El PLC cuenta con tarjeta de respaldo (Redundancia de equipo). 3. Indicaciones de alarma por bajo nivel LAL-8807. 4. Vidrios de nivel LG-8801 al LG-8806. 5. Recirculación automática de la bomba GA-901: FV-8802/FIC-8802. 6. Procedimiento de operación a falla de carga.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al PLC en cada paro institucional. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo de instrumentos.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

42	Falla del LIC-8807.	1. Disparo de la bomba GA-900 por alta presión. 2. Daños a la bomba GA-901 A/B. 3. No hay producción de isómeros. 4. Recirculación de la carga en la planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Recirculación automática de la bomba GA-901: FV-8802/FIC-8802. 3. Procedimiento de operación a falla de carga. 4. Realización de los recorridos periódicos en el área. 5. El transmisor cuenta con alarmas de falla de señal y corriente de alimentación.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo de instrumentos. 2. Continuar con los recorridos en campo.	B
43	Por falla en posición cerrado de la LV-8807	1. Disparo de la bomba GA-900 por alta presión. 2. Daños a la bomba GA-901 A/B. 3. No hay producción de isómeros. 4. Recirculación de la carga en la planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Disparo de la bomba GA-900 por alta presión PSHH-8405. 3. Recirculación automática de la GA-901 A/B.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo de instrumentos.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Baja Presión

LOI: 5.5 kg/cm²

LOS: 7.0 kg/cm²

LSI: 5.0 kg/cm²

LSS: 8.0 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
44	No hay alimentación de hidrógeno.	1. Cavitación de la bomba GA-901. 2. Fuga, incendio y explosión en el sello de la bomba GA-901. 3. Pérdida de producción.	4 (2)	3 (2)	8 (4)	1. Control de presión PIC-8805. 2. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control. 3. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 4. Sistema contra incendio. 5. La bomba GA-901 cuenta con doble sello.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar con el mantenimiento preventivo a válvulas. 3. Mantener comunicación con el sector de Hidros 1 para suministro alternativo de hidrógeno y tener en funcionamiento a la unidad isomerizadora.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

Desviación: Alta Presión			LOI: 5.5 kg/cm ²			LOS: 7.0 kg/cm ²	LSI: 5.0 kg/cm ²	LSS: 8.0 kg/cm ²
Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
45	Alimentación excesiva de hidrógeno con la PV-8805A.	1. Fugas por bridas y daños al equipo. 2. Daños a la bomba GA-900 por alta presión. 3. Explosión e incendio en los puntos de fuga.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. Programa de mantenimiento preventivo de instrumentos. 2. Alarma por alta presión (PAH-8805) en el FA-908. 3. Detectores de hidrocarburos y flama. 4. Sistema contraincendio. 5. PSV-8 en el domo del FA-908.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de instrumentos. 2. Continuar con el programa de revisión y calibración de PSV. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento y calibración de detectores de hidrocarburos.	B
46	Alto nivel en el FA-908.	1. Fugas por conexiones y accesorios. 2. Explosión e incendio en los puntos de fuga. 3. Disparo de la bomba GA-900. 4. Alto nivel del FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. PSV-8. 2. Alarma por alto nivel LAH-8807/LIC-8807. 3. PIC-8805. 4. Indicadores de nivel LG-8801 al 8806. 5. Sistema contraincendio.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de instrumentos. 2. Continuar con el programa de revisión y calibración de PSV. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento y calibración de detectores de hidrocarburos.	B
47	Falla del PIC-8805.	1. Fugas por conexiones y accesorios. 2. Explosión e incendio en los puntos de fuga. 3. Bajo nivel en el FA-908. 4. Cavitación de la bomba GA-901.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. PSV-8. 2. Alarma por alto nivel LAH-8807/LIC-8807. 3. Indicadores de nivel LG-8801 al 8806. 4. Sistema contraincendio.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo de instrumentos. 2. Continuar con el programa de revisión y calibración de PSV. 3. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a la red del sistema contraincendio.	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 14 de agosto de 2001.

Nodo: 4. Segundo tanque de balance, FA-908.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Pentanos y Hexanos.

48	Falla de la válvula PV-8805B en posición cerrado.	<ol style="list-style-type: none">1. Fugas por conexiones y accesorios.2. Explosión e incendio en los puntos de fuga.3. Bajo nivel en el FA-908.4. Cavitación de la bomba GA-901.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Ídem a la causa 3.	<ol style="list-style-type: none">1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control.	C
----	---	--	----------	----------	----------	-----------------------	---	---



Secadores de hidrógeno de reposición FA-904A/B operan a 37 kg/cm^2 man. y 40° C , se han diseñado para operar al menos 24 hrs. cada uno antes de requerir regeneración, su objetivo es asegurar que la corriente de hidrógeno de reposición que se envía a reacción se encuentre libre de humedad (máximo 1 ppm en peso), para proteger de esta forma al catalizador de isomerización.

Los secadores FA-904A-B, están empacados con 1.8 m^3 de malla molecular adsorbente de tipo UOP-PDG-418. Estos equipos normalmente operan en serie, excepto cuando alguno de ellos se encuentra en regeneración que es cuando el otro está en operación dentro del proceso, en posición "principal".

La corriente de hidrógeno de reposición se alimenta por la parte inferior del secador FA-904A, por donde fluye en forma ascendente a través del desecante (mallas moleculares).

El flujo que sale de este equipo, se alimenta al secador FA-904B a través de las líneas 3"P-8614, 3"P-8610 y 3"P-8601, por donde fluye también en forma ascendente a través de su desecante para salir por la parte superior de este secador, de donde es enviado para mantener un flujo a reacción de $1,378.5 \text{ Std m}^3/\text{h}$.

Después de 24 horas aproximadamente, el secador FA-904A (instalado en posición principal), se saturará de humedad (1 ppm en peso de H_2O), lo cual será indicado por el analizador continuo AI-8601, siendo necesaria la regeneración de este equipo; para lo que este secador deberá sacarse de operación. El secador FA-904B queda ahora en operación como único secador y en posición principal mientras el secador FA-904A se regenera. Durante este movimiento se efectúa el cambio del punto de monitoreo del analizador de humedad AI-8601, direccionado hacia el efluente del secador FA-904B.

Una vez que el secador FA-904A se ha regenerado, se vuelve a poner en operación en serie con el secador FA-904B, en posición secundaria. Cuando la humedad en la corriente de hidrógeno de reposición a la salida del secador FA-904B que opera en "posición principal", es ≥ 1 ppm en peso, este equipo deberá ponerse fuera del proceso, para regenerarse; quedando operando de esta forma el secador FA-904A en "posición principal" mientras que el secador FA-904B se mantiene en regeneración. Cuando el secador FA-904B se ha regenerado, vuelve a ponerse en operación en "posición secundaria", trabajando en serie con el secador FA-904A.

El objetivo principal de la sección de reacción es llevar a cabo las reacciones de isomerización de la corriente de $\text{H}_2\text{-C}_5/\text{C}_6$ en dos reactores catalíticos de lecho fijo que operan en serie para obte-



ner un producto consistente en una mezcla de isómeros de C_5 's, C_6 's. H_2 reactivo y gases ligeros producidos durante las reacciones.

La mezcla de C_5/C_6 contenida en el segundo tanque de balance de carga FA-908 se bombea hacia la sección de reacción a $39.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ mediante la bomba de carga GA-901 A/B.

Para su protección esta bomba cuenta con la línea de recirculación que se origina en la línea 6"-P-8831 de descarga de la bomba, y está conectada a la línea de alimentación al tanque FA-908.

El objetivo de la línea de recirculación, es la protección de la bomba GA-901A/B en caso de rechazos de flujo (éstos se presentan durante el ajuste de carga líquida a reacción o durante un paro de emergencia), que podrá manejar hasta el 50% del flujo de diseño de la bomba, (8,500 BPD). La corriente líquida de C_5/C_6 se recibe en la sección de reacción a 38° C y con un flujo de 13,573 BPD.

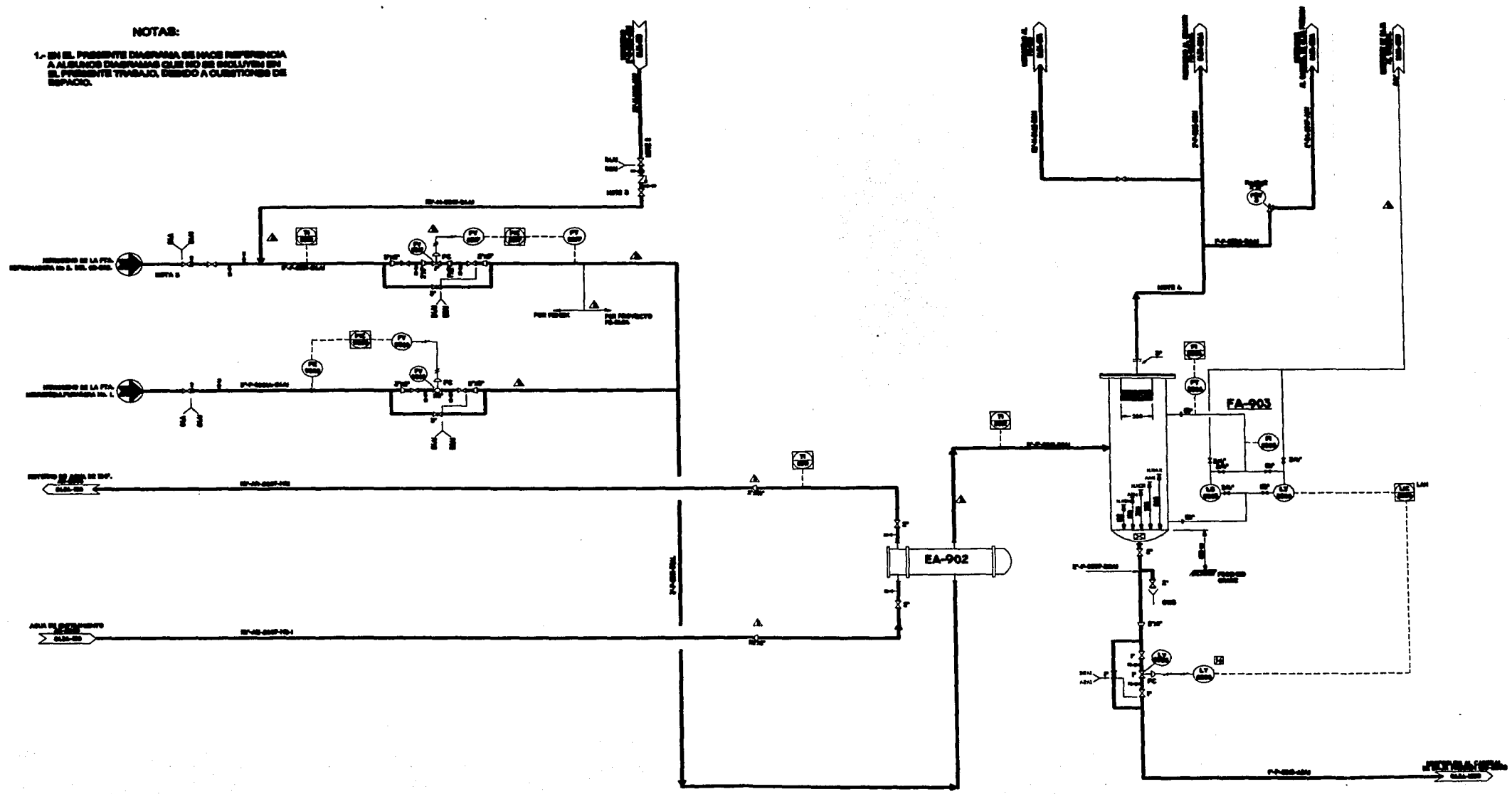
CIRCUITO II – Nodos 5 al 6

A continuación se presentan las hojas de resultados del Análisis Hazop en la Unidad de Isomerización para el producto: Hidrógeno, estas hojas abarcan los nodos 5 y 6 referentes a la carga del Hidrógeno. (Ver página 97)

NOTAS:
 1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALCUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DUEDO A CUESTIONES DE ESPACIO.

EA-902
 MAKEUP GAS COOLER
 Qd = 8.638 KW/24.17

FA-903
 MAKEUP GAS FRODOOUT DRUM
 D.L. = 0.10 MM
 T.T. = 2300 MM





Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alta presión

LOI: kg/cm²

LOS: kg/cm²

LSI: kg/cm²

LSS: 40 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
49	Falla el PIC-8517 y la PV-8517 abre al 100%.	<ol style="list-style-type: none"> Alta presión en EA-902. Alta presión el FA-903. Arrastre de líquidos a los secadores de hidrógeno. Represionamiento en los secadores de hidrógeno. Fugas por conexiones y accesorios. Explosión e incendio. 	3 (2)	4 (2)	8 (4)	<ol style="list-style-type: none"> Programa de mantenimiento preventivo al PIC/PV-8517. LIC-8506/LV-8506, con alarma por alto nivel (LAH-8506) en el FA-903. PI-8504 en el SCD con alarma por alta presión, PAH-8504. PSV-3 en el FA-903. 	<ol style="list-style-type: none"> Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. Continuar con el programa de calibración y prueba a válvulas de seguridad. 	B
50	Que la válvula PV-8517 se quede calzada y no cierre.	<ol style="list-style-type: none"> Alta presión en EA-902. Alta presión el FA-903. Arrastre de líquidos a los secadores de hidrógeno. Represionamiento en los secadores de hidrógeno. Fugas por conexiones y accesorios. Explosión e incendio. 	3 (2)	4 (2)	8 (4)	<ol style="list-style-type: none"> Programa de mantenimiento preventivo a la PV-8517. LIC-8506/LV-8506, con alarma por alto nivel (LAH-8506) en el FA-903. PI-8504 en el SCD con alarma por alta presión, PAH-8504. PSV-3 en el FA-903. 	<ol style="list-style-type: none"> Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. Continuar con el programa de calibración y prueba a válvulas de seguridad. 	B



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Baja presión

LOI: kg/cm²

LOS: kg/cm²

LSI: kg/cm²

LSS: 40 kg/cm²

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
51	Falla en el PIC-8517 y la PV-8517 cierra.	1. Bajo flujo de hidrógeno. 2. Bajo rendimiento en la reacción. 3. Aumenta el depósito de carbón sobre la superficie del catalizador.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Recibo de hidrógeno de la planta hidros 1, con la FV-9500. 2. Programa de mantenimiento preventivo al PIC/PV-8517. 3. PI-8406 en el SCD.	1. Cuando se tenga baja presión o bajo flujo de hidrógeno bajar carga a la unidad, para evitar la excesiva hidredesintegración y la formación de carbón sobre el catalizador. 2. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Cuando falle el suministro de hidrógeno de la planta reformadora, recibir todo el hidrógeno necesario de la planta hideosulfuradora 1.	B
52	Falla en el FIC-9500 y la FV-9500 cierra.	1. Bajo flujo de hidrógeno. 2. Bajo rendimiento en la reacción. 3. Aumenta el depósito de carbón sobre la superficie del catalizador.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Recibo de hidrógeno de la planta Reformadora 2, con la PV-8517. 2. Programa de mantenimiento preventivo al FIC/FV-8517.	1. Cuando se tenga baja presión o bajo flujo de hidrógeno bajar carga a la unidad, para evitar la excesiva hidredesintegración y la formación de carbón sobre el catalizador. 2. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Cuando falle el suministro de hidrógeno de la planta reformadora, recibir todo el hidrógeno necesario de la planta hideosulfuradora 1.	C



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

53	La PV-8517 y la FV-9500 fallan y cierran.	1. No hay flujo de hidrógeno. 3. No hay reacción de isomerización. 2. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Procedimiento de paro de emergencia. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. A falla de alimentación de hidrógeno, aplicar el procedimiento de recirculación de carga y/o el de paro de planta.	B
----	---	---	----------	----------	----------	--	---	---



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Bajo flujo de hidrógeno

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
54	Falla en el PIC-8517 y la FV-8517 cierra.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bajo flujo de hidrógeno. 2. Bajo rendimiento en la reacción. 3. Aumenta el depósito de carbón sobre la superficie del catalizador. 	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Recibo de hidrógeno de la planta hidros 1, con la FV-9500. 2. Programa de mantenimiento preventivo al PIC/PV-8517. 3. PI-8406 en el SCD. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cuando se tenga baja presión o bajo flujo de hidrógeno bajar carga a la unidad, para evitar la excesiva hidrodeseintegración y la formación de carbón sobre el catalizador. 2. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Cuando falle el suministro de hidrógeno de la planta reformadora, recibir todo el hidrógeno necesario de la planta hidrosulfuradora 1. 	B
55	Falla en el FIC-9500 y la FV-9500 cierra.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Bajo flujo de hidrógeno. 2. Bajo rendimiento en la reacción. 3. Aumenta el depósito de carbón sobre la superficie del catalizador. 	3 (2)	2 (2)	6 (4)	<ol style="list-style-type: none"> 1. Recibo de hidrógeno de la planta Reformadora 2, con la PV-8517. 2. Programa de mantenimiento preventivo al FIC/FV-8517. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Cuando se tenga baja presión o bajo flujo de hidrógeno bajar carga a la unidad, para evitar la excesiva hidrodeseintegración y la formación de carbón sobre el catalizador. 2. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Cuando falle el suministro de hidrógeno de la planta reformadora, recibir todo el hidrógeno necesario de la planta hidrosulfuradora 1. 	C



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

56	La PV-8517 y la FV-9500 fallan y cierran.	1. No hay flujo de hidrógeno. 3. No hay reacción de isomerización. 2. Paro de planta.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Procedimiento de paro de emergencia. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar con el cumplimiento al programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. A falla de alimentación de hidrógeno, aplicar el procedimiento de recirculación de carga y/o el de paro de planta.	C
57	Que la planta reformadora salga de operación.	1. No hay flujo de hidrógeno. 3. No hay reacción de isomerización. 2. Paro de planta.	4 (4)	2 (1)	7 (4)	1. Procedimiento de paro de emergencia. 2. Comunicación por radio con el supervisor de operación de la planta de isomerización.	1. A falla de alimentación de hidrógeno, aplicar el procedimiento de recirculación de carga y/o el de paro de planta.	C



Compañía: Planta Isomerizadora

Area/proceso: U900/Isomerización de Pentanos y Hexanos

Fecha: 20 de Agosto de 2001.

