

138



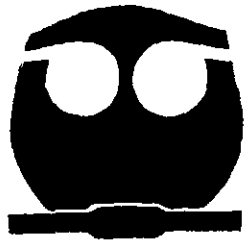
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"ANALISIS DE RIESGOS DE LA SECCION DE PRECALENTAMIENTO DE CARGA AL REACTOR Y CONVERTIDOR EN LA PLANTA CATALITICA I DE LA REFINERIA MIGUEL HIDALGO"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE INGENIERO QUIMICO PRESENTA: DANIEL SAAVEDRA CONTRERAS



MEXICO, D. F.

280772



2000

EXAMENES PROFESIONALES FACULTAD DE QUIMICA



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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


JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	José Antonio Ortíz Ramírez.
Vocal.	Prof.	Jaime Medina Oropeza.
Secretario.	Prof.	Modesto Javier Cruz Gómez.
1er. Suplente.	Prof.	Eduardo Marambio Dennet.
2o. Suplente.	Prof.	Néstor Noé López Castillo.

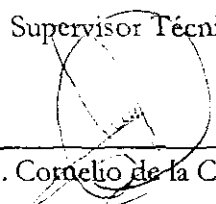
SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:

Refinería "Miguel Hidalgo", Tula de Allende Hidalgo.
Laboratorio E-212, Edificio E, Facultad de Química, UNAM.

Asesor


Dr. M. Javier Cruz Gómez.

Supervisor Técnico


M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra.

Sustentante


Daniel Saavedra Contreras.

AGRADECIMIENTOS

A Dios por permitirme terminar mi licenciatura.

A mis padres que siempre están a mi lado en cada paso, por brindarme todo su cariño y darme lo mejor de ellos.

A mi hermano Javier por su ejemplo que ha sido una guía para mí, por su cariño, apoyo y por poner mucho de él en mí.

A mi hermana Verónica y su esposo Marcial por toda su paciencia, apoyo y por compartir conmigo a las pequeñas Angélica y Fernanda.

A Paty por creer en mí, por su cariño y apoyo incondicional.

A mi tía Tere por sus consejos, su cariño y orientación que ha sido tan importante en mi formación.

A mi tío Francisco que siempre ha estado en los momentos más importantes de mi vida, por ser mi amigo y brindarme siempre su apoyo y cariño incondicionalmente.

Al Dr. M. Javier Cruz por su apoyo, confianza y por permitirme ser parte del equipo de trabajo del Laboratorio E-212.

Al M. En C. Cornelio de la Cruz Guerra por su apoyo en la realización de mi tesis.

A Cali por su confianza, cariño y por ser mi amiga.

A Marco Antonio Rosales por ser buen compañero, amigo y por todos los momentos que compartimos en la Facultad de Química.

A Eloisa Cruz por sus detalles y compartir conmigo su sencillez.

A Carlos Baltazar, Erasmo Camacho, Mishell Pérez y Martha Arteaga por su paciencia, amistad y por todos los momentos que compartimos juntos.

A Ramón García por sus consejos, amistad y por todo lo que me enseñó como compañero de trabajo.

A Néstor N. López y Miguel A. Hernández por su ejemplo, consejos y su amistad incondicional.

A Israel García, José Bañuelos, Mario A. Arce por ser tan buenos cuates y siempre darnos batalla en esos partidos de basquet ball.

Al Ing. Filemón Cervantes de la Refinería Miguel Hidalgo por su apoyo en la elaboración y revisión de mi tesis.

Al equipo multidisciplinario de la Planta Catalítica I de la refinería Miguel Hidalgo.

ÍNDICE DE CONTENIDO

Página

CAPITULO I. INTRODUCCIÓN

1.1 Justificación del estudio.....	1
1.2 Objetivos.....	3
1.3 Técnicas de análisis que se usaron.....	3

CAPITULO II. ANTECEDENTES

2.1 La Unidad de Craqueo Catalítico FCC.....	4
2.1.1 El Craqueo Catalítico.....	4
2.1.2 El Craqueo Catalítico en lecho fluidizado.....	5
2.1.3 Reacciones de craqueo.....	6
2.2 Análisis de riesgos.....	8
2.3 Técnicas de Análisis de riesgo de proceso.....	9
2.3.1 Métodos comparativos de identificación de riesgo.....	10
2.3.1.1 Códigos y normas.....	10
2.3.1.2 Listas de comprobación.....	11
2.3.1.3 Análisis histórico de accidentes.....	11
2.3.2 Indices de riesgos.....	12
2.3.2.1 Índice Dow (de incendio y explosión).....	12
2.3.3 Métodos generalizados.....	13
2.3.3.1 Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).....	13
2.3.3.2 Análisis "WHAT IF".....	17
2.3.3.3 Análisis de Arbol de Fallas (FTA).....	18
2.3.3.4 Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).....	20

INDICE DE CONTENIDO

Página

2.3.3.5 Análisis de consecuencias de incendio y explosión.....	21
--	----

CAPITULO III. TRABAJO DE CAMPO

3.1 La Planta Catalítica.....	30
3.2 Descripción de flujo de la Planta Catalítica I.....	31
3.3 Metodología empleada para el estudio de riesgos en la Planta Catalítica I.....	35
3.4 Evaluación de los niveles de riesgo con la técnica “HazOp”.....	36
3.5 Descripción de flujo del Circuito 1. “Sección de precalentamiento de carga al reactor”.....	38
3.6 Descripción de flujo del Circuito 2. “Convertidor 1-D”.....	63
3.7 Evaluación cuantitativa de riesgos en la Planta Catalítica I con la técnica de árbol de Fallas.....	88
3.8 Evaluación de efectos de incendio y explosión en la Planta Catalítica I.....	93

CAPITULO IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Conclusiones y recomendaciones del análisis de riesgos y operabilidad (HazOp).....	100
4.2 Conclusiones y recomendaciones del análisis de árbol de Fallas.....	106
4.3 Conclusiones y recomendaciones del análisis de Consecuencias.....	107

APENDICES

APENDICE A. Secuencia de cálculo de una descarga.....	108
APENDICE B. Modelo de difusión de una nube de gas por fuga.....	111
APENDICE C. Diámetro de los círculos de sobrepresión.....	114
APENDICE D. Efectos de nubes explosivas en Refinerías.....	115

INDICE DE CONTENIDO

	Página
APENDICE E. Factores de explosividad para vapores y gases.....	117
APENDICE F. Probabilidades de ocurrencia de accidentes utilizadas en árbol de fallas.....	118
APENDICE G. Matriz generalizada de posibles desviaciones a encontrar en el análisis "HazOp" en procesos químicos.....	119
APENDICE H. Matriz generalizada de posibles desviaciones a encontrar en el análisis "HazOp" en procedimientos.....	121
BIBLIOGRAFIA.....	122

INDICE DE TABLAS

	Página
1.1 Accidentes dentro de la Industria.....	1
2.1 Clasificación de las técnicas de análisis de riesgos.....	9
2.2 Palabras guía.....	14
2.3 Simbología del Análisis de Arbol de Fallas.....	19
3.1 Niveles de frecuencias.....	36
3.2 Niveles de gravedad.....	36
3.3 Matriz de desviaciones del circuito 1.....	41
3.4 Matriz de desviaciones del circuito 2.....	68
3.5 Comparación de las probabilidades obtenidas del Análisis de Arbol de Fallas con y sin recomendaciones.....	89
3.6 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.....	90
3.7 Datos requeridos para los modelos de análisis de consecuencias.....	94
3.8 Resultados de inflamabilidad obtenidos para la bomba 59-J/JA.....	95
3.9 Efectos de explosión de una nube de vapor no confinada por fuga en sellos de la bomba 59-J/JA.....	96
4.1 Lista jerarquizada de recomendaciones obtenidas del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).....	100

INDICE DE FIGURAS

	Página
2.1 Procedimiento para la elaboración del análisis HazOp.....	16
2.2 Hojas de registro de sesiones HazOp.....	17
2.3 Secuencia de desarrollo de un Arbol de Sucesos.....	20
3.1 Matriz de Riesgos.....	38

INDICE DE DIAGRAMAS

	Página
4.1 Diagrama de Flujo de Proceso de la Planta Catalítica FCC-I.....	34
4.2 Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precalentamiento de carga.....	40
4.3 Diagrama de Tubería e Instrumentación de aireación y gasóleo a desintegración catalítica.....	67
4.4 Diagrama del análisis de árbol de fallas para la explosión interna en el regenerador con todas las posibles causas.....	91
4.5 Diagrama del análisis de árbol de fallas del regenerador con las recomendaciones incluidas.....	92
4.6 Diagrama de Flujo de Proceso de la recuperación de propano-propileno.....	97
4.7 Diagrama de localización de la zona de inflamabilidad de propileno por fuga en sellos de la bomba 59-J/JA.....	98
4.8 Diagrama de radios de afectación por explosión de una nube de vapor no confinada de propileno por fuga en sellos de la bomba 59-J/JA.....	99

LISTA DE ABREVIATURAS

ACL	Aceite Cíclico Ligero
BLEVE	Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion
bls.	Barriles
CCT	Craqueo Catalítico Térmico
DC	Daño Catastrófico
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DM	Daño Máximo
DMPP	Daño Máximo Probable a la Propiedad
DP	Diferencial de Presión
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
ETA	Event Tree Analysis
F	Frecuencia
FCC	Fluid Catalytic Cracking
FM	Factor de Material
FMEA	Fault Modal Effects Analysis
FTA	Fault Tree Analysis
G	Gravedad
HazOp	Hazard and Operability
IFE	Índice de Fuego y Explosión
LIE	Límite Inferior de Explosividad
LII	Límite Inferior de Inflamabilidad
LPG	Liqued Petroleum Gas
LSE	Límite Superior de Explosividad
LSI	Límite Superior de Inflamabilidad
PM	Peso Molecular
R	Riesgo
TNT	Tri Nitro Tolueno

GLOSARIO

Accidente. Evento o combinación de eventos no deseados e inesperados, instantáneos o no, que tienen consecuencias tales como lesiones o enfermedad al personal, daños a terceros en sus bienes o en sus personas, daño al medio ambiente, daño a las instalaciones o alteración a la actividad normal del proceso.

Análisis de Riesgo. Conjunto de técnicas que consisten en la identificación, análisis y evaluación sistemática de la probabilidad de la ocurrencia de daños asociados a los factores externos (fenómenos naturales, sociales) fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos y fallas en los sistemas de administración, con la finalidad de controlar y/o minimizar las consecuencias en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Accidentes mayores. Cualquier suceso, tal como una emisión, fuga, vertido, incendio o explosión, que sea consecuencia de un desarrollo incontrolado de una actividad industrial, que suponga una situación de grave riesgo, catástrofe o calamidad pública, inmediata o diferida, para las personas, el medio ambiente y los bienes, ya sea en el interior o en el exterior de las instalaciones.

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

Clase. Es la prioridad asignada a las acciones recomendadas en base al nivel de riesgo encontrado basado en la matriz de riesgos.

Consecuencia. Resultado de un evento no deseado, medido por sus efectos en los empleados, público en general, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

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

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

Frecuencia. Es el número de incidentes o sucesos que se han observado en un lapso de tiempo dentro de la Planta.

Gravedad. Son las consecuencias dañosas que puede tener un incidente dentro de la Planta. Su nivel se asigna con ayuda del equipo multidisciplinario y con ayuda de la Tabla 3.2.

Incidente. Es el evento o combinación de eventos no planeados que se deben a errores humanos, fallas en los equipos y/o fenómenos naturales; que bajo circunstancias un poco diferentes, pudo tener o no consecuencias para el personal, la población, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).

Mitigación. Conjunto de acciones para disminuir las consecuencias de la ocurrencia de un accidente.

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

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

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

Riesgo (risk). Es la posibilidad de sufrir pérdidas, o como una medida de pérdida económica o daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.

Salvaguarda. Es una protección para evitar o disminuir los efectos de algún acontecimiento no deseado.

Peligro (hazard). Designa una condición física o química que puede causar daños a las personas, el medio ambiente o la propiedad.

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

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

CAPITULO I

INTRODUCCION



1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO

La población en general tiene la creencia de que la industria química es una industria de alto riesgo, la principal causa de esta percepción es la resonancia que han tenido en la sociedad los llamados accidentes mayores (ver Tabla 1.1). Estos accidentes han provocado cuantiosas pérdidas humanas, materiales e impacto ambiental. El crecimiento desmedido de la industria química durante los últimos cincuenta años tanto en número de plantas industriales como en la capacidad de estas, ha propiciado un aumento en el número de personas que cada día pueden estar expuestas a las consecuencias de un accidente industrial. Esto ha propiciado una toma de conciencia sobre seguridad industrial. El análisis de riesgos es una de las principales herramientas desarrolladas dentro de la industria como respuesta para reducir o mitigar la frecuencia de accidentes, dado que, por muchas, que sean las salvaguardas que se introduzcan, la actividad industrial implica un riesgo, que solo puede eliminarse si se elimina la propia industria. Puesto que es evidente que la industria química es necesaria en el mundo actual, la cuestión se reduce a decidir en que medida un riesgo puede ser aceptado en virtud de los beneficios que se derivan de asumirlo.

Tabla 1.1 Accidentes dentro de la Industria.

LUGAR	ACCIDENTE
Flixborough (Gran Bretaña) 1 de Junio de 1974.	Explosión de una nube de gas producida por una rotura de tubería que descargó aproximadamente 80 toneladas de ciclohexano líquido caliente.
San Juan Ixhuatepec (México, D.F.) 19 de Noviembre de 1984.	Explosión de contenedores de gas L.P.
Bhopal (India) 17 de diciembre de 1984.	Fuga de isocianato de metilo en una planta de Union Carbide, la emisión del gas se esparce sobre una superficie de 40 km ² .
Texas (EEUUA) Octubre de 1987.	Fuga de ácido fluorhídrico (HF) en la Refinería de Marathon Oil.
Guadalajara (México) 23 de Abril de 1992.	Explosiones en cadena a lo largo de una red urbana de alcantarillado de aproximadamente 13 Km de longitud debido a la presencia de combustible por una fuga de una tubería.



PEMEX buscando ser una de las empresas líderes en materia de seguridad industrial y de protección ambiental está implantando dentro de sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA), que es una herramienta para asegurar el cumplimiento de las políticas de seguridad, de protección al ambiente y normas internacionales. El SIASPA está integrado por 18 elementos relacionados con el factor humano, los sistemas de trabajo y las instalaciones. El elemento número 12 trata sobre los Análisis de Riesgos y tiene como objetivos:

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

PEMEX Refinación preocupado por cada uno de los puntos del SIASPA y para poder dar seguimiento al punto 12 relacionado con los Análisis de Riesgos dentro de sus instalaciones acordó llevar a cabo un estudio en la Planta Catalítica I (FCC-I) de la Refinería “Miguel Hidalgo” de Tula de Allende Hidalgo.

Para realizar el estudio de riesgos mencionado anteriormente se desarrollaron las siguientes actividades:

- ✓ Recopilación de información requerida para el Estudio de Riesgos
- ✓ Actualización de Diagramas de Tubería e Instrumentación y de Flujo de Proceso.
- ✓ Sesiones de Análisis de Riesgo y Operabilidad “HazOp” con un equipo multidisciplinario.
- ✓ Análisis de Arbol de Fallas.
- ✓ Análisis de Consecuencia.



1.2 OBJETIVOS:

- Establecer las medidas para controlar o reducir el nivel de riesgos en la sección de precalentamiento de carga al reactor y convertidor en la Planta Catalítica I aplicando la técnica “HazOp”, con el fin de mejorar la operabilidad de la sección ó unidad de proceso.
- Identificar y evaluar el nivel de riesgos en la sección de precalentamiento de carga al reactor y convertidor en la Planta Catalítica I por medio de la técnica de Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp”.
- Aplicando la técnica de Análisis de árbol de fallas en el escenario **“Disminución de la presión diferencial (DP)”** (entre el regenerador y la cámara de separación, en el Convertidor Catalítico 1-D), evaluar y cuantificar el riesgo para decidir si se acepta o no.
- Aplicando la técnica de Análisis de Consecuencias en el escenario **“Fuga de propileno por sello mecánico de la bomba 59-J/JA”**, evaluar los efectos de incendio y explosión.

1.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS QUE SE USARON

En su mayoría las técnicas de análisis de riesgos han demostrado ser eficientes, sin embargo difieren en su metodología, esta diferencia y el tipo de resultados que pueden ser obtenidos en particular de cada uno de ellos, sugieren que pueden combinarse para obtener mejores resultados. En el presente trabajo se combinaron la técnica HazOp (aplicada a la sección de precalentamiento de carga al reactor y al convertidor), la técnica de análisis de Arbol de Fallas (aplicada al regenerador del convertidor) y la técnica de análisis de consecuencias (como ejemplo se muestra la técnica aplicada al escenario de una fuga de propileno por los sellos de la bomba 59-J/JA).

La técnica de análisis de riesgos HazOp identifica riesgos potenciales en la planta y establece las recomendaciones para minimizarlos y mejorar la operabilidad de la misma. La técnica de análisis de árbol de fallas es usada para la evaluación cuantitativa de un escenario seleccionado y en base a los resultados obtenidos de este análisis se toma la decisión de aceptar o no el riesgo. El análisis de consecuencias nos permite visualizar las situaciones y efectos que tiene un incidente y desarrollar acciones que mitiguen o reduzcan el riesgo del evento así como los posibles daños al personal y a la planta.

CAPITULO II

ANTECEDENTES

2.1 LA UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO FCC

El diseño e instalación del primer craqueador catalítico y su exitoso arranque en 1942, fueron uno de los más notables logros del Siglo XX.

La unidad de FCC ocupa un lugar muy importante en una refinería, debido a su relativo bajo costo de conversión de hidrocarburos pesados, a combustibles más ligeros de mayor valor agregado. Es una planta productora de gasolina por excelencia, pero puede operarse para producir grandes cantidades de C₃'s y C₄'s o para la producción de combustible casero. Las unidades de FCC son una fuente de propileno, que sirve de carga para las plantas petroquímicas y una fuente de gas licuado de petróleo (LPG) para el uso casero.

La habilidad única de las unidades FCC para ajustar automáticamente sus condiciones operacionales, les permite procesar muchos tipos y calidades de alimentaciones. Las cargas de las unidades de FCC, constan básicamente de gasóleos vírgenes (gasóleo atmosférico y de vacío), gasóleos craqueados, gasóleos desfaltados, residuos atmosféricos, residuos de vacío y otros materiales, tales como fracciones de desecho, provenientes del procesamiento de aceites lubricantes.

La flexibilidad de operación de las unidades de FCC, permite no solo satisfacer sus requerimientos normales de producción, sino también cargas craqueadas adicionales a otras unidades de la Refinería.

2.1.1 EL CRAQUEO CATALÍTICO⁽⁵⁾

El craqueo catalítico es el proceso de conversión de aceites pesados en gasolina y productos más ligeros mediante el rompimiento de moléculas de alto peso molecular a moléculas más pequeñas y de menor peso. Es importante mencionar que los procesos catalíticos han reemplazado casi completamente al craqueo térmico, debido a que producen gasolina con un mayor octanaje, aceites menos pesados y gases no saturados.



Los procesos de craqueo catalítico se pueden clasificar en unidades de lecho móvil o de lecho fluidizado. El proceso de Craqueo Catalítico Térmico (CCT) es representativo de las unidades de lecho móvil y el Craqueo Catalítico Fluidizado (CCF) corresponde a las unidades de lecho fluidizado.

El aceite caliente que se alimenta se pone en contacto con el catalizador o en la línea ascendente de la carga o en el reactor. A medida que la reacción avanza, el catalizador se desactiva progresivamente debido a la formación de coque en la superficie del catalizador. El catalizador y los vapores de hidrocarburo se separan mecánicamente y el aceite que permanece en el catalizador se elimina mediante agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre en el regenerador. Los vapores de aceite que salen por la parte superior del reactor entran a una columna de fraccionamiento para su separación en corrientes que posean los intervalos de ebullición deseados.

El catalizador debilitado fluye en el regenerador y se reactiva por eliminación de los depósitos de coque mediante combustión con aire. Las temperaturas del regenerador son controladas para prevenir la desactivación del catalizador por sobrecalentamiento. Esto se realiza generalmente por control de flujo de aire para proporcionar la deseada relación de CO_2/CO en los gases de combustión de salida. Los gases de combustión y el catalizador se separan mediante ciclones, y el catalizador se trata con vapor para eliminar el oxígeno adsorbido antes de que el catalizador entre en contacto con el aceite alimentado.

2.1.2 EL CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO^(5a)

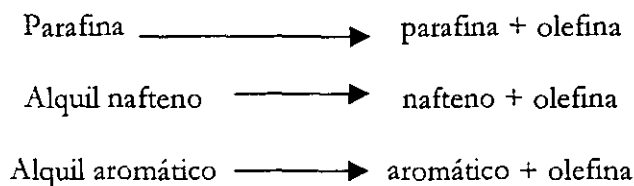
Los procesos CCF emplean un catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido cuando se airean con vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración y actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador al aceite de carga y al reactor.

El ciclo del craqueo catalítico en una unidad de CCF operada por válvulas, es automáticamente controlada mediante las válvulas deslizantes o válvulas tapón, para nuestro caso de estudio son las PV-1 y PV-2. La válvula tapón PV-1 controla el nivel de la cama de catalizador arriba del agotador y la válvula tapón PV-2 controla la admisión de catalizador.



2.1.3 REACCIONES DE CRAQUEO^(5b)

Los productos formados en el craqueo catalítico son el resultado tanto de las reacciones primarias como secundarias. Se asignan como reacciones primarias aquellas que implican la escisión inicial del enlace carbono-carbono y la inmediata neutralización del ion carbonio. Las reacciones primarias se pueden representar cómo sigue:



Se sugirió un mecanismo según el cual los iones carbonio se forman inicialmente debido a una pequeña cantidad de craqueo térmico de n-parafinas para formar olefinas. Estas olefinas adicionan un protón del catalizador para formar grandes iones carbonio que se descomponen de acuerdo con la regla beta (la escisión del enlace carbono-carbono tiene lugar en el carbono en posición beta con los iones carbonio y las olefinas) para formar iones carbonio pequeños y olefinas. Los iones carbonio pequeños propagan la reacción en cadena transfiriendo un ion hidrógeno de la n-parafina para formar una pequeña molécula de parafina y un nuevo ion carbonio grande.

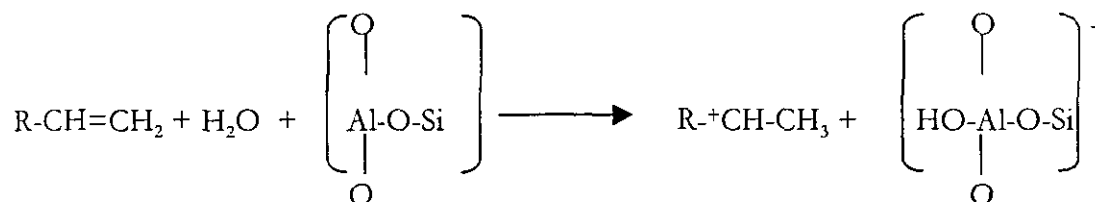
A continuación se muestra un ejemplo característico de reacción de craqueo de hidrocarburos n-parafínicos.^(5c)

Secuencia para el n-octano (donde R es $\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2$ -).

Etapas 1: Reacción de iniciación de craqueo térmico suave.

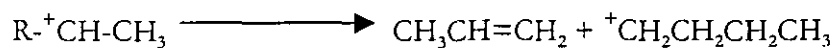


Etapas 2: Transferencia de un protón.

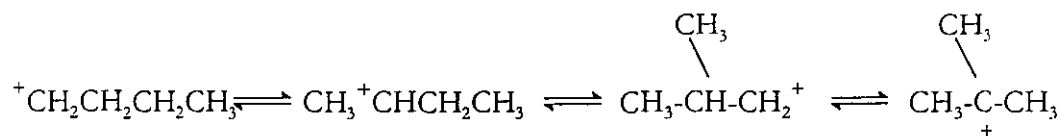




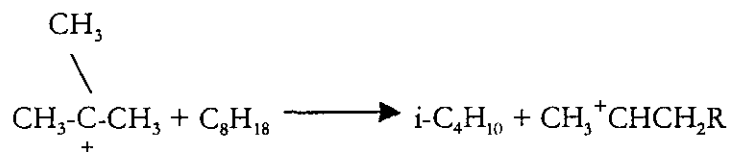
Etapa 3: Escisión beta.



Etapa 4: Reordenamiento hacia una estructura más estable. El orden de estabilidad del ion carbonio es terciario > secundario > primario.



Etapa 5: Transferencia del ion hidrógeno.



De este modo se forma otro ion carbonio grande y la cadena esta lista para repetirse a sí misma.

Aunque el mecanismo básico es esencialmente el mismo, la forma y la extensión de la respuesta al craqueo catalítico difiere gradualmente entre los diversos tipos de hidrocarburos.



