

00521
143



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

“ANALISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINO EN UNA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS”

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
ALEJANDRO ROJAS ALMEYDA



MEXICO, D.F.

A smaller version of the national coat of arms of Mexico.

EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUIMICA

2003



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

PAGINACIÓN DISCONTINUA

JURADO ASIGNADO

Presidente	Prof. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Vocal	Prof. JAIME MEDINA OROPEZA
Secretario	Prof. MODESTO JAVIER CRUZ GOMEZ
1er. Suplente	Prof. HUMBERTO RANGEL DAVALOS
2o. Suplente	Prof. NESTOR NOE LOPEZ CASTILLO

Sitio donde se desarrolló el tema:

*Refinería "Francisco I. Madero"
Cd. Madero, Tamaulipas.*

Laboratorio E-212

Edificio E, Facultad de Química, UNAM

Asesor



Dr. M. Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico


Ing. Sonia Monroy Caudillo

Sustentante


Alejandro Rojas Almeyda

*A MIS PADRES CON ADMIRACIÓN Y RESPETO LUZ Y BETO, POR SUS
CONSEJOS Y APOYO INCONDICIONAL.*

*A MIS HERMANOS VIC, SIL, CHANO, BETO, MARY, PATY, LULÚ Y ROSY, POR
CREER EN MI.*

Agradezco a Dios por brindarme la oportunidad de ser alguien en la vida.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por mi formación y educación profesional.

Al Dr. Modesto Javier Cruz Gómez por su apoyo y oportunidad de realizar este trabajo.

A Sonia Monroy y a Daniel Saavedra por su asesoramiento y por la amistad que hemos compartido.

A mis compañeros del CEASPA por todos los conocimientos compartidos.

A los ingenieros de la planta HDS de Gasoleos por su colaboración en la realización del estudio.

Gracias también a todos aquellos que no mencioné y que de alguna forma contribuyeron en la realización de este trabajo.



CONTENIDO	CONTENIDO	
CONTENIDO		i
ÍNDICE DE TABLAS		iv
ÍNDICE DE FIGURAS		v
ÍNDICE DE DIAGRAMAS		vi
LISTA DE ABREVIATURAS		vii
<i>CAPÍTULO I INTRODUCCIÓN</i>		1
<i>Justificación</i>		2
<i>Objetivos</i>		4
<i>Etapas del estudio</i>		5
<i>CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO</i>		6
ANÁLISIS DE RIESGOS EN PEMEX		7
<i>Elemento 12 del SIASPA</i>		7
EVALUACIÓN Y ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS		9
<i>Objetivos, Ventajas y Limitaciones de la Evaluación de Riesgos</i>		12
<i>Administración de Riesgos</i>		14
<i>Aceptabilidad del Riesgo</i>		16
<i>Tendencias y Problemas de la Administración de Riesgos</i>		17
<i>Retos e Innovaciones</i>		18
<i>Midiendo e Interpretando Riesgos</i>		19
<i>Acercamiento Integral y Administración Estratégica</i>		21
EVALUACIONES DE RIESGO EN LA INDUSTRIA QUÍMICA		23
<i>Etapas del Análisis de Riesgos</i>		26
<i>Elementos de un Accidente de Proceso</i>		29
<i>Preparando una Evaluación de Riesgos</i>		31
IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS		32
<i>Análisis Histórico de Accidentes</i>		33
<i>Listas de Comparación</i>		33
<i>Matriz de Interacciones</i>		33
<i>Auditorías de Seguridad</i>		35



TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE RIESGOS	36
<i>Índices de Riesgos</i>	36
<i>Análisis Preliminar de Riesgos</i>	37
<i>Análisis "What- if"</i>	37
<i>Análisis "What- if" / Lista de Comprobación</i>	38
<i>Análisis de Modo de Fallas Efectos</i>	38
<i>Análisis de Árbol de Eventos</i>	39
<i>Análisis Causa Consecuencia</i>	39
<i>Análisis de Confiabilidad Humana</i>	40
<i>Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp)</i>	40
<i>Análisis de Árbol de Fallas</i>	41
ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS	44
<i>Incendios</i>	46
<i>Fugas de Gases</i>	47
<i>Explosiones</i>	48
<i>BLEVE</i>	49
<i>Explosiones Internas en Equipos</i>	49
CAPÍTULO III TRABAJO DE CAMPO	50
LA UNIDAD HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS	51
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	53
<i>Sección de Carga</i>	53
<i>Sección de Reacción</i>	54
<i>Sección de Fraccionamiento</i>	60
<i>Sección de Compresión de Hidrógeno de Reposición</i>	65
<i>Sección de Tratamiento y Regeneración de Amina</i>	67
ANÁLISIS HAZOP	74
<i>Metodología</i>	74
<i>Matriz de Riesgos</i>	77
<i>Hojas de registro HazOp</i>	81
<i>Plan de Trabajo Resultante del Análisis HazOp</i>	101
<i>Lista de Buenas Prácticas de Operación</i>	103
ÁRBOL DE FALLAS	104
<i>Metodología</i>	104
<i>Cálculo para Puertas en Árbol de Fallas</i>	106



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS	108
SIMULACIÓN	110
RESULTADOS PARA LOS EVENTOS HIPOTÉTICOS	112
ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE UN EFECTO DOMINÓ	123
<i>Metodología de Cálculo</i>	124
<i>Modelos Determinísticos</i>	126
ETAPAS DEL ESTUDIO DE EFECTO DOMINÓ	127
<i>Etapa A. Identificación de los eventos iniciadores</i>	127
<i>Etapa B. Árboles de fallas de los eventos iniciadores</i>	128
<i>Etapa C. Análisis de consecuencias del evento iniciador</i>	128
<i>Etapa D. Análisis de consecuencias del evento iniciador</i>	128
CAPÍTULO IV CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	137
CONCLUSIONES DEL ÁRBOL DE FALLAS	138
CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE UN EFECTO DOMINÓ	140
BIBLIOGRAFÍA	143
ANEXOS	
ANEXO I	144

**ÍNDICE DE TABLAS**

Tabla 2.1	Resumen y comparación de las áreas principales de evaluación de riesgos	11
Tabla 2.2	Ejemplo de las dimensiones del riesgo.....	22
Tabla 2.3	Accidentes mayores, causas y consecuencias.....	25
Tabla 2.4	Elementos de los accidentes de proceso.....	30
Tabla 2.5	Resultados de una identificación de riesgos	36
Tabla 2.6	Símbolos lógicos o de eventos usados en un Árbol de Fallas	42
Tabla 3.1	Palabras guía para el análisis HazOp y su significado	76
Tabla 3.2	Parámetros de Proceso comunes en un análisis HazOp	76
Tabla 3.3	Terminología para el análisis HazOp	77
Tabla 3.4	Matriz de riesgos	77
Tabla 3.5	Tabla de Frecuencias	78
Tabla 3.6	Tabla de Gravedades	78
Tabla 3.7	Matriz de clases de riesgos	79
Tabla 3.8	Clases de riesgos	79
Tabla 3.9	Plan de Trabajo	101
Tabla 3.10	Lista de Buenas Prácticas de Operación.....	103
Tabla 3.11	Probabilidades y sus equivalencias	105
Tabla 3.12	Probabilidades obtenidas de los Árboles de Fallas	107
Tabla 3.13	Niveles de radiación	111
Tabla 3.14	Niveles de Sobrepresión	111
Tabla 3.15	Radios de afectación por BLEVE/FIREBALL en D-06 (caso 1)	112
Tabla 3.16	Radios de afectación por Explosión en D-06 (caso 1)	112
Tabla 3.17	Radios de afectación por Explosión en D-14 (caso 2)	115
Tabla 3.18	Radios de afectación por Jet Fire en C-01 (caso 3).....	117
Tabla 3.19	Radios de afectación por Explosión en C-01 (caso 3).....	117
Tabla 3.20	Radios de afectación por BLEVE en D-02 (caso 4).....	120
Tabla 3.21	Radios de afectación por Explosión en D-02 (caso 4)	120
Tabla 3.22	Lista de Diagramas de Análisis de Consecuencias	122
Tabla 3.23	Resultados del PHAST. Eventos primarios	122
Tabla 3.24	Probabilidades de los Árboles de Fallas de los eventos primarios	128
Tabla 3.25	Radios de afectación por BLEVE en H-02 (caso 1).....	129
Tabla 3.26	Radios de afectación por Explosión en H-02 (caso 1)	129
Tabla 3.27	Radios de afectación por Jet Fire en C-02A (caso 2).....	132
Tabla 3.28	Radios de afectación por Explosión en C-02A (caso 2).....	132
Tabla 3.29	Radios de afectación por Jet Fire en V-101 (caso 3).....	134
Tabla 3.30	Radios de afectación por Explosión en V-101 (caso 3)	134
Tabla 3.31	Resultados del PHAST. Eventos secundarios.....	136



ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1	Modelos Generalizados de la evaluación y administración de riesgos: (a) Modelo norteamericano, (b) Modelo Canadiense	15
Figura 2.2	Marco de Trabajo Integral (Kolluru, 1996)	21
Figura 2.3	Aspectos de la comprensión del riesgo (CCPS, 1992)	26
Figura 2.4	Modelo de análisis de peligros y administración de riesgos, adaptado de "Chemical Process Quantitative Risk Analysis, CCPS, 1989"	28
Figura 2.5	Matriz de Interacciones Típicas (CCPS, 1992)	34
Figura 2.6	Triángulo del Fuego	45
Figura 3.1	Diagramas del flujo del Método HazOp (CCPS, 1992)	75
Figura 3.2	Efectos del análisis de los cuatro principales escenarios	122
Figura 3.3	Efectos físicos observados en un Efecto Dominó	125
Figura 3.4	Efectos de explosión de los tres principales eventos secundarios	136

**ÍNDICE DE DIAGRAMAS**

Diag. 3.1	Diagrama de Flujo de Proceso de la Unidad HDS de Gasoleos	70
Diag. 3.2	Diagrama de Flujo de Proceso de la Unidad HDS de Gasoleos	71
Diag. 3.3	Diagrama de Flujo de Proceso de la Unidad HDS de Gasoleos	72
Diag. 3.4	Diagrama de Flujo de Proceso de la Unidad HDS de Gasoleos	73
Diag. 3.5	Explosión por sobrepresión en D-06	114
Diag. 3.6	Explosión por fuga en D-14	116
Diag. 3.7	Explosión con ignición retardada por ruptura en la línea de descarga del compresor C-01	119
Diag. 3.8	Explosión por sobrepresión en D-02	121
Diag. 3.9	Explosión por ruptura en cualquiera de los serpentines del calentador H-02	131
Diag. 3.10	Explosión en la línea de descarga del compresor C-02A	133
Diag. 3.11	Explosión por fuga de LPG en V-101	135
Diag. 3.12	Árbol de Fallas I. Ruptura en D-06	Anexo I
Diag. 3.13	Árbol de Fallas II. Ruptura en D-14	Anexo I
Diag. 3.14	Árbol de Fallas III. Ruptura en la línea de descarga del compresor C-01A/B	Anexo I
Diag. 3.15	Árbol de Fallas IV. Ruptura en D-02	Anexo I
Diag. 3.16	Diagrama de la Refinería Francisco I. Madero	Anexo I



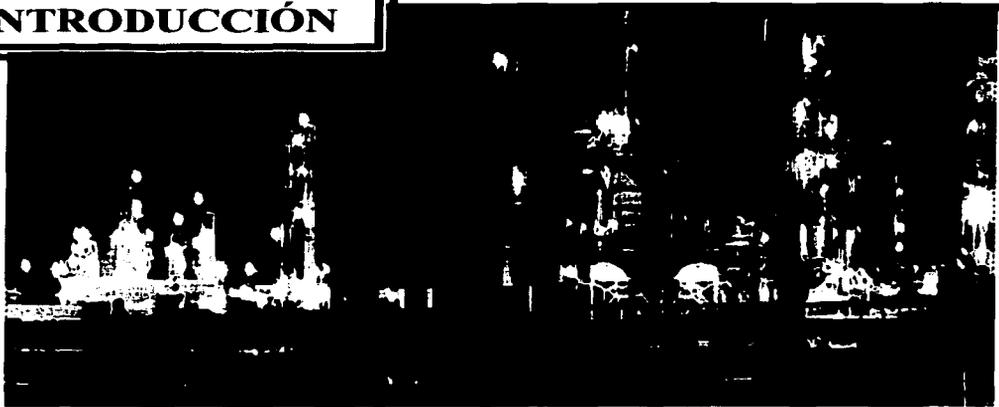
LISTA DE ABREVIATURAS

AAF	Análisis de Árbol de Fallas.
AP	Alta Presión.
API	Instituto Americano del Petróleo (American Petroleum Institute).
BP	Baja Presión.
BSPD	Barriles Standard Por Día.
BLEVE	Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion).
CCPS	Centro para la Seguridad de los Procesos Químicos (Center for Chemical Process Safety).
DCF	Desintegración Catalítica Fluidizada.
DSC	Sistema de Control Distribuido (Distributed Control System).
DEA	Dietanolamina.
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso.
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
EMI	Emisión Mínima de Ignición.
FCC	Planta de Craqueo Catalítico en Lecho Fluido.
Gas LP	Gas Licuado del Petróleo.
GOL	Gasoleo Ligero.
GOP	Gasoleo de Vacío.
GOPC	Mezcla de diesel de la unidad primaria y gasóleo pesado de coquización.
HazOp	Análisis de Riesgos y Operabilidad (Hazard and Operability Analysis).
HC	Planta de Hidrocraqueo.



HDS	Planta Hidrodesulfuradora.
ISO	Organización Internacional de Normalización (International Standardization Organization).
LIF	Límite Inferior de Inflamabilidad.
LSF	Límite Superior de Inflamabilidad.
LOI	Límite de Operación Inferior.
LOS	Límite de Operación Superior.
LSI	Límite Seguro Inferior.
LSS	Límite Seguro Superior.
MP	Media Presión.
MON	Número de Octano por Método del Motor (Motor Octane Number).
NRC	Consejo Nacional de Investigación de los Estados Unidos de Norteamérica (National Research Council).
PEMEX	Petróleos Mexicanos.
PON	Número Comercial de Octano (Posted Octane Number).
PSA	Unidad de Purificación o Unidad Endulzadora de Hidrógeno, Absorción por Cambio de Presión (Pressure Swing Absortion)
RON	Número de Octano por Método de Investigación (Research Octane Number).
RR	Planta Reformadora de Naftas.
SIASPA	Sistema Integral de Administración de la Seguridad y de protección Ambiental de Petróleos Mexicanos.
UVCE	Explosión de Nube de Vapor No Confinada (Unconfined Vapor Cloud Explosion).

**CAPÍTULO I
INTRODUCCIÓN**



**TESIS CON
FALTA DE ORIGEN**



JUSTIFICACIÓN

El riesgo y el peligro aparecen al mismo tiempo que aparece en el hombre la conciencia. El hombre decide exponerse al peligro con el propósito de conseguir un beneficio. No es necesario mirar más allá de nuestra vida diaria para percatarnos de esto. Sin embargo, ¿qué sucede cuando se expone a otras personas a un peligro, con el fin de obtener un bien, con el que ellas no van a ser beneficiadas?

Es necesaria, entonces, la regulación de ciertas actividades por el hombre mismo. La industria ha generado un aumento en el nivel de vida del hombre, con sus respectivos costos, reflejados en la salud y en la pérdida irreparable de recursos naturales. Ahora resulta impensable la eliminación de la industria, con lo que se incrementa el riesgo de que se suscite un accidente de manera significativa por el aumento de la producción, almacenamiento y utilización de sustancias peligrosas.

Afortunadamente, es posible disminuir y controlar los riesgos que son inherentes a la industria. Para esto, es necesaria la aplicación de ciertos métodos o técnicas para lograr la identificación de los peligros de una actividad, y así diseñar métodos o buscar condiciones en las que estos peligros sean minimizados o eliminados.

El potencial de accidentes industriales mayores ha puesto de manifiesto la necesidad de contar con un enfoque sistemático y claramente definido para la realización de análisis que ayuden a identificar los riesgos, a fin de proteger a los trabajadores, la población y el medio ambiente. De este análisis de riesgos se debe elaborar un conjunto de recomendaciones prácticas.

El conjunto de estas recomendaciones prácticas están destinadas para uso de quienes son responsables de la prevención de los accidentes, siendo elaboradas con el propósito de suministrar orientación a quienes puedan estar comprendidos en el marco de disposiciones relativas al control de accidentes; es decir, inspectores de seguridad, administrativos, personal encargado de las contingencias de emergencia y en general todo el personal debe contribuir en dicho control.

Las circunstancias locales y la disponibilidad de recursos financieros y técnicos determinarán la rapidez y el alcance de su aplicación.

La industria petrolera ha generado una cantidad incalculable de bienes sociales, y se podría decir que, junto con la energía eléctrica, mueven al mundo.



En este trabajo se presenta un análisis de riesgos y consecuencias de un efecto dominó aplicado a una planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos.

El análisis cubre en su totalidad a la planta, pues se estudian todos los circuitos que la integran:

Circuito 1. Circuito de carga de gasoleos y de hidrógeno de recirculación.

Circuito 2. Circuito de reacción.

Circuito 3. Circuito de fraccionamiento.

Circuito 4. Circuito de tratamiento y regeneración de amina.

Circuito 5. Circuito de hidrógeno de reposición.

El análisis se compone de tres etapas:

1. Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp), con el que se identifican los peligros y se clasifican los riesgos mediante una técnica sistematizada, proponiéndose recomendaciones para mitigar las consecuencias de una exposición al riesgo o evitar la exposición.

2. Análisis de Árbol de Fallas, este análisis da un resultado cualitativo, en el que se identifican los eventos individuales o conjuntos de estos que desencadenan un evento culminante, así mismo, proporciona un resultado cuantitativo, en el que se obtiene una probabilidad de que este evento suceda.

3. Análisis de Consecuencias de un Efecto Dominó, este tipo de análisis simula los resultados de un evento no deseado, con el cual se puede determinar la concatenación de efectos que multiplican las consecuencias de un evento primario, debido a los fenómenos peligrosos que este provoca (radiación térmica, sobrepresión, proyectiles,...) pudiendo causar eventos secundarios y de orden superior en la misma planta o de otras próximas.

Este tipo de análisis sensibiliza a las personas que laboran en las plantas sobre la necesidad de trabajar empleando prácticas de seguridad. Además son muy útiles en la elaboración de planes de emergencia.



OBJETIVOS

- ❖ Identificar mediante la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp) las áreas de oportunidad de que ocurra algún incidente y jerarquizarlas para incrementar la seguridad de la planta en estudio.
- ❖ Proponer recomendaciones para disminuir la probabilidad de ocurrencia de un escenario potencialmente peligroso y/o mitigar las consecuencias del evento en caso de que suceda.
- ❖ Elaborar un plan de trabajo para la planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos en el que se establezcan las acciones a realizar con el propósito de mejorar la operabilidad de la planta e incrementar su seguridad minimizando los riesgos.
- ❖ Realizar un análisis cuantitativo y cualitativo de un evento no deseado mediante la técnica de Árbol de Fallas.
- ❖ Realizar un análisis de consecuencias de un efecto dominó.
- ❖ Sugerir actividades para evitar que sucedan eventos no deseados.



ETAPAS DEL ESTUDIO

1. Recopilación de información.

En esta etapa se recopilan los manuales de operación de las plantas, diagramas de flujo de proceso (DFP's), diagramas de tubería e instrumentación (DTI's) y planos de localización general de equipos (Plot Plans).

2. Realización del Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp.

En esta parte del proyecto se forma un grupo técnico multidisciplinario compuesto por personal de la planta y personal de la UNAM, con el cual se fija un calendario para las sesiones en las que se aplicará la técnica HazOp. El grupo apoyado tanto en los manuales de operación como en diagramas de la planta, divide el proceso en circuitos y estos a su vez en nodos. Esta etapa se finaliza con el estudio de toda la planta y la elección de los escenarios potenciales de riesgo resultantes para realizar el estudio de Análisis de Árbol de Fallas y el Análisis de Consecuencias de un Efecto Dominó.

3. Elaboración de un Plan de Trabajo y Buenas Prácticas de Operación.

A partir de las hojas de datos generadas en las sesiones de HazOP, se elabora una lista de recomendaciones jerarquizadas de acuerdo a la gravedad y probabilidad del escenario supuesto, sugiriendo también que se continúe con las buenas prácticas de operación.

4. Análisis de Árbol de Fallas.

Elaboración de árboles de fallas para algunos escenarios hipotéticos de mayor probabilidad de que se de un evento no deseado por las condiciones en las que operan los equipos.

- Ruptura catastrófica en D-02.
- Ruptura catastrófica en D-06.
- Ruptura catastrófica en D-14.
- Ruptura catastrófica en la línea de descarga de C-01.

5. Análisis de Consecuencias de un Efecto Dominó.

Cálculo y análisis de las consecuencias para el escenario hipotético.

- Fuga de hidrógeno en la línea de descarga del compresor C-01.
- Fuga de vapores en D-02.
- Explosión del tanque D-06 por sobrepresión.
- Explosión del tanque D-14 por sobrepresión.

**CAPÍTULO II
MARCO TEÓRICO**



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



ANÁLISIS DE RIESGOS EN PEMEX ⁽²⁰⁾

El Manual de SIASPA constituye la herramienta de implantación de SIASPA en Petróleos Mexicanos.

El análisis de los incidentes y accidentes ocurridos en PEMEX muestran una amplia gama de causas raíz, todas ellas que originan problemas de seguridad e impacto ambiental. De ahí que se hace necesario atacar todas ellas de una manera integral a través de un sistema de administración. La experiencia de muchas empresas líderes alrededor del mundo demuestra que la implantación exitosa de sistemas de administración de la seguridad y la protección ambiental, es fundamental en la mejora del desempeño en ambos aspectos.

El Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental (SIASPA) de Petróleos Mexicanos (PEMEX); está compuesto de 18 elementos bien diferenciados, interrelacionados e interdependientes, que está comprobado afectan la seguridad y la protección ambiental; cada elemento establece una serie de requisitos congruentes con la normatividad vigente y con las mejores prácticas demostradas en la industria.

Cada elemento de SIASPA tiene una razón de ser, un objetivo y un alcance específicos que se complementa con el resto de los elementos que conforman el sistema en la que reside su fortaleza, debido a que el efecto de los 18 elementos trabajando de manera organizada y armoniosa, es mucho mayor que el efecto de los mismos 18 elementos trabajando por separado o de manera desorganizada.

ELEMENTO 12 (ANÁLISIS DE RIESGOS)

Consiste en la identificación, análisis y evaluación sistemática de los riesgos asociados a los factores externos e internos, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, el público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (materiales, equipo y maquinaria).

Su aplicación se efectúa durante el diseño, en la operación y en cualquier modificación o adición que se realice. Consta de cuatro partes esenciales: la identificación de las fallas potenciales, la cuantificación de su probabilidad de ocurrencia en un lapso de tiempo determinado ("frecuencia"), el análisis de sus consecuencias y, por último, la estimación del riesgo como producto de la frecuencia por las consecuencias. En todos los casos conviene llevarlo a cabo seleccionando la metodología más adecuada, ya sea cualitativa y/o cuantitativa.



Este elemento establece la necesidad para cada instalación de:

Identificar, analizar y evaluar todos los riesgos asociados a factores externos (fenómenos naturales, sociales, etc.) e internos (fallas en los sistemas de control, fallas en los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración, etc.), mediante metodologías adecuadas para cada caso y la formación de grupos multidisciplinarios capacitados.

Definir estrategias de prevención y control para la reducción de riesgos (reducción de probabilidad de ocurrencia de accidentes y/o minimización de sus consecuencias), el establecimiento y/o adecuación de planes de emergencia y el cumplimiento de la normatividad aplicable.

Establecer mecanismos para el seguimiento del cumplimiento de las estrategias de prevención y control de riesgos.

Para asegurar que los sistemas y planes de respuesta a emergencias de las instalaciones sean los más efectivos y eficientes en cualquier momento de su vida útil, se requiere la identificación, análisis y evaluación periódica y permanente de los riesgos internos y externos asociados a éstas, por lo que tales análisis se realizarán en las fases de diseño, construcción, instalación, puesta en servicio, operación y mantenimiento, siempre que se sospechen modificaciones en los riesgos postulados.

Como las piezas de un rompecabezas, entre los elementos de SIASPA existen interdependencias e interrelaciones. Tales interdependencias e interrelación son precisamente la clave de su éxito.

Las relaciones clave las tiene con PLANES Y RESPUESTA A EMERGENCIAS en lo relativo a que los riesgos clave deben ser considerados en los planes de respuesta a emergencias; se relaciona con SALUD OCUPACIONAL en lo relativo a que través de este elemento se detectan los riesgos por exposición del personal a los procesos y viceversa; se relaciona con CONTROL DE CONTRATISTAS en lo relativo a que éstos deben estar conscientes de los riesgos que corren y que hacen correr a la instalación; se relaciona con NORMATIVIDAD en lo relativo a que deben existir normas y procedimientos para enfrentar de manera efectiva todos los riesgos postulados existentes.



EVALUACIÓN Y ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS

El creciente interés en la evaluación de riesgos no se debe a que elimine incertidumbres o riesgos, sino a que provee un marco de trabajo sistemático, basado en principios científicos, para comprender y manejar diversos riesgos.

Como la evaluación y administración de riesgos siempre conlleva una toma de decisiones, es indispensable la comprensión de la naturaleza del riesgo y de qué tan aceptable sea éste. Todo esto involucra comparaciones entre diferentes métodos y tecnologías, diversos riesgos en materias de salud, seguridad industrial o ambiental; dando como resultado decisiones originadas por las interacciones entre la ciencia, la economía y las políticas públicas.

El concepto de Administración de Riesgos, junto con su terminología y metodologías, ayuda a discutir sobre diferentes problemas en varios ámbitos con un lenguaje común; también permite que los diferentes problemas sean medidos y comparados en los mismos términos, ayudando a evaluar las diferentes opciones de reducción de riesgos; por tanto, este concepto puede ayudar a desarrollar políticas de seguridad en una forma consistente y sistemática.

Los costos resultantes de una mala jerarquización de riesgos son muy altos, es decir, si los recursos se emplean incorrectamente, la sociedad estará innecesariamente expuesta a riesgos altos. Los esfuerzos en la protección del hombre y del ambiente deben estar encauzados a las mayores oportunidades de reducción de riesgos.

La Evaluación de Riesgos puede ser definida como: "el proceso de estimar la probabilidad de ocurrencia de un evento y la magnitud probable de sus efectos adversos seguridad industrial, salud, ambientales o financieros- sobre un periodo de tiempo específico".

En la evaluación y administración de riesgos, cuando se considera una situación o escenario, generalmente se realizan este tipo de preguntas ¿Qué puede salir mal y por qué? ¿Cuáles son las consecuencias? ¿Qué podemos hacer al respecto? Los riesgos, por tanto, son en función de la naturaleza del peligro, las características de la población afectada, la probabilidad de ocurrencia y la magnitud de las consecuencias.

Los principales tipos de evaluación de riesgos y su enfoque son presentados a continuación:

- *Riesgos de Seguridad Industrial:* Tienen normalmente una probabilidad baja de exposición de alto nivel. Accidentes de graves consecuencias y efectos inmediatos agudos, donde el tiempo de respuesta es crítico y las relaciones causa-efecto son evidentes. Se concentran en la seguridad y en la prevención de pérdidas humanas y materiales, principalmente dentro de los límites del área de trabajo.



- **Riesgos de Salud:** Tienen regularmente una alta probabilidad de exposiciones de bajo nivel, con pocas consecuencias, cuyos efectos son retardados, o de tiempos latentes largos. Relaciones causa-efecto difícil de establecer. Se enfocan en la salud humana, principalmente fuera del área de trabajo.
- **Riesgos Ambientales:** Son de efectos muy sutiles con miles de interacciones entre poblaciones, comunidades y ecosistemas a niveles micro y macro, generando gran incertidumbre en las relaciones causa-efecto. Se orientan a los impactos ambientales que se pueden manifestar lejos de las fuentes en cuestión.
- **Bienestar Público / Riesgos de Buena Voluntad:** Es la percepción pública o de una comunidad sobre el desempeño de una organización y sus productos. Preocupaciones sobre el valor de las propiedades y limitaciones en el uso de recursos. El impacto negativo en la percepción pública tiene un efecto inmediato, no así los positivos que tienen acción retardada.
- **Riesgos Financieros:** Son los riesgos de pérdida de propiedades o utilidades a corto y largo plazo. Recuperación de seguros, recuperación de inversiones en salud, ambiente y seguridad. Se enfocan en la operabilidad y viabilidad financiera.

Es necesario indicar que, aunque los riesgos financieros estén agrupados en un solo apartado, todos los riesgos tienen efectos económicos contraproducentes.

Los tres mayores tipos de evaluación de riesgos tienen esencialmente la misma lógica, pero un énfasis diferente. Los análisis en materia de Seguridad Industrial tienden a ser más probabilísticos, incorporando la probabilidad de que un accidente suceda, a la gravedad de las consecuencias del mismo. Las evaluaciones en los ámbitos de Salud y Ambiente tienen un carácter determinístico.

Todas las evaluaciones comienzan con una identificación de peligros o la identificación del problema. Un **peligro es un agente químico, físico o biológico o un conjunto de condiciones que pueden causar daños, es decir, sólo existe riesgo (depende de la frecuencia y de la gravedad) cuando una población es expuesta a un peligro**. Después de que el o los peligros han sido definidos, el siguiente paso consiste en identificar las posibles poblaciones receptoras y lugares de exposición. Todo esto con el propósito de definir la relación que existe entre la magnitud de la exposición al peligro y la extensión de la respuesta de la población (relación dosis-respuesta). En la caracterización de riesgos, los resultados de la evaluación de la exposición y la información sobre la relación dosis-respuesta son integrados para obtener un estimado cuantitativo del riesgo. Este paso funciona como puente entre la evaluación y la administración de riesgos.

**Tabla 2.1** Resumen y comparación de las áreas principales de evaluación de riesgos.

Seguridad Industrial	Salud	Ecológicos /Ambientales
<i>Pasos Principales</i>		
Identificación de peligros.	Análisis de datos e identificación de peligros.	Planteamiento del problema.
Materiales, equipos, procedimientos y eventos iniciadores.	Cantidades y concentraciones de agentes químicos, físicos y biológicos en el medio en estudio.	Flora y Fauna residente amenazada; valoraciones iniciales acuáticas y terrestres.
Estimación de la probabilidad de las causas.	Evaluación de la exposición.	Evaluación de la exposición.
Probabilidad de que sucedan los eventos iniciantes y programas de un accidente.	Rutas y mecanismos, receptores potenciales incluyendo subgrupos, razón de exposición y tiempos.	Rutas, ecosistemas o poblaciones receptoras, exposiciones a concentraciones puntuales.
Análisis de consecuencias, naturaleza y magnitud de los efectos edversos.	Respuesta a dosis o evaluación de la toxicidad.	Evaluación de los efectos tóxicos, pruebas acuáticas, terrestres y microbiológicas.
Evaluación del riesgo, integración de las probabilidades y consecuencias.	Caracterización del riesgo, integración de la toxicidad y los datos de exposición, para obtener una expresión cuantitativa o cualitativa de los riesgos a la salud.	Caracterización del riesgo, Integración de la valoración en campo, toxicidad y datos de exposición.
<i>Resultados Típicos</i>		
Decesos, heridas, pérdidas económicas.	Riesgos individuales y poblaciones para desarrollar cáncer.	Impactos ambientales.
<i>Aplicaciones Típicas</i>		
Procesos químicos y petroquímicos, transporte de materiales peligrosos. Procesos de administración de seguridad de la OSHA.	Sitios de residuos peligrosos. Alimentos, medicinas y cosméticos.	Evaluación de los daños a recursos naturales, estudios de impacto ambiental, registro de pesticidas.



OBJETIVOS, VENTAJAS Y LIMITACIONES DE LA EVALUACIÓN DE RIESGOS

Los principales objetivos de la evaluación de riesgos son:

- Obtener una perspectiva más amplia de la naturaleza del riesgo, incrementando nuestro conocimiento sobre el espacio, el tiempo y las fuentes del riesgo.
- Identificar los riesgos más graves, buscando un marco de trabajo sistemático con una óptima distribución de recursos para evitarlos o controlarlos.

Los criterios de riesgos proveen un buen marco de referencia para jerarquizar los problemas, distribuir recursos y finalmente, reducir riesgos. Usando los resultados de un análisis, los recursos para prevenir, remediar o controlar pueden ser enfocados hacia riesgos sensibles a acciones. En términos financieros los recursos son impulsados; la evidencia empírica sugiere que un análisis de riesgos bien enfocado puede ahorrar desde un 5 a un 20 por ciento de los costos del proyecto, si se atacan directamente las fuentes más altas de riesgo y se reduce la incertidumbre asociada.

Las evaluaciones de riesgos se pueden realizar eficientemente desde las primeras etapas de diseño y construcción, durante el arranque, periódicamente durante la operación de la planta y hasta que el proceso es detenido y desmantelado. Usando este acercamiento en asociación con otros programas de seguridad se pueden revelar eficientemente las deficiencias en el diseño y operación antes de que una unidad sea construida u operada. Logrando el uso más efectivo de recursos designados para asegurar la vida productiva y la seguridad de una planta.

Los análisis de riesgos, también tienen algunas limitaciones, definitivamente la mayor es la gran escasez de expertos en el área, profesionales que tengan un buen entrenamiento y una perspectiva amplia para superar el acercamiento "de receta" y enfocar los problemas críticos. Otra gran limitación es la falta de consenso en el propósito, el acercamiento, o los resultados; muchas veces se cuenta con información inadecuada o se realizan suposiciones especulativas o míopes. El hecho de que un análisis de riesgos debe servir a clientes con intereses diversos, muchas veces con expectativas irreales, ocasiona falta de credibilidad. En este último esquema, el objetivo principal -la salud pública- en ocasiones es olvidado.

El Centro para la Seguridad de los Procesos Químicos (CCPS por sus siglas en inglés) del Instituto Americano de Ingenieros Químicos (AIChE) considera cinco limitaciones clásicas de las evaluaciones de riesgos que a continuación se detallan brevemente:

Integridad. Este problema afecta a las evaluaciones de riesgos en dos formas. La primera aparece en la etapa de identificación de riesgos, ya que un analista nunca puede estar seguro de que todas las situaciones peligrosas han sido identificadas. Segundo, para aquellos peligros que fueron identificados, nunca se puede garantizar que todas las posibles causas o efectos adversos de accidentes potenciales han sido considerados.



Responsabilidad. Probablemente la limitación menos advertida de las evaluaciones de riesgos es que los resultados, dada la naturaleza altamente subjetiva de las técnicas, son difíciles de duplicar por expertos independientes. Incluso con la variedad de métodos -predictivos o basados en la experiencia- disponibles para un estudio de riesgos, el desempeño de una buena evaluación de riesgos sigue dependiendo en gran medida del buen juicio del analista.

Inescrutabilidad. Los estudios de riesgos pueden generar cientos de páginas con tablas, minutas de juntas, modelos como el Árbol de Eventos y el Árbol de Fallas, así como información. Intentar asimilar los detalles de una evaluación, dependiendo del método seleccionado puede ser una tarea abrumadora.

Afortunadamente, no todos los estudios terminan en tanto papeleo. Un análisis efectivo de riesgos, puede producir un sumario de las mejoras potenciales o áreas que requieren de un estudio más profundo.

Importancia de la experiencia. Todas las técnicas esperan capitalizar, hasta cierto punto, la experiencia de la organización en procesos peligrosos. En casos en que la experiencia es limitada, no muy importante o inexistente, los analistas deberán emplear técnicas sistemáticas y más predictivas, como el HazOp o el Árbol de Fallas.

Dependencia en juicios subjetivos. La precisión numérica aparente de los análisis cuantitativos, puede enmascarar el juicio empleado para seleccionar los modelos de accidentes y grandes incertidumbres asociadas con los datos empleados para estimar los riesgos. De hecho, la calidad de un análisis de riesgos depende de haber desarrollado una exhaustiva identificación de riesgos. Finalmente, el usuario deberá confiar en el equipo y técnica seleccionada para llevar a cabo el estudio.

Las limitaciones discutidas no deberán ser motivo para rechazar el uso de las técnicas de evaluación de riesgos. Aprender de la experiencia puede ser bueno cuando las consecuencias de un accidente son pequeñas. Pero las consecuencias de accidentes potenciales no son siempre pequeñas y ganar una perspectiva empírica a través de la experiencia de un accidente de grandes consecuencias no es aceptable. Las técnicas de evaluación de riesgos pueden ayudar a los analistas a encontrar formas de reducir ambas, tanto causas como consecuencias de los accidentes. De esta forma, las técnicas de evaluación de riesgos pueden formar la base de un programa de administración de riesgos efectivo.

Las evaluaciones de riesgos tienen una infinidad de aplicaciones, como podrían ser: evaluar los beneficios contra los riesgos de una nueva medicina o un nuevo pesticida, evaluar los costos contra los beneficios de regulaciones nuevas o existentes, evaluar la localidad de una nueva planta, la seguridad de un proceso o los peligros de transportación, todo ello para ayudar a seleccionar sitios o rutas o mejorar el diseño.

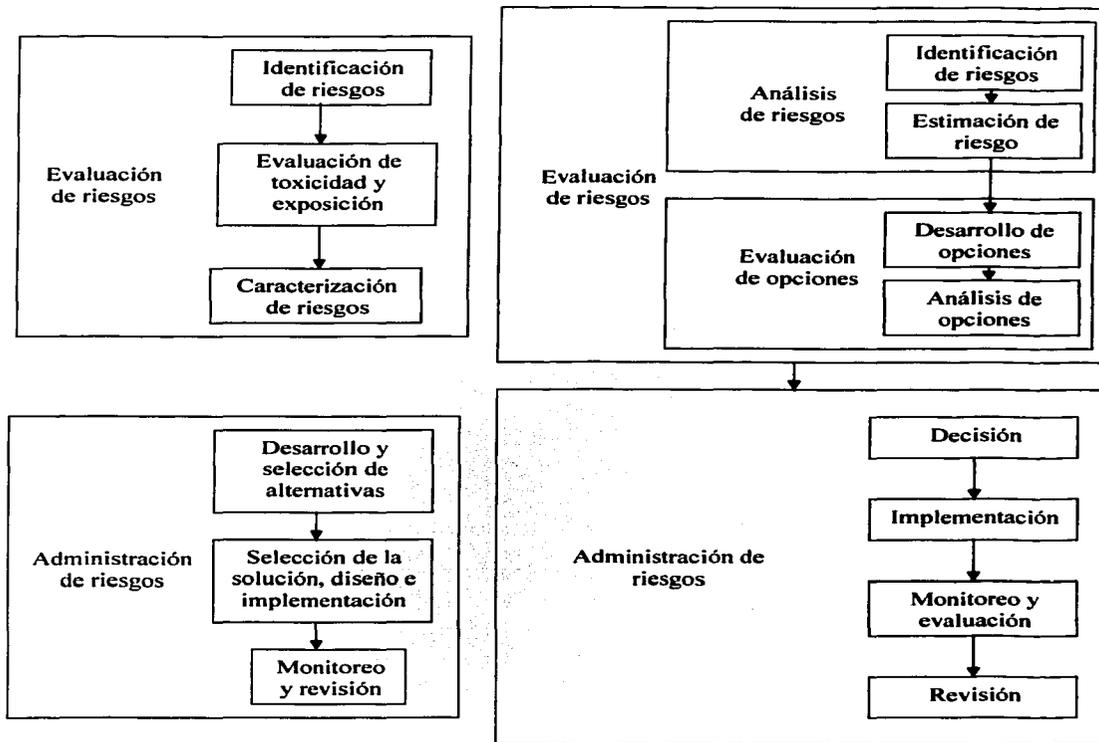


ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS

"La administración de riesgos es el proceso de evaluar y, si es necesario, controlar las fuentes de exposición y riesgos. Esto implica el ponderar diferentes atributos de una decisión y desarrollar diferentes alternativas. Los resultados de la evaluación de riesgos son sólo una entrada al proceso de administrar riesgos, otros criterios tales como los económicos, políticos y riesgos en competencia son también considerados. Aunque la evaluación de riesgos, está fundamentada en métodos matemáticos y científicos, la utilidad de sus resultados a la administración de riesgos dependerá de su correcta planeación, es decir, cómo fue conducida y la forma en la que fue estructurada".