Nodo: 5. Recibo de hidrógeno de LB al FA-903.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

Desviación: No flujo de hidrógeno

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
58	Falla y cierra el FIC-9500 y el PIC-8517.	1. No hay reacción de isomerización. 2. Contaminación de productos en los equipos posteriores. 3. Acumulación de carbón sobre la superficie del catalizador.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. FSLL-8902A y FSLL-8902B. 2. FV-8903 corta el flujo de vapor de calentamiento en el EA-910, por baja flujo de hidrógeno con el FSLL-8902A. 3. Directo de las válvulas. 3. FAL-8902.	1. A falla de hidrógeno aplicar el procedimiento de recirculación de carga. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al lógico de protección por baja carga y/o bajo flujo de hidrógeno.	B
59	Falla el suministro de hidrógeno por descontrol en la planta Reformadora N. 2 y la Hhdros 1.	1. Se detiene la reacción de isomerización. 2. No hay suministro de hidrógeno a los secadores FA-904A/B. 3. No hay suministro para presurizar el FA-900. 4. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. FSLL-8902A y FSLL-8902B. 2. FIC-8902 con FAL-8902. 3. La FV-8903 suspende la alimentación vapor de calentamiento al EA-910. 4. TI-8902. 5. PI-8902.	1. A falla de hidrógeno aplicar el procedimiento de recirculación de carga. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al lógico de protección por baja carga y/o bajo flujo de hidrógeno.	B



Nodo: 6. Secadores de Hidrógeno FA-904 A/B.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

Desviación: Alta Presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Esc	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	Recomendación	Clase
60	Falla en cerrado de válvula orbit a la salida del FA-904 A. (XV-8607 y/o 8610, XV-8623 y/o 8624).	1. Fugas e incendio. 2. Bajo nivel en el FA-908. 3. Alto nivel en el FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PSV-07A 3. PLC (Control automático de secadores). 4. Detectores de hidrocarburos. 5. Sistema de contra-incendio. 6. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC, de los secadores FA-904A/B.	B
61	Falla en cerrado de válvula orbit a la salida del FA-904 B. (XV-8615 y/o 8618, XV-8621 y/o 8622).	1. Fugas e incendio. 2. Bajo nivel en el FA-908. 3. Alto nivel en el FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PSV-07B 3. PLC (Control automático de secadores). 4. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC.	B
62	Falla en cerrado de válvula orbit a la salida del FA-907 B. (XV-8808, 8810, 8815 y/o 8816)	1. Fugas e incendio. 2. Bajo nivel en el FA-908. 3. Alto nivel en el FA-900.	4 (3)	3 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PSV-07B 3. PLC (Control automático de secadores) 4. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Continuar con el programa de mantenimiento y calibración de PSV's. 3. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC.	B



Nodo: 6. Secadores de Hidrógeno FA-904 A/B.

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: Hidrógeno.

63	Falla del PLC	1. Se detiene la secuencia de secado, se congela en la última posición.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. El PLC lleva a condiciones seguras al proceso en caso de que este falle. 2. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo al PLC.	B
64	Falla de las válvulas orbit de salida de regenerante en el FA-907 A/B. (XV-8833)	1. Disparo del calentador eléctrico BH-901.	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. PLC (Control automático de secadores). 3. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit. 2. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente para válvulas orbit.	B
65	Cierre de la PV-8611.	1. Se detiene la regeneración. 2. Alta temperatura en la celda A y B del BH-901. 3. Disparo del calentador eléctrico BH-901.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas 2. PLC (Control automático de secadores). 3. Indicadores de presión en campo PI-8801, 02, 03 y 04. 4. TIC-8603 con TAH-8603 para protección del BH-901.	1. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas automáticas. 2. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente para válvulas automáticas.	B



3.8 EVALUACIÓN CUANTITATIVA DE RIESGOS CON LA TÉCNICA DE ÁRBOL DE FALLAS^(24, 25)

Como se mencionó anteriormente, el análisis de Árbol de Fallas fija un suceso o accidente y a partir del mismo se va identificando sus causas. El FTA por tanto es un análisis gráfico que representa las combinaciones de fallos de equipos / errores, etc., que pueden dar como resultado el "Top Event" o Evento Culminante y que permite decidir sobre medidas preventivas para evitar el accidente. El evento culminante en el presente análisis es: " Incendio en la Bomba GA-901A ".

Debido a la importancia de la bomba para la carga de la mezcla de pentanos y hexanos, necesarios para llevar a cabo la reacción de Isomerización, resulta importante realizar un estudio cuantitativo para identificar combinaciones de fallos de equipo, de variables de control de procesos y de errores humanos que pueden dar como resultado el accidente.

Aplicando la Metodología de Análisis de Árbol de Fallas, se puede cuantificar la probabilidad de que ocurra el evento culminante, para poder decidir si se acepta el riesgo o en caso contrario aplicar protecciones para disminuir la probabilidad de que ocurra dicho evento.

La Metodología aplicada fue la siguiente:

- Descripción del escenario.
- Construcción del Árbol de Fallas.
- Aplicación de la técnica de Conjuntos Mínimos.
- Obtención del árbol reducido, así como su probabilidad.

El incendio en la Bomba GA-901A ocurre necesariamente, si existe una fuga por los sellos mecánicos de una mezcla de pentanos/hexanos y esta encuentra un punto de ignición. Por ello a continuación se enlistan las condiciones que llevarían a que dicho evento tope sucediera:

La fuga de material inflamable puede deberse a:

- Daños o ruptura de los sellos mecánicos.
- Ruptura en la Línea de descarga.
- Cavitación de la bomba por falta de succión.
- Falla de las bridas de empalme en la succión o en la descarga.
- Sello defectuoso o mal instalado.



El punto de ignición indispensable para que se lleve a cabo el incendio puede deberse entre otras cosas a:

- Sobrecalentamiento del Motor.
- Que falle la protección antichispa del motor.
- Sobrecalentamiento de la bomba.
- Un corto circuito.

Las condiciones mencionadas, a su vez pueden deberse a otros factores, los cuales son desarrollados con mayor amplitud en el árbol de fallas del presente estudio. Por ello en la Tabla 3.3 se enumeran los eventos considerados de mayor importancia, que conlleven a que suceda dicho accidente de estudio.

**Tabla 3.3 Tabla de Probabilidad de ocurrencia de los eventos básicos en:
"Incendio en la Bomba GA-901A" (Diagrama 3.4).**

EVENTO BÁSICO	PROBABILIDAD
B1= Falla humana: El operador purga y no cierra la válvula	1.00E-02
B2= Falla protección antichispa del motor	1.00E-03
B3= Sello mal instalado	1.00E-05
B4= Flecha desalineada	1.00E-03
B5= Inestabilidad en el proceso	1.00E-03
B6= Línea en su límite de retiro	1.00E-05
B7= Válvula check mal instalada	1.00E-03
B8= Error humano: No se alinea correctamente la bomba y se excede la presión de diseño	1.00E-02
B9= Bajo nivel en el FA-908	1.00E-03
B10= Gasificación en la bomba	1.00E-03
B11= Falta de espárragos	1.00E-05
B12= Espárragos flojos o cortos	1.00E-03
B13= Falla humano: Motor mal seleccionado	1.00E-02
B14= Sobrecarga eléctrica	1.00E-03
B15= Fallo en mantenimiento: Cajas de interconexión abierta	1.00E-02



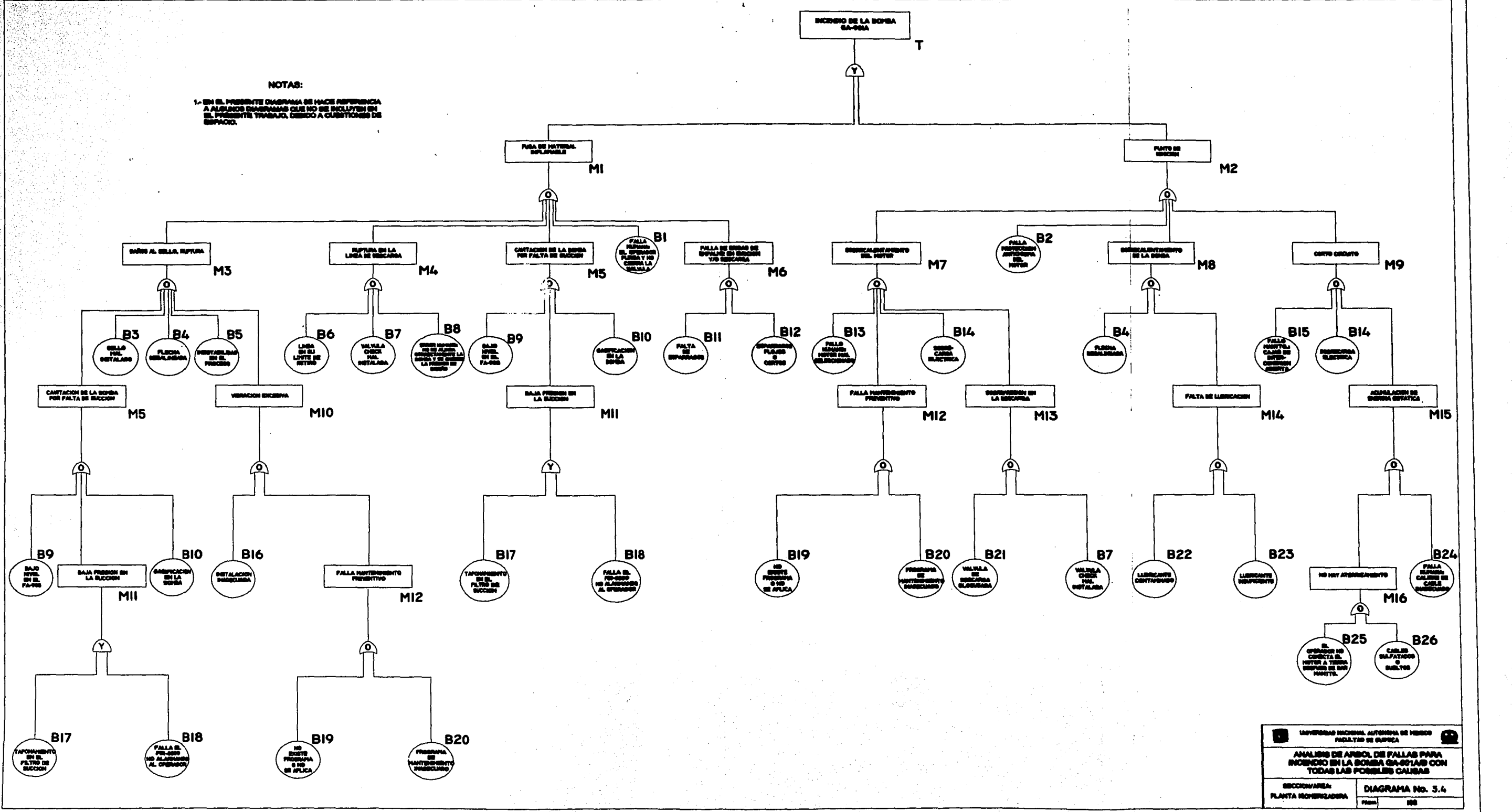
B16= Instalación inadecuada	1.00E-03
B17= Taponamiento en el filtro de succión	1.00E-03
B18= Falla el PDI-8809, no alarmando al operador	1.00E-05
B19= No existe programa o no se aplica	1.00E-03
B20= Programa de mantenimiento inadecuado	1.00E-03
B21= Válvula de descarga bloqueada	1.00E-03
B22= Lubricante contaminado	1.00E-03
B23= Lubricante insuficiente	1.00E-03
B24= Falla humana: Calibre de cable inadecuado	1.00E-02
B25= El operador NO conecta el motor a tierra después de dar mantenimiento	1.00E-02
B26= Cables sulfatados o sueltos	1.00E-05

Siguiendo la metodología para la construcción del Árbol de Fallas, este es construido para el evento "Incendio en la Bomba GA-901A" suponiendo que fallan las protecciones (Diagrama 3.4), obteniendo una probabilidad de 1.55×10^{-3} . Al aplicar las recomendaciones en el árbol de fallas, se reduce la probabilidad a 0.848×10^{-3} (Diagrama 3.5).

La probabilidad obtenida para el evento culminante, se compara con una Tabla de potencial de pérdida (Tabla 3.4). Si la Probabilidad calculada del evento culminante es mayor al del potencial de pérdida, no se acepta el riesgo, razón por la cuál es necesario reducir el riesgo, implementando medidas correctivas.

Si la probabilidad del evento culminante es menor o igual que el potencial de pérdida, se puede aceptar el riesgo, controlando el evento con las protecciones mencionadas anteriormente.

NOTAS:
 1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.



INCENDIO DE LA BOMBA GA-601A

ANÁLISIS DE FALLAS MENORA RESULTADO DEL TRATAMIENTO CON COLANTES FINOS, PARA EL INCENDIO DE LA BOMBA GA-601A.
 PROYECTO: 0.042-00

NOTAS:

1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.

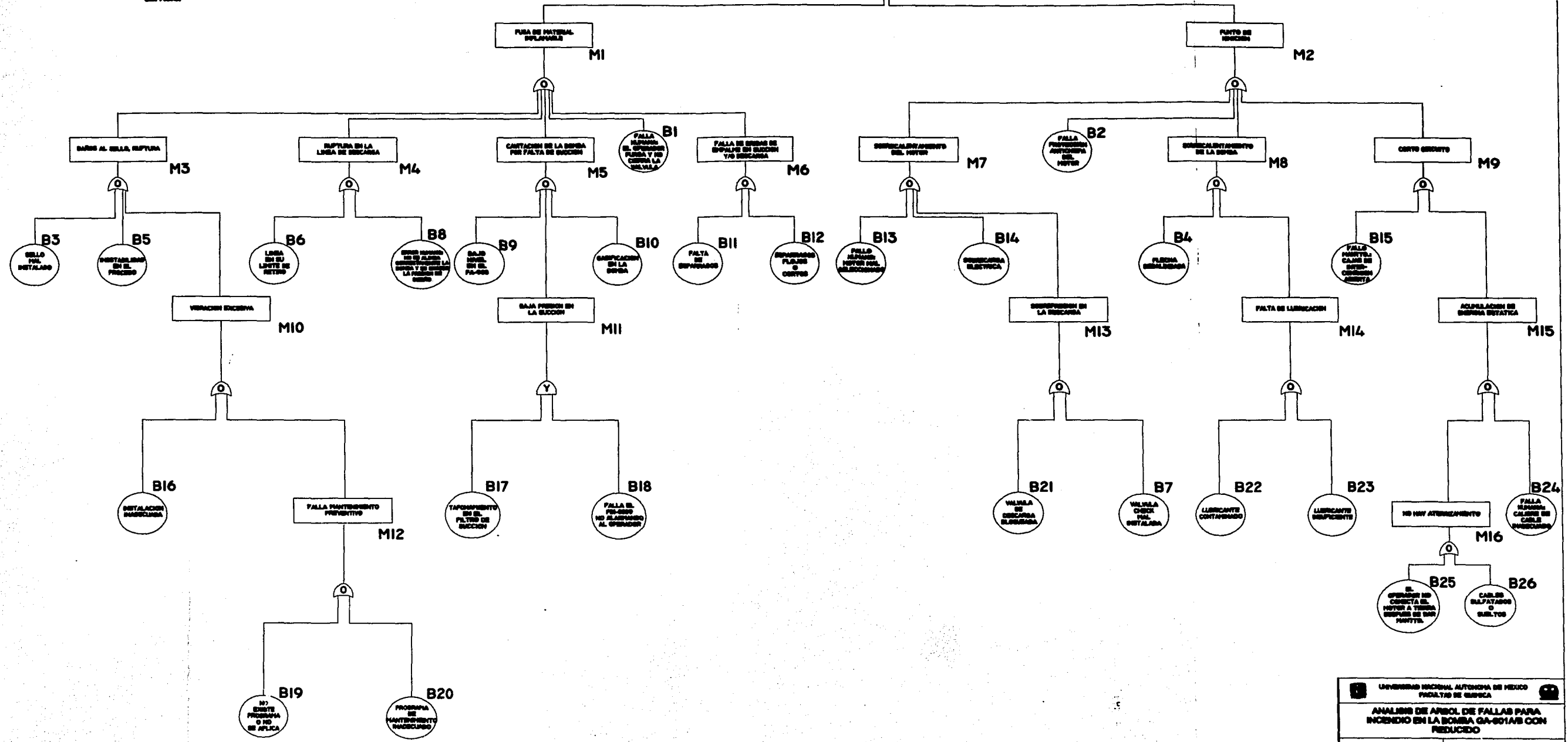




Tabla 3.4 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable

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

3.9 EVALUACIÓN DE LOS EFECTOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN DEBIDO A UNA FUGA DE LOS SELLOS DE LA BOMBA GA-901A EN LA PLANTA ISOMERIZADORA^(24, 25)

Para realizar la evaluación de los efectos por incendio y explosión de algún recipiente por sobrepresión que se tendrían dentro de la planta, se seleccionó el escenario siguiente:

“Fuga de la mezcla de pentanos/hexanos por los sellos de la Bomba GA-901A, el cual fue considerado debido a que la mezcla explosiva que se forma con el aire puede encontrar un punto de ignición.”

Los modelos seleccionados para el análisis de consecuencias fueron el modelo de riesgos de incendio y el modelo de explosión de una nube de pentanos/hexanos no confinada.



Tabla No. 3.5 Propiedades Físicas de las sustancias involucradas.

PROPIEDADES FÍSICAS DE LA MEZCLA INVOLUCRADA			
Mezcla para Isomerización (%mol):		Peso Molecular promedio	80.138 (g/gmol)
		Temp. Ebullición promedio	325.512 (K)
		Presión Crítica promedio	3449994.542 (Pa)
		Temp. Crítica promedio	489.249 (K)
		Densidad Líquido(25° C)	0.644 g/cm ³
		Densidad Líquido(83.24° C)	0.60417 g/cm ³
		Densidad Vapor (20° C)	2.768 g/cm ³
	n-Pentano 29.23	Cp líquido (0° C)	79.49662424 J/Kgmol*K
	Isopentano 13.762	Cp vapor (20° C)	86.83084395 J/Kgmol*K
	n-Hexano 35.493	Presión de vapor (20° C)	45609.585 Pa
	Isohexano 21.353	Difusividad	1.05E-05 cm ² /s
	Otros 0.162	IDLH	1319.11 ppm
		TLV-TWA	176.39 ppm
	Temp Congel. promedio	146.508 (K)	
	Hc	-160.454 (KJ/gmol)	
	LSE	7.591 %	
	LIE	1.280 %	
	Hcomb	20,810.7 Btu/lb	

Para llevar a cabo el presente estudio es indispensable conocer las características del escenario en el que tiene lugar el accidente (Tabla 3.5 y 3.6) y tomar en cuenta los siguientes escenarios:

- Tiempo de descarga de la fuga igual a 5 minutos (tiempo estimado de respuesta para ser detectada y detenida la fuga).



- El volumen base considerado para estimar la descarga de la fuga es igual al 90% volumen de mezcla de pentanos/hexanos ocupado en el Tanque FA-908, por ser el recipiente inmediato anterior (Ver Diagrama 3.6).
- Fuga instantánea y continua.
- Vaporización instantánea en el momento de la fuga.
- La presión y temperatura del recipiente son constantes durante la descarga.
- Altura de la fuga igual a 50 cm.
- Temperatura del medio ambiente igual a 26 °C.
- Velocidad del viento igual a 10 m/s.

Tabla No. 3.6 Datos requeridos para el modelo de análisis de consecuencias.

PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y DISEÑO	
Condiciones de operación de Diseño:	T = 37.7 °C; P = 32.2 Kg/cm ²
Características de la bomba GA-901A/B	Diámetro de la flecha = 5.08 cm Espesor del sello mecánico = 0.3175 cm
Características del tanque FA-908	Diámetro = 2.898 m Longitud = 8.4 m P _{diseño} = 15 Kg/cm ² T _{diseño} = 121° C Volumen al 80%

3.9.1 Etapas para desarrollar el modelo de riesgo de incendio:

- Estimación de la magnitud de la fuga (Ver Apéndice E).
- El vapor producido se mezcla con el aire circundante, dispersándose en él, dando origen a un gradiente de concentraciones.
- Elaboración del diagrama del Límite Inferior de Inflamabilidad (L.I.I.) y ½ del Límite Inferior de Inflamabilidad (½ L.I.I.).