2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS⁽²⁾

Para poder decidir sobre si un riesgo es o no aceptable, se requiere estimar su magnitud, lo que implica un análisis previo. Analizar riesgos significa desarrollar una estimación cuantitativa del nivel de peligro potencial de una actividad, referido tanto a personas como a bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar. El “Análisis de Riesgos” (Risk Analysis) es una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgos se utilizan para la toma de decisiones, ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgos fijados como objetivo en una determinada actividad. El análisis de riesgos nos permite cuantificar el potencial de accidentes existente en una determinada instalación o proceso y comparar las distintas alternativas de solución.

Un análisis de riesgos orientado a la prevención de accidentes implica:

- **Identificación de sucesos no deseados y Análisis de los mecanismos por lo que estos sucesos tienen lugar.** (¿Qué puede ocurrir?, ¿Qué puede ir mal?). En esta fase del estudio se pretende obtener una lista de todas las desviaciones que: i) puedan producir un efecto adverso significativo y ii) tengan una probabilidad razonable de producirse. La identificación de las circunstancias se llevara a cabo mediante códigos, listas de comprobación, análisis histórico de incidentes, métodos basados en índices de riesgo, análisis de desviaciones (What if), análisis de riesgo y operabilidad (HazOp), análisis de modos de fallo y sus efectos (FMEA), etc.
- **Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que pueden producirse.** (¿Cuáles son las consecuencias?). Para poder responder, es necesario tener un modelo o modelos de consecuencias que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, de manera que estos puedan ser cuantificados (¿Con que frecuencia?). La cuantificación de dichos sucesos se estima en términos de frecuencia o de la probabilidad de que tengan lugar durante la vida de la instalación. Para ello suele acudir a métodos mas estructurados como el Análisis de Arbol de Fallas (FTA), o el Análisis de Arbol de Sucesos-



(ETA), en los que se procede a asignar probabilidades a los distintos sucesos en las cadenas de evolución de acontecimientos, haciendo uso de la información disponible en bases de datos sobre frecuencias de fallo de equipo y componentes.

2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO⁽²⁾

Las técnicas de análisis de riesgos son métodos que sirven para la identificación de los mismos. Los métodos existentes difieren de manera cuantitativa o cualitativa así como también en el grado de sistematización.

Los métodos de identificación de riesgos se pueden dividir como se indica en la Tabla 2.1.

La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis. La identificación y la caracterización de riesgos puede y debe realizarse durante toda la vida de la instalación. La identificación de riesgos continúa durante las etapas de diseño y construcción de la planta, en la puesta en marcha, durante la operación de la misma, en la realización de modificaciones a la planta, en las paradas periódicas y finalmente en el desmantelamiento, al término de la vida útil de la instalación.

Tabla 2.1 Clasificación de las técnicas de análisis de riesgos.

MÉTODOS COMPARATIVOS	INDICES DE RIESGOS	MÉTODOS GENERALIZADOS
<ul style="list-style-type: none"> ▪ Códigos ▪ Listas de comprobación ▪ Análisis histórico de accidentes 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Índice Dow ▪ Otros índices: Dow, Mond, Etc. 	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp). ▪ Análisis de Modalidades de Fallo y sus efectos (FMEA). ▪ Análisis de Arbol de Fallos (FTA). ▪ Análisis de Arbol de Sucesos (ETA). ▪ Análisis "WHAT IF". ▪ Análisis de Consecuencias.



2.3.1 MÉTODOS COMPARATIVOS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS

Los métodos comparativos se basan en la experiencia previa acumulada en un campo determinado, bien como registro de accidentes previos o compilada en forma de códigos o listas de comprobación.

Los métodos comparativos de identificación de riesgo se utilizan para evaluar la seguridad de una instalación a través de la experiencia adquirida en operaciones previas de la compañía o en organizaciones externas a la misma.

2.3.1.1 CÓDIGOS Y NORMAS

Esta técnica de identificación de riesgos se usa para evaluar la seguridad de una planta de procesos, con ayuda de manuales internos que indican como diseñar, fabricar, distribuir, instalar, operar, modificar y desmantelar los equipos de proceso. Estos manuales se elaboran cumpliendo con las legislaciones internacionales, nacionales o locales, así como estándares de las distintas ramas de la ingeniería en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, AD-Merkblatt, etc.) y se complementan con la experiencia previa acumulada por la empresa.

Metodología de la técnica:

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



2.3.1.2 LISTAS DE COMPROBACIÓN

Las listas de comprobación (safety checklist) es un recordatorio útil, que por lo general, se ha elaborado a través de los años por distintas personas y que permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa, identificando directamente carencias de seguridad en algunos casos o las áreas que requieren un estudio más profundo en otros. Las listas de comprobación pueden aplicarse a la evaluación de equipos, materiales o procedimientos, y el grado de detalle varía considerablemente desde las generales a las que se elaboran para equipos, procesos o procedimientos muy específicos.

2.3.1.3 ANÁLISIS HISTÓRICO DE ACCIDENTES

El análisis histórico de accidentes es una herramienta de identificación de riesgos que hace uso de los datos recogidos en el pasado sobre incidentes industriales. La ventaja de esta técnica radica en que se refiere a accidentes ya ocurridos, por lo que los peligros identificados con su uso son indudablemente reales. Es aquí donde reside principalmente su limitación ya que el análisis solo se refiere a accidentes que han tenido lugar y no se puede analizar todas las posibilidades importantes.

A pesar de lo anterior, el análisis histórico de accidentes es una técnica útil, que permite la identificación de riesgos concretos. Es además, un medio para una verificación a posteriori de los métodos de los que se dispone en la actualidad en cuanto a la predicción de las consecuencias de los accidentes.

La información sobre accidentes ocurridos en el pasado puede proceder de fuentes muy diversas, tales como datos propios de la compañía, informaciones de prensa, entrevistas con testigos del accidente e informes de las comisiones de investigación. Evidentemente, la información de algunas de estas fuentes es poco confiable, pero puede servir como una buena referencia.



2.3.2 ÍNDICES DE RIESGOS

Los índices de riesgo, como el índice Dow o el índice Mond, proporcionan un método directo y simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso, así como de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. Los índices proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado y proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud de determinados riesgos en una unidad. Sobre estas áreas puede, en caso necesario, aplicarse un análisis de riesgos más detallado, por lo que el valor numérico obtenido puede ser de utilidad a la hora de decidir la profundidad del estudio.

2.3.2.1 ÍNDICE DOW (DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN).⁽¹⁵⁾

Para hacer un índice DOW se requiere la siguiente información:

- ✓ Plano de distribución de la planta (Plot plan)
- ✓ Condiciones de operación y de flujo
- ✓ Diagrama de Flujo de Proceso (DFP)
- ✓ Formato de trabajo del índice DOW
- ✓ Relación de costos del equipo instalado en la planta

El procedimiento de la secuencia de cálculo es la siguiente:

1. **Selección de la unidad de proceso.** Se identifica en el plano de localización, aquellas unidades o secciones de proceso que se consideren como las de mayor impacto o que contribuyan más al riesgo de fuego o explosión y se determina el factor de material (FM) para cada unidad o sección.
2. **Cálculo del factor de riesgo de la unidad (F3).** Se evalúa como el producto del factor por riesgos generales del proceso y el factor por riesgos especiales del proceso.
3. **Índice DOW de fuego y explosión (IFE).** Se calcula como el producto de Factor de Material (FM) y el Factor de riesgo de la unidad (F3).



4. **Análisis de Riesgos.**
5. **Daño máximo probable a la propiedad (DMPP).** Se determina el valor en US Dlls. del equipo dentro del área de exposición.
6. **DMPP Corregido.** Es el DMPP corregido por los factores por medidas de control de pérdidas. Representa la pérdida probable que puede ocurrir si se presenta un incidente de magnitud razonable y operan varias protecciones, la falla de algún equipo de protección puede regresar el DMPP a su valor base.
7. **Máximos días probables fuera de operación.** Con el daño máximo probable corregido, se determinan los días máximos probables fuera de operación.

2.3.3 MÉTODOS GENERALIZADOS

Los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos, que los convierte en herramientas de análisis versátiles y útiles. A continuación se hace una descripción de algunos métodos generalizados.

2.3.3.1 ANÁLISIS DE RIESGO Y OPERABILIDAD (HazOp)

El análisis “HazOp” (Hazard and Operability Analysis) fue desarrollado para identificar y evaluar riesgos y problemas de operabilidad en una planta de proceso. La técnica requiere de información detallada de diseño y operación de proceso. El resultado de un análisis HazOp incluye identificación de riesgos, problemas de operabilidad y recomendaciones para reducirlos.

El análisis HazOp se aplica tanto en la etapa de diseño como en la instalación en operación normal, la sistemática es la misma y consiste en evaluar (línea a línea y recipiente a recipiente) las consecuencias de posibles desviaciones en todas las unidades de un proceso ya sea continuo o discontinuo.

El método HazOp esta basado en los siguientes puntos:

- **Carácter sistemático del análisis:** Se realiza un examen basado en la aplicación sucesiva de una serie de palabras guía (Ver Tabla 2.2), que tienen por objeto proporcionar un razonamiento ordenado, capaz de facilitar la identificación de desviaciones.



Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias y posibles acciones correctivas, llevándose un registro ordenado de todo ello.

Las palabras guía que se muestran en la Tabla 2.2 pueden ser aplicadas para encontrar desviaciones tanto en procesos químicos como en procedimientos. En el Apéndice G, H se muestra una matriz generalizada de posibles desviaciones.

Naturaleza multidisciplinaria: El análisis HazOp se aplica por medio de un equipo multidisciplinario, que debe estar formado por personas de distinta procedencia, desde dentro y desde fuera de la empresa o de la planta. El principio del método se basa en que personas con distinta experiencia y formación interactúan mejor e identifican más problemas cuando trabajan juntas.⁽²⁾

Tabla 2.2 Palabras guía.⁽²⁾

PALABRA GUIA	APLICACION	EJEMPLO
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño.	No hay flujo en una línea.
MÁS/MENOS	Aumento o disminución cuantitativa sobre la intención de diseño.	Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMAS DE	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más.	El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Solo parte de los hechos o acciones transcurren según lo previsto.	La composición del sistema es diferente de la prevista.
INVERSION	Se obtiene el efecto contrario al deseado.	El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, etc.
EN VEZ DE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto.	Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.



Metodología del análisis HazOp

El análisis "HazOp" puede realizarse tanto en una planta en funcionamiento como en una que está por construirse. En este último caso, el análisis HazOp en la modalidad en que se va a exponer en esta sección requiere que el diseño este relativamente definido, para que se pueda disponer de la información necesaria. La sistemática del método requiere de la recopilación y actualización de la siguiente información:

- ✓ Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's).
- ✓ Diagramas de flujo de procesos (DFP's).
- ✓ Planos de los sistemas de contra-incendio y de conexión a tierra.
- ✓ Procedimientos de operación, de mantenimiento y de emergencia.
- ✓ Balance de materia y energía.
- ✓ Condiciones de operación y de proceso.
- ✓ Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones.
- ✓ Estrategias de control, sistemas de alarma y detección

Una vez realizado el análisis HazOp, las medidas correctivas deben implementarse lo antes posible, a fin de poder llevar a cabo los cambios necesarios a un costo mínimo.

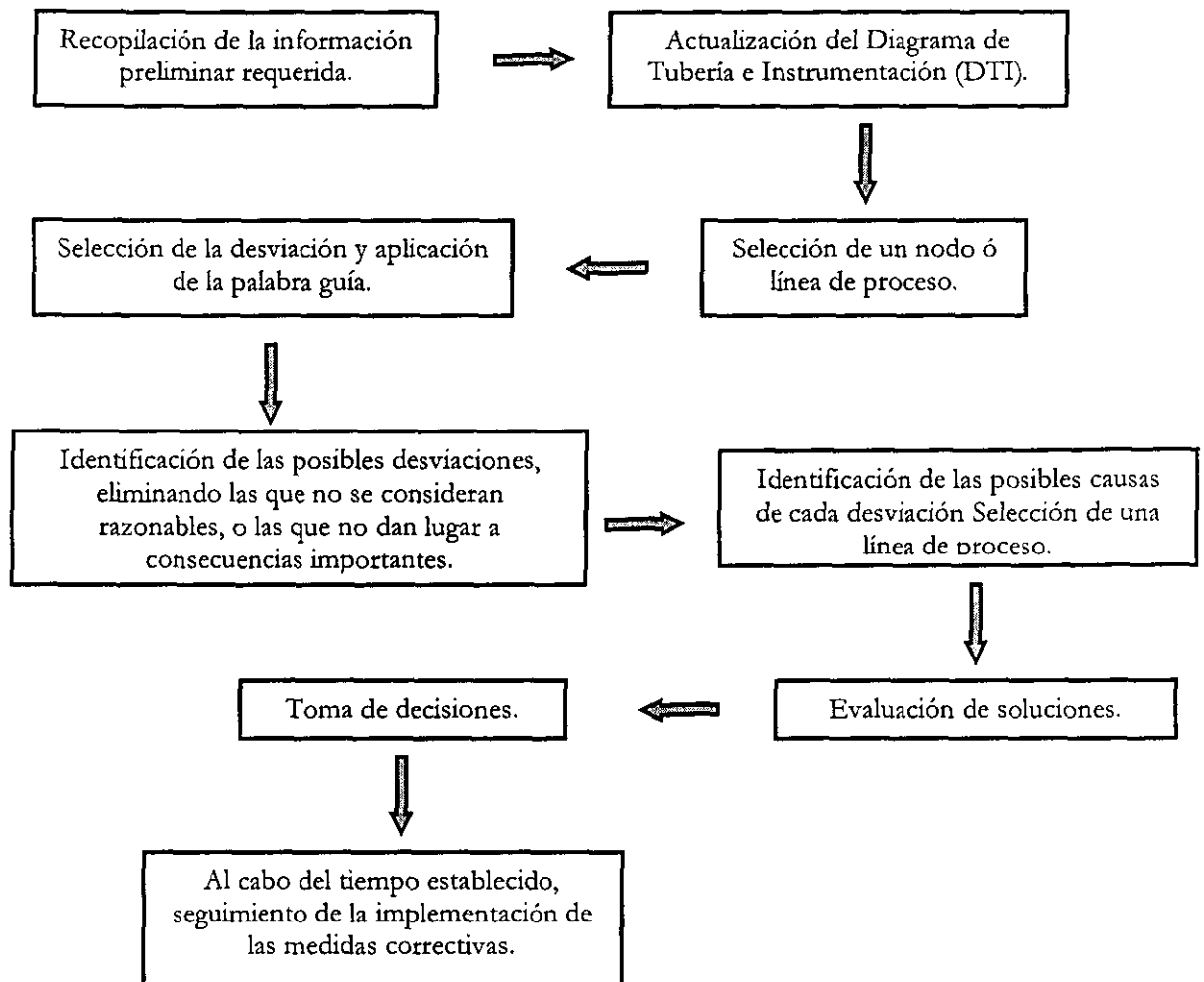
Es importante que la persona que dirija el estudio tenga experiencia previa en análisis HazOp, que no tiene porque conocer la planta en cuestión. Su misión consiste en actuar de mediador, asegurándose de que se siga el procedimiento correcto y no se descuide ningún detalle, estimulando la discusión, etc.

A partir de las palabras guía que se indican en la tabla 2.2 o bien de otras palabras similares se inicia el procedimiento mostrado en la Figura 2.1, aplicándolas a cada una de las líneas de proceso que entran o salen de un elemento determinado en la planta. Las palabras guía se aplican tanto a acciones (*reacción, transferencia, etc.*) como a parámetros específicos (*presión, temperatura, etc.*).

La aplicación de las palabras guía permite identificar desviaciones, es decir, circunstancias en las cuales la intención definida no se cumple. Las desviaciones producen consecuencias y a su vez tienen causas que dan origen a las mismas.



Figura 2.1 Procedimiento para la elaboración del análisis HazOp.



Una vez identificada una desviación el paso siguiente consiste en proponer soluciones correctivas, y evaluar su costo. En algunos casos se requerirá un análisis más profundo, incluyendo una simulación del accidente para estimar sus consecuencias, y/o un estudio formal de la probabilidad del suceso. En este caso el equipo HazOp puede recomendar un estudio a profundidad antes de sugerir la implementación de medidas concretas.

Por último, es preciso garantizar un registro sistemático de los resultados del análisis HazOp, lo que habitualmente se realiza en el formato tradicional en columnas como se muestra en el ejemplo de la Figura 2.2.



Figura 2.2 Hojas de registro de sesiones HazOp.

	COMPañÍA:	AREA/PROCESO:			FECHA:		
	Nodo:						
	Diagramas:				Producto:		
Desviación:							
Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase

2.3.3.2 ANÁLISIS “WHAT IF”

El análisis “What if” es menos estructurado que el análisis HazOp. Debido a esta falta de estructuración, se requiere una mayor experiencia por parte de los componentes del equipo que lo lleva a cabo, ya que de lo contrario es más probable que ocurran omisiones importantes.

El objetivo de un análisis “What if” es considerar las consecuencias negativas de posibles sucesos inesperados. Con este método se supone que ocurre una falla sin considerar que fue lo que la causó. El análisis “What if” utiliza la pregunta “¿Qué pasa si...?”, aplicada a desviaciones en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Las preguntas se realizan sobre áreas concretas por un equipo de dos o tres expertos que poseen documentación detallada de la instrumentación, procedimientos de operación o acceso a personal de la planta para proveerse de información complementaria. Se buscan fallas tales como las siguientes:

- ¿Qué pasaría si hay una. . .
- . . .pérdida de servicio(agua de enfriamiento, vapor, aire de instrumentos, etc.)?
- . . .pérdida de energía eléctrica?
- . . .explosión o un incendio interno?
- . . .pérdida del sistema de computo de control del proceso?

La información principal requerida es la siguiente:

- ✓ Diagramas de tubería e instrumentación (DTI's)
- ✓ Procedimientos de operación.



2.3.3.3 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA)⁽²⁾

El análisis del árbol de fallas es una técnica deductiva enfocada en un accidente en particular o en la falla de un sistema importante, su función es determinar las causas del evento. El Arbol de Fallas es un método gráfico que muestra los errores de equipo y humanos que pueden ocurrir en la falla del sistema de interés. Este análisis calcula la frecuencia y/o probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante, de aquí que sea una de las herramientas más útiles cuando se desea cuantificar riesgos.

Como método de análisis de riesgos es de los más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados.

La técnica supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar.

El análisis de árbol de fallas descompone un accidente en sus elementos contribuyentes, ya sean estas fallas humanas o de equipos de planta, sucesos externos, etc. El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide del árbol de fallas. Para la representación lógica se utiliza la simbología que se muestra en la Tabla 2.3.

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

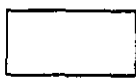

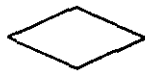


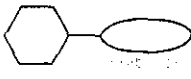

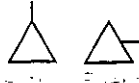
Metodología empleada en la elaboración de un Análisis de Arbol de Fallas:

1. Identificar la falla del sistema “evento culminante” que va a ser analizado y ubicarlo en la parte alta del árbol.
2. Proceder al próximo nivel del sistema que llamaremos subsistema e identificar las fallas del subsistema que podrían conducir a la falla del sistema.
3. Determinar la relación lógica entre las fallas del subsistema que son requeridas para producir la falla del sistema. Puede ser el resultado de la combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.



4. Usar la estructura lógica de puertas "Y" u "O" para mostrar la relación de fallas del subsistema que producen la falla del sistema. La "Y" significa que las frecuencias o probabilidades deben ser multiplicadas y la "O" significa que estas deben ser sumadas.
5. Proceder al próximo nivel más bajo del sistema y repetir los pasos del 2 al 4 hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel de componentes.
6. Iniciar con datos de frecuencia o probabilidad de fallas en el nivel de componentes, computar la frecuencia o probabilidad de las fallas descritas en el nivel ubicado arriba del nivel de componentes usando las puertas "Y" u "O". Continuar la estructura lógica indicada por las puertas "Y" u "O" en el árbol de fallas hasta que la probabilidad de la falla del sistema o evento culminante ha sido calculada. Las probabilidades de ocurrencia de accidentes se muestran en el Apéndice F.

Tabla 2.3 Simbología del Análisis de Arbol de Fallas.

Símbolo	Aplicación
	Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otro suceso, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Sucesos Básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.
	Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.
	Puertas "O": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más sucesos de entrada para producir el suceso de salida.
	Puertas "Y": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los signos de entrada para producir el proceso de salida.
	Puertas inhibición: Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia del suceso de entrada y la satisfacción de una condición de inhibición.
	Condición externa: Se utiliza para indicar una condición o un suceso que existe como parte del escenario en que se desarrolla el árbol de fallas.
	Transferencias: Se utilizan para continuar el desarrollo del árbol de fallas en otra parte (por ejemplo, en otra página por falta de espacio).

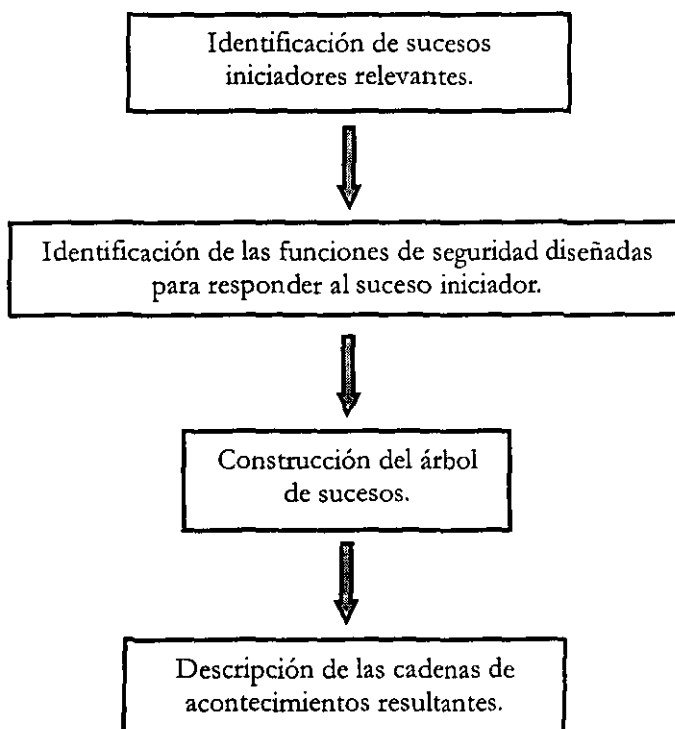


2.3.3.4 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE SUCESOS (ETA)

El análisis de árbol de sucesos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que pueden tener lugar a partir de un suceso determinado. No interesa tanto en este caso estudiar como puede originarse el suceso iniciador, sino cuáles son sus posibles resultados. Por tanto, en el Análisis ETA se hace énfasis en un suceso inicial que se supone que ya ha ocurrido, y se construye un árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final.

El análisis de árbol de sucesos es especialmente adecuado para estudiar las posibles secuencias de evolución de los acontecimientos tras un accidente. El análisis de árbol de sucesos se desarrolla de acuerdo con el Figura 2.3.

Figura 2.3 Secuencia de desarrollo de un Arbol de Sucesos.





2.3.3.5 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN^(2, 8, 9, 10, 15)

Tanto incendios como explosiones son los tipos de accidentes más frecuentes en la industria química, seguido por las emisiones de sustancias tóxicas.

Desde el punto de vista de análisis de riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión. Necesitamos saber, cuanto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuanto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado.

INCENDIO

Para que ocurra la ignición es necesario suministrar la energía mínima de ignición para iniciar la inflamación de la mezcla. Algunos ejemplos de fuentes de ignición pueden ser:

- Superficies calientes
- Equipo eléctrico
- Ignición espontánea
- Chispas y calor debidos a fricción
- Niños con fósforos
- Ignición intencionada
- Electricidad estática

La electricidad estática es una importante causa de ignición en plantas de proceso. Su generación está asociada al contacto y separación de materiales de distinta naturaleza, lo que ocasiona que tras la separación de los materiales resulte un exceso de electrones. La carga acumulada puede eliminarse con facilidad si ambos materiales son conductores pero si uno o ambos tienen baja conductividad eléctrica, se puede originar una diferencia de potencial de miles de voltios, lo que produciría una descarga eléctrica.



INFLAMABILIDAD

El término inflamabilidad hace referencia a la mayor o menor facilidad con que una sustancia puede arder en el aire o en algún otro gas que pueda servir como comburente. La combustión es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material determinado, el fuego es una consecuencia visible.

Los elementos necesarios y suficientes para que se produzca un incendio se esquematizan en el llamado “Triángulo de fuego”, que involucra tres elementos: combustible, comburente y fuente de ignición. Si falta cualquiera de sus elementos, el incendio no puede producirse.

Los límites de inflamabilidad nos proporcionan el intervalo de concentraciones de combustible (normalmente en porcentaje en volumen), dentro del cual una mezcla gaseosa puede entrar en ignición y arder, a lo que se le llama incendio. Por debajo del límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.) no existe suficiente combustible como para propagar la combustión. Para establecer los límites seguros se considera $\frac{1}{2}$ L.I.I. como una buena aproximación. A concentraciones mayores que las del límite superior de inflamabilidad (L.S.I.), no hay suficiente comburente como para que la reacción se propague lejos de la fuente de ignición.

