

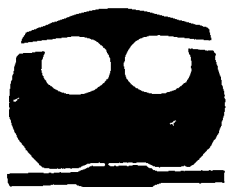


**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**"ANALISIS DE RIESGOS DE UN CIRCUITO DE  
PROPANO PROPILENO Y UN CIRCUITO DE NAFTA  
PESADA EN UNA PLANTA CATALITICA TIPO FCC"**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERA QUIMICA**  
P R E S E N T A :  
**VERÓNICA GISELA CARRILLO DÍAZ**



**EXAMENES PROFESIONALES  
FACULTAD DE QUIMICA**

MEXICO, D. F.

2002



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. JOSE ANTONIO ORTIZ RAMIREZ
Vocal	Prof. JAIME MEDINA OROPEZA
Secretario	Prof. MODESTO JAVIER CRUZ GOMEZ
1er. Suplente	Prof. RAMON E. DOMINGUEZ BETANCOURT
2o. Suplente	Prof. EDUARDO VIVALDO LIMA

SITIO DONDE SE REALIZO EL TEMA:  
LABORATORIO E-212, FACULTAD DE QUIMICA, UNAM.

ASESOR DEL TEMA

  
\_\_\_\_\_  
DR. M. JAVIER CRUZ  
GOMEZ.

SUPERVISOR TECNICO

  
\_\_\_\_\_  
ING. JUAN DIEGO  
SANCHEZ SANTANA.

SUSTENTANTE

  
\_\_\_\_\_  
VERONICA GISELA CARRILLO DIAZ

*Dedicó esta tesis a mis  
padres, hermanos y amigos  
que compartieron estos años  
de mi vida.*

## *Agradecimientos*

*A Dios por su paciencia y su amor.*

*A mis padres Beto y Beatriz por haberme dado la oportunidad de estudiar una carrera universitaria.*

*A mis hermanos Marco, Arely y Angélica por su apoyo y por los momentos que pasamos juntos.*

*A los maestros que con su enseñanza formaron en mi el amor a la Ingeniería Química.*

*Al Dr. Javier Cruz por permitirme ser parte del proyecto que dio origen a esta tesis.*

*A mis amigos: Martha, Ana, Lilitiana, Pety, Sergio Alfredo, Darío, German, Jorge, Juan Carlos, Rosa, Karina, Itzel y Janel.*

*A Loly, Sandra, Verónica, José Luis, Jazmin y Arturo por los inolvidables momentos que pasamos en la Biblioteca.*

*Amis compañeros del Ceaspa: Fernanda, Daniel, Fernando, Alfredo, Ramón, Carlos, José, Mario, Israel, Israel Santamaría, Francisco, Raúl, Sonia, Paola, Irma, Erika, Alejandra y Claudia.*

---

## TABLA DE CONTENIDO

---

	Página
LISTA DE CUADROS Y FIGURAS .....	i
ÍNDICE DE DIAGRAMAS .....	ii
<b>CAPITULO 1. INTRODUCCIÓN</b>	
1.1. JUSTIFICACIÓN .....	1
1.2. OBJETIVOS .....	3
<b>CAPITULO 2. MARCO TEÓRICO</b>	
2.1. ANÁLISIS DE RIESGOS .....	4
2.2. ETAPAS EN EL ANÁLISIS DE RIESGOS .....	5
2.3. MODELOS PARA ANÁLISIS DE RIESGOS .....	6
2.3.1. LISTAS DE COMPROBACIÓN CHECKLISTS .....	6
2.3.2. ÍNDICE DOW .....	7
2.3.3. ÍNDICE MOND .....	9
2.3.4. ANÁLISIS WHAT IF (¿QUÉ PASA SÍ?) .....	11
2.3.5. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS (FTA) .....	12
2.3.6. ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP) .....	15
2.4. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS .....	22
<b>CAPITULO 3. TRABAJO DE CAMPO</b>	
3.1. LA PLANTA CATALÍTICA .....	36
3.1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA CATALÍTICA ..	38
3.2. APLICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS .	46
3.2.1. RESULTADOS DE LAS SESIONES HAZOP .....	46
3.2.1.1. CIRCUITO 1: SECCIÓN DE EXTRACCIÓN, AGOTAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE NAFTA PESADA .....	48
3.2.1.2. CIRCUITO 2: SECCIÓN DE PROPANO-PROPILENO .....	61
3.2.2. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS (FTA) .....	78
3.2.2.1. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE ÁBOL DE FALLOS .....	78

---

---

	Página
3.3. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS .....	83
<b>CAPITULO 4. CONCLUSIONES</b>	
4.1. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP .....	88
4.2. RECOMEDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS .	91
4.3. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.	92
4.4. CONCLUSIONES GENERALES .....	93
<b>APÉNDICE .....</b>	<b>94</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>97</b>