Tabla No. 3.7 Resultados de Inflamabilidad obtenidos para la fuga en los sellos de la bomba GA-901A.

Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento para un medio del Límite Inferior de Inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.)	32.26 m
Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento para el Límite Inferior de Inflamabilidad (L.I.I.)	24.1m
Amplitud máxima de la zona de riesgo para un medio del Límite Inferior de Inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.)	29.04 m
Amplitud máxima de la zona de riesgo para el Límite Inferior de Inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.)	21.96 m
Peso máximo de gas explosivo para un medio del Límite Inferior de Inflamabilidad	12.47 Kg
Peso máximo de gas explosivo para el Límite Inferior de Inflamabilidad	21.8 Kg

Tabla No. 3.8 Resultados del Modelo de Evaluación de daños provocados por la Nube Explosiva originada por la fuga en los sellos de la bomba GA-901A.

Velocidad de la descarga:	42.02 Kg/min
Duración de la descarga:	5 min
Cantidad de la descarga (Peso del Material en la Nube):	210.12 Kg
Estado:	Charco que se evapora
Diámetro de la Nube formada:	24.4 m
Energía desprendida por la Explosión:	DMP 47.8 Kg TNT DMC 239.2 Kg TNT



3.9.2 Etapas para el desarrollo del modelo de explosión de una nube formada por una mezcla de pentanos/hexanos no confinada:

La metodología involucra las siguientes etapas:

- Cálculo del peso del material en el sistema y de la cantidad vaporizada.
- Estimación del diámetro de la nube formada.
- Cálculo de la energía desprendida por la explosión.
- Determinación del diámetro de las ondas de sobrepresión (Ver Apéndice E).
- Determinación de los daños ocasionados (Ver Apéndice E).
- Elaboración del diagrama de radios de afectación por explosión de una nube (Ver Diagrama 4.2).

En las Tablas 3.7 y 3.8 se presentan los resultados de la evaluación de efectos de incendio y explosión de una nube formada por una mezcla de pentanos/hexanos no confinada. Los escenarios de cada modelo se presentan en los Diagramas 4.1 y 4.2.

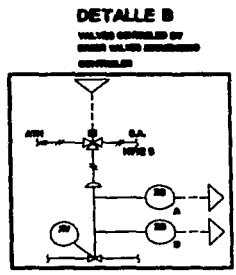
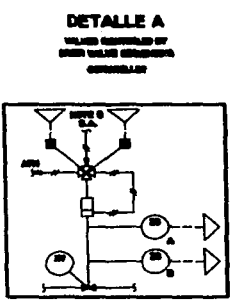
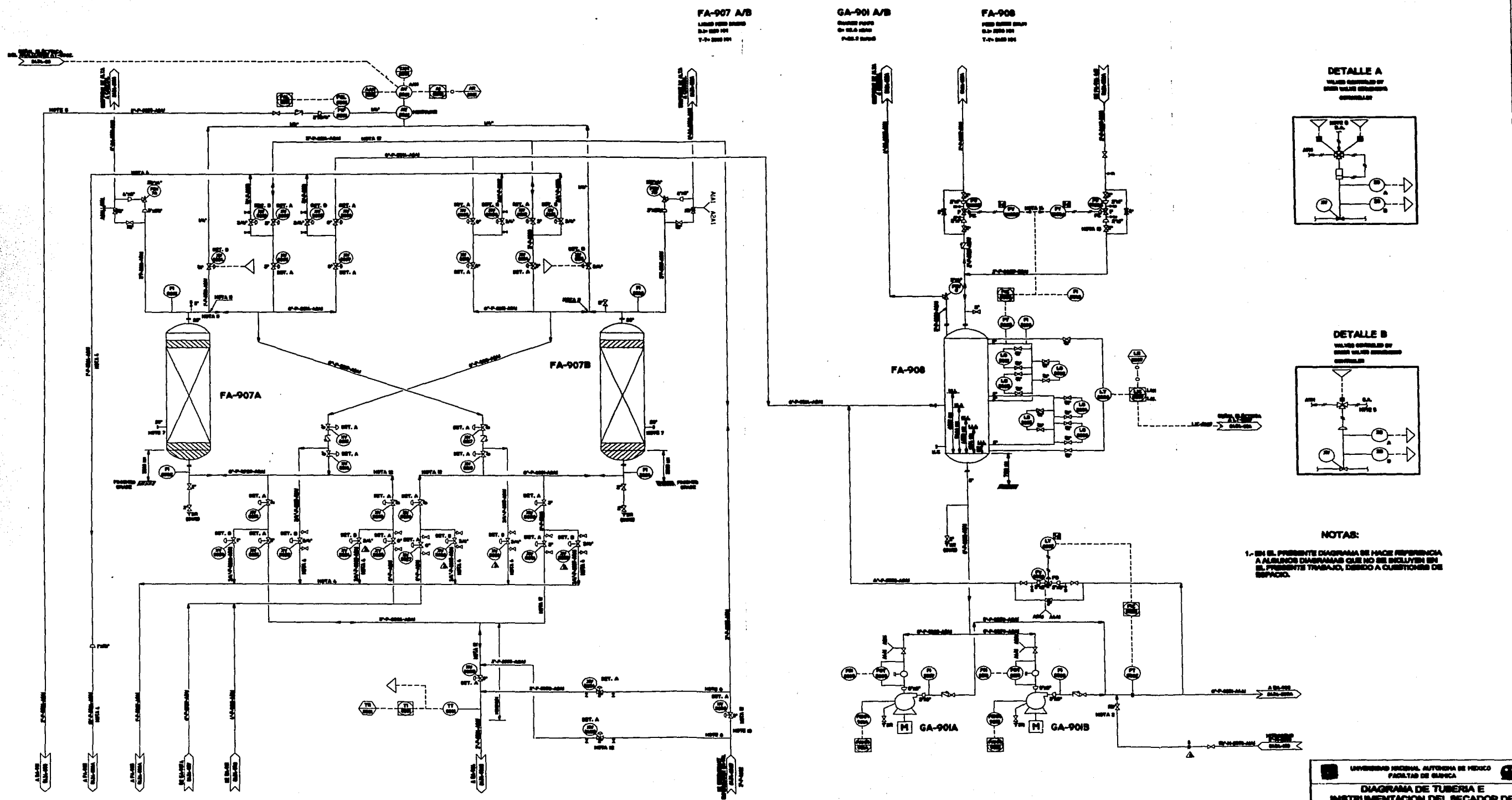
Tabla No. 3.9 Diámetro de las Ondas Explosivas provocados por la Nube Explosiva originada por la fuga en los sellos de la bomba GA-901A.

Sobrepresión (psi)	Distancia escalada para la sobrepresión (ft/ton ^{1/3})	Diámetro de la Onda Explosiva (ft)	
		DMP	DMC
0.5	1291	468.6	801.4
1.0	800	290.4	496.6
2.0	485	176.1	301.1
3.0	400	145.2	248.3
5.0	292	106.0	181.3
7.0	240	87.13	148.9
10.0	200	72.6	124.1
20.0	161	58.4	99.9
30.0	120	43.5	74.5



Tabla No. 3.10 Efectos de explosión de una nube de vapor no confinada por fuga en sellos de la bomba GA-901A.

Distancia de la Explosión		Daños producidos
ft	m	
1010	307.84	Rompimiento de ventanas bajo tensión
143	43.58	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas
54-93	16.45 a 28.34	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños
54	16.45	Casas parcialmente demolidas, inhabitables
14-54	4.26 a 16.45	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire
33	10.05	Derrumbe parcial de los muros de casas
25-33	7.62 a 10.05	Concreto de las calles cuarteado
11-29	3.35 a 8.83	Ruptura de la membrana auditiva en la población expuesta
28	8.53	50% de destrucción de casas
21-25	6.4 a 7.62	Daños a panel de acero y edificios
18	5.48	Daños a cimientos de construcciones cercanas
15-18	4.57 a 5.48	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca
13	3.96	Probable destrucción total de construcciones
8-10	2.4 a 3.04	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con daños fatales.



NOTAS:
1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA
A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN
EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE
ESPACIO.



3.10 EVALUACION DE LOS EFECTOS DE RUPTURA Y RIESGO DE INCENDIO DEL TANQUE FA-908 EN LA PLANTA ISOMERIZADORA^(17, 29)

El objetivo del trabajo a realizar consiste en la aplicación a un escenario accidental concreto (fuga, derrame, combustión, explosión, etc., de un tanque que contenga un material peligroso) de modelos de difusión de gases tóxicos liberados a la atmósfera, considerando funciones de distribución de probabilidad para los parámetros de entrada a los modelos de difusión.

Definidas las características del accidente, se utilizarán herramientas computacionales para la gestión del riesgo, que permitirán la estimación de los niveles de concentración de la sustancia liberada en función del tiempo y de las coordenadas espaciales.

En general, el resultado obtenido será una función de distribución de la concentración de la sustancia emitida. Una vez obtenido los resultados de la simulación, se utilizarán los datos otorgados por el programa para realizar un análisis de los mismos. Para ello se construirán gráficos donde se pueda apreciar los efectos de las distintas variables estocásticas sobre la concentración del gas difundido. Considerando esas coordenadas espaciales, se graficarán los efectos de las variables estocásticas sobre la concentración del gas en cuestión.

Consecuentemente, se intentará delimitar las zonas preferenciales de riesgo y obtener información de la frecuencia con que se dan diferentes valores de concentración de sustancia peligrosa en determinados puntos, en caso de accidente, lo que permitirá realizar un estudio de riesgos en la zona.

3.10.1 Introducción a los Aspectos Técnicos del Trabajo.

Con el fin de facilitar la tarea, **se deberán seleccionar escenarios concretos, a los cuales se referirá el estudio.** El análisis se realizará a posteriori del accidente, esto es, partiendo del supuesto de que el accidente ya ha sucedido, y pasando a analizar las posibles consecuencias derivadas del mismo, en especial qué efectos producirá un escape dado de la sustancia peligrosa almacenada. El análisis será tanto cualitativo como cuantitativo:

- Efectos cualitativos de un escape: sustancia es líquida o gaseosa, formación de charcos y/o de nubes, posibilidad de explosiones, de jets, de BLEVE, etc.
- Efectos cuantitativos: densidad del gas, perfil de concentraciones de la nube de gas.



Para realizar la evaluación de los efectos producidos por la ruptura y fuga en algún recipiente o tubería, que se tendrían dentro de la planta, se seleccionó el escenario siguiente:

“Fuga de la mezcla de pentanos/hexanos del segundo tanque de balance FA-908 a través de una de las válvulas del vidrio de nivel LG-8806, desprendida debido a un error humano y que pueda dar como posibles consecuencias: la intoxicación y el riesgo de incendio o explosión”

El análisis de Consecuencias fue realizado, con el apoyo del programa ALOHA (Areal Locations of Hazardous Atmospheres), el cual es un programa diseñado especialmente para ser usado en respuestas a accidentes químicos, tanto en planeación como en entrenamiento ante emergencias.

3.10.2 Limitaciones para el Modelo

Se recomienda usar con precaución, en la interpretación de las predicciones del modelo, particularmente bajo las siguientes condiciones:

- Cuando se presenten velocidades del viento muy bajas.
- Cuando existan condiciones atmosféricas muy estables.
- Cuando se presenten cambios bruscos en el terreno y en la dirección del viento.
- Cuando las concentraciones son poco estables, particularmente cerca de la fuente de emisión.

El modelo no incorpora los efectos siguientes:

- Fuego o reacciones químicas.
- Partículas.
- Soluciones o Mezclas Químicas.

3.10.3 Etapas a seguir en el Programa ALOHA:

- a) Descripción del Tiempo y Lugar en que ocurre el evento.
- b) Elección del químico a estudiar.
- c) Descripción de las Condiciones Climatológicas.
- d) Descripción de la forma en que ocurre la liberación del químico.
- e) Elección del Modelo de Dispersión de Gases.



- f) Obtención de los gráficos siguientes: Gráfico de Gradiente de Concentraciones, Gráfico de Concentración vs. Tiempo, Gráfico de Dosis vs. Tiempo y Gráfico de Rapidez de Escape del Químico.

3.10.4 Descripción del escenario

"Fuga de la Mezcla de Pentanos/Hexanos del Segundo Tanque de Balance FA-908" (Ver Diagrama 3.6).

- **Información del Sitio a estudio:**

Localización: **SALINA CRUZ, OAXACA, MEXICO**

Fecha y Hora: **Mayo 21, 2002; 14:30 horas**

- **Información de la Mezcla:**

Nombre: **MEZCLA C5/C6.**

Peso Molecular Promedio: **80.14 kg/kgmol.**

TLV-TWA: **176.4 ppm.**

IDLH: **1319.11 ppm.**

Punto de Ebullición: **52.36° C.**

Presión de Vapor a Temperatura Ambiente: **0.37 atm.**

Concentración de Saturación Ambiental: **373,696 ppm o 37.4%.**

- **Información Climatológica:**

Velocidad del Viento: **10 m/s proveniente del NorOeste.**

No se presenta Efecto de Inversión térmica.

Clase de Estabilidad Atmosférica: **D .**

Temperatura Ambiente: **26° C.**

Humedad Relativa: **50%.**

Porcentaje de nubosidad: **50%.**

- **Información de la Intensidad de la Fuente de Emisión:**

La fuga proviene de una tubería con válvula en el tanque cilíndrico vertical FA-908:

Diámetro del Tanque: **2.898 metros.**

Longitud del Tanque: **8.4 metros.**

Volumen del Tanque: **55.4 metros cúbicos.**

El Tanque contiene una mezcla líquida.



Temperatura del Tanque: **38° C.**

Masa de la Mezcla C5/C6 en el Tanque: **32,129 kilogramos.**

El tanque se encuentra a un **80%** de su capacidad.

La fuga presenta una abertura del tipo: **Circular con un Diámetro de 1.5 in.**

La abertura se encuentra a **1.0 metro** de altura, medidos desde el fondo del tanque.

Tipo y Temperatura del Suelo: **Concreto y se supondrá igual a la Temperatura ambiente.**

Diámetro Máximo del Charco formado: **Desconocido.**

Tiempo de Descarga: **ALOHA limitó la descarga a 1 hora.**

Flujo Máximo de Descarga Calculado: **46.1 Kg/min.**

Flujo Máximo Prom. Continuo: **45.8 Kg/min.**

Cantidad Total Liberada: **2,337 kilogramos.**

- **La mezcla C5/C6 escapa como un liquido y forma un charco que se evapora.**

- **Información del Rastro de la Nube:**

Modelo de Dispersión utilizado por ALOHA: **Modelo de Gauss.**

Nivel de Concentración Especificado (LOC): **Igual a IDLH (1100 ppm).**

Zona Máxima de Amenaza para LOC: **127 metros.**

Zona Máxima de Amenaza para IDLH: **Menos de 10 metros.**

- **Información dependiente del Tiempo:**

Concentraciones Estimadas en los puntos:

En la dirección del Viento: **15 metros.**

Perpendicular a la Dirección del Viento: **8 metros.**

Concentración Máxima:

Al Aire libre: **1,370 ppm.**

Dosis Máxima (en la Primera hora):

Al Aire libre: **69,400 ppm.**



3.10.5 Resultados

Figura 3.1 Gráfico de Gradiente de Concentraciones en un Área especificada.

Figura Aloha1.-FootPrint

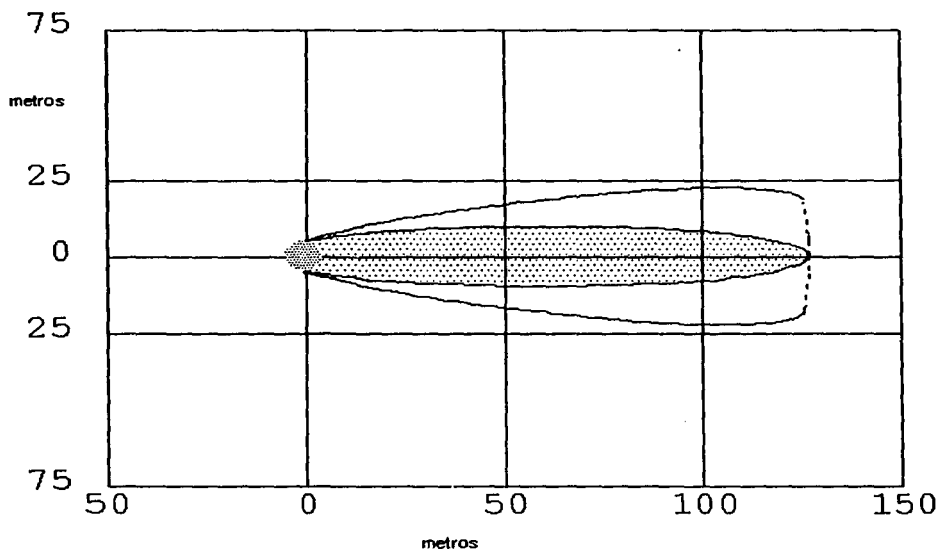


Figura 3.2 Gráfico de Concentración vs. Tiempo.

Figura Aloha2.- Concentration

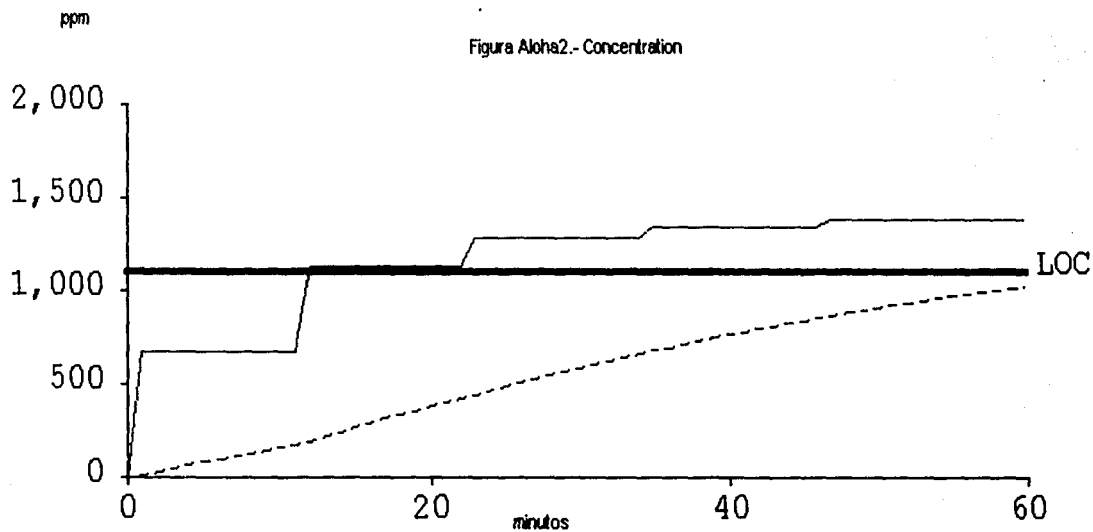




Figura 3.3 Gráfico de Dosis vs. Tiempo.