CÁLCULO DE LÍMITES DE INFLAMABILIDAD⁽²⁾

En caso de que los límites de inflamabilidad no puedan determinarse experimentalmente, existen ecuaciones empíricas para su estimación. Las estimaciones empíricas están sujetas a errores, a menudo considerables.

A). Ecuaciones de Jones:

$$\begin{aligned} \text{L.I.I.} &= 0.55 * C_{\text{esteq.}} \\ \text{L.S.I.} &= 3.5 * C_{\text{esteq.}} \end{aligned}$$

Donde C_{esteq} es la concentración estequiométrica del producto inflamable para la combustión en una mezcla con aire.

**B). Ecuación de Spakowski:**

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

Donde $(-\Delta H_{\text{comb}})$ es el calor de combustión (superior) estándar, y debe expresarse en kJ/mol, mientras que L.I.I. se obtiene de la ecuación anterior como porcentaje en volumen.

Mezclas de vapores inflamables. Existe poca información en la bibliografía sobre la inflamabilidad de mezclas con varios productos combustibles.

C). Ecuación de Le Chatelier:

$$L.I.I._{\text{Mezcla}} = 1/\Sigma(Y_{i,\text{comb.}}/L.I.I._i)$$

donde:

$Y_{i,\text{comb}}$ = fracción en moles de cada uno de los componentes de la mezcla.

Una mezcla puede estar dentro de los límites de inflamabilidad, aunque cada uno de los componentes individuales tenga un L.I.I. bajo.

EXPLOSIÓN

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

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



En el caso de que esté presente un líquido y un vapor, si el líquido está por debajo de su temperatura de ebullición, la fase vapor interviene en la explosión, pero si el líquido se encuentra por arriba de su temperatura de ebullición, la explosión física inicial produce la despresurización súbita seguida de una evaporación masiva del líquido sobrecalentado. La explosión en la que participa un líquido hirviendo que se incorpora rápidamente al vapor en expansión se conoce como BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion).

Explosiones confinadas. Las explosiones confinadas ocurren cuando hay una combustión, descomposición térmica, reacción incontrolada, calentamiento externo, sobrellenado o colisión, en recipientes de baja resistencia (edificios o silos) o en recipientes de proceso. Cuando la ruptura es provocada por el aumento de presión, debido a una explosión en su interior, la velocidad de aumento de presión es mayor que la velocidad de ruptura del recipiente, por lo que la presión efectiva de ruptura estará comprendida entre la presión a la cual se sobrepasa la resistencia mecánica del recipiente y la presión máxima obtenida si la explosión queda totalmente confinada.

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

CÁLCULO DE POTENCIAL DE DAÑO DE NUBES EXPLOSIVAS^(13, 14, 15)

The Internacional Risk Institute ha reconocido que una fuga de grandes cantidades de gases inflamables puede ocasionar una nube explosiva en espacios abiertos que pueden causar daños a extensas áreas de una Planta. Por tal motivo se ha desarrollado un método de cálculo para determinar el potencial explosivo aproximado de una nube inflamable y los daños que puede llegar a ocasionar.



En la predicción de un desastre potencial, las variables como velocidad de la fuga, dirección del viento y otras condiciones atmosféricas son desconocidas y debe determinarse una aproximación práctica que reduzca sus efectos al mínimo para el cálculo de una nube. Por tal motivo se harán las siguientes suposiciones:

- La fuga es instantánea y no se considera un escape de gas paulatino, excepto para fugas en tuberías de gran capacidad con material transportado desde instalaciones alejadas.
- El material fugado se vaporiza instantáneamente y la nube se forma inmediatamente, de acuerdo a las condiciones termodinámicas del gas o líquido inflamable antes de la fuga.
- La nube adquiere una forma cilíndrica cuya altura es su eje vertical. No se consideran distorsiones ocasionadas por viento o por estructuras y edificios presentes.
- La nube tiene una composición uniforme y su concentración en el aire esta en el punto medio entre los límites inferior y superior de explosividad del material.
- Se toma el calor de combustión del TNT (2000 Btu/lb) para convertir, el calor de combustión del material en un equivalente en peso de TNT.
- La temperatura ambiente es constante: 70°F (21.1°C).

Para propósitos de este procedimiento se considera solo los siguientes materiales como posibles formadores de nubes explosivas:

- a) Gases en estado líquido por enfriamiento.
- b) Gases en estado líquido por efecto de alta presión.
- c) Gases sujetos a presiones de 500 psi o mayores.
- d) Líquidos inflamables o combustibles a una temperatura mayor a su punto de ebullición y mantenidos en estado líquido por efecto de presión (excepto materiales con una viscosidad mayor que 1E6 centipoises o puntos de fusión sobre 212°F).

Por medio de este método será posible calcular el daño máximo probable (DM) y el daño catastrófico probable (DC). Debe considerarse que el potencial explosivo de una nube será el más peligroso de una planta, en la mayoría de los casos, aunque pueden existir otros tipos de riesgos que deben ser siempre tomados en cuenta.

Los resultados de este análisis, además de determinar los daños máximo y catastrófico probables, permitirán evaluar la exposición al riesgo de ampliaciones de la planta.

**La metodología del cálculo involucra los siguientes pasos:**

- a) Cálculo del peso del material en el sistema.
- b) Cálculo de la cantidad vaporizada (W).
- c) Diámetro de la nube formada.
- d) Cálculo de la energía desprendida por la explosión.
- e) Determinación del diámetro de las ondas expandidas.
- f) Determinación de los daños ocasionados.

Cálculo del peso del material en el sistema.

Gases. Si el material en el proceso es un gas mantenido a 500 psi de presión o más. El peso del material se estima a partir de la ley de los gases:

$$W_G = \frac{P \times M \times V_G}{R \times T} \quad \text{ó} \quad W = 0.002785 \times M \times V_G \quad (\text{Como una buena aproximación})$$

donde:

P = Presión (atm).

R = Constante de los gases (atm-ft/lb-mol°K).

W_G = Peso del gas descargado (lb).

M = Peso molecular del gas.

V_G = Volumen del gas en ft³, corregido a condiciones normales (273°K y 1 atm.). Debe tomarse en cuenta el factor de compresibilidad del gas.

Líquidos. Si el material en el sistema se encuentra en el estado líquido, se usará:

$$W_L = 8.35 \times \rho \times V_L$$

donde:

W_L = Peso del líquido.

ρ = Densidad del material a la temperatura del proceso: T₁(g/ml)

V_L = Volumen del Líquido contenido (gal).



Cálculo de la cantidad vaporizada (W)

1. Para líquidos o gases licuados con punto de ebullición menor a 70°F (21.1°C), se supone que el 100% se vaporiza, por lo que:

$$W = W_G$$

$$W = W_L$$

2. Para los líquidos con punto de ebullición sobre 70°F, la cantidad vaporizada será:

$$W = \frac{(W_{LIG} \times C_{p_m}) \times (T_1 - T_2)}{\Delta H_v}$$

W = Peso del material vaporizado (lb.).

C_{p_m} = Media geométrica de los calores específicos a diferentes temperaturas entre T_1 y T_2 (cal/g°C).

T_1 = Temperatura del líquido en el proceso (°C).

T_2 = Temperatura de ebullición (°C).

ΔH_v = Calor de vaporización a T_2 (cal/g).

Diámetro de la nube formada.

Para efectos de este método se consideran únicamente gases o vapores que sean más pesados que el aire, los cuales constituyen la mayoría de los potenciales formadores de nubes explosivas.

El diámetro de la nube se calcula con:

$$D = 22.19 \times \left(\frac{W}{h \times M \times V} \right)^{\frac{1}{2}}$$

donde:

D = Diámetro de la nube (ft).

h = altura de la nube (ft).

M = Peso molecular.

V = Fracción de la nube representada por vapor o gas si la nube entera se encuentra en la concentración explosiva media.



$$V = \frac{LIE + LSE}{2 \times 100}$$

donde:

LIE = Límite Inferior de Explosividad del material en %.

LSE = Límite Superior de Explosividad del material en %.

La experiencia ha demostrado que una nube explosiva alcanza una altura hasta de 10 ft, por lo que es conveniente considerar esta como la altura general de una nube. Debe tenerse cuidado de considerar una altura mayor para gases ligeros, ya que podría haber un resultado erróneo en el diámetro de la nube que iría en una subestimación de su potencial.

Si se considera la altura estándar de la nube como 10 ft, se tiene:

$$D = 7.017 \times \left(\frac{W}{M \times V} \right)^{\frac{1}{2}}$$

Cálculo de la energía desprendida por la explosión.

La energía desprendida por una nube explosiva estará expresada por su equivalente en toneladas de TNT dada por:

$$W_g = \frac{W \times \Delta H_c \times f}{4E6}$$

donde:

W_g = Peso de TNT que produce una fuerza equivalente a la explosividad de la nube (Ton. de TNT).

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

f = Factor de explosividad.

El factor de explosividad (f) varía de 0.01 a 0.1 (adimensional) y depende de la capacidad del material a detonar. El factor de explosividad para diferentes sustancias se muestra en el Apéndice E.



Las nubes explosivas varían de 0.01 a 0.05 o más en caso de catástrofe.

Para el cálculo de DM se usara $f = 0.02$

Para el cálculo de DC se usara $f = 0.1$

Determinación del diámetro de las ondas expandidas.

Las ondas expansivas consideradas en este método, producto de esta explosión, se expresan en unidades de presión y varían de 0.5 psi a 3.0 psi. Las ondas de mayor presión estarán en una circunferencia cerca del centro de la nube explosiva, mientras que las de menor presión abarcan una circunferencia de diámetro mayor.

La determinación de los diámetros de estas circunferencias de onda expansiva se lleva a cabo por medio de la tabla del Apéndice C.

Determinación de los daños ocasionados.

Para determinar la extensión del daño producido por la nube explosiva se usan las tablas del Apéndice D, basadas en los efectos de las diversas presiones de onda expansiva, aunque a estos deberán adicionarse los posibles incendios y/o explosiones subsecuentes.

CAPITULO III

TRABAJO DE CAMPO



3.1 LA PLANTA CATALÍTICA I

La Planta Catalítica I es una de dos Plantas Catalíticas que se tienen en la Refinería “Miguel Hidalgo” en Tula de Allende, y se divide en las siguientes secciones:

- Reacción.
- Fraccionamiento.
- Recuperación de vapores.
- Tratamiento de amina.
- Tratamiento Merox.
- Tratamiento de aguas amargas.

La Planta está diseñada para trabajar con una capacidad de diseño de 40,000 bls./día de gasóleo. Los gasóleos de carga sufren un cracking o rompimiento de sus moléculas de alto peso molecular, formándose hidrocarburos más ligeros. La reacción de conversión o craqueo se realiza en el Raiser o convertidor que es uno de los equipos más importantes de la Planta. Los productos que se elaboran en la Planta Catalítica son los siguientes:

- A) **Gas combustible.** Es enviado a la red para este servicio.
- B) **Propano.** Es enviado a esferas como gas de alta presión.
- C) **Butano-Butileno.** Es enviado a esferas como gas de baja presión, o como traspaso a otras refinerías para la obtención de alquilados.
- D) **Propileno.** Es enviado a la Planta de Acrilo-Nitrilo.
- E) **Gasolina de alto octano.** Es enviada a tratamiento cáustico, tratamiento Merox para eliminación de mercaptanos y posteriormente a tanques.
- F) **Aceite Cíclico ligero.** Es enviado a tanques de diesel nacional o a tanques de diluyentes para combustóleo.
- G) **Aceite Decantado.** Es enviado, a tanques como producto final para carga a negro de humo o combustóleo.



3.2 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DE LA PLANTA CATALÍTICA I

Los gasóleos provenientes de la Planta Combinada I, Planta Primaria II y de tanques de almacenamiento se reciben en el tanque de balance de carga 12-F. Del tanque de carga, es bombeado el gasóleo con la bomba 3-J/JA a través de cambiadores de calor 6-C's, 29-C's, 8-C's y un calentador 2-B a fuego directo para proporcionarle la temperatura que requiere al entrar al Reactor 1-D.

En el Riser la carga se mezcla con catalizador. El catalizador caliente vaporiza la carga, la calienta a la temperatura de reacción y proporciona el calor necesario para la desintegración.

Los vapores producidos por el cracking, fluyen de la cámara de separación hacia la Torre Fraccionadora donde se obtiene los siguientes productos:

Los vapores que salen del convertidor, son una mezcla de hidrocarburos productos de la reacción de desintegración catalítica, vapor de agua e inertes. Entran por el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E y fluyen a través de cinco mamparas y un plato de lavado.

El aceite decantado se extrae de la parte superior del asentador de lodos y se bombea con las bombas 10-J's al límite de batería, después que precalienta a la carga fresca en los cambiadores de calor 6-C's y que se enfría en los soloaires 7-C's.

El ACL que sale como producto, el aceite de sellos para las bombas y el aceite esponja, se extraen del plato 9 de la torre 1-E. El ACL y el aceite de sellos se agotan con vapor en la torre agotadora 2-E y los vapores del domo de ésta se retornan a la fraccionadora arriba del plato de extracción, en tanto que el producto del fondo, el cual es bombeado con la bomba 5-J a enfriarse a los soloaires 4-C's, sale a límite de batería. El aceite de sellos se toma del producto enfriado para hacerlo circular a través de los sellos de las bombas. El aceite esponja (ACL sin desflemar) se bombea con la 6-J/JA a la sección de recuperación de vapores, donde absorbe algunos componentes ligeros en el absorbedor secundario 4-E y se enfría un poco. El aceite esponja rico retorna a la Torre fraccionadora 1-E dos platos arriba del de extracción, eliminando algo de calor de esta torre.

Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen a los condensadores 1-C's, enfriados con agua, al acumulador 3-F donde se tienen tres fases: una fase gas, una de hidrocarburos líquidos y otra de agua amarga. La corriente de gases va al turbocompresor 2-J en la sección de recuperación de vapores. Los hidrocarburos líquidos (gasolina) al absorbedor 3-E con las-----



bombas 4-J's y el agua amarga se bombea con las bombas 8-J/JA a la sección de tratamiento de aguas amargas.

Parte de los hidrocarburos líquidos se mandan con las bombas 29-J's como reflujo al plato 1 de la fraccionadora para controlar la temperatura del domo.

Los vapores del acumulador 3-F de destilado ligero de la fraccionadora van al separador de succión 16-F y de allí al primer paso del compresor centrífugo 2-J movido por una turbina de vapor. Los vapores de la descarga del primer paso del 2-J fluyen hacia los enfriadores de entrepasos 27-C's. El agua de lavado se inyecta a la entrada de los enfriadores pasando al acumulador de entrepasos 15-F en donde se separan los vapores condensados. El agua amarga se envía a tratamiento. Los hidrocarburos condensados se bombean con las bombas 14 J's para juntarlos con la descarga del segundo paso del 2-J. Los vapores del 15-F se van al separador de succión 17-F, luego se comprimen en el segundo paso de compresión.

Los vapores del domo del agotador 3-E y la gasolina rica en LPG del absorbedor primario 3-E, se juntan con los vapores de la descarga del segundo paso del compresor y fluyen a través de los condensadores de alta presión 9-C's al separador de alta presión 4-F. Esta condensación a alta presión, constituye una etapa de equilibrio con enfriamiento y aumenta la eficiencia de recuperación del sistema absorbedor-agotador.

La gasolina del 3-F fluye como aceite de absorción al plato 4 de la torre 3-E. El gas residual del absorbedor primario 3-E se alimenta al absorbedor secundario 4-E, en el que se recuperan cantidades adicionales de hidrocarburos ligeros (principalmente propano), incluyendo arrastres de gasolina de absorción, después de enfriarse por intercambio de calor en los condensadores 11-C's.

Los hidrocarburos líquidos del separador de alta presión 4-F (gasolina rica en LPG) se bombean con las bombas 13 J's al plato superior del agotador 3-E (plato 25). Esta torre, equipada con el recalentador 10-C, sirve para controlar el contenido de etano en el producto propano LPG. El recalentador 10-C del agotador se calienta con vapor de media.

La gasolina rica del fondo del agotador 3-E se manda a la torre debutanizadora 5-E después de calentarse contra el líquido del fondo de la 5-E en el cambiador 13-C. La torre debutanizadora 5-E sirve para separarle a la gasolina los propanos, y los butanos que salen por el domo dándole a la vez una estabilización al regularle la presión de vapor con la temperatura



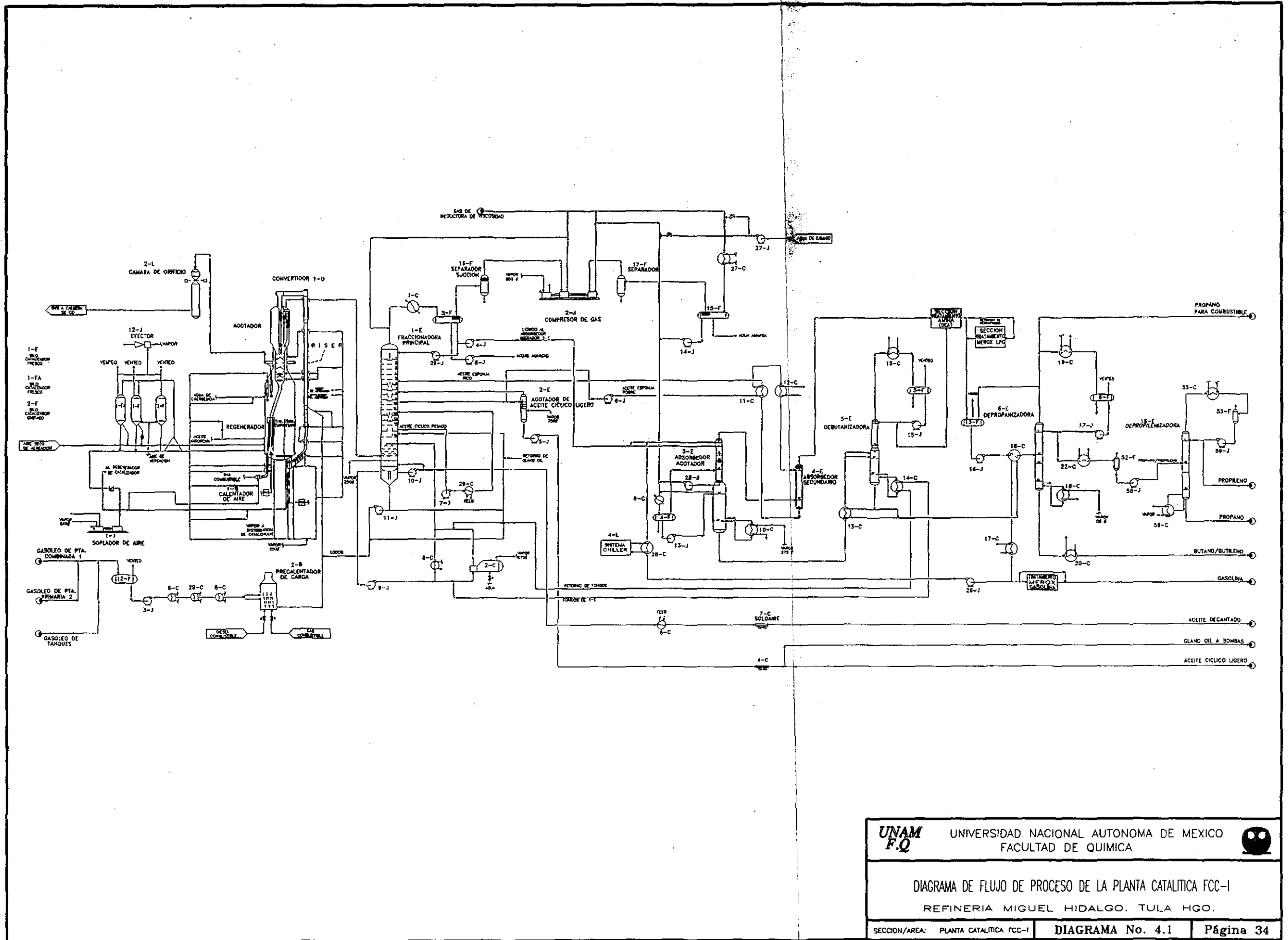
del fondo. El reflujo y la corriente neta de vapores del domo se condensan totalmente en los 15-C's y se acumulan en el 5-F de donde se bombean a tratamiento (Amina y Merox).

Los fondos (gasolina debutanizada) se enfrían, primero por intercambio de calor contra la carga en el 13-C, después precalentando la carga a la depropanizadora en el 16-C y finalmente en los enfriadores con agua 17-C's.

La gasolina debutanizada que sirve como aceite de absorción en el absorbedor primario 3-E se recircula con las bombas 26- J's que la succionan a la salida de los 17-C1/C2 antes de mandarla a endulzamiento de Merox. Esta se enfría con una corriente circulante de agua helada del sistema de refrigeración "Chiller" en el 28-C.

El producto propano-butano LPG del domo de la 5-E se manda con las bombas 15 J's a través de la sección de tratamiento con amina para eliminarle el ácido sulfhídrico y luego pasa a la sección de tratamiento Merox para eliminarle mercaptanos. De la sección Merox, la corriente va al tanque de balance 13-F.

La corriente butano-propano del tanque de balance 13-F se bombea con las bombas 16-J's a precalentamiento con la gasolina debutanizada en el 16-C y se alimenta a la torre depropanizadora 6-E arriba del plato 17. En la depropanizadora se efectúa la separación del propano-propileno por el domo y el butano-butileno por el fondo, de acuerdo a las especificaciones de estos productos. El butano-butileno, fluye a esferas de almacenamiento a través de dos enfriadores 20-C's. El reflujo del domo y el producto neto del domo, se condensan totalmente en los condensadores 19-C's y se acumulan en el 6-F. Con las bombas 17-J's se envía al propano-propileno de reflujo a la torre 6-E, otra cantidad se envía a esferas de almacenamiento y a través de un enfriador con agua 22-C se envía otra parte al Tanque de balance 52-F que con la ayuda de las bombas 58-J's suministra carga a los platos 80, 84, 88 de la torre depropilenizadora 16-E. En la torre depropilenizadora se separa por el domo propileno y por el fondo propano. El propileno que sale por el domo se condensa en los enfriadores 55-C's y es enviado al tanque de reflujo 53-F, donde una parte con ayuda de las bombas 59-J's se envía a esferas de almacenamiento fuera del límite de batería y otra parte se utiliza como reflujo de la torre 16-E. El propano que es separado por el fondo es enviado a esferas de almacenamiento fuera del límite de batería. (Ver Diagrama 4.1)





3.3 METODOLOGÍA EMPLEADA PARA EL ESTUDIO DE RIESGOS EN LA PLANTA CATALÍTICA I

La metodología que se utilizó para realizar el Análisis de Riesgos de la Planta Catalítica I fue la siguiente:

1. Revisión bibliográfica del área de estudio (procesos de las plantas catalíticas).
2. Obtener un conocimiento detallado del proceso a analizar a través de la actualización y verificación en el campo de DFP's y DTT's, utilizando la información disponible en los archivos.
3. Revisión de los registros históricos de incidentes ó accidentes, registros de calibración, prueba de líneas y válvulas de relevo (PSV's).
4. Selección y delimitación de nodos (en orden jerárquico) dentro del circuito que se ha seleccionado para el estudio HazOp con ayuda del equipo multidisciplinario.
5. Aplicación de la técnica "HazOp" a cada nodo seleccionado.
 - a) Explicar las intenciones de diseño con el equipo "HazOp".
 - b) Seleccionar los *parámetros importantes del proceso* y encontrar posibles desviaciones con la ayuda de las palabras guía.
 - c) Listar las causas (estas pueden ser internas ó externas que puedan afectar la intención de diseño).
 - d) Listar las consecuencias de las desviaciones sin protecciones.
 - e) Evaluar los niveles de riesgo en base a la frecuencia y gravedad con y sin protecciones para establecer el orden jerárquico de las recomendaciones.
 - f) Listar todas las protecciones existentes, tanto para la causa como para la consecuencia.
 - g) Elaborar una lista con todas las recomendaciones para reducir la probabilidad de las causas ó la severidad de las consecuencias.
 - h) Reporte de la lista jerárquica de recomendaciones para cada situación y consecuencia encontrada.
6. Establecimiento del plan de trabajo para dar seguimiento a las recomendaciones obtenidas durante el estudio HazOp.



7. Identificar escenarios de accidentes durante la aplicación de la técnica HazOp.
8. Aplicación de la técnica de análisis de árbol de fallos y análisis de consecuencias para cada escenario de accidente identificado.

3.4 EVALUACIÓN DE LOS NIVELES DE RIESGO CON LA TÉCNICA “HazOp”⁽⁶⁾

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

Tabla 3.1 Niveles de Frecuencia.⁽⁶⁾

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

Tabla 3.2 Niveles de gravedad.⁽⁶⁾

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



MATRIZ DE RIESGOS⁽⁶⁾

El índice ó número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer las prioridades de las recomendaciones implementadas deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo. Son varias las matrices de riesgos que podemos encontrar en la literatura y cada compañía que hace estudios de riesgos usa su propia matriz de riesgos. La matriz se muestra en la Figura 3.1.