Se recomienda que la evaluación se mantenga separada de la administración de riesgos, porque esta última considera no solo la información del riesgo, sino también factores políticos, sociales, técnicos y económicos para el desarrollo de diferentes opciones de evaluación de riesgos como respuesta a los peligros potenciales, pretendiendo evitar los prejuicios en la evaluación de riesgos por implicaciones económicas. Sin embargo, en la práctica, ambas deben interactuar para obtener evaluaciones a tiempo y en forma útil.

Existen diferentes modelos de interacción entre la evaluación y la administración de riesgos, a continuación se presentan dos. El primero es el modelo propuesto por el Consejo Nacional de Investigación de los Estados Unidos de América (NRC por sus siglas en inglés) y el segundo, un modelo canadiense para la evaluación de riesgos; en este último, el desarrollo de opciones remediables comienza antes en el proceso, y las etapas de evaluación y administración están mejor integradas, (ver fig. 2.1).



(a)

(b)

Figura 2.1 Modelos Generalizados de la evaluación y administración de Riesgos: (a) Modelo Norteamericano (b) Modelo Canadiense.



ACEPTABILIDAD DEL RIESGO ^(10,15)

Las evaluaciones de riesgo, incluyendo estimados probabilísticos, no responden a la pregunta "¿Seguro o inseguro?", le corresponde al administrador de riesgos basándose en muchos criterios, incluyendo razones riesgo-beneficio, juzgar cuál es un nivel seguro o aceptable.

De acuerdo al principio de *cero riesgos*, ningún riesgo puede ser tolerado no importa qué tan pequeño sea o cómo beneficie a la sociedad. En la práctica, no es posible vivir en un mundo sin riesgos. Siempre existe un riesgo de fondo originado por la naturaleza y muchas veces es preferible un riesgo pequeño si uno mayor puede ser evitado.

El principio de *minimis* implica que existen algunos niveles de riesgos que son triviales y por ende no son tomados en cuenta. Aunque este es un concepto muy atractivo, es muy difícil definir cuál es un nivel mínimo aceptable de riesgo para una sociedad entera. Generalmente un riesgo del orden de uno en un millón (1×10^{-6} o 0.000001) es aceptado por el público en general y también por gran parte del mundo industrial. Niveles de riesgos mayores, en el rango de (10^{-4}) pueden ser aceptables si sólo una porción de la población esta expuesta a éste, incluso riesgos aún mayores son aceptados de buena gana por los trabajadores, dado a los beneficios derivados del empleo. En conclusión, el qué tan aceptable sea una situación dada, dependerá del contexto y muchas veces tendrá que ser valorada particularmente.

Del otro lado del espectro se encuentran los riesgos *de manifestis*, o riesgos tan obvios que deben ser controlados sin importar los costos. Riesgos de más de uno en mil (10^{-3}) están en esta categoría y deben ser corregidos tan pronto como sea posible.

Existen algunos principios filosóficos o éticos, que pueden ser usados como base para la aceptación del riesgo, algunos son descritos a continuación:

- Es una buena práctica, para las actividades que involucran riesgos de accidentes mayores, que sus niveles de seguridad sean no peores que en países similares.
- El riesgo al que una persona está expuesta en la vida diaria no debe ser cambiado significativamente por la participación en alguna actividad industrial.
- El riesgo al que una persona está expuesta por fenómenos naturales no debe ser aumentado significativamente por actividades, como la producción industrial, que son creadas por otros sin su aceptación.
- En la planeación de una nueva planta, debe haber una investigación previa para seleccionar de entre procesos alternativos que provean los mismos productos, el de menor riesgo.
- Los recursos de los que son disponibles las medidas de seguridad deben ser empleados en donde se dará el mejor resultado.



TENDENCIAS Y PROBLEMAS DE LA ADMINISTRACIÓN DE RIESGOS

El empleo de evaluaciones de riesgos, como parte de la administración de riesgos, se está tomando más prominente. Las empresas deben responder a requerimientos legales como: rediseñar el perfil de riesgos de sus operaciones, administrar esfuerzos en la prevención de contaminantes, entre otros. Además de las organizaciones gubernamentales, otras fuerzas no tradicionales como: Instituciones Financieras, Asociaciones Industriales, La Organización Internacional de Normalización (ISO por sus siglas en inglés), así como las expectativas públicas, están influyendo en las políticas de seguridad industrial y salud.

Algunas empresas comienzan a evaluar el "perfil de riesgos" de sus operaciones, empleando *auditorías ambientales*, donde las operaciones de una planta son examinadas por el riesgo al que exponen a sus trabajadores, plantas vecinas y al medio ambiente. Este tipo de auditoría debe evaluar los materiales empleados, el procedimiento seguido, los productos producidos así como sus actividades en el desecho de residuos. Se ha encontrado que algunas veces, las partes de la operación que implican un mayor riesgo no son precisamente las que se encuentran más reguladas. El uso de estas *auditorías ambientales* en combinación con el análisis de riesgos, puede ayudar a las empresas a aumentar la seguridad de sus trabajadores y mejorar las relaciones con la comunidad.

El concepto de "atacar primero el riesgo mayor" parece bastante lógico, siempre y cuando se hayan jerarquizado primero los riesgos que amenazan a la salud humana y al ambiente. Sin embargo, la decisión de "primero lo peor" frecuentemente lleva a un problema fundamental: los mayores riesgos no son necesariamente aquéllos que pueden fácilmente reducirse; esto puede tener dos causas: factores sociales o restricciones naturales. Por esta razón, algunos especialistas sugieren que en lugar de priorizar los riesgos más graves, se resuelvan primero los que tienen mayores oportunidades de reducción.

Los conceptos de análisis de costo-beneficio y eficiencia económica están ganando fuerza como elementos importantes de la administración de riesgos. Algunos especialistas consideran que resolviendo los riesgos que tienen la razón costo-beneficio más baja se puede lograr el mayor progreso en reducción de riesgos con la menor cantidad de recursos.

Se sugiere que los riesgos se clasifiquen en dos grandes grupos: (1) los peores y mayores riesgos basados en rangos multidimensionales (humano y ambiental) y (2) riesgos que ofrecen las mejores oportunidades de reducción (es decir aquéllos que tengan las mejores razones costo-beneficio). Los primeros riesgos de ambos grupos serán seguramente los que deben recibir mayor prioridad para la asignación de presupuesto.



RETOS E INNOVACIONES

Algunos profesionales de la administración de riesgos critican que hay demasiada especulación y muy poca ciencia en las evaluaciones de riesgos. Probablemente, es más justo decir que muchas de las decisiones desprendidas de un análisis de riesgos están basadas en lo que no se sabe en lugar de estarlo en lo que sí se sabe. Por ejemplo: para compensar las grandes brechas en la información, los análisis de riesgos usan muchos factores de incertidumbre que terminan por dar solo un acercamiento a los resultados reales pudiéndose distorsionar el proceso de toma de decisiones. Se recomienda, por tanto, que los esfuerzos se encaminen hacia el desarrollo y validación de mejores métodos y modelos, así como a la realización de investigación básica.

En el ámbito de la seguridad industrial, es necesario aumentar las bases de datos sobre la confiabilidad de equipos, registros de accidentes y fallas, así como de errores humanos. En compensación, la estructura de toma de decisiones debe tener bastante retroalimentación.

Los análisis de riesgos son un campo creciente y en desarrollo, que se ha logrado gracias a la interacción de profesionales de muchas disciplinas, como toxicología, bioquímica, salud pública, economía, estadística, etcétera; irónicamente esto mismo ha generado la falta de análisis de riesgos de buena calidad, ya que hay una gran ausencia de profesionales entrenados en tantas disciplinas que participen en conjunto en la realización de los análisis de riesgos.

Algunos programas de licenciatura tocan el tema de análisis de riesgos, pero la mayor instrucción al respecto está considerada hasta los programas de postgrado. Incluso en estos programas el enfoque dado al análisis de riesgos es el de herramienta, en lugar de ser considerado como una disciplina bastante amplia. Mientras los análisis de riesgos sigan adquiriendo mayor importancia en la toma de decisiones a niveles gubernamental, corporativo y privado, más y mejores analistas de riesgos deberán ser preparados.

Parte de la dificultad de incluir los análisis de riesgos en los programas ofrecidos por las diferentes universidades, se origina en el hecho de que la mayoría de los ingenieros químicos que forman parte de la plantilla de maestros no tuvieron la oportunidad de estudiar análisis de riesgos en su etapa estudiantil. Además de que los centros de investigación en este campo son todavía muy pocos, los análisis son trabajados con probabilidades en lugar de situaciones bien definidas y tienen una naturaleza interdisciplinaria, frecuentemente incluyendo elementos de naturalezas muy diferentes, desde Biología hasta cuestiones legales.



MIDIENDO E INTERPRETANDO RIESGOS

La imprecisión algunas veces conduce a regulaciones diseñadas para proteger a la población de condiciones extremadamente improbables (el peor escenario con probabilidades muy bajas de suceder). Esto puede resultar en una asignación desproporcionada de recursos, un decremento en la innovación técnica y costos excesivos; de la misma forma es posible que situaciones que deberían ser legisladas, estén siendo ignoradas.

Los análisis de riesgos son una disciplina que combina el proceso ingenieril de evaluación de procesos con modelos de simulación para evaluar las consecuencias y técnicas matemáticas que permiten la estimación de la frecuencia probable del accidente. Estos resultados del análisis de riesgos son usados en la toma de decisiones (administración de riesgos) permitiendo la comparación de los niveles estimados de riesgos con aquellos que fueron establecidos como objetivos en una actividad particular y ayudan a establecer prioridades para las estrategias de reducción de riesgos.

Los administradores de riesgos antes de tomar una decisión final primero clasifican al riesgo cualitativamente como alto, mediano o bajo; segundo, lo comparan con riesgos similares de otras áreas que han sido reguladas previamente. Si éste es más alto, toman decisiones para reducirlo; si es similar, entonces lo tratan como si estuviesen tratando un riesgo parecido y finalmente, si es menor lo toleran.

El hecho de usar evaluaciones de riesgos como base de la administración de riesgos, es complicado aun más por muchos factores. Las evaluaciones de riesgos son difíciles de entender y las percepciones del riesgo no concuerdan con la evaluación de éstos, de suerte que riesgos que han sido evaluados como tolerables son percibidos como graves por la población. De la misma forma, existen muchos puntos de vista en la evaluación y la percepción del riesgo, por lo que no hay consenso en la gravedad de éste. Todo esto aunado al hecho de la introducción de incertidumbres en la evaluación del riesgo y de las consecuencias.

Para administrar los riesgos apropiadamente, la toma de decisiones debe estar basada no solo en la evaluación, sino también debe considerar la forma en la que la gente percibe el riesgo. Hasta hace poco, en la toma de decisiones únicamente se consideraba la evaluación y la percepción pública del riesgo era irrelevante.

La comparación de la evaluación de riesgos contra la percepción de éste, aparenta que existe un riesgo "real" y que hay una percepción del mismo, la cual puede ser exacta o inexacta. Sin embargo, esta visión además de ser simplista es defectuosa. No hay nada exacto y preciso en un riesgo "real". Existen peligros reales, por supuesto, pero las evaluaciones de riesgos, indicando cómo pueden ocurrir y el daño asociado a estas ocurrencias, pueden ser tan inexactas como las percepciones del riesgo.



El modelo tradicional de administración de riesgos cuenta con políticas de riesgo guiadas por la ciencia, que dan forma a la percepción del riesgo. El nuevo modelo, sin embargo, contempla a la ciencia y a los valores públicos como guías de las políticas, considerándolas parte objetivas y parte subjetivas, ambas con un grado de incertidumbre.

En conclusión, existen demasiados factores que afectan la evaluación de un riesgo, pero se puede afirmar con seguridad que una persona puede estar preparada para aceptar un riesgo, si lo ha reconocido, y ha decidido exponerse a sí misma a éste. Un riesgo similar, en el que la persona no tiene la opción de evitarlo, será menos aceptable. De la misma forma, una persona aceptará más fácilmente un riesgo, si el resultado de la actividad producirá beneficios para ella.

En algunos casos, el riesgo se aceptará si la actividad genera empleos valiables. Muchas veces cuestiones de finanzas nacionales o pagos influirán también.



ACERCAMIENTO INTEGRAL Y ADMINISTRACIÓN ESTRATÉGICA

El marco de trabajo general para definir metas, identificar oportunidades de reducción o eliminación o distribuir recursos se presenta en la siguiente figura.

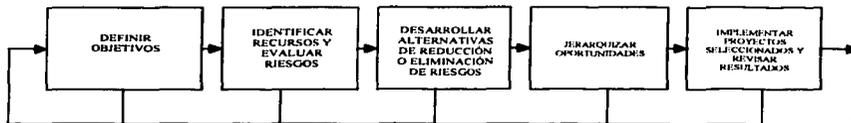


Figura 2.2. Marco de trabajo Integral (Kolluru, 1996)

Como se puede apreciar en la figura 2.2 existen cinco grandes pasos, que a continuación se detallan:

1. Definir los objetivos de la empresa y las metas de Seguridad Industrial y Humana

Este paso provee la conexión con la administración estratégica y debe ser dirigido por los responsables de la toma de decisiones en materia de salud, ambiental y humana. Los objetivos en reducción de riesgos se pueden desprender de los objetivos generales de la empresa, metas operacionales y criterios de aceptabilidad de riesgos.

El alcance del estudio o proyecto, así como sus límites analíticos deben ser cuidadosamente considerados: Un sitio de producción o varios sitios de producción, una unidad específica de negocios, operaciones de transporte, etc. Aunque estudiar un solo proceso es más sencillo y de hecho, es un buen comienzo para grandes instalaciones, las opciones potenciales tienden a aumentarse exponencialmente si los límites de estudio se expanden sobre negocios o instalaciones.

2. Identificar los recursos en riesgo y evaluar los riesgos.

Para una organización, los recursos en riesgo incluyen típicamente la salud del trabajador y su seguridad (generalmente dentro de los límites de batería), salud y seguridad pública (normalmente fuera de los límites de la planta), recursos naturales fuera y dentro de las instalaciones, la buena voluntad del público, así como también bienes financieros. La buena voluntad en riesgo del público es muy difícil de cuantificar, pero sumamente importante para la viabilidad del negocio.

Asignar un valor a los recursos en riesgos, especialmente la vida humana, es una proposición muy controvertida y difícil. Sin embargo, decisiones basadas en dichas valoraciones son inevitables en las sociedades industriales. La tabla 2.2 muestra un ejemplo de las dimensiones del riesgo que deben ser enfrentadas, teniendo un común denominador en la cuantificación de los riesgos humanos, ambientales y financieros.



Tabla 2.2. Ejemplo de las dimensiones del riesgo

Muerte de un trabajador
Incapacidad de un trabajador por accidente
Fatalidad del público en general
Casos de cáncer en los trabajadores
Daño al medio ambiente
Opinión pública
Pérdida de propiedades

Siempre existe información sobre el ambiente, la salud y las condiciones de seguridad en el sitio y los alrededores en los archivos de las compañías, así como en las agencias gubernamentales. Para jerarquizar los riesgos, se recomienda el empleo de una matriz, con la gravedad y la probabilidad como ejes, de la cual se hablará más adelante.

3. Desarrollar las alternativas de reducción o eliminación de riesgos.

El proceso de reducción de riesgos comienza con una revisión de los recursos seleccionados y sus riesgos asociados, seguido por sesiones de "lluvia de ideas" para crear un portafolio con ideas "buenas" y las no tanto. Este inventario deberá ser desarrollado por un equipo multidisciplinario de seis a diez profesionales, formado por ingenieros de la planta, analistas de riesgos y administradores de empresas. Un analista financiero puede ser integrado en las últimas partes de la técnica, con el propósito de que las consideraciones económicas no inhiban el proceso creativo en las etapas iniciales.

Dependiendo del contexto, muchos riesgos pueden ser reducidos o eliminados al solucionar uno o más eslabones en alguna cadena de causa-efecto, o al eliminar o disminuir el tamaño de las fuentes de exposición.

El proceso típicamente termina en una serie de recomendaciones que varían desde una mayor limpieza del área o pequeños cambios en los procedimientos, hasta cambios en los controles institucionales, reestructuración del negocio o aumento en la inversión. La experiencia indica que las recomendaciones relacionadas con el mantenimiento y la limpieza pueden ser puestas en práctica con muy buenos resultados incluso antes de un análisis formal de costo beneficio.

4. Jerarquizar las oportunidades de reducción o eliminación de riesgos.

Los beneficios que resultarían de las ideas generadas en el paso anterior son cuantificados utilizando valores y estructuras como aquellas mostradas en la tabla 2.2. Costos estimados para las alternativas son desarrollados para poder calcular las razones costo-beneficio. También se debe considerar, para la jerarquización, los riesgos que son sensibles al tiempo, es decir que tienden a agravarse a medida que el tiempo transcurre sin que se apliquen medidas correctivas. Tomando en cuenta los factores anteriores, las razones costo-beneficio de las diferentes alternativas de reducción de riesgos son ordenadas para su posterior implementación.

5. Implementar los proyectos seleccionados y dar seguimiento.



De entre todas las ideas generadas, aquéllas que muestren las razones costo-beneficio mas bajas son las que serán implementadas primero. El principio de Pareto parece que se aplica en estos casos, es decir el 80% de los beneficios resulta del 20% de los costos.

Como la administración de negocios es un proceso continuo, los riesgos humanos, ambientales e industriales deberán ser revisados periódicamente y administrados como parte del planeamiento cíclico de la empresa, tal vez en conjunción con un programa de Mejora Continua o de Industria Limpia.

Este marco de trabajo ofrece ventajas comparado con los métodos tradicionales, porque:

- Presenta un marco de trabajo sistemático para evaluar los diferentes tipos de riesgos con consideraciones explícitas de costos-beneficios e incertidumbres.
- Enlaza la evaluación de riesgos con la administración de riesgos y puede ser aplicado a uno o varios procesos, además, relaciona funciones financieras, ambientales y operacionales. Integra metas de reducción de riesgos y las proyecta en la planeación del negocio.

EVALUACIONES DE RIESGO EN LA INDUSTRIA QUÍMICA

"Una evaluación de riesgos es un esfuerzo organizado para identificar y analizar la importancia de situaciones peligrosas asociadas a un proceso o actividad. Especialmente las evaluaciones de riesgos se usan para señalar debilidades en el diseño y operación de plantas que pueden ocasionar fugas accidentales, incendios o explosiones. Estos estudios proveen a las organizaciones información para ayudarlas a mejorar la seguridad y administrar los riesgos de "sus operaciones".

Las evaluaciones de riesgos generalmente se concentran en problemas de seguridad de procesos, por ejemplo: los efectos agudos de un derrame accidental de químicos sobre el personal de la planta o el público en general. Muchas evaluaciones pueden ser empleadas para ayudar a solucionar otras necesidades, como de operabilidad, económicas y ambientales. Aunque estas evaluaciones usan métodos cualitativos para analizar las fallas potenciales de equipos o errores humanos que pueden conducir a un accidente, los estudios también pueden resaltar brechas en los sistemas de administración de seguridad de procesos de una organización.

Estas evaluaciones pueden ser desarrolladas por una sola persona, dependiendo de las necesidades específicas del análisis, la técnica seleccionada, el peligro percibido de la situación analizada y los recursos disponibles. Sin embargo, la mayoría de las evaluaciones de riesgos de alta calidad, requieren de los esfuerzos combinados de un equipo multidisciplinario.



En la actualidad, las plantas químicas de gran tamaño son muy comunes, muchas han aumentado su capacidad hasta en un orden de magnitud en los pasados veinte años. Como era de esperarse, este crecimiento ha ocasionado un aumento en el número de personas (tanto trabajador como público en general) que podrían estar expuestas a las consecuencias de un accidente industrial. Esto ha aumentado la conciencia en la seguridad industrial que ahora se extiende a la población general. La administración a diferentes niveles ha respondido a esta creciente preocupación social con un esfuerzo sustancial para regular las actividades industriales en general, y particularmente aquellas consideradas más peligrosas.

Por más de treinta años se han llevado a cabo estudios de riesgos en la industria química, otros menos sistemáticos, desde mucho antes. Las evaluaciones normalmente se enfocan a las causas potenciales y consecuencias de eventos episódicos, en lugar de los efectos potenciales de condiciones que existen rutinariamente. Por tanto, no consideran situaciones que involucran higiene industrial. Históricamente, estos últimos han sido manejados por buenos diseños ingenieriles y prácticas de operación; por el contrario, las evaluaciones de riesgos, se concentran en las formas en que los equipos fallan, problemas con el software, errores humanos, y factores externos que pueden causar incendios, explosiones y fugas de materiales tóxicos o energía.

El aumento de actividad en esta área fue catalizado por varios factores incluyendo la ocurrencia de accidentes industriales mayores, procesos legislativos y regulaciones más agresivas, y el desarrollo de programas de administración de seguridad de procesos por varias organizaciones industriales.

La industria química tiene un nivel de seguridad considerablemente mejor que la industria en general. Un estimado empleado comúnmente es la razón de accidentes fatales, el cual establece el número de accidentes fatales en una industria particular después de 108 horas de actividad. Para la industria química este estimado se encuentra entre 4 o 5. Comparado con un grupo equivalente de trabajadores de las industrias de agricultura, minería y construcción, los estimados para éstas son 10, 12 y 64, respectivamente. A pesar de lo anterior la industria química es percibida como una industria de alto riesgo.

Sin duda alguna, la principal causa de esto son los conocidos efectos e impactos sociales de los grandes accidentes, algunos de los cuales han sobrepasado los límites de las industrias involucradas. La tabla 2.3 muestra algunos de los accidentes industriales de mayor impacto, relacionados a la manufactura y transportación de productos químicos.

Es muy difícil cuantificar el costo de los accidentes industriales en términos meramente económicos. Al costo material de los accidentes habría que adicionarle los costos derivados de la interrupción de la producción y la pérdida de materias primas, costos debidos a las demandas legales e indemnizaciones por daños causados a personas y propiedades, costos derivados del pago de seguros, etc. Además de la pérdida de imagen y la publicidad negativa que la compañía involucrada sufre.



Tabla 2.3 Accidentes mayores causa y consecuencias

Accidente	Causas	Consecuencias
Guadalajara México 22 de Abril de 1992	Cadena de explosiones a lo largo de 13 Km en un sistema de drenaje urbano, debido a derrame de gasolina.	Información oficial estima: 200 muertes y 1,500 heridos, 1,200 casas y 7,450 edificios comerciales destruidos.
Pasadena USA Octubre de 1989	Derrame de una mezcla Etileno-Isobutano en una planta petroquímica.	23 muertes, 132 heridos; las pérdidas fueron mayores a 700 millones de dólares. Derrame continental más grande de hidrocarburos.
Mar del Norte Julio de 1988	Desconocidas.	167 muertes, mil millones de dólares perdidos; pérdida total de una plataforma petrolera.
Planta Nuclear de Chernobyl Abril de 1986	Oscilaciones en la energía eléctrica y descontrol en la reacción.	30 muertes durante el evento, más de 500 heridos. 5.5 mil millones de dólares perdidos para el final de 1989.
Bhopal, India 02 de diciembre de 1984	Fuga de un gas tóxico (Isocianato de metilo) ocurrida en una fábrica de pesticidas de Union Carbide	La fuga se esparció sobre una superficie de 40 km ² . 2500 muertes por envenenamiento y el mismo número de personas en condiciones críticas. Cerca de 150,000 personas requirieron tratamiento médico causado por el efecto a largo plazo.
México D.F. México 19 de noviembre de 1984	Explosiones en contenedores de gas LP.	650 muertes y más de 4,200 heridos. El número de desaparecidos asciende a 1,000. Las pérdidas materiales ascienden a 20 millones de dólares; 5 explosiones BLEVE e incendios secundarios.
Isla Tres Millas, USA Marzo de 1979	Falla del sistema de enfriamiento de una planta nuclear.	No hubo muertes o heridos, pero las pérdidas económicas ascienden a 1.3 mil millones de dólares, la planta fue seriamente dañada.
San Carlos de la Rápita, España Julio de 1978	Un auto tanque de 30 toneladas, sobrecargado con 45 m ³ de propileno se estrelló con la pared de un campamento.	Explosión de tipo BLEVE, 215 muertes.
Seveso, Italia Julio de 1976	Una reacción fuera de control en la planta de Hoffman La Roche, provocó un desfogue a la atmósfera de entre 0.5 o 2 kg de químicos. (Incluyendo dioxina, cuya dosis letal es menor a 0.1 mg).	Fue necesario evacuar a más de 1,000 personas. Muchas personas con daños en la piel causados por la dioxina, abortos y contaminación del suelo.
Flixborough, Reino Unido Junio de 1974	La ruptura de una línea originó la descarga de entre 40 a 80 toneladas de ciclohexano caliente. La nube originada provocó una explosión muy destructiva.	28 muertes y cientos de heridos. Destrucción completa de la planta
Cubatão, Brasil Febrero de 1974	Un Oleoducto dañado. La gasolina que escapó originó una bola de fuego.	Al menos 500 muertes.



Todos los accidentes descritos en la tabla 2.3 se engloban en la categoría de accidentes mayores. Por accidente se entiende, "cualquier incidente que implique una desviación intolerable de las condiciones con las que un sistema se ha diseñado para su operación".

El mayor potencial del análisis de riesgos está en su aplicación en plantas que aún no han sido construidas. Las oportunidades de implementación de seguridad intrínseca, mientras el proceso esta siendo definido, es máximo y con un costo mínimo. Mientras más pronto sean identificados los peligros de una instalación, habrá mayores oportunidades para cambiar la ruta de la reacción, las condiciones del proceso o el tipo de equipos empleados, para que de esta forma las posibilidades de que ocurra un accidente y sus efectos adversos sean reducidos.

Lo que no se pueda implementar como seguridad intrínseca en el proceso, se tendrá que adicionar posteriormente como seguridad extrínseca: controles, alarmas, equipos redundantes, procesos de seguridad, etc., con el aumento consecuente en la inversión.

ETAPAS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS

Implementar un programa de seguridad en los procesos, puede ayudar a una organización a administrar los riesgos de una planta durante todo su tiempo de vida. Los administradores deben de ser capaces de desarrollar y mejorar su entendimiento de los factores que contribuyen a los riesgos de operación de una planta, y desarrollar este entendimiento requiere contestar las preguntas de la figura 2.3:



Figura 2.3. Aspectos de la comprensión del riesgo (CCPS, 1992).

La primer pregunta ¿Qué puede salir mal? Se refiere a todas las circunstancias que podrían dar lugar a efectos adversos. La naturaleza de la pregunta es puramente cualitativa, y da origen al bloque de "identificación de riesgos". En esta fase del estudio, se genera una lista exhaustiva, dentro de los límites del análisis, detallando todas las desviaciones que pueden generar un efecto adverso significativo y tienen una probabilidad razonable de suceder.



La identificación de circunstancias que pueden dar lugar a situaciones peligrosas, es crucial, pues un riesgo no identificado no se considerará en el siguiente análisis. Para evitar omisiones en esta sección la experiencia del personal involucrado es muy valiosa, sin embargo la industria ha desarrollado una serie de herramientas poderosas, como: estándares de diseño, códigos de buena práctica, listas de verificación, índices de riesgos, registros históricos de accidentes, análisis "what if", análisis de riesgos y operabilidad (HazOp por sus siglas en inglés) análisis de modo de fallas y efectos, etc.

Para contestar la segunda pregunta: ¿Qué consecuencias se esperan? Es necesario contar con modelos del sistema que puedan ser usados para estimar los efectos originados por las causas identificadas. Antes se debió de haber seleccionado el modelo, pues un mismo incidente puede tener diferentes consecuencias. Las diferentes posibilidades deben ser analizadas con el modelo apropiado, que en cada caso darán un estimado de los efectos adversos esperados sobre el personal y las instalaciones.

El objetivo de la tercera pregunta: ¿Cuál es la frecuencia? Es cuantificar la probabilidad de que un riesgo identificado, al que se le han evaluado las consecuencias, suceda. Ésta se presenta como una frecuencia estimada o como la probabilidad de que ocurra durante la vida de la planta. El producto de la magnitud de los efectos negativos y la probabilidad de que éstos ocurran, nos da la pérdida estadísticamente esperada, una herramienta muy poderosa para las decisiones subsecuentes.

El esfuerzo necesario para desarrollar esta comprensión del riesgo dependerá de que tanta información posea la organización concerniente a accidentes potenciales y la circunstancia específica que define la necesidad de la organización por una mejor información sobre riesgos.

Cómo no hay suficiente información en los registros disponibles para consulta, debido a las dificultades inherentes a recolectar información sobre accidentes, existen métodos como el análisis de árbol de fallas, o el análisis de árbol de eventos, donde se asignan probabilidades a cada paso en la secuencia de eventos considerada.

Es importante reconocer que no todas las etapas de la evaluación de riesgos se han desarrollado en el mismo grado. Las técnicas de identificación de riesgos han alcanzado gran madurez y pueden ser empleadas con confianza si se aplican correctamente. También se puede considerar que las técnicas de análisis de consecuencias están bien desarrolladas, lo que significa que dado un escenario, la incertidumbre referente a los efectos producidos es relativamente pequeña y su magnitud puede ser evaluada. Por el contrario, la estimación de frecuencia está menos desarrollada y requerirá de un crecimiento significativo hasta que su incertidumbre sea reducida a niveles comparables al de las técnicas anteriores.

Se puede concluir, en grandes términos que, un análisis de riesgos en el área de seguridad industrial consiste de las siguientes etapas: Definición del alcance del estudio; Identificación y evaluación de peligros; Cuantificación y análisis de riesgos; Evaluación de la aceptabilidad; Reconfiguración y mitigación donde sea necesario y recálculo del riesgo; Revisión de la aceptabilidad el riesgo (ver figura 2.4).

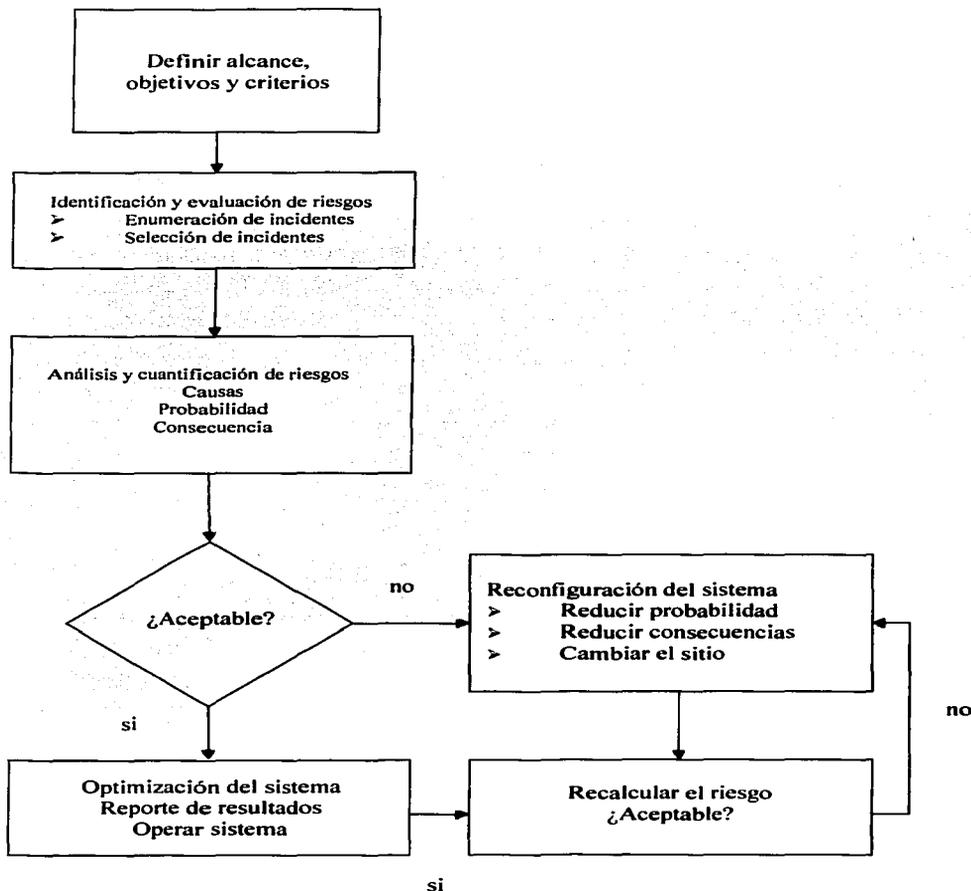


Figura 2.4. Modelo de análisis de peligros y administración de riesgos, adaptado de "Chemical Process Quantitative Risk Analysis, CPPS, 1989"



ELEMENTOS DE UN ACCIDENTE DE PROCESO

El riesgo de un peligro de proceso representa una amenaza potencial a las personas, propiedad y ambiente. Un accidente está definido como "una serie específica de eventos no planeada que resulta en una consecuencia indeseada". Es decir, esta secuencia de eventos transforma esta amenaza en un hecho. Normalmente, existe una relación directa entre la magnitud del peligro de proceso y la severidad del accidente. Por ejemplo, mientras más grande sea el inventario de material peligroso, más severo será el accidente.

Indicar que en una cierta instalación una explosión o una fuga tóxica pueden suceder no es satisfactorio. Se requiere de un estudio que indique cuáles son los mecanismos o secuencias de eventos que podrían conducir a cierto tipo de accidente, de esta forma, existe una oportunidad de actuar sobre algún eslabón de la secuencia de eventos para reducir la probabilidad de que el accidente pase o para mitigar sus consecuencias.

El primer evento en una secuencia de accidente se conoce como evento iniciador; existen varias clases de eventos que pueden iniciar un accidente, como: fallas en los equipos o software, fallas en la administración de sistemas, errores humanos y eventos externos.

El evento iniciador puede ser el único evento en la secuencia si no hay protección contra éste, o si el evento es tan severo que sobrepasa la protección existente. Lo más usual es que exista una serie de eventos que relacionan al evento iniciador con el resultado del accidente. Estos efectos intermedios pueden ser divididos en dos clases: factores propagantes y factores de reducción de riesgo. Los primeros pueden ser: fallas de las protecciones establecidas o circunstancias que agravan el resultado del accidente, como pueden ser las condiciones meteorológicas adversas. Los factores de reducción de riesgos son la respuesta exitosa de los sistemas de seguridad y controles administrativos o circunstancias imprevistas que reducen la frecuencia esperada de la secuencia del accidente o disminuyen la severidad de las consecuencias del accidente. Es importante apreciar un accidente como una serie de eventos porque, en teoría, cada evento propagante representa una oportunidad para interrumpir la secuencia o disminuir la severidad del resultado último.

La tabla 2.4 resume los posibles resultados que se pueden generarse de una secuencia de accidentes.

Tabla 2.4 Elementos de los accidentes de proceso ⁽¹⁶⁾

Peligros de proceso	Eventos iniciantes	Secuencia de eventos		Resultados
		Eventos intermedios	Eventos intermedios	
<ul style="list-style-type: none"> ◆ Inventarios significativos de: ◆ Materiales inflamables ◆ Materiales combustibles ◆ Materiales inestables ◆ Materiales corrosivos ◆ Asfixiantes ◆ Materiales sensibles a impactos ◆ Materiales altamente reactivos ◆ Materiales tóxicos ◆ Gases inertes ◆ Polvos combustibles ◆ Condiciones físicas extremas ◆ Altas temperaturas ◆ Temperaturas muy bajas ◆ Altas presiones ◆ Vacío ◆ Ciclos de presión ◆ Ciclos de temperatura ◆ Vibración, martilleo líquido ◆ Radiación ionizante ◆ Alto voltaje/corriente ◆ Corrosión Erosión 	<ul style="list-style-type: none"> ◆ Trastornos en el proceso ◆ Desviaciones del proceso ◆ Presión ◆ Temperatura ◆ Flujo ◆ Concentración ◆ Cambio de fase ◆ Impurezas ◆ Avance de reacción ◆ Reacción espontánea: ◆ Polimerización ◆ Reacción fuera de control ◆ Explosión interna ◆ Descomposición ◆ Fallas del contenedor ◆ Tuberías, tanques, reactores, bridas y sellos ◆ Fallas de equipos ◆ Bombas, válvulas, instrumentos, sensores ◆ Pérdida de servicios ◆ Electricidad, nitrógeno, agua, etc. ◆ Fallas en el sistema administrativo ◆ Personal inadecuado ◆ Mala capacitación ◆ Falta de controles administrativos y auditorías ◆ Errores humanos ◆ Diseño ◆ Construcción ◆ Operación y mantenimiento ◆ Eventos externos ◆ Clima externo ◆ Terremotos ◆ Impactos cercanos ◆ Vandalismo o sabotaje 	<ul style="list-style-type: none"> ◆ Factores propagantes ◆ Falla de equipos ◆ Falla el sistema de seguridad ◆ Fuentes de Ignición ◆ Hornos ◆ Incineradores ◆ Vehículos ◆ Interruptor eléctrico ◆ Electricidad estática ◆ Superficies calientes ◆ Cigarros ◆ Fallas en el sistema administrativo ◆ Errores humanos ◆ Omisión ◆ Obra ◆ Fallas de diagnóstico ◆ Toma de decisiones ◆ Efecto dominó ◆ Otras fallas de recipientes ◆ Otras fugas de materiales ◆ Condiciones externas ◆ Meteorológicas ◆ Visibilidad 	<ul style="list-style-type: none"> ◆ Factores de reducción de riesgos ◆ Respuesta del control/operador ◆ Alarmas ◆ Respuesta del sistema de control ◆ Sistema de detección de gas o fuego ◆ Respuesta del sistema de seguridad ◆ Válvulas de alivio ◆ Sistemas de despresurización ◆ Sistemas de aislamiento ◆ Sistemas de respaldo ◆ Respuestas del sistema de mitigación ◆ Sirenas/alarmas ◆ Procedimiento de emergencia ◆ Equipo de protección personal ◆ Refugios ◆ Evacuación y escape ◆ Condiciones externas ◆ Detección temprana ◆ Advertencia temprana ◆ Estructuras especialmente diseñadas ◆ Capacitación ◆ Otros sistemas administrativos 	<ul style="list-style-type: none"> ◆ Fenómenos ◆ Descarga ◆ Destello y evaporación ◆ Dispersión ◆ Gas Neutral y Boyante ◆ Incendios ◆ Alberca de incendio ◆ Dardos de fuego ◆ Incendio repentino ◆ Explosiones ◆ BLEVE's ◆ Bolas de fuego ◆ Explosiones confinadas ◆ Vapor no confinado ◆ Nubes explosivas ◆ Explosión de polvos ◆ Detonaciones ◆ Proyectiles ◆ Consecuencias ◆ Análisis de efectos ◆ Efectos tóxicos ◆ Efectos térmicos ◆ Efectos por sobrepresiones ◆ Evaluación de daños ◆ Comunidad ◆ Fuerza de trabajo ◆ Ambiente ◆ Bienes de la compañía ◆ Producción



PREPARANDO UNA EVALUACIÓN DE RIESGOS

La base de un programa efectivo de administración de riesgos está en un claro compromiso con la seguridad del proceso, originado en las políticas de seguridad de la empresa, las cuales deben fomentar que los administradores empleen los recursos de la empresa en este tipo de actividades. Sin embargo, estas políticas por sí solas no son suficientes; la gerencia debe apoyar y reconocer a los empleados directamente involucrados con estos programas.

Existen tres compromisos fundamentales que se deben cumplir para construir la infraestructura necesaria para un programa de evaluación de riesgos efectivo. Estos son:

- Organizar la información y conocimientos del proceso y mantenerlos actualizados.
- Asignar y apoyar al personal que realizará la evaluación.
- Responder a los resultados del estudio de manera rápida.

El primero se puede lograr creando un sistema que permita a la organización desarrollar y documentar el conocimiento sobre el proceso y equipos. Esto puede ser muy laborioso y tardado para compañías que están atrasadas en la documentación de sus procesos. No obstante, la calidad de cualquier evaluación dependerá directamente de esta información; por tanto, es necesario que ésta sea exacta. Aun más, una organización debe practicar un programa de control de cambios, para asegurar que todas las modificaciones sean propiamente revisadas y los diagramas y procedimientos actualizados.