---

---

**LISTA DE CUADROS Y FIGURAS**

	<b>Página</b>
Tabla 2.1. Ejemplo de lista de comprobación.....	7
Tabla 2.2. Clasificación de riesgos para el Índice Dow.....	9
Tabla 2.3. Clasificación de riesgos en el Índice Mond.....	10
Tabla 2.4. Símbolos utilizados en la representación gráfica del Árbol de Fallos.....	15
Tabla 2.5. Ejemplo de Palabras Guía para el Análisis HazOp.....	20
Tabla 2.6. Valores de Z para varios rangos de sobrepresión.....	33
Tabla 3.1. Niveles de frecuencia.....	46
Tabla 3.2. Niveles de gravedad.....	47
Tabla 3.3. Criterio para evaluar la probabilidad de ocurrencia de un evento.....	79
Tabla 3.4. Potencial de pérdida y pérdida máxima probable.....	79
Tabla 3.5. Probabilidad del evento culminante.....	79
Tabla 3.6. Datos requeridos para el análisis de consecuencias.....	84
Tabla 3.7. Efectos de explosión de una nube de propileno no confinada.....	85
Tabla 3.8. Resultados de la bola de fuego.....	86
Figura 2.1. Ejemplo de formulario "What If".....	12
Figura 2.2. Clases de falla funcional.....	13
Figura 2.3. Diagrama de Flujo de la Técnica Hazop.....	21
Figura 2.4. Esquema conceptual del modelo de nubes explosivas..	29
Figura 3.1. Matriz de riesgos.....	47
Figura 3.2. Resultados de la nube explosiva.....	86



---

## ÍNDICE DE DIAGRAMAS

	Página
Diagrama FQ-D1 Proceso de la Planta Catalítica tipo FCC.....	45
Diagrama FQ-D2 Sección de extracción, agotamiento y distribución de nafta pesada.....	50
Diagrama FQ-D3 Sección de propano-propileno.....	62
Diagrama FQ-D4 Sección de propano-propileno.....	63
Diagrama FQ-D5 Análisis de árbol de fallas para la ruptura de la torre 16-E con todas las posibles causas.....	81
Diagrama FQ-D6 Análisis de árbol de fallas para la ruptura de la torre 16-E con recomendaciones.....	82
Diagrama FQ-D7 Área de afectación de una bola de fuego de la torre depropilenizadora 16-E.....	87



## CAPÍTULO 1

### INTRODUCCIÓN

#### 1.1. JUSTIFICACIÓN

Antiguamente la existencia de plantas pequeñas y simples, hacía posible emplear a una persona con gran experiencia en los procesos y que conociera profundamente la historia de las instalaciones para llevar a cabo un análisis buscando mejorar la confiabilidad de los instrumentos fabricados y de las instalaciones.

Hoy en día existen plantas de gran tamaño donde los avances tecnológicos han dado origen a la aparición de nuevos materiales, nuevos procesos e incluso nuevas industrias, cuya complejidad hace difícil encontrar al tipo de personas con suficiente experiencia que entienda todas las facetas de las nuevas plantas.

Por otro lado, los accidentes potenciales que han provocado cuantiosas pérdidas humanas, impacto ambiental y materiales, ocurridos en diferentes plantas, entre éstos, se encuentran: Seveso (Italia), donde una reacción fuera control provocó la liberación de productos químicos a la atmósfera el 9 de julio de 1976; Cubatao (Brasil), la fuga de gasolina en un oleoducto el 25 de febrero de 1974; México D.F., la explosión de contenedores con gas L.P. en San Juan Ixhuatepec, el 19 de noviembre de 1984; ó Bhopal (India), el escape de un gas venenoso (isocianato de metilo), el 2 de diciembre de 1984; entre otros. Han mostrado la necesidad de aplicar técnicas de análisis de riesgos a las instalaciones de proceso que permitan identificar riesgos potenciales y especificar medidas para su eliminación o control, con el fin de mejorar la confiabilidad en la industria química.



El trabajo que aquí se presenta solo es parte de un análisis de riesgos realizado en una Planta Catalítica tipo FCC (Fluid Catalytic Cracking), en donde se analizaron varios circuitos de acuerdo al registro de incidentes y a la experiencia del personal que labora en la planta:

- Sección de precalentamiento de carga al convertidor
- Convertidor 1-D
- Sección de extracción, agotamiento y distribución de nafta pesada
- Propano-propileno
- Sección de recuperación de vapores

En este trabajo se presenta el análisis de 2 circuitos:

- Circuito de extracción, agotamiento y distribución de nafta pesada.
- Circuito de propano-propileno.

La realización de éste análisis se llevó a cabo gracias al convenio realizado entre la Gerencia de Investigación y Desarrollo Tecnológico (GIDT) y la UNAM a través de la Facultad de Química, para ello se contó con la participación de gente especializada de la Planta Catalítica y personal de la UNAM.



### 1.1. OBJETIVOS

- Identificar los riesgos que puedan producir eventos peligrosos, aplicando la técnica HazOp para los siguientes circuitos de una Planta Catalítica tipo F.C.C:
  - Circuito de extracción, agotamiento y distribución de nafta pesada.
  - Circuito de propano-propileno.
- Evaluar los efectos del escenario de accidente hipotético “ruptura de la torre depropilenizadora 16-E”
- Desarrollar recomendaciones que al implementarse minimicen los riesgos a niveles de aceptabilidad en la Planta Catalítica.



## CAPITULO 2

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1. ANÁLISIS DE RIESGOS

Cualquier método de Análisis de Riesgos busca mejorar la confiabilidad de las instalaciones de proceso al identificar eventos que pudieran potencialmente dar como resultado la liberación de materiales peligrosos o energía a la atmósfera, paros no deseados en las plantas o problemas de operación que pudieran resultar en situaciones peligrosas.