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

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

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

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

Figura 3.1 Matriz de Riesgos.⁽⁶⁾

GRAVEDAD

		1	2	3	4	5
EXPOSICIÓN	1	1	2	3	4	5
	2	2	4	6	7	8
	3	3	6	7	8	9
	4	4	7	8	9	10
	5	5	8	9	10	10

3.5 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DEL CIRCUITO I.

“SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO DE CARGA AL REACTOR”

La carga a la Planta es una mezcla de gasóleos que se producen en la Planta Primaria II y Planta Combinada I. Por un lado, a través de la válvula LV-5B se reciben gasóleos calientes (90°C) provenientes de la Planta Primaria II y Planta Combinada I y por otro lado se recibe carga de tanques de almacenamiento que viene un poco más fría (66°C) pasando a través de LV-5A. Éstos gasóleos se reciben en el tanque de balance de carga 12-F a control de nivel (LIC-5). Para conocer la cantidad de carga proveniente de tanques de almacenamiento se tiene el registrador FR-32 y para el total de carga fresca que está entrando al proceso se tiene el FR-33 a la descarga de las bombas de carga.

Del tanque de carga, ésta es bombeada con las bombas 3-J(M) o 3-JA(T) a través de cambiadores de calor (6-C1/C2, 29-C1/C2, 8-C1/C2/C3/C4) y un calentador a fuego directo (2-B) para proporcionarle la temperatura que requiere al entrar al reactor. En el sistema de los cambiadores de calor, la carga recupera calor del aceite decantado en los cambiadores de calor 6-C1/C2, del aceite cíclico pesado que se recircula a la fraccionadora en los cambiadores de calor 29-C1/C2 y finalmente de la recirculación de fondos de la fraccionadora en los cambiadores de calor 8-C1/C2/C3/C4.

Se divide la carga en dos corrientes controladas por FV-35 y FV-36 que corresponden a cada uno de los serpentines del calentador a fuego directo 2-B.



El calor que se suministra a la carga en el calentador 2-B es proporcionado por gas combustible controlado por PIC-12 o por diesel controlado con PIC-42. A la salida del 2-B se unen las corrientes de los dos serpentines y hay un control de temperatura en este punto TIC-14 (350°C) que puede actuar en cascada con PIC-12 o PIC-42 según el combustible que se esté utilizando. Se tiene indicación de temperaturas en la consola multipunto para la salida de cada uno de los serpentines TI-1-6 y TI-1-7 y para la corriente total TI-1-8.

De aquí la carga se va hacia el peine de carga pasando por una válvula de compuerta y en donde adelante se le incorpora la recirculación de lodos que mandan las bombas 11-J's.

Para seguir la secuencia de la descripción del Flujo ver Diagrama 4.2.

CIRCUITO 1: PRECALENTAMIENTO DE CARGA

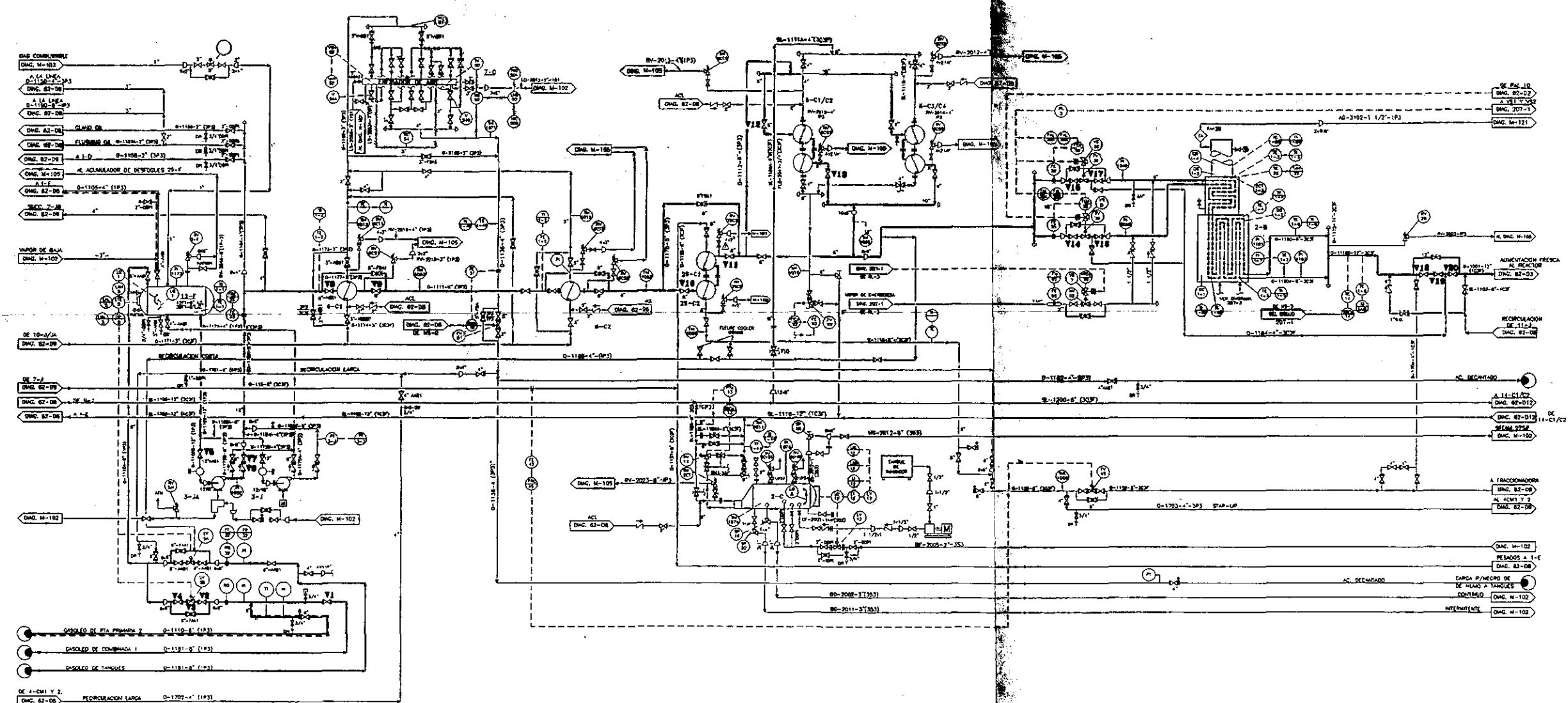



Tabla 3.3 Matriz de desviaciones del Circuito I.

	Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I		Fecha: 26 de Mayo de 1999			
	Nodo: Sección de Precaentamiento de carga al Reactor						
	Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precalentamiento de carga (Diagrama 4.2).			Producto: Gasóleo			
MATRIZ DE DESVIACIONES DEL CIRCUITO 1 SECCIÓN DE PRECALENTAMIENTO DE CARGA AL REACTOR							
DESVIACION PARAMETRO	NO	MAS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TANBIEN COMO/ ADEMAS DE	OTRO QUE/ EN VEZ DE
PRESION	RECIPIENTE/LINEA VACIO	MAS PRESION	MENOS PRESION				PRESION DE VACIO (colapso)
TEMPERATURA		MAS TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
NIVEL		MAS NIVEL					
SEGURIDAD			MENOS SEGURIDAD	PARTE DE SEGURIDAD			
ESTRUCTURA			MENOS ESTRUCTURA				
ATERRIZAMIENTO	NO ATERRIZAMIENTO						
FLUJO	NO FLUJO	MAS FLUJO	MENOS FLUJO			FUGA (contaminación)	



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Presión de vacío en el tanque 12-F

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula de la línea igualadora del tanque 12-F cerrada, sin alimentación de presión positiva y con las bombas operando.	1. Colapso del tanque 12-F. 2. Paro de planta.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Procedimientos de operación. 2. Instrumentación (PI-1173)	1. Instalar un manovacuómetro en el tanque 12-F. 2. Revisar e incluir en el procedimiento de arranque de la planta un paso más para prevenir un posible colapso.	C
2. Después del vaporizado (durante el tiempo de paro) del tanque, el tanque 12-F se enfría sin alinear el aire.	1. Colapso del tanque 12-F. 2. Paro de planta.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Procedimientos de operación. 2. Instrumentación (PI-1173)	1. Dar seguimiento a los procedimientos de operación durante un paro de planta.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Alta temperatura en el calentador 2-B.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla en el lazo de control de temperatura TIC-14, PIC-12, (Falsa señal).	1. Incremento o decremento de temperatura, al abrir o cerrar la válvula automática de gas combustible	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Alarmas por baja y alta temperatura y bajo y alto flujo.	1. Automatizar el circuito de recirculación corta. 2. Elaborar y actualizar el formato de verificación de alineamiento de válvulas. 3. Continuar con el protocolo de arranque de plantas.	B
2. No hay carga en uno ó en los dos serpentines del 2-B, por falla en cerrado de las válvulas automáticas.	1. Fugas en los cambiadores 8-C's. 2. Daño de serpentines del calentador 2-B. 3. Altos niveles en torres de destilación a vacío. 4. Sobrepresión en la Planta Combinada. 5. Paro de emergencia en la Planta Catalítica I	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. Programa de mantenimiento a instrumentos. 2. Alarmas por baja y alta temperatura y bajo y alto flujo.	1. Automatizar el circuito de recirculación corta. 2. Elaborar y actualizar el formato de verificación de alineamiento de válvulas. 3. Continuar con el protocolo de arranque de plantas.	C
3. Falla de la PV-12 en abierto. Mayor flujo de gas combustible en la alimentación a los quemadores del horno 2-B.	1. Presionamiento de los serpentines. 2. Incremento de la temperatura de la carga.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Instrumentación con alarmas (PT-12, FT-89) alrededor del calentador. 2. Válvula de relevo RV-2B.	1. Continuar con los programas de mantenimiento a los instrumentos y capacitación al personal de la planta.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Más flujo al tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Se alimenta a la vez gasóleo de tanques a través de LV-5A.	1. Alto nivel en el tanque de balance. 2. Alto nivel en la fraccionadora. 3. Relevo de RV-12F.	5 (3)	2 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a LV-5A. 2. A falla de aire y energía eléctrica cierra la LV-5A. 3. Se tiene indicador, controlador y alarma por alto nivel en tablero en el tanque 12-F y en la Fraccionadora 1-E.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento. 2. Continuar el mantenimiento a secadores de aire y UPS's.	B
2. Se alimenta a la vez carga a través de línea 0-1701-6"-(1P3) (Ver Diagrama No. 4.2).	1. Alto nivel en el tanque de balance. 2. Alto nivel en la Torre Fraccionadora 1-E. 3. Relevo de RV-12F.	5 (3)	2 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a LV-5A 2. A falla de aire y energía eléctrica cierra la LV-5A. 3. Se tiene indicador, controlador y alarma por alto nivel en tablero en el 12-F y en la Fraccionadora 1-E.	1. Identificar las válvulas de recirculación de la línea 0-1701-6"- (1P3). 2. Elaborar un plan de emergencia específico para hacer recirculación corta, larga o paro de planta. 3. Elaborar simulacros para hacer recirculación corta o larga.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Más flujo al tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Se alimenta a la vez la recirculación corta a través de la línea 0-1186-4"-(1P3) (Ver Diagrama No. 4.2).	1. Temperatura elevada y daños en tubos del calentador 2-B. 2. Sobre presión y/o fragilización del calentador 2-B. 3. Se desestabiliza el convertidor 1-D pudiendo ocasionar un paro de planta.	1 (1)	5 (2)	5 (2)	1. Instrucción de trabajo para establecer recirculación corta. 2. Circuito lógico de protección del calentador 2-B.	1. Identificar las válvulas de recirculación de la línea 0-1186-4"-(1P3). 2. Elaborar un plan de emergencia específico para hacer recirculación corta, larga o paro de planta. 3. Elaborar simulacros para hacer recirculación corta o larga.	C
4. Falla la LV-5B en posición de abierto.	1. Alto nivel en el tanque de balance 12-F. 2. Alto nivel en la Torre Fraccionadora 1-E. 3. Relevo de RV-12F.	5 (3)	2 (2)	8 (6)	1. Programa de mantenimiento preventivo a la válvula LV-5B. 2. A falla de aire y energía eléctrica cierra la LV-5B. 3. Se tiene indicador, controlador y alarma por alto nivel en tablero, en el tanque 12-F y en la Torre Fraccionadora 1-E.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento. 2. Continuar el mantenimiento a secadores de aire y UPS's.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Menos presión en el tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula de relevo RV-12F calzada.	1. Cavitación de las bombas de carga. 2. Paro de planta.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Programa de mantenimiento preventivo a las válvulas de relevo RV's.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las válvulas de relevo RV's.	C
2. Válvula de bloqueo de la línea igualadora cerrada.	3. Colapso del tanque 12-F.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Procedimientos de operación.	1. Instalar un manovacuómetro en el tanque 12-F. 2. Revisar e incluir en el procedimiento de arranque de la planta un paso más para prevenir un posible colapso.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Menos flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Presencia de ligeros en la carga.	1. Cavitación de la bomba 3-J. 2. Sobrepresionamiento de la línea de carga al convertidor 1-D.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Circuito de protección lógico 2. 2. Bomba de relevo 3-JA. 3. Procedimiento de operación.	1. Continuar aplicando el procedimiento de operación.	C
2. Baja velocidad en la turbo-bomba.	1. Baja presión en la descarga. 2. Actuación del lógico de control.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Circuito lógico de protección número 2 e instrumentación (alarmas de bajo flujo)	2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y a equipo móvil.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Precaentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precalentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Alta presión en el tanque 12-F

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alta presión por sobrellenado del Tanque 12-F.	1. Relevo de la RV-12F. 2. Alto nivel en la fraccionadora. 3. Fugas por conexiones y válvulas del tanque 12-F y líneas.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Alarmas por alto nivel en el tanque 12-F. 2. Indicador de presión PI-1173. 3. RV-12F. 4. Programa de mantenimiento preventivo de las válvulas de relevo RV's.	1. Continuar con el cumplimiento de los programas preventivos a los instrumentos del tanque 12-F. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las RV's.	C
2. Alta presión en el circuito de precalentamiento de carga, por estar cerrada la válvula de recirculación al tanque 12-F (Línea 0-1175-4''-1P3, Diagrama No. 4.2).	1. Fugas en los carretes de los intercambiadores. 2. Relevo de las válvulas RV's del circuito.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. RV's del circuito. 2. Programa de mantenimiento a los intercambiadores de calor.	1. Instalar un sistema de control de presión en la descarga de las bombas hacia el tanque 12-F.	B
3. Válvula de la línea de gas combustible al tanque 12-F abierta.	1. Relevo de la RV-12F. 2. Fugas por conexiones y válvulas del tanque 12-F y líneas.	3 (1)	2 (2)	6 (2)	1. Indicador de presión PI-1173. 2. RV-12F. 3. Válvulas reguladoras de presión.	1. Continuar con el cumplimiento de los programas preventivos a los instrumentos del tanque 12-F. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a la RV-12F.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Alta presión en el tanque 12-F

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Entrada de vapor de media por línea de vaporizado.	1. Relevo de la RV-12F. 2. Alto nivel en la fraccionadora. 3. Fugas por conexiones y válvulas del tanque 12-F y líneas.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Indicador de presión PI-1173. 2. RV-12F.	1. Juntacegar la línea de vapor de media, después de cada paro.	B
5. Calentamiento externo del tanque 12-F, por fuego en los alrededores.	1. Relevo de la RV-12F. 2. Alto nivel en la fraccionadora. 3. Fugas por conexiones y válvulas del tanque 12-F y líneas.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. Indicador de presión PI-1173. 2. RV-12F. 3. Detectores de flama, toxicidad y explosividad. 4. Simulacros de contraincendio.	1. Como en las causas 1 y 2 de alta presión en el 12-F. 2. Continuar con los simulacros de contraincendio.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Parte de seguridad.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Aceite alrededor de las bombas 3-J/JA.	1. Lesiones al personal y contaminación.	5 (5)	3 (2)	9 (8)	1. Programa de mantenimiento preventivo en bombas. 2. Pláticas de seguridad y calidad. 3. Las bombas cuentan con sellos mecánicos.	1. Empacar preses de válvulas y bridas. 2. Hacer pruebas hidrostáticas en equipos y circuitos en reparaciones generales e institucionales. 3. Instalar sistema de lubricación por niebla.	A



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Precaentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precaentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Más nivel en el tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla del indicador de nivel del Tanque 12-F	1. Relevo de la RV-12F. 2. Alto nivel en la Torre Fraccionadora 1-E. 3. Fugas por conexiones y válvulas del tanque 12-F y líneas.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Alarmas por alto nivel en el tanque 12-F. 2. Indicador de presión PI-1173. 3. RV-12F. 4. Programa de mantenimiento preventivo de las válvulas de relevo RV's.	1. Continuar con el cumplimiento de los programas preventivos a los instrumentos del tanque 12-F. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a las RV's.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No aterrizamiento del tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Cables sueltos.	1. Acumulación de carga estática. 2. Incendio.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo a la red general de tierra. 2. Programa preventivo a tierra de equipos, cada 6 meses.	1. Continuar aplicando el programa de mantenimiento preventivo a conexiones de tierra. 2. Realizar inspección visual en las conexiones a tierra de equipos.	B
2. Cables sulfatados	1. Acumulación de carga estática. 2. Incendio.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Programa de mantenimiento preventivo a la red general de tierra. 2. Programa preventivo a tierra de equipos, cada 6 meses.	1. Continuar aplicando el programa de mantenimiento preventivo a conexiones de tierra. 2. Realizar inspección visual en las conexiones a tierra de equipos.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Menos estructura del tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Corrosión interna o externa del tanque y soportería.	1. Fugas en el recipiente. 2. Daño del equipo.	5 (2)	2 (2)	8 (4)	1. Calibraciones preventivas de espesor del tanque 12-F. 2. En la soportería se tiene recubrimiento anticorrosivo.	1. Continuar con el programa de calibración del tanque 12-F. 2. Continuar aplicando el recubrimiento anticorrosivo a la soportería.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Menos flujo al tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula de compuerta V1 semicerrada (Ver Diagrama No. 4.2).	1. Bajo nivel en el tanque de balance 12-F. 2. Problemas en la salida de gasóleo de la Planta Combinada I. 3. Poca carga al calentador 2-B y al convertidor 1-D.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Válvula LV-5A. 2. Alarmas por bajo nivel en el tanque 12-F. 3. Circuito lógico de protección de carga. 4. Programa de reparación general (de mantenimiento programado).	1. Elaborar y difundir un procedimiento para abrir y cerrar todas las válvulas del circuito. 2. Continuar con mantenimiento preventivo a circuitos de protección.	B
2. La válvula de toma de muestra se queda abierta.	1. Contaminación del medio ambiente. 2. Incendio.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Inspección visual preventiva de rutina. 2. Procedimientos de emergencia para casos de fuga o de incendio.	1. Elaborar un procedimiento interno de muestreo (Incluir en el procedimiento la autorización para muestreo) y difundir al personal operativo el procedimiento del laboratorio. Esta recomendación es aplicable para toda la Planta Catalítica I.	B
3. Las válvulas de recirculación corta o larga están abiertas (en operación normal).	1. Lesiones al personal, cuando se hace mantenimiento y hay producto en la línea.	3 (2)	3 (3)	7 (6)	1. Simulacros operacionales.	1. Colocar válvula check en la línea de recirculación en dirección de la línea de alimentación de carga al tanque 12-F. 2. Cumplimiento de la aplicación del reglamento de uso del equipo de protección personal (para evitar lesiones). 3. Elaborar y difundir un procedimiento para verificación de purgas. 4. Cumplir al 100% el procedimiento de colocación y retiro de juntas ciegas.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Precaentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precaentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No flujo al tanque 12-F.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. La planta combinada sale de operación por alguna emergencia y no se tiene bombeo de tanques.	1. Paro de emergencia en la Planta Catalítica.	3 (3)	2 (1)	6 (3)	1. Los 9 circuitos lógicos de protección a la planta. 2. Procedimientos operacionales y de emergencia.	1. Continuar con los simulacros operacionales por bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Terminar y poner en operación el proyecto de segregación de cargas. 3. Instalar sistema fijo de comunicación inter-sectores.	C
2. Que cualquiera de las válvulas V-1 a V-4 bloqueadas y/o que la válvula LV-5A o 5B falle en posición de cerrado. Válvulas localizadas en la línea de carga al tanque 12-F (0-1110A-8''-1P3, Diagrama No. 4.2).	1. Sobrepresión en la Planta Combinada. 2. Daño en los equipos de intercambio de calor y bombas. 3. Altos niveles en torres de destilación a vacío. 4. Paro de emergencia en la Planta Catalítica	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Se tiene controlador y alarma (LIC-5), en el cuarto de control, por bajo nivel en el tanque 12-F. 2. Procedimientos de operación. 3. Se tiene un plan de operación en condiciones no rutinarias. 4. Se tiene en el campo un indicador de nivel.	1. Continuar con los simulacros operacionales por bajo nivel en el tanque 12-F.	C

55



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula V18 (localizada en la línea 0-11160-12'-3C3F después del 2-B) cerrada.	1. Daños al calentador 2-B. 2. Daños a los tubos del cambiador de calor. 3. Daños al calentador 2-B. 4. Fugas en los cambiadores.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. Instrumentación y circuitos lógicos de protección. 2. Programa de mantenimiento preventivo a equipo dinámico. 3. Procedimientos operacionales y de emergencia. 4. Protocolo de arranque.	1. Elaborar y actualizar el formato de verificación de alineación de válvulas. 2. Continuar con el cumplimiento del protocolo de arranque de plantas.	C
2. La válvula de compuerta V7 (localizada en la línea de descarga de la bomba 3-J, Diagrama No. 4.2) esta cerrada.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Línea de recirculación al tanque 12-F.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Instalar un sistema de arranque automático de la bomba de relevo por falla de la bomba principal.	B
3. Falla de la bomba 3-J/JA.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo y predictivo a instrumentos, circuitos lógicos de protección, equipo dinámico y simulacros operacionales.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. La válvula V8 (localizada en la línea en la entrada al 6-C1) esta cerrada.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Equipo de relevo. 3. By Pass en el cambiador de calor.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	B
5. La válvula V10 (localizada en la entrada del 29-C2) cerrada.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Fugas dentro o fuera del cambiador de calor.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Equipo de relevo. 3. By Pass en el cambiador.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
6. Válvula V19 cerrada.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
7. Obstrucción, en algún punto de la línea de carga, por sedimentación.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. No recibir gasóleo fuera de especificación de otros centros de trabajo. 2. Instalar alarma por alta presión en la entrada y salida del calentador 2-B.	C
8. No se retira la junta ciega a la salida y entrada de los equipos dinámicos y estáticos.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	3 (2)	3 (2)	7 (4)	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. Instalar un sistema de arranque automático de la bomba de relevo por falla de la bomba principal.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
9. La válvula V12 (localizada en la entrada del 8-C1) cerrada.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
10. La válvula V13 (localizada en la salida del 8-C2) cerrada.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Válvula RV-8CS.	1. IDEM causa 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
11. La válvula V9 (localizada en la salida del 6-C1) cerrada.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. RV-6CS1 2. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
12. Válvulas V16 y V17 (localizadas de las FV's 35 y 36) cerradas.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
13. La válvula check está mal instalada o está dañada.	1. Fugas en los sellos de la bomba 3-J/JA. 2. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	2 (2)	2 (2)	1. IDEM causa 1 de no flujo del 12-F al convertidor 1-D. 2. Línea de recirculación al tanque 12-F.	1. Instalar un sistema de arranque automático de la bomba de relevo por falla de la bomba principal.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Precalentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de precalentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: No flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
14. Fallan las FV's 35 y 36 en posición de cerrado.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y a circuito lógico de protección. 2. Continuar cumpliendo con los procedimientos para evitar bloquear protecciones.	C
15. La válvula V11 (localizada en la salida del 29-C1) cerrada.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Válvula RV-29CS.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
16. Válvula V14 ó V15 (localizadas antes de las FV's 35 y 36) cerrada.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2 (1)	3 (2)	6 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	2. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
17. Válvula V20 (localizada antes del peine de alimentación al convertidor).	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. IDEM 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Recirculación larga.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D. 2. Automatizar el circuito de recirculación larga.	C
18. La válvula de compuerta V5 (localizada en la línea 11053-12"-1P3) cerrada. No hay succión en la bomba 3-J.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	2 (2)	2 (2)	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C
19. Las válvulas V14 y V15 (localizadas antes de las FV's 35 y 36) cerradas.	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1 (1)	3 (2)	3 (2)	1. IDEM causa 5 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	1. IDEM 1 de no flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Bajo flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Bajo nivel en el 12-F.	1. Cavitación de la bomba de carga. 2. Formación de carbón en el interior de los tubos del 2-B. 3. Daño a los tubos del calentador 2-B.	3 (1)	2 (1)	6 (1)	1. Alarmas de alto y bajo nivel (Transmisor LT-5). 2. Transmisor de flujo FT-33. 3. Rango dividido entre las LV-5A y 5B. 4. Capacitación de los operadores. 5. Suministro de carga alterna (Planta de proceso y tanques de almacenamiento). 6. Circuito lógico 2 de protección al calentador (a falla de flujo entra vapor de emergencia a través de la válvula MV-10).	1. Continuar con los programas de capacitación, mantenimiento y simulacros operacionales.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Bajo flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
2. Fuga (grande) por tubos del intercambiador de calor ó por ruptura de la línea.	1. Incremento de nivel de la fraccionadora 1-E. 2. Como en la causa 1 de no flujo del 12-F al convertidor, con excepción de la cavitación de la bomba.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Alarma por alto nivel en la Torre 1-E. 2. Programa de mantenimiento preventivo y predictivo a los intercambiadores de calor, que incluyen pruebas hidrostáticas. 3. Programa anual de medición de espesores.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a los intercambiadores de calor y al sistema de instrumentación.	B
3. División del flujo por la línea 0-1704-4" hacia la Torre Fraccionadora 1-E.	1. Actuación del lógico de control.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Circuito lógico de protección número 2 e instrumentación (alarmas de bajo flujo).	1. Elaborar y difundir un procedimiento para abrir y cerrar todas las válvulas del circuito. 2. Elaborar y actualizar el formato de verificación de alineación de válvulas.	B
4. Disminución de la eficiencia de la bomba 3-J.	1. Baja presión en la descarga. 2. Actuación del lógico de control.	3 (1)	2 (1)	6 (1)	1. Circuito lógico de protección número 2 e instrumentación (alarmas de bajo flujo).	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y a equipo móvil.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 26 de Mayo de 1999
Nodo: Sección de Pre calentamiento de carga al Reactor		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación de la sección de pre calentamiento de carga (Diagrama 4.2).	Producto: Gasóleo	

Desviación: Más flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Incremento del flujo de lodos y aceite cíclico pesado (ACP) de recirculación de la Torre Fraccionadora 1-E.	1. Variaciones en la circulación de catalizador en el reactor. 2. Incremento en el contenido de carbón en el catalizador regenerado. 3. Disminución súbita de la temperatura de las fases densas y diluidas del regenerador, con posterior incremento severo de temperatura. 4. Disminución de la temperatura de reacción. 5. Disminución de la producción de gas y surge del compresor 2-J.	2 (1)	2 (2)	4 (2)	1. Programa de mantenimiento preventivo a Instrumentos. 2. Simulacros operacionales.	1. Continuar con el cumplimiento del programa preventivo a instrumentos. 2. Continuar con los simulacros operacionales. 3. Instalar el sistema anti-surge automatizado.	C



3.6 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DEL CIRCUITO 2. "CONVERTIDOR 1-D"

En la parte inferior del elevador de desintegración (Riser), la carga proveniente del calentador 2-B se mezcla con vapor de dispersión controlado con FIC-5 y todo esto se alimenta al elevador a través de un juego de seis boquillas localizadas perimetralmente. Se dispone de dos sistemas de inyección de carga (coronas de carga). El superior será utilizado normalmente. El inferior está diseñado para bajas cargas y será usado cuando la carga sea inferior al 80% de la de diseño.