El segundo compromiso requiere que la administración de la organización designe personal competente y entrenado para participar en la evaluación de riesgos y que se reconozca la importancia de la contribución de los participantes. Algunos pueden ser vendedores, contratistas, consultores, el personal de operación y mantenimiento de la planta es indispensable, pues sólo ellos saben cómo se opera y mantiene verdaderamente la instalación y porque serán ellos, finalmente, los que deberán responder a los resultados del estudio.

El tercer compromiso involucra la creación de un sistema que registre la respuesta de la organización a estos resultados y asegure una pronta resolución a los puntos del estudio. La administración debe distribuir los recursos para implementar las recomendaciones encaminadas a la reducción de riesgos y también debe establecer un sistema de auditorías que asegure que todas las acciones correctivas aprobadas se estén realizando de manera oportuna.



IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS ⁽¹⁰⁾

La identificación de peligros es el paso más importante del análisis, pues cualquier peligro que no sea identificado no será objeto de estudio. Por otra parte, una vez que un peligro importante ha sido identificado, es muy probable que se tomen medidas para reducirlo, incluso si la evaluación posterior de éste fuese mala.

Existen peligros asociados a cualquier actividad, un peligro es: "una característica física o química de un material, sistema, proceso o planta que tiene el potencial de causar un daño a personas, propiedades o ambiente". Entre los métodos comunes para identificar peligros se incluyen: análisis de las propiedades del material de proceso, así como de las condiciones del mismo, revisiones de la experiencia de la organización y de la industria, desarrollo de matrices de interacción y la aplicación de técnicas más estructuradas de evaluación de riesgos.

Existe un conjunto de conocimientos en el que cualquier proceso, propuesto o existente, está basado. Una parte importante de este conocimiento es la información referente a todos los químicos usados o producidos durante el proceso. Esta información es la base de todos los esfuerzos de identificación de peligros.

Las condiciones de proceso también crean o agravan peligros asociados con el material. Por ejemplo, el agua no está clasificada como líquido explosivo; sin embargo, cuando un proceso opera a presión y temperatura mayores a las del punto de ebullición del agua, una rápida introducción de agua al proceso representa un potencial de sobrepresionamiento del sistema. Considerar las condiciones del proceso, puede habilitar al analista a eliminar algunos materiales, como peligros importantes, de posteriores evaluaciones. Sin embargo, cuando se identifican peligros es importante considerar condiciones normales y anormales del proceso. Este acercamiento es relativamente sencillo, rápido y puede ser aplicado a procesos nuevos o existentes.

En las compañías químicas de cierto tamaño existen manuales técnicos internos, que han sido desarrollados para especificar cómo diseñar, distribuir, instalar, operar, etcétera, al equipo usado en sus instalaciones. El primer paso es, por lo tanto, recurrir a los manuales técnicos internos, así como a los códigos y estándares ingenieriles en la evaluación de la aceptabilidad de un diseño. Si existen diferencias en el diseño con respecto a lo que está considerado como una práctica estándar de la industria, será necesario examinar estas discrepancias con mucho cuidado, pues pueden ser fuentes de posibles riesgos.

Cuando sea posible, la compañía deberá usar su propia experiencia para apoyar o complementar el proceso de identificación de peligros. Los problemas que han ocurrido anteriormente muestran donde existen peligros. Sin embargo, basar la identificación de riesgos únicamente en la experiencia de una compañía o de la industria entera, nunca será enteramente satisfactorio, porque muchos peligros pueden ser pasados por alto. Las buenas experiencias sólo demuestran que los peligros han sido adecuadamente controlados, mas no que no existan. Asumir que un evento no puede pasar porque antes no haya sucedido es una suposición muy pobre en la identificación de riesgos.



ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES

Éste es una herramienta para la identificación de peligros que emplea los datos recogidos de accidentes industriales pasados. La ventaja de esta técnica radica en que refiere a accidentes que han sucedido y por tanto los peligros identificados son sin duda reales. Originalmente, su principal limitación radica en lo mismo pues sólo se refiere a accidentes de los que hay información registrada. Además de que no se debe olvidar que la información disponible, la mayoría de las veces, será subjetiva y limitada. A pesar de lo anterior, esta técnica permite la identificación de peligros específicos e indica a la gerencia de la compañía, que en ciertas plantas o procesos similares, cierto tipo de accidentes ha ocurrido, lo que debe ser suficiente para iniciar un análisis de riesgos con el propósito de evaluar si estos accidentes pudiesen ocurrir en la planta o no. También es una forma muy valiosa para verificar los modelos disponibles para predicción de consecuencias de accidentes.

LISTAS DE COMPROBACIÓN

Un análisis de lista de comprobación emplea una relación escrita de puntos o pasos de un procedimiento para verificar el estado de un sistema. Las listas de comprobación varían ampliamente en el nivel de detalle en el que son usadas y frecuentemente indican conformidad de la operación actual con los estándares y prácticas ingenieriles relacionadas.

Una lista de comprobación detallada provee las bases para una evaluación estándar de peligros de proceso y puede ser tan extensa como sea necesario para satisfacer la situación específica, cuidando que sea aplicada concienzudamente para identificar los problemas que requieran de atención. Frecuentemente, estas listas son creadas organizando información de códigos, estándares o normas actuales y relevantes. Estas listas deben ser revisadas y actualizadas regularmente. Muchas organizaciones las usan para controlar el desarrollo de un proyecto, desde el diseño inicial hasta la salida de operación.

MATRIZ DE INTERACCIONES

La técnica de matriz de interacciones, herramienta sencilla para identificar relaciones entre parámetros específicos, incluyendo materiales, fuentes de energía, condiciones ambientales, entre otros, es un acercamiento estructurado para la identificación de peligros.

La técnica generalmente se limita a dos parámetros, dado que el número de interacciones potenciales aumenta al considerarse más parámetros simultáneos. Para construir una matriz de interacciones, se deben incluir todos los materiales de interés en cada eje. Normalmente, la matriz tendrá simetría bilateral, por lo que sólo será necesario completar la mitad de la matriz.



Los parámetros no deberán estar limitados únicamente a químicos, pues otros parámetros podrían introducir riesgos a la gente o al ambiente. A continuación se enlistan parámetros que pueden revelar consecuencias potenciales no deseadas en una matriz de interacción:

- Condiciones de proceso, tales como: temperatura, presión o carga estática.
- Condiciones ambientales como: temperatura, humedad o polvo.
- Materiales de construcción como: acero al carbón, acero inoxidable, y empaques de asbesto.
- Contaminantes comunes como: aire, agua, óxidos, sales y lubricantes.
- Contaminación con otros materiales manejados en el mismo equipo o área.
- Efectos en la salud, incluyendo límites de exposición.
- Efectos ambientales incluyendo umbrales de olor y límites de toxicidad acuática.
- Límites legales para inventarios o desechos tóxicos.

Se recomienda listar estos parámetros en sólo un eje de la matriz, pues únicamente interesa la interacción de estos parámetros con los materiales de proceso.

Cuando se construye una matriz de interacciones, es importante definir qué condiciones de proceso están siendo consideradas. Algunas veces será necesario construir varias matrices, para tener en cuenta condiciones normales y anormales del proceso.

Una vez que la matriz ha sido construida, el analista deberá examinar las consecuencias potenciales asociadas a cada interacción representada en la matriz. Si las consecuencias de la interacción son desconocidas, investigaciones posteriores deberán llevarse a cabo. El tipo y severidad de las consecuencias conocidas pueden ser descritos en las celdas apropiadas de la matriz o como notas al pie. Una simple interacción puede generar más de un tipo de consecuencia (ver figura 2.5).

	Químico A	Químico B	...	Químico Z	Notas
Químico A					
Químico B					
⋮					
Químico Z					
Presión					
Temperatura					
Material del tubo					
Material del recipiente					
Contaminante 1					
Contaminante 2					

Figura 2.5 Matriz de interacciones típica (CCPS; 1992)



AUDITORÍAS DE SEGURIDAD

Las auditorías de seguridad se usan para asegurar que la planta, su operación y prácticas de mantenimiento sigan la intención de diseño y estándares de construcción. El procedimiento de estas auditorías mantiene al personal alerta de los peligros del proceso, revisa los procedimientos de operación, busca identificar equipos nuevos o cambios en los procesos que puedan haber introducido nuevos peligros, evalúa las bases del control y sistemas de seguridad, revisa la aplicación de nueva tecnología y verifica que el mantenimiento sea adecuado.

Sin duda alguna, la auditoría de seguridad fue la primera técnica usada y sigue siendo empleada en cualquier etapa del proyecto. Cuando se realiza en plantas existentes, involucra una inspección visual, la cual puede ser formal o informal. Las auditorías de seguridad deben ser percibidas como esfuerzos cooperativos para mejorar la seguridad general y desempeño de la planta, no como una interferencia en las operaciones normales o como un castigo a los problemas encontrados.

Al final de la auditoría, el analista recomienda acciones específicas necesarias, justifica estas recomendaciones, asigna responsables y lista fechas límite. Una reinspección puede ser planeada para verificar que las acciones correctivas se han completado correctamente.

Todas las actividades y procedimientos del sistema, procedimientos operacionales, capacitación y entrenamiento, planes de emergencia, etc., deben ser auditados regularmente.

Entre las técnicas de evaluación empleadas con propósitos de identificación de riesgos están las listas de comprobación, el análisis "what-if" y el análisis HazOp. Todas estas técnicas son función del conocimiento e información del proceso. Los resultados obtenidos dependen del tipo y calidad de la información empleada.

Usualmente, los esfuerzos de identificación de peligros resultan simplemente en listas de materiales o condiciones que pueden resultar peligrosas, como las mostradas en la siguiente tabla. Un analista puede usar estos resultados para definir el alcance y seleccionar la técnica más apropiada para la evaluación de riesgos.



Tabla 2.5 Resultados de una identificación de riesgos

- Lista de materiales inflamables
- Lista de materiales tóxicos y productos secundarios
- Lista de reacciones peligrosas
- Lista de químicos y cantidades en caso de que sean liberadas a la atmósfera
- Lista de contaminantes y condiciones de proceso que puedan ocasionar una reacción descontrolada

TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE RIESGOS

Los métodos de identificación de peligros y evaluación de riesgos, pueden ser divididos en tres categorías: Métodos Comparativos, Índices de Riesgos y Métodos Generalizados. Los métodos comparativos, explicados anteriormente, están basados en la experiencia previa acumulada en un campo particular, que puede tomar la forma de un registro de un accidente o normas, estándares y códigos, o incluso listas de comprobación. Los índices de riesgos, aunque no señalan peligros específicos, son sumamente útiles para identificar las áreas con alta concentración de riesgos, que requieren de un análisis más profundo o de medidas de seguridad complementarias. Finalmente, los métodos generalizados son, en principio, aplicables a cualquier situación, lo que los hace muy versátiles e invaluable herramientas de análisis.

ÍNDICE DE RIESGOS

Ésta es una estrategia de análisis más que un método de análisis. Esta estrategia permite al analista comparar los atributos de varios procesos o actividades para determinar si estos poseen características peligrosas que sean lo suficientemente importantes como para requerir de estudios posteriores. El propósito principal de estos métodos es el determinar áreas de proceso y operaciones que son más críticas con respecto a otras, con relación a un peligro específico.

Estas comparaciones deben ser aplicadas en las etapas iniciales del proyecto, antes de la ingeniería de detalle, o al iniciar un programa de administración de riesgos en una planta existente.

El índice Dow de Explosión e Incendio evalúa la existencia de peligros significativos que puedan generar, como su nombre lo indica, un incendio o explosión en áreas grandes de una planta de proceso. El analista divide el proceso o actividad en unidades separadas de proceso y asigna índices basados en las características físicas y químicas del material, condiciones del proceso, disposición de la planta y localización de equipo, así como otros factores. Todos estos factores combinados en un índice pueden ser comparados con los índices de otras unidades de proceso evaluadas. El índice Dow puede ser empleado para profundizar el conocimiento de un proceso o cuando se requieren mejoras generales en los sistemas de seguridad.



ANÁLISIS PRELIMINAR DE RIESGOS

Este análisis se concentra de una forma general en los materiales peligrosos y áreas de proceso más críticas de una planta. Formula una lista de peligros o situaciones peligrosas genéricas, considerando las siguientes características del proceso:

- Materias primas, productos intermediarios y productos filiales, así como su reactividad.
- Equipo de la planta.
- Localización y disposición de los equipos.
- Ambiente operacional.
- Actividades operacionales.
- Interfaces entre los componentes del sistema.

Uno o más analistas evalúan la importancia de los peligros del proceso y asignan una jerarquización crítica a cada situación particular. Esta comparación se usa para ordenar las recomendaciones de mejoras a la seguridad, mismas que surgen del análisis.

Este tipo de análisis es empleado para evaluar los peligros en las primeras etapas de la vida de un proyecto. Generalmente se aplica durante el diseño conceptual o las etapas de investigación y desarrollo de un proceso y puede ser sumamente útil cuando se decide la ubicación de una planta. También es comúnmente empleado como herramienta de revisión del diseño antes de que los DTI's de un proceso sean dibujados.

ANÁLISIS "WHAT-IF"

La técnica "What-If", que corresponde a "¿Qué pasa si...?" en español, es un acercamiento propositivo en el que un grupo de personas familiarizadas con el proceso formulan preguntas o exteriorizan preocupaciones sobre posibles eventos no deseados. Este concepto impulsa al equipo de análisis a pensar preguntas que comienzan con "¿Qué pasa si...?" Sin embargo, cualquier inquietud puede ser expresada aunque no sea fraseada como pregunta. En general, de responder a la pregunta ¿Qué pasa si...? eventos iniciales y posibles fallas son sugeridos, de los que desviaciones peligrosas pueden ocurrir.

Debido a su falta de estructura, los miembros del equipo deberán tener experiencia considerable, de lo contrario es probable que se hagan omisiones importantes.

Normalmente, el secretario registra todas las preguntas. Entonces, son divididas en áreas específicas de investigación, como seguridad eléctrica, protección contra incendios o seguridad personal. Cada área es subsecuentemente solucionada por un equipo de una o dos personas capacitadas en el área.

El propósito de este análisis es identificar peligros, situaciones peligrosas o secuencias específicas de accidentes que pueden producir consecuencias adversas. Un grupo experimentado de personas identifica estos posibles accidentes, consecuencias y protecciones existentes, entonces sugiere alternativas de reducción de riesgos.



ANÁLISIS "WHAT-IF" /LISTA DE COMPROBACIÓN

Esta técnica combina las características propositivas y creativas del análisis "What-If" con las sistemáticas de la lista de comprobación. Este conjunto se apoya en las fuerzas de cada uno de los métodos, compensando las debilidades de éstos. La técnica se utiliza en cualquier etapa del proyecto.

El propósito de este conjunto de técnicas es identificar peligros, considerar los tipos generales de accidentes que pueden ocurrir en un proceso o en una actividad, evaluados de forma cualitativa y determinar si las protecciones contra estas situaciones son adecuadas.

ANÁLISIS DE MODO DE FALLAS Y EFECTOS

Este análisis tabula los modos de fallas del equipo y sus efectos en el sistema o planta. Un modo de falla es definido como: "un síntoma, condición o forma en la que un equipo falla. Puede ser identificado como: pérdida de funciones, función prematura, una condición intolerable o una característica simple como una fuga observada durante una inspección".

Es indispensable que el equipo cuente con la información necesaria para entender el diseño y operación de un componente y su interacción con el sistema del que forma parte, para así, identificar el efecto de la falla que es determinado por la respuesta del sistema.

El análisis también identifica los modos sencillos de falla que resultan directamente o contribuyen significativamente en un accidente; los errores humanos no son considerados directamente; sin embargo, los resultados de una mala operación originada por un error humano son usualmente indicados por el modo de fallas de equipo.

El análisis de modo de fallas y efectos, no es muy eficiente para generar una lista exhaustiva de combinaciones de fallas de equipos que pueden causar un accidente.

Su propósito es identificar modos de fallas de un solo equipo o de un sistema sencillo y cada efecto potencial en el sistema o planta. Este análisis origina recomendaciones para incrementar la confiabilidad en el equipo y, por tanto, mejorar la seguridad del proceso.



ANÁLISIS DE ÁRBOL DE EVENTOS

Un árbol de eventos muestra gráficamente los posibles resultados de un accidente originado por un evento iniciante. Este análisis considera las respuestas del sistema de seguridad y de los operadores al evento iniciador cuando determinan el resultado potencial de un accidente. Los resultados son secuencias de accidentes, es decir, conjuntos de fallas o errores que pueden conducir a un accidente.

Este tipo de análisis es muy apropiado para estudiar procesos complejos que tienen varias capas de sistemas de seguridad o procedimientos de emergencia en el lugar para responder a eventos iniciantes específicos.

Los resultados en un análisis de árbol de eventos son: modelos de árbol de eventos y los sucesos o fallas del sistema que conducen a cada resultado definido. Las secuencias de accidentes descritas en cada árbol de eventos representan combinaciones lógicas del tipo "Y", por lo que estas secuencias se pueden poner en forma de un árbol de fallas para un análisis cualitativo posterior. Los analistas usan los resultados para identificar debilidades en los procedimientos. Normalmente proveen recomendaciones para reducir la probabilidad y/o consecuencias de los accidentes potenciales analizados.

El análisis permite el estudio de diferentes escenarios y el establecimiento de una estructura jerárquica, tomando en cuenta su severidad y probabilidad de ocurrencia, así como la selección de escenarios de emergencia para su evaluación cuantitativa y preparación de respuestas adecuadas.

ANÁLISIS CAUSA-CONSECUENCIA

Un análisis de causa-consecuencia es una mezcla de un árbol de fallas, el cual será discutido posteriormente, y un análisis de árbol de eventos. La principal característica de este análisis es su empleo como herramienta de comunicación: los diagramas de consecuencias muestran las relaciones entre la expresión final de un accidente y sus causas básicas. Esta técnica se usa comúnmente cuando la lógica de la falla de los accidentes analizados es sencilla pues la forma gráfica puede llegar a ser bastante detallada.

Este tipo de análisis genera diagramas, los cuales representan secuencias de accidentes y descripciones cualitativas del potencial de las consecuencias.



ANÁLISIS DE CONFIABILIDAD HUMANA

Este análisis consiste en una evaluación sistemática de los factores que influyen el desempeño de los operadores, personal de mantenimiento, técnicos y otro personal de la planta. Involucra un análisis de puestos; donde se describen las características físicas ambientales del puesto, así como las habilidades, conocimiento y aptitudes requeridas para aquellos quienes desempeñarán el puesto.

Un análisis de confiabilidad humana identificará las situaciones en las que hay mayores probabilidades de cometer un error o que pueden producir accidentes; también puede usarse para identificar las causas de errores humanos.

El análisis lista sistemáticamente los errores que tienen probabilidad de ser cometidos durante las operaciones normales o de emergencia, los factores que contribuyen a éstos y el sistema propuesto de modificaciones para reducir la probabilidad de dichos errores. Los resultados generalmente son cualitativos, pero pueden ser cuantificados.

El análisis incluye identificación de las interfaces del sistema afectadas por errores particulares y jerarquiza los errores con base a la probabilidad de ocurrencia o severidad de las consecuencias; los resultados son fácilmente actualizados por cambios en el diseño o modificaciones del sistema planta o entrenamiento.

ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)

Un estudio HazOp sirve para identificar problemas de seguridad en una planta y también es útil para mejorar su operabilidad. La suposición implícita del método HazOp es que peligros y problemas de operabilidad aparecen sólo como consecuencia de desviaciones de condiciones de operación normales de un sistema dado, en cualquiera de las diferentes etapas del proyecto: arranque, operación continua o por lotes, paro de la planta, etcétera.

El proceso consiste en evaluar, ya sea línea por línea o recipiente por recipiente, las consecuencias de posibles desviaciones de las condiciones de operación de un proceso continuo o en las secuencias de operación de un proceso por lotes. Este método ha sido empleado por más de veinticinco años y se puede considerar firmemente establecido.



El método HazOp se fundamenta en los siguientes puntos:

El carácter sistemático del análisis: Se realiza un examen, el cual consiste en la aplicación sucesiva de palabras guías, con el objeto de proveer un procedimiento razonado, capaz de facilitar la identificación de desviaciones, así como el análisis de sus causas, consecuencias y posibles correcciones, llevando un registro ordenado de los resultados del análisis.

Su naturaleza multidisciplinaria: El análisis HazOp es aplicado por un equipo integrado por profesionales de diferentes disciplinas, provenientes de dentro y fuera de la compañía en cuestión. El método se fundamenta en el principio de que los profesionales de diversas disciplinas con diferentes experiencias y entrenamiento pueden interactuar mejor e identificar más problemas cuando trabajan juntos que cuando trabajan separados y combinan sus resultados al final. Los diferentes acercamientos al problema son los que hacen del HazOp una herramienta que estimula la generación de ideas. Para lograr todo esto, es necesario que los integrantes del equipo expongan sus ideas libremente, evitando el criticismo excesivo para no inhibir la participación.

Una de las ideas básicas del análisis HazOp es que proporciona flexibilidad y libertad para la creatividad; aunque es recomendable que el facilitador del análisis emplee una lista de comprobación, de esta forma el análisis será sistemático y completo, llevándose un control sencillo del avance del estudio. Se espera que, debido al proceso de aprendizaje que acompaña al estudio, se realicen algunos cambios durante el progreso del estudio.

ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Un árbol de fallas es un modelo gráfico que ilustra las combinaciones de fallas que pueden causar un accidente específico llamado "evento culminante". El análisis de árbol de fallas (AAF) es una técnica deductiva que emplea símbolos propios de la lógica Booleana para descomponer las causas de un evento culminante en fallas básicas de equipo o errores humanos.

Los eventos culminantes son situaciones peligrosas específicas, típicamente identificadas mediante técnicas menos minuciosas, como un análisis "What if" o HazOp. El AAF genera una lista de las combinaciones de fallas que pueden causar el evento culminante de interés. Estas combinaciones son conocidas como "conjuntos mínimos". Un conjunto mínimo es la asociación más pequeña de componentes de falla que, si todos ocurren o existen simultáneamente, causarán que el evento culminante se materialice. Por tanto, una lista de conjuntos mínimos representa las formas conocidas en las que un accidente puede ocurrir, formuladas en términos de fallas de equipos, errores humanos y circunstancias asociadas.

El árbol de fallas es una representación gráfica de las relaciones entre fallas y un accidente específico. La tabla 2.6 lista los símbolos estándares empleados en la construcción del árbol de fallas.

**Tabla 2.6** Símbolos lógicos o de eventos usados en un árbol de fallas.

	Puerta "o"	El evento salida ocurre si uno de los eventos de entrada ocurre.
	Puerta "y"	El evento salida ocurre sólo cuando todos los eventos de entrada existen simultáneamente.
	Puerta Inhibición	El evento salida ocurre cuando el evento de entrada sucede y la condición de inhibición es satisfecha.
	Puerta Retraso	El evento salida ocurre cuando el evento de entrada ha ocurrido y el tiempo específico de retraso ha expirado.
	Evento Intermedio	Una falla que resulta de la interacción de otros eventos que han sido desarrollados mediante puertas lógicas.
	Evento Básico	Un componente falla que no requiere de más desarrollo. Un evento básico es el nivel más bajo de resolución en un árbol de fallas.
	Evento No Desarrollado	Un evento falla que no ha sido examinado porque la información no está disponible o porque su desarrollo va más allá del alcance del estudio.
	Evento Externo	Una condición o evento que se asume que existe como una condición frontera en el árbol de fallas.
	Símbolos de Transferencia	Estos símbolos indican que el árbol de fallas es desarrollado con más detalle en otra página.



Los eventos de fallas y los eventos básicos representando fallas de equipos o humanas, que a partir de este momento serán llamadas componentes, pueden ser divididos en fallas y faltas. Una falla de componente es un desperfecto que requiere que el componente sea reparado antes de que pueda volver a funcionar correctamente. Una falta de componente es un error que se reparará por sí mismo una vez que las condiciones causantes sean corregidas.

Una suposición básica del árbol de fallas es que todos los componentes ocurren ya sea en un estado de falla o en un estado de trabajo. Las faltas y fallas descritas en el árbol de fallas pueden ser agrupadas en tres clases: (1) primarias, (2) secundarias y (3) de comando.

Las fallas primarias son desperfectos que ocurren cuando el componente está operando en un ambiente para el cual fue diseñado. Las faltas y fallas primarias son usualmente atribuibles a defectos en el componente fallido y no pueden ser atribuidos a alguna fuerza o condición externa.

Las fallas secundarias son desperfectos de equipo que ocurren en un ambiente para el cual la operación del equipo no fue diseñada. Estas fallas o faltas secundarias no son responsabilidad del equipo y son, por tanto, atribuidas a alguna condición o fuerza externa.

Las fallas o faltas de comando son desperfectos en el que el componente funciona de la forma en la que fue diseñado; sin embargo, la función del componente no es la deseada. En otras palabras, las fallas de comando no son responsabilidad del equipo, sino del que lo controla.

Una gran ventaja del AAF, comparado con el análisis de modo de fallas y efectos o el análisis HazOp, es que sólo las secuencias de eventos que conducen a accidentes son investigadas. Las secuencias de eventos sin consecuencias graves no son investigadas, reduciendo la cantidad de trabajo para ser realizado. Otra ventaja es que investiga una combinación de fallas en lugar de fallas sencillas.



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Los incendios y las explosiones han sido el tipo más frecuente de accidente en la industria química, seguido por la fuga de sustancias tóxicas. Esto es de esperarse considerando la cantidad y características de las sustancias normalmente procesadas. Desde el punto de vista del análisis de riesgos, una evaluación de consecuencias de accidentes, requiere la definición del escenario en el que el accidente tendrá lugar; por lo tanto cualquier ingeniero químico debe tener la información necesaria para poder:

- Estar familiarizado con las características del incendio o explosiones causadas por diferentes materiales.
- Estimar las consecuencias de un incendio o explosión.
- Proponer procedimientos para reducir los riesgos de accidente o mitigar sus consecuencias.

Para poder realizar un análisis de consecuencias primero es necesario comprender algunos conceptos, que a continuación se discutirán. El término inflamabilidad se refiere a la facilidad con que una sustancia puede ser quemada en aire o en otros gases que pueden servir como oxidantes; técnicamente, es la propiedad de algunas sustancias de producir, a temperatura ambiente, una cantidad de vapores suficiente para crear una mezcla con el aire que arda en presencia de una fuente de ignición.

La combustión es una reacción química en la que la energía es liberada debido a la oxidación de un material particular; es decir, una reacción de transferencia electrónica, donde el combustible es un donador y el comburente un aceptor de electrones, la energía liberada es la consecuencia de la transferencia electrónica a enlaces más estables. El fuego es, bajo ciertas circunstancias, una consecuencia visible de esta combustión. La combustión sólo ocurre en la fase vapor, lo que significa que los líquidos se deben evaporar y los sólidos pirolizar para que ésta ocurra. La combustibilidad de una sustancia es la propiedad necesaria para poder combinarse con el oxígeno del aire en una reacción muy exotérmica y de alta velocidad.

La temperatura de inflamación (flash point) es la temperatura mínima a la cual una sustancia desprende suficiente cantidad de vapores como para sostener una combustión ante una fuente de ignición. Este término solo aplica a líquidos que son estables en aire o a sólidos que se vaporizan antes de quemarse. El punto de inflamabilidad generalmente se incrementa al aumentar la presión total.



Los elementos requeridos para producir fuego se muestran en la figura 2.6, si uno sólo de los elementos faltase el incendio no ocurrirá. Existe un cuarto factor, mecanismo de reacción, que debe ser considerado de igual importancia que los tres anteriores, pues se puede presentar un efecto catalítico que disminuya la energía necesaria para iniciar el proceso.

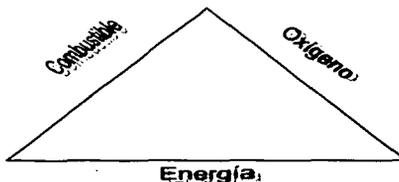


Figura 2.6 Triángulo del fuego

La temperatura de autoignición es la temperatura mínima a la cual una mezcla de gases o vapores de la sustancia con el aire arde espontáneamente sin necesidad de una fuente de ignición. La autoignición ocurre, por lo tanto, sin necesidad de una flama o chispa, debido al nivel térmico tan bajo de la mezcla o al contacto con una superficie caliente.

Los límites de flamabilidad indican el rango de concentración de combustible, normalmente en porcentaje en volumen, dentro del cual una mezcla gaseosa puede quemarse. Abajo del límite inferior de flamabilidad (LIF) no hay suficiente combustible para que la combustión se propague en toda la mezcla, como ocurriría si la mezcla se encontrara dentro de los límites superior e inferior de flamabilidad. De forma similar, con concentraciones de combustible mayores que la del límite superior de flamabilidad (LSF), no hay suficiente oxígeno para que la reacción se propague más allá de la fuente de ignición.

Los límites de flamabilidad dependen de las condiciones atmosféricas, especialmente de la temperatura, donde un incremento ensancha el rango de flamabilidad; se estima que un aumento de 100 grados se refleja en un aumento del 8% en el rango de flamabilidad, mientras que una disminución en la temperatura lo reduce en la misma extensión.

Las variaciones en la presión no tienen un efecto en el LIF tan pronunciado como el de la temperatura, exceptuando cuando las presiones alcanzan valores menores a 5 kPa, donde la flama se propaga con muchas dificultades. Contrariamente, el LSF aumenta considerablemente al incrementarse la presión del ambiente.



El término "oxígeno mínimo para combustión" es la concentración mínima de oxígeno necesaria para que la mezcla arda. Debajo de este punto la reacción no genera suficiente energía para alcanzar la temperatura necesaria para que la flama se propague. El empleo de este concepto es ventajoso, pues permite la eliminación de posibles explosiones independientemente de la concentración de combustible. Este término es muy útil cuando se diseñan sistemas inertes para contenedores de proceso o tanques de almacenamiento.

Como se estableció en el triángulo del fuego, una fuente de ignición es necesaria para que éste exista. La fuente de ignición provee la energía mínima necesaria para comenzar la combustión de la mezcla. Todos los materiales poseen una energía mínima de ignición (EMI) característica. La EMI para hidrocarburos es alrededor de 0.25 mJ, existiendo sustancias que requieren mucho menor cantidad como el hidrógeno, que solo requiere 0.03 mJ.

Las fuentes de ignición más frecuentes en la industria química son las superficies calientes y las flamas de los quemadores. Esta estadística es característica para este tipo de industria, pues para la industria en general las principales fuentes de ignición son la maquinaria de manufactura, los equipos de distribución eléctrica y las personas fumadoras.

INCENDIOS

Las plantas químicas y petroquímicas han sido escenario de grandes incendios, ya que las sustancias producidas son frecuentemente muy inflamables y porque la mayoría de los procesos involucran solventes altamente inflamables.

Los incendios en los que el combustible es líquido, generalmente son originados por fugas en las uniones soldadas, empaques de las bombas, tuberías de mala calidad rotas, agujeros provocados por corrosión, contenedores golpeados, etc. Algunos incendios surgen de descargas deliberadas, como vaciado de tubos y contenedores o remoción de lodos. Como se mencionó anteriormente, si el líquido se encuentra por arriba de su punto de autoignición la combustión será espontánea e inmediata; de lo contrario una fuente de ignición será indispensable.

Algunos de los mayores incendios involucran tanques de almacenamiento, particularmente como resultado de una explosión inicial o fuego en el borde de un tanque de techo flotante. El incendio puede ser extinguido si la respuesta es rápida y los equipos e instalaciones de emergencia tienen suficiente capacidad. Retardos, fallo del equipo de emergencia o capacidad inadecuada comparada con el tamaño del incendio, resultan en un aumento gradual del tamaño del incendio.



Los incendios en superficies líquidas "pool fires" debidos a derrames de líquidos inflamables generalmente no presentan una amenaza para personas que se encuentren fuera de la planta; sin embargo, éste tipo de fuego en movimiento por tuberías frecuentemente es muy peligroso para edificios y las personas dentro de éstos.

Las fugas de líquidos a altas presiones, tienen un mecanismo muy diferente. Estos líquidos liberados en forma de aerosol o chorro, pueden producir un dardo de fuego; tales incendios pueden ser muy intensos, con llamas sorpresivamente largas, que pueden chocar contra otros equipos y causarles serios daños, empeorando el escenario.

Las emisiones de tóxicos durante incendios han sido reconocidas como graves problemas, en la mayoría de los casos, el humo tóxico se elevará sobre el nivel en el que puede causar un daño agudo. No obstante, los incendios en una localidad con edificios altos presentan un gran riesgo, al igual que los incendios en valles angostos bajo condiciones atmosféricas muy estables.

Los incendios y desgraciadamente también las acciones de control y mitigación representan una de las amenazas más agudas al ambiente.

FUGAS DE GASES

Las fugas de gases y vapores se comportan muy diferente a las descargas de líquidos por debajo de su punto de ebullición. Inicialmente, el gas o vapor se esparce como un chorro, con aire mezclándose en este por la turbulencia del flujo de gas. Este mezclado puede diluir el chorro por debajo del límite de flamabilidad inferior.

Una vez que el chorro es esparcido, el gas se dispersará con el viento. Para gases naturales, como el amoniaco o gases ligeros similares, el gas tiende a elevarse y extenderse gracias a la turbulencia del viento. Para hidrocarburos más pesados, la mezcla es menos ligera que el aire y se esparcirá planamente al nivel del piso. Los gases licuados, al mezclarse con el aire resultarán en una mezcla más pesada que el aire, porque el aire está frío, incluso si el gas por sí mismo es ligero.

Los gases inflamables esparciéndose en forma de nube pueden encontrar una fuente de ignición. Generalmente, esto ocurre ya sea en el origen o en la orilla de la nube. La forma del incendio resultante dependerá mucho de la cantidad de aire con el que se ha mezclado el gas. Si se ha mezclado poco, el fuego aparecerá en la orilla de la nube, tanto como el aire se difunda dentro de la nube.



EXPLOSIONES

Una explosión a diferencia del incendio libera energía de forma repentina y violenta. Si una nube homogénea de vapor dentro del rango de flamabilidad se prende en ausencia de restricciones externas, el resultado es una flama esférica, la cual se propaga rápidamente hacia el resto de la nube. La combustión provoca un incremento en la temperatura, y normalmente un incremento en el número de moles. La velocidad de este proceso provoca un aumento en la presión local, misma que no se equilibra con sus alrededores. En un incendio el proceso es suficientemente lento para que este incremento en la presión sea disipado.

La flama en expansión provoca ondas de presión en la mezcla que no ha reaccionado, estas ondas generalmente se propagan a la velocidad local del sonido. Si la velocidad del frente de reacción es suficientemente alta, se producirá una superposición frontal de ondas, generando ondas de choque.

Las explosiones se clasifican en deflagraciones o detonaciones, dependiendo de sus velocidades relativas de sonido y del frente de combustión en la mezcla que no ha sido consumida. Si la velocidad de la flama es menor que la propagación del sonido en la mezcla que no ha reaccionado, se produce una deflagración.

Las detonaciones de las mezclas de gas combustible con aire requieren de cierto grado de confinamiento. Una detonación puede ocurrir directamente o como una transición de deflagración, si ha ocurrido en el proceso una aceleración del frente de reacción; evento (este último) que puede ocurrir en tuberías. Las presiones alcanzadas en las detonaciones son mucho más altas y por lo mismo sus efectos son más destructivos.

El efecto final de una explosión o incendio depende de la naturaleza intrínseca del accidente y de las condiciones en qué ocurrió, las cuales pueden aumentar o mitigar sus efectos.

En una explosión física, es decir, cuando no hay reacciones químicas contribuyendo a los efectos de la explosión o si los hay no son de importancia, cuando sólo hay gas presente, los posibles efectos se ven reducidos a la formación de ondas de choque y proyectiles, siempre y cuando no haya ignición de la mezcla.

En caso de que exista ignición y el gas sea de naturaleza combustible, puede ocurrir una explosión de nube de vapor no confinada (UVCE, por sus siglas en inglés) o un incendio repentino. Los efectos finales de una UVCE son la formación de ondas de choque y proyectiles, los efectos térmicos no son considerados de gran importancia, no así en un incendio repentino.

Cuando existe líquido y vapor en una explosión física, las consecuencias son diferentes. Si el líquido se encuentra por debajo de su temperatura de ebullición, únicamente el vapor tomará parte en la explosión y la evolución de los eventos es similar a la explicada anteriormente.



BLEVE

Si el líquido se encuentra por arriba de su punto de ebullición, la explosión física inicial provocará la ruptura del contenedor, causando una descompresión repentina y, por ende, una evaporación masiva de líquido. Esto es conocido como BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion).

El patrón típico de una BLEVE comienza con un incendio debajo o alrededor de un recipiente presurizado conteniendo un gas licuado. Como resultado, la presión aumenta y la válvula de alivio abre. Si la parte seca del contenedor, es decir por arriba del nivel del gas licuado, no es enfriada, se sobrecalentará y el material se fatigará. Cuando el recipiente ceda a la presión, una gran parte del contenido del recipiente se evaporará, resultando una gran nube de líquido evaporándose y gas, mezclándose violentamente con el aire y quemándose. Todo el contenido de un recipiente se puede quemar en menos de 40 segundos, causando una radiación térmica muy intensa.

Las BLEVE tienen un gran poder destructivo debido al incremento de la presión causado por la incorporación repentina del líquido a la fase gaseosa. La ignición de una BLEVE produce una masa de gases a alta temperatura conocida como "Bola de Fuego", con efectos térmicos muy significativos.

EXPLOSIONES INTERNAS EN EQUIPOS

Otro tipo de explosiones son las confinadas, éstas incluyen a las deflagraciones inicialmente confinadas por recipientes o edificios. En este caso, si la estructura o recipiente permiten un venteo adecuado no habrá consecuencias posteriores, en caso contrario, se producirán ondas de choque, proyectiles originados en el recipiente y radiación térmica.

Un equipo en una planta química puede explotar como resultado de una reacción descontrolada, o por el ingreso de aire a sus internos, seguido por combustión. Estas explosiones pueden ser muy violentas e incluso afectar a personas fuera de la planta.

Finalmente, existen explosiones o incendios provocados por el derrame de gases o líquidos capaces de evaporarse lo suficiente para generar una mezcla combustible. Si la emisión es de dos fases, se formará una nube que puede causar una UVCE o un incendio repentino.

También es posible que se formen dardos de fuego, incendios en superficies líquidas o que solo haya dispersión de la sustancia sin ignición. En conclusión, el momento de ignición es de gran importancia para determinar el tipo de accidente que tomará lugar.

**CAPÍTULO III
TRABAJO DE CAMPO**



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



La unidad Hidrodesulfuradora de Gasóleos U-030, esta diseñada para procesar una carga de alimentación de 49,700 BPD, para cualquiera de las siguientes mezclas de carga:

1. Gasóleo ligero de la coquización (GOL) y gasóleo de vacío (GOP).
2. Una mezcla de diesel de la unidad primaria y gasóleo pesado de coquización (GOPC).

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica utilizando un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, así mismo para saturar los aromáticos y los olefinicos en la carga. Los metales se eliminan por su fijación en la superficie del catalizador. También se elimina agua, obteniendo un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras se obtienen con poca o ninguna pérdida del producto. Los productos de esta unidad son los siguientes:

- Gasóleo Pesado (GOP) a FCC.
- Producto terminado de Diesel.
- Nafta no estabilizada que es enviada a Hidrotratamiento.
- Gases de salida (a PSA "pressure swing absorption" para recuperación de hidrógeno).

La unidad incluye instalaciones para la regeneración de amina rica en azufre producida dentro de la unidad.

También se contempló la producción de agua amarga la cual se enviará a la unidad de Tratamiento de Aguas Amargas de la Refinería de Madero.



Las instalaciones dentro de los límites de batería de la U-030 son las siguientes:

- Sistema de alimentación al reactor
- Sección de purificación
- Purificación de gas de recirculación
- Sistema de alimentación a fraccionamiento GOP
- Sistema de domos y Fraccionadora de GOP
- Enfriamiento de producto GOP
- Agotadora de diesel
- Enfriamiento de producto diesel
- Compresión de gas de recirculación
- Compresión de gas de reposición
- Compresión y tratamiento de gases de salida
- Sistema de purificación de hidrógeno
- Sistema de regeneración de amina
- Sistema de drenaje cerrado

La carga de hidrocarburos contiene una cantidad variable de compuestos contaminantes, los cuales deben ser eliminados para obtener las especificaciones previstas en el producto final de esta Planta.