El análisis de riesgos es una disciplina que combina la evaluación ingenieril del proceso con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencias/probabilidades y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgos pueden ser utilizados para la toma de decisiones (gerencia ó administración de riesgos), ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos ó mediante la comparación con los niveles de riesgo fijados como objetivo en una determinada actividad.

#### Concepto de riesgo

De acuerdo a la OSHA (Occupational Safety and Health Administration) el riesgo puede ser definido como una medida de la probabilidad y severidad de daño a la salud humana y propiedades, incluye ambos sentidos de que la posibilidad de daño puede ocurrir y la indicación de que tan serio es el posible daño.

$$R=P \times C$$

Donde R= riesgo

P= probabilidad

C= consecuencia



La consecuencia se entiende como la totalidad de las pérdidas que pueden producirse en caso de presentarse el riesgo, valoradas en dinero. De ahí se desprende que los riesgos tienen dos componentes importantes: la probabilidad de ocurrencia y las consecuencias resultantes.

## 2.2 ETAPAS EN EL ANÁLISIS DE RIESGOS<sup>(4)</sup>

En general los elementos que dan origen a los riesgos presentes en una instalación de proceso industrial son las siguientes:

- Materias primas
- Productos intermedios
- Procesos
- Productos terminados
- Recursos humanos
- Residuos peligrosos
- Medio ambiente

La interrelación de los elementos a través de la tecnología utilizada, es la que da por resultado la existencia de riesgos reales y potenciales y su magnitud depende de las características particulares de los elementos anteriores.

Para realizar un análisis de riesgos se requiere cubrir las siguientes etapas generales:

### 1ª. Etapa.

Conocer a detalle las características de los procesos, los materiales utilizados y su entorno para la identificación primaria de la existencia de posibles riesgos reales y potenciales.

### 2ª Etapa.

Identificar los riesgos específicos existentes. Mediante el empleo de técnicas especiales.



### 3ª Etapa.

Evaluar la magnitud del evento y cuantificar sus consecuencias posibles y si fuese necesario y se cuenta con la información, evaluar la probabilidad de ocurrencia.

### 4ª Etapa.

Establecer las medidas preventivas necesarias para eliminar o minimizar el riesgo hasta el grado de aceptación del mismo.

Existen varias técnicas específicas a aplicar en cada una de las etapas, estas técnicas dependerán de cada caso en particular y del grado de profundidad requerido.

## 2.3. MODELOS PARA ANÁLISIS DE RIESGOS<sup>(2,3,4)</sup>

### 2.3.1. LISTAS DE COMPROBACIÓN CHECKLISTS

Una lista de Verificación es un conjunto ordenado de preguntas que se hacen acerca de la organización, operación, mantenimiento y otras áreas importantes de una planta. Históricamente, el propósito principal para desarrollar una Lista de Comprobación ha sido el de mejorar la confiabilidad y desempeño humanos durante las varias etapas de un proyecto ó asegurar el cumplimiento con las leyes y Normas de ingeniería. El procedimiento consiste en examinar cada uno de los elementos de un sistema y el resultado de la verificación se anota en la Hoja de Verificación. Las listas de Comprobación (Checklists) representan el método más sencillo empleado en la identificación de riesgos.



Equipo o instalación	A	B	C
<b>MATERIAL, EQUIPOS Y PROCESO</b>			
-¿Se ha previsto el almacenamiento adecuado de materiales especiales o inestables?			
-¿Se han segregado del resto? ¿hay materiales que exijan un equipo especial para su manejo?			
-¿Todas las material primas y productos están adecuadamente clasificados y etiquetados?			
-¿Los materiales que constituyen los equipos son adecuados a las condiciones de proceso?			
-¿Se han identificado todas las características de peligrosidad de las sustancias utilizadas? (temperaturas de autoignición, puntos de destello, límites de inflamabilidad, posibilidad de descomposición espontánea, reactividad, efecto de impurezas, posibilidad de reacciones fuera de control, reacciones secundarias, características de corrosividad y compatibilidad, toxicidad, etc.).			
-¿Se ha considerado la posible exposición del personal o del público a los agentes adversos en cada una de las instalaciones? (productos químicos pro vía respiratoria, oral o dérmica, polvo y humos, radiaciones nocivas, ruido, agentes biológicos, etc.)			
¿Se requiere el uso de equipos de protección personal?			
-¿Se ha realizado un diseño adecuado a la presión máxima de operación? ¿Se han considerado sobreespesores de corrosión? ¿Se han tenido en cuenta los factores de seguridad para presiones, temperaturas, flujos, niveles u otras variables de proceso?			

Tabla 2.1. *Ejemplo de lista de comprobación. A = Ya se ha tenido en cuenta, B = No es aplicable, C = Requiere un estudio con mayor profundidad.*

### 2.3.2. ÍNDICE DOW

El Índice Dow es un método directo y relativamente simple de estimar el riesgo global asociado con una unidad de proceso y de jerarquizar las unidades en cuanto a su nivel general de riesgo. No se utiliza para señalar riesgos individuales sino que proporciona un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado.