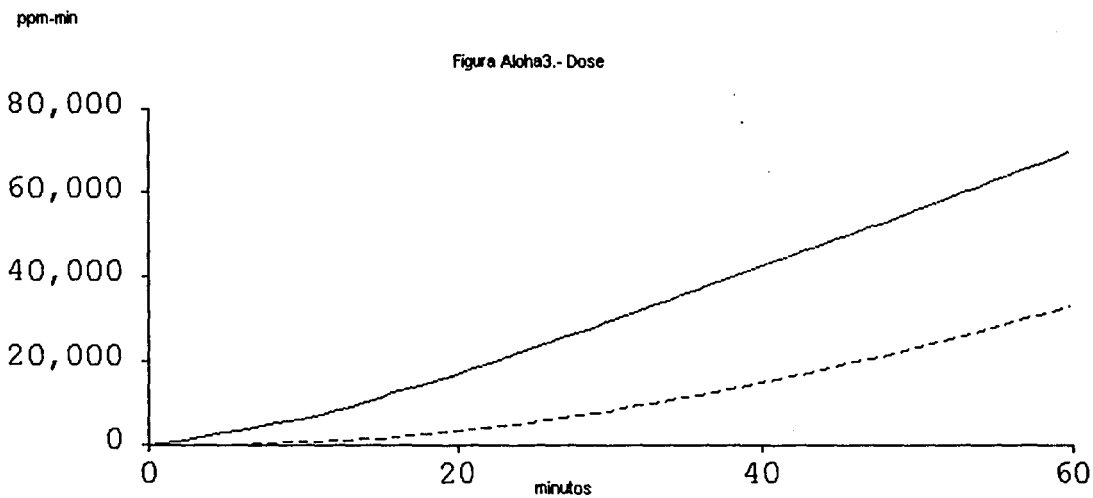
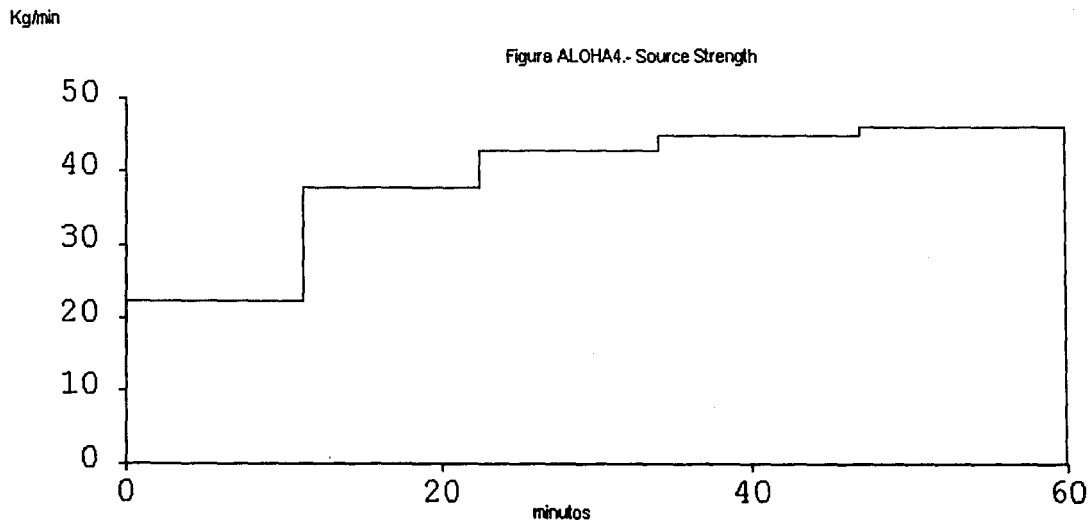


Figura 3.4 Gráfico de Rapidez de Escape de la Mezcla.



**Figura 3.1 Gráfico del Gradiente de Concentraciones en un Área Específica.**

La figura 3.1 estima la extensión del área que podría ser un riesgo ante un incidente. El óvalo continuo representa el área de predicción en la cuál las concentraciones de la mezcla C5/C6 exceden la LOC, tiempo después de iniciada la fuga. La predicción indica que esta área se extiende a por lo menos 150 metros de distancia de la fuga, en la dirección del viento. Las líneas punteadas a ambos lados del óvalo indican las distintas concentraciones obtenidas, debido a que la dirección del viento no es la misma siempre.

Figura 3.2 Gráfico del Concentración vs. Tiempo.

La figura 3.2 muestra las concentraciones predecidas para la primera hora después de que inicio la fuga en el punto que hemos especificado, este punto es el cuarto de Servicios Generales de la Unidad de Isomerización, ubicado a 15 metros de distancia, en la dirección del viento y 8 metros de distancia, perpendicular a la dirección del viento predominante. En este gráfico el eje horizontal representa el tiempo (de 0 a 60 minutos después del inicio de la fuga) y el eje vertical representa la concentración presente en el lugar citado. Tres líneas son visibles en este gráfico: La línea escalonada representa la concentración predecida al final, sobre el nivel del piso, en un lapso de 60 minutos en el lugar de la fuga; a línea punteada representa la concentración calculada en el punto antes mencionado y la línea horizontal representa la LOC.

Figura 3.3 Gráfico del Dosis vs. Tiempo.

La figura 3.3 muestra la dosis predecida del químico en estudio, a la cuál la gente puede estar expuesta en el lugar que hemos especificado, durante la primera hora, después de que ha ocurrido la fuga del químico. Dos líneas se muestran en la gráfica, estas representan la dosis acumulada a la que la gente podría estar expuesta. La línea continua representa la dosis predecida que recibiría una persona afuera del lugar mencionado y la línea punteada muestra la dosis calculada que recibiría la gente dentro del lugar especificado.

Figura 3.4 Gráfico de Rapidez de Escape de la Mezcla.

La figura 3.4 muestra que tan rápido (o lento) un químico podría escapar a la atmósfera y muestra el flujo que escapa a través del orificio de la fuga del químico durante la primera hora.



CAPÍTULO 4
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES

LISTA DE EQUIPO

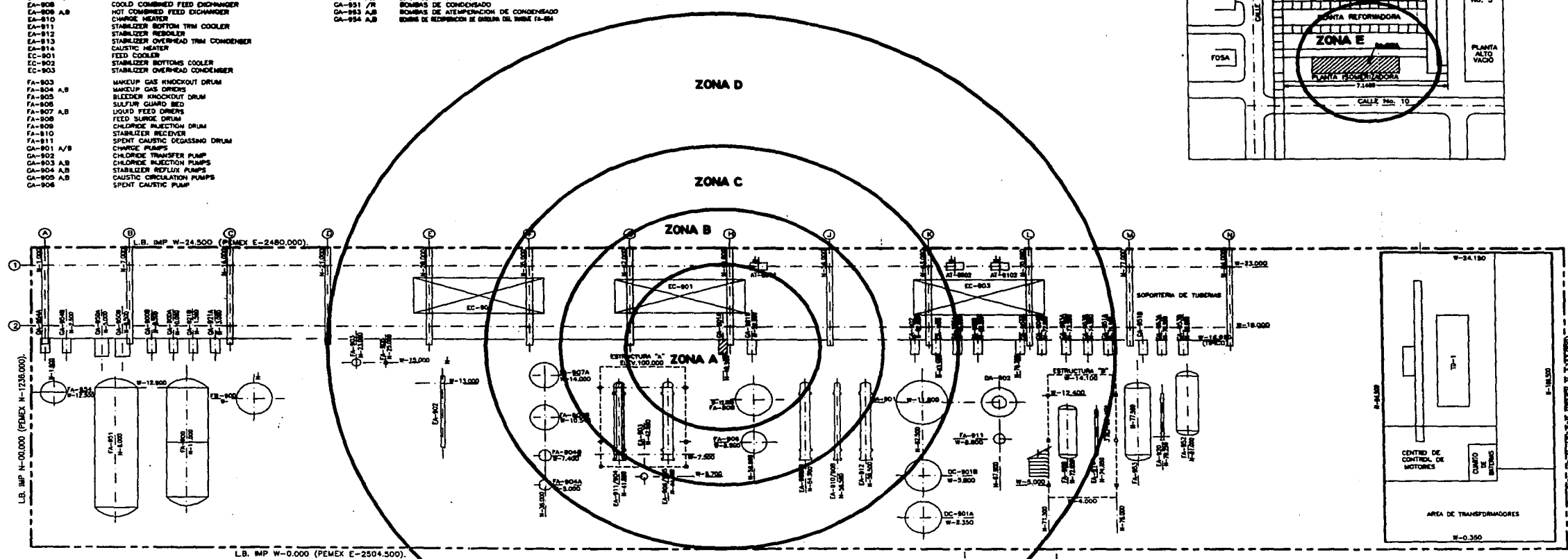
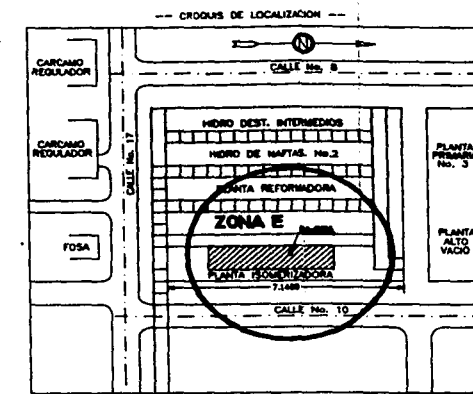
ITEM No.	DESCRIPTION
PEMEX	
BH-801	REGENERANT SUPERHEATER
DA-801	STABILIZER TOWER
DA-802	NET GAS CAUSTIC SCRUBBER
DC-901 A/B	RECTIFIERS
EA-802	SECOND STAGE MAKEUP GAS COOLER
EA-803	REGENERANT VAPORIZER
EA-804	REGENERANT CONDENSER
EA-805	SULFUR QUARTZ BED FEED/REFILLER BOTTOMS EXCHANGER
EA-806	SULFUR QUARTZ BED FEED/REFILLER EXCHANGER
EA-807 A,B	FEED TRIM COOLER
EA-808	COLD COMBINED FEED EXCHANGER
EA-809 A,B	HOT COMBINED FEED EXCHANGER
EA-810	CHARGE HEATER
EA-811	STABILIZER BOTTOM TRIM COOLER
EA-812	STABILIZER REHEATER
EA-813	STABILIZER OVERHEAD TRIM CONDENSER
EA-814	CAUSTIC HEATER
EC-901	FEED COOLER
EC-902	STABILIZER BOTTOMS COOLER
EC-903	STABILIZER OVERHEAD CONDENSER
FA-803	MAKEUP GAS KNOCKOUT DRUM
FA-804 A,B	MAKEUP GAS DRUMS
FA-805	BLEEDER KNOCKOUT DRUM
FA-806	SULFUR QUARTZ BED
FA-807 A,B	LIQUID FEED DRUMS
FA-808	FEED SURGE DRUM
FA-809	CHLORIDE INJECTION DRUM
FA-810	STABILIZER RECEIVER
FA-811	SPENT CAUSTIC DEGASSING DRUM
GA-801 A/B	CHARGE PUMPS
GA-802	CHLORIDE TRANSFER PUMP
GA-803 A,B	CHLORIDE INJECTION PUMPS
GA-804 A,B	STABILIZER REFLUX PUMPS
GA-805 A,B	CAUSTIC CIRCULATION PUMPS
GA-806	SPENT CAUSTIC PUMP

UTILITIES

PEMEX IMP	DESCRIPTION
FA-800	TANQUE DE BALANCE DE CARGA
FA-801	TANQUE DE DESFOGE
FA-802	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE BAJA PRESION
FA-803	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE ALTA PRESION
FA-804	TANQUE DE DESFOGE DE BAJA PRESION
FB-800	TANQUE DE SODA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
EA-920	CONDENSADOR DE VAPOR
GA-900 A,B	BOMBAS DE ALIMENTACION FRESCA
GA-901 A/B	BOMBAS DE SODA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
GA-902 A,B	BOMBAS DE RECIRCULACION DE AGUA DE TUBO FA-91
GA-903 A/B	BOMBAS DE CONDENSADO
GA-904 A,B	BOMBAS DE ATENUACION DE CONDENSADO
GA-905 A,B	BOMBAS DE RECIRCULACION DE AGUA DE TUBO FA-91

NOTAS:

1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.



- ZONAS DE AFECTACION POR LA EXPLOSION DE UNA NUBE DE VAPOR NO CONFINADA DE PENTANOS Y HEXANOS, POR FUGA EN LA BOMBA GA-901A. (CONSULTAR PARA SABER MAYOR CATASTRIFICACION)
- ZONA "A" 30 PSL. HASTA 13.87 METROS DESTRUCCION TOTAL DEJANDO EQUIPOS INSERVIBLES. FATALIDAD ENTRE LA POBLACION EXPUESTA.
 - ZONA "B" 10 PSL. HASTA 22.66 METROS, DAÑOS TOTALES Y PARCIALES, HERIDAS GRAVES CALZADAS POR PROYECTILES. DESTRUCCION DE BLOQUES DE LADRILLO
 - ZONA "C" 5.6 PSL. HASTA 33.98 METROS. DESTRUCCION PARCIAL DEJANDO EQUIPOS INSERVIBLES. HERIDAS GRAVES A LEVES
 - ZONA "D" 2.9 PSL. HASTA 84.84 METROS. DESTRUCCION PARCIAL DEJANDO EQUIPOS DAÑADOS. 10% DE VENTANAS ROTAS.
 - ZONA "E" 0.5 PSL. HASTA 145.96 METROS. ROMPIMIENTO OCASIONAL DE VENTANAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE RADIOS DE AFECTACION POR EXPLOSION DE NUBE DE VAPOR NO CONFINADA DE MEZCLA GAS POR FUGA EN SELLOS DE LA BOMBA GA-901A

SECCION/AREA: PLANTA ISOPRIZADORA

DIAGRAMA NO. 4.1

126

LISTA DE EQUIPO

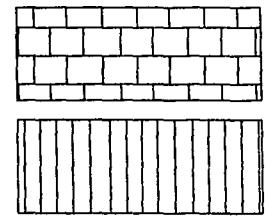
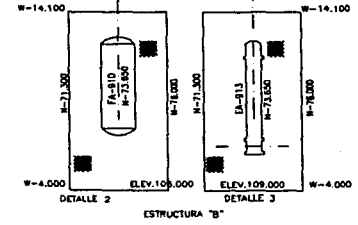
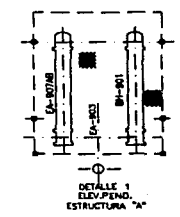
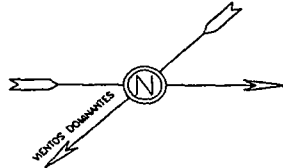
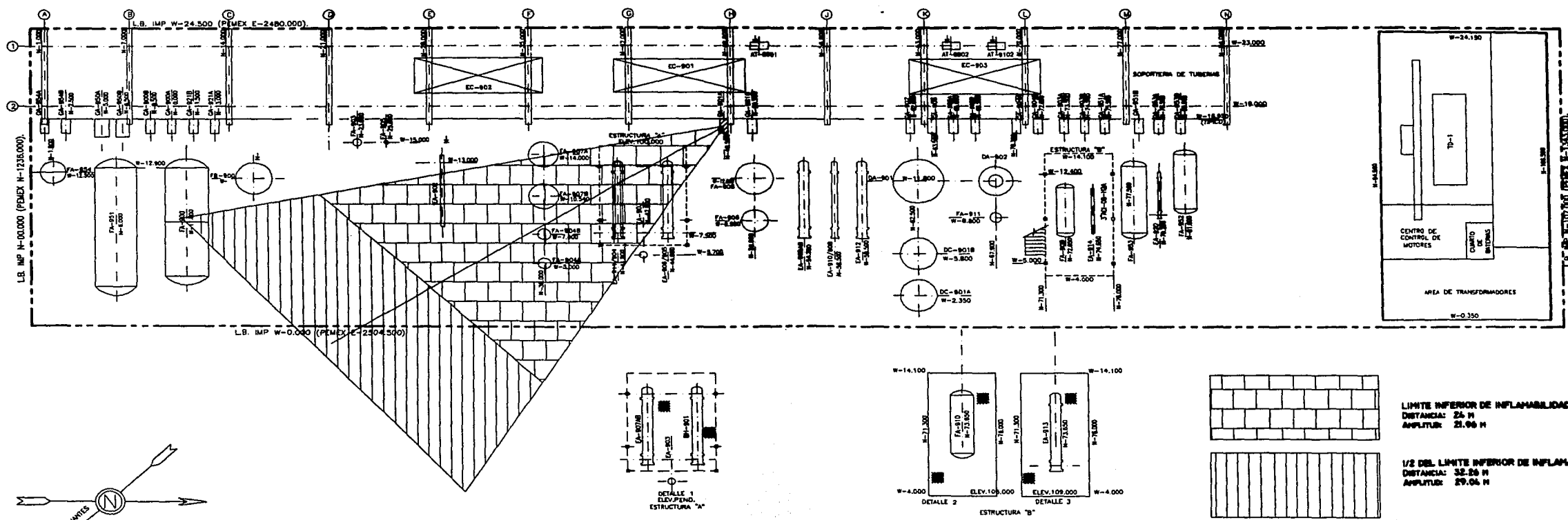
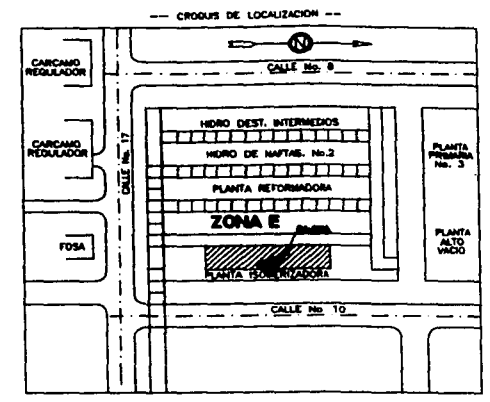
ITEM No.	DESCRIPTION
PEMEX	
BM-901	REGENERANT SUPERHEATER
DA-901	STABILIZER TOWER
DA-902	NET GAS CAUSTIC SCRUBBER
DC-901 A/B	REACTORS
EA-902	SECOND STAGE MAKEUP GAS COOLER
EA-903	REGENERANT VAPORIZER
EA-904	REGENERANT CONDENSER
EA-905	SULFUR GUARD BED FEED/STABILIZER BOTTOMS CONDENSER
EA-906	SULFUR GUARD BED FEED/EFFLUENT EXCHANGER
EA-907 A/B	FEED TRIM COOLER
EA-908	COLD COMBINED FEED EXCHANGER
EA-909 A/B	HOT COMBINED FEED EXCHANGER
EA-910	CHARGE HEATER
EA-911	STABILIZER BOTTOM TRIM COOLER
EA-912	STABILIZER FENOLER
EA-913	STABILIZER OVERHEAD TRIM CONDENSER
EA-914	CAUSTIC HEATER
EC-901	FEED COOLER
EC-902	STABILIZER BOTTOMS COOLER
EC-903	STABILIZER OVERHEAD CONDENSER
FA-903	MAKEUP GAS KNOCKOUT DRUM
FA-904 A/B	MAKEUP GAS DRIVERS
FA-905	BLEEDER KNOCKOUT DRUM
FA-906	SULFUR GUARD BED
FA-907 A/B	LIQUID FEED DRIVERS
FA-908	FEED SURGE DRUM
FA-909	CHLORIDE INJECTION DRUM
FA-910	STABILIZER RECEIVER
FA-911	SPENT CAUSTIC DEGASSING DRUM
GA-901 A/B	CHARGE PUMPS
GA-902	CHLORIDE TRANSFER PUMP
GA-903 A/B	CHLORIDE INJECTION PUMPS
GA-904 A/B	STABILIZER REFLUX PUMPS
GA-905 A/B	CAUSTIC CIRCULATION PUMPS
GA-906	SPENT CAUSTIC PUMP

UTILITIES

PEMEX IMP	DESCRIPTION
FA-900	TANQUE DE BALANCE DE CARGA
FA-931	TANQUE DE DESFOGUE
FA-932	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE BAJA PRESION
FA-933	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE BAJA PRESION
FA-934	TANQUE DE DESFOGUE DE BAJA PRESION
FA-935	TANQUE DE BOMBA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
EA-920	CONDENSADOR DE VAPOR
GA-900 A/B	BOMBAS DE ALIMENTACION FRESCA
GA-921 /R	BOMBA DE BOMBA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
GA-920 A/B	BOMBA DE RESERVA DE BOMBA AL 10% PESO
GA-981 /R	BOMBAS DE CONDENSADO
GA-933 A/B	BOMBAS DE ATEMPERACION DE CONDENSADO
GA-934 A/B	BOMBA DE RESERVA DE BOMBA AL 10% PESO

NOTAS:

1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.



LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD
 DISTANCIA: 25 M
 AMPLITUD: 21.06 M

1/2 DEL LIMITE INFERIOR DE INFLAMABILIDAD
 DISTANCIA: 32.26 M
 AMPLITUD: 29.04 M

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE LOCALIZACION DE LA ZONA DE INFLAMABLE 'D' DE LA CARGA C805 POR FUBA EN LOS JOB DE LA BOMBA GA-911A

SECCION/AREA: PLANTA REFORMADORA
 DIAGRAMA NO. 4.2

125

LISTA DE EQUIPO

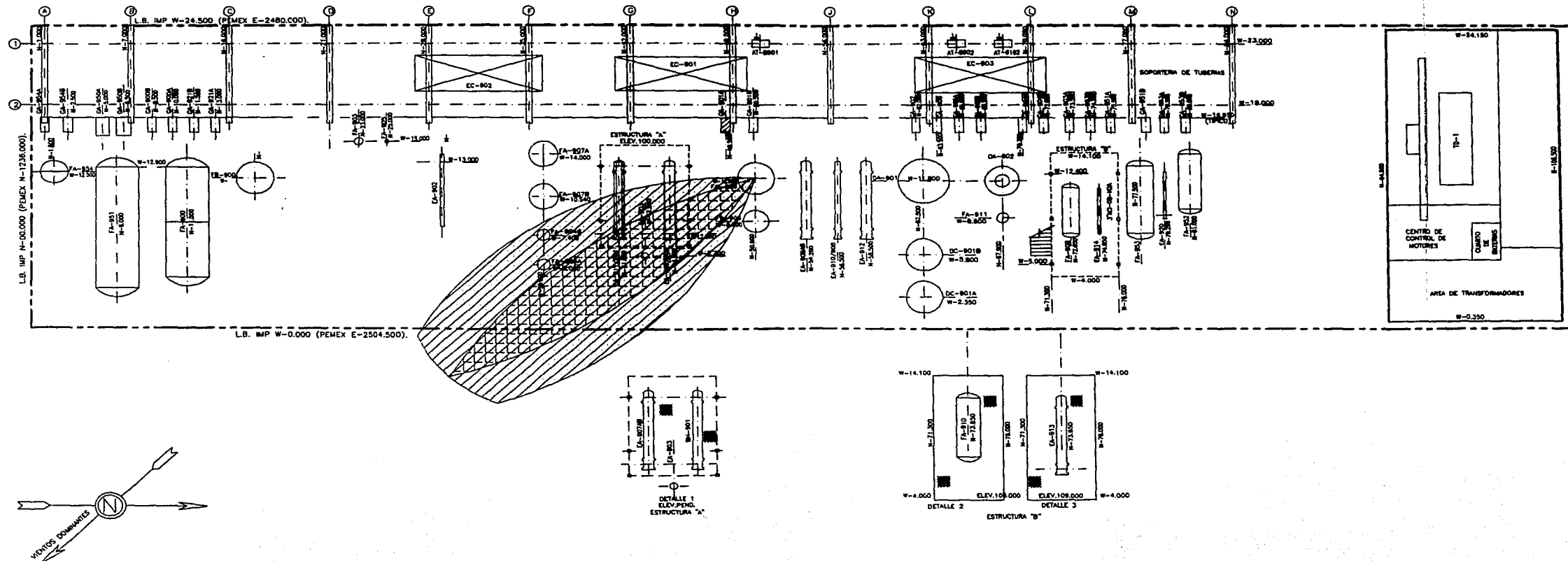
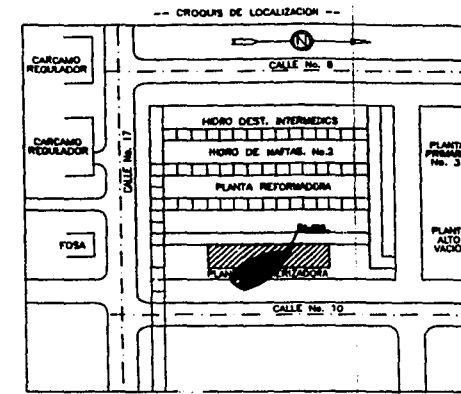
ITEM No.	DESCRIPTION
PEMEX	
BH-801	REGENERANT SUPERHEATER
DA-801	STABILIZER TOWER
DA-802	NET GAS CAUSTIC SCRUBBER
DC-801 A/B	RECTIFIERS
EA-802	SECOND STAGE MAKEUP GAS COOLER
EA-803	REGENERANT VAPORIZER
EA-804	REGENERANT CONDENSER
EA-805	SULFUR GUARD BED FEED/PRIMERS BOTTOMS DRAINERS
EA-806	SULFUR GUARD BED FEED/EFFLUENT EXCHANGER
EA-807 A,B	FEED TRIM COOLER
EA-808	COLD COMBINED FEED EXCHANGER
EA-809 A,B	HOT COMBINED FEED EXCHANGER
EA-810	CHARGE HEATER
EA-811	STABILIZER BOTTOM TRIM COOLER
EA-812	STABILIZER REBOILER
EA-813	STABILIZER OVERHEAD TRIM CONDENSER
EA-814	CAUSTIC HEATER
EC-801	FEED COOLER
EC-802	STABILIZER BOTTOMS COOLER
EC-803	STABILIZER OVERHEAD CONDENSER
FA-803	MAKEUP GAS KNOCKOUT DRUM
FA-804 A,B	BLEEDER KNOCKOUT DRUM
FA-805	SULFUR GUARD BED
FA-806	LIQUID FEED DRYERS
FA-807 A,B	FEED SURGE DRUM
FA-808	CHLORIDE INJECTION DRUM
FA-809	STABILIZER RECEIVER
FA-810	SPENT CAUSTIC DEGASSING DRUM
FA-811	CHARGE PUMPS
GA-801 A/B	CHLORIDE TRANSFER PUMP
GA-802	CHLORIDE INJECTION PUMPS
GA-803 A,B	STABILIZER REFLEX PUMPS
GA-804 A,B	CAUSTIC CIRCULATION PUMPS
GA-805 A,B	SPENT CAUSTIC PUMP

UTILITIES

PEMEX IMP	DESCRIPTION
FA-800	TANQUE DE BALANCE DE CARGA
FA-811	TANQUE DE DESTOQUE
FA-812	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE MEDA PRESION
FA-813	TANQUE SEPARADOR DE CONDENSADO DE BAJA PRESION
FA-814	TANQUE DE DEVOLUCION DE BAJA PRESION
FA-815	TANQUE DE SODA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
FA-816	CONDENSADOR DE VAPOR
GA-800 A,B	BOMBAS DE ALIMENTACION FRESCA
GA-811 /R	BOMBAS DE SODA CAUSTICA FRESCA AL 10% PESO
GA-812 A,B	BOMBAS DE RESPONSION DE SOBORA DEL TANQUE FA-811
GA-813 /R	BOMBAS DE CONDENSADO
GA-814 A,B	BOMBAS DE ATEMPERACION DE CONDENSADO
GA-815 A,B	BOMBAS DE RESPONSION DE SOBORA DEL TANQUE FA-814

NOTAS:

1.- EN EL PRESENTE DIAGRAMA SE HACE REFERENCIA A ALGUNOS DIAGRAMAS QUE NO SE INCLUYEN EN EL PRESENTE TRABAJO, DEBIDO A CUESTIONES DE ESPACIO.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE GRADIENTE DE CONCENTRACIONES DE LA NUBE DE VAPOR NO COMPRIMIDA DE LA MEZCLA C8/C9 POR RUPTURA EN EL TANQUE FA-808

SECCIONARIA: PLANTA ISOPRENADORA

DIAGRAMA No. 4.3

126



4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)

Debido a que las técnicas de evaluación de riesgos que han sido desarrolladas tienen una aplicación específica y que los resultados del Análisis son los peligros y problemas identificados en la operación; las recomendaciones en los posibles cambios del diseño y procedimientos para implementar en el sistema, que podemos encontrar sistemáticamente son las medidas preventivas o contingentes que eliminen el riesgo, lo cual nos lleva a concluir lo siguiente:

A través de las sesiones HAZOP se distinguieron 20 escenarios de riesgos en los Circuitos: "Carga de Pentanos y Hexanos" y "Carga de Hidrógeno". Luego de estimar el nivel de riesgo se encontraron, 4 escenarios del tipo A, 15 escenarios de tipo B y 1 escenario del tipo C, las cuales se muestran en la Tabla 4.1. No debemos olvidar que las recomendaciones de clase A son acciones correctivas inmediatas, que indican una alta prioridad y que requieren una atención inmediata. Recordemos que como resultado del Análisis de Riesgos obtenemos una lista de áreas de problemas que pueden conducir a riesgos o problemas de operabilidad y una lista de cambios recomendados para el mejoramiento de la seguridad u operabilidad.

No debemos considerar que el HAZOP es inadecuado para modificaciones pequeñas. Es difícil ensamblar un equipo HAZOP cada vez que deseemos instalar una válvula extra. Sin embargo han ocurrido muchos accidentes debido a pequeñas modificaciones que tienen efectos laterales imprevistos. Un HAZOP no es un sustituto de conocimientos y experiencias. No es una máquina, la cuál consume diagramas de líneas y produzca lista de modificaciones y recomendaciones; solamente colecta los conocimientos y experiencias del equipo de forma sistemática y concertada.

La administración preventiva busca controlar y disminuir a un mínimo los factores y causas de los riesgos potenciales, además permitirá que las funciones del departamento de seguridad sean más fácilmente aceptadas y asumidas por los responsables de todas las áreas y se transformen en normas disciplinarias.

Los beneficios obtenidos a través del establecimiento de un sistema administrativo de prevención y control de riesgo y operabilidad, son muy grandes y favorecerán a crear o conservar un ambiente de trabajo óptimo, disminuyendo el índice de pérdidas y la oportunidad de competencia en el mercado con la alta calidad y productividad deseada.



Tabla 4.1 Lista jerarquizada de recomendaciones obtenidas del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).

Clase	Recomendación	Escenarios
A	1. Elaborar un programa de mantenimiento a todas las válvulas orbit en paro institucional.	29.
A	2. Asegurar el refaccionamiento adecuado para el mantenimiento a válvulas orbit.	26, 29.
A	3. Capacitar al personal de mantenimiento de instrumentos en mantenimiento de válvulas orbit.	29.
A	4. Continuar con el procedimiento de recirculación de carga, a baja carga de hidrógeno o de carga líquida.	7.
B	5. Cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a válvulas orbit.	20, 23, 24, 26, 60, 62, 64.
B	6. Mantener comunicación con el sector Hidros-1, para el control de posibles alteraciones.	1, 7, 10.
B	7. Mantener las condiciones de Operación dentro de los límites establecidos para no dañar los sellos de las bombas y reducir la emisión de hidrocarburos al desfogue para poder cumplir con la norma NOM-085-ECOL-94.	38.
B	8. Considerar la limpieza de filtros en los mantenimientos correctivos del equipo de bombeo.	6.
B	9. Contar con el refaccionamiento oportuno y suficiente, para válvulas e instrumentos.	20, 27, 64, 65.
B	10. Elaborar un estudio de factibilidad de la instalación de un by pass y bloqueos en el intercambiador EA-907 A/B, para operación independiente.	33.
B	11. Mantener en buen estado el aislamiento térmico de líneas, después de su calibración.	31.
B	12. Verificar la concordancia entre el tablero y el instrumento de campo.	8.



Clase	Recomendación	Escenarios
B	13. Cuando se tenga baja presión o bajo flujo de hidrógeno bajar carga a la unidad, para evitar la excesiva hidrodeseintegración y la formación de carbón sobre el catalizador.	51, 52, 54, 55.
B	14. Cuando falle el suministro de hidrógeno de la planta reformadora, recibir todo el hidrógeno necesario de la planta hidrodesulfuradora 1.	44, 51, 52, 54, 55.
B	15. Mantener comunicación permanente con el sector de abastecimiento de carga (Sectores 1 y 2).	40.
B	16. Cambiar por soloaires los intercambiadores EA-408 y EA-410.	37.
B	17. Durante el vaporizado del tanque de carga FA-900, vigilar que se deje el venteo abierto para que durante el enfriamiento no se colapse.	16.
B	18. Mantener en buen estado los equipos de comunicación y la comunicación entre el personal de la planta.	13.
B	19. A falla de alimentación de hidrógeno, aplicar el procedimiento de recirculación de carga y/o el de paro de planta.	53, 56, 58, 59.
C	20. Cuando se tenga la necesidad de operar la MO-8904, solicitar la autorización del Ingeniero de operación.	66.



Tabla 4.2 Lista jerarquizada de buenas prácticas en Ingeniería obtenidas del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HAZOP).

Clase	Recomendación	Escenarios
B	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1, 2, 3, 4, 5, 9, 10, 12, 13, 15, 21, 28, 30, 34, 40, 41, 42, 43, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 53, 54, 56, 58, 59
B	2. Continuar con el programa de revisión y calibración de válvulas de seguridad.	1, 2, 3, 10, 12, 13, 20, 23, 24, 28, 44, 46, 47, 49, 50, 60
B	3. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo y predictivo de bombas.	4, 6, 38
B	4. Continuar cumpliendo con el programa de rotación de equipos dinámicos.	6, 38.
B	5. Cumplir con el programa de mantenimiento y calibración de detectores de hidrocarburos.	12, 20, 21, 31, 45, 46
B	6. Continuar con el programa de mantenimiento al PLC.	23, 41, 60, 62.
B	7. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a la red del sistema contra incendio.	35, 47
B	8. Continuar con la supervisión en campo.	8, 42.
B	9. Continuar con el tratamiento integral de agua de enfriamiento.	33
B	10. Continuar con el programa de calibración de líneas.	31
B	11. Continuar con la inspección preventiva de riesgos.	31



Clase	Recomendación	Escenarios
B	12. Continuar con las rutinas de verificación de equipos.	39
B	13. Aplicar el procedimiento de operación de equipos rotatorios.	4
B	14. Continuar con el programa de capacitación y adiestramiento al personal operativo.	15
B	15. Continuar aplicando los procedimientos operacionales.	22
B	16. Continuar con los simulacros operacionales y difusión de procedimientos a falta de carga.	5, 7, 22, 40
C	17. Continuar con la regeneración continua de secadores de pentanos y hexanos.	36, 37.
C	18. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a analizadores en línea.	36, 37
C	19. Continuar con el análisis diario de laboratorio.	36, 37.
C	20. Cumplir al 100% con el programa de reparación institucional.	39
B	21. Continuar con la difusión de procedimientos operacionales a falla de las bombas de carga GA-900.	30
B	22. Operar por directos en caso de fallo de la válvula, LV-8807.	3



4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ARBOL DE FALLAS

Por medio del Análisis de Árbol de Fallas aplicado al escenario: "Incendio en la Bomba GA-901A", se obtuvieron los resultados siguientes:

- La probabilidad de que ocurra el incidente en las condiciones actuales, es decir sin protecciones, es $P = 1.55 \times 10^{-3}$ (Ver Diagrama 3.4).
- La probabilidad de que ocurra el incidente con las recomendaciones incluidas es $P = 0.848 \times 10^{-3}$ (Ver Diagrama 3.5).

De lo anterior se concluye que no se acepta el riesgo de ocurrencia en las condiciones actuales ($P = 1.55 \times 10^{-3}$). Para disminuir la probabilidad a $P = 0.848 \times 10^{-3}$, donde ya se puede aceptar el riesgo con reservas, se sugiere seguir las siguientes recomendaciones:

Sobrecalentamiento de la bomba.

- Mantener el nivel de aceite de lubricación, de acuerdo a las recomendaciones del fabricante y asegurar el buen funcionamiento del sistema de lubricación.
- Dar mantenimiento al sistema de lubricación de acuerdo a programa establecido.
- Continuar con el mantenimiento predictivo de acuerdo al programa.
- Continuar con el programa de rotación de equipos.
- Continuar con el patrullaje operacional.

Cables descubiertos en el piso.

- Continuar con el mantenimiento predictivo de acuerdo a programa.
- Asegurar la cantidad y la calidad de refaccionamiento.
- Continuar con el patrullaje operacional.

Falla de mantenimiento predictivo (termografía).

- Asegurar el cumplimiento total del mantenimiento predictivo.

Falla de mantenimiento de protección (antichispas).

- Asegurar el mantenimiento de protección (antichispas).

Válvula de purga abierta.

- Asegurar el procedimiento de operación y mantenimiento.
- Continuar con el patrullaje operacional.



Daño al sello.

- Verificar la adecuada instalación de la bomba.
- Verificar que el sello sea adecuado y su instalación correcta.
- Instalar doble sello.
- Verificar la alineación de la flecha.
- Verificar la rotación del motor.

De tipo general

- Verificar el correcto funcionamiento de la válvula FV-8901 (falla y cierre), ya que puede dar como consecuencia el represionamiento en la descarga de la bomba.
- Elaborar y supervisar la aplicación de una lista de verificación (checklist) a servicios auxiliares (aire, aceite, corriente eléctrica, etc.)



4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

1. Del análisis de Efectos de Explosión de la Nube de la Mezcla de pentanos y hexanos no confinada debida a la fuga por los sellos mecánicos en al bomba GA-901A se concluye que:

- A una distancia de 24.1 metros puede haber daños en ventanas fragmentándolas, entre otros daños.
- A una distancia de 32.2 metros puede haber algunos daños a techos de casas y 10% de ventanas rotas.
- A una distancia de 15 metros puede haber años causados por fragmentos de vidrios en el aire.

2. Por medio de los resultados del análisis de incendio de la nube de C5/C6 no confinada debida a la fuga por los sellos mecánicos en la bomba GA-901A, se concluye que:

- El límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.) alcanza un radio de 24.1 metros.
- A partir de un radio de 32.6 metros ($\frac{1}{2}$ L.I.I.) se pueden considerar zonas de seguridad para establecer planes de emergencia y rutas de evacuación.