En el Riser la carga se reúne con catalizador regenerado y con los vapores de fluidización lateral y vertical (FI-27). El catalizador caliente vaporiza la carga, la calienta a la temperatura de reacción y proporciona el calor necesario para la desintegración. La temperatura de salida del Riser TI-1-28 y TRC-2 se controla por la admisión de catalizador mediante la válvula tapón PV-2. Esta temperatura deberá ser de 527°C para operación de máxima gasolina y de 477°C para operación de máximo destilado medio.

La mezcla de catalizador y vapores fluye en forma ascendente en el elevador y la reacción se efectúa. La parte inferior del elevador se ha dimensionado para proporcionar suficiente velocidad de levantamiento. Tomando en cuenta que la reacción de desintegración procede con mucha rapidez, el diámetro del elevador aumenta en forma ascendente para manejar el volumen creciente y proporcionar el tiempo de reacción deseado. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasa por la línea horizontal de transferencia y finalmente desciende por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de separación. Los cambios de dirección se llevan a cabo en codos de diseño especial que permiten al catalizador de alta velocidad deslizarse sobre una capa estacionaria de catalizador en lugar de hacerlo sobre las paredes. El elevador termina en la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar ocurre una separación burda del catalizador y de los vapores, mediante un separador ranurado (separador burdo). La mayor parte de los vapores fluyen horizontalmente por las ventanas laterales del separador, en tanto que la mayor parte del catalizador fluye hacia abajo por el fondo abierto del elevador sumergido en catalizador.



Los vapores de los hidrocarburos formados durante la desintegración, los inertes, el vapor de dispersión y el vapor de agotamiento de catalizador, fluyen hacia arriba en la cámara de separación y salen a través de cuatro juegos de ciclones de dos pasos. El catalizador que arrastran los vapores es separado de éstos en los ciclones y se retorna al fondo de la cámara de separación, descargándose a través de las válvulas "Regatón" que tienen los ciclones al final de sus piernas. Los vapores fluyen de la cámara de separación hacia la Torre Fraccionadora 1-E.

Se tiene un anillo de vapor (FI-100) instalado en el domo de la cámara de separación para evitar la acumulación de vapores de hidrocarburos en esta zona.

El catalizador gastado que contiene el carbón formado durante la reacción de desintegración, pasa hacia abajo a través de un cono dentro del agotador de catalizador gastado. El agotador se localiza directamente debajo de la cámara de separación y cuenta con mamparas atornilladas tipo disco y dona para asegurar el contacto eficiente del catalizador descendente con el vapor de agotamiento controlado por FIC-4 que fluye hacia arriba. El propósito del agotamiento es el de eliminar los hidrocarburos que han quedado atrapados en el catalizador descendente.

Del agotador, el catalizador fluye en fase densa descendente por un tubo (stand pipe) a través de la válvula tapón PV-1 y cae dentro del pozo de distribución de catalizador agotado. La PV-1 controla el nivel de la cama de catalizador arriba del agotador (nivel del separador LIC-1). Distribuidas a lo largo de la bajante, hay ocho boquillas de aereaciones con vapor para asegurar un flujo uniforme del catalizador descendente (FI-21 y FI-84).

El catalizador agotado sube a través del pozo y es distribuido por tres brazos (en forma de cornetas) a la primera etapa de regeneración. En el regenerador, el carbón depositado durante la desintegración se quema para eliminarlo del catalizador. Se usan dos etapas de regeneración para alcanzar un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado.

En la primera etapa se quema aproximadamente el 80% del carbón. Dependiendo de la operación, se esperan temperaturas de 607 a 641°C. El aire llega a la primera etapa controlado por FIC-1 y MIC-2 a través de un anillo que lo distribuye eficientemente. El catalizador de la primera etapa fluye a través de ranuras en la placa de contención hacia la segunda etapa.



El resto del carbón se quema en la segunda etapa, a temperaturas más elevadas, de 627 a 677°C, dependiendo de la operación. Se inyecta aire a la segunda etapa con FIC-3 y MIC-3 a través de un distribuidor tubular (en forma de araña) que se ha diseñado para proporcionar distribución uniforme de aire y permitir el ajuste a bajos flujos.

El gas efluente de la combustión de carbón atraviesa la fase densa de la cama y asciende a la fase diluida, donde con seis juegos de ciclones de dos pasos, se retorna a la cama el catalizador que arrastraron los gases. Sólo los ciclones secundarios cuentan con válvulas "Regatón" en sus piernas. El efluente de los ciclones fluye a la cámara pleno y a la línea de salida. En esta línea dos válvulas deslizantes (SLV Ote. y SLV Pte.) restringen el paso del gas efluente y controlan la presión del regenerador (PIC-6). De las válvulas deslizantes el gas fluye a la cámara de orificios en donde la presión se reduce al valor requerido por la caldera de CO.

El soplador de aire 1-J para la combustión, es accionado por una turbina de vapor que descarga el vapor agotado a un condensador de superficie. El calentador de aire 1-B, parte integral de la línea de entrada al anillo de distribución de la primera etapa, se usa durante la puesta en operación de la planta para dar el calor requerido para elevar la temperatura de la cama hasta el punto en que se inicia la combustión del aceite antorcha, después de lo cual el quemado del aceite antorcha eleva la temperatura de la cama a su valor normal.

Un anillo de vapor (FI-17) instalado en la parte más alta del regenerador sirve para purgar de gases combustibles el espacio sobre ciclones.

Con vapor se mantiene la fluidización dentro del pozo de catalizador agotado, dentro de la "bota" (FI-23) y en el lateral (FI-85). También se usa inyección de vapor a la salida de los ciclones primarios del regenerador (FI-19) para enfriar los gases de combustión y por este medio, se puede reducir la temperatura en unos 28°C (vapor de Quench)

Para post-combustión avanzada o temperatura alta de la cama, se dispone de espreas de agua de emergencia (MIC-5 y MIC-11) en el regenerador sobre la cama.

Para mantener un grado razonable de fluidización de la cama y evitar un flujo inverso del catalizador hacia los anillos de aire y las líneas en caso de falla del soplador de aire, se dispone de vapor de emergencia para cada anillo de aire (MIC-8 y MIC-9). Para mantener la circulación de catalizador durante los arranques o en las fallas de carga, se cuenta asimismo con vapor de emergencia al Riser (MIC-6).



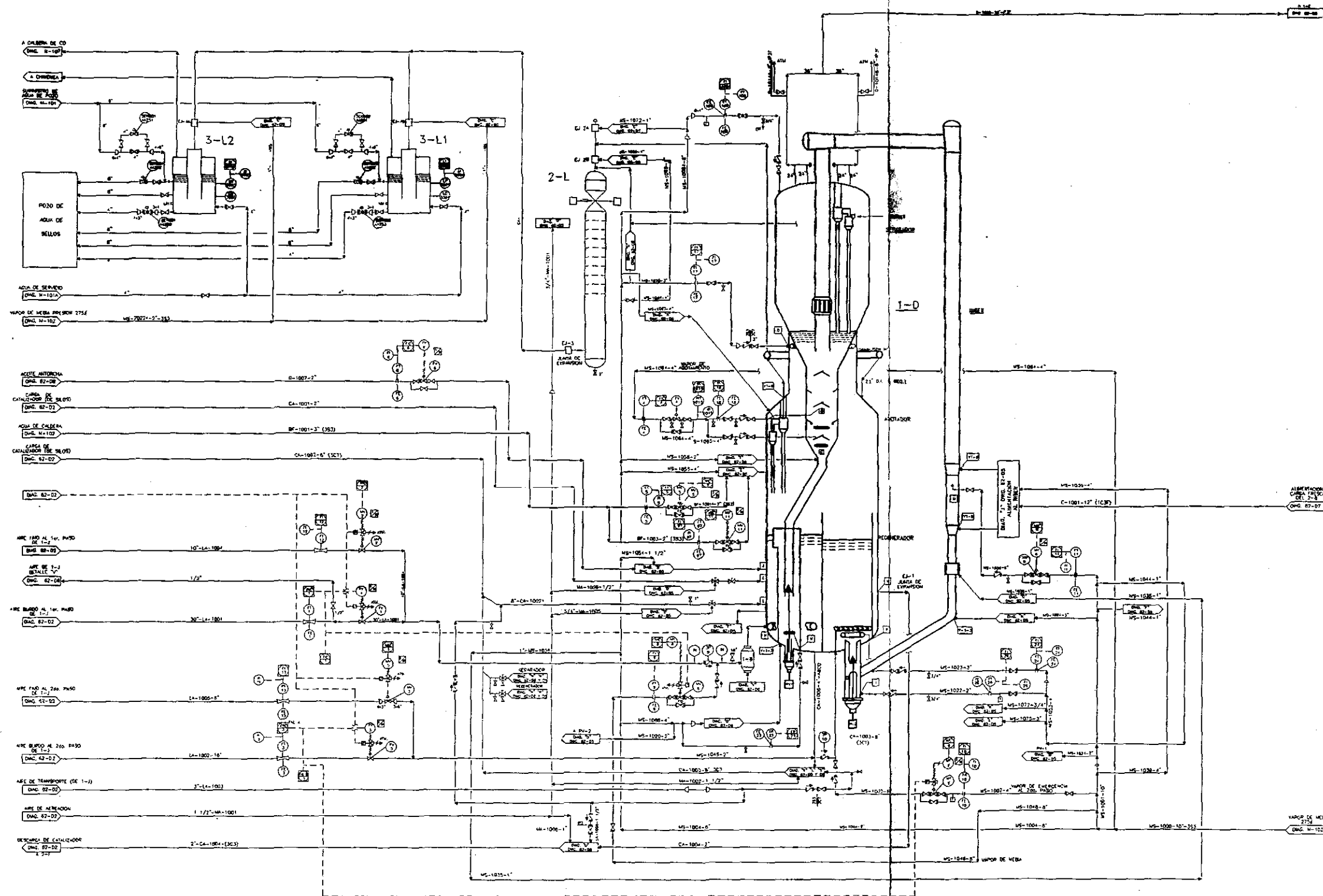
Se dispone aire de una fuente exterior para la línea de adición continua de catalizador, aire de purga de instrumentos y cualquier otro requerimiento de instrumentos.

Hay tres silos para el almacenamiento de catalizador. Los silos de catalizador fresco 1-F y 1-FA eran de capacidad equivalente a un mes de consumo normal, pero se modificaron para darles una capacidad igual a la del silo de catalizador gastado 2-F. Con ayuda del eyector 12-J se descargará a los silos el catalizador que llegue a carros -tolva y el que se saque del convertidor durante los "sangrados".

Los vapores que salen del convertidor, son una mezcla de hidrocarburos productos de la reacción de desintegración catalítica, vapor de agua e inertes, estos entran por el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E.

Para seguir la secuencia de la descripción del Flujo ver Diagrama 4.3.

CIRCUITO 2: CONVERTIDOR 1-D



3L1/L2
SELLOS DE
AGUA

2-L
CAMARA DE
ORIFICO

1-B
CALENTADOR
DE AIRE

1-D
CONVERTIDOR


UNAM
F.Q.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION DEL SISTEMA DE
AIREACION Y GASOLEO A DESINTEGRACION CATALITICA
REFINERIA MIGUEL HIDALGO, TULA HGO.

Tabla 3.4 Matriz de desviaciones del Circuito 2

	Compañía: Refinería Miguel Hidalgo		Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I		Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.		
	Nodo: Convertidor 1-D.						
	Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).				Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.		
MATRIZ DE DESVIACIONES DEL CIRCUITO 2 CONVERTIDOR 1-D							
DESVIACION PARAMETRO	NO	MAS	MENOS	PARTE DE	INVERSO	TANBIEN COMO/ ADEMAS DE	OTRO QUE/ EN VEZ DE
PRESION		ALTA PRESION	BAJA PRESION	ΔP (PRESION DIFERENCIAL)			
TEMPERATURA		ALTA TEMPERATURA	MENOS TEMPERATURA				
NIVEL		ALTO NIVEL	BAJO NIVEL				
CATALIZADOR		ALTA RELACION	BAJA RELACION	BAJA ACTIVIDAD			
ESTRUCTURA			MENOS ESTRUCTURA				
FLUJO	NO FLUJO	ALTO FLUJO	BAJO FLUJO				



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Bajo flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Disminución de la capacidad de succión del compresor.	1. Como en no flujo por falla del compresor 2-J.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Como en no flujo por falla del compresor 2-J.	1. Como en no flujo por falla del compresor 2-J.	C
2. Alimentación de carga fresca por debajo de la capacidad de diseño del riser (menor a 70% 28000 BPD).	1. Inestabilidad en el proceso. 2. Paro de planta.	1 (1)	1 (1)	1 (1)		1. No operar a menos de 70% de carga.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Baja temperatura.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Menor relación catalizador-carga en el riser.	1. Baja la temperatura en el reactor. 2. Incremento de temperatura en la fase densa de la cama de catalizador del regenerador.	4 (3)	2 (1)	7 (3)	1. TIC-2 y el PDIC-4.	1. Continuar con el programa de mantenimiento. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo.	C
2. Menor concentración de coque en el catalizador.	1. Incremento de temperatura en la fase diluida del regenerador. 2. Problemas de fluidización de catalizador hacia el reactor afectando la temperatura de reacción.	5 (5)	2 (1)	8 (5)	1. TIC-2, PDIC-4, PIC-15.	1. IDEM a la causa 1 de baja temperatura.	B
3. Menor alimentación de aire al regenerador.	1. Deficiente regeneración de catalizador. 2. Disminución de la temperatura de reacción.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. IDEM a la causa 2 de baja temperatura.	1. Continuar controlando la calidad de la carga.	B
4. Alimentación de la carga fresca por abajo de la temperatura deseada (baja temperatura en el riser).	1. Problemas de circulación de catalizador-aceite en el reactor. 2. Reacción deficiente.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. PIC12, TIC-14.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Diferencial de presión.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Disminución de la presión diferencial por incremento de la presión en el separador.	1. Incremento en la temperatura de reacción. 2. Disminución del nivel de catalizador en el regenerador.	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. El TIC-2 (Control de temperatura de reacción) y el LIC-2 (Control e indicador de nivel de catalizador en el regenerador, "over-ride").	1. Continuar con el mantenimiento preventivo a los instrumentos.	B
2. Disminución de la presión diferencial "DP" por baja presión en el regenerador.	1. Disminución de la temperatura de reacción por una frenada en el flujo de catalizador. 2. Disparo del compresor 2-J. 3. Flujo inverso de hidrocarburos al regenerador. 4. Paro de planta.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. PDIC-4 y el PIC-14	1. Instalación del sistema electrónico anti-surge en el compresor de gas 2-J. 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Automatizar el desvío de carga del convertidor 1-D a la fraccionadora 1-E. 4. Continuar con la capacitación al personal operativo.	A



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alto flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Fallan las válvulas (FV's, PV's, MV's o de deslizamiento) en posición de totalmente abierto.	1. Incremento de la presión diferencial "DP". 2. Aumento de flujo de catalizador en el regenerador. 3. Incremento en la temperatura de reacción. 4. Incremento de velocidad del compresor de gas 2-J.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. TIC-2 (regula el flujo de catalizador al reactor con PV-2). 2. PIC-15 (control de gobierno del compresor de gas 2-J).	1. Verificar el cumplimiento del programa institucional de mantenimiento preventivo. 2. Contar con el refaccionamiento adecuado.	C
2. Alimentación a la vez de aire y vapor de emergencia al regenerador.	1. Disparo del soplador 1-J. 2. Incremento de la presión en el regenerador. 3. Paro de planta.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. PDIC-4. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos del sistema de vapor de emergencia y protecciones del soplador.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento preventivo y de reparación general institucional.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta relación catalizador-carga.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Disminución de la temperatura en el regenerador.	1. Baja eficiencia de regeneración del catalizador. 2. Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y separador. 3. Deficiencia en la circulación del catalizador hacia el reactor.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Lógico 3 (protección del convertidor 1-D por bajo flujo de aire al regenerador). 2. PDIC-4.	1. Continuar el programa de mantenimiento preventivo de la PV14-A/B. 2. Contar con el refaccionamiento necesario para dar el mantenimiento que garantice la operación continua del equipo. 3. Continuar con la aplicación del programa de mantenimiento.	B
2. Disminución de la temperatura en el riser.	1. Generación de más coque. 2. Incremento en la producción de gases.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Controles de temperatura en el horno 2-B, LIC-1, LIC-2, TIC-2, alarmas de temperatura y nivel.	1. Continuar cumpliendo con los mantenimientos preventivos a los instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con los programas de capacitación al personal.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta relación catalizador-carga.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Falla la PV-2 en posición de abierto.	1. Incremento en la temperatura de reacción. 2. Bajo nivel de catalizador en el regenerador. 3. Alto nivel de catalizador en el separador. 4. Pérdida de catalizador hacia la Torre Fraccionadora 1-E y hacia la atmósfera. 5. Paro de planta.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Controles: LIC-1, alarmas (por alto y bajo nivel) y TIC-2. 2. Over-ride, LIC-2, por bajo nivel.	1. IDEM a la causa 1 de alta relación catalizador-carga.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: No flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. No hay alimentación de carga fresca al riser debido a una falla en la bomba 3-JA.	1. Operación inestable en el convertidor 1-D. 2. Paro de planta. 3. Incremento de temperatura en el calentador 2-B.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Relevó de la bomba 3-JA energizada. 2. Lógico 2 de protección al calentador 2-B. 3. Procedimiento de emergencia a falla de carga.	1. Instalar botonera de paro y arranque desde tablero de la bomba 3-J. (Actualmente se arranca manualmente desde el campo). 2. Continuar con la lista de verificación de disponibilidad de la bomba de relevo.	B
2. Falla las válvulas de flujo de aire FV's.	1. Paro de planta.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Circuito lógico 3.	2. Continuar con el mantenimiento preventivo al lógico 3.	B
3. Falla el soplador 1-J de alimentación de aire al regenerador.	1. Paro de planta.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Circuito lógico 3.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo al lógico 3.	B
4. Falla el compresor 2-J de succión de vapores de la desintegración.	1. Disminución de la presión diferencial separador-regenerador. 2. Presionamiento en acumuladores de la sección de fraccionamiento y compresión. 3. Presionamiento en el separador del convertidor 1-D.	5 (3)	2 (2)	8 (6)	1. PIC-14, PDIC-4. 2. Mantenimiento predictivo y preventivo del compresor de gas 2-J. 3. Control de calidad de la carga.	1. Cumplir totalmente con el control de calidad de la carga. 2. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo. 3. Instalar el sistema electrónico anti-surge del compresor 2-J.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: No flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Apelmazamiento de catalizador en la segunda etapa de regeneración.	1. Aumento del nivel de separación 2. Aumento de tiempo de residencia de la carga en el Riser. 3. Disminución de la temperatura en el Riser 4. Incremento en la regeneración de coque en el regenerador.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. TIC-2 y PDIC-4.	1. Continuar con el programa de mantenimiento. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo.	C
6. Fallan las válvulas MV-6, MV-8 o MV-9 de flujo de vapor, en posición de cerrado.	1. Flujo inverso del riser al regenerador 2. Incremento de temperatura en el regenerador	3 (3)	5 (2)	9 (6)	1. Directo de válvulas automáticas. 2. Controladores en tablero de válvulas de vapores de emergencia (MIC's).	1. Automatización del desvío de carga del reactor a la fraccionadora.	B
7. No flujo de vapor de emergencia.	1. Obstrucción de la línea de aire de alimentación al regenerador por flujo inverso de catalizador por los anillos.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. IDEM a la causa 6 de no flujo.	1. IDEM a la causa 6 de no flujo.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: No flujo.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
8. Falla la caldereta 2-C generadora de vapor.	1. Incremento de temperatura en el fondo de la Torre Fraccionadora 1-E. 2. Disminución de carga a la unidad FCC-I.	3 (2)	2 (1)	6 (2)	1. PIC-13, FIC-92, FIC-67. 2. Mantenimiento predictivo a la caldereta. 3. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar con el cumplimiento de los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos y de reparación general institucional.	C
9. Falla la válvula de deslizamiento en posición de cerrado.	1. Incremento de presión en el regenerador. 2. Incremento de temperatura de reacción. 3. Disminución de nivel de catalizador en el regenerador.	3 (2)	2 (1)	6 (2)	1. TIC-2, PDIC-4, LIC-2 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Programa de reparación general institucional.	1. Continuar con el cumplimiento de los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos y de reparación general institucional.	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Baja presión en el riser, cámara de separación y regenerador.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja presión en el regenerador.	1. Baja eficiencia de regeneración del catalizador.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	1. Lógico 3 (protección del convertidor 1-D por bajo flujo de aire al regenerador).	1. Continuar el programa de mantenimiento preventivo de la PV14-A/B.	B
a). Disminución de flujo de aire por disparo del soplador 1-J.	2. Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y el separador.				2. PDIC-4.	2. Contar con el refaccionamiento necesario para dar el mantenimiento que garantice la operación continua del equipo.	
	3. Deficiencia en la circulación del catalizador hacia el reactor.					3. Continuar con la aplicación del programa de mantenimiento.	
b). Atoramiento de válvulas deslizantes en posición de abierto.	1. Baja eficiencia de regeneración del catalizador.	4 (4)	2 (2)	7 (7)	1. Programa institucional de mantenimiento preventivo.	1. Verificar el cumplimiento del programa institucional de mantenimiento preventivo.	B
	2. Aumento de la presión diferencial entre el regenerador y el separador.					2. Contar con el refaccionamiento adecuado.	
	3. Incremento en la circulación del catalizador hacia el reactor.						