Los compuestos contaminantes de la carga se descomponen en hidrocarburos más ligeros que puedan ser eliminados fácilmente del producto.

Las reacciones que se realizan en el proceso de hidrodesulfuración, son generalmente exotérmicas. Sin embargo, sólo la saturación de olefinas y la descomposición de compuestos nitrogenados liberan una cantidad considerable de calor.

Todas las reacciones que ocurren en el proceso de hidrodesulfuración consumen hidrógeno. En cortes provenientes de desintegración, las olefinas son grandes consumidoras de hidrógeno por sus altas concentraciones.

Debido a esto, los compuestos de azufre también consumen una apreciable cantidad de hidrógeno.

Los compuestos de silicio (componentes de aditivos antiespumantes), también pueden retenerse en el catalizador cuando su presencia es esporádica.



DESCRIPCIÓN DE PROCESO ⁽¹⁹⁾

(Referirse a los DFP's)

La hidrodesulfuración es un proceso de refinación catalítica que utiliza un catalizador selectivo, en combinación con una corriente de gas rica en hidrógeno, para descomponer los compuestos de azufre, oxígeno, nitrógeno, cloruros y compuestos metálicos, y también para saturar los aromáticos en la carga. Los metales se eliminan por su fijación en la superficie del catalizador. También se elimina agua, obteniendo un producto seco y libre de impurezas. Todas estas mejoras se obtienen con poca o ninguna pérdida del producto.

Para llevar esto a cabo, la unidad se divide en las siguientes secciones de procesamiento:

- Sección de Carga
- Sección de Reacción
- Sección de Fraccionamiento
- Sección del Compresor de H₂ de Reposición
- Sección de Tratamiento y Regeneración de Amina

SECCIÓN DE CARGA

La unidad de hidrodesulfuración de Gasóleos "U-502", recibe 49,700 BPD de carga en L/B proveniente de las siguientes plantas:

Gasóleo pesado de la Planta de Destilación Atmosférica
Gasóleo pesado de Planta de Destilación al Vacío
Gasóleo pesado y ligero de la Planta Coquizadora

Las corrientes previas de hidrocarburo, se reciben en la Planta de la siguiente manera:

Por una línea, se recibe una mezcla compuesta por 12,816 BPD de gasóleo ligero y 10,593 BSPD de gasóleo pesado, proveniente de la Planta Coquizadora o de Almacenamiento.

Por la otra línea, se recibe una mezcla compuesta por 2,629 BPD de gasóleo atmosférico pesado y 23,662 BPD de gasóleo pesado de vacío, el cual proviene de la planta Atmosférica y Vacío, o de almacenamiento.

Quando la alimentación proviene de tanques de almacenamiento, se pasa por el Precalentador de Alimentación con Vapor de MP, E-01A/B (lado coraza), que utiliza como medio de calentamiento vapor a 10 kg/cm² y 183°C (vapor atemperado de media o vapor obtenido en el Generador de vapor MP de Rebombeo de la Fraccionadora E-34); en este equipo la carga se calienta a 154.5°C y posteriormente se dirige al Filtro de Alimentación ME-01.



En el caso de que la carga proceda directamente de las plantas, será llevado por el desvío (bypass) del Precaentador de Alimentación con Vapor de MP, E-01A/B, con el fin de pasar directamente al Filtro de Alimentación ME-01, en donde los sólidos que puedan arrastrar la carga, se retiran. Entonces la corriente pasa al Cambiador de Alimentación/ GOP Producto E-02 (lado coraza), en el cual se calienta hasta 160°C; en estas condiciones se recibe en el Tanque de Balance de Alimentación D-01. El control de temperatura de la corriente de alimentación al Tanque de Balance de Alimentación D-01 se lleva a cabo por medio de un control a la salida del Cambiador de Alimentación/ GOP Producto E-02, que actúa en rango dividido en las válvulas localizadas, una en la línea de alimentación al Cambiador de Alimentación/GOP Producto E-02 (lado coraza) y la otra en su desvío ("bypass"). Este control ajustará la temperatura a 160°C.

La presión en el tanque de carga, se controla a 2.1 Kg/cm², por medio de dos controles de presión, uno de ellos admite gas combustible a través de una válvula automática en caso de disminución de presión en el tanque, y el otro transmite una señal de apertura a su válvula automática correspondiente, en caso de que la presión se incremente más que la presión de operación, mandando el exceso al desfogue.

El Tanque de Balance de Alimentación D-01, tiene integrada una malla coalescedora, cuya función es separar el agua arrastrada por la carga; también, tiene un elevador cuya función es recolectar el agua y mandarla a control de nivel de interfase para tratamiento fuera de L/B.

SECCIÓN DE REACCIÓN

La carga de hidrocarburos contenida en el tanque de carga, se manda por medio de la bomba de carga a control de flujo hacia dos direcciones con un flujo de 49,700 BPD y una presión de 155 kg/cm². Una parte va para precalentamiento a los cambiadores de efluente del reactor (lado tubo)/alimentación para después mezclarse con una corriente rica en hidrógeno que proviene del compresor de gas de recirculación, y la otra como a la corriente de alimentación al calentador de carga a reacción.

La carga, que se envía al precalentador carga/efluente del reactor, incrementa su temperatura hasta 205°C. Este cambiador tiene un "bypass" (lado tubos), en el que está instalada una válvula automática, que recibe la señal del control de temperatura cuya toma de señal se localiza en la salida (lado coraza), y su función consiste en ajustar la temperatura de alimentación al Separador Caliente de AP D-02.

En la salida del Cambiador de Alimentación/Efluente del Reactor E-04A/B, la carga se mezcla con una corriente de gas rica en hidrógeno a 262°C, cuyo flujo procede de cambiador Gas de Recirculación/ Vapor de AP E-05A/B (lado coraza). La mezcla de hidrógeno-hidrocarburos a 212°C, se alimenta al Cambiador de Carga al Reactor/Efluente del Reactor E-03A/B en la que incrementa su temperatura hasta 354°C. Con el propósito de satisfacer las condiciones de temperatura en el arranque (309°C), se introduce una corriente moderadora de gasóleos a la mezcla proveniente del Cambiador de Carga al Reactor/Efluente del Reactor E-03A/B a control de temperatura.



La mezcla de hidrógeno-hidrocarburos vaporizada al 5.8% en peso y a 309°C de temperatura se envía al Calentador de Carga al Reactor H-01, con el objetivo de alcanzar la temperatura adecuada para satisfacer las reacciones de saturación aromática en el Reactor de Desmetalización R-02 y posteriormente la reacción de hidrodesulfuración en el Reactor HDT R-01.

A. Calentador H-01 de Alimentación al Reactor.

El efluente parcialmente vaporizado, pasa al calentador de alimentación al reactor donde se vaporiza al 7% en peso y por este medio se obtiene la carga térmica necesaria para lograr la temperatura de 331°C requerida en el reactor.

La carga se alimenta por dos serpentines. El arreglo de los serpentines es simétrico, por lo tanto el flujo es uniforme para cada serpiente. En la entrada y salida de cada serpiente hay indicadores de temperatura e indicadores de presión. Esta instrumentación permite detectar anomalías de operación en cada serpiente, también tiene indicadores para conocer la temperatura de pared del calentador. En la salida del calentador, los dos serpentines se conectan en un cabezal común en el que está instalado un transmisor de temperatura. La señal, que ha sido seleccionada de cualquiera de ellos, se recibe por un control de temperatura, que en cascada y control de presión de gas combustible ajusta el suministro de gas a quemadores para mantener la temperatura requerida en el efluente del calentador.

El efluente del calentador se manda al Reactor de Desmetalización R-02.

B. Reactor de Desmetalización R-02

La mezcla efluente de hidrocarburos-hidrógeno del Calentador H-01 de Alimentación al Reactor, entra al Reactor de Desmetalización R-02, en el que se completan las reacciones de saturación de compuestos aromáticos. Este reactor contiene catalizador Syncat 21 (presulfurado) cuyos principios activos son el Ni-Mo.

La relación recomendada de H_2/HC para lograr la desmetalización y prevenir la formación de coque es de 306 m^3 de hidrógeno/ m^3 de carga.

El reactor tiene un indicador de presión diferencial a través del cual se puede encontrar la caída de presión, lo que es un índice del grado de carbonización que puede tener el catalizador; adicionalmente la indicación de presión local se obtiene en la entrada y salida del reactor. Se pueden utilizar para determinar, por sus diferencias, la caída de presión. La temperatura de la salida del reactor se conoce a través de un indicador de temperatura. La ΔT del reactor esta en función del tipo de carga y de la concentración de contaminantes que contiene, por lo que es recomendable alimentar la carga al reactor a la temperatura mínima a la que se activa el catalizador para cumplir con las reacciones correspondientes.



Es necesario sólo incrementar la temperatura si los productos no alcanzan la especificación o si el catalizador presenta menor actividad por envejecimiento o carbonización. Cuando esta reacción se opera a la temperatura mínima permisible, se obtendrá la mayor prolongación de vida.

Con el propósito de monitorear la temperatura de reacción, existen 12 indicadores de temperatura estratégicamente distribuidos en el lecho de catalizador del reactor. El efluente de este reactor, se alimenta al Reactor de HDT R-01.

C. Reactor HDT R-01

La corriente de efluente de hidrógeno/hidrocarburos del Reactor de Desmetalización R-02 se mezcla con una corriente de hidrógeno de apagado para alimentarse posteriormente al Reactor HDT R-01, a 337°C, 137 Kg/cm², y 13.06% de vaporización. Este reactor lleva a cabo la reacción de hidrodesulfuración. Este reactor tiene un catalizador Syncat 20 (presulfurado), cuyos principios activos son Ni-Mo.

La relación H₂/HC recomendada para efectuar la desmetalización y prevenir la formación de coque es de 780 Nm³ de hidrógeno/m³ de carga.

La temperatura en el Reactor HDT R-01 se incrementa conforme desciende la corriente que pasa a través de él, ya que las reacciones son exotérmicas. El catalizador en la reacción se distribuye en tres lechos con el objetivo de limitar el incremento de la temperatura. Cada lecho tiene un indicador de presión diferencial. Con estos indicadores se puede encontrar la caída de presión; que es un índice del grado de carbonización que puede tener el catalizador en cada lecho; adicionalmente la indicación de presión local se obtiene en la entrada y salida del reactor. Se pueden utilizar para determinar la caída de presión a través de sus diferenciales. La temperatura de la salida del reactor se conoce a través de un indicador de temperatura. La ΔT del reactor es función del tipo de carga y de la concentración de contaminantes que contiene, por lo tanto se recomienda alimentar la carga al reactor a la temperatura mínima a la que se activa el catalizador para cumplir con las reacciones correspondientes.

Es necesario sólo incrementar la temperatura si los productos no alcanzan la especificación o si el catalizador presenta menor actividad por envejecimiento o carbonización. Cuando esta reacción se opera a la temperatura mínima permisible, se obtendrá una mayor prolongación de vida.

En la alimentación al primero, segundo y tercer lecho del catalizador, hay una inyección de hidrógeno de apagado cuya función es controlar la temperatura del efluente de cada lecho a la misma temperatura de la entrada del reactor.

Este reactor tiene indicadores de temperatura localizados en cada lecho (18 por lecho) cuya función es monitorear la temperatura de reacción.



El primer lecho tiene tres termopozos compuestos de seis termopozos cada uno a diferentes alturas, localizados a lo largo de cada lecho. De los tres termopozos, sólo dos de ellos pueden tener las señales de control de temperatura de este primer lecho. Estas señales hacen que se promedien los seis termopozos localizados en el mismo termopozo. Dos señales promediadas llegan a un selector manual en el que el operador seleccionará una de ellas, controlando el flujo de hidrógeno al lecho.

En el segundo y tercer lecho cada uno tiene seis termopozos, compuesto de tres termopozos cada uno localizados a lo ancho y a diferente niveles de cada lecho. De los seis termopozos, sólo uno de los termopozos superiores de cada lecho obtiene la señal para el control de temperatura del lecho respectivo. Dos señales promediadas llegan a un selector manual en el que el operador seleccionara una de ellas, lo que controlará el flujo de hidrógeno del lecho correspondiente.

El efluente del reactor a 378°C y 134 Kg/cm² man., se envía al Cambiador de Alimentación al Reactor/Efluente del Reactor E-03A/B (lado tubos), para ceder su cantidad de calor a la carga; de este modo se obtiene el producto desulfurado a 310°C y se envía al Cambiador Alimentación/Efluente del Reactor E-04A/B (lado coraza), desde donde sale a 290°C, para ser alimentado al Separador Caliente de AP D-02.

En el Separador Caliente de AP D-02 se separan dos fases: la fase orgánica líquida consiste en una mezcla de hidrocarburos hidrotratados; la cual se envía a control de nivel al Tanque de Balance D-06 de Alimentación a la Fraccionadora T-02, previa unión con el líquido proveniente del Separador Frío de alta presión (lado tubos) en el Cambiador de GOP Producto/ Alimentación a la Fraccionadora E-09A/C.

La fase gaseosa que consiste en su mayor parte en hidrógeno, se enfría a 230°C en el Cambiador de Gas de Recirculación/Vapor Caliente de AP E-05A/B, pasa al Condensador de Vapor Caliente de AP EA-06 (de tipo de Aeroenfriador); en donde se enfría hasta 55°C, posteriormente pasa al Enfriador de Ajuste de Vapor Caliente de AP E-07, enfriándose a 49°C (por medio de agua de enfriamiento) y finalmente, se recibe en el Separador Frío de AP D-03. Antes de que la corriente gaseosa pase al Condensador de Vapor Caliente de AP EA-06, se inyecta una corriente de agua de lavado con el objetivo de mantener el disulfuro de amonio en solución y prevenir su depósito en el equipo.

En el Separador Frío de AP D-03 se separan: el agua amarga, los hidrocarburos líquidos y el gas de recirculación. El agua amarga se envía a control de nivel a L/B, para su tratamiento, los hidrocarburos líquidos se envían también a control de nivel para mezclarse con el líquido del separador de gas caliente de alta presión para alimentarse al Tanque de Balance de Alimentación a la Fraccionadora; y el gas de recirculación se envía a la Absorbadora de Amina de AP T-01.



El hidrógeno de recirculación fluye a la Absorbadora de Amina de AP T-01, entrando por la parte inferior. La absorbadora es una columna con dos lechos empacados con "pall rings" de acero inoxidable de 51mm de diámetro, en dónde a contracorriente hace contacto con una solución de DEA al 35%, con el propósito de eliminar el H₂S producido por la reacción de desulfuración.

El gas de recirculación, que sale de la Absorbadora de Amina AP T-01, por la parte superior a 55°C y a 128 kg/cm², fluye al Tanque Separador de Líquidos D-04 de Succión del Compresor de Gas de Recirculación.

Del Tanque Separador de Líquidos D-04 de Succión del Compresor de Gas de Recirculación a 55°C y a 127.7 kg/cm² man, el hidrógeno de recirculación fluye al Compresor de Gas de Recirculación C-01, en el que se comprime hasta 147 kg/cm² man.

De la corriente de descarga del Compresor C-01 de Gas de Recirculación, una parte recircula a través de la línea de control de inestabilidad (anti-surge) hacia la entrada del condensador de Vapor Caliente de AP EA-06, por medio del controlador anti-surge del Compresor de Gas de Recirculación C-01, que actúa con la válvula localizada en la línea anti-surge.

A la otra corriente de descarga del Compresor C-01, se le une la línea de descarga del compresor C-02A/B de Hidrógeno de Reposición. La mezcla de las dos corrientes se divide, una se utiliza como corriente de apagado del Reactor HDT R01 (a cada uno de los tres lechos), la otra como corriente de gas de alimentación o de recirculación. La corriente de apagado para cada lecho, del R-01, se controla por medio del control en cascada del flujo de hidrógeno de apagado/temperatura del lecho a controlar. La corriente de alimentación o de recirculación se calienta hasta 262°C en el cambiador de Gas de recirculación/vapor de AP E-05A/B (lado coraza), y se une a la carga líquida de gasóleos proveniente del E-4.

D. Compresor de Gas de Recirculación C-01.

El compresor de gas de recirculación está diseñado con 15% en la fluctuación del peso molecular con el objetivo de cubrir la variación compuesta del gas durante la operación de la unidad.

El compresor se acciona por un motor eléctrico.

Las condiciones de succión son: 55°C y 129.1 kg/cm² abs.; y de descarga 72°C y 148 kg/cm² abs.



Para asegurar la estabilidad del compresor en una situación de bajo flujo, existe un sistema de protección "anti-surge" (inestabilidad), el cual recircula gas de la descarga a la succión, a través del Condensador de Vapor Caliente de AP EA-06, el Enfriador de Ajuste de Vapor Caliente de AP E-07, el Separador Frío de AP D-03, la torre absorbidora de Amina de AP T-01 y el Tanque Separador de Líquidos D-04 de Succión del Compresor de Gas de Recirculación.

El tanque D-04 Separador de Líquidos de Succión del compresor de Gas de Recirculación, tiene un interruptor de muy alto nivel, el cual envía una señal para el paro automático del Compresor de Gas de Recirculación C-01, y el cierre de las válvulas de protección en la succión y descarga para protección del compresor.

En el Tanque D-04 Separador de Líquidos de Succión del Compresor de Gas de Recirculación, se separan dos fases, en el cual, por el domo la corriente gaseosa pasa por un eliminador de niebla para eliminar las partículas líquidas que pudieran dañar los álabes del compresor.

Algunas veces es necesario purgar el gas de recirculación para eliminar aquellos incondensables que se concentran en el gas de recirculación, para lo que se tiene una válvula de control de flujo en la salida del Tanque D-04, para purgar esta corriente al cabezal de gas combustible o al desfogue.

Los compresores tienen sus propias protecciones para la operación adecuada.

E. Eliminación de sales de Amonio.

Los compuestos de nitrógeno que existen en la mezcla de gasóleos se eliminan con la formación de amoníaco. Al mismo tiempo este amoníaco se combina con compuestos de azufre de la carga, dando lugar a la formación de sales de amonio y azufre, las cuales se cristalizan a baja temperatura en la corriente de efluente del reactor. Esta cristalización se produce principalmente en la parte más fría, dando como resultado la formación de depósito de sal en el condensador de Vapor Caliente de AP EA-06 y en el Enfriador de Ajuste de Vapor Caliente de AP E-07, respectivamente, originando una disminución considerable de la eficiencia en la transmisión de calor de estos equipos.

Para prevenir esta situación, existe un punto de inyección de agua de lavado, localizado entre el E-05A/B y el Condensador de Vapor Caliente de AP EA-06. La sal, que es muy soluble, se elimina como solución acuosa a control de nivel de interfase en el Separador Frío de AP D-03, enviándola al cabezal de agua amarga.



SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO

En esta sección se obtienen: los gases incondensables e hidrocarburos ligeros existentes en el efluente procedente de la sección de reacción y mediante un fraccionamiento adicional, como son: gasóleo pesado desulfurado con un contenido máximo de 1,500 ppm de azufre, nafta amarga no estabilizada (<20 ppm a inicio de corrida y < 40 ppm a fin de corrida), que se envía a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas; diesel desulfurado con un contenido máximo de 200 ppm de azufre; y gas combustible con contenido de H_2S de 30 ppm mol, que se envía a la PSA.

La corriente de hidrocarburos en fase líquida, proveniente del Separador Caliente de AP D-02, se une con la corriente líquida proveniente del Separador Frio de AP D-03, para que la mezcla pase al Cambiador E-09A/C (GOP Producto/Alimentación a la Fraccionadora), en el que se precalienta de 279°C a 316°C, de aquí pasa al Tanque de Balance D-06 que alimenta a la Fraccionadora, en el se efectúa una gran separación por evaporación instantánea (por medio de flash) en esta corriente. La fase de vapor del Tanque D-06 se envía a través de un controlador de presión (ajustado a 6.0 kg/cm²) al plato No. 5 de la Fraccionadora T-02 de GOP. La fase líquida se envía con la bomba P-4A/B al Calentador H-02 el cual alimenta a la Fraccionadora a través de un control de nivel en cascada del tanque D-06 de alimentación a la fraccionadora/flujo de descarga de la bomba a 316°C y 9 kg/cm².

A. Calentador H-02 de Alimentación a la Fraccionadora.

La corriente de gasóleos pesada incrementa su temperatura en el calentador a 389°C. Antes de que la corriente entre al calentador, se distribuye en cuatro serpentines, regulando el flujo en cada uno de ellos por medio de los controladores de flujo, que se manejan por un controlador total de flujo (localizado en el cabezal antes de ser distribuido) y una señal diferencial de temperatura entre el promedio y la señal individual de cada serpentín. Los Cuatro serpentines tienen un indicador local de presión en la entrada y salida del calentador así como indicador de temperatura al control distribuido. Esta instrumentación permite detectar anomalías de operación en cada uno de los serpentines.

En la entrada del calentador, los cuatro serpentines se conectan a un cabezal común, en el que hay dos indicadores de temperatura cuyas señales se toman por un selector de baja señal la cual se envía a un controlador de temperatura, que ejecuta las operaciones necesarias para manejar la cantidad de gas combustible a los quemadores del calentador y/o la cantidad necesaria de flujo de aire para la combustión cuando el calentador opera a tiro forzado.

El Calentador H-02 de Alimentación a la Fraccionadora, es un calentador a fuego directo que utiliza sólo gas combustible y tiene un sistema de precalentamiento de aire para utilizar la energía térmica provista por el gas combustible de la parte más alta de la zona de convección y que de otra manera sería enviada al medio ambiente perdiendo una considerable cantidad de energía.



El sistema de precalentamiento de aire se integra básicamente por un precalentador, en donde el gas combustible transfiere calor sensible al aire, un ventilador de tiro de forzado, un ventilador de tiro inducido, cajas de aire atmosféricas y ductos de aire para el gas combustible.

La parte media de la zona de convección del calentador se usa para generar vapor sobrecalentado de media presión, que se usa como vapor agotador en la Fraccionadora T-02 de GOP y en el Agotador de Diesel T-03, enviando el excedente a control de presión al cabezal general del vapor de media presión.

La corriente de efluente del proceso del calentador, vaporizada a 15.5% en peso se envía como alimentación a la Fraccionadora T-02 de GOP, entrando al plato No. 20.

B. Fraccionadora T-02 de GOP

El objetivo de este equipo es separar los hidrocarburos ligeros de aquellos más pesados que saldrán como productos.

La Fraccionadora tiene 26 platos tipo válvula de cuatro pasos, entre el plato No. 8 y No. 9 hay un plato de chimenea por el cual se extrae el diesel a 254°C, una parte para regreso como reflujo intermedio y la otra para enviarse al Agotador de Diesel T-03. La parte que se toma como reflujo intermedio, se envía a través de la Bomba de Rebombeo de la Fraccionadora P-30A/B, para intercambiar calor en el Generador de Vapor de media presión/Recirculación del Rebombeo de la Fraccionadora E-34 (lado tubos), a un flujo de (833.7m³/h). La temperatura en la salida del Generador de Vapor E-34 (223°C) de MP de Rebombeo de la Fraccionadora se controla por medio de un controlador de temperatura que opera el desvío (bypass).

La otra parte del diesel, se extrae de la columna de fraccionamiento a control de nivel de la Agotadora de Diesel T-03, siendo alimentado al plato No.1. Este equipo tiene seis platos tipo válvula de un paso en donde el diesel se agota por medio de una corriente de vapor sobrecalentado (2,460 kg/h), generado en la zona de convección del Calentador H-02 de Alimentación a la Fraccionadora.

El diesel agotado del fondo de la Agotadora de Diesel T-03 a 243°C y 1.9 kg/m², se succiona por la Bomba P-06A/B de Fondos de la Agotadora de Diesel y se envía a enfriamiento, primero en el Aeroenfriador EA-14 (hasta 55°C) de Diesel Producto y después en el Enfriador de Ajuste E-19A/B (hasta 38°C), para pasarlo a la Coalescedora de Diesel Producto D-10.

La Coalescedora de Diesel Producto D-10 tiene una malla coalescedora para separar el agua, que se puede lavar con el diesel, acumulándose el agua en una bota colectora, para enviarla a control de nivel como agua de lavado y mezclarse en la succión de la Bomba de Agua de Lavado P-02A/B.

La Coalescedora D-10 de Diesel Producto opera inundada y el diesel producto sale por la parte superior para enviarse a control de flujo (920,996 BPD) a almacenamiento a 38°C y 5.0 kg/cm².



Los vapores de la Fraccionadora T-02 de GOP a 157°C y 1.7 kg/cm^2 , se envían al Condensador EA-11 de Domos de la Fraccionadora, tipo aerofriador, enfriando la corriente a 55°C , y posteriormente al Enfriador de Ajuste de domos de la Fraccionadora de GOP E-12A/B (lado coraza) donde se enfrían a 38°C , (utiliza agua como medio de enfriamiento). En este equipo, la corriente se condensa parcialmente, enviándose al Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora de GOP.

La presión de la torre se mantiene de manera indirecta a través de un control de presión en rango dividido localizado en el Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora GOP; este control permite controlar el acumulador a 1.0 kg/cm^2 . En caso de una disminución de presión, el control abrirá la válvula localizada en la línea de recirculación de la descarga del Compresor C-03A/B de Gases de Salida, admitiendo gases y en caso de que la presión aumente más allá de la presión de operación, el control cierra la válvula de recirculación y abre la válvula a desfogue, liberando el exceso de vapor.

Los gases de la parte superior del acumulador, fluyen a la succión del Compresor C-03A/B de Gas de Salida.

El Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora GOP, tiene una pared interna, la cual provee el tiempo de residencia suficiente para separar la fase acuosa del hidrocarburo; la fase acuosa se asienta mientras que la fase de hidrocarburo debido a su baja densidad permanecerá en la parte superior, derramando la pared y siendo recolectada en el otro lado.

La fase acuosa se envía por medio de la Bomba de Agua de Lavado P-02A/B a dos direcciones, una a control de nivel del Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora de GOP a tratamiento de aguas amargas a L.B., y la otra a control de flujo como agua de lavado a la entrada del condensador de Vapor Caliente de AP EA-06 tipo aerofriador. En la succión de la Bomba de Agua de Lavado P-02A/B, la corriente acuosa proveniente de la Coalescedora D-12 de GOP Producto y la Coalescedora D-10 de Diesel Producto y también de los tanques de succión y de descarga de los compresores de hidrógeno de reposición Tanque de Succión del Compresor de H_2 de Reposición D-05 y Tanque Separador de Líquidos de 1ra. Etapa Compresión de Hidrógeno de Reposición D-08A/B, respectivamente. El control de nivel de la fase acuosa del Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora de GOP se efectúa en rango dividido, admitiendo agua de L/B, en caso de tener bajo nivel de agua, o eliminando el agua amarga a tratamiento fuera de L/B en caso de incrementarse el nivel.

Los hidrocarburos líquidos, que se obtienen en el Tanque D-07 de Domos de la Fraccionadora de GOP, se extraen a través de la Bomba P-07A/B de Nafta Producto para enviarse a 38°C y a 6.0 kg/cm^2 , una parte ($67.9\text{ m}^3/\text{h}$) como reflujo al plato No. 1 de la columna de fraccionamiento y la otra a control de nivel de su tanque (201 BPD) como producto a L/B, a la Planta Hidrodesulfuradora de Naftas. El control de reflujo se ejecuta a través del control de temperatura en cascada de los vapores, el cual viene de la corriente de domo/reflujo, manteniendo la temperatura a 157°C .



A fin de lograr una adecuada separación de los hidrocarburos en la Fraccionadora de GOP T-02, se inyecta desde el fondo una corriente de vapor de agotamiento a control de flujo (8,323 kg/h) proveniente de la zona de convección del Calentador de Alimentación a la Fraccionadora H-02.

El producto de la Fraccionadora GOP T-02 (gasóleo pesado) a 365°C, se extrae por medio de la bomba P-5AB, mandándose a enfriar, primero en el Cambiador E-09A/C (lado coraza) de GOP Producto/Alimentación a la Fraccionadora, saliendo a 302°C, posteriormente en el Generador de vapor E-10 de GOP Producto/Vapor de MP (lado tubos), siendo la temperatura de salida de 235°C y se controla por medio de una válvula, la cual desvía el Generador de vapor de GOP Producto/Vapor de MP E-10; continuando al E-2 (lado tubos), entonces precalienta el agua de caldera al pasar por el lado coraza del E-18, y se dirige al Aeroenfriador de GOP Producto EA-13 tipo aeroenfriador, finalmente se envía como gasóleo producto a la Unidad DCF (FCC) o a Almacenamiento.

El gasóleo producto, que se envía a la unidad DCF (FCC), sale a una temperatura (168°C), más alta que la temperatura con la que se envía a almacenamiento (70°C), por lo que, cuando se envía a DCF (FCC), es necesario apagar la mitad de los ventiladores del Aeroenfriador del GOP Producto EA-13.

El control de gasóleo producto se lleva a cabo por medio de un controlador de nivel en cascada de la Fraccionadora T-02 de GOP fondos/corriente de salida de producto a almacenamiento o a la unidad DCF (FCC). El controlador de flujo se localiza en la salida del Aeroenfriador EA-13 de GOP Producto, cuya señal pasa por un selector manual que dirige la señal hacia la válvula de control respectiva, y hacia almacenamiento o a la unidad DCF (FCC), dependiendo en donde se seleccionó la salida del producto.

El gasóleo producto sale por el domo de la Coalescedora D-12 de GOP Producto y se envía a almacenamiento a 70°C y a 5.0 kg/cm².

La Coalescedora D-12 de GOP producto tiene una malla interna para completar la coalescencia (separación) de las partículas de agua, el agua separada se recolecta en una bota y se envía a control de nivel a la succión de la Bomba de Agua de Lavado P-02A/B, la cual se mezcla junto con la corriente de agua amarga que proviene de la Coalescedora D-10 de Diesel Producto.

C. Compresor de Gases de Salida C-03A/B

Los gases provenientes del Tanque de Domos de la Fraccionadora de GOP, los succiona el compresor de gas producto Compresor de Gases de Salida C-03A/B, se enfrían en el Enfriador E-29 de Alimentación a la Absorbadora de Amina de BP. Por el domo de este tanque los gases fluyen al Enfriador E-35 de Gases de Salida, pasando posteriormente al bote de condensado de Alimentación de la Absorbadora de Amina para dirigirse finalmente como gas combustible a L/B o a la PSA PA-24 dentro de la misma planta.



El compresor de gases de salida tiene dos compresores accionados por motor eléctrico, el C-3A y C-3B, de dos etapas. Cada uno maneja el 100% de la capacidad de operación normal; uno opera mientras que el otro está en espera. Este compresor tiene las siguientes condiciones de succión: 1.0 kg/cm² y 38°C; y las de descarga: 9.0 kg/cm² y 130°C. También tiene sus propias protecciones.

La corriente de descarga del Compresor C-03A/B de Gases de Salida, se enfría en el Enfriador E-29 de Alimentación a la Absorbadora de Amina de BP. A su salida, se ramifica, enviando una de estas corrientes como recirculación (Línea de retorno a la succión del Compresor C-03A/B de Gases de Salida) al tanque D-07 de reflujo de Domos de la Fraccionadora de GOP. La otra corriente se manda a la Absorbadora de Amina de BP T-04.

La corriente de gas producto entra por la parte superior de la Absorbadora de Amina de BP T-04, eliminando el azufre cuando se pone en contacto a contracorriente con la solución de amina pobre proveniente del Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21 vía la Bomba de BP de DEA Pobre-24A/B. La Absorbadora de Amina de BP T-04 tiene dos lechos empacados para incrementar la eficiencia de contacto y por lo tanto la eliminación de azufre.

La corriente de gas producto, libre de azufre, viene de la absorbadora y pasa al enfriador de Gases de Salida E-35, para condensar lo más posible, posteriormente fluye hacia el tanque D-18 de Condensado de Alimentación de la Absorbadora de Amina de BP, para enviarlo finalmente a la unidad PSA, ubicada dentro de L/B, dentro de esta unidad o a la red de gas combustible fuera de L/B. El control de esta corriente, se lleva a cabo por medio de un control de presión localizado en la Absorbadora de Amina BP T-04, la cual envía su señal a la válvula localizada en la salida de gas combustible del tanque D-18 de Condensado de la Absorbadora de Amina de BP.

La DEA rica, de la Absorbadora de Amina de BP T-04, se envía a control de nivel a la sección de regeneración de amina, la cual se mezcla con los condensados separados en el tanque D-18 de Condensado de Alimentación de la Absorbadora de Amina de BP. Ya que se obtiene poco condensado en este tanque, la operación de drenado de condensado será una operación intermitente.



SECCIÓN DE COMPRESIÓN DE HIDRÓGENO DE REPOSICIÓN

El hidrógeno proveniente de la unidad de reformación, se alimenta a control de flujo a la unidad de purificación PSA (Absorción por Cambio de Presión) localizada dentro de L/B, en el que se incrementa la pureza del hidrógeno de 91.83% a 99.9% en mol.

También se alimenta a la unidad de PSA, la corriente proveniente del Tanque de Condensado de Alimentación de la Absorbedora de Amina de BP.

El control de presión de la unidad PSA se completa por medio de un control de presión que envía el excedente de gas al cabezal del gas combustible.

El hidrógeno puro de la unidad de PSA se une con la corriente de hidrógeno proveniente de la planta de Hidrógeno para enviarlo hacia el Tanque de Succión del Compresor de H₂ de Reposición D-05.

El Tanque D-05 de Succión del Compresor de H₂ de Reposición tiene una malla coalescedora para prevenir que la corriente gaseosa pueda drenar líquido al compresor. Existe el controlador de presión del sistema (ajustado a 63.5 kg/cm² man.), que actúa en caso de que exista una pérdida de presión, admitiendo hidrógeno de la corriente de mezcla de la Planta de Hidrógeno.

El condensado recolectado en el Tanque de Succión del Compresor de H₂ de Reposición se junta con el condensado proveniente de los tanques D-08A/B de descarga de Separación de la 1ra. Etapa del Compresor de H₂ de Reposición y la mezcla se envía al cabezal de aguas amargas, que va a la succión de la Bomba de Agua de Lavado P-02A/B.

Los gases del domo del Tanque D-05 de Succión del Compresor de H₂ de Reposición fluyen a la succión de la primera etapa del Compresor C-02A/B de Hidrógeno de Reposición, descargando a 128°C y a 98.5 kg/cm² abs., pasando al enfriador de 1ra. Etapa del Tanque de Separación de 1ra. Etapa del Compresor de H₂ de Reposición del D-08A/B y desde aquí al tanque de balance de la descarga del Enfriador de 1ra. Etapa del Compresor de H₂ de Reposición E-15A/B, posteriormente, se dirigen a la 2da. Etapa para descargar a 128°C y 148 kg/cm² abs. El compresor tiene una línea de control de inestabilidad (anti-surge), que recircula la corriente hacia el Tanque de Succión del Compresor de H₂ de Reposición D-05, enfriando la corriente en el E-17.



El sistema de control de la corriente de hidrógeno de reposición incluye los siguientes instrumentos:

- Un control de presión localizado en el Separador Frío de AP D-03, PIC-42.
- Un controlador de flujo en la corriente de hidrógeno de reposición localizado antes de la mezcla con la línea de hidrógeno de reposición, FIC-34.
- Dos selectores manuales de la señal manejada por el operador, HS-34 y HS-42. El HS-42, que manda la señal de control de presión al selector manual HS-34 o a control de carga del Compresor de Hidrógeno de Reposición C-02A/B. El otro selector manual, HS-34, que recibe señal del HS-42 o del FIC-34.
- La válvula de control de flujo (regreso) FV-34, localizada en la línea de control de inestabilidad del Compresor de Hidrógeno de Reposición C-02A/B.

El sistema opera de la siguiente forma: La señal de control de presión PIC-42 alcanza al selector manual HS-42 en el que el operador seleccionará la dirección donde requiere controlar ya sea a la variación de carga del Compresor de Hidrógeno de Reposición C-02A/B o al selector HS-34. Si es al selector HS-34, deberá elegirse la señal proveniente del HS-42 para ajustar finalmente la apertura de la válvula de control de flujo. Si el operador selecciona el HS-42, al ajuste de capacidad del Compresor de Hidrógeno de Reposición C-02A/B, el selector HS-34 debe ser seleccionado recibiendo señal del control de flujo FIC-34 y esta señal ajustará a la apertura de la válvula de control de flujo. Cuando la planta opera bajo condiciones estables, se recomienda operar controlando con el PIC-42 a la recirculación de regreso, ejecutando de este modo un fino ajuste en el sistema.

El sistema de hidrógeno de reposición tiene dos compresores, el C-2A y el C-2B, cada uno de ellos maneja el 100% de la capacidad de operación y uno opera mientras el otro está en espera. Este compresor es un compresor de dos etapas accionado por motor eléctrico, que alimenta con hidrógeno la sección de reacción en la descarga del compresor de gas de recirculación C-01.

El Compresor de Hidrógeno de Reposición C-02A/B, tiene sus propias protecciones.



SECCIÓN DE TRATAMIENTO Y REGENERACIÓN DE AMINA

La corriente de amina rica proveniente de la Absorbadora de Amina T-04 de BP y del Tanque de Flash de Amina Rica de AP D-14 entra en el Tanque de Flash de DEA Rica D-21, en donde son eliminados los hidrocarburos ligeros disueltos que están contenidos en la corriente de amina rica.

En el Tanque de Flash de DEA Rica, los vapores de hidrocarburos desprendidos (por vaporización) ricos en H_2S suben al domo del tanque a través de una sección empacada con "pall rings" de 5/8" de acero inoxidable, para permitir una alta absorción de casi el total del H_2S agotado cuando se pone a contracorriente con una pequeña cantidad de amina pobre proveniente de la descarga de la Bomba de BP de DEA Pobre P-24A/B. El gas lavado, prácticamente libre de H_2S se envía a control de presión al quemador o también a control de presión al incinerador de gas de salida localizado en la unidad de Recuperación de Azufre. En caso de que la presión disminuya en el tanque de flash de amina, este tiene un controlador de presión, que aceptará nitrógeno para compensar la falta de gas.

En el Tanque de Flash de DEA Rica D-21, Los hidrocarburos líquidos se separan de la solución de amina rica debido a su baja densidad, derramándose por una pared de separación, en la que se recolectan y envían por medio de la Bomba de residuos P-22 para mezclarse con los hidrocarburos líquidos provenientes del Tanque de Reflujo del Domo del Regenerador de DEA D-22, y enviarse al cabezal colector de aceite dentro de la unidad.

La amina rica se envía al Regenerador de DEA T-21, con precalentamiento previo al pasar por el Cambiador de DEA Rica/Pobre E-21 a control en nivel de cascada del tanque de flash/flujo de amina para regeneración. Antes de la válvula de control de flujo, se inyecta inhibidor de corrosión y antiespumante.

En el Regenerador de DEA T-21, se separa la DEA rica, obteniéndose por el fondo, DEA pobre libre de gas ácido y por el domo, el gas ácido (H_2S). La Regeneradora de DEA T-21 consiste en 24 platos de tipo válvula de dos pasos y la alimentación de amina rica entra en el plato No. 4.

Las condiciones de operación por el domo son de $119^{\circ}C$ y 1.3 kg/cm^2 , y en el fondo de $131^{\circ}C$ y 1.7 kg/cm^2 .

El Rehervidor E-22A/D (consiste de 4 cuerpos) del Regenerador de DEA proporciona el calor requerido para completar la separación en la columna. Una corriente de vapor proveniente del atemperador, el cual utiliza agua de caldera como medio de control de atemperamiento que se alimenta al rehervidor. El vapor de baja presión entra en el rehervidor por el lado tubos a través de un control en cascada de temperatura del fondo de Columna Regeneradora/flujo de vapor de la entrada del rehervidor, cede su calor latente y sale en fase líquida al D-23 para ser enviado finalmente a control de nivel del cabezal de condensado baja.