Para prevenir la fuga por los sellos en la bomba GA-901A se sugiere seguir las siguientes recomendaciones:

- Difundir a todo el personal de la planta los efectos y las causas de un incendio y explosión de una nube de vapor no confinada debida a una fuga por los sellos mecánicos en dicha bomba.
- Con base en los resultados del análisis de consecuencias, se recomienda elaborar un plan de emergencia y de rutas de evacuación ante cualquier incidente.
- Instalar un sistema de detección de explosividad con alarma visual y sonora.
- Instalar sellos mecánicos dobles en bombas que manejen sustancias inflamables.
- Realizar simulacros, para reducir o mitigar los riesgos por radiación térmica y por las ondas de sobrepresión.

3. El objeto del presente análisis de consecuencias, es encontrar escenarios que conlleven a posibles daños potenciales, para prevenir posibles accidentes o minimizar sus consecuencias. Con el escenario planteado como: **"EVALUACION DE LOS EFECTOS DE RUPTURA Y RIESGO DE INCENDIO DEL TANQUE FA-908 EN LA PLANTA ISOMERIZADORA"** se intentó delimitar las zonas de riesgo y conocer la concentración de la sustancia peligrosa en determinadas zonas, dando como resultado un perfil de concentraciones de la sustancia fugada en el tiempo y en el espacio a ciertas condiciones climatológicas, por lo que se concluye que:



- El Flujo Máximo de Descarga Calculado, a través de una abertura circular de 1.5" de diámetro es de: 46.1 Kg/min.
- El Flujo Máximo Promedio Continuo es de: 45.8 Kg/min
- La Cantidad Total Liberada es de : 2,337 kilogramos, en un lapso delimitado por el mismo ALOHA de 1 hora. La cuál escapa como un liquido y forma un charco que se evapora.
- Zona Máxima de Amenaza para LOC: **127 metros.**
- Zona Máxima de Amenaza para IDLH: **Menos de 10 metros.**
- Concentraciones Máximas:
Al Aire libre: **1,370 ppm.**
- Dosis Máximas (en la Primera hora):
Al Aire libre: **69,400 ppm.**

A continuación se listan algunas recomendaciones para reducir la probabilidad de ocurrencia del accidente:

- Reducir y supervisar los trabajos de soldadura y corte en el área de almacenamiento de la carga de pentanos/hexanos y de hidrógeno, en operación normal.
- Verificar que el procedimiento de revisión, calibración y prueba de las PSV's se cumpla al pie de la letra.
- Instalar detectores de mezclas explosivas, con alarmas visuales y auditivas.
- Elaborar una lista de verificación (*checklist*) para que el personal contratista cumpla con todos los requerimientos de seguridad, principalmente cuando se realiza trabajos potencialmente peligrosos.
- Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo a tanques contenedores de líquidos inflamables.



4.4 CONCLUSIONES GENERALES

Para cada instalación analizada, la metodología ha permitido realizar una revisión detallada de su diseño, prácticas de operación, políticas de inspección y mantenimiento y planes de emergencia. Se han obtenido índices de riesgo, identificado áreas potenciales de mejora y se han propuesto recomendaciones específicas para reducir el riesgo.

El enfoque que se ha logrado dar a esta metodología, permite emplear las técnicas más precisas para la identificación y evaluación de situaciones peligrosas. La interacción que se hace con las diferentes técnicas (HAZOP, análisis de consecuencias y análisis de árboles de fallas) permite valorar situaciones de riesgo en forma metódica, sistemática y ordenada.

La metodología se diseñó de tal manera, que favorece la formación de un equipo multidisciplinario entre personal operativo y especialistas en técnicas de análisis de riesgos. De esta forma se establece durante el desarrollo del estudio una clara comunicación de las prácticas de operación de la instalación y de los resultados del análisis de riesgos.



APÉNDICES



APÉNDICE A
PRINCIPALES ACCIDENTES AMBIENTALES EN EL MUNDO⁽⁶⁾

Tabla A1. Principales accidentes ambientales en el mundo

Fecha	Lugar	Actividad	Producto	Causa	Consecuencias
16 ABR 1947	Texas City, Estados Unidos	Transporte marítimo	Nitrato de amonio	Explosión	552 muertos 3,000 heridos
4 ENE 1966	Feyzin, Francia	Almacenamiento	Propano	BLEVE	18 muertos, 81 heridos Pérdidas de US\$ 68 millones
13 JUL 1973	Potchefstroom, África del Sur	Almacenamiento	Amoniaco	Fuga	18 muertos 65 intoxicados
1 JUN 1974	Flixborough, Reino Unido	Planta de Caprolactama	Ciclohexano	Explosión Incendio	28 muertos, 104 heridos Pérdidas de US\$ 412 millones
10 JUL 1976	Seveso, Italia	Procesamiento en planta	TCDD	Explosión	Contaminación de un área extensa debido a la emisión de dioxina
6 MAR 1978	Portsall, Reino Unido	Transporte marítimo	Petróleo	Encalladura	230.000 ton Pérdidas de US\$ 85,2 millones
11 JUL 1978	San Carlos, España	Transporte en autotanque	Propano	VCE	216 muertos, 200 heridos
19 NOV 1984	Estado de México	Almacenamiento	GLP	BLEVE Incendio	650 muertos, 6400 heridos Pérdidas de US\$ 22,5 millones
3 DIC 1984	Bhopal, India	Almacenamiento	Isocianato de metilo	Emisión tóxica	4.000 muertos 200.000 intoxicados
28 ABR 1986	Chernobyl, Rusia	Fábrica nuclear	Uranio	Explosión	135.000 personas evacuadas
3 JUN 1989	Ufa, Rusia	Conducción por ducto	GLN	VCE	645 muertos 500 heridos
24 MAR 1989	Alaska, Estados Unidos	Transporte marítimo	Petróleo	Encalladura	40.000 ton 100.000 aves
11 MAR 1991	Catzacoala	Procesamiento en planta	Cloro	Fuga Explosión	Pérdidas de US\$ 150 millones
22 ABR 1991	Guadalajara, México	Conducción por ducto	Gasolina	Explosión	300 muertos
15 FEB 1996	Mill Bay, Reino Unido	Transporte marítimo	Petróleo	Falla operacional	70.000 ton 2.300 aves muertas

DCPD (diciopentadieno) GLN (gas licuado natural) GLP (gas licuado de petróleo)
TCDD (tetrachlorodibenzo-p-dioxin)

**APÉNDICE B****ANÁLISIS DE FALLA-EFECTO EN LAS DIFERENTES VARIABLES DE PROCESO⁽¹⁹⁾**

Enseguida se presenta una relación de conceptos típicos asociados con las desviaciones en las variables del proceso.

ALTERACIÓN	INTERPRETACIÓN O IDEAS ASOCIADAS
Alto/Bajo/Sin Nivel	Control, formación o eliminación del inventario del líquido.
Alta Presión	Posición de falla de la válvula de control, operación inadvertida de la válvula, sistema de alta presión interconectado, pérdida de sistema de enfriamiento, expansión térmica.
Baja Presión	Despresurización, cavitación de la bomba, condensación, generación de vacío, fuga de gas, pérdida de gas de blanqueo o inertización.
Alta Temperatura	Calentamiento, pérdida de medio de enfriamiento, reacción fuera de control, paro, aumento de temperatura del medio ambiente, tubos de cambiador de calor incrustados.
Baja Temperatura	Disminución de temperatura del medio ambiente, congelamiento, viscosidad, materiales de construcción, reducción de la Pres. de vapor, flasheo.
Flujo Alto/Bajo/ Falta de/Inverso	Paro de bombas, cavitación, falla de control automático, bloqueo de filtro, falla de válvula, disminución de la carga de la bomba, flujo a dos fases.
Contaminación	Entrada de aire, agua o vapor al proceso, fuga en cambiadores de calor, corrosión, inyección de químicos, flujo inverso, sistemas de lubricación, purga, inertización, emisiones.
Cambio en la Composición	Operación por lotes, inyección de químicos, mezclado, reacción química, polimerización.
Derrame, Fuga	Seguridad del personal, fluidos tóxicos o dañinos, mantenimiento de equipo, flamabilidad, fuente de ignición, daño de línea, sello, empaque o junta.
Falla	Pérdida de alimentación, aire de instrumentos, energía eléctrica, agua de enfriamiento, medio de calentamiento, nitrógeno.
Otros Eventos	Acumulación electrostática, corrosión, aislamiento y bloqueos para paro y mantenimiento, ruido, etc.



APENDICE C

AGENTES PERTURBADORES DE ORIGEN QUÍMICO⁽¹⁸⁾

El aumento considerable de población alrededor de las zonas cercanas a las fuentes de trabajo, así como a los servicios ha propiciado el variado uso de suelo en áreas donde no se planean los límites territoriales de manera segura, de este modo cuando ocurre un accidente tecnológico como los sucedidos en San Juan Ixhuatepec, México en 1984; Bhopal, India en el mismo año, Chernobyl, URSS en 1986 por mencionar los más relevantes a nivel mundial.

La pérdida de control en alguna de las etapas de un proceso que involucre productos químicos peligrosos, puede ocasionar eventos indeseables de graves consecuencias, dependiendo de la vulnerabilidad del área donde ocurra dicho evento. De ésta manera los peligros concernientes al manejo de sustancias químicas incluyen:

TOXICIDAD

Son los efectos agudos o crónicos que puede provocar una sustancia o residuo en los seres humanos por exposición, al ser inhalado, ingerido o al ingresar al organismo por medio de la piel. Las sustancias tóxicas más peligrosas son aquellas cuyos puntos de ebullición son bajos ya que deben ser transportados como gases criogénicos y al liberarse a la atmósfera se evaporan rápidamente esparciéndose sobre vastas áreas. Los productos peligrosos que son tóxicos pueden tener un efecto psicológico significativo en seres humanos y también causan la muerte a concentraciones bajas. La severidad de estos efectos dependen de la concentración, el tiempo de exposición y la vulnerabilidad humana.

DOSIS Y CONCENTRACIÓN LETAL 50.

La dosis y concentración letal 50 se utilizan para la clasificación de las sustancias en base a su riesgo potencial de alterar la salud. Las dosis y concentración letal 50 nos ayudan a definir cuan tóxica es una sustancia y por cual de las vías de penetración en el organismo lo es. Se definen como las dosis y concentraciones cuya administración causa la muerte al 50 por 100 de los individuos que la reciben.

Estos parámetros se determinan sobre animales de experimentación, como ratas y conejos. Se pueden diferenciar las siguientes dosis y concentraciones letales:

Dosis letal 50 oral (DL 50 oral): Es aquella cuya administración por vía oral causa la muerte al 50 por 100 de los individuos que la reciben. Se expresa en mg de sustancia por Kg de masa corporal.



Dosis letal 50 cutánea (DL 50 cutánea): Es la que al administrarse por vía cutánea causa la muerte al 50 por 100 de los individuos que la reciben. Igualmente se expresa en mg de sustancia por Kg. de masa corporal.

Concentración letal 50 (CL 50): Es la concentración que, administrada en el medio ambiente de la población de animales en estudio, causa la muerte al 50 por 100 de los individuos. Se expresa en mg de sustancia por litro de aire y un tiempo determinado de exposición (en horas).

CONCENTRACIÓN INMEDIATAMENTE PELIGROSA PARA LA VIDA O LA SALUD:

La concentración inmediatamente peligrosa para la vida y la salud (IDLH) es un parámetro que puede ser de utilidad para la elección del método de protección de las vías respiratorias, con el objeto de evitar un accidente producido por una intoxicación aguda por inhalación. El límite IDLH corresponde a la máxima concentración de contaminante en la atmósfera a la cual, en caso de ausencia o fallo del equipo respiratorio, se podría escapar en un plazo de 30 min. sin que la exposición sufrida suponga secuelas irreversibles. Se expresa en ppm o mg/m³. El límite IDLH puede producir una sintomatología inmediata, como mareos, náuseas, irritación de ojos y vías respiratorias, etc.

VALORES LÍMITES UMBRALES

Los criterios de valoración de contaminantes químicos en el medio ambiente de trabajo permiten vislumbrar, de un modo orientativo, el potencial tóxico de una sustancia.

El criterio más extendido en nuestro país es el que propone la American Conference of Governmental Industrial Hygienist (A.C.G.I.H.), conocido como TLV (Threshold Limit Values) o Valores Límites Umbrales. Los TLV son límites recomendables y no una frontera entre condiciones seguras y peligrosas. Se definen tres tipos de TLV, en función de la variedad de efectos que las sustancias pueden producir a las personas expuestas:

TLV-TWA (Valor Límite Umbral Media Ponderada en el Tiempo)

Es la concentración límite, ponderada en el tiempo para una jornada normal de ocho horas diarias y cuarenta horas semanales, a la cual la mayoría de los trabajadores pueden estar expuestos repetidamente, día tras día, sin sufrir efectos adversos.

Este valor es el más característico al que hace referencia habitualmente cuando se cita el valor TLV.



TLV-TWA (Valor Límite Umbral Límite de Exposición de Corta Duración)

Se define como el límite de la exposición media ponderada en el tiempo durante 15 minutos, que no debe sobrepasarse en ningún momento de la jornada, aunque la concentración media de exposición ponderada en el tiempo durante ocho horas sea inferior al TLV-TWA. Las exposiciones para poder aplicar este valor no deben ser mayores de quince minutos, y no deben repetirse más de cuatro veces al día, existiendo un periodo mínimo de sesenta minutos entre sucesivas exposiciones. Este es un valor complementario al TLV-TWA.

TLV-C (Valor Límite Umbral Techo)

Es la concentración límite que no debe sobrepasarse en ningún momento de la exposición durante el trabajo. Todos estos valores se expresan en ppm o mg/m³. Los TLV se establecen principalmente para exposiciones por vía inhalatoria. No obstante, en algunos TLV de sustancias se hace referencia a la potencial aportación a la exposición total por vía dérmica, incluidos los ojos y las membranas mucosas, bien por contacto directo de la sustancia.

FLAMABILIDAD

Es el grado de susceptibilidad que tiene una sustancia para arder. Los gases flamables o gases licuados de petróleo en los cuales una propagación de la flama se mueve a través de la nube hasta el punto de ignición (flash fire) forman nubes explosivas difíciles de mover por la acción del viento, ya que dicha mezcla resulta ser más pesada que el aire. La nube de gas alcanza sólo pocos metros de altura, y su principal amenaza para los seres humanos y los materiales situados en la zona flash es el incendio, considerándose que se encuentran envueltos en la flama, por lo que dichos seres fallecen y los materiales combustibles que alcanzan su punto de ignición arden.

Esta zona no posee un peligro significativo de radiación térmica fuera de la flama, ya que se lleva a cabo en una exposición muy corta de tiempo y consecuentemente, el efecto térmico a los alrededores es mínimo.

CORROSIVIDAD

Es la propiedad que tienen algunas sustancias de descomponer a otras, en función de la liberación de hidrógeno; es decir, existe una degradación de la materia cuando entra en contacto con ella. Se considera peligrosa una sustancia si tiene la capacidad de penetrar el acero con una densidad de un centímetro en un periodo de 24 hrs. Para efectos de fuga o derrame es peligrosa una sustancia con un pH menor de 2 o mayor de 12.



RADIACIÓN TÉRMICA

Es un proceso de transferencia de calor, que no requiere la presencia de un medio para ser transmitido, porque puede viajar a través del vacío absoluto, al compartir la misma naturaleza que la de la luz visible ordinaria. La energía radiante emitida por un gas es función del volumen, pudiendo ocasionar la ignición de material combustible.

EXPLOSIVIDAD

Es la capacidad que posee una sustancia de liberar una gran cantidad de energía de manera espontánea, por fuerte impacto o por reacción química cuando algunas de sus variables como presión o temperatura determinen este proceso.

Las sustancias explosivas producen dos clases de reacciones: violentas y luminosas, una de ellas comprende la inflamación de gases y la deflagración de líquidos y sólidos, y la otra las detonaciones donde la llama progresa en condiciones esencialmente isobáricas en toda la sustancia reactiva. La velocidad de propagación de una llama por mezclas gaseosas homogéneas varía desde unos cuantos centímetros hasta varios metros por segundo. En ondas de choque gaseosas la densidad no crece excesivamente, pero se pueden obtener presiones y temperaturas muy altas; cuando un gas después del paso de un choque se expande de manera adiabática hasta recobrar su volumen o presión original, como la compresión de choque no es reversible entonces dichas ondas disipan energía.



APÉNDICE D

LÍQUIDOS INFLAMABLES (Pentano, Hexano e Isómeros) (Compuestos No Polares / No mezclables con Agua)⁽¹⁶⁾

INCENDIO O EXPLOSIÓN

- **ALTAMENTE INFLAMABLE:** Se puede incendiar fácilmente por calor, chispas o llamas.
- Los vapores pueden formar mezclas explosivas con el aire.
- Los vapores pueden viajar a una fuente de encendido y regresar en llamas.
- La mayoría de los vapores son más pesados que el aire, éstos se dispersarán a lo largo del suelo y se juntarán en las áreas bajas o confinadas (alcantarillas, sótanos, tanques).
- Peligro de explosión de vapor en interiores, exteriores o en alcantarillas.
- Las fugas resultantes cayendo a las alcantarillas pueden crear incendio o peligro de explosión.
- Los contenedores pueden explotar cuando se calientan.
- Muchos de los líquidos son más ligeros que el agua.
- La sustancia puede ser transportada caliente.

A LA SALUD

- La inhalación o el contacto con el material puede irritar o quemar la piel y los ojos.
- El fuego puede producir gases irritantes, corrosivos y/o tóxicos.
- Los vapores pueden causar mareos o sofocación.
- Las fugas resultantes del control del incendio o la dilución con agua, pueden causar contaminación.

SEGURIDAD PÚBLICA

- LLAMAR primero al número de teléfono de respuesta en caso de emergencia en el documento de embarque.
- Aisle el área del derrame o fuga inmediatamente a por lo menos 25 a 50 metros (80 a 160 pies) a la redonda.
- Mantener alejado al personal no autorizado y permanezca en dirección del viento.
- Manténgase alejado de las áreas bajas y
- Ventile los espacios cerrados antes de entrar.



ROPA PROTECTORA

- Use el equipo de aire autónomo de presión positiva (SCBA).
- El traje para bomberos profesionales proporcionara solamente protección limitada.

EVACUACIÓN

Derrame Grande

- Considere la evacuación inicial a favor del viento de por lo menos 300 metros (1000 pies).

Incendio

- Si un tanque, carro de ferrocarril o autotanque está involucrado en un incendio, AISLE a la redonda a 800 metros (1/2 milla) a la redonda; también, considere la evacuación inicial a la redonda a 800 metros (1/2 milla).

RESPUESTA DE EMERGENCIA

FUEGO

PRECAUCIÓN: Todos estos productos tienen un punto de encendido muy bajo: el uso de rocío de agua cuando se combate el fuego, puede ser ineficaz.

Incendios Pequeños

- Polvos químicos secos, CO₂, rocío de agua o espuma regular.