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta temperatura.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Aire sobrecalentado de alimentación al regenerador, durante el arranque del convertidor.	1. Daños al calentador 1-B.	.3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Sistema de encendido electrónico del 1-B (a falla de flama, de gas o de aire, disparo de alimentación de gas). 2. FIC-28.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo al sistema de encendido electrónico.	B
2. Falla la válvula de deslizamiento (no permite la evacuación adecuada de gases ó vapores).	1. IDEM a la causa 2 de Alta presión en el Riser, cámara de separación y regenerador.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. IDEM a la causa 2 de Alta presión en el Riser, cámara de separación y regenerador.	1. IDEM a la causa 2 de Alta presión en el Riser, cámara de separación y regenerador.	C
3. Mayor cantidad de aire alimentado al regenerador.	1. Una alta temperatura en la fase diluida del regenerador. 2. Problemas de fluidización del catalizador.	4 (4)	2 (1)	7 (4)	1. MIC-6, MIC-4, PdIC-4, TIC-4.	1. Continuar con el programa de mantenimiento. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo.	B
4. Incremento de la relación catalizador-aceite.	1. Alta producción de hidrocarburos ligeros y disminución de la producción de gasolina. 2. Incremento en la generación de coque en el regenerador.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. TIC-2 y el PDIC-4.	1. Continuar con el programa de mantenimiento. 2. Continuar con la capacitación al personal operativo.	B

ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alto nivel de catalizador.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alimentación de catalizador nuevo al regenerador.	1. Incremento en la producción de coque. 2. Disminución de temperatura en la fase densa del regenerador y posterior incremento de temperatura. 3. Pérdida de catalizador a la atmósfera por arrastre en los ciclones del regenerador.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicadores y alarmas de nivel: LR-3, LR-2. 2. TIC-2 al haber incremento en la temperatura. 3. PDIC-4.	1. Continuar cumpliendo el programa preventivo de mantenimiento a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de capacitación al personal.	B
2. Falla la válvula PV-1 en posición de abierto total.	1. Disminución de nivel en el separador e incremento de nivel en el regenerador. 2. Pérdida de catalizador hacia la fraccionadora por bajo nivel en el separador. 3. Pérdida de catalizador hacia la atmósfera por alto nivel en el regenerador.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. PDIC-4, sistema electrohidráulico de la válvula tapón PV-1. 2. LR-3, LR-2, LIC-1.	1. Continuar cumpliendo el programa preventivo de mantenimiento a instrumentos. 2. Continuar cumpliendo con el programa de capacitación al personal.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Baja actividad.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Daño del catalizador por alta temperatura.	1. Como en también como corrosión o erosión.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Como en también como corrosión o erosión.	1. Como en también como corrosión o erosión.	C
2. Mayor concentración de coque depositado en el catalizador.	1. Disminución de temperatura en el riser. 2. Baja producción de gasolina. 3. Incremento de nivel en la torre fraccionadora, por mayor producción de ACL y aceite decantado.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Controles de nivel y de temperatura en la Torre Fraccionadora 1-E, en el reactor y en el regenerador. 2. Capacitación del personal.	1. Continuar con los programas de mantenimiento de instrumentos. 2. Continuar con los programas de capacitación al personal.	B
3. Mayor cantidad de metales en la carga fresca.	1. Incremento en la producción de hidrógeno (mayor producción de gases y menor producción de gasolina). 2. Incremento de la corrosión en los internos de los equipos de proceso.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Control de calidad de la carga. 2. Reposición de catalizador fresco. 3. Programa de sangrados de catalizador de equilibrio. 4. Tratamiento integral de control de la corrosión.	1. Control continuo en la calidad de la carga. 2. Mantener el control de corrosión con el tratamiento químico integral. 3. Continuar cumpliendo con el programa de análisis y sangría de catalizador.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta presión en la Torre Fraccionadora 1-E.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Mayor producción de ligeros en el riser.	1. Aumento de presión del separador. 2. Incremento de velocidad en el compresor 2-J.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Como en alta presión en el separador. 2. Control de la calidad de la carga a FCC-1.	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a los instrumentos. 2. Continuar con el control de la calidad de la carga a la FCC-1. 3. Instalar el sistema de anti-surge del compresor.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta presión en el riser, cámara de separación y regenerador.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Disparo del compresor de gas 2-J.	1. Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y separador. 2. No flujo de catalizador del regenerador al reactor. 3. Paro de planta.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. Válvula PV-14A/B automática de alivio del separador del convertidor 1-D. 2. Programa institucional de mantenimiento preventivo.	1. Continuar el programa de mantenimiento preventivo de la PV14-A/B. 2. Contar con el refaccionamiento necesario para dar el mantenimiento que garantice la operación continua del equipo. 3. Continuar con la aplicación del programa de mantenimiento.	B
2. Alta presión en el regenerador por atoramiento de la válvula deslizante en posición de cerrado.	1. Incremento de la presión diferencial "DP". 2. Aumento de flujo de catalizador en el regenerador. 3. Incremento en la temperatura de reacción. 4. Incremento de velocidad del compresor de gas 2-J.	5 (5)	2 (2)	8 (8)	1. TIC-2 (regula el flujo de catalizador al reactor con PV-2). 2. PIC-15 (control de gobierno del compresor de gas 2-J).	1. Verificar el cumplimiento del programa institucional de mantenimiento preventivo. 2. Contar con el refaccionamiento adecuado.	A



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Alta presión en el riser, cámara de separación y regenerador.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Entrada de vapor de emergencia al regenerador.	1. Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y separador por sobrepresión del regenerador. 2. Disparo del compresor de aire 1-J.	5 (2)	2 (2)	8 (4)	1. Lógico 3 (protección del convertidor 1-D por bajo flujo de aire al regenerador).	1. Cambio de válvulas automáticas MV-8, MV-9 de vapores de emergencia por concluir su vida útil.	B
4. Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y el separador.	1. No flujo de catalizador del regenerador al reactor. 2. Paro de planta.	5 (5)	2 (1)	8 (5)	1. Control de presión diferencial entre el regenerador y el separador PDIC-4. 2. PIC-6 (over-ride) del regenerador. 3. PIC-15 (control de gobierno del compresor de gas 2-J).	1. Continuar el programa de mantenimiento preventivo de la PV14-A/B. 2. Contar con el refaccionamiento necesario para dar el mantenimiento que garantice la operación continua del equipo. 3. Continuar con la aplicación del programa de mantenimiento	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Bajo nivel de catalizador.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Bajo nivel en el separador por falla de la PV-1 en posición de totalmente abierto.	1. Arrastre de catalizador hacia la Torre Fraccionadora 1-E. 2. Disminución de la temperatura de las camas catalíticas en el regenerador y en el riser.	3 (2)	2 (2)	6 (4)	1. Controles: LIC-1, alarmas (por alto y bajo nivel) y TIC-2.	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
2. Falla de la PV-2 en posición de abierto total.	1. Incremento en la temperatura de reacción. 2. Bajo nivel de catalizador en el regenerador. 3. Alto nivel de catalizador en el separador. 4. Pérdida de catalizador hacia la Torre Fraccionadora y hacia la atmósfera. 5. Paro de planta.	3 (2)	2 (1)	6 (2)	1. Controles: LIC-1, alarmas (por alto y bajo nivel) y TIC-2.	1. Continuar con los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos.	C
3. Alta presión en el regenerador.	1. Como en parte de (diferencial de presión, DP).	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. Como en parte de (diferencial de presión, DP).	1. Como en parte de (diferencial de presión, DP).	C



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Corrosión o erosión.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Mas erosión de la normal por incremento de severidad en la operación del convertidor.	1. Menor vida útil de los internos del convertidor. 2. Pérdidas de catalizador por atracción (Formación de finos).	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Control de flujo de catalizador y de vapores de fluidización. 2. Programas preventivos de instrumentos. 3. Mantenimiento programado o institucional, en donde se cambian los internos.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento preventivo y correctivos durante los paros institucionales. 2. Continuar con los programas de capacitación al personal.	B



Compañía: Refinería Miguel Hidalgo	Area/proceso: Planta de Reformación Catalítica FCC-I	Fecha: 16 y 23 de Junio de 1999.
Nodo: Convertidor 1-D.		
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación del sistema de aireación y gasóleo a desintegración catalítica (Diag. 4.3).	Producto: Gasóleo como carga y productos en el convertidor.	

Desviación: Menos estructura.

Causas:	Consecuencias:	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Como en también como erosión ó corrosión.	1. Como en también como erosión ó corrosión.	4 (3)	2 (2)	7 (6)	1. Como en también como erosión ó corrosión.	1. Como en también como erosión ó corrosión.	C



3.7 EVALUACIÓN CUANTITATIVA DE RIESGOS EN LA PLANTA CATALÍTICA I CON LA TÉCNICA DE ÁRBOL DE FALLAS

Mediante la revisión de registros de accidentes dentro de la planta y con ayuda del análisis de riesgos y operabilidad se identificó el siguiente escenario:

“Disminución de la diferencial de presión (ΔP), entre el regenerador y la cámara de separación, en el convertidor catalítico 1-D.”

La disminución de **“diferencial de presión”** puede darse por falla del compresor 2-J ó por falla del soplador 1-J. Esta última es considerada la falla más crítica debido a que el paro del convertidor se hace inmediatamente por disminución de la **“ ΔP ”**. Ya han ocurrido ambas fallas (del compresor 2-J el 03/11/98 con pérdidas de producción de \$9,800,000 por un paro de 36 horas y del soplador 1-J el 21/07/97 con pérdidas de producción de \$462,311 por un paro de 22 horas).

La disminución de la **“ ΔP ”** puede provocar las siguientes consecuencias:

- a) Explosión interna en el regenerador por la presencia de vapores de gasolina y más ligeros, con posibles daños a equipo y lesiones al personal.
- b) Contaminación del medio ambiente por el desfogue de vapores al quemador.
- c) Pérdidas de producción por paro de operación.

La técnica de análisis de árbol de fallos fue usada para la evaluación cuantitativa en el escenario **“Disminución de la diferencial de presión”**. La probabilidad del escenario de accidente (evento culminante) obtenida se comparó con un potencial de pérdida correspondiente a la pérdida probable total (en dólares) que se produciría si el accidente ocurre, de acuerdo a la Tabla 3.6. Los valores del potencial de pérdida y de la pérdida probable total fueron tomados de la literatura y sólo es un ejemplo de cómo establecer una relación similar para la Planta Catalítica FCC-I. Si la probabilidad del evento culminante es mayor que el potencial de pérdida, el riesgo no se acepta y es necesario reducir su probabilidad, mediante técnicas de reducción de riesgos. Si la probabilidad del evento culminante es menor que el potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.



1. Para la aceptabilidad ó no del riesgo hemos usado la relación del potencial de pérdida (P^0) con la pérdida máxima probable (en dólares) mostrada en la Tabla 3.6. Para el accidente seleccionado, se supone que la pérdida máxima probable es: De 10,000 a 100,000 para el escenario "Disminución de la diferencial de presión ΔP " que corresponde al potencial de pérdida $P^0 = 10^{-3}$. Si la probabilidad calculada es mayor que el potencial de pérdida el riesgo no se acepta y se deben implementar medidas correctivas para reducirla hasta que esta sea menor ó igual al potencial de pérdida.
2. La probabilidad del escenario de accidente, si se implementan las medidas correctivas recomendadas, se reduce a niveles de aceptabilidad. A continuación se muestran los valores de probabilidad, el escenario analizado, obtenidos del análisis de árbol de fallas en las condiciones actuales de la Planta Catalítica FCC-I (Ver Diagrama 4.4) y del análisis de árbol de fallas tomando en cuenta las recomendaciones para reducir estos valores de probabilidad (Ver Diagrama 4.5).

Tabla 3.5 Comparación de las probabilidades obtenidas del Análisis de Arbol de Fallas con y sin recomendaciones.

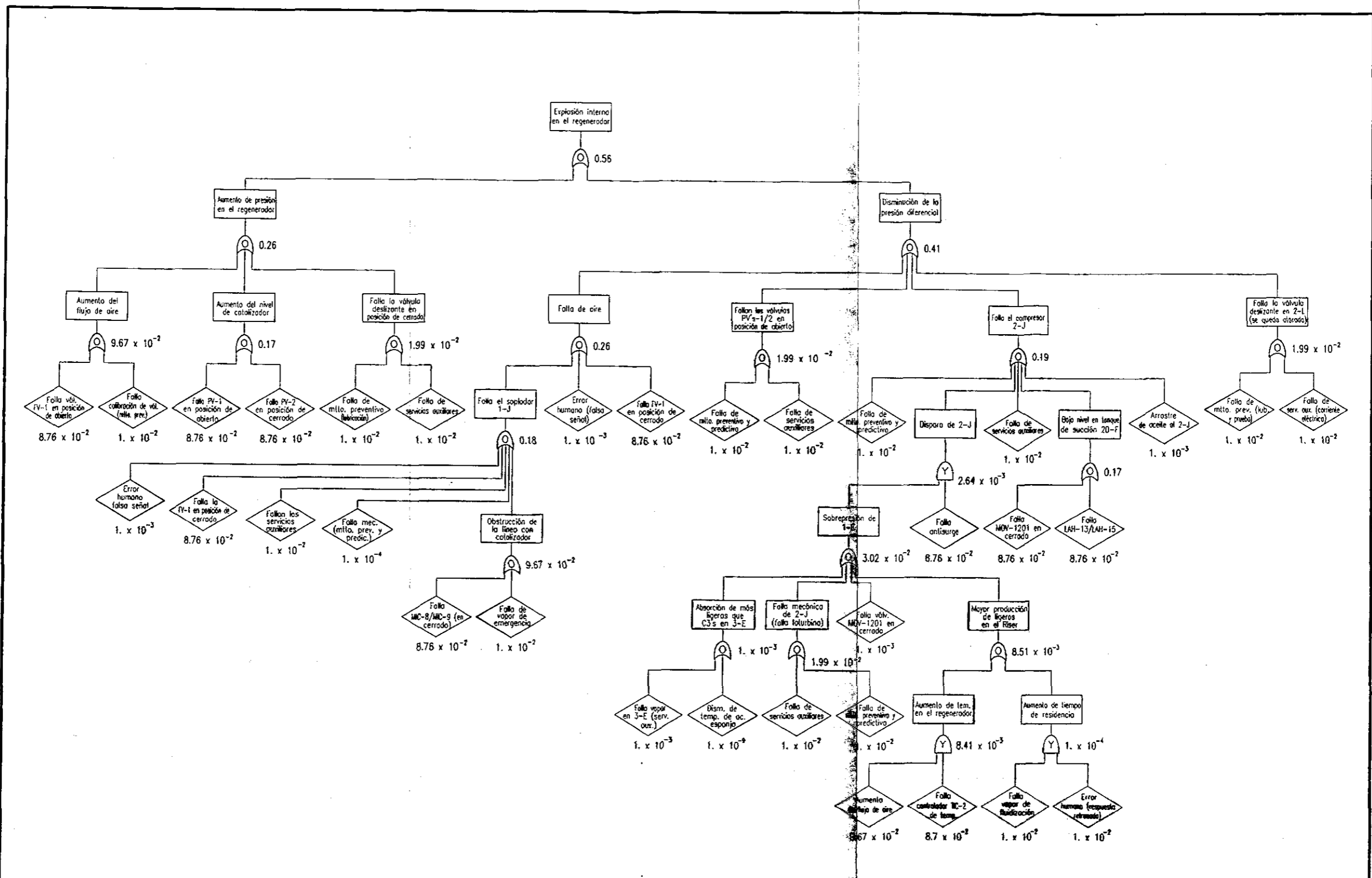
ESCENARIO	P_1	P^0	$P_1 > P^0$	P_2	$P_2 \leq P^0$
1. Disminución de la diferencial de presión (ΔP), entre el Regenerador y la Cámara de Separación, en el Convertidor Catalítico 1-D.	4.1×10^{-1}	1×10^{-3}	No se acepta el riesgo	9.7×10^{-2}	No se acepta el riesgo

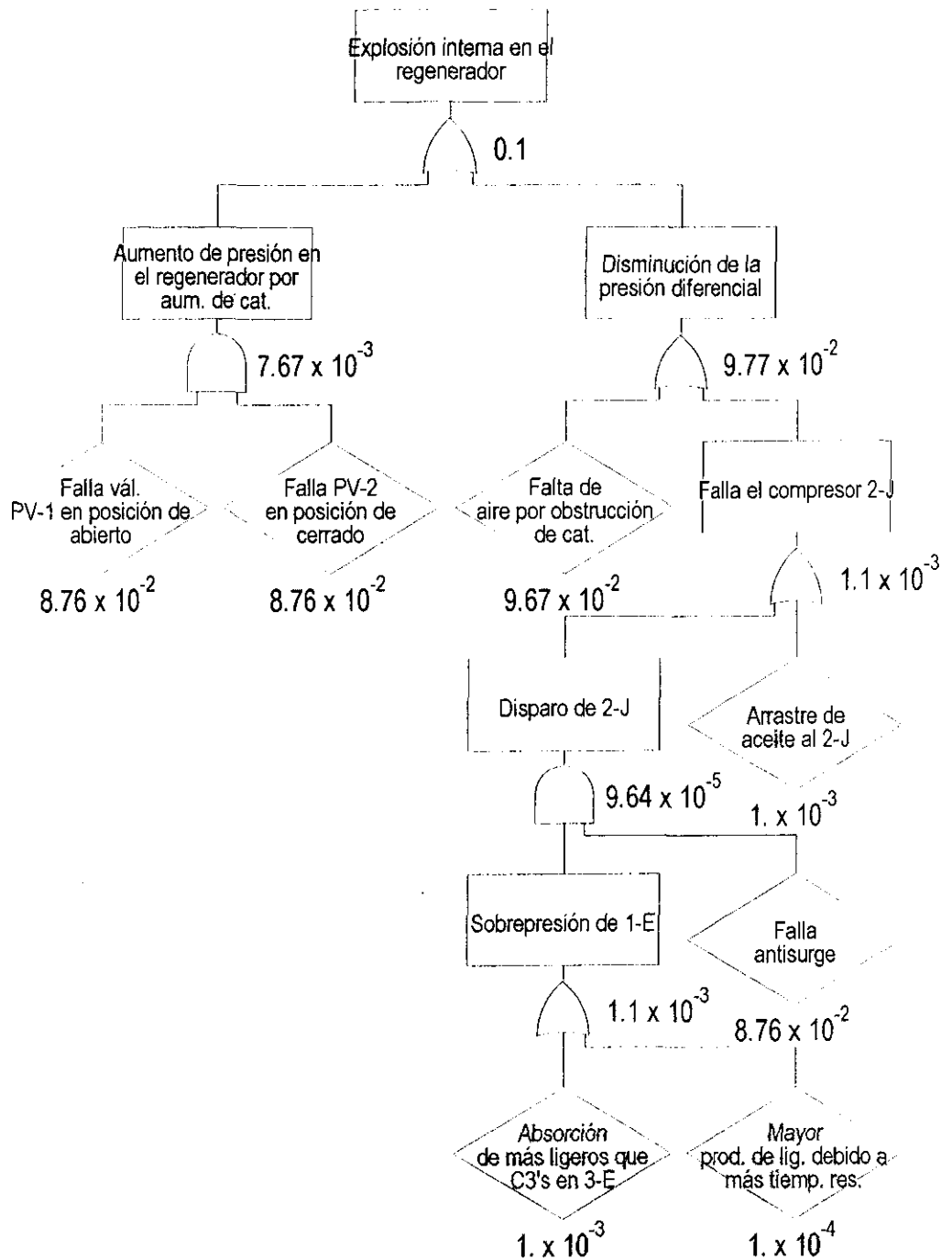
La relación del potencial de pérdida (P^0) y la pérdida máxima probable (en dólares) mostrada en la Tabla 3.6 es tomada de la literatura y representa una aproximación para la Planta Catalítica FCC-I.



Tabla 3.6 Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.⁽²⁾

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







3.8 EVALUACIÓN DE EFECTOS DE INCENDIO Y EXPLOSIÓN EN LA PLANTA CATALÍTICA I

Durante el análisis HazOp y después una revisión de los registros de incidentes ocurridos en la planta se seleccionó el escenario siguiente:

- Fuga de propileno por los sellos de la bomba 59-J/JA, el cual fue considerado como uno de los de mayor riesgo de incendio y explosión, la mezcla explosiva que se forma con el aire puede encontrar un punto de ignición en las inmediaciones de la torre depropilenizadora 16-E.

Los modelos seleccionados para el análisis de consecuencias fueron el modelo de riesgos de incendio y el modelo de explosión de una nube de propileno no confinada. Para llevar a cabo el estudio es indispensable conocer las características del escenario en el que tiene lugar el accidente (Tabla 3.7) y tomar en cuenta los siguientes criterios:

- Tiempo de descarga de la fuga igual a 5 minutos (tiempo estimado de respuesta para ser detectada y detenida la fuga).
- El volumen base considerado para estimar la descarga de la fuga es igual al volumen de propileno ocupado en el tanque 53-F, por ser el recipiente inmediato anterior (Ver Diagrama 4.6).
- Fuga continua.
- Vaporización instantánea en el momento de la fuga.
- La presión y temperatura del recipiente son constantes durante la descarga.
- Altura de la fuga igual a 50 cm.
- Temperatura del medio ambiente igual 21.1°C.
- Velocidad del viento igual a 5.5 millas/hr.

Etapas para desarrollar el modelo de riesgos de incendio:

- i) Estimación de la magnitud de la fuga (Secuencia de cálculo de una descarga Ver Apéndice A.).
- ii) El vapor producido se mezcla con el aire circundante, dispersándose en él, dando origen a un gradiente de concentraciones (Modelo de difusión de una nube de gas por fuga Ver Apéndice B).



- iii) Elaboración del diagrama del Limite Inferior de Inflamabilidad (L.I.I.) y $\frac{1}{2}$ del Limite Inferior de Inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.), ver Diagrama 4.7.

Etapas para el desarrollo del modelo de explosión de una nube de propileno no confinada:

La metodología involucra las siguientes etapas:

- i) Cálculo del peso del material en el sistema.
- ii) Cálculo de la cantidad vaporizada (W).
- iii) Estimación del diámetro de la nube formada.
- iv) Cálculo de la energía desprendida por la explosión.
- v) Determinación del diámetro de las ondas expandidas (Ver Apéndice C).
- vi) Determinación de los daños ocasionados (Ver Apéndice D).
- vii) Elaboración del diagrama de radios de afectación por explosión de una nube (Ver Diagrama 4.8).

En las Tablas 3.8 y 3.9 se presentan los resultados de la evaluación de efectos de incendio y explosión de una nube de propileno no confinada. Los escenarios de cada modelo se presentan en los Diagramas 4.7 y 4.8.

Tabla 3.7 Datos requeridos para los modelos de análisis de consecuencias.

PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y DISEÑO		PROPIEDADES FÍSICAS DE LAS SUBSTANCIAS INVOLUCRADAS
<p>Condiciones de operación de Diseño: $T = 132.8 \text{ }^\circ\text{F}$ $P = 320 \text{ Psig}$</p> <p>Características de la bomba 59-J/JA Diámetro de la flecha = 2 in Espesor del sello mecánico = $\frac{1}{8}$ in</p> <p>Área de emisión: $A_c = 0.4044 \text{ in}^2$ $A_c = 0.0028 \text{ ft}^2$</p>	<p>Características del tanque 53-F Diámetro = 8ft 6 $\frac{3}{8}$in Longitud = 24ft 7 $\frac{1}{4}$in $P_{\text{diseño}} = 320 \text{ psig}$ $T_{\text{diseño}} = 132.8 \text{ }^\circ\text{F}$ Volumen al 40%</p>	<p>Propileno ($\text{CH}_3\text{CH}=\text{CH}_2$) $PM = 42.078$ $L.S.E (\%) = 11.1$ $L.I.E. (\%) = 2.0$ $C_p = 0.576 \text{ (cal/g-}^\circ\text{C) @ } 0^\circ\text{C}$ $H_c = 19,683 \text{ (Btu/lb)}$ $P_v = 10.66 \text{ (kg/cm}^2 \text{ abs) @ } 21^\circ\text{C}$ $T_{cb.} = -47.7^\circ\text{C}$ $\rho_{rd} = 1.476 \text{ @ } 760 \text{ mmHg y } 15^\circ\text{C}$ $T_{inf.} = -108^\circ\text{C}$ $N_f \text{ (grado de inflamabilidad) } = 4$ $N_r \text{ (grado de reactividad) } = 2$</p>



Tabla 3.8 Resultados de inflamabilidad obtenidos para la bomba 59-J/JA.

Velocidad de descarga:	52.5 lbs/min.
Duración de la descarga:	5.0 min.
Cantidad descargada:	262.5 lbs.
Estado:	Mezcla de gas/aerosol
Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento para un medio del límite inferior de inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.):	186 ft
Distancia máxima de riesgo en la dirección del viento para el límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.):	128 ft
Amplitud máxima de la zona de riesgo para un medio del límite inferior de inflamabilidad ($\frac{1}{2}$ L.I.I.):	168 ft
Amplitud máxima de la zona de riesgo para el límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.):	116 ft
Peso máximo de gas explosivo para un medio del límite inferior de inflamabilidad:	21 ft
Peso máximo de gas explosivo para el límite inferior de inflamabilidad:	14 lbs.