Del plato 24 del Regenerador de DEA T-21, la corriente de DEA es extraída al Rehervidor de la Regeneradora de DEA E-22A/D, entrando en la parte superior del lado coraza. Los vapores desprendidos salen por el domo, regresando abajo del plato de extracción de DEA. La amina regenerada se derrama por una pared interna dentro del rehervidor regresando al fondo de la columna.

Los vapores, que salen del domo de la Regeneradora de DEA T-21, se condensan parcialmente al pasar por el Condensador de Aire EA-23 del Domo de la Regeneradora de DEA, y posteriormente por el E-26 (lado coraza), que utiliza agua como medio de enfriamiento. Finalmente, la mezcla de condensado y H₂S va al Tanque D-22 de Reflujo de Domo de la Regeneradora de DEA.

En el Tanque D-22, de Reflujo del Domo de la Regeneradora de DEA, los hidrocarburos líquidos se separan de la solución de amina debido a su baja densidad, derramándose por la pared de separación, en donde se recolectan y envían por medio de la bomba P-29 para ser mezclados con los hidrocarburos líquidos provenientes del Tanque de Flash de DEA Rica D-21, para enviarse al cabezal colector.

El condensado obtenido en el fondo del tanque de reflujo, se succiona por la bomba de condensado P-21 A/B, y se envía como reflujo al domo de la Columna Regeneradora por medio de control del nivel en cascada del Tanque de Reflujo del Domo de la Regeneradora de DEA D-22.

En la línea de entrada de condensado al Condensador de Aire EA-23 del Domo de la Regeneradora de DEA, se inyecta una solución de inhibidor de corrosión, preparando esta solución en la línea, añadiendo una pequeña parte del condensado de la corriente de descarga P-21 A/B, al inhibidor de corrosión.

El control de presión de la Regeneradora de DEA T-21 se ejecuta de manera indirecta controlando la presión en el Tanque de Reflujo del Domo de la Regeneradora de DEA D-22 a 1.1 kg/cm². Los vapores de gas ácido se mandan a control de presión a la Unidad de Recuperación de Azufre; en el caso de tener algún rechazo en la Unidad de Recuperación de Azufre, los gases se envían al quemador de gas amargo.

La amina regenerada se succiona por la P-26A/B y se envía a control de nivel del fondo de la Regeneradora de DEA T-21 para ser enfriada, primero en el Cambiador de DEA Rica/Pobre E-21 lado coraza, después en el EA-27 y finalmente al Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21 a 55°C. Esta temperatura se mantiene por medio de un control de temperatura, que ajusta la inclinación del EA-27.

Cuando se evapora una parte acuosa de la solución de amina o se va con los gases ácidos al domo del Regenerador de DEA, la solución se va concentrando, por lo tanto, se inyecta agua de reposición a control de flujo (0.3 m³/h) en la descarga de la P-21A/B para mantener la concentración adecuada en la solución de DEA.



La preparación de amina se lleva a cabo en el D-39, localizado abajo de nivel de piso. Del D-39, la solución se envía por la P-35 al Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21, previamente mezclada con la recirculación de la corriente de amina pobre y de amina recolectada en el proceso. La concentración de la amina pobre en el Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21 es de 35% en peso.

El tanque de Balance de DEA Pobre TA-21 está diseñado para almacenar el total de amina requerida en la sección de amina cuando el sistema requiere ser vaciado.

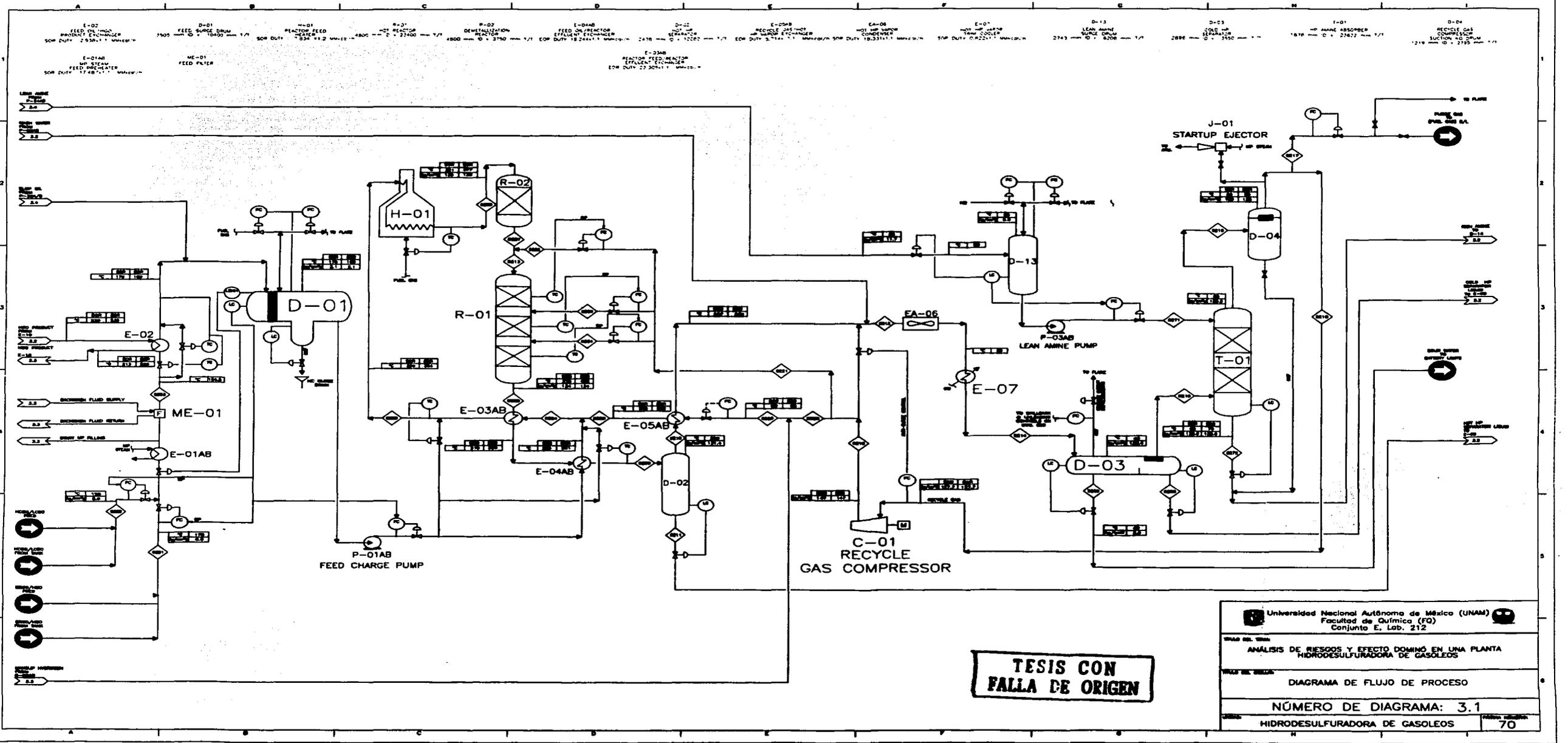
Del Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21, la amina pobre se extrae por medio de la Bomba de DEA Pobre BP P-24A/B, y se envía hacia dos direcciones, una de ellas (aproximadamente 30%) a una serie de filtros, para mantener la calidad de la solución de amina pobre, regresando al Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21. El Filtro Primario de DEA Pobre ME-22A/B, que usa cartucho de fibra sintética como medio de filtración, elimina cualquier partícula sólida, producto de la degradación de DEA u otro tipo de material que haya sido drenado; el segundo filtro, el filtro de Carbón Activado ME-21A/B, diseñado para eliminar cualquier tipo de hidrocarburos, ya sea solubles o insolubles, que se encuentren en la amina pobre y el tercer filtro, el Filtro Secundario de DEA Pobre ME-23A/B, esta diseñado para limpiar y eliminar cualquier partícula sólida o de carbón, como resultado del desgaste del lecho de carbón activado, este filtro utiliza también un cartucho de fibra sintética como medio de filtración. Finalmente la corriente limpia de amina pobre regresa a control de flujo al Tanque de Balance de DEA Pobre TA-21.

La otra parte de amina pobre, que descarga la Bomba de DEA Pobre de BP P-24A/B, se envía hacia tres direcciones y se mezcla con una corriente de antiespumante en el M-21. La primera dirección es para la Absorbadora de Amina de BP T-04 a control de flujo ($34.4\text{m}^3/\text{h}$). La segunda corriente, que va al Tanque de Flash de DEA Rica D-21, y la tercera ($170\text{m}^3/\text{h}$), se envía al Tanque de Balance de Amina Pobre D-13 a control de nivel.

El Tanque de Balance de Amina Pobre D-13 envía la amina pobre a la Absorbadora de Amina de AP T-01 a control de flujo por medio de la Bomba de Amina Pobre P-03 A/B.

En el Tanque de Balance de Amina Pobre D-13, la presión de 5.0 kg/cm^2 se controla por medio de dos controladores de presión independientes. Una hace abrir una válvula, aceptando nitrógeno cuando la presión ha disminuido de la presión normal, mientras que el otro control hace abrir otra válvula cuando la presión ha excedido la presión de operación, enviando el exceso al cabezal de desfogue.

La descripción anterior del proceso se puede observar en los siguientes Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4.



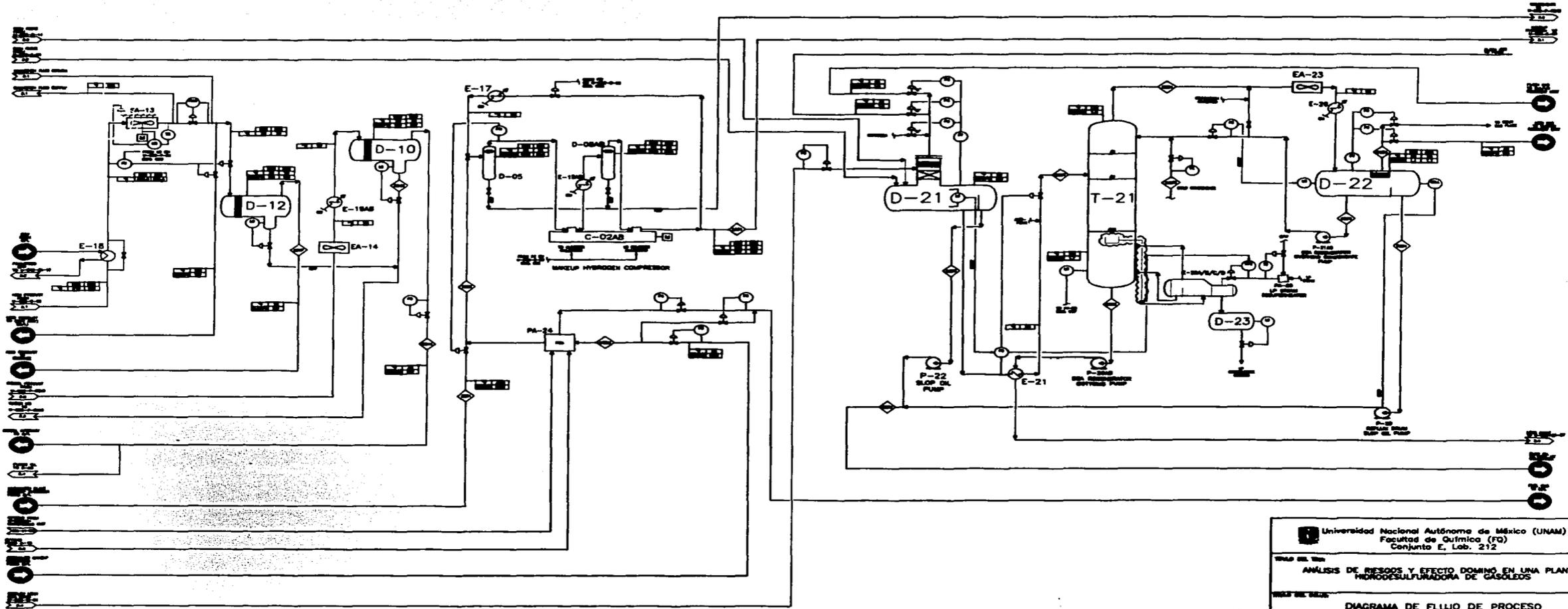
**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212	
TÍTULO DEL TRABAJO: ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINO EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS	
TÍTULO DEL DIAGRAMA: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.1	
TEMA: HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS	PÁGINA: 70

D-12 H2O PRODUCT CONDENSER	EA-14 DIESEL PRODUCT AIR COOLER SOP DUTY 13.072*1.1 Mmca/m ²	E-19AB DIESEL PRODUCT TRM COOLER EOR DUTY 1.080*1.1 Mmca/m ²	D-10 DIESEL PRODUCT CONDENSER	E-17 MAKEUP HYDROGEN COMPRESSOR SPLASH COOLER SOP DUTY 2.81*1.1 Mmca/m ²	D-25 MAKEUP HYDROGEN COMPRESSOR SECTION H2O DRUM 762 mm ID * 2550 mm 1/1	PA-24 PSA UNIT	D-08AB MAKEUP HYDROGEN COMPRESSOR 1ST STAGE H2O DRUM 810 mm ID * 2450 mm 1/1	E-15AB MAKEUP HYDROGEN COMPRESSOR 1ST STAGE COOLER SOP DUTY 1.218*1.1 Mmca/m ²	D-21 RICH DEA FLASH DRUM 2438 mm ID * 7620 mm 1/1	E-21 RICH/LEAN DEA EXCHANGER SOP DUTY 5.8*1.1 Mmca/m ²	T-21 DEA REGENERATOR 3048 mm C * 21648 mm 1/1	E-22A/B/C/D DEA REGENERATOR REBOILER SOP DUTY 24.88*1.2 Mmca/m ²	D-23 STEAM CONDENSATE DRUM 1500 mm ID * 3300 mm 1/1	EA-23 DEA REGENERATOR OVERHEAD AIR CONDENSATE Mixer/m ²	E-28 DEA REGENERATOR OVERHEAD TRIM CONDENSER SOP DUTY 0.4425*1.1 Mmca/m ²
----------------------------------	--	--	-------------------------------------	--	---	-------------------	---	--	--	--	--	--	---	--	--

EA-13
H2O PRODUCT
AIR COOLER
SOP DUTY 12.66*1.15 Mmca/m²

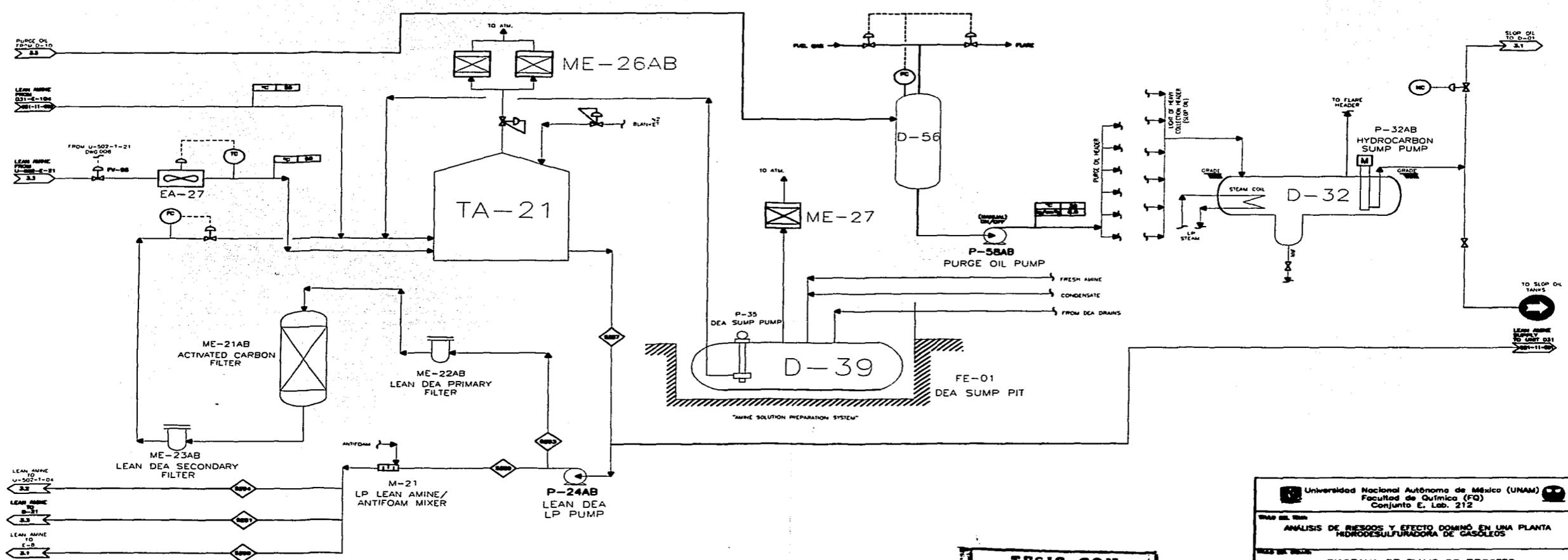
E-18
8% HYDROGEN
SOP DUTY 2.24*5*1.1 Mmca/m²



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212	
TÍTULO DEL TESIS: ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINIO EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS	
TÍTULO DEL DIAGRAMA: DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.3	
HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS	

ME-23AB LEAN DEA SECONDARY FILTER	ME-21AB ACTIVATED CARBON FILTER 2438 mm ID x 4876mm T/1	ME-22AB LEAN DEA PRIMARY FILTER	TA-21 LEAN DEA SURGE TANK 7468 mm ID x 7315 mm T/1	EA-27 LEAN DEA AIR COOLER SOR DUTY 7.763 x 1.15 MMkcal/h	D-39 DEA SUMP DRUM 3000 mm ID x 6100 mm T/1	ME-26AB LEAN AMINE TANK CARBON CANISTER	ME-27 AMINE SOLUTION CARBON CANISTER	D-56 PURGE OIL DRUM 1800 mm ID x 5000 mm T/1	D-32 HYDROCARBON SUMP DRUM 2000 mm ID x 6100 mm T/1
--------------------------------------	---	------------------------------------	---	---	---	---	--	--	--



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E. Lab. 212	
ANALISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA HIDROSULFURADORA DE GASOLEOS	
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.4	
HIDROSULFURADORA DE GASOLEOS	
73	



ANÁLISIS HAZOP

METODOLOGÍA

El propósito, objetivos y alcance del estudio deberán ser lo más explícito posible. Estos son establecidos por el responsable de la planta o del proyecto; quien debe estar apoyado por el facilitador de la técnica HazOp. Es importante que las personas trabajen en conjunto para proveer una dirección y enfoque adecuado al estudio.

La aplicación del método requiere un juego completo de diagramas de tubería e instrumentación actualizados. Se requiere que los miembros del equipo cuenten con un conocimiento profundo del proceso, así como de documentación adecuada, pues estos dos puntos serán la base del análisis. Adicionalmente a los DTI's, se requieren diagramas de flujo de proceso y diagramas de localización de equipos. Ocasionalmente, el manual de operación de la planta y manuales de operación de equipos también serán requeridos.

De acuerdo a lo explicado anteriormente, el análisis HazOp requiere como paso preliminar, la formación del equipo multidisciplinario. Generalmente el ingeniero responsable del proyecto debe tomar parte, así como el ingeniero de proceso y el de instrumentación, así mismo personas del área de producción y mantenimiento. Es indispensable la participación de un experto en la aplicación de la técnica, quien fungirá como coordinador, asegurando que el procedimiento sea seguido y que todos los aspectos importantes sean analizados, estimulando la discusión.

El proceso se inicia seleccionando un estilo de análisis, éste puede ser recipiente por recipiente o cada vez que los parámetros fisicoquímicos cambien, el primero se puede realizar considerablemente rápido, pero si la red de tuberías del sistema es compleja se recomienda usar el sistema de línea por línea. La mejor opción es realizar un estudio híbrido, pues al considerar solo las líneas muchos tipos de accidentes (reacciones fuera de control, sobrecalentamiento, etc.) que ocurren en recipientes pueden ser ignorados, de la misma forma que accidentes relacionados a las tuberías no se considerarían en un análisis de recipientes.

El análisis HazOp se concentra en puntos específicos del proceso u operación llamados "nodos", que son secciones del proceso u operaciones sencillas. Uno por uno, el equipo examina si en cada sección u operación existen desviaciones potenciales que se deriven de las palabras guías establecidas. La figura 3.1 ilustra el flujo de actividades en una reunión HazOp.

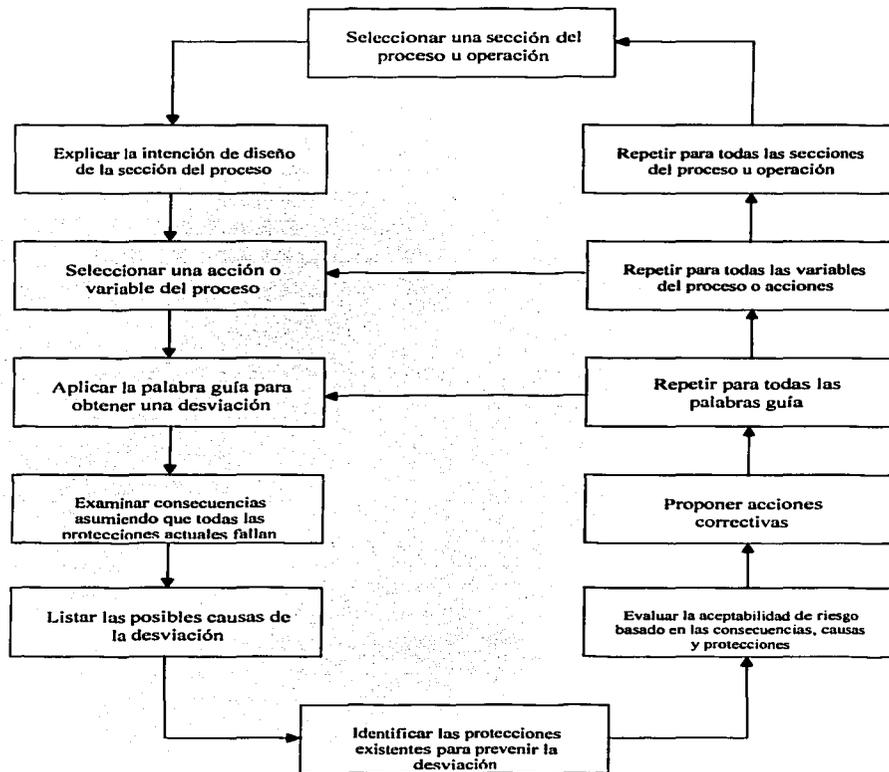


Figura 3.1 Diagrama de flujo del método HazOp (CCPS, 1992)



El siguiente punto consiste en aplicar las palabras guía tanto a acciones como a parámetros específicos. (Ver tablas 3.1 y 3.2 de palabras guía y parámetros de proceso). Como primer paso, la intención de diseño en condiciones normales es especificada. A partir de este punto, la aplicación de las palabras guía servirá para identificar cuales son las circunstancias en las que la intención definida no se cumple. Estas producen consecuencias y al mismo tiempo tendrán causas que las originan.

Las desviaciones sugeridas, así como las preguntas formuladas afectarán grandemente la calidad de los resultados. Para que la desviación sea considerada para el análisis deberá tener consecuencias importantes y causas razonables.

Tabla 3.1 Palabras guía para el análisis HazOp y su significado

Palabra Guía	Significado
No	Negación de la intención de diseño
Más	Incremento cuantitativo
Menos	Decremento cuantitativo
Parte de	Decremento cualitativo
También como	Incremento cualitativo
Inverso	Opuesto lógico de la intención
Otro que	Substitución completa

Tabla 3.2 Parámetros de proceso comunes en un análisis HazOp

Flujo	Tiempo	Frecuencia	Mezclado
Presión	Composición	Viscosidad	Adición
Temperatura	Acidez	Voltaje	Separación
Nivel	Velocidad	Información	Reacción

Una vez que las posibilidades del accidente han sido descritas se registran las medidas de seguridad actuales y se responde a la siguiente pregunta, "¿Son las medidas adecuadas?" Generalmente, esto se responde con base a la experiencia general. Si se decide que se requiere de seguridad adicional, el siguiente paso consiste en proponer soluciones correctivas y evaluar su costo. En algunos casos un análisis más detallado será requerido. Sin embargo, en la mayoría de ellos, un análisis HazOp es suficiente para implementación de medidas correctivas o incluso cambios en el diseño.

El facilitador del equipo debe asegurar que las fallas por servicios auxiliares sean tomadas en cuenta para su discusión. Es posible considerarlas como una unidad, en lugar de analizarlas para cada recipiente específico.

Finalmente, es esencial garantizar un registro sistemático de los resultados del análisis que es regularmente llevado a cabo mediante el formato de columnas.



La tabla 3.3 muestra la terminología empleada frecuentemente durante el análisis HazOp.

Tabla 3.3 Terminología para el análisis HazOp

Termino	Definición
Circuito	Sección de equipos con límites definidos dentro del cual los parámetros de proceso son investigados por desviaciones.
Operaciones	Acciones discretas de un proceso tipo discontinuo o de un procedimiento analizado por el HazOp. Pueden ser acciones manuales, automáticas o computarizadas.
Intención	Es cómo se espera que una planta sea operada en consecuencia de desviaciones. Toma un gran número de formas y puede ser descriptiva o gráfica.
Palabras Guía	Palabras sencillas que son usadas para clasificar la intención de diseño y para guiar y estimular el proceso propositivo de identificación de peligros.
Parámetros de Proceso	Propiedades químicas o físicas asociadas con el proceso. Incluye puntos generales como reacción, mezclado, concentración, acidez y otros puntos como temperatura, presión, fase y flujo.
Desviación	Separaciones de la intención original de diseño, descubiertas mediante la aplicación sistemática de las palabras guías a los parámetros del proceso.
Causas	Razones por las que las desviaciones pueden ocurrir. Una vez que se ha demostrado que una desviación tiene una causa grave debe ser tratada con mucha atención.
Consecuencias	Son los resultados de las desviaciones. Normalmente el equipo asume que las protecciones fallan. Consecuencias menores, no relacionadas al objeto de estudio no son consideradas.
Protecciones	Sistemas ingenieriles o controles administrativos diseñados para prevenir las causas o mitigar las consecuencias de las desviaciones.
Acciones o Recomendaciones	Sugerencias para cambios en el diseño, cambios en el procedimiento, o áreas para estudio posterior.

MATRIZ DE RIESGOS

El índice ó número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo (ver tabla 3.4), que combine la frecuencia de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo.

Tabla 3.4 Matriz de Riesgos

		Gravedad				
		4	3	2	1	
Frecuencia	6					1
	7					2
	9					3
	10					4



Las frecuencias que se utilizan para la estimación de los riesgos son las siguientes:

Tabla 3.5 Frecuencias

Num	Frecuencia	Descripción
1	Frecuente	Ocurre más de una vez al año
2	Ocasional	Ha ocurrido varias veces durante la vida de la planta
3	Posible	Se espera que ocurra no más de una vez en la vida de la planta
4	Improbable	No se espera que ocurra en la vida de la planta

Las gravedades que se utilizan para la estimación de los riesgos son las siguientes:

Tabla 3.6 Gravedades

Num	Gravedad	Aspecto	Descripción
1	Catastrófico	Personas	Pérdida de una o más vidas fuera de la Refinería
		Instalaciones	Daños por más de \$25,000,000
		Medio Ambiente	Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la Refinería
		Operación	Paro de la Refinería
2	Mayor	Personas	Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000
		Medio Ambiente	Fuga mayor que no requiere limpieza fuera de la Refinería
		Operación	Paro de más de una planta
3	Significativo	Personas	Varios lesionados dentro de la Refinería
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$250,000 y \$2,500,000
		Medio Ambiente	Fuga menor que requiere limpieza dentro de la Refinería
		Operación	Paro de una planta
4	Importante	Personas	Un lesionado dentro de la Refinería
		Instalaciones	Daños por menos de \$250,000
		Medio Ambiente	Fuga menor
		Operación	Paro del equipo o sección de planta



Una vez estimado el riesgo se le asigna una letra de la A a la D para clasificar la recomendación o recomendaciones que se planteen para disminuir dicho riesgo, originando una matriz de clases de riesgo como la que a continuación se observa.

Tala 3.7. Matriz de Clases de Riesgo

		Gravedad				
		4	3	2	1	
Frecuencia	C					1
	D		C			2
	D		D	C		3
	D		D	D	C	4

Tala 3.8. Clases de Riesgo

Num	Clase	Descripción	Seguimiento
1 a 3	A	Inaceptable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 6 meses.
4	B	Indeseable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 12 meses.
6	C	Aceptable con controles	Debe verificarse que los procedimientos o controles estén en su lugar, en uso y que sean efectivos.
7 a 10	D	Aceptable como está	No se requiere mitigar el riesgo.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



En el estudio HazOp se generan hojas de registro las cuales ayudan a tener un criterio más amplio para seleccionar cuales son las áreas de mayor riesgo de que ocurra un evento no deseado y además es necesario que se lleve a cabo un estudio más profundo, como en este caso análisis de consecuencias de un efecto dominó para una Planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos.

En las siguientes páginas se muestran algunas de las hojas de registro más importantes que se generaron en las sesiones HazOp para los cuatro escenarios hipotéticos con alto índice de probabilidad de ocurrencia.

- Explosión del tanque D-06 por sobrepresión.
- Explosión del tanque D-14 por sobrepresión.
- Fuga de hidrógeno en la línea de descarga del compresor C-01.
- Fuga de vapores en D-02.

**Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02****Producto: Gasoleo pesado y ligero**

Desviación: Alta presión		LOI: 5 Kg/cm²	LOS: 6.6 Kg/cm²	LSI: 7.76 Kg/cm²	LSS: 8.24 Kg/cm²		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
1. Pérdida de sello líquido en el separador D-02 o en el D-03.	<p>1. Presionamiento del sistema de baja presión después de la válvula LV-11 y LV-17 por paso de hidrógeno de alta presión.</p> <p>2. Relevo de válvulas de seguridad PSV-16 y PSV-40.</p> <p>3. Fuga o ruptura en alguna tubería o equipo del sistema de baja presión con incendio y/o explosión.</p>	<p>1. Alarma por alta presión PIC-59 en el domo del D-06.</p> <p>2. Válvula de seguridad PSV-040 en el domo de D-06.</p> <p>3. Switch independiente de control por bajo-bajo nivel integrado al SCD en el D-02 y en el D-03.</p>	<p>1. Implementar interlock a través del LSLL-10 y LSLL-16 para mandar cerrar la válvula existente y la válvula propuesta de control de nivel por bajo-bajo nivel en D-02 y D-03 respectivamente.</p> <p>2. Verificar que se programe dos veces por año el mantenimiento preventivo al LT-11, LALL-10, LSLL-10, LT-17, LALL-16, LSLL-16.</p> <p>3. Instalar una cadena con candado en el directo de las válvulas LV-11 y LV-17 en posición cerrado ubicados en el tanque D-02 y D-03 respectivamente.</p>	2	1	3	A
				(2)	(1)	(3)	



Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02

Producto: Gasoleo pesado y ligero

Desviación: Alta presión **LOI:** 5 Kg/cm² **LOS:** 6.6 Kg/cm² **LSI:** 7.76 Kg/cm² **LSS:** 8.24 Kg/cm²

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
			4. Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-11 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo del tanque D-02 y otra válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-17 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo del tanque D-03.	2 (2)	1 (1)	3 (3)	A
			5. Instalar un sistema de gas de purga con hidrógeno a alta presión en el transmisor LT-11 del tanque D-02 y LT-17 del tanque D-03.				
			6. Mantener en buenas condiciones al sistema de trazado de vapor del LT-11 del tanque D-02 y del LT-17 del tanque D-03.				
			7. Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvula LV-11.				

**Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02****Producto: Gasoleo pesado y ligero**

Desviación: Bajo nivel		LOI: 1500 mm	LOS: 7500 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8123 mm					
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase			
1. Falla del transmisor de nivel LT-31 y manda abrir las válvulas 46A/B/C/D.	1. Daños en las bombas P-04A/B. FV-2. No flujo al calentador H-02. 3. Se funden los tubos del calentador H-02 originando incendio.	1. Indicador de nivel local en D-06. 2. Alarmas por bajo flujo FIC-46A/B/C/D en la línea de carga al H-02. 3. Disparo I-2402 por bajo flujo a través del FSSL-45A/B/C/D en el H-02. 4. Indicadores de temperatura en la pared del tubo (termoskines) con alarma por alta temperatura TI-40-4A/B/C/D en el calentador H-02. 5. Termoskines con alarma por alta temperatura en el hogar TI-10-10A/B/C, TI-10-11A/B/C, TI-10-12A/B/C y TI-10-13A/B/C en el H-02. 6. Vapor de apagado al hogar del calentador H-02. 7. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Consultar con el licenciador la filosofía de operación de la válvula FV-40 ya que es necesario mantener un flujo mínimo al tanque D-06 para protección de las bombas.	2 (3)	1 (1)	3 (4)	B			



Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02

Producto: Gasoleo pesado y ligero

Desviación: Bajo nivel		LOI: 1500 mm	LOS: 7500 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8123 mm					
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase			
2. Falla en posición de cerrado de las válvulas FV-11 y FV-17.	<ol style="list-style-type: none">Arrastre de hidrocarburos líquidos en la corriente de hidrógeno al compresor.Contaminación de la sección de tratamiento con amina.Daños al compresor C-01.Paro de planta.	<ol style="list-style-type: none">Indicador de nivel local LG-09-1 en D-06.Alarmas por bajo flujo FIC-46A/B/C/D en la línea de carga al H-02.Disparo I-2402 por bajo flujo a través del FSL-45A/B/C/D en H-02.Indicadores de temperatura en la pared del tubo (termoskines) con alarma por alta temperatura TI-40-4A/B/C/D en el calentador H-02.Termoskines con alarma por alta temperatura en el hogar TI-10-10A/B/C, TI-10-11A/B/C, TI-10-12A/B/C y TI-10-13A/B/C en H-02.	<ol style="list-style-type: none">Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-11 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo del tanque D-02.Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-17 ubicada en el fondo del tanque D-03.Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvula LV-11.	2	2	4	B	(2)	(2)	(4)



Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02

Producto: Gasoleo pesado y ligero

Desviación: Bajo nivel	LOI: 1500 mm	LOS: 7500 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8123 mm				
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
		6. Vapor de apagado al hogar del calentador H-02.		2 (2)	2 (2)	4 (4)	B	
		7. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.						
		8. Alarma por bajo nivel LIC-31 en el tanque D-06.						
		9. Switch independiente de control por bajo-bajo nivel integrado al SCD en el D-02.						



Nodo: Tanque D-06 de carga a la Torre T-02

Producto: Gasoleo pesado y ligero

Desviación: Alto nivel LOI: 1500 mm LOS: 7500 mm LSI: 150 mm LSS: 8123 mm

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
1. Actúa en posición de cerrado la válvula XV-06 por error humano.	1. Daños en las bombas P-04A/B. 2. No flujo al calentador H-02. 3. Se funden los tubos del calentador H-02 originando incendio.	1. Indicador de nivel local LG-09-1 en D-06. 2. Alarmas por bajo flujo FIC-46A/B/C/D en las líneas de carga al H-02. 3. Disparo I-2402 por bajo flujo a través del FSL-45A/B/C/D en las líneas de carga al H-02. 4. Indicadores de temperatura en la pared del tubo (termoskines) con alarma por alta temperatura TI-40-4A/B/C/D en el calentador H-02. 5. Termoskines con alarma por alta temperatura TI-10-10A/B/C, TI-10-11A/B/C, TI-10-12A/B/C y TI-10-13A/B/C en el hogar del H-02. 6. Vapor de apagado al hogar del calentador H-02. 7. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 8. Alarma por alto nivel LIC-31 en D-06. 9. Actúa el interlock 2401 que manda parar las bombas P-04A/B y apagar el calentador H-02.	1. Proteger la botonera local de la válvula XV-06 para evitar accionarla. 2. Capacitar periódicamente al personal operativo de la planta. 3. Mantener la operación de la válvula XV-06 (y de todas las de su tipo) en automático, utilizando solamente el manual para casos de mantenimiento instalando un candado en la subestación eléctrica, estableciendo este requisito en una instrucción de trabajo documentada y dada de alta en el SIA (Sistema Integral de Administración).	2	1	3	B
				(2)	(2)	(4)	



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alto nivel		LOI: 462 mm	LOS: 939 mm	LSI: 150 mm	LSS: 1119 mm		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
1. Falla en posición de cerrado de la válvula LV-24.	1. Baja el nivel en D-21. 2. Incremento de presión en D-14. 3. Posible arrastre de líquido al C-03A/B.	1. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14. 2. Alarma por alta presión PIC-49 en el D-14. 3. Válvula de seguridad PSV-015 en D-14. 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Elaborar estudio para instalar un tanque de succión del compresor C-03A/B, independiente de la línea de proceso, para separar los líquidos que pudieran arrastrarse con el gas y dañar al compresor. 2. Verificar que se programe mantenimiento preventivo a la PSV-015 de acuerdo al procedimiento GPASI #207. 3. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un desfogue por bajo nivel en la torre T-01. 4. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos LIC-24, LV-24 y PIC-49 dos veces por año.	2 (2)	1 (1)	3 (3)	A



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alto nivel		LOI: 462 mm	LOS: 939 mm	LSI: 150 mm	LSS: 1119 mm		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
2. Falla en posición de abierto de la válvula LV-23.	1. Pérdida del sello líquido en la T-01. 2. Presionamiento del tanque D-14. 3. Alta presión en la succión del C-03A/B. 4. Presionamiento del D-07. 5. Explosión del tanque D-14.	1. Alarma por bajo nivel LIC-23 en la T-01. 2. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14. 3. Alarma por alta presión PIC-49 en D-14. 4. Válvula de seguridad PSV-015 en D-14. 5. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 6. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad.	1. Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula LV-23 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo de T-01.. 2. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos LIC-23, PIC-49, LV-23 y LIC-24 dos veces por año. 3. Verificar que se programe mantenimiento preventivo a la PSV-015 de acuerdo al procedimiento GPASI #207. 5. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un desfogue por bajo nivel en la torre T-01. 6. Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvula LV-23.	2	1	3	A
				(2)	(1)	(3)	



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alto nivel		LOI: 462 mm	LOS: 939 mm	LSI: 150 mm	LSS: 1119 mm		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
3. Que abra la válvula del fondo del D-04.	1. Pérdida de sello líquido en D-04.	1. Alarma por bajo nivel LIC-23 en la T-01.	1. Colocar una válvula de cierre rápido en la línea del fondo del tanque D-04, el lógico de esta válvula deberá actuar cuando se incremente la presión en D-14.	2	1	3	A
	2. Presionamiento del tanque D-14.	2. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14.		(2)	(1)	(3)	
	3. Alta presión en la succión del C-03A/B.	3. Alarma por bajo nivel LI-27 en D-04.	2. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un desfogue por bajo nivel en la torre T-01.				
	4. Presionamiento del D-07.	4. Alarma por alta presión PIC-49 en el D-14.					
	5. Explosión del tanque D-14.	5. Válvula de seguridad PSV-015 en el D-14.	3. En caso de que la válvula PSV-015 no este diseñada para el máximo evento de sobrepresión en D-14, instalar una segunda válvula de seguridad en paralelo de la PSV-015.				
		6. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.					
		7. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad.					
		8. Supervisión operacional.					



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alta presión		LOI: 5 Kg/cm ²	LOS: 8 Kg/cm ²	LSI: 5 Kg/cm ²	LSS: 8.5 Kg/cm ²			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
1. Bajo nivel en el tanque D-14.	1. Ruptura e incendio del tanque D-14.	1. Válvula de seguridad PSV-015 en el D-14. 2. Alarma por alta presión PIC-49 en el D-14. 3. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14. 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a la PSV-015 de acuerdo al procedimiento GPASI #207. 2. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un destoque por bajo nivel en la torre T-01. 3. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos dos veces por año.	2	1	3	A	
				(2)	(1)	(3)		



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alta presión		LOI: 5 Kg/cm ²	LOS: 8 Kg/cm ²	LSI: 5 Kg/cm ²	LSS: 8.5 Kg/cm ²			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
2. Pérdida del sello líquido en T-01.	1. Ruptura e incendio del tanque D-14.	1. Válvula de seguridad PSV-015 en el D-14.	1. Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula LV-23 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo de T-01.	2	1	3	A	
	2. Disminución de nivel de D-14.	2. Alarma por alta presión PIC-49 en el D-14. 3. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14. 4. Alarma por bajo nivel LIC-23 en T-01. 5. Programa de mantenimiento preventivo instrumentos.	2. En caso de que la válvula PSV-015 no este diseñada para el máximo evento de sobrepresión en D-14, instalar una segunda válvula de seguridad en paralelo de la PSV-015. 3. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a la PSV-015 de acuerdo al procedimiento GPASI #207. 4. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un desfogue por bajo nivel en la torre T-01. 5. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos dos veces por año. 6. Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de la válvula LV-23.	(2)	(1)	(3)		



Nodo: Tanque D-14 de flash de DEA rica.