Para realizar un Índice Dow se requiere de la siguiente información:





- Plano de Localización de la Planta (Plot Plan) preciso.
- Conocimiento de Condiciones del proceso y flujo.
- Diagrama de Flujo del proceso.
- Formato de Trabajo del Índice Dow.
- Guía de Cálculo Índice Dow.
- Relación de costos del equipo instalado en la Planta.
- Procedimientos de operación y seguridad de la unidad.

#### Secuencia de Cálculo:

En un Plano de Localización se deben identificar aquellas unidades o secciones de proceso que se consideren como las de mayor impacto o que contribuyen mas al riesgo de fuego o explosión.

Determinar el factor del material para cada unidad o sección. Se evalúa la contribución de cada factor de riesgo para determinar el factor de riesgo de la unidad y el factor de daño, que representa el grado de exposición o pérdidas.

La Guía Dow enlista los factores del material que varían de 1 a 40 para 300 materiales y explica como determinar el factor de material para los materiales no listados.

Calcular el Índice Dow de Fuego y Explosión y el Área de Exposición alrededor de la unidad o sección analizada.

El Índice de Fuego y Explosión es una medida del daño que puede sufrir una unidad de proceso en caso de un accidente.



Índice de Fuego y Explosión Dow	Grado de Riesgo
1-60	Ligero
61-96	Moderado
97-127	Intermedio
128-158	Fuerte
Mas de 159	Severo

Tabla 2.2. *Clasificación de riesgos para el Índice Dow*

El área de exposición es el área circular alrededor de la unidad de proceso que pudiera verse afectada por un accidente o emergencia en la unidad estudiada. Está relacionada con el Índice de Fuego y Explosión Dow y se determina en gráficas que proporciona la Guía Dow.

Para determinar el cálculo del daño máximo probable a las instalaciones se hace con base al valor del equipo e inventarios dentro del área de exposición. Se emplea como unidad monetaria los U.S. dólares para la contabilización de las pérdidas, que pueden ser modificadas por factores como paredes a prueba de incendio, sistema de paro de emergencia, drenajes, detección de fugas y derrames, sistemas de rociadores o aspersores, etc.

El último paso es estimar los costos por el máximo tiempo fuera de operación. Este paso usa una gráfica editada en la Guía Dow para estimar el costo de la reparación o reemplazo del equipo e instalaciones dañadas y el costo de la producción perdida

### 2.3.3. ÍNDICE MOND

El Índice Mond es un método adecuado para la evaluación de los riesgos presentes en una planta de proceso durante las etapas de diseño ó de operación. El resultado del Índice Mond es una clasificación relativa de los diferentes elementos



que componen la planta, cuya base son las propiedades físicas, fisicoquímicas, termodinámicas y tóxicas del ó de los materiales presentes en el proceso, la cantidad, las condiciones de operación, las características de los materiales de construcción, instrumentación sistemas de seguridad y del proceso mismo en cada sección de la planta.

El propósito del Índice de Fuego, Explosión y Toxicidad es:

- 1.- Cuantificar el daño esperado de accidentes potenciales de fuego, explosión y formación de nubes tóxicas en términos realistas.
- 2.- Identificar equipo que puede contribuir al origen o al escalamiento de un incidente.
- 3.- Comunicar el riesgo potencial de fuego, explosión y toxicidad a la administración.

Independientemente de todos los resultados numéricos gráficas y figuras, el propósito más importante del índice de Fuego, Explosión y Toxicidad es el de enterar a los propietarios de las pérdidas potenciales en las áreas de procesos y ayudarlos a identificar los caminos para reducir la severidad y pérdidas en pesos resultantes de accidentes potenciales de una manera efectiva en costo y eficiencia.

Rango del Índice global Mond	Grado de Riesgo
0-20	Suave
20-40	Ligero
40-60	Moderado
60-75	Moderadamente alto
75-90	Alto
90-115	Extremo
115-150	Muy extremo
150-200	Potencialmente catastrófico
Más de 200	Muy catastrófico

Tabla 2.3. Clasificación de riesgos en el Índice Mond



### 2.3.4. ANÁLISIS “WHAT IF” (“¿QUÉ PASA SÍ?”)

El procedimiento “¿Qué pasa Sí?” es básicamente un método no estructurado para considerar los resultados de eventos inesperados que pudieran llevar a resultados no deseados. Este método comienza con el uso de la pregunta “¿Qué pasa sí .....?”. Por ejemplo: considerando que un tanque está siendo llenado con un líquido:

¿Qué pasa sí la bomba de llenado del tanque falla al paro?

¿Qué pasa sí la válvula de cierre falla?

¿Qué pasa sí la alarma de alto nivel falla?

¿Qué pasa sí el operador ignora la alarma de alto nivel?

Este método no analiza la situación de cómo ocurre el “¿Qué pasa sí?”. Por ejemplo, se asume que la alarma de alto nivel puede fallar, pero el modo en que falla no es importante en este análisis.

Se aplica a las unidades de proceso en las fases de diseño, modificaciones y operación. A menudo es usado para analizar modificaciones o procedimientos de mantenimiento no rutinarios.