TABLA 3.9 Efectos de explosión de una nube de vapor no confinada por fuga en sellos de la bomba 59-J/JA.

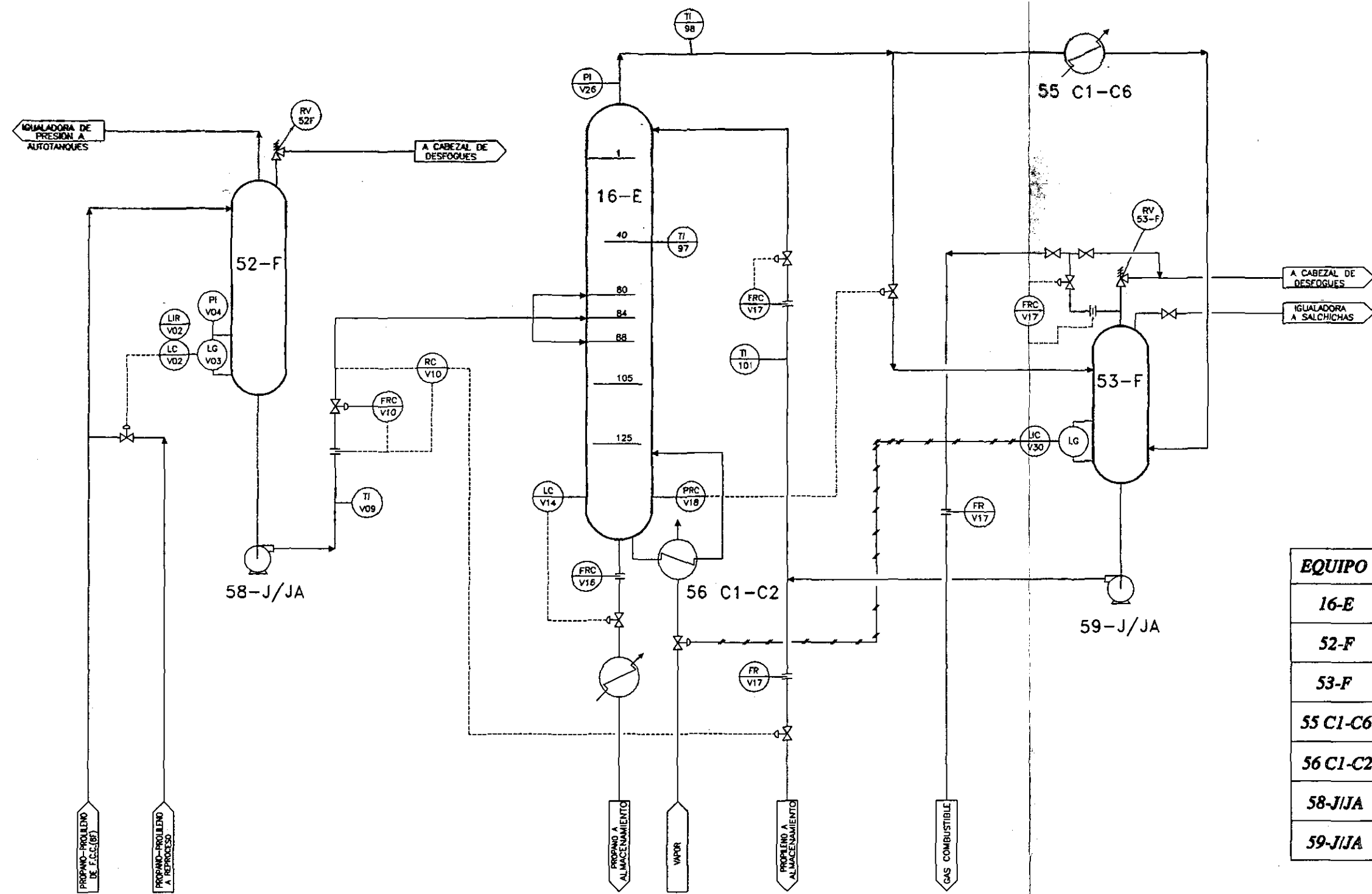
DISTANCIA DE LA EXPLOSIÓN		DAÑOS PRODUCIDOS
pies	metros	En general
1010	307.84	Rompimiento de ventanas bajo tensión
143	43.58	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas
54-93	16.45 a 28.34	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños
54	16.45	Casas parcialmente demolidas, inhabitables
14-54	4.26 a 16.45	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire
33	10.05	Derrumbe parcial de los muros de casas
25-33	7.62 a 10.05	Concreto de las calles cuarteado
11-29	3.35 a 8.83	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta
28	8.53	50% de destrucción de casas
21-25	6.40 a 7.62	Daños a panel de acero y edificios
18	5.48	Daños a cimientos de construcciones cercanas
15-18	4.57 a 5.48	Completa destrucción de casas que se encuentran cerca
13	3.96	Probable destrucción total de construcciones
8-10	2.4 a 3.04	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con daños fatales

CAPITULO IV

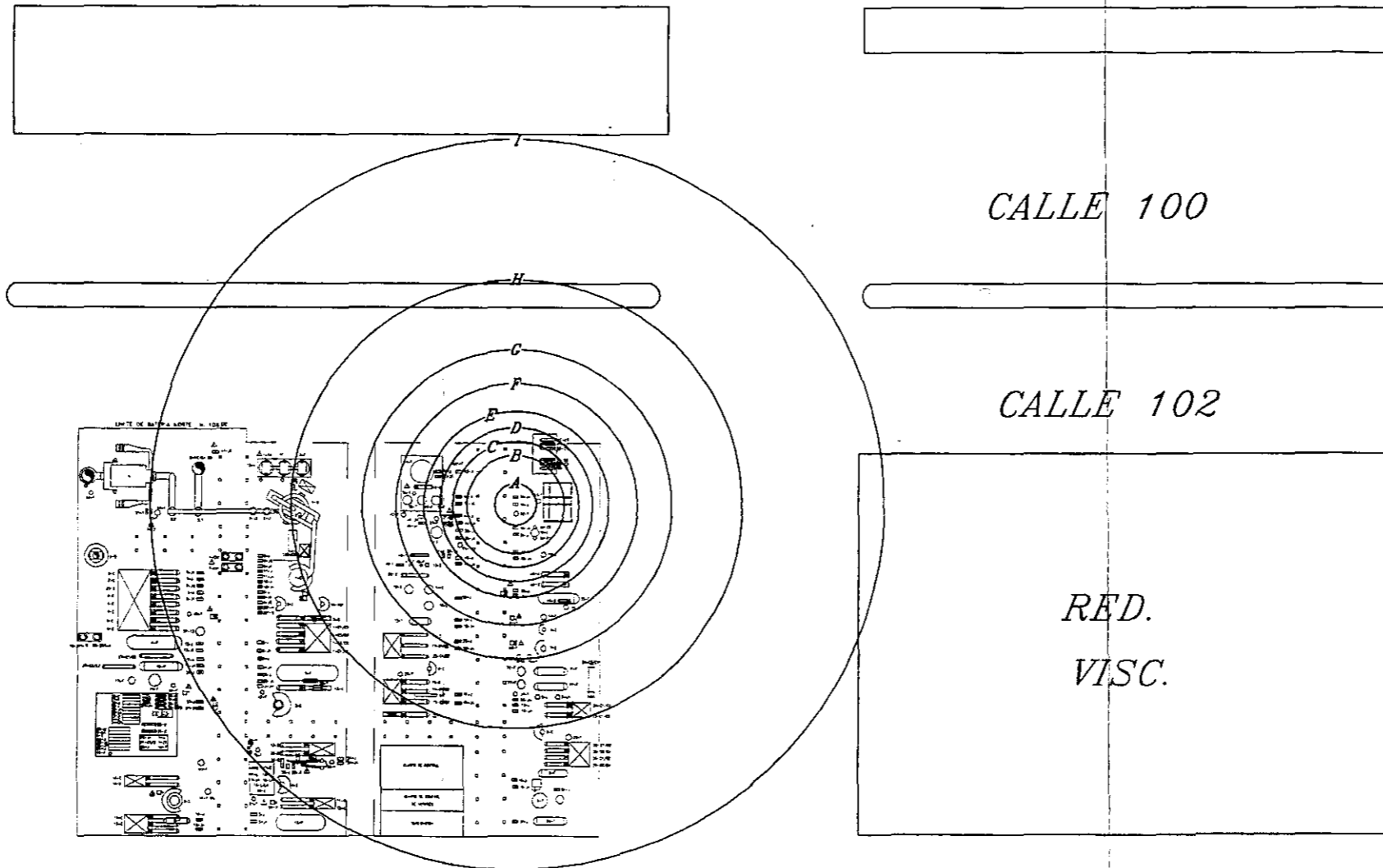
CONCLUSIONES

Y

RECOMENDACIONES



EQUIPO	DESCRIPCION
16-E	TORRE DEPROPILENIZADORA
52-F	TANQUE DE BALANCE
53-F	TANQUE DE REFLUJO
55 C1-C6	CONDENSADOR DE LA TORRE 16-E
56 C1-C2	REHERMIDOR DE FONDOS DE LA TORRE 16-E
58-J/JA	BOMBAS DE CARGA
59-J/JA	BOMBAS DEL REFLUJO



AREA	PRESSION (PSI)	DIAMETRO (m)
A	30.0	10.810
B	20.0	14.504
C	10.0	18.017
D	7.0	21.062
E	5.0	26.305
F	3.0	36.034
G	2.0	43.691
H	1.0	72.068
I	0.5	116.299

NOTA: VER APENDICE D DE EFECTOS DE NUBES EXPLOSIVAS

HIDROS
No. 1

RED.
VISC.



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

Podemos concluir que por medio de las sesiones HazOp se visualizaron 31 escenarios con riesgos potenciales en los nodos: "Sección de precalentamiento de carga al Reactor" y "Convertidor 1-D". Al evaluar el nivel de riesgo se encontraron, 3 escenarios de tipo A, 18 de tipo B y 10 de tipo C. Para reducir o controlar el nivel de riesgo se sugiere llevar a cabo las recomendaciones que se muestran en la Tabla 4.1, sin olvidar que las recomendaciones de clase A indican una alta prioridad y que requieren una acción inmediata para evitar la ocurrencia de algún accidente ó mitigar su consecuencia. En algunos de los escenarios se observó que las acciones recomendadas involucran control y automatización del proceso para mejora de la operabilidad, esto es un riesgo potencial que debe preverse, porque en la industria se ha observado que provoca una centralización de información y no hay una actualización en los conocimientos requeridos por los operadores dada la tecnología tan sofisticada. Para controlar los riesgos una de las recomendaciones principales sería seguir con la difusión y el cumplimiento de los procedimientos y programas específicos para cada especialidad. Una actividad administrativa dentro de la empresa que se recomienda es seguir fomentando una cultura organizacional en aspectos de seguridad.

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

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
1. Disminución de la diferencial de presión (ΔP) por alta presión en la cámara de separación ó por baja presión en el Regenerador. Esta desviación puede ocasionar explosión en el Regenerador, por la presencia de vapores de gasolina y más ligeros que pasan con el catalizador, con pérdidas económicas por daños internos en el Convertidor 1-D y por paro de operación.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Instalación del sistema electrónico anti-surge en el Compresor de gas 2-J. 2. Verificación, por parte del personal de operación, del cumplimiento correcto del programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Automatizar el desvío de carga del Convertidor 1-D a la Fraccionadora 1-E. 4. Revisar y actualizar, tomando en cuenta los puntos de vista del personal involucrado con la operación de la planta, los programas de capacitación y adiestramiento al personal que labora en el área y de nuevo ingreso. 	A



Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).

(Continuación)

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
2. Alta presión en el Regenerador por atoramiento de la válvula deslizante en posición de cerrado. Esto puede ocasionar daños internos en el Convertidor 1-D y paro de operación.	5. Verificar el cumplimiento del programa institucional de mantenimiento preventivo a las válvulas deslizantes. 6. Contar con el refaccionamiento adecuado para disminuir la posibilidad de falla de la válvula deslizante.	A
3. Aceite alrededor de las bombas 3J/JA. Esto puede provocar lesiones al personal por caída.	7. Empacar prenses de válvulas. 8. Hacer pruebas hidrostáticas en equipos (cambiadores de calor) y circuitos (solo circuitos nuevos) en reparaciones generales e institucionales. 9. Instalar sistema de lubricación por niebla.	A
4. Alta presión en la Fraccionadora 1-E por una mayor producción de ligeros en el Riser. Esto puede provocar el disparo del Compresor 2-J y contaminación del medio ambiente ó sobrepresión de la cámara de separación.	10. Documentar y difundir los riesgos que provoca una desviación en la calidad de la carga fresca a la Planta Catalítica I.	B
5. Hay menos flujo al tanque 12-F, si la válvula de toma de muestra se queda abierta. Esto ocasiona contaminación del medio ambiente y bajo nivel en el tanque 12-F.	11. Elaborar un procedimiento interno de muestreo, en la Planta Catalítica I, que incluya la autorización para muestreo y difundir al personal operativo el procedimiento del laboratorio.	B
6. No hay aterrizamiento del tanque 12-F por cables sueltos ó sulfatados. Esta falla puede ser la causa de acumulación de energía estática en el tanque 12-F.	12. Verificar, por parte del personal de operación, la aplicación correcta del programa de mantenimiento preventivo a conexiones a tierra. 13. Realizar inspección visual en las conexiones a tierra de los equipos.	B
7. Alta presión en la cámara de separación por disparo del 2-J. El disparo del 2-J puede ocasionar la disminución de la presión diferencial "DP" ó contaminación del medio ambiente por el desfogue de vapores.	14. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a la PV14-A/B y verificar que se aplique correctamente. 15. Contar con el refaccionamiento necesario para dar el mantenimiento que garantice la operación continua del Compresor 2-J. 16. Cumplir y aplicar correctamente el programa de mantenimiento predictivo al Compresor 2-J.	B



Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
(Continuación)

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
8. Hay más flujo al tanque 12-F, debido a que se alimenta a la vez carga a través de la línea 0-1701-6"-1P3, Diagrama 4.2. Esta desviación puede causar el sobrellenado del tanque 12-F y como consecuencia el relevo de flujo líquido por la RV-12F.	17. Identificar las válvulas de la línea de recirculación corta 0-1186-4"-(1P3) del Diagrama 4.2. 18. Elaborar un plan de emergencia específico para hacer recirculación corta ó larga a paro de planta. 19. Elaborar simulacros para hacer recirculación corta ó larga.	B
9. No hay succión de vapores de la desintegración por falla del Compresor 2-J. Esta falla puede ocasionar sobrepresión en la cámara de separación y disminución de la presión diferencial "DP", con pérdidas económicas y ambientales.	20. Cumplir totalmente con el control de calidad de la carga fresca alimentada al Convertidor 1-D.	B
10. Alta presión en el tanque 12-F, debido a la alta presión en el circuito de Pre calentamiento de Carga, por estar cerrada la válvula de recirculación al tanque 12-F (línea 0-1175-4"-1P3 del Diagrama 4.2). Puede haber fugas por conexiones ó ruptura del tanque 12-F.	21. Instalar un sistema de control de presión en el tanque 12-F.	B
11. No hay flujo de vapor al Convertidor 1-D, por falla de las válvulas MV-6, 8 ó 9 en posición de cerrado.	22. Automatización del desvío de carga del Convertidor 1-D a la Torre Fraccionadora 1-E.	B
12. Menos flujo al tanque 12-F, debido a que las válvulas en la línea de recirculación corta, 0-1186-4"-(1P3) del Diagrama 4.2, pueden quedar parcialmente abiertas en operación normal.	23. Colocar válvula check en la línea de recirculación en dirección de la línea de alimentación de carga al tanque 12-F. 24. Supervisar la aplicación total del reglamento de uso del equipo de protección personal, con el fin de evitar lesiones durante el mantenimiento a líneas, válvulas ó equipos. 25. Elaborar y difundir un procedimiento para verificación de purgas. 26. Supervisar que se cumpla al 100% el procedimiento de colocación y retiro de juntas ciegas.	B



Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
(Continuación)

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
13. Más flujo al tanque 12-F por falla de la LV-5B en posición de abierto. Esta desviación puede causar el sobrellenado del tanque 12-F y como consecuencia el relevo de flujo líquido por la RV-12F.	27. Cumplir con el mantenimiento a secadores de aire y UPS's.	B
14. Baja actividad del catalizador por mayor cantidad de metales en la carga fresca. La baja actividad del catalizador ocasiona bajo rendimiento de gasolina.	28. Mantener el control de corrosión con el tratamiento químico integral. 29. Supervisar el cumplimiento del programa de análisis y sangría de catalizador.	B
15. Alta presión en el tanque 12-F debido a la entrada de vapor de media por la línea de vaporizado. Esta desviación puede causar la falla de la bomba 3-J y paro del Convertidor 1-D ó puede ser la causa de ruptura del tanque 12-F.	30. Juntacegar la línea de entrada de 2" de vapor de media, después de cada paro.	B
16. Alta temperatura en el Regenerador por alimentación de aire sobrecalentado, durante el arranque del Convertidor 1-D. Esta desviación puede ser la causa de sobrepresión en el regenerador por temperatura y puede causar daño al catalizador.	31. Supervisar, por parte del personal de operación, el cumplimiento correcto del mantenimiento preventivo al sistema de encendido electrónico.	B
17. No hay flujo de carga fresca al riser por falla de la bomba 3-J. Esta falla puede provocar daños a los serpentines del Calentador 2-B y paro de planta.	32. Revisar periódicamente y verificar que se cumpla al pie de la letra la lista de verificación de disponibilidad de equipo de relevo.	B
18. Alta presión en el Regenerador por entrada de vapor de emergencia. Esto puede ocasionar daños internos en el Convertidor 1-D.	33. Cambio de válvulas automáticas MV-8 y MV-9 de vapores de emergencia por concluir su vida útil.	B
19. La corrosión interna ó externa del tanque 12-F y de la soportería es causa de menos estructura y puede dar como consecuencia una falla que origine alguna fugasen el tanque.	34. Verificar, por parte del personal de inspección y seguridad, el cumplimiento del programa de calibración del tanque 12-F. 35. Verificar que se siga aplicando el recubrimiento anticorrosivo a la soportería del tanque 12-F.	B



Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
(Continuación)

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
20. No hay flujo al tanque 12-F debido a que la planta combinada sale de operación por alguna emergencia y no se tiene bombeo de tanques.	36. Instalar sistema fijo de comunicación inter-sectores.	B
21. No hay flujo del tanque 12-F al Reactor Convertidor 1-D, debido a que la válvula V18 (localizada en la línea 0-1160-12''-3C3F después del calentador 2-B) se encuentra cerrada. Esto puede causar sobrepresión de los serpentines del calentador 2-B y ruptura.	37. Automatizar el circuito de recirculación larga.	B
22. Presión de vacío en el tanque 12-F debido a que la válvula de la línea igualadora del 12-F se encuentra cerrada, sin alimentación de presión positiva y con la bomba 3-J operando. Esta falla puede ser causa del colapso del 12-F.	38. Instalar un manovacuómetro en el tanque 12-F. 39. Revisar e incluir en el procedimiento de arranque de la planta un paso más para prevenir un posible colapso del tanque 12-F.	C
23. No hay flujo del tanque 12-F al convertidor 1-D, debido a que la válvula de compuerta V5 (localizada en la línea 1102-12''-1P3, antes de la bomba 3-J), se encuentra cerrada. Una falla de este tipo puede ocasionar paro de operación de la planta.	40. Elaborar y actualizar el formato de verificación de alineación de válvulas.	C
24. Presión de vacío en el tanque 12-F después del vaporizado (durante el tiempo de paro), ocasionado por el enfriamiento del tanque 12-F sin alimentación de aire. Esta falla puede ser la causa de colapso del tanque 12-F.	41. Dar seguimiento a los procedimientos de operación durante un paro de planta.	C
25. No hay flujo del tanque 12-F al reactor convertidor por falla de las válvulas FV's 35 y/o 36 en posición de cerrado. Esta falla provoca sobrepresión de la línea hacia atrás de las FV's y puede ser la causa de daños al Calentador 2-B por temperatura.	42. Dar seguimiento al pie de la letra a los procedimientos para evitar bloquear protecciones.	C



Tabla 4.1 Recomendaciones del Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
(Continuación)

ESCENARIO, CAUSA Y/O FUNDAMENTO	RECOMENDACIÓN	CLASE
26. No hay flujo del tanque 12-F al reactor convertidor por obstrucción, en algún punto de la línea de carga, por sedimentación. Esto ocasiona sobrepresión de la línea hacia atrás de la obstrucción y paro de operación.	43. No recibir gasóleo fuera de especificación de otros centros de trabajo. 44. Instalar alarma por alta presión en la entrada y salida del calentador 2-B.	C
27. Menos presión en el tanque 12-F debido a que la válvula de bloqueo de la línea igualadora se encuentra cerrada. Esta falla puede ser causa del un colapso del tanque 12-F.	45. Revisar e incluir en el procedimiento de arranque de la planta la verificación de que la válvula de bloqueo este alineada y que quede con un candado que evite que por error se cierre.	C
28. Alto flujo al tanque 12-F si se alimenta a la vez la recirculación corta, a través de la línea 0-1186-4"-1P3 (Ver Diagrama 4.2) Esta desviación puede ser la causa de sobrepresión por sobrellenado del tanque 12-F y relevo de la RV-12F.	46. Identificar las válvulas de la línea de recirculación corta 0-1186-4"-1P3. 47. Actualizar plan de emergencia específico para hacer recirculación corta, larga ó paro de planta. 48. Realizar simulacros para hacer recirculación corta o larga.	C
29. Bajo flujo de entrada al Riser por alimentación de carga fresca por debajo de la capacidad de diseño del Riser (menor a 70%, 28000 BPD). Esto provoca inestabilidad en el Riser.	49. No operar a menos de 70% de carga.	C
30. Flujo inverso por alta presión en la línea 0-1160-12"-3C3F del circuito de carga.	50. Verificar, por parte de personal de operación, el cumplimiento del programa de revisión a válvulas check's.	C
31. Retroceso de Flujo debido a giro inverso de la flecha de la bomba. Esto puede ser la causa de sobrepresión por sobrellenado del tanque 12-F.	51. Verificar el cumplimiento del procedimiento para rotación de motor.	C



4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Por medio del Análisis de Arbol de fallas aplicado al escenario: “Disminución de la presión diferencial entre el regenerador y la cámara de separación en el convertidor”, se obtuvieron los resultados siguientes:

- a) La probabilidad de que ocurra el accidente en las condiciones actuales es $P_1=4.1 \times 10^{-1}$ (Ver Diagrama 4.4).
- b) La probabilidad de que ocurra el accidente con las recomendaciones incluidas es $P_2=9.7 \times 10^{-2}$ (Ver Diagrama 4.5).

De lo anterior se concluye que no se acepta el riesgo de ocurrencia en las condiciones actuales ($P_1=4.1 \times 10^{-1}$). Para disminuir la probabilidad a $P=9.7 \times 10^{-2}$ se sugiere seguir las siguientes recomendaciones:

- ☛ Instalar el sistema electrónico anti-surge en el compresor de gas 2-J.
- ☛ Verificar el cumplimiento correcto del procedimiento de revisión, calibración y prueba de la válvula FV-1.
- ☛ Elaborar un programa de capacitación sobre el funcionamiento de válvulas de control, con el fin de reducir la posibilidad de error humano por falsa señal.
- ☛ Verificar el cumplimiento correcto del programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo al compresor 2-J y al soplador de aire 1-J.
- ☛ Elaborar y supervisar la aplicación de una lista de verificación (checklist) a servicios auxiliares (aire, vapor, corriente eléctrica).



4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

1. Por medio de los resultados del análisis de **incendio de la nube de propileno no confinada debida a la fuga por los sellos mecánicos en la bomba 59-J**, se concluye que:
 - El límite inferior de inflamabilidad (L.I.I.) alcanza un radio de 39 metros.
 - A partir de un radio de 56.7 m (1/2 L.I.I.) se pueden considerar zonas de seguridad para establecer planes de emergencia y rutas de evacuación.
2. Del análisis de **efectos de explosión de la nube de propileno no confinada debida a la fuga por los sellos mecánicos en la bomba 59-J** se concluye que:
 - A una distancia de 43.5 metros puede haber algunos daños a techos de casas y 10% de *ventanas rotas*.
 - A una distancia de 10 metros puede haber derrumbe parcial de casas.
 - A una distancia de 5 metros puede haber daños a cimientos de construcciones.

Para prevenir la fuga por los sellos en la bomba 59-J/JA se sugiere seguir las siguientes recomendaciones:

- ☞ Difundir los efectos y las causas de un incendio y explosión de una nube de propileno no confinada debida a una fuga por los sellos mecánicos en la bomba 59-J.
- ☞ Difundir (con lettereros) la "Meta Cero Fugas" y elaborar un programa de revisión y corrección de fugas por sellos mecánicos.
- ☞ Con base a los resultados del análisis de consecuencias ocasionadas por la nube de propileno no confinada debida a una fuga por los sellos mecánicos en la bomba 59-J, elaborar un **plan de emergencia y rutas de evacuación**, y realizar **simulacros** en los que participe todo el personal que labora en la Planta Catalítica I.
- ☞ Instalar sistema de detección de explosividad con alarma visual y sonora.
- ☞ Instalar sellos mecánicos dobles en bombas que manejen sustancias inflamables.