Producto: DEA rica en H₂S

Desviación: Alta presión **LOI:** 5 Kg/cm² **LOS:** 8 Kg/cm² **LSI:** 5 Kg/cm² **LSS:** 8.5 Kg/cm²

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
3. Pérdida del sello líquido en D-04.	1. Ruptura e incendio del tanque D-14. 2. Disminución de nivel de D-14.	1. Válvula de seguridad PSV-015 en el D-14. 2. Alarma por alta presión PIC-49 en el D-14. 3. Alarma por alto nivel LIC-24 en el D-14. 4. Alarma por bajo nivel LI-27 en D-04. 5. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Colocar una válvula de cierre rápido en la línea del fondo del tanque D-04, el lógico de esta válvula deberá actuar cuando se incremente la presión en D-14. 2. En caso de que la válvula PSV-015 no este diseñada para el máximo evento de sobrepresión en D-14, instalar una segunda válvula de seguridad en paralelo de la PSV-015. 3. Verificar que se programe mantenimiento preventivo a la PSV-015 de acuerdo al procedimiento GPASI #207. 4. Realizar el cálculo para determinar si la PSV-015 está diseñada para soportar un desfogue por bajo nivel en la torre T-01. 5. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos dos veces por año.	2 (2)	1 (1)	3 (3)	A





Nodo: Compresor C-01 de gas de recirculación.

Producto: Hidrógeno

Desviación: Alta presión en la succión							
		LOI: 120 Kg/cm ²	LOS: 129.1 Kg/cm ²	LSI: 120 Kg/cm ²	LSS: 129.1 Kg/cm ²		
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
1. Alta presión en D-03.	1. Incremento de la presión de descarga. 2. Incremento de la temperatura de descarga. 3. Incremento de presión en la línea de los E-03A/B.	1. Alarma por alta temperatura TAH-24A/B en la descarga del C-01. 2. Alarma por alta-temperatura TAHH-24 en la descarga del C-01. 3. Interlock 2404X. 4. Alarma por alta temperatura TAH-08-4 en la descarga del C-01. 5. Válvula de depresionamiento XV-06-1 y XV-24. 6. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Incrementar el diámetro de la línea de depresionamiento al desfogue de 2" a 4" del D-04. 2. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos TAH-24A/B, TAHH-24, TAH-08-4, XV-06-1 y XV-24 dos veces por año.	2	3	6	C
				(2)	(3)	(6)	



Nodo: Compresor C-01 de gas de recirculación.

Producto: Hidrógeno

Desviación: Alta presión en la succión **LOI:** 120 Kg/cm² **LOS:** 129.1 Kg/cm² **LSI:** 120 Kg/cm² **LSS:** 129.1 Kg/cm²

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
2. Falla de la válvula FV-33 en posición abierto.	1. Incremento de la temperatura de descarga. 2. Posible disparo del calentador H-01.	1. Alarma por alta temperatura de TAH-24A/B en la descarga del C-01. 2. Alarma por alta temperatura TAHH-24 en la descarga del C-01. 3. Interlock 2404X y 2401. 4. Alarma por alta temperatura TAH-08-4 en la descarga del C-01. 5. Válvula de depresionamiento XV-06-1 y XV-24. 6. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Incrementar el diámetro de la línea de depresionamiento al desfogue de 2" a 4" del D-04. 2. Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a instrumentos TAH-24A/B, TAHH-24, TAH-08-4, XV-06-1, XV-24 y FV-3 dos veces por año.	2	2	4	C
				(3)	(2)	(6)	





Nodo: Compresor C-01 de gas de recirculación.

Producto: Hidrógeno

Desviación: Baja presión en la succión **LOI:** 120 Kg/cm² **LOS:** 129.1 Kg/cm² **LSI:** 120 Kg/cm² **LSS:** 129.1 Kg/cm²

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
4. Falla en posición de cerrado de la válvula XV-18.	1. Baja presión en la descarga del compresor C-01. 2. Paro de planta.	1. Interlock 2403.	1. Configurar el FIC-34 con alarma por bajo flujo.	2 (1)	3 (1)	6 (1)	A



Nodo: Tanque separador de alta presión D-02.

Producto: Gasoleo e hidrógeno

Desviación: Bajo nivel		LOI: 150 mm	LOS: 8250 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8250 mm				
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase		
1. Falla LT-11 indicando más nivel del real, mandando abrir la válvula LV-11.	1. Pérdida de sello líquido en el separador de alta presión D-02. 2. Presionamiento en el sistema de baja presión después de la válvula LV-11 por paso de hidrógeno de alta presión. 3. Relevo de válvulas de seguridad PSV-16 y PSV-40. 4. Fuga o ruptura en alguna tubería o equipo del sistema de baja presión con incendio y/o explosión.	1. Indicador de nivel local LG-05-1 en el separador de alta presión D-02. 2. LALL-10 alarma por bajo-bajo nivel en el separador de alta presión D-02. 3. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 4. Válvulas de seguridad PSV-16 en la línea de descarga del lado tubos del E-09C y PSV-40 en el D-06. 5. Switch independiente de control por bajo-bajo nivel integrado al SCD en el D-02.	1. Implementar interlock a través del LSLL-10 para mandar cerrar la válvula existente y la válvula propuesta de control de nivel por bajo-bajo nivel en D-02. 2. Verificar que se programe dos veces por año el mantenimiento preventivo al LT-11 y a la LALL-10. 3. Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-11 (y su relevo si este se coloca) ubicada en el fondo del tanque D-02. 4. Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvula LV-11.	2	1	3	A		(2) (1) (3)



Nodo: Tanque separador de alta presión D-02.

Producto: Gasoleo e hidrógeno

Desviación: Bajo nivel		LOI: 150 mm	LOS: 8250 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8250 mm			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
2. Abierto el directo de LV-11.	1. Pérdida de sello líquido en el separador de alta presión D-02. 2. Presionamiento en el sistema de baja presión después de la válvula LV-11 por paso de hidrógeno de alta presión. 3. Relevo de válvulas de seguridad PSV-16 y PSV-40. 4. Fuga o ruptura en alguna tubería o equipo del sistema de baja presión con incendio y/o explosión.	1. Indicador de nivel local LG-05-1 en el separador de alta presión D-02. 2. LALL-10 alarma por bajo-bajo nivel en el separador de alta presión D-02. 3. Alarma por bajo nivel LIC-11 en D-02. 4. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 5. Capacitación y adiestramiento al personal operativo.	1. Instalar una cadena con candado en el directo de la válvula LV-11 en posición cerrado del tanque D-02.	2 (2)	1 (1)	3 (3)	A	





Nodo: Tanque separador de alta presión D-02.

Producto: Gasoleo e hidrógeno

Desviación: Bajo nivel		LOI: 150 mm	LOS: 8250 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8250 mm			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
3. Falla LV-11 en posición de abierto.	<p>1. Pérdida de sello líquido en el separador de alta presión D-02.</p> <p>2. Presionamiento en el sistema de baja presión después de la válvula LV-11 por paso de hidrógeno de alta presión.</p> <p>3. Relevo de válvulas de seguridad PSV-16 y PSV-40.</p> <p>4. Fuga o ruptura en alguna tubería o equipo del sistema de baja presión con incendio y/o explosión.</p>	<p>1. Indicador de nivel local LG-05-1 en el separador de alta presión D-02.</p> <p>2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.</p> <p>3. Alarma por bajo nivel LIC-11 en D-02.</p> <p>4. LALL-10 alarma por bajo-bajo nivel en el separador de alta presión D-02.</p> <p>5. Switch independiente de control por bajo-bajo nivel integrado al SCD en el D-02.</p>	<p>1. Colocar una válvula de cierre rápido en serie a la válvula automática de control LV-11 (y su relevo, si este se coloca) ubicada en el fondo del tanque D-02.</p> <p>2. Implementar interlock a través del LSLL-10 para mandar cerrar la válvula existente y la válvula propuesta de control de nivel por bajo-bajo nivel en D-02.</p> <p>3. Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvula LV-11.</p>	2	1	3	A	
				(2)	(1)	(3)		



Nota: Tanque separador de alta presión D-02.

Producto: Gasoleo e hidrógeno

Desviación: Bajo nivel		LOI: 150 mm	LOS: 8250 mm	LSI: 150 mm	LSS: 8250 mm						
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase				
4. Falla del transmisor de nivel LT-11 por taponamiento de las tomas de impulso.	1. Pérdida de sello líquido en el separador de alta presión D-02.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Instalar un sistema de gas de purga con hidrógeno a alta presión en el transmisor LT-11 del tanque D-02.	2	1	3	A				
	2. Presionamiento en el sistema de baja presión después de la válvula LV-11 por paso de hidrógeno de alta presión.	2. Indicador de nivel local LG-05-1 en el separador de alta presión D-02.	2. Verificar que se programe dos veces por año el mantenimiento preventivo al LT-11 ubicado en el tanque D-02.	(2)	(1)	(3)					
	3. Relevo de válvulas de seguridad PSV-16 y PSV-40.	3. Sistema de lavado de diesel a baja presión (actualmente el tener este sistema representa más un riesgo que una protección, por lo cual se debe de aislar el sistema de baja presión).	3. Mantener en buenas condiciones al sistema de trazado de vapor del LT-11 del tanque D-02.								
	4. Fuga o ruptura en alguna tubería o equipo del sistema de baja presión con incendio y/o explosión.	4. Sistema de trazas de vapor en las tomas de nivel del LT-11.									



Nodo: Tanque separador de alta presión D-02.

Producto: Gasoleo e hidrógeno

Desviación: Alta temperatura		LOI: 220°C	LOS: 238°C	LSI: 238°C	LSS: 238°C			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
1. Alta temperatura de reacción en R-01.	1. Incremento de la temperatura de la corriente gaseosa hacia los intercambiadores E-05A/B. 2. Disminución de la vida útil de los cambiadores de calor por ampollamiento debido al hidrógeno en lado coraza de los cambiadores de calor. 3. Fuga e incendio catastrófico.	1. Los termoskines TI-05-29/30/31/32/33/34/35 en el D-02. 2. Alarmas por alta temperatura TI-03-7A/B en la salida del calentador H-01 3. Alarmas por alta temperatura TI-05-22 y TI-05-2 a la entrada y salida del reactor R-02.	1. Cambiar los cambiadores de calor E-05A/B por el material adecuado ya que en la actualidad son de acero al carbón, el cuál no es el adecuado para el manejo del H2 a esas temperaturas y presiones. 2. Consultar con el licenciadore las medidas temporales que se pudieran requerir para operar la planta durante el tiempo que se tarde la adquisición e instalación de los intercambiadores de calor E-05A/B y operar la planta en forma segura a sus condiciones de diseño.	2	1	3	A	
				(2)	(1)	(3)		

**Plan de Trabajo Resultante del Análisis HazOp en la Planta Hidrodesulfuradora de Gasóleos.**

Del análisis HazOp en la Planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos, se obtuvo como resultado una serie de recomendaciones resultantes de los nodos expuestos con anterioridad, las cuales se plasman en un plan de trabajo a continuación.

Tala 3.9. Plan de Trabajo

No.	Recomendaciones	Nivel
1.	Se pretende instalar una válvula en paralelo a la LV-11 y otra a la LV-17 las cuales van a servir para dar flexibilidad operativa y facilidad para que se puedan entregar a mantenimiento. Como medida de seguridad se pretende conectar un interlock que mande cerrar las válvulas que estén en operación cuando baje el nivel hasta un valor crítico (Alarma y actuador de bajo-bajo nivel) de los equipos que manejen alta presión hacia equipos de baja presión. Adicionalmente del estudio HazOp se recomienda que se instale una válvula de corte rápido (Tipo MOV, <i>Motor Operated Valve</i> , o similar) en cada uno de los tanques de alta presión, que permita aislarlos, desde el cuarto de control y/o un punto estratégico en el campo, en caso de una emergencia. Lo anterior aplica también a la planta Endulzadora de Hidrógeno (U-031).	A
2.	Realizar un estudio para determinar si es conveniente instalar un disco de ruptura en la sección de baja presión después de las válvulas mencionadas.	A
3.	Implementar interlock a través del LSSL-10 y LSSL-16 para mandar cerrar la válvula existente y la válvula propuesta de control de nivel por bajo-bajo nivel en D-02 y D-03.	A
4.	Instalar una cadena con candado en el directo de las válvulas LV-11, LV-17 y LV-14 en posición cerrado de los tanques D-02 y D-03.	A
5.	Instalar un sistema de gas de purga con hidrógeno a alta presión en los siguientes transmisores LT-11 y LG-05-1 del tanque D-02, LT-17 del tanque D-03 y el PDT-34/35/36 del reactor R-01.	A
6.	Mantener en buenas condiciones al sistema de trazado de vapor del LT-11 y LG-05-1 del tanque D-02, del LT-17 del tanque D-03, del PDT-34/35/36 en el reactor R-01, del PDT-157 en el reactor R-02, del LT-31 en el D-06.	A
7.	Cambiar los cambiadores de calor E-05A/B por el material adecuado ya que en la actualidad son de acero al carbón, el cual no es el adecuado para el manejo del H ₂ a esas temperaturas y presiones.	A
8.	Consultar con el licenciador las medidas temporales que se requieren para operar la planta, las cuales deberán cumplirse mediante un procedimiento	A



No.	Recomendaciones	Nivel
	documentado y difundido, durante el tiempo que se tarde la adquisición e instalación de los intercambiadores de calor E-05A/B y operar la planta en forma segura a sus condiciones de diseño.	
9.	Elaborar estudio para instalar un tanque de succión del compresor C-03A/B, independiente de la línea de proceso, para separar los líquidos que pudieran arrastrarse con el gas y dañar al compresor.	A
10.	Configurar el FIC-34 con alarma por bajo flujo en el compresor C-01.	A
11.	Consultar con el licenciador la filosofía de operación de la válvula FV-40 ya que es necesario mantener un flujo mínimo al tanque D-06 para protección de las bombas.	B
12.	Proteger la botonera local de las válvulas XV-01 y XV-06 para evitar accionarla inadecuadamente.	B
13.	Mantener la operación de la válvula XV-06 (y de todas las de su tipo) en automático, utilizando solamente el manual para casos de mantenimiento instalando un candado en la subestación eléctrica, estableciendo este requisito en una instrucción de trabajo documentada y dada de alta en el SIA (Sistema Integral de Administración).	B
14.	Incrementar el diámetro de la línea de depresionamiento al desfogue de 2" a 4" del D-04.	D

**Tala 3.10.** Lista de buenas prácticas de operación que se originaron del estudio HazOp.

No.	Recomendaciones
1.	Verificar que se programe dos veces por año el mantenimiento preventivo a válvulas de control, válvulas de corte, indicadores, transmisores, controladores, alarmas, interruptores, al sistema electrónico de retrolavado de los filtros ME-01, a los analizadores, al PLC, etc.
2.	Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a válvulas de seguridad de acuerdo al procedimiento GPASI #207.
3.	Verificar que se programe dos veces por año el mantenimiento predictivo y preventivo tanto eléctrico como mecánico a bombas, sus motores o turbinas.
4.	Contar con el refaccionamiento adecuado y oportuno para el mantenimiento a bombas.
5.	Contar con el refaccionamiento adecuado y oportuno para dar el mantenimiento a todos los instrumentos de la planta principalmente a los del sistema de filtración ME-01 así como a los del compresor C-01.
6.	Capacitar y adiestrar periódicamente al personal operativo de la planta en los procedimientos operacionales enfatizando en las funciones de los lógicos de protección que se encuentran en toda la planta, en la interpretación de la información que proporcionan los analizadores del calentador H-01, así como para atender en caso de alguna emergencia, en particular en el caso de que se presente la falla del mecanismo de la palometa XV-02 ubicada en la chimenea del calentador H-01 y vigilando estrictamente el control de calidad de la enseñanza.
7.	Verificar que se lleven a cabo los simulacros de contra incendio, operacionales y de emergencia.
8.	Realizar la supervisión operacional.
9.	Verificar que se realice el mantenimiento preventivo y calibración de los tubos del E-07.
10.	Verificar que se realice el mantenimiento preventivo a los intercambiadores E-26 y utilizar la línea de retrolavado.
11.	Verificar que se programe el mantenimiento preventivo a las válvulas de succión en el compresor de H ₂ de reposición C-02A/B.
12.	Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento preventivo mecánico y eléctrico a soloaires.
13.	Verificar que se lleve a cabo la calibración y prueba de espesores de los equipos de la planta.
14.	Verificar que se lleven a cabo las pruebas de dureza, magnéticas y metalográficas de los equipos de la planta.
15.	Cumplir con el programa de reparación general de la planta cada dos años.



ARBOL DE FALLAS

METODOLOGÍA DEL ÁRBOL DE FALLAS

Cuatro pasos se tomaron para desarrollar este análisis:

1) **Definición del problema:** La definición del evento culminante es uno de los aspectos más importantes del primer paso. El evento culminante es el accidente que es sujeto de estudio del análisis y debe ser definido precisamente, para evitar un análisis ineficiente. Deben ser incluidos en el análisis: las fronteras físicas del sistema que encierran al equipo, las interfaces de éste con otros equipos y los sistemas de apoyo. Junto con las fronteras físicas del sistema, el análisis debe especificar el nivel de resolución que tendrán los eventos del árbol.

2) **Construcción del árbol de fallas:** La construcción comienza con el evento culminante y procede, nivel por nivel, hasta que todos los eventos de falla han sido seguidos hasta sus causas básicas.

Las causas inmediatas del evento culminante se muestran en el árbol de fallas en relación con el accidente analizado de la forma siguiente: si cualquiera de ellas resulta directamente en el evento culminante, se conectan a éste mediante una puerta lógica "O". Si todas las causas inmediatas son requeridas para que el accidente ocurra, se conectan mediante una puerta lógica "Y".

Cada uno de los eventos inmediatos es tratado de la misma forma, es decir sus causas son determinadas y mostradas en el árbol de fallas con la puerta apropiada. El analista debe seguir el procedimiento hasta que los eventos básicos sean alcanzados.

3) **Analizando el árbol de fallas:** El árbol de fallas terminado proporciona información muy útil, ya que muestra cómo las fallas interactúan para resultar en el accidente culminante. Sin embargo, no siempre es fácil identificar directamente del árbol de fallas, todas las combinaciones que conducen al accidente.

Los conjuntos mínimos son las combinaciones posibles de las que puede resultar el accidente o evento culminante; además son sumamente útiles en la jerarquización de las formas en las que el accidente puede ocurrir y permiten la cuantificación del árbol si existen los datos necesarios.

El método para encontrar los conjuntos mínimos tiene cuatro pasos:

a) *Paso 1:* Identificar todas las puertas y eventos básicos en el árbol de fallas. Cada identificador es único, y si un evento básico aparece más de una vez en el árbol, deberá tener el mismo identificador todas las veces.



b) **Paso 2:** Resolver todas las puertas en eventos básicos. Esto es hecho mediante el formato de una matriz, empezando con el evento culminante y procediendo por la matriz hasta que todas las puertas lógicas sean resueltas. Las puertas son resueltas sustituyéndolas en la matriz por sus eventos entrada. El evento culminante siempre es la primer entrada en la matriz y se coloca en la primer columna y fila.

Regla "O"- La primer entrada a una puerta O reemplaza al identificador de la puerta, los siguientes eventos entrada son insertados en las siguientes filas vacías de la matriz, una entrada por fila. Si existen otras entradas en la fila donde la puerta "O" apareció, estas entradas deberán ser repetidas en todas las filas que contengan las otras entradas de dicha puerta.

Regla "Y"- Cuando se resuelve una puerta "Y" en la matriz, la primer entrada a la puerta reemplaza al identificador de la puerta en la matriz, y las otras entradas se colocan en las siguientes columnas disponibles, entrada por columna, en la misma fila en la que la puerta "Y" apareció. Todas las puertas subsecuentes son resueltas y todas las otras entradas a una puerta "Y" son incluidas en cada nueva fila creada. Las puertas de Retraso e Inhibición son resueltas de la misma forma que las "Y"

c) **Paso 3:** Remover todos los eventos duplicados dentro de cada juego de eventos básicos identificados.

d) **Paso 4:** Borrar todos los conjuntos que contengan a otro conjunto básico de eventos. Una vez que una lista mínima de conjuntos para un evento particular es encontrada, un analista puede evaluar las fallas para determinar cadenas débiles en el sistema. Usando los resultados de este análisis cualitativo, es posible proponer recomendaciones para mejorar la seguridad del sistema en estudio.

4) **Documentando los resultados:** El analista de riesgos deberá proveer una descripción del sistema analizado, una discusión de la definición del problema y los modelos de árbol de fallas desarrollados.

El AAF es frecuentemente usado como herramienta de comunicación muy efectiva para los responsables de la toma de decisiones. Con base a los números y tipos de fallas, un equipo de analistas puede recomendar mejoras, que resultarán en un evento culminante menos probable.

Las probabilidades empleadas para los cálculos fueron asignadas a los eventos básicos con el siguiente criterio:

Tabla 3.11 Probabilidades y sus equivalencias

Probabilidad	Equivalencia de la probabilidad
10^0	Inminente, puede ocurrir en cualquier momento.
10^{-1}	Muy probable, ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año
10^{-3}	Probable, ha ocurrido o puede ocurrir en un año.
10^{-5}	Poco probable, no se ha presentado en cinco años.
10^{-7}	Improbable, no se ha presentado en diez años
10^{-9}	No hay posibilidad de que ocurra el riesgo.



CÁLCULOS PARA PUERTAS EN ÁRBOLES DE FALLAS

Para un árbol de fallas sencillo los cálculos son muy simples.

Puerta "Y"

Si un componente tiene dos entradas, o si es proveído de soporte desde dos subsistemas y solo uno de ellos es necesario para el buen funcionamiento, el sistema es redundante; es decir, fallará si el suministro uno y el suministro dos fallan. Lo anterior es descrito por una puerta "Y". Se puede afirmar que las dos entradas están en paralelo.

La probabilidad total de que el sistema falle es dada por la ley de producto de probabilidades. Asumiendo que las probabilidades de que falle el suministro 1, el que falle el suministro 2, son estadísticamente independientes.

$$Pr(\text{Evento}) = Pr(E1). Pr(E2)$$

Esto puede ser generalizado para más de dos eventos entrada

$$Pr(\text{Evento}) = Pr(E1). Pr(E2).Pr(E3)$$

Puerta "O"

Si un sistema tiene dos componentes que están conectados en serie, el fallo de cualquiera, el primero o el segundo componente causarán que el sistema falle. Esto es descrito por una puerta "O" de un árbol de fallas.

Asumiendo que las fallas C1 y C2 son estadísticamente independientes, la probabilidad de que el sistema falle está dada por:

$$Pr(\text{Evento}) = Pr(C1)+ Pr(C2)- Pr(C1). Pr(C2)$$

Algunas veces ambos componentes fallan, así que el último término evita que estos casos se contabilicen dos veces, por lo que el término del producto se resta de la suma.

En general para un número N de entradas a una puerta "O", la probabilidad está dada por:

$$Pr(\text{Evento}) = \sum pr(i)- \sum pr(i).pr(j)+ \sum Pr(i).pr(j).Pr(k)+...+ \Pi pr(i)$$



Asignando Probabilidades a Eventos y Condiciones en un Árbol de Fallas

Uno de los aspectos más difíciles del cálculo de árbol de fallas es encontrar el modelo para probabilidad o frecuencia adecuada de los eventos de árbol de fallas. Para lograr lo anterior es necesario comprender que la primera y más importante distinción es entre *eventos y condiciones*.

Un *evento* es un cambio en el estado de la planta o una acción realizada por una persona.

Una *condición* es una descripción del estado de un componente o de parte de la planta.

Los eventos están caracterizados por una frecuencia, usualmente representada como número de ocurrencias por unidad de tiempo. Si un evento conduce directamente al evento culminante de un árbol de fallas, entonces su frecuencia es requerida. Los cálculos de la frecuencia de un árbol de fallas, la mayor parte del tiempo consisten en pequeños cálculos.

La frecuencia de un evento esta dada por:

$$Fr(\text{evento}) = Fr(\text{evento iniciante}) \cdot Pr(\text{Condición})$$

La probabilidad de la condición es en la práctica el resultado de una serie de subcondiciones las cuales podrían ser: la probabilidad de que las sustancias necesarias o la energía para el accidente estén presentes; las probabilidades de que varias medidas de seguridad se encuentren en estados fallidos, o fuera de operación por mantenimiento; la probabilidad de que hayan personas o propiedades expuestas al accidente.

Se desarrollaron los árboles de fallas de los escenarios propuestos, las probabilidades de ocurrencia se enumeran en la tabla 3.12.

Tabla 3.12 Probabilidades obtenidas de los árboles de fallas (anexo I)

No. de Diagrama	Escenario	Probabilidad
3.12	Ruptura en D-06	4.04E-2
3.13	Ruptura en D-14	1.56E-2
3.14	Ruptura en la línea de descarga del compresor C-01A/B	7.23E-3
3.15	Ruptura en D-02	4.33E-3



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

La mayoría de los accidentes en plantas de hidrosulfuración son resultado de fugas por poros en secciones de alta presión, incendios en calentadores por fuga o ruptura de sus tubos, así como por presionamiento en equipos críticos por manejar altas temperaturas y altas presiones.

Los modelos matemáticos simulan la descarga de estos materiales, generando información muy útil para determinar las consecuencias de suscitarse un accidente, incluyendo la velocidad de descarga del material, la cantidad total que es descargada y el estado físico del material descargado. Esta información es valiosa para evaluar el diseño de nuevos procesos y en el caso de procesos en operación, evalúa los sistemas de seguridad existentes en la instalación.

Los modelos están constituidos por ecuaciones empíricas o fundamentos que representan el proceso fisicoquímico que ocurre durante la descarga de un material.

Frecuentemente los resultados son sólo estimados desde las propiedades físicas, por lo que la mayoría de los modelos tienden a maximizar la tasa de descarga y la cantidad descargada. Esto asegura que la modelación simula el evento más crítico.

A continuación se describen los tipos de eventos que pueden ocurrir como resultado de la descarga de un líquido sometido a alta presión, un líquido no presurizado y de un vapor o gas presurizado.

Pool Fire. Cuando un líquido inflamable se fuga de un tanque de almacenamiento o una tubería, se forma un charco. Al estar formándose el charco, parte del líquido se comienza a evaporar siempre y cuando los vapores se encuentran sobre su límite inferior de inflamabilidad. Con una fuente de ignición se incendia el charco mientras existan vapores inflamables.

Flash Fire. Cuando un material volátil e inflamable es descargado a la atmósfera, se forma una nube de vapor y se dispersa. Si el vapor resultante se encuentra con una fuente de ignición antes de que la dilución de la nube sea menor al límite inferior de inflamabilidad, ocurre el flash fire. Las consecuencias primarias de un flash fire son las radiaciones térmicas generadas durante el proceso de combustión, este proceso tiene una corta duración y los daños son de baja intensidad.

Jet Fire. Si un gas licuado o comprimido es descargado de un tanque de almacenamiento o una tubería, a través de un orificio o ruptura formaría una descarga a presión de tipo chorro "Gas Jet", que entra y se mezcla con el aire del medio ambiente. Si el material encuentra una fuente de ignición, entonces ocurre un Jet Fire o dardo de fuego.



Fireball El evento de Fireball o bola de fuego resulta de la ignición de una mezcla líquido/vapor flamable y sobrecalentada que es descargada a la atmósfera. El evento de fireball ocurre frecuentemente seguido a una Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición “BLEVE”.

Explosión. Una explosión es una descarga de energía que causa un cambio transitorio en la densidad, presión y velocidad del aire alrededor del punto de descarga de energía. Existen explosiones físicas, que son aquellas que se originan de un fenómeno estrictamente físico como una ruptura de un tanque presurizado o una BLEVE. El otro tipo de explosiones es la química, son las que tienen su origen en una reacción química como la combustión de un gas inflamable en el aire.

BLEVE. Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición “BLEVE”, ocurre cuando en forma repentina se pierde el confinamiento de un recipiente que contiene un líquido sobrecalentado o un licuado a presión. La causa inicial de un BLEVE es usualmente un fuego externo impactando sobre las paredes del recipiente sobre el nivel del líquido, esto hace fallar el material y permite la repentina ruptura de las paredes del tanque.

Un BLEVE puede ocurrir como resultado de cualquier mecanismo que ocasione la falla repentina de un recipiente y permita que el líquido sobrecalentado flashee. Si el material líquido/vapor descargado es inflamable, la ignición de la mezcla puede resultar en un fireball.

VCE. Explosión por una Nube de Vapor “VCE”, puede definirse simplemente como una explosión que ocurre en el aire y causa daños de sobrepresión. Comienza con una descarga de una gran cantidad de líquido o gas vaporizado de un tanque o tubería y se dispersa en la atmósfera, de toda la masa de gas que se dispersa sólo una parte de esta se encuentra dentro de los límites superior e inferior de explosividad, y esa masa es la que después de encontrar una fuente de ignición genera sobrepresiones por la explosión. Este evento se puede generar tanto en lugares confinados como en no confinados.

Nube Tóxica. En los casos en que una fuga de material tóxico no sea detectada y controlada a tiempo, se corre el riesgo de la formación de una nube de gas tóxica que se dispersará en dirección del viento, y su concentración variará en función inversa a la distancia que recorra. Los efectos tóxicos de exponerse a estos materiales dependen de la concentración del material en el aire y de sus propiedades tóxicas.



SIMULACIÓN

Para el análisis de eventos en la planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos se utilizó un software especializado para simular eventos críticos específicos y determinar los radios de afectación, conocido como PHAST (Process Hazard Analysis Safety Tool) versión 6.0. Este software ha sido aceptado en México por el Instituto Nacional de Ecología (INE), en los Estados Unidos por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) y la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA), para la determinación de consecuencias en una evaluación de riesgos.

A continuación se describen las consideraciones para la simulación de eventos:

1. Para la selección de eventos se utilizaron las siguientes fuentes:

- La identificación de los escenarios en las sesiones HazOp potencialmente peligrosos.
- Análisis de Árbol de Fallas de cada escenario.
- Criterios de ingeniería basados en condiciones extremas de operación.

2. Las composiciones de las mezclas generadas para este estudio, fueron tomadas de los balances de materia de diseño entregados por el Licenciador para la planta Hidrodesulfuradora de Gasoleos.

3. Adicionalmente, para realizar las simulaciones en el software PHAST se tomaron las siguientes consideraciones:

- El orificio formado por corrosión en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70 mm (0.5"); para los escenarios de fuga se consideró de 0.50" por corrosión debido a las condiciones de operación.
- Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 30 minutos, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- Básicamente se consideraron dos condiciones ambientales de la Refinería, una con estabilidad A por ser la predominante en la Refinería y F por ser la mejor condición para generar un evento máximo catastrófico. La velocidad del viento de 5.5 m/s con estabilidad ambiental clase A por ser las condiciones que predominan en la Refinería y por ser las características promedio del sitio más favorables para generar eventos de alto riesgo Se consideró una temperatura ambiental media anual de 25.5°C y una humedad relativa media anual de 70%.
- Los radios de afectación que se presentan en caso de que se presente un evento conocido como dardo de fuego, se determinan a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos, los cuales se indican en la tabla 3.13, y de los diferentes niveles de sobrepresión que se muestran en la tabla 3.14.

**Tabla 3.13 NIVELES DE RADIACIÓN**

RADIACIÓN	DESCRIPCIÓN
1.4 kW/m ² (440 BTU/h/ft ²)	Es el flujo térmico equivalente al del sol en verano y al medio día. Este límite se considera como zona de seguridad
5.0 kW/m ² (1,268 BTU/h/ft ²)	Nivel de radiación térmica suficiente para causar daños al personal si no se protege adecuadamente en 20 segundos, sufriendo quemaduras hasta de 2o grado sin la protección adecuada. Esta radiación será considerada como límite de zona de amortiguamiento
12.5 kW/m ² (3,963 BTU/h/ft ²)	Es la energía mínima requerida para la ignición pilotada de la madera y fundición de tubería de plástico. Con 1% de letalidad en 1 minuto. Esta radiación se considerará para el personal y las instalaciones como zona de alto riesgo

Tabla 3.14 NIVELES DE SOBREPRESIÓN

PRESIÓN	DESCRIPCIÓN
0.5 lb/pulg ² (0.02 bar)	La sobrepresión a la que se presentan rupturas del 10% de ventanas de vidrio y algunos daños a techos; este nivel tiene la probabilidad del 95% de que no ocurran daños serios. Esta área se considerará como límite de la zona de salvaguarda
1 lb/pulg ² (0.13 bar)	Es la presión en la que se presenta destrucción parcial de casas y daños reparables a edificios; provoca el 1% de ruptura de tímpanos y el 1% de heridas serias por proyectiles. De 0,5 a 1 lb/pulg ² se considerará como la zona de amortiguamiento
2 lb/pulg ² (0.20 bar)	A esta presión se presenta el colapso parcial de techos y paredes de casas. De 1 a 2 lb/pulg ² se considera como la zona de exclusión (riesgo)

Se hace principal énfasis en el evento de explosión dado que es el evento más probable y uno de los principales iniciadores del efecto dominó en la industria. Los resultados obtenidos en la simulación están expresados en las tablas subsecuentes donde se observan los radios de afectación de las ondas de sobrepresión por explosión para cada caso.



**LOS RESULTADOS PARA LOS EVENTOS HIPOTÉTICOS COMO EVENTOS INICIADORES DE UN EFECTO DOMINÓ SELECCIONADOS SON:
(ANEXO I, DIAGRAMA COMPLETO DE LA REFINEÍA FRANCISCO I. MADERO)**

1. Explosión del tanque D-06 por sobrepresión.
2. Explosión del tanque D-14 por sobrepresión.
3. Fuga de hidrógeno en la línea de descarga del compresor C-01.
4. Fuga de vapores en D-02.

Caso 1: Ruptura de D-06 por sobrepresión.

Se consideró una masa de 3,428 kg en el recipiente a su temperatura y presión de operación considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como BLEVE/FIREBALL y una explosión por sobrepresión.

Tabla 3.15 Radios de afectación por BLEVE/FIREBALL en D-06 (caso 1)

BLEVE/FIREBALL		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	522.576 m	289.509 m	191.142 m
	5.5m/s, F	522.576 m	289.509 m	191.142 m

Tabla 3.16 Radios de afectación por Explosión en D-06 (caso 1)

EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	414.332 m	252.244 m	158.975 m	90.111 m	73.910 m	60.225 m
	5.5m/s, F	414.332 m	252.244 m	158.975 m	90.111 m	73.910 m	60.225 m

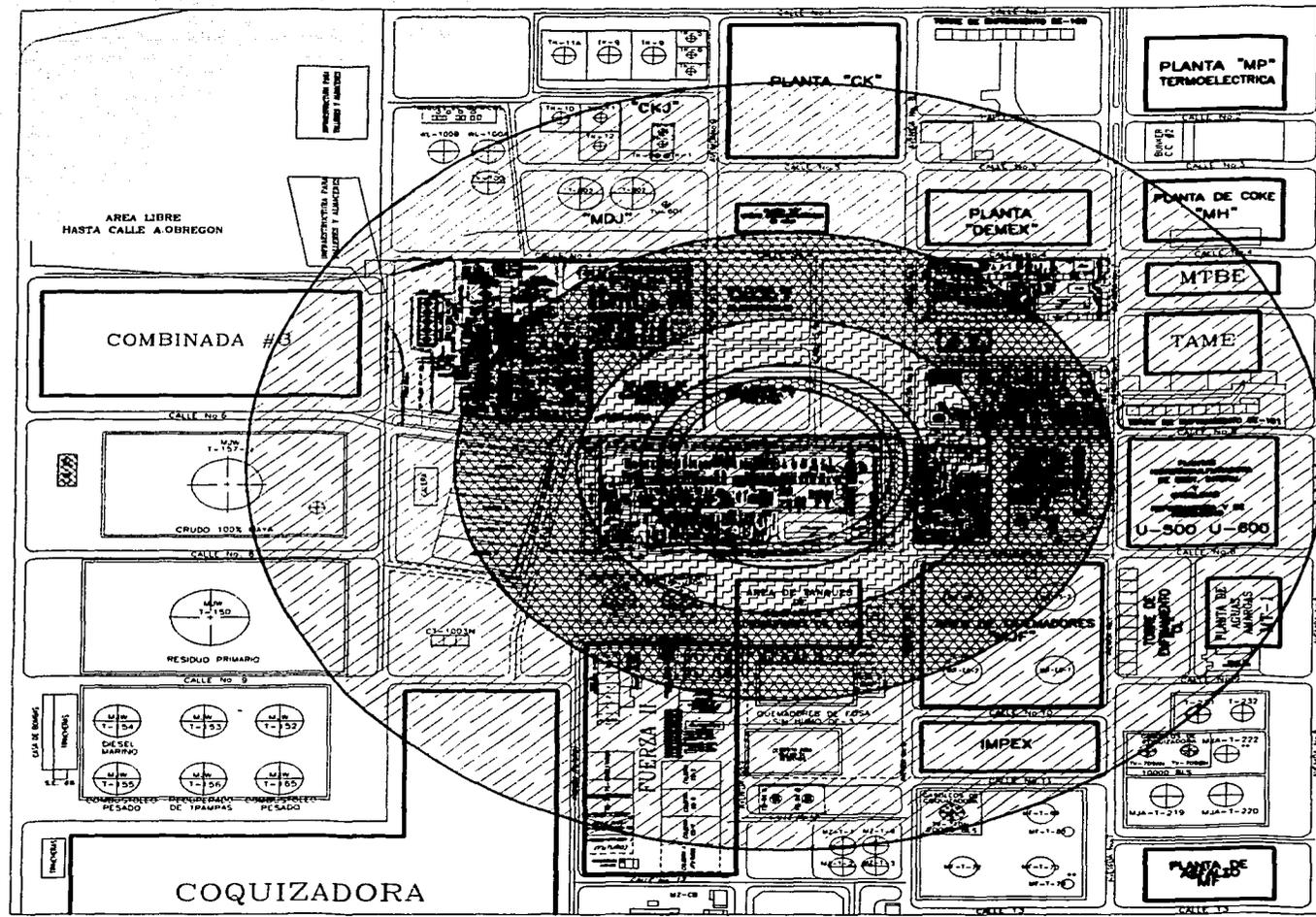


En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas son las siguientes:

1. Hidrodesulfuradora de Gasoleos.
2. Talleres de soldadura y pailería.
3. Talleres de albañilería, carpintería y pintura.

En la Unidad Hidrodesulfuradora de Gasoleos los equipos que resultarían afectados serían 125 para el caso 1.

El Diagrama 3.5 representa una explosión por sobrepresión como evento primario de un efecto dominó del caso 1, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en la siguiente página.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	ONDAS DE SOBREPRESIÓN	
EXPLOSIÓN	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	414.33 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	252.24 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	158.97m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	109.85 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	95.498 m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	83.37 m	10 PSI	



TESIS CON FALTA DE ORIGEN

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DE LA TESIS:
ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA HIDRODESULFUROADORA DE GASÓLEOS

TÍTULO DEL SUBTÍTULO:
EXPLOSIÓN POR SOBREPRESIÓN DE D-06

NÚMERO DE DIAGRAMA: **3.5**

U-030

**Caso 2: Ruptura de D-14 por sobrepresión.**

Se considero una masa de 7,677 kg en el recipiente a su temperatura y presión de operación considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como Explosión con ignición retardada.