Los pasos básicos para realizar un análisis What If son los siguientes:

Primero es necesario decidir que categorías de consecuencias serán consideradas. Las alternativas son el riesgo público, el riesgo ocupacional y el riesgo económico. En algunos casos, la selección puede ser referida a un área específica mayor, como el riesgo a una población vecina debido a la afectación de la liberación de materiales tóxicos.

Se deben definir los límites fijos para el estudio, por ejemplo, decidir cuáles partes de las instalaciones pueden producir la consecuencia indeseable en la que se está interesado en considerar.



El siguiente paso es realizar una revisión completa de toda la información requerida incluye DFP's, DTT's, etc. A continuación, se deberán preparar el juego de preguntas "¿Qué Pasa Si?". Posteriormente se ubica cada pregunta, contestándola e identificando condiciones inseguras de operación, sugiriendo posibles soluciones a dichos problemas.

Fecha_____	Planta_____	Unidad_____	
"¿Qué pasa si?"	Consecuencia o riesgo	Grado de riesgo	Acción preventiva
1.			
2.			
3.			

Figura 2.1. Ejemplo de formulario "What If"

### 2.3.5. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA)

El "Análisis por Árbol de Fallas" es una técnica que estudia un accidente eventual en particular (evento tope) y construye un diagrama lógico de la secuencia de todos los eventos accidentales concebibles; tanto mecánicos como humanos que puedan originar el evento tope. El Árbol de Fallas es una ilustración gráfica de las diversas combinaciones de fallas y defectos en los equipos y errores humanos que puedan dar como resultado el evento tope. El FTA analiza eventos peligrosos, una vez que éstos han sido identificados por medio de alguna otra técnica.

Como una herramienta cuantitativa, el FTA es muy usado porque reduce la posibilidad del evento tope al determinar las fallas y errores que pudieran causar el evento tope, como se interactúan y como, la probabilidad de cada uno de ellos, determinan la probabilidad de ocurrencia del evento tope. También permite analizar los efectos de cambios o adición de componentes a un sistema, por ejemplo, la instalación de un sistema de alarmas de alto nivel o paro.



Para el FTA se requiere los DTI's, los dibujos y especificaciones de los equipos, el índice de líneas, procedimientos de operación, formas de falla y base de datos de la probabilidad de las formas de falla.

El Árbol de Fallas se inicia con el incidente de pérdidas "T" que tiene varias causas o desviaciones de las condiciones normales de trabajo/operación. En caso de que con una sola causa pueda provocar "T", entonces la probabilidad de "T" será igual a la probabilidad a que ocurra. A continuación procesar el nivel inmediato inferior del sistema, por ejemplo, nivel de subsistemas e identificar las fallas de éstos que pueden llevar al evento tope. Se debe determinar la interacción lógica entre los subsistemas que puedan causar el evento tope "T". Usar las compuertas lógicas "Y" y "O" para mostrar la interacción de las fallas de los subsistemas para producir el evento tope.

Una vez terminados todos los eventos en cadena, se iniciará el manejo estadístico de los datos para obtener la probabilidad de que cada evento base se produzca y, aplicando "Teoría de Conjuntos", calcular de acuerdo a las compuertas lógicas "Y" (simultáneos y, por lo tanto, producto) y "O" (independientes y, por lo tanto, suma) ir determinando la probabilidad de que ocurran los eventos del nivel superior del Árbol hasta llegar a la probabilidad del evento tope.

Cuando el evento de entrada significa la falla de un componente o equipo se denomina "Falla Funcional" y acepta tres clases de eventos causantes, a través de una puerta "o":

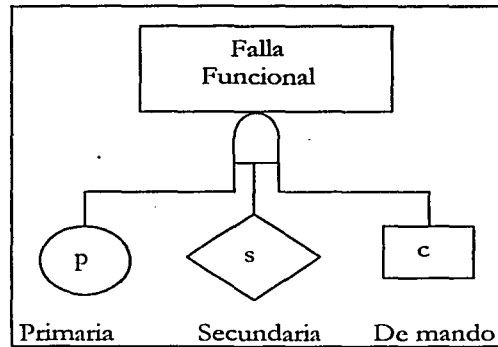


Figura 2.2. Clases de Falla Funcional

**Fallas Primarias:** Son aquellas que se presentan bajo condiciones normales de operación y cargas y velocidades de diseño. Esto significa que el desempeño de la unidad no es igual en condiciones de un mal diseño, defectos de fabricación, deterioro en servicio, etc.

**Fallas secundarias:** Ocurren cuando el objeto es sometido a cargas y demandas por encima de las de diseño como resultado de actos de fuerza mayor, vientos debidos a ciclones, cargas debidas a las aceleraciones por terremotos y otros efectos catastróficos no planeados.

**Fallas de Comando:** Se presentan cuando el equipo es dirigido a fallar, ya sea por que se le imponen condiciones de proceso excesivas (es decir, condiciones fuera de control), o cargas mecánicas o señales falsas o direcciones.








Símbolo	Aplicación
	Evento intermedio: Resulta de la interacción de otro suceso, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.
	Evento básico (una falla básica inicial, falla del componente).
	Evento no desarrollado (evento no desarrollado debido a falta de información o significancia).
	Puertas "O" (las salidas ocurren si al menos uno de los eventos de entrada ocurren).
	Puertas "Y" (las salidas ocurren si al menos uno de los eventos de entrada ocurren).