APENDICES



APENDICE A

SECUENCIA DE CÁLCULO DE UNA DESCARGA⁽⁹⁾

Dada la altura y la presión de vapor de un liquido, la velocidad promedio de una descarga instantánea de liquido de un tanque u otro contenedor es comúnmente dada por la siguiente ecuación:

$$m = A_h C_d \sqrt{\rho_l [2g\rho_l(H_L - H_h) + 2(P_o - P_a)]} \quad \text{Ec.1}$$

Donde:

m = Grado de descarga, kg-s

g = Constante gravitacional, 9.8 m/s²

ρ_l = Densidad del liquido, kg/m³

P_o = Presión de almacenado, N/m²

P_a = Presión ambiente, N/m²

H_L = Altura del nivel del liquido en el contenedor, m

H_h = Altura de la descarga, m

A_h = Area de la descarga, m²

C_d = Coeficiente de Descarga

Para un tanque de almacenamiento a presión atmosférica la velocidad promedio de descarga puede ser obtenida en base al tiempo requerido (T_c) para que se vacíe. Las expresiones están en función del tipo de la geometría de los tanques de almacenamiento, a continuación se muestran dichas expresiones:

Tanque rectangular:

$$T_c = \frac{8 \times L \times W \times \sqrt{H_T}}{C_d \times D_o^2 \times \pi \times 2 \times g} \quad \text{Ec. 2}$$



Tanque cilíndrico vertical:

$$T_e = \frac{D_T^2 \times \sqrt{2 \times H_T}}{C_d \times D_o^2 \times \sqrt{g}} \quad \text{Ec. 3}$$

Tanque cilíndrico Horizontal:

$$T_e = \frac{16 \times H_T \times D_T^{1.5}}{C_d \times D_o^2 \times 3 \times \pi \times \sqrt{2 \times g}} \quad \text{Ec. 4}$$

Tanque esférico:

$$T_e = \frac{16}{15} \frac{D_T^{2.5}}{C_d \times D_o^2 \times \sqrt{2 \times g}} \quad \text{Ec. 5}$$

donde:

D_T = Diámetro del tanque, m

D_o = Diámetro del orificio, m

H_T = Altura del líquido, m

T_e = Tiempo de vaciado, sec.

Si el tanque se encuentra lleno y el diámetro circular del orificio D_o se encuentra en la parte inferior de este, la velocidad promedio de descarga esta dada por:

$$m_{avg} = \frac{M}{T_e} \quad \text{Ec. 6}$$

donde M es la masa total del líquido en el tanque expresado en kg.

La Ec. 1 puede ser usada para calcular descargas promedios de líquidos presurizados. Si la diferencia entre la presión del tanque y del medio ambiente ($P_o - P_a$) es mucho mayor que la diferencia de presiones en la cabeza del líquido ($H_L - H_v$), la Ec. 1 queda de la siguiente manera:

$$m = A_h C_d \sqrt{2 \rho_l (P_o - P_a)} \quad \text{Ec. 7}$$



Este modelo debe ser usado para calcular la descarga de un líquido en recipientes, cuando el orificio de descarga es menor de 4 pulgadas de la pared interna del tanque.

COEFICIENTES DE DESCARGA⁽⁹⁾

Tipo de orificio	Coefficiente de descarga
Orificios rectangulares	0.62
Orificios con bordes afilados	0.62
Orificios rectangulares con: uniformidades/ dentado/ bordes en dirección hacia afuera en forma de pétalos.	0.83
Válvulas de alivio	0.98



APENDICE B^(17, 18, 19)

MODELO DE DIFUSIÓN DE UNA NUBE DE GAS POR FUGA

Este modelo esta basado en la ecuación de Difusión Gaussiana de un gas o vapor. Su algoritmo ha sido diseñado para proveer de una estimación del Area de Riesgo o de "Exclusión" generada por una fuga continua de un gas o de un vapor proveniente de un liquido que se evapora. Para aplicar este modelo es necesario establecer una Concentración Máxima Permissible de Exposición (CMPE). La cual permite estimar el área de exclusión o área de evacuación en caso de accidente. Las ecuaciones gaussianas se emplean bajo el supuesto que las concentraciones máximas se registren a nivel del piso i. e. ($z=0$), y que el gasto de emisión es constante durante el tiempo de modelación, así como las características meteorológicas.

La primera etapa del algoritmo de cálculo se refiere al establecimiento del gasto de emisión.

En la ocurrencia de una fuga de un gas, el gasto emitido Q (g/s) estará determinado por las características del almacenamiento o línea donde se produzca. Conociendo las condiciones de operación tamaño de la ruptura, presión de almacenado, en caso de una ruptura de un almacenamiento ó diámetro y velocidad en el caso de una fuga en una línea se puede calcular el gasto emitido. Para fines prácticos de prevención se recomienda modelar considerando un gasto máximo probable de gas fugado.

La segunda etapa de cálculo corresponde a la determinación de la curva de isoconcentración para la Concentración Máxima Permissible de Exposición (CMPE), empleando la ecuación:

$$Y = \left(2 \cdot \ln \left[\frac{C(x,0,0; He)}{C(x, y,0; He)} \right] \right)^{\frac{1}{2}} \cdot Sy$$

Para el caso de fuga de gas:

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

$$C(x, y,0; He) = CMPE$$



donde:

$C(x, 0, 0; He)$ = Concentración del gas (g/m^3), x metros viento debajo de la fuga.

$\pi = 3.1416$

S_y = Coeficiente de Dispersión en la dirección y, (m).

S_z = Coeficiente de Dispersión en la dirección z, (m).

H_e = Altura de Emisión, (m).

CMPE = Concentración Máxima Permissible de Exposición, (g/m^3).

U = Velocidad media del viento (m/s).

La tercera etapa de cálculo se refiere a la determinación del área de exclusión. Debido a que esta última estará determinada por las condiciones de estabilidad atmosférica y por la dirección del viento, se ha definido un ángulo de variación o fluctuación (θ) de la pluma de gas o vapor, que es función del tipo de estabilidad. En el modelo se asumen los ángulos siguientes:

Categoría de estabilidad	(θ)
A-B	80°
C-D	30°
E-F	15°

Cuando el tipo de la estabilidad es (B-C) se considera un ángulo de 55°.

El área de exclusión estará entonces definida por un sector con un ángulo θ más la distancia Y_{max} a ambos lados, alcanzando una distancia X_{max} .

Para el cálculo de los coeficientes de dispersión S_y y S_z se requiere considerar el tipo de estabilidad atmosférica prevaeciente. En el modelo se emplea la clasificación de estabilidad de Pasquell.

Clase	Estabilidad
A	Muy inestable
B	Inestable
C	Ligeramente inestable
D	Neutra
E	Estable
F	Muy estable



La clase se determina a partir de la tabla siguiente, la cual considera varias combinaciones entre la velocidad del viento y la radiación solar durante el día, y la nubosidad durante la noche:

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

* Nota:

Radiación solar fuerte significa: >600 W/m².

Radiación solar moderada significa entre: 300 y 600 W/m².

Radiación solar ligera significa: <300 W/m².

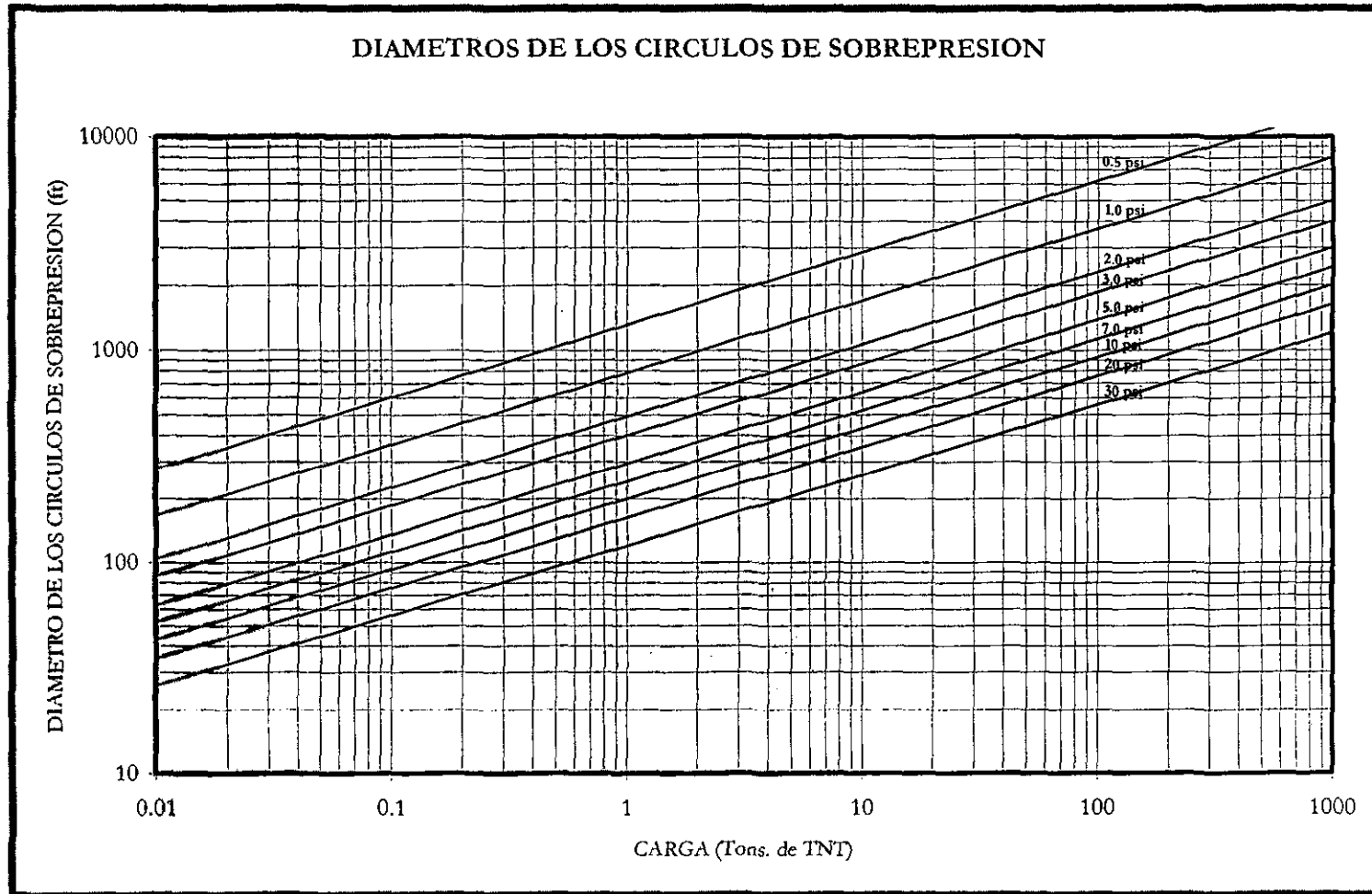
Los valores de Sy ó Sz se obtienen utilizando la ecuación:

$$S_y \text{ ó } S_z = ax^b + c$$

Donde los coeficientes correspondientes, en función del tipo de estabilidad son:

Clase		x < 1 km			x > 1 km		
		a	b	c	a	b	c
A	Sy	0.215	0.858	0	Mismos coeficientes que para x < 1 km		
	Sx	0.467	1.890	0.01			
B	Sy	0.155	0.889	0			
	Sx	0.103	1.110	0			
C	Sy	0.105	0.903	0			
	Sx	0.066	0.915	0			
D	Sy	0.068	0.908	0			
	Sx	0.0315	0.822	0			
E	Sy	0.050	0.914	0	0.050	0.914	0
	Sz	0.0232	0.745	0	0.148	0.150	-0.126
F	Sy	0.034	0.908	0	0.034	0.908	0
	Sz	0.0144	0.727	0	0.0312	0.306	-0.017

APENDICE C⁽¹⁵⁾





APENDICE D⁽¹⁵⁾

EFECTOS DE NUBES EXPLOSIVAS EN REFINERÍAS

UNIDAD AFECTADA	TIPO DE ESTRUCTURA	PRESION Y EFECTO
Cuartos de control	Construcción de concreto y estructura de fierro.	0.5 psi - rotura de ventanas. 1.0 psi - deformación de la estructura. 1.5 psi - derrumbe del techo. 3.5 psi - derrumbe de muros de concreto.
Torre rectangular	Estructura de concreto.	5.5 psi - fractura de la estructura de concreto. 7.0 psi - derrumbe de la estructura y la torre.
Torre de vacío octagonal	Estructura de concreto.	7.0 psi - fractura de la estructura. 7.5 psi - ruptura de anclaje de la torre y caída de ella.
Torre fraccionadora	Montada sobre pedestal de concreto.	4.5 psi - aflojamiento de tuercas de anclaje. 7.0 psi - caída de la torre.
Torre de regenerador	Estructura de acero.	5.0 psi - deformación de la columna. 7.0 psi - caída de la torre.
Torre de regenerador	Estructura de concreto.	8.5 psi - fractura de la estructura. 7.0 psi - derrumbe de la estructura y la torre.
Reactor rectangular de cracking catalítico.	Estructura de concreto.	8.0 psi - fractura de la estructura 12.0 psi - derrumbe de la estructura de la torre.
Desisobutanizador	Montado sobre pedestal y zapatos.	9.5 psi - caída del reactor.
Unidad de recuperación de vapor	Con estructura rectangular de acero.	6.0 psi - derrumbe de la estructura.
Horno de tubos fijos		1.5 psi - desplazamiento ligero de su posición original. 6.0 psi - caída de chimenea.
Edificio de mantenimiento		0.3 psi - caída de techo de asbesto corrugado. 3.0 psi - deformación de la estructura. 5.0 psi - derrumbe de muros de tabique, deformación seria de la estructura. 6.0 psi - derrumbe de la estructura.
Torre de enfriamiento de agua		0.3 psi - caída de lumbreras de asbesto corrugado. 3.5 psi - derrumbe de la torre.
Tuberías	Soportadas por estructura de acero	3.5 psi - deformación de la estructura. 6.0 psi - derrumbe de la estructura y rompimiento de la tubería.
Tuberías	Soportadas por estructura de concreto.	3.5 psi - fracturas de la estructura. 5.0 psi - derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.
Tanques de almacenamiento	Techo cónico y techo flotante.	1.5 psi - levantamiento de tanques vacíos. 3.5 a 6.5 psi - levantamiento de tanques llenos o medios llenos, dependiendo de su capacidad.
Tanques de almacenamiento esféricos		7.0 psi - deformación de la estructura en tanques llenos. 7.5 psi - deformación de la estructura en tanques vacíos. 9.0 psi - derrumbe de tanques llenos. 9.5 psi - derrumbe de tanques vacíos.



APENDICE D (CONTINUACION)⁽⁹⁾

EFFECTOS DE NUBES EXPLOSIVAS EN REFINERÍAS

SOBREPRESION PSIG	DÁÑOS ESPERADOS
0.03	Rompimiento de ventanas bajo tensión.
0.30	Algunos daños a techos de casas, 10% de ventanas rotas.
0.50-1.0	Ventanas usualmente fragmentadas; algunos otros daños.
1.0	Casas parcialmente demolidas, inhabitables.
1.0-8.0	Daños causados por fragmentos de vidrios en el aire.
2.0	Derrumbe parcial de los muros de casas.
2.0-3.0	Concreto de las calles cuarteado.
2.4-12.2	Ruptura de la membrana auditiva del 90 a 1% en la población expuesta.
2.5	50% de destrucción de casas.
3.0-4.0	Daños a panel de acero y edificios.
5.0	Daños a paneles y mamparas de madera.
5.0-7.0	Casi completa destrucción de casas que se encuentran cerca.
10	Probable destrucción total de construcciones.
15.5-29.0	La población cercana se afecta en un intervalo del 99 al 1% con daños fatales.



APENDICE E⁽⁹⁾

FACTORES DE EXPLOSIVIDAD PARA VAPORES Y GASES

Substancias con un factor de explosividad de $f=0.03$	
Acetona	n-Decano
Acilonitrilo	n-Heptano
Benceno	n-Hexano
Monóxido de carbono	n-Pentano
Eter dimetilico	n-Propanol
Etano	Acetato de n-propilo
Etanol	Eter de petróleo
Hidrógeno	Propano
Sulfuro de Hidrógeno	Propileno
Alcohol Isopropílico	p-Xileno
Acetato de metilo	Tetrafluoruro de etileno
n-Butano	Tolueno
Acetato de n-butilo	Acetato de vinilo
Metano	Cloruro de vinilo
Metanol	Gas de agua

Substancias con un factor de explosividad de $f=0.06$	
Disulfuro de carbono	Eter di-vinílico
Ciclohexano	Etileno
Eter di-etílico	Oxido de propileno

Substancias con un factor de explosividad de $f=0.49$	
Acetileno	Nitrometano
Oxido de etileno	Acetileno vinílico



APENDICE F

PROBABILIDADES DE OCURRENCIA DE ACCIDENTES UTILIZADAS EN ÁRBOL DE FALLAS⁽¹⁰⁾

COMPONENTE	PROBABILIDAD
Falla de gas por falla de línea.	0.1
Error humano (ignición por soldadura o corte).	1E-2
Falla detector de gas o fuego.	8.76E-2
Válvula mecánicamente defectuosa.	1E-4
PSV mal calibrada.	1E-2
Falla aplicación de soldadura (soldadores no certificados).	1E-2
Falla de inspección (omisión).	1E-2
Falla al tomar la acción correcta después de la observación.	1E-3
Falla control de calidad (materiales corrosivos).	1E-3
Falla mantenimiento (calibración o recubrimiento anticorrosivo).	1E-2
Falla de decisión (se opera en el límite de retiro).	1E-3
Falla operacional (equivocacional).	1E-3
Falla secundaria debida a efectos ajenos.	1E-9
Falla procedimiento operacional (omisión).	1E-2
Falla indicador de nivel.	8.76E-2
Falla válvula de cierre rápido.	8.76E-2
Falla alarma por alto nivel.	8.76E-2
Falla alarma por alta presión.	8.76E-2
Falla indicador de temperatura a la salida de los cambiadores.	8.76E-2
Falla de diseño o deterioro durante su servicio.	1E-2
Falla de decisión (la línea opera en su límite de retiro).	1E-3
Procedimiento no actualizado o difundido.	5E-3
No se sigue el procedimiento operacional.	1E-2
Falla de bomba.	1E-1
Falla de interruptor.	1E-1
Corto circuito.	1E-1
Falta de corriente.	1E-1/1E-2
Falla motor.	1E-3
Error de operación.	1E-1
Falla mecánica.	1E-4
Error de inspección.	1E-1
Falla bomba centrífuga.	1.04E-4
Falla bomba centrífuga (catastrófico).	1.04E-6
Falla bomba (impulsada a motor).	2.4E-6



APENDICE G

MATRIZ GENERALIZADA DE POSIBLES DESVIACIONES A ENCONTRAR CON EL ANÁLISIS "HazOp" EN PROCESOS QUÍMICOS⁽¹⁰⁾

PARÁMETRO	PALABRA GUÍA			
	NO	INVERSO	MÁS	MENOS
FLUJO	No flujo	Flujo inverso	Más flujo	Menos flujo
PRESIÓN	No hay presión	Presión de vacío	Más presión	Menos presión
TEMPERATURA			Alta temperatura	Baja Temperatura
VISCOSIDAD			Alta Viscosidad	Baja Viscosidad
NIVEL	Vacío		Nivel alto	Nivel bajo
MEZCLA	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla pobre
REACCIÓN	No reacción	Reacción inversa	Reacción descontrolada	Reacción incompleta
OPERACIÓN	Falla de servicios		Descollamiento	Espera
SECUENCIA	Omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso retrasado
RELEVO	Inadecuado			
ATERIZAMIENTO	Fuentes de ignición			
INSTRUMENTACIÓN	Falla de instrumentos		Confiable	
CONTENEDOR	Ruptura			
ESTRUCTURA	Falla de soporte			Corrosión/ erosión



APENDICE G (CONTINUACION)

MATRIZ GENERALIZADA DE POSIBLES DESVIACIONES A ENCONTRAR CON EL ANÁLISIS "HazOp" EN PROCESOS QUÍMICOS

PARÁMETRO	PALABRA GUÍA		
	PARTE DE	TAMBIEN COMO	OTRO QUE
FLUJO	Composición	Contaminación	Materiales equivocados
PRESIÓN		Golpe de ariete	
TEMPERATURA	Gradiente	Oxidación/ Fragilización	
VISCOSIDAD	Cambio de fase		
NIVEL			
MEZCLA		Espuma	
REACCIÓN	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
OPERACIÓN	Arranque/ paro	Mantenimiento	Muestreo
SECUENCIA	Parte del paso	Acción extra incluida	Acción equivocada
RELEVO	Dos fases	Efecto joule Thompson/ Enfriamiento	
ATERRIZAMIENTO			
INSTRUMENTACIÓN		Alarmas	Paro de emergencia
CONTENEDOR		Seguridad	Ambiente
ESTRUCTURA		A prueba de fuego	



APENDICE H

MATRIZ GENERALIZADA DE POSIBLES DESVIACIONES A ENCONTRAR CON EL ANÁLISIS "HazOp" EN PROCEDIMIENTOS⁽¹⁰⁾

PARÁMETRO	PALABRA GUÍA			
	NO	INVERSO	MÁS	MENOS
INFORMACIÓN	Pérdida	Mal interpretada	Confusión	Inadecuada
ACCIÓN	No hay	Contrario	Hacer más de lo requerido	Subestimada
TIEMPO			Demasiado largo	Demasiado corto
SECUENCIA	Paso omitido	Paso hacia atrás	Paso anticipado	Paso demasiado tarde
SEGURIDAD	No cumplimiento			

PARÁMETRO	PALABRA GUÍA		
	PARTE DE	TAMBIEN COMO	OTRO QUE
INFORMACIÓN	Parcial	Tensión	Errónea
ACCIÓN	Incompleta		Errónea
TIEMPO			Erróneo
SECUENCIA	Parte del paso omitido	Acción extra incluida	Acción equivocada
SEGURIDAD		Ambiental	Equipo

**BIBLIOGRAFIA**

1. **“Control de riesgos de accidentes mayores”**
Ed. ALFAOMEGA México 1985.
Oficina Internacional del Trabajo Ginebra
2. **“Análisis y reducción de riesgos en la Industria Química”**
Santamaría Ramiro, J. M. Y Braña A., P. A.
Fundación MAPFRE, 1994.
3. **“Guidelines for Hazard Evaluation Procedures”**
Center for chemical process safety of the American Institute of Chemical Engineers.
2nd. Edition.
4. **“Eliminating potential process hazards”**
Trevor A. Kletz
Chemical Engineering
Pag.48, April 1, 1985.
5. **“Refino de Petróleo, Tecnología y Economía”**
J. H. Gary, G. E. Handwerk.
Ed. Reverté.
6. **“Seminario sobre Estudios HazOp: Introducción a los Estudios HazOp”**
Independent Engineering Services LTD (Agosto, 1998).
7. **“Faulttree User's Manual”**
Arthur D. Little, Inc. Acorn Park
Cambridge, Massachusetts 1996.
8. **“Vapor Cloud Explosion, Methods for the Calculation of the Physical Effects of the Escape of Dangerous Materials”.**
Wiekeman, B. J. Directorate General of Labour. Voobury
Holanda 1979.
9. **“ARCHIE User's Manual”**
Version 1.0
Federal Emergency Management Agency and U. S. Environmental Protection Agency.
10. **“Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries”.**
Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas at Austin
A Short Course Presented at IMP, México (Junio, 1994).



11. **"Fire Hazards properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids"**
National Fire Protection Association (NFPA). Standard 325 M
Quincy Massachussets 1990.
12. **"Loss Prevention in the Process Industries"**
Vols. 1-2
Butterworths, London, 1985.
13. **"Handbook of Industrial Loss Prevention"**
Ed. McGraw-Hill, 2da. Edición.
New York 1967.
14. **"A Survey of Vapour Cloud Incidents"**
CEP, September 1977.
pp. 54-62.
15. **"Guiding principles for Protection of High-Hazard Chemical and Plant Units:
Vapor Clouds"**
16. **Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp"**
American Institute Chemical Engineer
Aiche. (1998)
17. **"Workbook of Atmospheric Dispersion Estimates".**
Turner D. B.
Enviromental Protection Agency, oficce of Air Programs, Reserch Triangle Park. North
Carolina, 1970.
18. **"Les Moyens d' Estimation de la Dispersion des Polluants 'a I' des Cheminees
Industrielles".**
Mery P., Deniau R.
E.D.F., Bulletin de la Direction des Etudes et Reserches, serie A-Nucleaire, Hydraulique,
Thérmiqne, No. 3, pp. 5-64, 1972.
19. **"Accidental Episode Manual"**
Environmental Protection Agency
Reserch Triangle Park, North Carolina, 1972.