Tabla 3.17 Radios de afectación por Explosión en D-14 (caso 2)

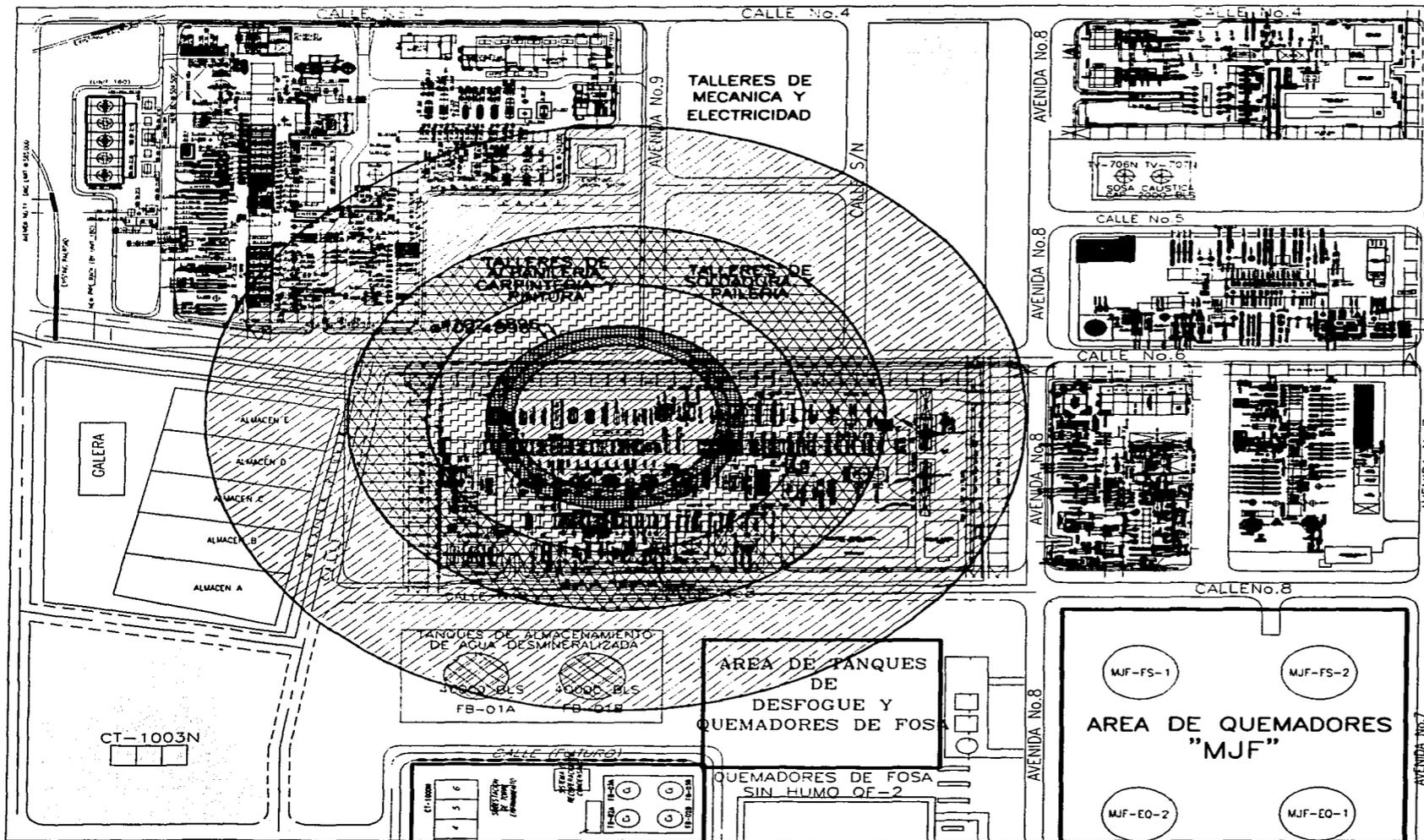
EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	163.664 m	107.462 m	75.122 m	51.244 m	45.627 m	40.882 m
	5.5m/s, F	163.664 m	107.462 m	75.122 m	51.244 m	45.627 m	40.882 m

En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas son las siguientes:

1. Hidrodesulfuradora de Gasoleos.
2. Talleres de soldadura y paílería.
3. Talleres de albañilería, carpintería y pintura.

En la Unidad Hidrodesulfuradora de Gasoleos, los equipos que resultarían afectados serían 37 para el caso 2.

El Diagrama 3.6 representa una explosión por sobrepresión como evento primario de un efecto dominó del caso 1, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en la siguiente página.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACION	ONDAS DE SOBREPRESION	
EXPLOSION	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	77.038 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	58.837 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	48.048m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	40.230 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	38.381 m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	38.837 m	10 PSI	



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TRAB. DEL TEMA:
ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA HIDROSULFURADORA DE GASOLEOS

TRAB. DEL TÍTULO:
EXPLOSIÓN POR FUGA EN D-14

NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.6

U-030 116

**Caso 3: Fuga de hidrógeno por ruptura de línea a la descarga del compresor C-01.**

La fuga de hidrógeno se presenta con un flujo de 395.73 kg/s; considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como Jet fire y una explosión por ignición retardada.

Tabla 3.18 Radios de afectación por Jet Fire en C-01 (caso 3)

JET FIRE		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	592.836 m	433.442 m	365.721 m
	5.5m/s, F	592.836 m	433.442 m	365.721 m

Tabla 3.19 Radios de afectación por Explosión en C-01 (caso 3)

EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	465.491 m	330.334 m	252.561 m	195.139 m	181.631 m	170.219 m
	5.5m/s, F	359.379 m	250.085 m	187.195 m	140.761 m	129.837 m	120.609 m

En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas son las siguientes:

1. REFORMADORA DE NAFTAS.
2. Hidrodesulfuradora de Gasoleos.
3. FCC.
4. Talleres de mecánica y electricidad.
5. Talleres de soldadura y pailería.
6. Talleres de albañilería, carpintería y pintura.
7. Tanques de almacenamiento de agua desmineralizada.
8. Área de tanques de desfogues y quemadores de fosa.



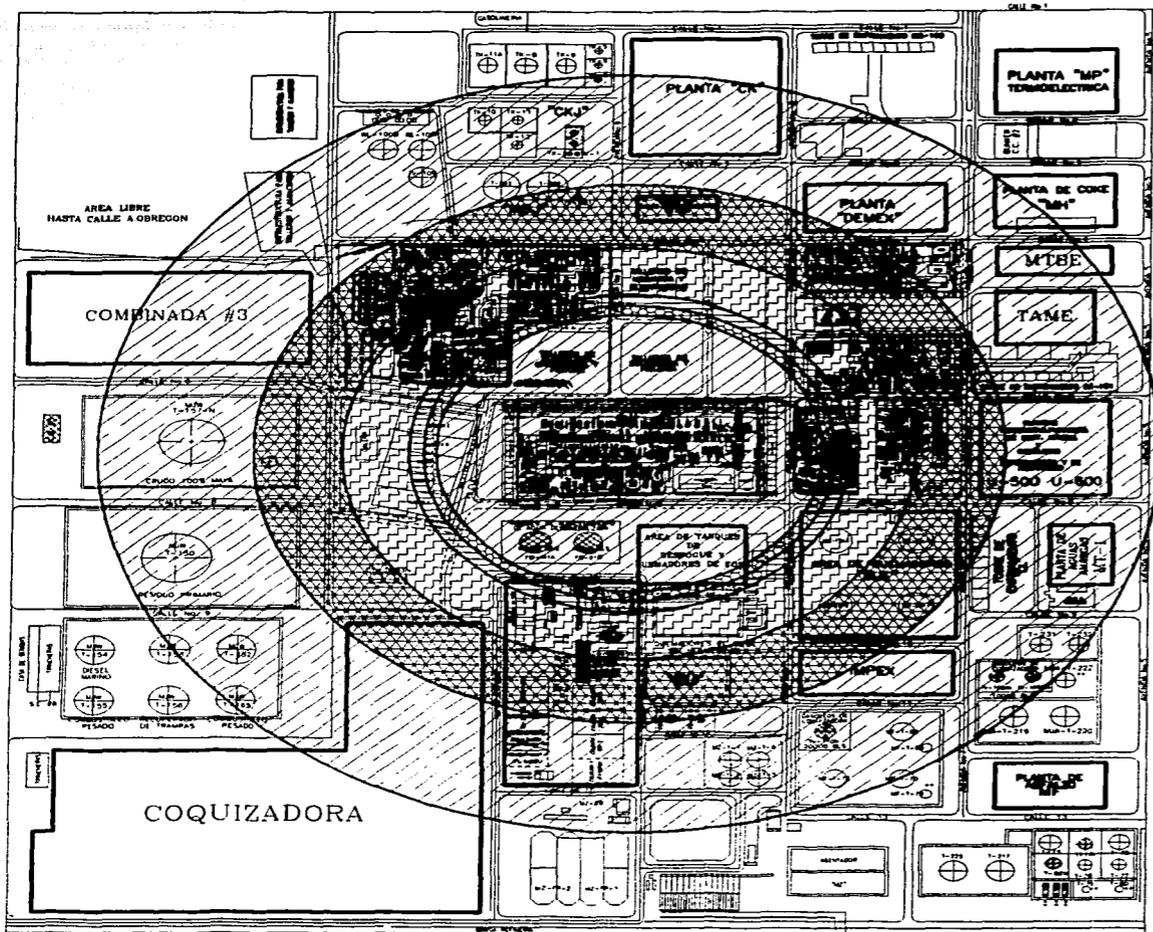
A 10 PSI de sobrepresión las estructuras de fierro pueden colapsarse, como los cuartos de control y los equipos pueden tener graves daños.

En la Unidad Hidrosulfuradora de Gasoleos todos los edificios, equipos y construcciones resultarían afectados.

Los equipos y edificios afectados por las ondas de sobrepresión en la Unidad Endulzadora de Hidrógeno, serían 12 para el caso 3.

Los equipos y edificios afectados por las ondas de sobrepresión en la Unidad Reformadora de naftas serían 57 para el caso 3.

El Diagrama 3.7 representa una explosión por ignición retardada como evento primario de un efecto dominó del caso 3 Fuga de hidrógeno por ruptura de línea a la descarga del compresor C-01, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en el siguiente diagrama.



**Caso 4: Ruptura de D-02 por sobrepresión.**

Se considero una masa de 321.1 kg en el recipiente a su temperatura y presión de operación considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como BLEVE y una explosión.

Tabla 3.20 Radios de afectación por BLEVE en D-02 (caso 4)

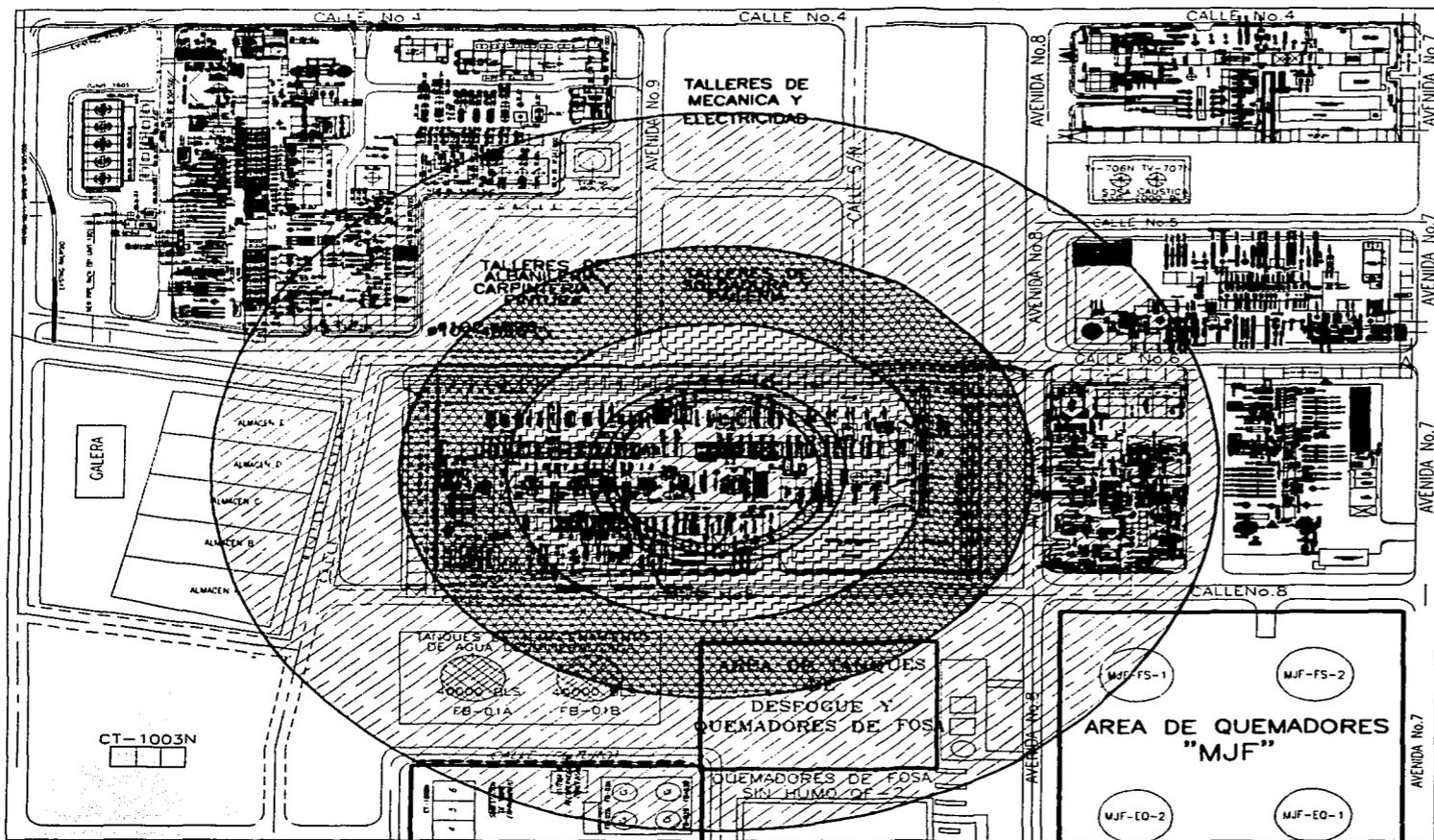
BLEVE		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	253.268 m	139.26 m	90.922 m
	5.5m/s, F	253.268 m	139.26 m	90.922 m

Tabla 3.21 Radios de afectación por Explosión en D-02 (caso 4)

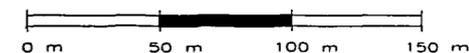
EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	205.139 m	124.888 m	78.709 m	44.614 m	36.593 m	29.817 m
	5.5m/s, F	205.139 m	124.888 m	78.709 m	44.614 m	36.593 m	29.817 m

En la Unidad Hidrodesulfuradora de Gasoleos los equipos que resultarían afectados serían 57 para el caso 4.

El Diagrama 3.8 representa una explosión por sobrepresión como evento primario de un efecto dominó del caso 4, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en el siguiente diagrama.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	ONDAS DE SOBREPRESIÓN	
EXPLOSIÓN	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	201.46 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	126.56 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	83.46 m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	51.64 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	45.54 m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	40.81 m	10 PSI	



TESIS CON FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
Facultad de Química (FQ)
Conjunto E, Lab. 212



TÍTULO DEL TEMA:

ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA
HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS

TÍTULO DEL DIBUJO:

EXPLOSIÓN POR SOBREPRESIÓN DE D-02

NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.8

UNIDAD:

U-030

PÁGINA NÚMERO:

121



En la tabla siguiente se muestran los nombres de los diagramas representativos de cada uno de los Análisis de Consecuencias descritos anteriormente.

Tabla 3.22 Lista de diagramas del análisis de consecuencias

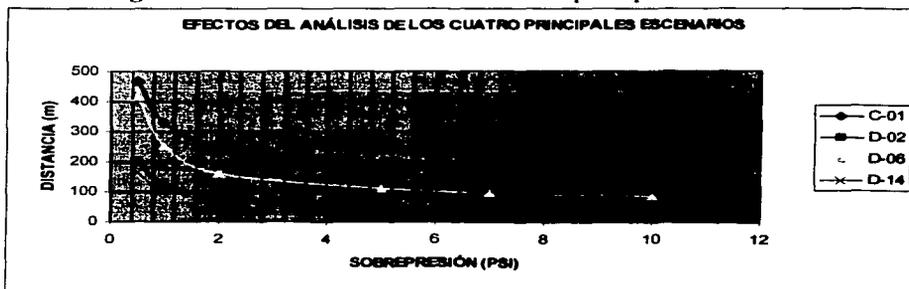
DIAG. NUM.	NOMBRE
3.5	EXPLOSIÓN POR SOBREPRESIÓN DE LA D-06.
3.6	EXPLOSIÓN POR FUGA EN D-14.
3.7	EXPLOSIÓN POR RUPTURA DE LINEA EN LA DESCARGA DEL COMPRESOR C-01 A o B.
3.8	EXPLOSIÓN POR SOBREPRESIÓN DE LA D-02.

De los casos anteriormente estudiados se encontró que solo el caso 1 y 2 pueden tener como consecuencia una explosión inmediata. Comparando los efectos de los cuatro casos en la tabla y gráfica que a continuación se presenta, se observa que el caso 3: ruptura de la línea de hidrógeno a la descarga del compresor C-01 y el caso 1: explosión por sobrepresión del tanque D-06, tienen gran repercusión.

Tabla 3.23 Resultados del PHAST: Ondas de sobrepresión por explosión y radios de afectación

CASO	EQUIPO	ONDAS DE SOBREPRESIÓN (PSI)					
		0.5	1.0	2.0	5.0	7.0	10.0
1	D-06	414.33 m	252.24 m	158.97 m	109.85 m	95.498 m	83.37 m
2	D-14	163.66 m	107.46 m	75.12 m	51.24 m	45.63 m	40.88 m
3	C-01	465.49 m	330.33 m	252.56 m	195.14 m	181.63 m	170.22 m
4	D-02	201.46 m	126.56 m	83.46 m	51.64 m	45.54 m	40.81 m

Figura 3.2 Efectos del Análisis de los cuatro principales escenarios





ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE UN EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS

En el contexto de la evaluación de riesgos se entiende por efecto dominó la concatenación de efectos que multiplica las consecuencias de un accidente, debido a que los fenómenos peligrosos que este provoca (radiación térmica, sobrepresión, proyectiles, etc.) pueden causar accidentes secundarios y de orden superior en otras unidades del mismo establecimiento o de otros próximos. El ejemplo más grave que ocurrió en los últimos años tuvo lugar en la terminal de gas LP, en la Ciudad de México, en 1984; la explosión de una nube de vapor fue seguida de varios BLEVE's, bolas de fuego, explosiones y proyectiles a lo largo de un periodo de una hora y media; aproximadamente 500 personas fallecieron y la terminal quedó totalmente destruida.

Algunos estudios acerca de accidentes en cadena se han centrado en los incendios como eventos iniciadores de efecto domino, pero estudios detallados de accidentes ocurridos indican que hay varios eventos detrás de esos incendios. Ciertamente hay explosiones potentes que pueden causar varios accidentes simultáneamente para iniciar un efecto dominó.

Un efecto dominó puede iniciarse como consecuencia de estos sucesos primarios:

- La radiación térmica provocada por incendios de tanque, charco o flash, dardos de fuego o bolas de fuego.
- Las ondas de presión y/o los proyectiles generados en las explosiones de nubes de vapor confinadas (CVCE) o no confinadas (UVCE), de vapores de líquidos hirvientes en expansión (BLEVE), de recipientes presurizados y de polvo.

Después de haber seleccionado el modelo y llevado a cabo el análisis basado en los efectos de uno de ellos se deben tener presentes estas consideraciones:

- a) Siempre existe incertidumbre entre la magnitud que se calcula de los efectos de calor y las ondas de sobrepresión.
- b) Resulta complejo y difícil cuantificar con precisión el patrón de esfuerzo/tensión en los recipientes afectados por fuego o explosión o la combinación de los mismos.
- c) Los factores externos o pasajeros, tales como la dirección del viento pueden jugar un papel importante en el evento que se presente.
- d) Hay incertidumbre en caso de presentarse transferencia de masa y de calor en los eventos iniciadores como incendios, debidos a fugas o goteo en recipientes de almacenamiento.



Existen diferentes aproximaciones para tratar los efectos dominó entre las que se tienen:

1. El análisis estadístico de accidentes industriales, para evaluar qué factores iniciales conducen con mayor frecuencia a efectos dominó, y la descripción de su severidad en términos de funciones de densidad de probabilidad.
2. Las metodologías basadas en el uso de modelos determinísticos, para calcular los valores que pueden alcanzar espacial y temporalmente las magnitudes de los fenómenos peligrosos, acopladas con:
 - a) La definición de zonas de planificación a partir de valores umbrales.
 - b) El análisis probabilístico de sus consecuencias.

METODOLOGÍAS DE CÁLCULO

Una evaluación de los riesgos de efecto dominó incluye, ya dado un suceso primario, la identificación de los accidentes secundarios, su probabilidad y sus consecuencias.

Análisis estadístico.

Los accidentes químicos que producen víctimas, en particular los efectos dominó, son sucesos infrecuentes y la información disponible sobre ellos está influenciada por muchos factores no cuantificados, por lo que la teoría de la probabilidad es la única forma racional de tratarlos. El análisis estadístico va precedido de la recopilación de la población en estudio; en función del objeto del mismo, esta puede extenderse a la totalidad de los accidentes industriales registrados o limitarse a aquellos en los que existe evidencia de la aparición de efectos dominó. La información se agrupa en una base de datos con los campos adecuados a la naturaleza del estudio posterior (resumen del accidente, tipo y tamaño de la instalación primaria, sustancias peligrosas, etc.).

Delvosalle (1996), estudiando una población de 41 accidentes dominó, ha determinado los porcentajes de aparición de efectos térmicos y mecánicos en los sucesos primarios, y de esos mismos efectos, más los debidos a escapes tóxicos, en los secundarios. Además analizó los porcentajes de aparición de los diversos fenómenos que originan esos efectos (Figura 3.3).

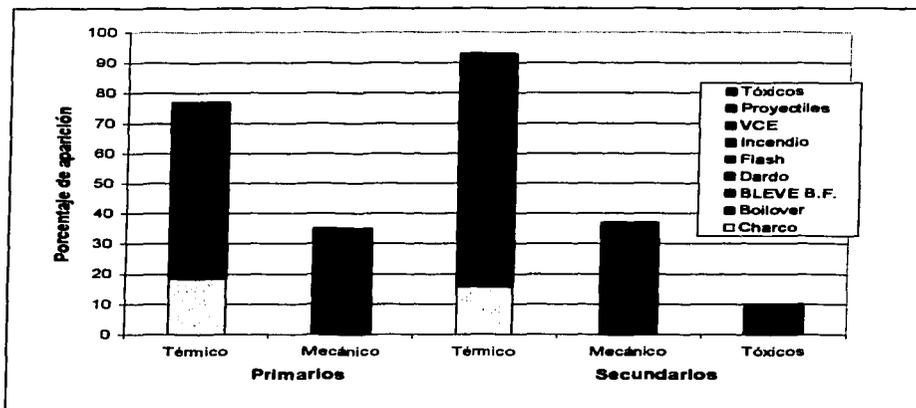


Figura 3.3 Efectos Físicos Observados en un Efecto Dominó

Kourniotis *et al.* (2000) han estudiado la probabilidad de que un accidente dé lugar a efectos dominó y cómo depende esta de la naturaleza de la sustancia involucrada. Sobre una población de 207 accidentes ocurridos en países desarrollados, han detectado la presencia de un efecto dominó en el 39% de los casos y de más de un efecto en el 16%. Estos porcentajes se elevan al 54% y 24% respectivamente, cuando los accidentes involucran combustibles líquidos o vaporizados.

En el estudio citado, Kourniotis *et al.* (2000) analizan la gravedad esperable en un accidente dominó, definida por el número de víctimas que provoca, representando en escala logarítmica la frecuencia condicional de los accidentes que han provocado, N o más víctimas, $P(z^i N / N^i I)$, frente al número de las mismas. Tanto la curva $f-N$ de la población total, como las de cada una de las categorías de sustancias, tienen una pendiente aproximadamente igual a -1 , indicando que la probabilidad de un accidente químico se reduce de forma logarítmica en relación a su gravedad. Ajustan los datos (mediante el método de la máxima verosimilitud) a una versión en dos parámetros de la función de densidad de probabilidad de Pareto (1) encontrando que el parámetro K aumenta claramente en los accidentes dominó, los cuales muestran, en general, una mayor gravedad para el mismo valor de la probabilidad.



Modelos determinísticos.

Establecen qué escenarios accidentales es probable que desencadenen efectos dominó y cuáles son los equipos secundarios que se verían dañados por ese efecto. La información necesaria para su aplicación puede resumirse en:

Una descripción detallada de la refinería (situación geográfica, procesos y sustancias peligrosas, datos meteorológicos, etc.).

Los datos relevantes de los equipos de proceso y de almacenamiento (localización, cantidad y tipo de sustancias peligrosas retenidas, condiciones de trabajo, dimensiones, conexiones, elementos de protección, etc.).

Con ciertas diferencias que dependen del modelo, son típicas las etapas siguientes:

1. Identificación de los equipos peligrosos.

El resultado final de esta etapa es la obtención de una lista de equipos, agrupados por categorías y zonas, y su localización sobre los planos de planta. Se han propuesto (Delvosalle, 1988) estas seis categorías:

- Equipos y tuberías de proceso.
- Equipos de almacenamiento de sólidos.
- Equipos de almacenamiento a presión.
- Equipos de almacenamiento atmosférico o criogénico.
- Sistemas de carga y descarga.
- Pequeños contenedores.

Si existe un elevado número de equipos en el establecimiento, resulta útil agrupar los equipos en zonas y estudiar de forma conjunta a aquellas series de equipos que resulte probable que se comporten de forma idéntica en caso de un accidente.

2. Selección de los accidentes primarios y de sus efectos.

De entre los equipos identificados en la anterior, esta segunda etapa se propone seleccionar aquellos capaces de desarrollar un accidente primario e identificar sus efectos. Algunos criterios facilitan la consecución de estos dos propósitos:

Deben incluirse sólo los equipos susceptibles de provocar efectos térmicos o mecánicos.

Un escenario de BLEVE sólo debe asociarse con el almacenamiento a presión de líquidos volátiles o gases.

Un incendio de chorro sólo puede asociarse con equipos a presión o tuberías que contengan sustancias inflamables.



La explosión se limita a los equipos en los que pueda producirse un súbito aumento de presión (explosiones de polvo, de tanques, de reactores, etc.).

Las explosiones de nubes de vapor se limitan al caso de sustancias reactivas almacenadas o procesadas a temperaturas superiores a su punto de ebullición.

3. Determinación de los equipos potencialmente afectados.

El propósito de esta etapa es la selección previa de los equipos que podrían verse afectados como consecuencia del accidente primario. Se requieren estas acciones:

- La selección de los valores umbral de las magnitudes térmicas y mecánicas. A título de ejemplo, la Directriz Básica propone 8kW para la radiación térmica y 160 mbar para las ondas de sobrepresión.
- Utilizando modelos de cálculo de consecuencias, se calculan las distancias desde el epicentro a las que se obtienen esos valores umbral.
- Los equipos ubicados entre el epicentro del accidente primario y las distancias calculadas se consideran potencialmente afectados por el efecto dominó.

Los pasos anteriores se repiten para cada uno de los accidentes en los equipos primarios.

ETAPAS DEL ESTUDIO DE EFECTO DOMINÓ

Para llevar a cabo el estudio de efecto dominó se siguieron las siguientes etapas:

- A. Identificación de los escenarios potencialmente peligrosos para desarrollar un efecto domino, mediante el análisis de riesgos HazOp.
- B. Análisis de Árbol de Fallos para determinar cual de los eventos potencialmente peligrosos tienen mayor probabilidad de ocurrencia.
- C. Análisis de consecuencias del evento iniciador del efecto dominó.
- D. Análisis de consecuencias de los equipos críticos afectados (evento secundario) por el evento iniciador del efecto dominó.

ETAPA A. IDENTIFICACIÓN DE LOS EVENTOS INICIADORES

Los siguientes escenarios potencialmente peligrosos se identificaron en el análisis de riesgos HazOp:

1. Fuga de hidrógeno en la línea de descarga del compresor C-01.
2. Fuga de vapores en D-02.
3. Explosión del tanque D-06 por sobrepresión.
4. Explosión del tanque D-14 por sobrepresión.

**ETAPA B. ÁRBOL DE FALLAS DE LOS EVENTOS INICIADORES (ANEXO I)**

Se desarrollaron los árboles de fallas de los escenarios anteriores, obteniéndose las probabilidades de ocurrencia que se especifican en la siguiente tabla (ver el ANEXO I donde se encuentran los diagramas de Árbol de Fallas).

Tabla 3.24 Tabla de probabilidades de los árboles de fallas

No. de Diagrama	Escenario	Probabilidad
3.12	Ruptura en D-06	4.04E-2
3.13	Ruptura en D-14	1.56E-2
3.14	Ruptura en la línea de descarga del compresor C-01A/B	7.23E-3
3.15	Ruptura en D-02	4.33E-3

De las probabilidades obtenidas en los árboles de fallas y de los resultados del HazOp, se definió la Ruptura por Sobrepresión del Tanque D-06 como evento primario de un efecto dominó.

ETAPA C. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DEL EVENTO INICIADOR

Ya visto anteriormente analizados en las páginas 110 a la 120.

ETAPA D. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE LOS EQUIPOS CRÍTICOS AFECTADOS (EVENTO SECUNDARIO) POR EL EVENTO INICIADOR DEL EFECTO DOMINÓ.

Se analizaron los efectos por sobrepresión de las áreas circundantes al acumulador D-06 y se definieron los siguientes eventos secundarios:

1. Ruptura de los tubos del calentador H-02 de la unidad Reformadora de Naftas.
2. Fuga de hidrógeno por la línea de la descarga del compresor C-02A unidad Reformadora de Naftas.
3. Fuga en V-101 de la Planta de Integración de Hidrocarburos.

**Caso 1: Ruptura de tubos del calentador H-02 de la unidad Reformadora de Naftas.**

Se consideró un inventario de 66,600 kg y un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como BLEVE y una explosión inmediata. Como la probabilidad del evento primario (ruptura en D-02) que origina este segundo evento es muy baja, es muy poco probable que se origine este evento pero se modela ilustrativamente además de aplicar la técnica.

Tabla 3.25 Radios de afectación por BLEVE en H-02, caso 1

BLEVE		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	1278.99 m	714.642 m	466.506 m
	5.5m/s, F	1278.99 m	714.642 m	466.506 m

Tabla 3.26 Radios de afectación por Explosión en H-02, caso 1

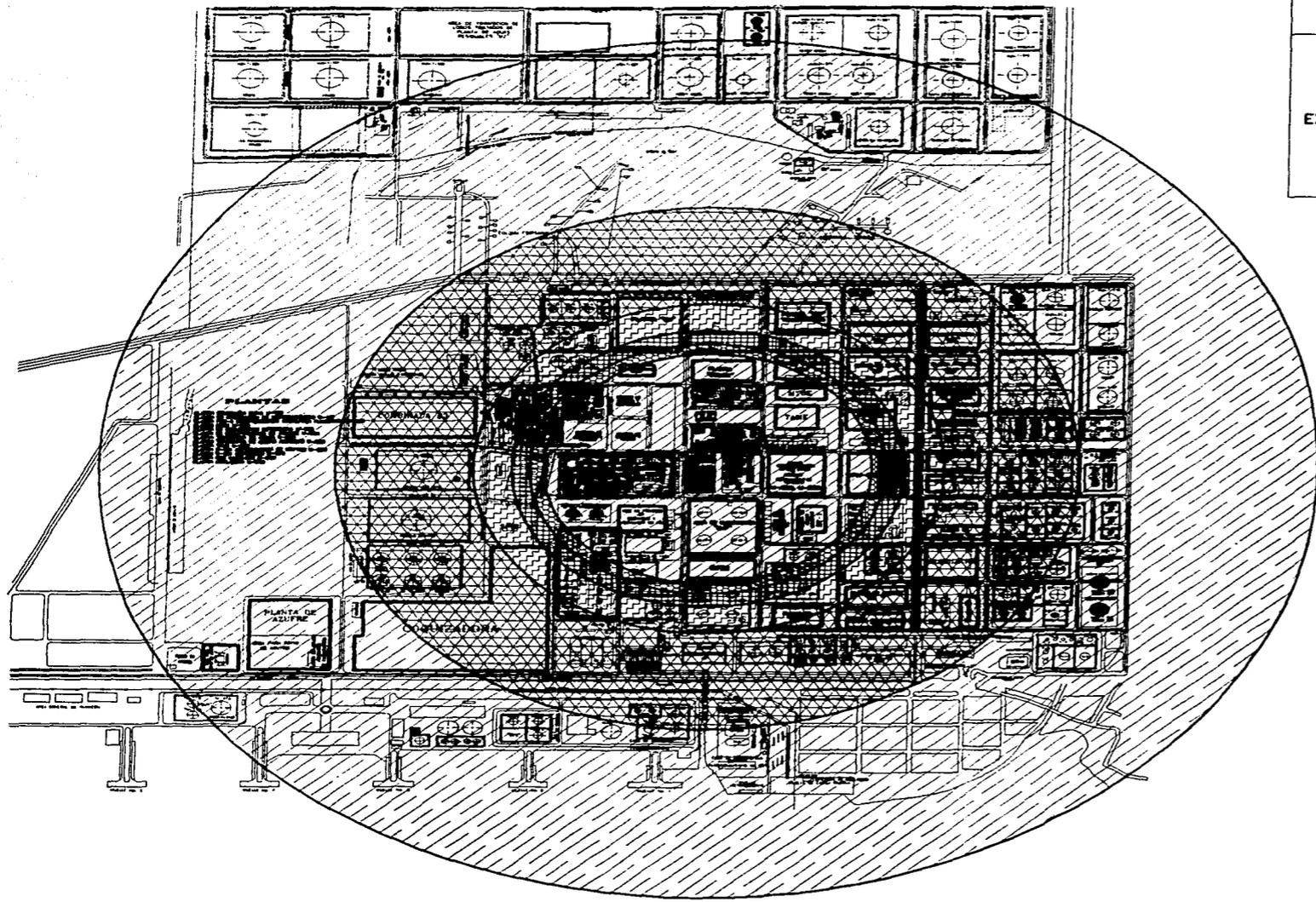
EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	1234.21 m	751.382 m	473.554 m	268.422 m	220.165 m	179.398 m
	5.5m/s, F	1234.21 m	751.382 m	473.554 m	268.422 m	220.165 m	179.398 m



En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas en su totalidad son las siguientes:

1. Hidrodesulfuradora de Gasóleos.
2. Reformadora de naftas.
3. Planta HDS de destilados intermedios.
4. HDS de destilados intermedios y gasolinas.
5. Reformadora de hidrógeno.
6. Planta de Integración de Hidrocarburos.
7. Planta TAME.
8. Planta MTBE.
9. Planta IMPEX.
10. Planta DEMEX.
11. Planta FCC-2.
12. Planta unidad desmineralizadora de agua.
13. Infraestructura para talleres y almacenes.
14. Tanques de almacenamiento de agua desmineralizada.
15. Área de tanques de desfogue y quemadores de fosa.
16. Quemadores de fosa sin humo QF-2.
17. Quemadores de fosa sin humo QF-3.
18. Deposito para quema de desechos.
19. Área de quemadores.
20. Torre de enfriamiento.
21. Planta de aguas amargas.
22. Torre de enfriamiento CT-1003N.
23. Talleres de mecánica y electricidad.
24. Talleres de soldadura y pailería.
25. Talleres de albañilería, carpintería y pintura.

El Diagrama 3.9 representa una explosión por ruptura en los serpentines del calentador H-02 como evento secundario de un efecto dominó del caso 1, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en el siguiente diagrama.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	ONDAS DE SOBREPRESIÓN	
EXPLOSIÓN	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	77.039 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	58.637 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	48.048m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	40.230 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	38.391 m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	36.837 m	10 PSI	



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DEL TEMA:
**ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA
 HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS**

TÍTULO DEL SUBTEMA:
**EXPLOSIÓN POR RUPTURA DE CUALQUIERA DE LOS
 SERPENTINES DEL CALENTADOR H-2**

NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.9

UNIVERSIDAD: U-090 PÁGINA INICIAL: 131

**Caso 2: Fuga de hidrógeno en la línea de la descarga del compresor C-02A.**

La fuga de hidrógeno se presenta con un flujo de 2.46 kg/s; considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como Jet fire y una explosión por ignición retardada.

Tabla 3.27 Radios de afectación por Jet Fire en C-02A, caso 2

JET FIRE		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	59.161 m	44.097 m	37.394 m
	5.5m/s, F	59.161 m	44.097 m	37.394 m

Tabla 3.28 Radios de afectación por Explosión en C-02A, caso 2

EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	77.039 m	58.637 m	48.048 m	40.230 m	38.391m	36.837 m
	5.5m/s, F	63.606 m	46.606 m	36.731 m	29.483 m	27.778 m	26.338 m

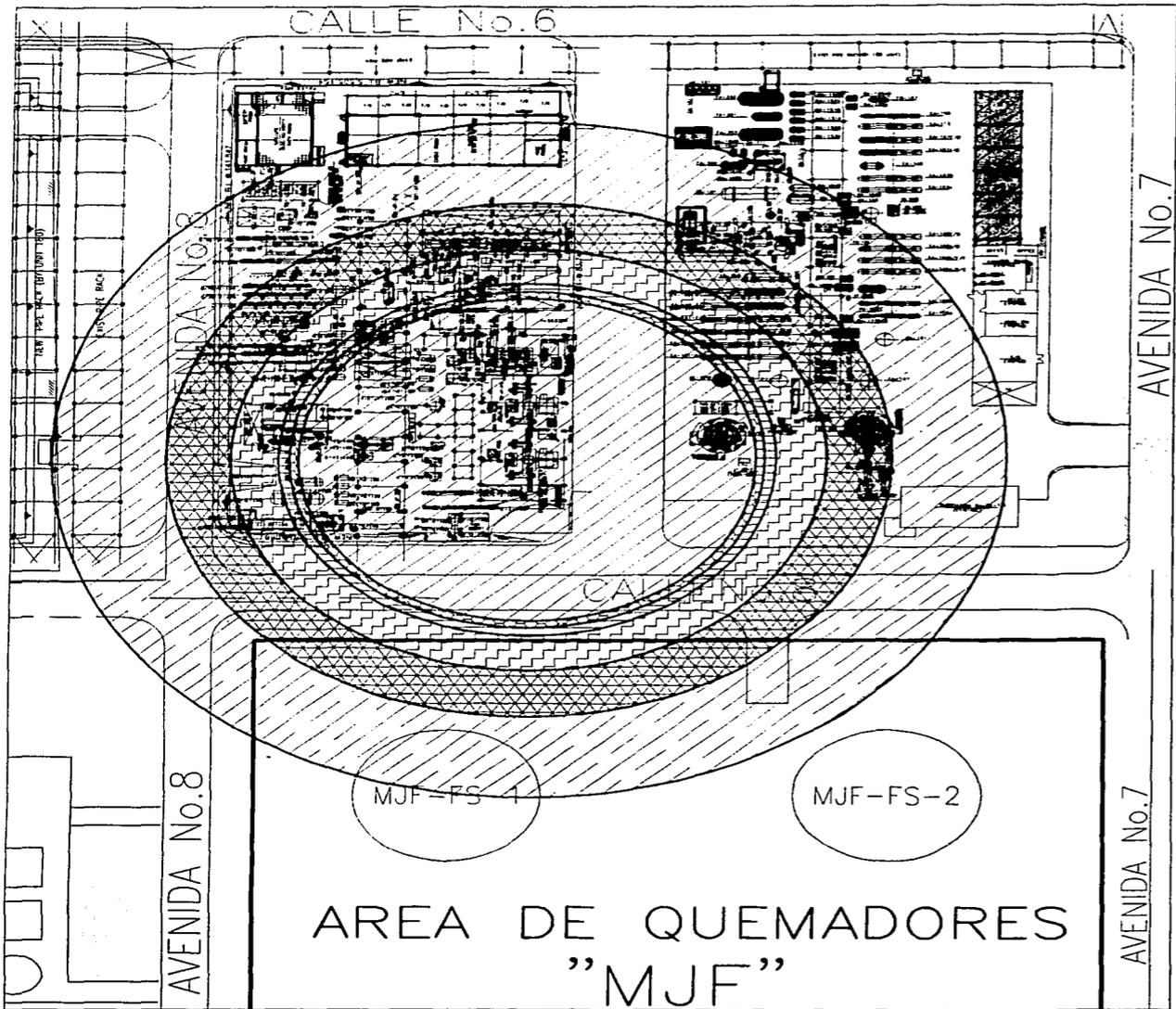
En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas son las siguientes:

1. Unidad Reformadora de Naftas.
2. Unidad Hidrodesulfuradora de Querosina/Diesel.

Los equipos y edificios afectados en su totalidad por las ondas de sobrepresión en la Unidad Reformadora de Naftas serían 45 de sucitarse el caso 2 (evento secundario).