Tabla 2.4. Símbolos utilizados en la representación gráfica del Árbol de Fallos

### 2.3.6. ANALISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD (HAZOP)

Un estudio de HazOp puede ser considerado como una forma estructura del análisis "¿Qué Pasa Sí?", diseñado para investigar posibles desviaciones del diseño pretendido, que pudieran resultar en situaciones peligrosas o prevenir la eficiencia de la operación y proporcionar soluciones a estos problemas. La estructura de un estudio HazOp se basa en el uso de una serie de palabras clave que al ser combinadas producen las preguntas que se tienen que analizar.

Para desarrollar un estudio HazOp se requiere de una descripción completa del proceso y se cuestiona a cada una de las partes de proceso y a cada componente para descubrir que desviaciones del propósito original, por lo cual fueron diseñados, pueden ocurrir y determinar cuales de esas desviaciones pueden dar lugar a riesgos al proceso o al personal.

Los componentes se analizan mediante el empleo de palabras clave o guía, las cuales están concebidas para asegurar que las preguntas exploren todas las





posibilidades de que su funcionamiento se desvíe de su intención y propósito de diseño.

Las desviaciones son estudiadas, se determinan sus causas y consecuencias indicando cuales son las condiciones en que se presentarían.

Un estudio de HazOp tiene dos objetivos principales:

- 1.- Identificación de Riesgos.- Identifica las características de las plantas, procesos, sistemas, equipos o procedimientos que pueden representar accidentes potenciales.
- 2.- Identificación de Problemas de Operatividad.- Identifica los problemas potenciales de operatividad que pudieran dar por resultado fallas en la obtención de la productividad diseñada. Estos problemas pueden o no ser peligrosos.

La evaluación de riesgos y operabilidad se realiza por un grupo multidisciplinario. Existen dos tipos de miembros en el grupo de trabajo:

- 1.- Aquellos que hacen una contribución técnica
- 2.- Los miembros que actúan como soporte

Miembros técnicos:

- Ingeniero de Proceso
- Ingeniero Mecánico
- Ingeniero Electricista
- Ingeniero de Seguridad
- Ingeniero de Mantenimiento

Personal de soporte:

- Líder del Estudio
- Secretario



---

**Información requerida para un estudio HazOp:**

- a) Obtención de la información de todos los materiales usados en el proceso
  - materias primas
  - productos intermedios
  - subproductos
  - desechos
  - necesidades de almacenamientos
  - regulaciones de emisiones de desechos
- b) Dibujos de diagramas
  - diagramas de flujos y balances
  - diagramas de tubería e instrumentación
  - arreglos de equipos
  - isométricos
- c) Descripción del proceso, manual de operación, cartas de secuencias de control de instrumentos, etc.
- d) Materiales de construcción
- e) Historias de accidentes/incidentes y sus consecuencias
- f) Bitácoras de mantenimiento

El efectuar un estudio de riesgos con información no actualizada es pérdida de tiempo.

**Descripción de conceptos básicos**

**Nodo.** Es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.



*Parámetro.* Es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.

*Palabra guía.* Es aquella que indica la desviación parcial ó total de la intención.

*Desviación.* Son las palabras guía que indican una modificación cualitativa ó cuantitativa de los parámetros a analizar.

*Causa.* Es lo que hace que un incidente ó accidente ocurra. Por ejemplo falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc.

*Consecuencias.* Es el daño leve ó grave, producto de un incidente ó accidente, que ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.

*Salvaguarda o protección.* Es todo lo bueno que tiene un sistema de proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente ó para mitigar sus efectos.

*Medida correctiva.* Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado ó mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.

*Índice de riesgo.* Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad.  
Índice de Riesgo (pérdida/año) = Índice de Frecuencia (accidente/año) x Índice de Gravedad (pérdida/accidente).

*Escenario potencial.* Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.

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

*Frecuencia.* Es el número de fallos de un componente ó equipo, ó el número de errores humanos por año, día, hora ó demanda.

### **Metodología para el estudio HazOp**

La información disponible se debe analizar para asegurarse que es suficientemente comprensible para cubrir los requisitos del estudio.



Dependiendo del tipo de planta a analizar es la cantidad de trabajo requerido en la conversión de los datos.

Para plantas con procesos continuos, el trabajo preparatorio es menor, los diagramas de flujo o diagramas de tubería en instrumentación contienen suficiente información para el estudio.

Las sesiones de trabajo deben estar muy estructuradas y controladas por el líder que debe seguir el plan desarrollado.

- a) Seleccionar el primer elemento del sistema, generalmente un recipiente, bomba, compresor o un circuito en particular.
- b) Se obtiene una explicación del propósito y funcionamiento.
- c) Se analiza la primera línea, conexión o accesorio, usando las:
- d) Palabras clave.

El líder debe asegurarse de que todos han entendido perfectamente los riesgos detectados.

La forma de hacerlo fluctúa entre dos posiciones extremas:

- a) Se encuentra una solución para cada riesgo a medida que se encuentran, antes de pasar a examinar otro elemento.
- b) No se investiga ninguna solución hasta que se hayan analizado todos los elementos y encontrado todos los riesgos.