Incendios Grandes

- Use rocío de agua, niebla o espuma regular.
- Utilice rocío de agua. No usar chorros directos.
- Mueva los contenedores del área de fuego si lo puede hacer sin ningún riesgo.

Incendio que involucra Tanques, Vagones o Remolques y sus Cargas

- Combata el incendio desde una distancia máxima o utilice soportes fijos para mangueras o chiflones reguladores.
- Enfríe los contenedores con chorros de agua hasta mucho después de que el fuego se haya extinguido.
- Retírese inmediatamente si sale un sonido creciente de los mecanismos de seguridad de las ventilas, o si el tanque se empieza a decolorar.
- SIEMPRE manténgase alejado de tanques envueltos en fuego.



- Para incendio masivo, utilizar los soportes fijos para mangueras o los chiflones reguladores; si esto es imposible, retirarse del área y dejar que arda.

DERRAME O FUGA

ELIMINAR todas las fuentes de ignición (no fumar, no usar bengalas, chispas o llamas en el área de peligro).

- Todo el equipo que se use durante el manejo del producto, deberá estar conectado eléctricamente a tierra.
- No tocar ni caminar sobre el material derramado.
- Detenga la fuga, en caso de poder hacerlo sin riesgo.
- Prevenga la entrada hacia vías navegables, alcantarillas, sótanos o áreas confinadas.
- Se puede usar una espuma supresora de vapor para reducir vapores.
- Absorber con tierra seca, arena u otro material absorbente no combustible y transferirlo a contenedores.
- Use herramientas limpias a prueba de chispas para recoger el material absorbido.

Derrames Grandes

- Construir un dique más adelante del derrame líquido para su desecho posterior.
- El rocío de agua puede reducir el vapor; pero puede no prevenir la ignición en espacios cerrados.

PRIMEROS AUXILIOS

- Mueva a la víctima a donde se respire aire fresco.
- Llamar a los servicios médicos de emergencia.
- Aplicar respiración artificial si la víctima no respira.
- Suministrar oxígeno si respira con dificultad.
- Quitar y aislar la ropa y el calzado contaminados.
- En caso de contacto con la sustancia, enjuagar inmediatamente la piel o los ojos con agua corriente por lo menos durante 20 minutos.
- Lave la piel con agua y jabón.
- Mantener a la víctima en reposo y con temperatura corporal normal.
- Asegúrese que el personal médico tenga conocimiento de los materiales involucrados, y tomar las precauciones para protegerse a sí mismos.



APÉNDICE E

MODELO DE FUGAS CONTINUAS Y DERRAMES⁽¹⁵⁾

CONCEPTOS BÁSICOS.

Este modelo está basado en la ecuación de difusión *Gaussiana* de un gas o vapor. Su algoritmo ha sido diseñado para dar una estimación del área de riesgo o de "exclusión" generada por una fuga continua de un gas o de un vapor proveniente de un líquido que se evapora. Para aplicar este modelo es necesario establecer concentraciones de interés lo cual permite estimar las áreas de exclusión o áreas de evacuación en caso de accidente.

Las ecuaciones *Gaussianas* se emplean bajo el supuesto que las concentraciones máximas se presenten al nivel de piso i.e. $z = 0$ m, y que el gasto de emisión es constante durante el tiempo de modelación así como las características meteorológicas.

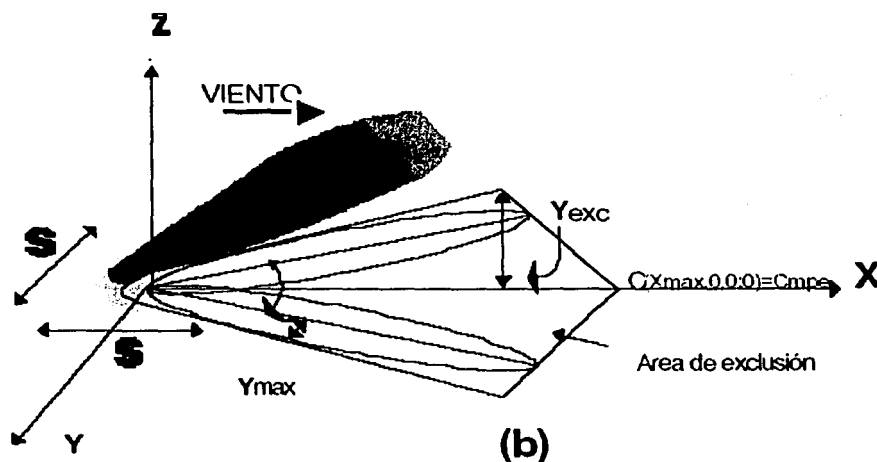


FIGURA E1. Esquema conceptual del modelo Gaussiano para Líquidos que se evaporan

La primera etapa del algoritmo de cálculo se refiere al establecimiento del gasto de emisión. En la ocurrencia de una fuga de un gas, el gasto emitido Q (g/s) estará determinado por las características del almacenamiento o línea donde se produzca.

En la ocurrencia de una ruptura de un tanque de almacenamiento el gasto podrá depender del tamaño de la ruptura y de la presión a la que se encuentre almacenado el gas.



Para una fuga en una línea de conducción el gasto será función del diámetro de la misma y de la velocidad a la cual es transportado el gas. Para el caso de un derrame de un líquido que se evapora, el modelo tiene incorporado un procedimiento para estimar el gasto de vapor emitido.

Este procedimiento se basa en la siguiente ecuación:

$$Q_e = 0.001315 (P^{1.353} \text{ PM})^{0.60327}$$

Donde :

Q_e = Gasto de evaporación del líquido ($\text{g}\cdot\text{s}^{-1}\cdot\text{m}^{-2}$)

P = Presión de vapor del líquido (mm Hg)

PM = Peso molecular del líquido (g/gmol)

Como se puede observar en esta expresión se involucra las características del líquido y el gasto se calcula para un metro cuadrado. Correspondiendo el derrame a una fuente de área. La segunda etapa de cálculo corresponde a la determinación de la curva de isoconcentración para cada concentración de interés, empleando las ecuaciones presentadas más adelante. Como el derrame ocurre a nivel del piso; $H_e = 0$ m.

MODELO DE EVALUACIÓN DE DAÑOS PROVOCADOS POR NUBES EXPLOSIVAS

El modelo de evaluación de daños provocados por la explosión de una nube de gas o vapor inflamable involucra el cálculo para determinar un potencial explosivo aproximado de sustancias empleadas en la industria. Dentro de las sustancias que se contemplan en el modelo como factibles de formar nubes explosivas se tienen:

- Gases contenidos a una presión de 500 psi ó más, para el caso de gases mantenidos a menor presión se debe considerar su factor de compresibilidad, al estimar la cantidad que forma la nube explosiva.
- Gases mantenidos en estado líquido por efecto de alta presión o baja temperatura.
- Líquidos combustibles o inflamables mantenidos a una temperatura superior a la de su punto de ebullición y que se encuentran en estado líquido por efecto de presión (se excluyen las sustancias cuya viscosidad sea mayor a 1×10^6 centipoises o que posean puntos de fusión mayores a 100°C).

Existen una serie de suposiciones inherentes al modelo que le permiten efectuar las estimaciones y predicciones de daños provocados por la explosión de la nube, destacando las siguientes:



- La fuga del material (almacenado o en proceso) es instantánea, excluyéndose escapes paulatinos de gas a menos que se trate de fugas en tuberías de gran capacidad.
- El material fugado se vaporiza en forma instantánea formándose inmediatamente la nube; la vaporización y formación de la nube se efectúa de acuerdo con las propiedades termodinámicas del gas o líquido antes de producirse la fuga.
- Se asume una nube de forma cilíndrica cuya altura corresponde a su eje vertical. Se supone que la nube cilíndrica no es distorsionada por el viento ni por estructuras o edificios cercanos.
- La composición de la nube es uniforme y su concentración corresponde a la media aritmética de los límites superior e inferior de explosividad del material.
- El calor de combustión del material se transforma a un equivalente en peso de trinitrotolueno (TNT) (calor de combustión del TNT = 1830 Btu /lb).
- La temperatura del aire ambiente se considera constante e igual a 21.1° C (70° F).

Para determinar la magnitud de la fuga de material explosivo en una planta, se pueden considerar dos criterios o tipos de daños probables:

- a) El Daño Máximo Probable (DMP) y
- b) El Daño Máximo Catastrófico (DMC).

La magnitud de la fuga bajo un escenario de DMP se estima considerando:

- El tamaño de la fuga estará determinado por el contenido del mayor recipiente de proceso ó conjunto de recipientes del proceso conectados entre sí, sin estar aislados uno del otro por válvulas automáticas o a control remoto. Si existen estas válvulas se considerará el contenido del mayor recipiente.
- No se considerará como limitante de la formación de una nube, la existencia de fuentes de ignición en las cercanías de una posible fuga.

Bajo un escenario de DMC, la magnitud de la fuga se estima considerando:

- El tamaño de la fuga estará determinado por el contenido del mayor recipiente del proceso o conjunto de recipientes del proceso conectados entre sí. No se tendrá en cuenta la existencia de válvulas automáticas.
- Se considerará la destrucción o daños graves de tanques de almacenamientos mayores, como formadores de nubes explosivas catastróficas.
- Se considerarán las fugas en tuberías de gran capacidad que sean alimentadas desde instalaciones remotas, exteriores o interiores, asumiendo que la tubería será dañada seriamente y que la duración de la fuga es de media hora.

- No se considerará como limitante de la formación de una nube, la existencia de fuentes cercanas de ignición.
- Se incluirán los gases y líquidos empleados como combustibles.

Una vez que se produce la explosión, se generan una serie de ondas expansivas circulares, de tal forma que las ondas de mayor presión están situadas formando una circunferencia cercana al centro de la nube y las de menor presión se sitúan en circunferencias de diámetro mayores. El objetivo del modelo es entonces determinar la magnitud de los diámetros asociados a la sobrepresión de las ondas y los daños producidos en instalaciones.

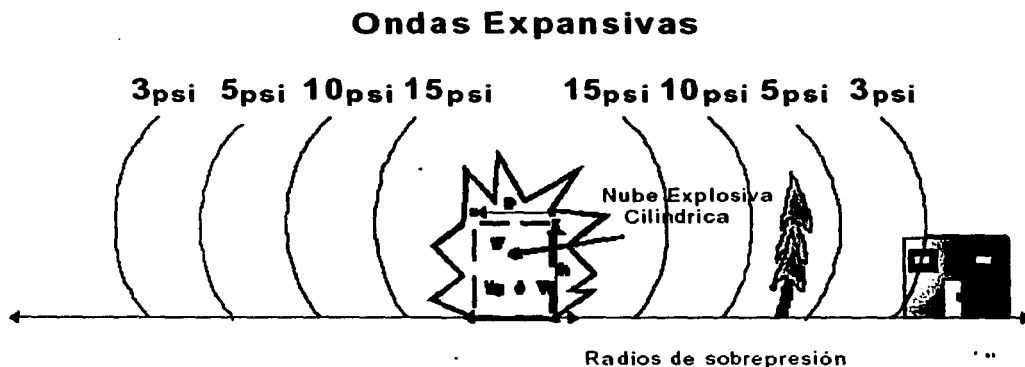


FIGURA E2. Esquema Conceptual del modelo de Nubes Explosivas

MODELO MATEMÁTICO

La figura E2 muestra esquemáticamente la conceptualización del escenario del modelo. La metodología de funcionamiento del modelo involucra varios pasos que son:

- Cálculo del peso de material en el sistema.
- Cálculo del peso de material en la nube.
- Cálculo del diámetro de la nube formada.
- Cálculo de la energía desprendida por la explosión.
- Determinación del diámetro de las ondas expansivas.
- Determinación de los daños ocasionados.

A) Cálculo del Peso de Material en el Sistema (W_g ó W_l)



Si el material en el proceso se encuentra en estado líquido, el peso de material se calcula con su volumen y densidad:

$$Wl = 8.34 R_o V_l$$

Donde:

Wl = Peso del líquido en el proceso (lb).

R_o = Densidad del líquido en el proceso (g/ml) a temperatura del proceso (T_p).

V_l = Volumen del líquido en el proceso (gal).

El valor constante 8.34 es el factor de conversión (lb/g) x (ml/gal).

B) Cálculo del Peso de Material en la Nube (W)

El peso de material en la nube se estima de acuerdo a las características del material en el proceso :

Si el líquido posee un punto de ebullición superior a 21.1° C, la cantidad vaporizada se calcula con:

$$W = Wl \frac{C_p (T_p - T_{eb})}{H_v}$$

Donde:

T_p = Temperatura del líquido en el proceso (° C).

T_{eb} = Temperatura de ebullición del líquido (° C).

C_p = Media geométrica de los calores específicos del líquido (cal/g.° C) a diferentes temperaturas entre T_{eb} y T_p .

H_v = Calor de vaporización del líquido (cal/g) a la temperatura de ebullición T_{eb} .

El valor del cociente $C_p (T_p - T_{eb}) / H_v$ representa la fracción del líquido que se vaporiza.

C) Cálculo del Diámetro de la Nube Formada (D)

La metodología empleada se aplica únicamente para nubes de gases ó vapores que sean más pesados que el aire. Como se mencionó anteriormente se asume que la nube es de forma cilíndrica, cuyo diámetro se calcula con la siguiente expresión:

$$D = 22.181 (W/hMF)^{1/2}$$

Donde:

D = Diámetro de la nube formada (ft).

h = Altura de la nube formada (ft).



M = Peso molecular del material.

En esta ecuación se considera que la mezcla aire-gas (vapor) se encuentra a 21.1° C y 1 atmósfera de presión. El parámetro F corresponde a la fracción de la nube representada por gas o vapor, si la nube en su totalidad se encuentra a una concentración explosiva media. F se determina con:

$$F = (LIE + LSE) / (2 (100))$$

Donde:

LIE = Límite inferior de explosividad del material (%).

LSE = Límite superior de explosividad del material (%).

Generalmente las nubes explosivas alcanzan alturas de hasta 10 ft y se recomienda utilizar este valor para h.

Si el gas es ligero hay que tener precaución al emplear alturas superiores a 10 ft ya que el diámetro de la nube se ve disminuido y por consiguiente se puede subestimar el potencial destructivo de la nube.

D) Cálculo de la Energía desprendida por la Explosión (Ed)

Se asume que la energía desprendida por la explosión de la nube se expresa por su equivalente en toneladas de TNT.

La ecuación representativa es:

$$Ed = W \quad H_c E / 4.03 \times 10^6$$

Donde:

Ed = Energía generada expresada en peso de TNT, que produce una fuerza equivalente a la explosividad de la nube (Ton TNT).

Hc = Calor de combustión del material (Btu/lb).

4.03x106 = Calor de combustión del TNT (Btu/ton).

E = Factor de explosividad.

El factor E es adimensional y determina la fracción del calor de combustión que sirve para producir las ondas de sobrepresión.

Para muchos materiales el valor de E se encuentra dentro del rango 0.01 a 0.1. Para las nubes explosivas aquí consideradas se emplean los valores:

E = 0.02 cuando el escenario se considera de DMP.

E = 0.10 cuando el escenario se considera de DMC.



Los criterios de DMP y DMC en este caso se relacionan únicamente con la eficiencia de la explosión, siendo independientes de los criterios mencionados anteriormente los cuales están relacionados con la estimación de la magnitud de la fuga de material. Para varias sustancias se muestra un factor más aproximado y se recomienda utilizar este para el cálculo de la energía desprendida por la explosión.

E) Determinación del Diámetro de las Ondas Expansivas (Doe)

Las ondas expansivas (o de sobrepresión) consideradas se expresan en unidades de presión y van desde 0.5 psi hasta 30 psi. Como se mencionó, las de mayor presión se encuentran en circunferencias cercanas al centro de la nube explosiva, mientras que las de presiones más pequeñas se situarán en circunferencias alejadas.

La determinación de los diámetros de los círculos de sobrepresión se efectúa a través de funciones del tipo:

$$Doe = Z (Ed)^{1/3}$$

Donde:

Doe = Diámetro de la onda expansiva (ft).

Ed = Energía desprendida por la explosión (ton TNT).

Z = Distancia escalada para la sobrepresión considerada (ft/ton^{1/3}).

Los valores de Z para varios rangos de sobrepresión, empleados en el modelo son los siguientes (Tabla E1):

Sobrepresión (psi)	Z (ft/ton ^{1/3})
0.5	1291
1.0	800
2.0	485
3.0	400
5.0	292
7.0	240
10.0	200
20.0	161
30.0	120



F) Determinación de los Daños Ocasionados

A fin de determinar los daños ocasionados por la nube explosiva se emplea la información de las tablas E3 y E4, las cuales muestran los efectos de diversos valores de sobrepresión sobre instalaciones y equipos en refinerías y plantas químicas. A estos daños se deben adicionar posibles incendios y explosiones subsecuentes. Para propósitos de espaciamiento en plantas, se recomienda que:

- Una nube explosiva generada en una área no debe cubrir ninguna parte de los edificios o procesos importantes de un área vecina.
- Todos los edificios y equipos importantes de un área deben situarse fuera del círculo correspondiente a una sobrepresión de 0.3 psi que sea generada por la explosión de una nube en un área vecina.
- Los edificios y equipos importantes que puedan ser alcanzados por ondas con valores entre 1 y 3 psi de sobrepresión, deben ser diseñados para resistir una sobrepresión de 2 psi, asumiendo un escenario de DMP ($F = 0.02$).
- Sólo las áreas alcanzadas por ondas de sobrepresión de 1 psi o menores pueden ser consideradas como separadas de la zona de riesgo.

El SCRI es un conjunto de modelos, para simular en computadora; emisiones de contaminantes, fugas y derrames de productos tóxicos y daños por nubes explosivas, para estimar escenarios de afectación de emisiones continuas o instantáneas, bajo diversas condiciones meteorológicas, para estudios de riesgo e impacto ambiental, diseño de plantas e instalaciones industriales y apoyar en la capacitación y entrenamiento de personal, en el manejo de situaciones de emergencia.



Tabla E3. Efectos de nubes explosivas en Refinerías a diferentes valores de sobrepresión

Sobrepresión	Efectos en Refinerías
0.3	Edificio de mantenimiento: caída de techos de asbesto corrugado.
	Torre de enfriamiento de agua: caídas de lumbreras de asbesto corrugado.
0.5	Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): rotura de ventanas.
1.0	Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): deformación de estructura.
1.5	Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): derrumbe de techo.
	Horno de tubos fijos: ligero desplazamiento de su posición horizontal.
3.0	Tanques de almacenamiento: levantamiento de tanques vacíos.
	Edificio de mantenimiento: deformación de estructura.
3.5	Cuarto de control: derrumbe de muros de concreto.
	Torre de enfriamiento de agua: derrumbe de la torre.
	Tuberías (soportadas por estructuras de acero): deformación de la estructura.
	Tuberías (soportadas por estructuras de concreto): fracturas en la estructura.
	Tanques de almacenamiento: levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.
4.0	Tanques de almacenamiento: levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.
4.5	Torre fraccionadora (montada sobre pedestal de concreto): aflojamiento de tuercas de anclaje.
5.0	Torre de regeneración: deformación de la columna.
	Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique.
	Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.
5.5	Torre rectangular (estructura de concreto): fractura de la estructura de concreto.
6.0	Unidad de recuperación de vapor: derrumbe de la estructura.
	Horno de tubos fijos: caída de chimenea.
6.5	Horno de tubos fijos: derrumbe del horno.
	Torre rectangular: derrumbe de la estructura y la torre.
7.0	Torre de vacío octagonal: fractura de la estructura.
	Torre fraccionadora: caída de la torre
	Torre de regeneración: caída de la torre
	Tanque de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques llenos.
7.5	Torre de vacío octagonal: ruptura de anclaje de la torre y caída de la misma.
	Tanque de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques vacíos.
8.0	Reactor rectangular de cracking catalítico (estructura de concreto): fractura de la estructura.
8.5	Torre de regeneración (estructura de concreto): fractura de la estructura.
9.0	Tanque de almacenamiento esférico: derrumbe de tanques llenos.
9.5	Desisobutanizador (montado sobre pedestal y zapatas): caída de reactor.
	Tanque de almacenamiento esférico: derrumbe de tanques vacíos.
10.0	Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de hierro): derrumbe de estructura de hierro.
12.0	Reactor rectangular de cracking catalítico: derrumbe de la estructura y la torre.
16.0	Torre de regeneración: derrumbe de la estructura y la torre.