Los equipos y edificios afectados en su totalidad por las ondas de sobrepresión en la Unidad Hidrodesulfuradora de Querosina/Diesel serían 5 de sucitarse el caso 2 (evento secundario).

El Diagrama 3.10 representa una explosión por fuga en la línea de descarga del compresor C-02A como evento secundario de un efecto dominó del caso 2, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en el siguiente diagrama.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	ONDAS DE SOBREPRESIÓN	
EXPLOSIÓN	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	77.039 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	58.637 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	48.048m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	40.230 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	38.391 m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	36.837 m	10 PSI	



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DEL TEMA:
ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINO EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS

TÍTULO DEL TEMA:
EXPLOSIÓN POR FUGA EN LA LINEA DE DESCARGA DEL COMPRESOR C-02A

NÚMERO DE DIAGRAMA: **3.10**

U-090

**Caso 3: Fuga en V-101 de la Planta de Integración de Hidrocarburos.**

La fuga de se presenta con un flujo de 13.54 kg/s; considerando un tiempo máximo estimado de control de 1,800 s, se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como Jet fire y una explosión por ignición retardada.

Tabla 3.29 Radios de afectación por Jet Fire en V-101, caso 3 (Planta de Integración de Hidrocarburos)

JET FIRE		DISTANCIA (m) RADIACIÓN (Kw/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEG.	5.5m/s, A	127.297 m	96.175 m	82.357 m
	5.5m/s, F	127.297 m	96.175 m	82.357 m

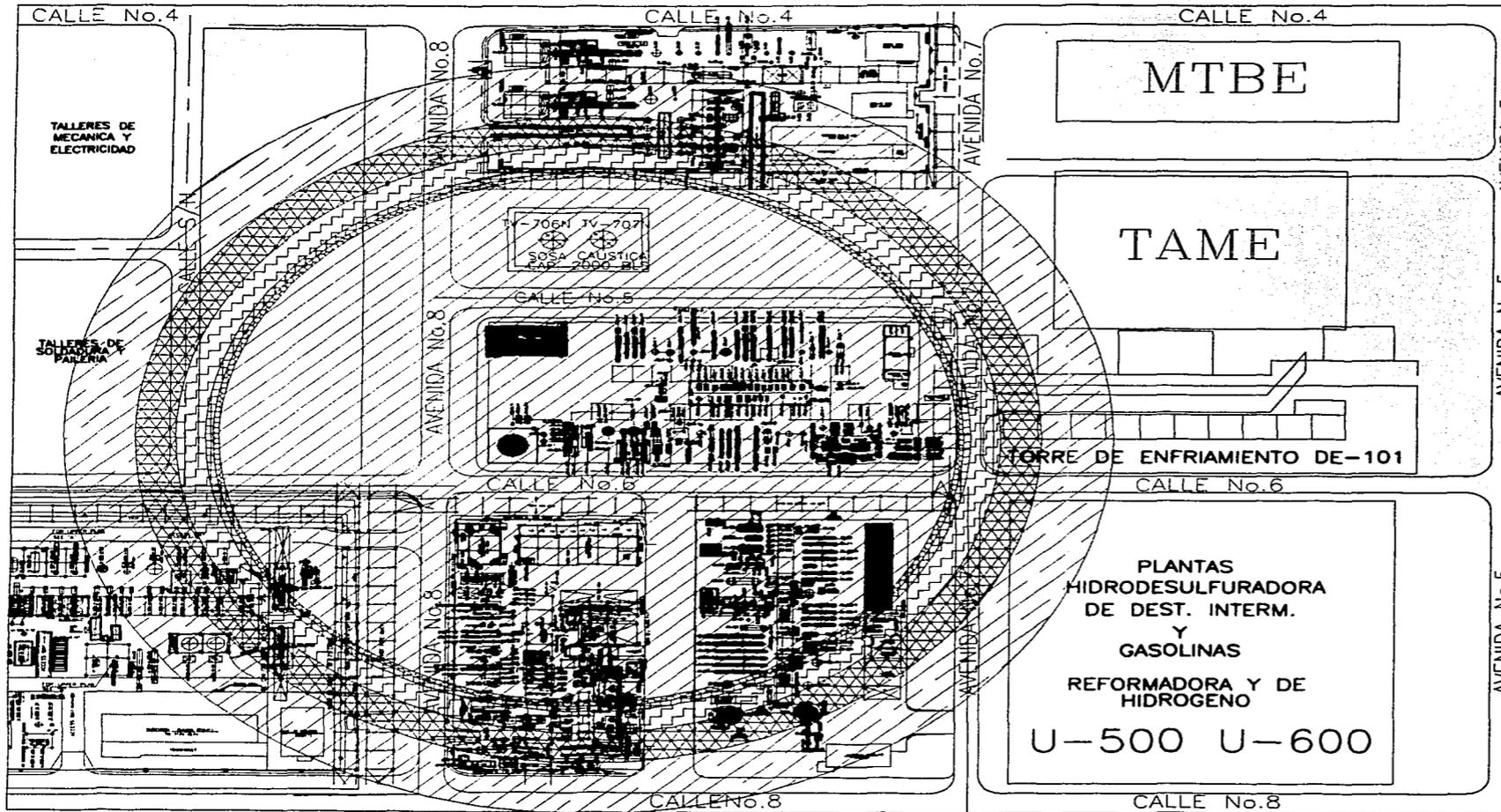
Tabla 3.30 Radios de afectación por Explosión en V-101, caso 3 (Planta de Integración de Hidrocarburos)

EXPLOSIÓN		DISTANCIA (m) SOBREPRESIÓN (psi)					
		0.5	1	2	5	7	10
CATEG.	5.5m/s, A	153.658 m	132.667 m	120.588 m	40.230 m	38.391 m	36.837 m
	5.5m/s, F	194.448 m	169.236 m	154.728 m	29.483 m	27.778 m	26.338 m

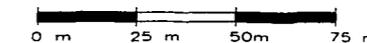
En este escenario las principales unidades, edificios y plantas afectadas en un importante porcentaje de su totalidad son las siguientes:

1. 75% Unidad reformadora de naftas.
2. 80% Unidad de destilados intermedios.
3. 100% Planta de Integración de Hidrocarburos.

El Diagrama 3.11 representa una explosión por fuga de LPG en V-101 como evento secundario de un efecto dominó del caso 3, obtenido en la simulación del evento, el cual se muestra en el siguiente diagrama.



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACION	ONDAS DE SOBREPRESION	
EXPLOSION	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	153.858 m	0.5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	132.667 m	1 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	120.588 m	2 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	111.67 m	5 PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	108.572m	7PSI	
	ZONA DE RIESGO MEDIO	107.799 m	10 PSI	



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto C, Lab. 212

TÍTULO DE LA TESIS
 ANALISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINANTE EN UNA PLANTA
 HIDRODESULFURADORA DE GASOLINAS

TIPO DE RIESGO
 EXPLOSION POR FUGA
 DE LPG EN V-101

NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.11

U-181 135



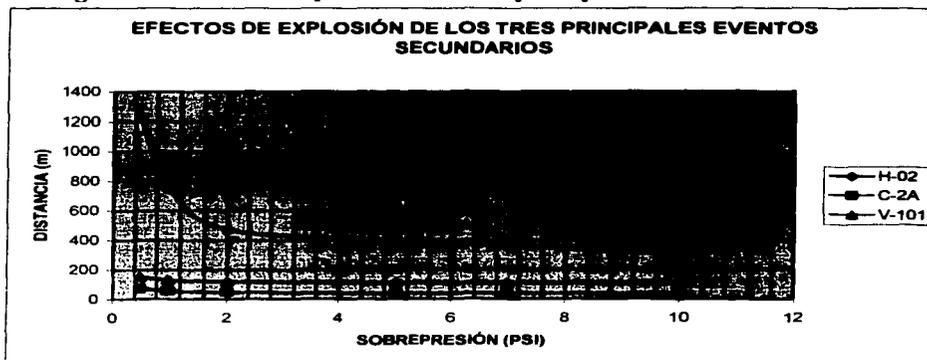
Comparando los efectos de los cuatro casos se observa que los casos 1 y 3 tienen mayores consecuencias en cuanto al área de afectación.

En la tabla y gráfica que a continuación se presentan, se observan las ondas de sobrepresión por explosión y distancia de afectación en cada caso.

Tabla 3.31 Resultados del PHAST: Ondas de Sobrepresión por Explosión y Distancia de afectación

CASO	EQUIPO	ONDAS DE SOBREPRESIÓN (PSI)					
		0.5	1.0	2.0	5.0	7.0	10.0
1	H-1/2/3	1234.210 m	751.382 m	473.554 m	397.496 m	359.393 m	330.603 m
2	C-2A	77.039	58.637	48.048	40.230	38.3911	36.8373
3	V-101	153.658	132.667	120.588	111.67	109.572	107.799

Figura 3.4 Efectos de explosión de los tres principales eventos secundarios



**CAPÍTULO IV
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES**



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ÁRBOL DE FALLAS

Actualmente no se cuenta con un método general que resulte el más propicio para aplicarse a la mayoría de los eventos y obtener una probabilidad exacta, debido a varios factores como: la amplia gama de sustancias peligrosas, el manejo de las mismas, los procesos, la ubicación de las instalaciones, los factores humanos, entre otros. Sin embargo se tiene una aproximación precisa con el Análisis de Árbol de Fallas que indica la probabilidad de ocurrencia de dicho evento y ayuda a prevenir o predecir el evento culminante en dado caso que se obtenga una probabilidad alta.

Además se sugiere emplear tanto métodos cualitativos como cuantitativos para complementar un buen análisis, para que así de acuerdo con los resultados se pueda obtener una Opinión Técnica correspondiente y a tiempo del seguimiento del estudio.

Finalmente el seguimiento de la elaboración del Análisis permitirá la evaluación de los eventos con mayor índice de probabilidad, para poder enfatizar en las recomendaciones y así disminuir la probabilidad de ocurrencia en el caso que así se requiera.



Para disminuir aun más la probabilidad de que se suscite el evento culminante estudiado se recomienda:

- ✓ Mantener siempre actualizados y en español los procedimientos de operación, mantenimiento, etc.
- ✓ Contar con los procedimientos de mantenimiento preventivo y predictivo a equipo dinámico.
- ✓ Supervisar que el trabajo se realice conforme se establece en el procedimiento.
- ✓ Mantener en forma frecuente la comunicación entre ingenieros y obreros, utilizando la terminología estándar, realizando repeticiones y retroalimentaciones, no dando mensajes muy largos y evitar realizarlas en ambientes ruidosos.
- ✓ Continuar dando mantenimiento preventivo y predictivo a equipo dinámico e instrumentos de control en las fechas establecidas, utilizando el material original y adecuado.



CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE UN EFECTO DOMINÓ.

Para evitar al máximo este tipo de eventos se sugieren las siguientes recomendaciones:

a) Para calentadores a fuego directo:

- Revisar, de acuerdo al programa establecido para tal fin, las condiciones de los serpentines, incluyendo la medición de espesores.
- Si algún tubo esta dañado o ya está en el límite de retiro, reemplazarlo a la brevedad posible.
- Instalar cortinas de vapor en todos los calentadores a fuego directo que carezcan de ella y ponerlas en operación.
- Contar con el refaccionamiento original de equipos e instrumentos a tiempo, para cumplir con los programas de mantenimiento.
- Instalar filtros coalescedores y tanque separador de líquidos en el cabezal de suministro de gas combustible.
- No sobreesforzar los calentadores por arriba de las condiciones de diseño.
- En la sustitución de algún tubo realizar análisis durezas y radiografiados del material que se colocará.

b) Para compresores:

- Contar con el refaccionamiento original a tiempo, para cumplir con los programas de mantenimiento.
- Mantener stock suficiente de etilenglicol para adición al sistema de enfriamiento.
- Revisión de los espesores de las líneas del circuito de enfriamiento.
- Revisar el estado físico de las chaquetas de enfriamiento del compresor que se encuentre fuera y rotar la revisión hasta completar los tres.
- Instalar sistema de filtrado mejorado del gas buffer.
- Reacondicionar el aceite de lubricación mínimo cada dos meses.
- Realizar diagnóstico operacional una vez por semana.



c) Para tanques acumuladores:

- Realizar prueba de líquidos penetrantes a las soldaduras.
- Realizar medición de espesores de acuerdo a programa establecido para dicho fin.
- Exigir el certificado de calidad en la recepción de válvulas nuevas.

PARA TODOS LOS CASOS:

- Aplicar en forma estricta los sistemas de permisos de trabajo tanto para trabajos de bajo riesgo como para los de alto riesgo.
- Mantener actualizados los DTI's, DFP's de la planta, así como la aplicación el análisis HazOp de cada modificación que se realice en la planta tanto de equipos, proceso y operaciones, para detectar todos los riesgos potenciales y no potenciales que puedan suscitarse con dicha modificación.
- Mantener en automático todos los instrumentos y sistemas de seguridad que así estén configurados para evitar, que en el caso de que se suscite algún incidente, tengan que ser actuados en forma manual. Así mismo, se deben de incluir en el procedimiento para el manejo de cambios las condiciones bajo las cuales se realizará el cambio de modo automático a manual para identificar los riesgos asociados con este tipo de cambios así como para determinar las medidas adecuadas de prevención si se llegara a suscitar un evento estando en modo manual alguno de los sistemas de control operacional o de seguridad.
- Continuar con la difusión de los planes de contingencias reforzándolo con ejercicios o simulacros de emergencia y evacuación de casos previstos e imprevistos para identificar y corregir las fallas en los planes de emergencias y desastres, verificar los tiempos de respuesta a emergencias, corroborar el correcto funcionamiento del sistema contra incendio de la planta, así como los simulacros operacionales, esto de acuerdo al GPASI 03000 y 02701.
- Cumplir en su totalidad con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos, equipos críticos, aspersores, detectores de mezclas explosivas, líneas, válvulas, sistemas de tierras, sistema de mitigación y protecciones de toda la planta.
- Cumplir estrictamente el programa anual de inspección técnica, seguridad y contra incendio de la planta.
- Reparar las fugas que lleguen a presentarse lo más pronto posible, aun cuando sean pequeñas, y no esperar a que se origine una de mayor tamaño. No se recomienda instalar medidas de mitigación temporales como lo son los anillos de vapor.
- Reubicar los Talleres de mecánica, electricidad, soldadura, pailería, albañilería, carpintería y pintura, ya que se encuentran en un área de alto riesgo.



De ocurrir un incendio, el personal de operación está capacitado para responder a emergencias, contando con la ayuda del sistema de contra incendio y el control distribuido con operación remota en los circuitos más críticos de la planta reformadora de naftas para minimizar las consecuencias de un incendio y evitar así una explosión.

Se recomienda ampliamente la actualización del plan de emergencias interno y externo en caso de que el efecto dominó afecte zonas fuera de la refinería. El plan de emergencias deberá incluir los siguientes puntos de acuerdo a los resultados del análisis de riesgos: Procedimientos para la evaluación de accidentes mayores, para el reporte y comunicaciones durante la emergencia. Coordinación y administración durante la emergencia. Intervenciones externas durante la emergencia, y realización de simulacros y actualizaciones del plan.

Para obtener mejores resultados es necesario aplicar un análisis de riesgos a todas las plantas y secciones de la refinería. Pues como se ha mencionado antes, la planta hidrodesulfuradora de gasoleos no es un proceso aislado y depende de la buena operación de otras plantas.

La realización de un análisis de riesgos es una tarea que implica una gran responsabilidad y facilidad de trabajo en equipo. Además de que es indispensable la dirección de un profesional experimentado y familiarizado con las técnicas, y el dominio de ciertos conocimientos, para la pronta comprensión de la naturaleza del proceso.

Los resultados del análisis de riesgos no pretenden de ninguna manera reducir los riesgos de la planta a cero, pues se sabe de antemano que esto es imposible.

El análisis de riesgos aplicado a esta planta constituye una simple fracción del esfuerzo que se está realizando en la creación de una nueva cultura organizacional, en la cual la producción es más eficiente, los costos son reducidos y lo más importante, existe una protección al ambiente y un aumento en la seguridad de los trabajadores de la planta y la comunidad.

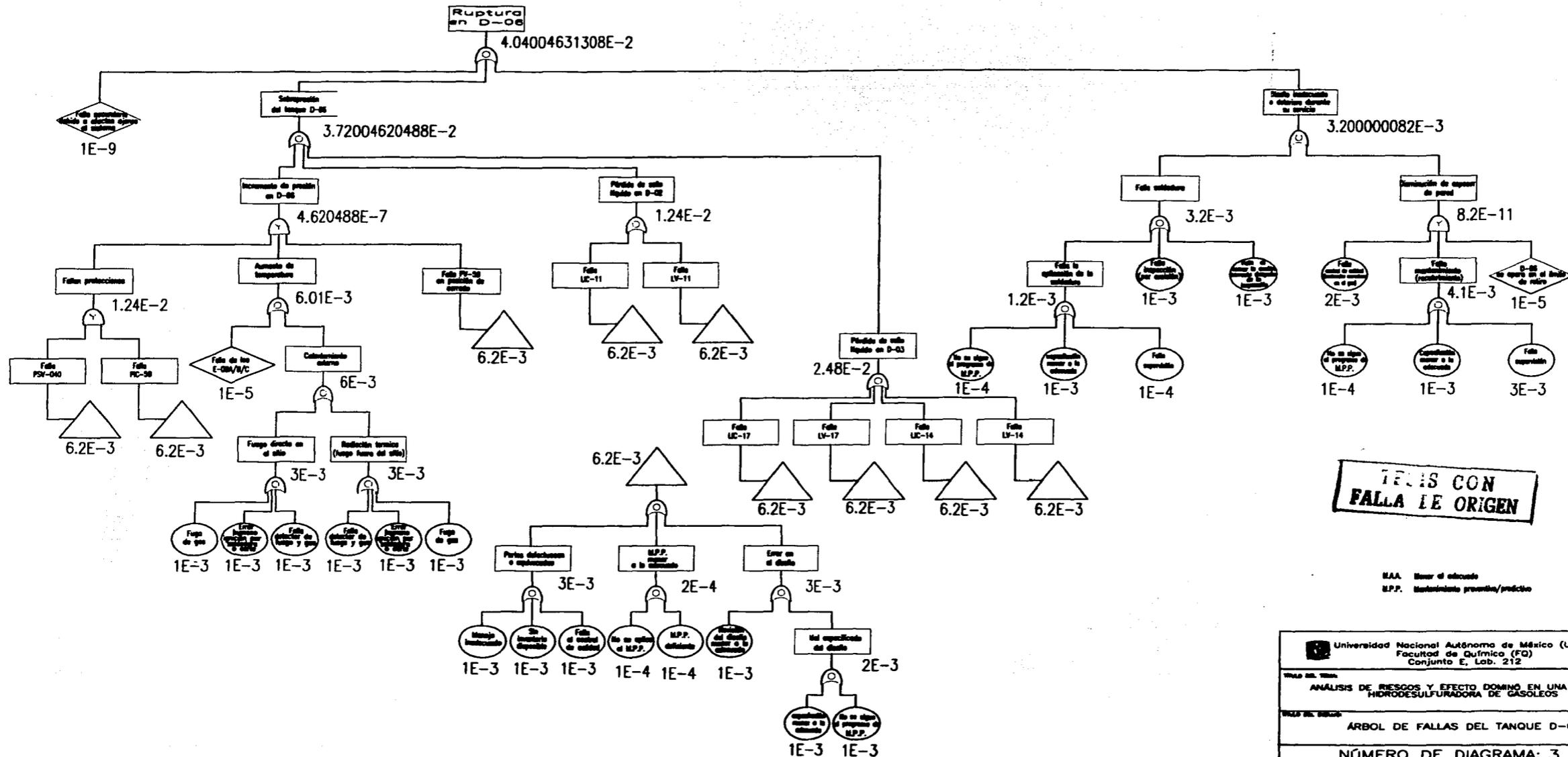
**BIBLIOGRAFÍA**

- 1 DELVOSALLE, C., 1996. Domino effects phenomena. Definition, Overview and Classification. *En: European Seminar on Domino Effects: 19th-20th September 1996*, pp5-10. Leuven, Belgian Ministry of Employment and Labour.
- 2 DELVOSALLE *et al.*, 1998. *A methodology for the identification and evaluation of domino effects*. Brussels: Belgian Ministry of Employment and Labour.
- 3 KHAN, F.I. Y ABBASI, S.A., 1998a. Models for Domino Effect Analysis in Chemical Process Industries. *Process Safety Progress*, 17(2), pp107-123
- 4 KHAN, F.I. Y ABBASI, S.A., 1998b. DOMIFFECT: user-friendly software for domino effect analysis. *Environmental Modelling & Software*, 13, pp163-177
- 5 KOURNIOTIS, S.P. *et al.*, 2000. Statistical analysis of domino chemical accidents. *Journal of Hazardous Materials*, 71, pp239-252.
- 6 SCILLY, N.F. y CROWTHER, J.H., 1992. Methodology for Predicting Domino Effects from Pressure Vessel Fragmentation. *En: International Conference on Hazard Identification and Risk Analysis*, pp1-10. New York, AIChE
- 7 ABBASI, S.A., 2000. Computer Aided Environmental Management. *Discovery Publishing House*, pp 342-381. New Delhi, India.
- 8 FAISAL I. KHAN, ASAD IQBAL, AND S.A. ABBASI, Risk Análisis of Petrochemical Industry Using ORA (Optimal Risk Análisis) Procedure, *Process Safety Progress* Vol. 20, No. 2 p.p.95-110, jun 2001.
- 9 FAISAL I. KHAN AND S. A. ABBASI, The Worlds's Worst Industrial Accident of the 1190s, *Process Safety Progress*, Vol. 18, No. 3 p.p.135-145, fall 1999.
- 10 SANTAMARÍA RAMIRO J.M., Análisis y reducción de riesgos en la industria química. *Fundación MAPFRE*, 1994.
- 11 J.H. GARY, G.E. HANDWERK, Refino de petróleo, Tecnología y Economía, *Ed. Reverté*
- 12 V. N. ERIJ, M. G. RÁSINA, M. G. RUDIN, Química y tecnología del petróleo y del gas, *Ed. Mir Moscú*.
- 13 Manual De Protección Contra Incendios, National fire protection association, *Ed. Mapfre*.
- 14 Guidelines For Chemical Process Quantitative Risk Analysis, America Institute of Chemical Engineers, *Ed. Library of Congress Cataloging*.
- 15 KOLLURU, R. "Risk Assessment and Management Handbook for Environmental, Health, and Safety Professionals" Mc Graw Hill. NewYork. 1996. p. 1.10.
- 16 Center for Chemical Process Safety. "Guidelines for Hazard Evaluation Procedures". American Institute of Chemical Engineers. New York. 1992.
- 17 TAYLOR, J. R., "Risk Analysis for Process Plant, Pipelines and Transport". E & FN SPON. London, 1994.
- 18 Chemical Process Safety: Fundamentals with Applications; Crowl/Louvar; Prentice Hall, 1990
- 19 Manual de operación de una planta HDS de gasóleos. PEMEX.
- 20 Manual del SIASPA de PEMEX.

ANEXO I



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

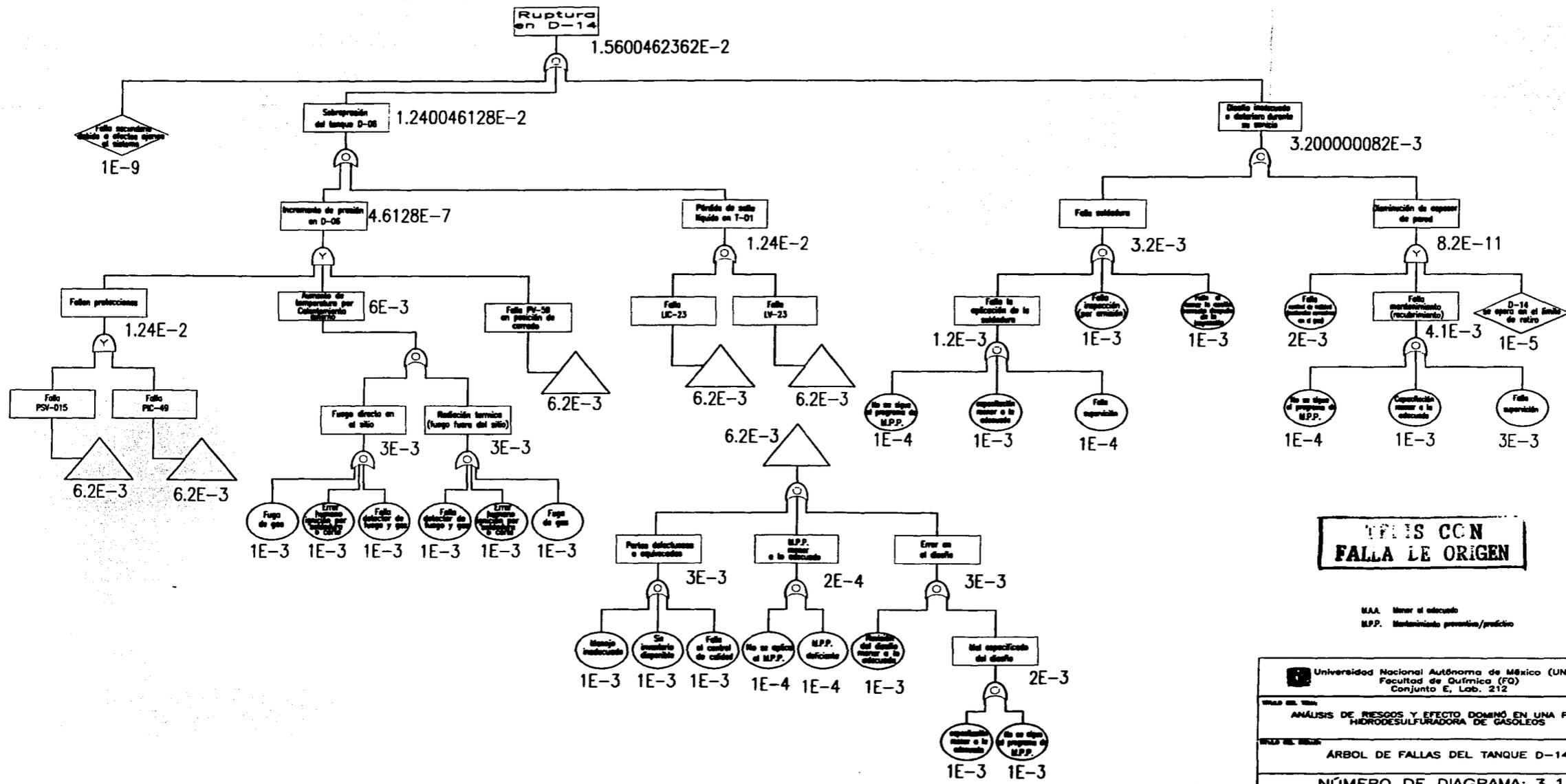


TEMAS CON FALLA LE ORIGEN

M.A. Nivel de abstracción
M.P.P. Instrumentación preventiva/predictiva

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212	
ANALISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINIO EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS	
ARBOL DE FALLAS DEL TANQUE D-06	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.12	
U-030	ANEXO I

45



TIPOS CCN FALLA LE ORIGEN

MAA. Menor al estimado
M.P.P. Mantenimiento preventivo/predictivo

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
Facultad de Química (FQ)
Conjunto E, Lab. 212

ÁREA DEL TÍTULO:
ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA HIDROSULFURADORA DE GASÓLEOS

ÁREA DEL TÍTULO:
ARBOL DE FALLAS DEL TANQUE D-14

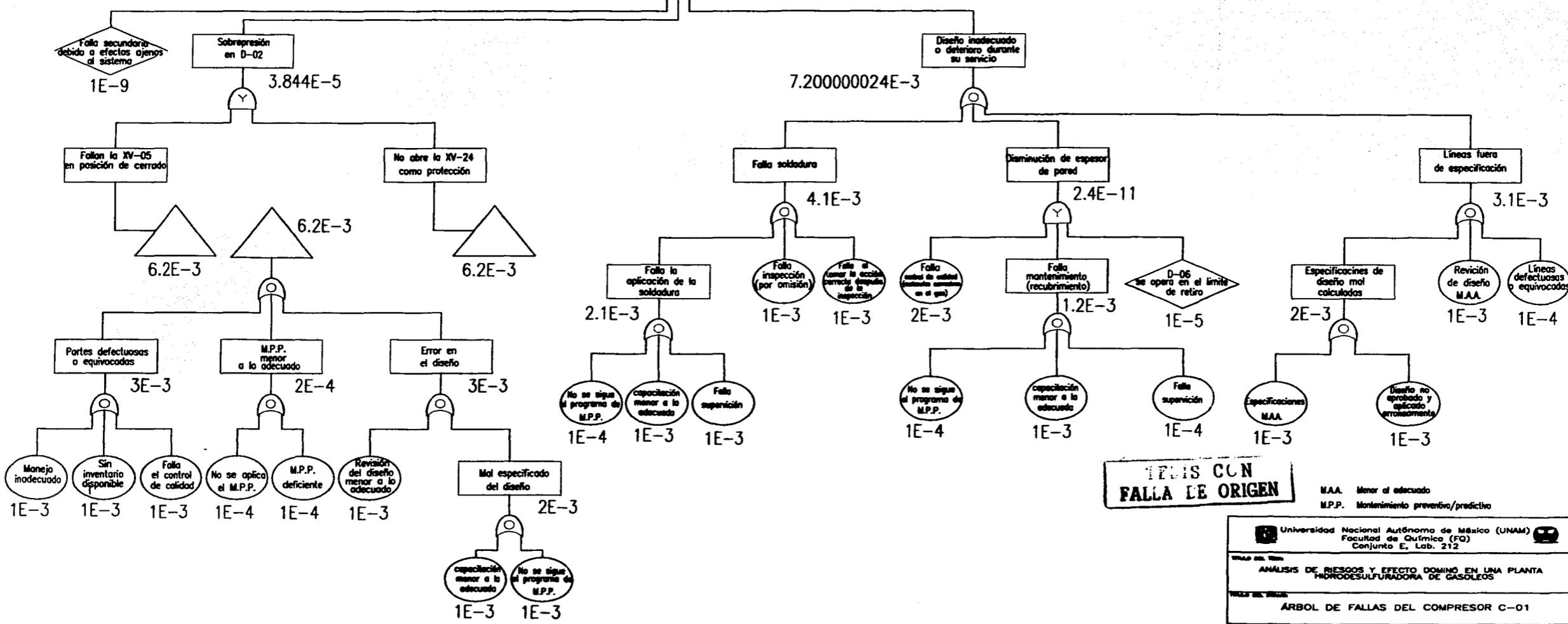
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.13

U-030 ANEXO I

146

Ruptura en la línea de descarga de C-01

7.238441024E-3

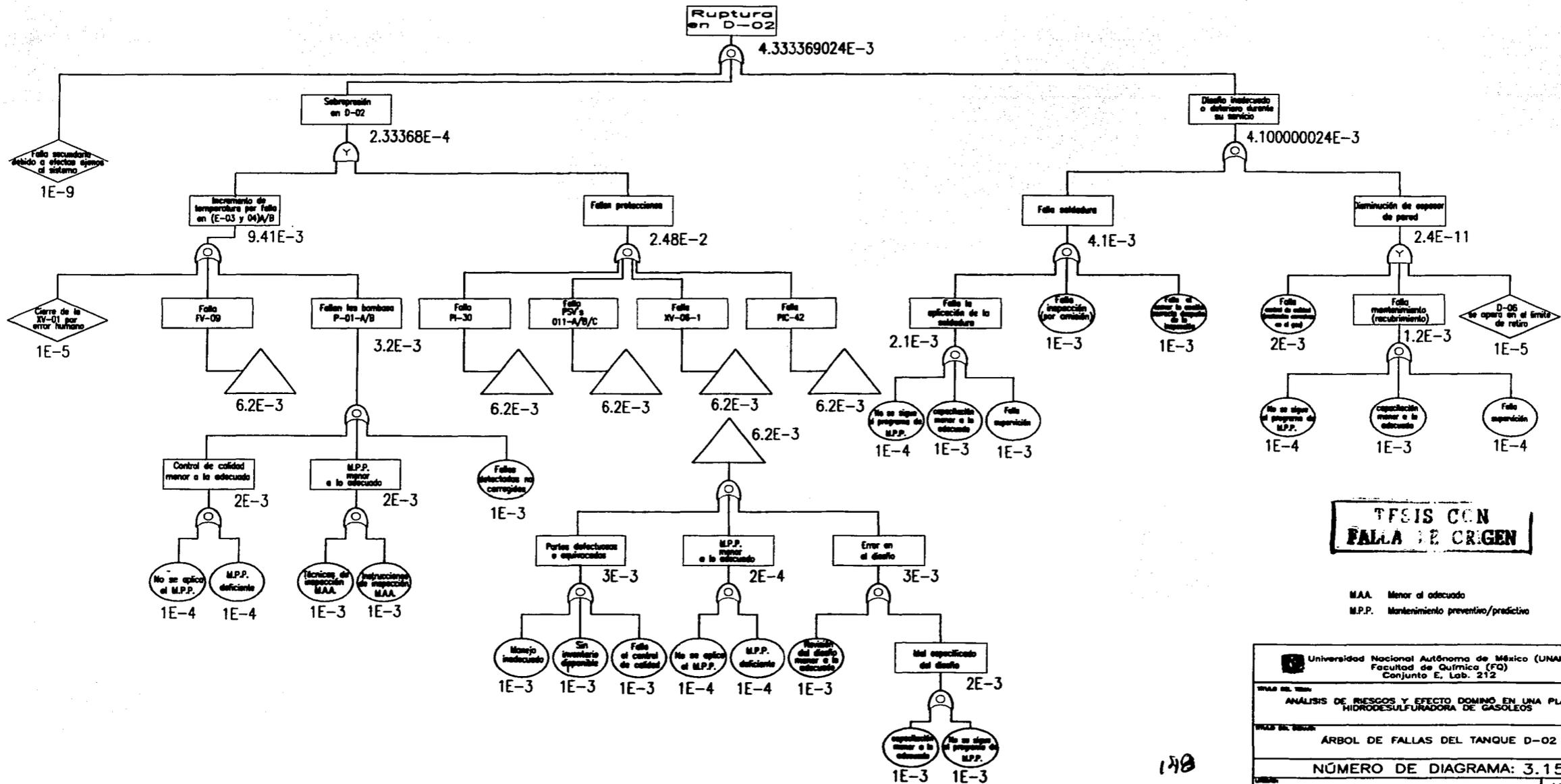


TEMAS CON FALLA DE ORIGEN

M.A.A. Menor al adecuado
M.P.P. Mantenimiento preventivo/predictivo

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212	
TÍTULO DEL TRABAJO: ANALISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINO EN UNA PLANTA HIDRODESULFURADORA DE GASOLEOS	
TÍTULO DEL DIAGRAMA: ARBOL DE FALLAS DEL COMPRESOR C-01	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.14	
CUBIERTA: U-030	ANEXO I

157

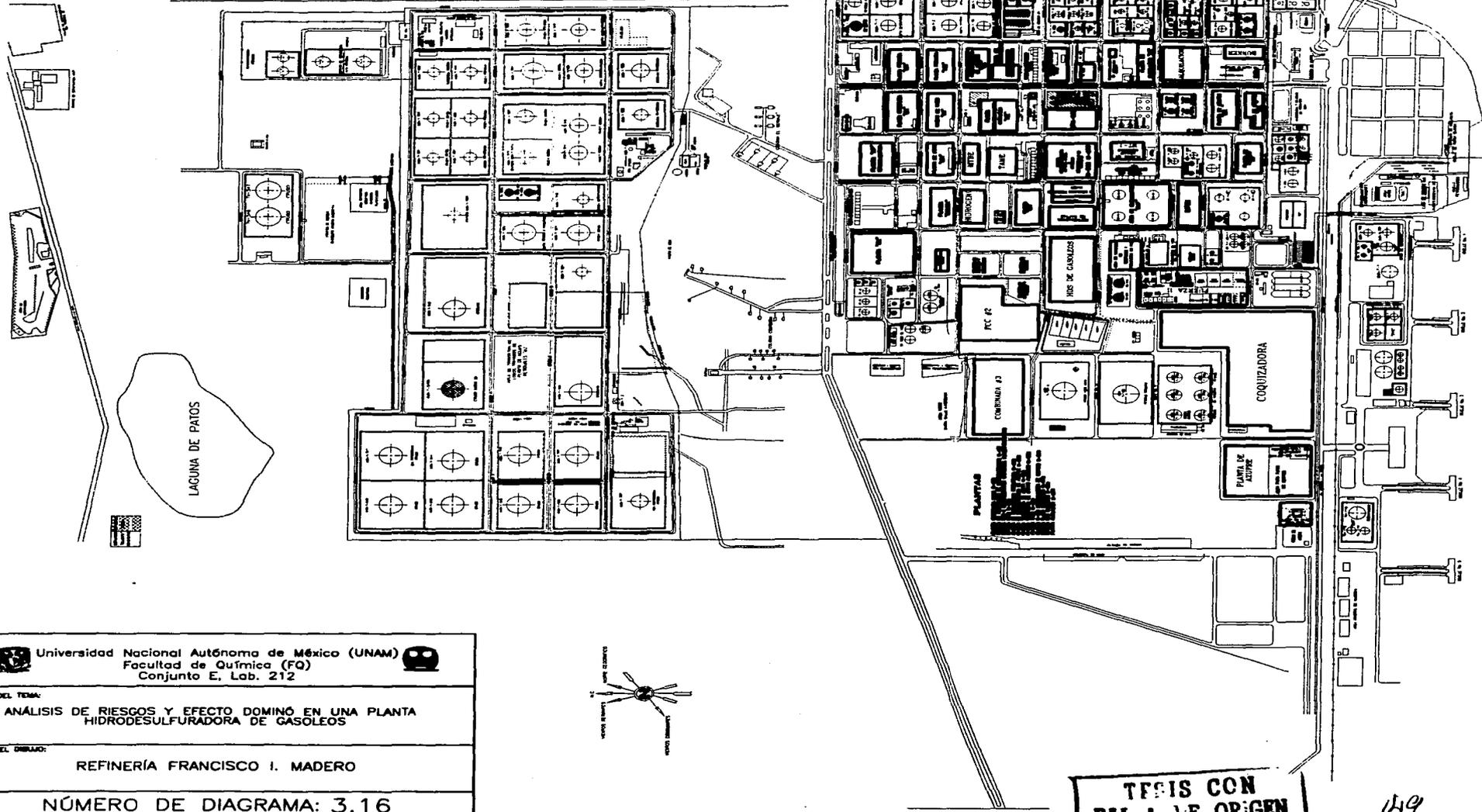


TFSIS CON
FALLA DE ORIGEN

M.A.A. Menor al adecuado
M.P.P. Mantenimiento preventivo/predictivo

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Conjunto E, Lab. 212	
TÍTULO DEL TRABAJO: ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINIO EN UNA PLANTA HIDROSULFURADORA DE GASÓLEOS	
TÍTULO DEL DIAGRAMA: ARBOL DE FALLAS DEL TANQUE D-02	
NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.15	
CUBIERTA: U-030	ANEXO I

178



Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM)
 Facultad de Química (FQ)
 Conjunto E, Lab. 212

TÍTULO DEL TEMA:
 ANÁLISIS DE RIESGOS Y EFECTO DOMINÓ EN UNA PLANTA
 HIDRODESULFURADORA DE GASÓLEOS

TÍTULO DEL DISEÑO:
 REFINERÍA FRANCISCO I. MADERO

NÚMERO DE DIAGRAMA: 3.16

UNIDAD:
 U-030

ANEXO I

**TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN**

49