Las actividades del secretario son:

- Registrar las decisiones cuando el trabajo se hace muy rápido.
- Registrar las decisiones cuando el estudio es muy complicado y el líder debe guiar al grupo usando simultáneamente varias fuentes de datos.



Palabras Clave	Significado y Comentarios
No	La completa negación de la intención del diseño. Ejemplo: No hay flujo en la línea
Mas/Menos	Aumentos ó disminuciones cuantitativas sobre la intención de diseño. Se refiere a cantidades y propiedades físicas relevantes tales como flujo, temperatura, calor, reacción. Ejemplo: Más temperatura, mayor viscosidad, etc.
Además de/ También como	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: el vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos, etc.
Parte de	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista, etc.
Inverso	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, etc.
En vez de / Otro que	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, parada imprevista, etc.

Tabla 2.5. *Ejemplo de Palabras Guía recomendadas en la realización de un Análisis HazOp.*

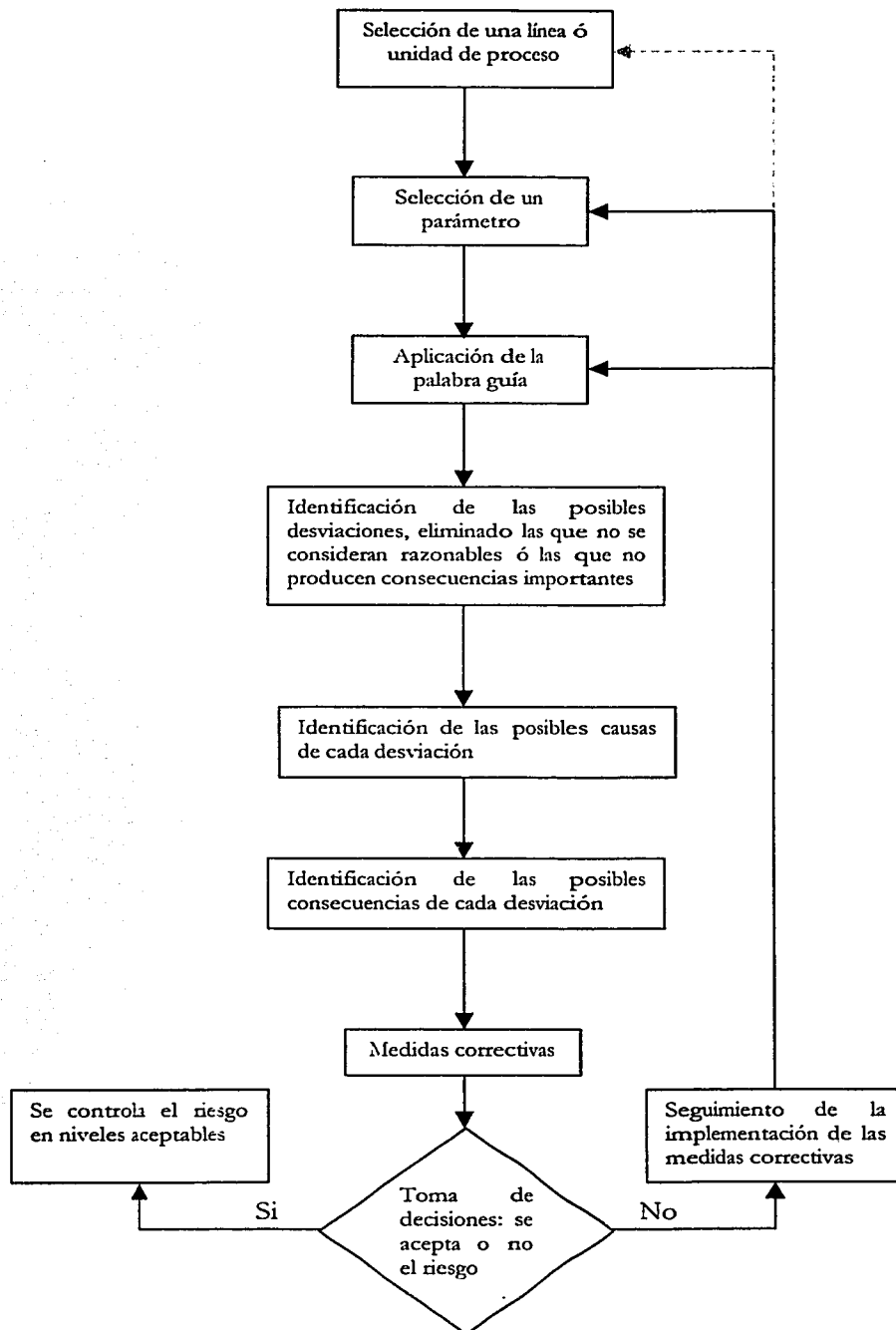


Figura 2.3. Diagrama de Flujo de la Técnica HazOp



## 2.4 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS<sup>(7,1,4)</sup>

Una vez identificados los eventos de riesgo, lo siguiente es realizar la evaluación de la magnitud de daños ocasionados por dichos eventos. Esto es lo que llamamos un análisis de consecuencias. Para ello se hace uso de modelos matemáticos los cuales simplifican los mecanismos por los cuales se da un incidente.