Tabla E4. Efectos de nubes explosivas en Plantas a diferentes valores de sobrepresión

Sobrepresión	Efectos en Plantas (psi)
0.3	Torre de enfriamiento: falla de mamparas.
0.5	Cuarto de control (techo de concreto): rotura de ventanas y medidores.
	Torre de enfriamiento: falla de mamparas.
1.0	Tanques de almacenamiento (techo cónico): colapso del techo.
	Cuarto de control (techo de concreto): colapso del techo.
1.5	Torre de enfriamiento: partes internas dañadas.
	Cubículo de instrumentos: rotura de ventanas y medidores.



Sobrepresión	Efectos en Plantas (psi)
2.0	Calentador: fracturas de ladrillos.
	Reactor químico: rotura de ventanas y medidores
2.5	Filtros: falla de paredes de concreto.
	Calentador: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
3.0	Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (50% llenado).
	Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.
3.5	Regenerador: el equipo se mueve y las tuberías se rompen.
	Cuarto de control (techo concreto): falla de paredes de concreto.
	Torre de enfriamiento: falla de paredes de concreto.
4.0	Reactor catalítico: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
	Soportes de tuberías: marcos deformados.
4.5	Reactor químico: partes internas dañadas.
	Filtro: partes internas dañadas.
5.0	Medidor de gas: carcasa y caja deformadas.
	Transformador eléctrico: daño por proyección de partículas.
	Calentador: unidad destruida.
5.5	Regenerador: marcos colapsados.
	Motor eléctrico: daño por proyección de partículas.
	Ventilador: carcasa y cajas dañadas.
6.0	Soportes de tuberías: marcos colapsados, tubería rota.
	Columna fraccionadora: marcos rotos.
	Cubículo de instrumentos: unidad destruida.
6.5	Recipiente horizontal a presión: marcos deformados, el equipo se mueve y la tubería se rompe.
	Regulador de gas: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
7.0	Tanques de almacenamiento (techo cónico): equipo levantado (90% llenado).
	Reactor químico: marcos colapsados.
7.5	Columna de extracción: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
	Reactor catalítico: partes internas dañadas.
	Columna fraccionadora: unidad destruida.
8.0	Regenerador: unidad destruida.
	Transformador eléctrico: líneas de fuerza dañadas.
	Turbina de vapor: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
9.0	Cambiador de calor: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
	Tanque de almacenamiento (esférico): el equipo se mueve y la tubería se rompe.
9.5	Reactor químico: unidad destruida.
	Motor eléctrico: líneas de fuerza dañadas.
10.0	Recipiente horizontal a presión: unidad destruida.
	Filtro: la unidad se mueve de sus cimientos.
	Cuarto de control (techo de concreto): unidad destruida.
12.0	Transformador eléctrico: unidad destruida.
	Ventilador: unidad destruida.
	Regulador de gas: controles dañados, carcasa y cajas dañadas.
14.0	Columna de extracción: la unidad se mueve de sus cimientos.
	Filtro: unidad destruida.
	Reactor catalítico: unidad destruida.
16.0	Turbina de vapor: controles dañados.
	Recipiente vertical a presión: el equipo se mueve y la tubería se rompe.
20.0	Bomba: líneas de fuerza dañadas.
	Turbina de vapor: tubería rota.
> 20.0	Tanque de almacenamiento (esférico): falla de abrazaderas y soportes.
	Recipiente vertical a presión: unidad destruida.
> 20.0	Tanque de almacenamiento (esférico): unidad destruida.
	Bomba: la unidad se mueve en sus cimientos.
> 20.0	Tanque de almacenamiento (techo flotante): colapso del techo.
	Motor eléctrico: la unidad se mueve de sus cimientos.
> 20.0	Turbina de vapor: la unidad se mueve de sus cimientos.

RESUMEN DE CORRIENTE																																													
CASO ALTERNO (DISEÑO SALINA CRUZ)																																													
INICIO DE CORRIDA																																													
No. DE CORRIENTE	101	111	112	114	115	116	117	124	128	129	138	134	137	141	143	144	146	147	148	150	173	176	185	191	193	194	203	205	206	207	208	212	217	222	223	243	248	250	254	303	307	308	310	311	316
FLUJO MASICO kg/h	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58718	58129	58129	58129	58129	50259	50259	8889	58719	58719	58719	410	410	410	410	410	410	410	50129	24811	24811	24811	23482	23482	1348	1348	1348	57780	57780	57780	2597	2597	2597	2597	2597	2597	
TEMPERATURA °C	40	81	121	121	85	55	30	30	30	30	37	101	138	150	150	116	150	122	123	98	40	90	40	40	40	40	87	99	55	38	38	38	38	35	35	181	128	55	38	38	38	135	318	301	38
ENTALPIA mm kcal/h	0.78	2.13	3.84	3.56	2.20	1.25	0.89	0.89	0.89	0.72	1.88	2.07	4.48	5.08	4.32	3.03	0.78	3.00	0.82	2.86	---	---	0.54	0.04	0.04	0.04	2.86	2.04	0.77	0.42	0.30	0.30	0.12	0.12	0.12	5.33	3.8	1.22	0.87	0.03	0.03	0.34	0.68	0.81	0.03
PRESION kg/cm2, man	10.8	10.4	10.05	9.97	9.50	6.50	6.00	7.00	38.10	38.10	38.10	34.0	33.5	33.0	32.0	32.1	32.1	32.1	31.6	30.9	40	40	37.05	37.05	36.60	34.50	15.0	14.8	14.5	14.1	14.1	14.8	14.1	8.50	7.20	15.28	14.93	14.58	6.30	14.23	7.59	17.8	6.59	6.49	3.04

RESUMEN DE CORRIENTE																																													
CASO ALTERNO (DISEÑO SALINA CRUZ)																																													
FINAL DE CORRIDA																																													
No. DE CORRIENTE	101	111	112	114	115	116	117	124	128	129	135	136	137	141	143	144	146	147	148	150	173	176	185	191	193	194	203	205	206	207	208	212	217	222	223	243	248	250	254	303	307	308	310	311	316
FLUJO MASICO kg/h	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58719	58729	58729	58729	58129	58129	50259	50259	5888	58129	58129	58129	410	410	482	410	410	410	50129	24824	24824	24824	23478	23478	1348	1344	1348	57783	57783	57783	2597	2597	2597	2597	2597	2597	
TEMPERATURA °C	40	81	121	121	85	55	38	30	38	38	81	143	117	177	177	115	176	128	136	104	40	90	40	40	40	102	100	55	30	38	38	38	35	35	181	128	55	38	38	38	138	316	301	38	
ENTALPIA kcal/h	0.78	2.13	3.84	3.56	2.20	1.25	0.89	38	0.89	0.72	2.18	4.72	6.50	6.51	6.54	3.00	0.98	3.90	4.53	3.7	---	---	0.04	0.04	0.04	0.04	3.07	2.85	0.77	0.42	0.30	0.30	0.12	0.12	0.12	5.33	3.82	1.22	0.87	0.17	0.17	0.34	0.68	0.81	0.03
PRESION kg/cm2, man	10.9	10.4	10.05	9.87	9.50	1.23	6.00	7.00	38.10	38.10	34.4	34.0	33.5	33.0	32.4	32.1	32.1	32.1	31.6	30.9	40	40	37.05	37.05	36.60	34.50	15.6	14.8	14.5	14.1	14.1	14.8	14.1	8.50	7.20	15.28	14.03	14.58	6.30	14.23	7.59	7.9	6.59	6.49	5.04

BALANCE DE MATERIA, KG MOL/H				
CASO ALTERNO (DISEÑO SALINA CRUZ)				
INICIO DE CORRIDA				
CORRIENTE No.	101	194	217	243
H2	---	50.01	36.73	---
C1	---	2.15	3.13	---
C2	---	2.21	2.72	---
C3	---	1.74	7.21	TRACE
IC4	---	0.52	9.11	0.40
NC4	---	0.38	1.85	0.32
IC5	97.48	0.47	2.43	238.61
NC5	205.25	0.47	0.15	70.59
CP	20.82	---	TRACE	14.57
22D MB	2.19	---	0.01	135.32
23D MB	13.58	---	TRACE	38.46
2 MP	105.08	---	TRACE	117.18
JMP	69.29	---	TRACE	56.79
NC6	220.89	---	TRACE	43.80
22D MP	---	---	---	4.11
TOTAL	734.57	56.16	63.44	723.13
Kg/h	59719	410	1348	57780
REL. MOL MASA	79.9	7.905	21.3	79.9
m3 STD/H	90.15	---	---	89.28
DENS. ABS Kg/m3	650	---	---	646
NMRL m3/H	---	1304	1420	---

BALANCE DE MATERIA, KGMOL/H				
CASO ALTERNO (DISEÑO SALINA CRUZ)				
FINAL DE CORRIDA				
CORRIENTE No.	101	194	217	243
H2	---	50.01	36.73	---
C1	---	2.15	3.13	---
C2	---	2.21	2.72	---
C3	---	1.74	7.21	TRACE
IC4	---	0.52	9.07	0.44
NC4	---	0.58	1.83	0.34
IC5	97.48	0.47	2.43	233.94
NC5	205.25	0.47	0.15	75.21
CP	20.82	---	TRACE	14.57
22D MB	2.19	---	0.01	119.54
23D MB	13.58	---	TRACE	39.48
2 MP	105.08	---	TRACE	124.78
JMP	69.29	---	TRACE	54.71
NC6	220.89	---	TRACE	46.18
22D MP	---	---	---	4.11
TOTAL	734.57	58.16	63.30	723.17
Kg/h	59719	410	1348	57783
REL. MOL MASA	79.9	7.05	21.3	79.9
m3 STD/H	90.15	---	---	89.28
DENS. ABS Kg/m3	650	---	---	648
NMRL m3/H	---	1304	1418	---



BIBLIOGRAFÍA

**BIBLIOGRAFÍA**

1. **Memoria del simposio regional sobre preparativos para emergencias y desastres químicos: Un reto para el siglo XXI.** Método de evaluación de riesgos en accidentes químicos Por: Jesús Zagal, México DF., Diciembre 1996.
2. **Estrategia y Experiencias de la Implantación del Sistema Integral para la Administración de la Seguridad Industrial.** Augusto E. Vera. XXXVIII Convención Nacional, Oaxaca 98. Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, A. C. Gerente Corporativo. Dirección Corporativa de Sistemas de Seguridad Industrial. Petróleos Mexicanos.
3. **Análisis de riesgos en la Industria química.** Rogelio Rea Soto y Salvador Sandoval Valenzuela. Boletín IIE, mayo-junio del 2000.
4. **Procuraduría Federal de Protección al Ambiente.** Subprocuraduría de Auditoría Ambiental. Ing. Enrique S. Ortiz Espinosa. Abril de 2002. México.
<http://www.profepa.gob.mx/saa/audita27.htm>
5. **Excelencia y Creatividad Empresarial 1991-2002**
Consultores en Seguridad Industrial. **Seguridad TOTAL®.** Abril 2002. México.
<http://www.prodigyweb.net.mx/ahaaz/>
6. **Curso de Autoaprendizaje en Prevención, Preparación y Respuesta para desastres por Productos Químicos.** Dr. Diego González Machín. OPS/OMS. Programa de Preparativos para Casos de Desastres (PED), División de Salud y Ambiente (HEP) y el Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente (CEPIS/OPS). Abril 2002. Sao Paulo, Brasil.
7. **Petróleos Mexicanos- Informes.** Informe Seguridad, Salud y Medio Ambiente
Índice de accidentes 1994-1999. México. Abril, 2002.
http://www.pemex.com/seguridad_ind_p1.html
8. **Riesgo Industrial: Análisis, cálculos y representación de consecuencias.**
Francisco González Cubero. Luis Moneo Peco, J. A. Vilchez, Xavier Pérez-Alavedra
Consejería de Tecnología, Industria y Comercio, Región de Murcia. Dirección General de Industria, Energía y Minas. Asociación Española de Ingeniería de Proyectos. Marzo 2002. Zaragoza, España.
9. **Análisis de riesgo en la Planeación del Mantenimiento de Ductos en la Región Sur**
Ing. Hugo Pedro Chow Escobedo. Revista Ductos-Pemex No. 15 Año 2. Septiembre-Octubre 1999. México.
10. **Análisis de Riesgo Probabilístico - IMM3100 Gestión Ambiental.**
Análisis de Riesgo Ambiental - Eventos de Baja Probabilidad de Ocurrencia. Prof. Luis Cifuentes.
Pontificia Universidad Católica de Chile. Octubre, 2001. Chile.
11. **CCPS/AICHE. Guidelines for chemical process quantitative risk analysis; New York, 1989.**
Lees, Frank P. Loss prevention in the process industries. 2nd Ed.; Vol. 3. Butterworth Heinemann. London.1996.
12. **Evaluación de riesgos - Emergencias en español.** Foro de discusión. Julio, 1999. Venezuela.
<http://mx.groups.yahoo.com/group/emergencias/message/42>
13. **Toxicología Ambiental - Evaluación de Riesgos y Restauración Ambiental.** Carlos E. Peña, Dean E. Carter, Felix Ayala-Fierro.1996-2001, The University of Arizona. EUA. Junio 2001.
14. **Anexo "C". Metodologías de identificación de riesgos.**
REDMINERA.COM. Chile, 2001.
<http://www.redminera.com/Contenido/Codanexoc.htm>
15. **Modelos Atmosféricos para Simulación de Contaminación y riesgos en Industrias.** SCRI Manual de Referencia. Sistemas Heurísticos, S.A de C.V. Versión 3.1. Octubre de 2000.



- 16. Guía de Respuesta a Emergencias 2000- Una guía para los primeros respondedores a una Emergencia, durante la fase inicial de un incidente de materiales peligrosos.**
Canutec ERGO Versión 2.00
GUIA 128 LIQUIDOS INFLAMABLES (No Polar / No mezclables con Agua).
- 17. Descripción General de la Ciudad y Puerto de Salina Cruz, Oax.**
Hugo Alberto Santos Canseco. 2002. Oaxaca, México.
<http://www.salinacruz.com.mx>
- 18. Agentes perturbadores de Origen Químico - ATLAS ESTATAL DE RIESGOS.**
Dirección de Protección Civil del Estado de México. 2001. Edo. de México, México.
- 19. Análisis de Riesgos en el Diseño de Plantas de Proceso.**
Ing. Juan Manuel Alferez Estrada e Ing. Jorge Luis Aguilar González. Sección México Centro. México.
- 20. Simulador para el proceso de isomerización de Pentanos-Hexanos de la Refinería de Cadereyta, N.L.**
Javier Esteban Rodríguez Rodríguez, Rodolfo Aguilar Escalante, Claudia de la Paz y otros. Gerencia de Investigación y Desarrollo Tecnológico, Subdirección de Producción, Pemex Refinación. Instituto Mexicano del Petróleo. 1998.
- 21. Imagen de portadas tomada de: Refining --Light Naphtha Isomerization Processes.** 1999-UOP-LLC.
- 22. Manual de Operación de la Unidad de Isomerización de Pentanos y Hexanos en una Refinería en Salina Cruz, Oaxaca.**
- 23. Estudio comparativo de catalizadores de tipo alúmina en la isomerización de pentanos y hexanos.** Hernández Tapia, Gonzalo. HETA-ESIQIE. 1996. IPN. México.
- 24. Análisis de riesgos de la Sección de precalentamiento de carga al reactor y convertidor en la planta catalítica I de la Refinería Miguel Hidalgo.** 2000. Saavedra Contreras, Daniel. Facultad de Química, UNAM. México.
- 25. Análisis de Riesgos y Operabilidad en el circuito de compresión (unidad 500), de la planta hidrodesulfuradora de naftas I de la refinería Miguel Hidalgo en Tula Hidalgo.** 2001. Arce Franco, Mario Alberto. Facultad de Química, UNAM. México.
- 26. Lineamientos para la elaboración de trabajos de investigación y presentación de originales para su publicación.** Comité Editorial del Tribunal Federal Electoral. 1996. México.
- 27. Metodología de Evaluación de riesgos en plantas de proceso.** Cruz Estrada, María de Lourdes. CRES-ESIQIE. 1995. IPN. México.
- 28. Estudio de análisis de riesgos a plantas piloto hidrotadoras en el IMP.** Pastrana Arroyo, Gustavo. 1998. Instituto Tecnológico de Iguala. México.
- 29. ALOHA. User's Manual.** August 1999. EPA, Cameo. U.S.
- 30. Análisis y reducción de riesgos en la industria química.** Santamaría Ramiro, J.M. y Braña A. Fundación MAPFRE. 1994.



Bibliografía Glosario

Glosario de Petróleo y Gas.

Argentina, 2001.

<http://www.caletao.com.ar/eco/glosdefi.htm>

Glosario - Sistema Nacional de Protección Civil

Panamá, 2002.

<http://www.c-com.net.pa/~snpca/glosario.htm>

Materiales Peligrosos - Glosario e Hipervínculos de Interés.

Venezuela, 2002

<http://www.ciber-enlace.com/matpel/glosar.asp>

Instalación de Elementos de Seguridad: (Parte 2)

Enrique E. Rueda - Buenos Aires-Argentina

<http://www.pharmaportal.com.ar/areaseg10.htm>

Glosario de Términos de Lubricación y Análisis de Aceites

Mantenimiento Proactivo y Análisis de Aceite. México.

<http://www.noria.com.mx/dictionary.html>

Protocolos de Intervención

La Asociación Profesional de Técnicos de Bomberos al Servicio del Mundo de la Emergencia y la Protección Contra Incendios. España.

<http://www.emersis.org/apuntes/protocol.html>

Diccionario - Prevención de riesgos laborales.

España.2002.

<http://www.prevencion.com/diccionario/a.shtml>

Memoria del simposio regional sobre preparativos para emergencias y desastres químicos: Un reto para el siglo XXI Método de evaluación de riesgos en accidentes químicos.

Definiciones

Por: Jesús Zagal, México D.F., Diciembre 1996

Seguridad Intrínseca - Introducción a los principios de protección contra explosión

Tecnología de Equipos a prueba de explosión. 1999.

<http://www.texca.com/si.html>