Los accidentes en plantas químicas se agrupan en las siguientes clases:

Falla en la resistencia mecánica

Accidentes de transporte

Quemaduras por salpicaduras de sustancias corrosivas

Incendios

Explosiones

Fuga mayor de sustancias tóxicas

De estas, las tres últimas pueden dar origen a accidentes con consecuencias graves. Los incendios y las explosiones pueden ser puntos de partida de accidentes ambientales y tóxicos mayores.

### Incendios

Las plantas químicas y petroquímicas son sujeto de incendio, debido a que las sustancias que producen son muy inflamables, y porque muchos procesos involucran disolventes altamente inflamables.

En un equipo de proceso el incendio producido por un líquido puede deberse a: fugas en bridas, en sellos de bombas, ruptura en tubos, orificios por corrosión, etc. ó inundación en tanques y drenaje. Algunos incendios se originan por fugas deliberadas, tales como descargas que van al drenaje. Si el líquido que se esta fugando se encuentra alrededor de la temperatura de autoignición, la ignición se



produce inmediatamente. De otro modo se requiere una fuente de ignición para que ocurra el incendio.

## Explosiones

Una explosión libera energía de manera súbita y violenta. Las causas pueden ser variadas, pero generalmente las explosiones se clasifican de acuerdo al tipo de energía, que las originan. Un tipo de explosión se produce cuando la energía de un gas comprimido se libera súbitamente, en general a causa de un fallo mecánico seguido del colapso del recipiente de contención. Es lo que ocurre, en la ruptura catastrófica de un cilindro de gas a presión, también la depresurización súbita de un gas licuado almacenado bajo presión a temperatura superior a la de ebullición normal (lo que ocasionaría la evaporación rápida del mismo, acompañada de aumento de presión al aumentar el número de moles en fase gas) o las explosiones debidas al aumento de presión en el interior de un recipiente por calentamiento (incendio externo).

Un segundo tipo de explosiones, son las que se producen por liberación de energía química cuando se tiene una reacción química que da lugar a una elevación de la temperatura y/o a un aumento en el número de moles en fase gas.

## Efectos de incendios y explosiones

Incendios y explosiones presentan muchas características similares, siendo su principal diferencia la velocidad a la que se produce la liberación de energía durante la combustión del material, que es mucho menor en los incendios que en las explosiones. Se tiene, además, una relación práctica de causa a efecto, y es frecuente que un incendio de origen a explosiones y viceversa.





Los resultados de una explosión son: onda de presión, formación de proyectiles o radiación térmica. Dentro de una explosión física (no hay reacciones químicas que contribuyan a los efectos de la explosión, ó, si las hay no contribuyen de manera importante), cuando solo hay una fase gas presente, los posibles efectos se reducen a la formación de ondas de choque y en su caso proyectiles, siempre y cuando no se produzca la ignición de la mezcla. Una explosión en la que interviene una reacción química donde el gas involucrado es de naturaleza combustible, que forma con el aire una mezcla dentro del intervalo de inflamabilidad y que tenga lugar la ignición de la misma, da lugar a una explosión de vapor no confinada (EVNC), ó un incendio flash.

Cuando se tiene una explosión física en la que se encuentran presentes líquido y vapor, donde el líquido está por debajo de su temperatura de ebullición se producen ondas de presión y formación de proyectiles, ya que solo interviene el material en fase vapor. Si la temperatura del líquido es superior a la de ebullición a la presión atmosférica, la explosión física inicial que rompe el recipiente produce una sobrepresurización súbita, con lo que se da lugar a una evaporación masiva del líquido sobrecalentado. A esto se le conoce como BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) esto es, una explosión en la que participa un líquido hirviente que se incorpora rápidamente al vapor en expansión. El BLEVE involucra recipientes a presión que contienen gases licuados.

### BLEVE

Una BLEVE de un recipiente a presión ocurre si el recipiente no es lo suficientemente fuerte como para soportar o contener la presión interna misma. Esto puede deberse a la presión interna excesiva, o porque la resistencia del recipiente se ve reducida debido al calentamiento o daño mecánico. En ambos



casos, ocurre una ruptura violenta cuando la presión del recipiente iguala en ese instante a la presión de ebullición.

Los BLEVES mas comunes ocurren cuando un recipiente a presión que está parcialmente lleno con líquido es expuesto al fuego, el escenario del accidente es generalmente el siguiente:

Un recipiente a presión (p. Ej. Un tanque de almacenamiento presurizado) parcialmente lleno con líquido, se encuentra sujeto a altos flujos de calor provenientes de un incendio.

La temperatura del líquido se incrementa, causando un incremento en la presión interna del tanque. Cuando la presión de vapor alcanza la presión de calibración de la válvula de venteo de seguridad, la válvula de relevo abre y comienza a ventearse al exterior vapor (o líquido).

Simultáneo al paso previo, la temperatura de la porción del cuerpo del tanque que no está en contacto con el líquido (p. Ej. El espacio vacío) se incrementa dramáticamente.

El calor debilita la porción del tanque alrededor del espacio vacío y se inducen estreses térmicamente cerca de la interfase vapor / líquido.

Los estreses térmicamente inducidos, debilitan por calor al tanque, y una alta presión interna se combina para causar una ruptura súbita y violenta del tanque. Los fragmentos del tanque son propulsados hacia todas direcciones con gran fuerza.

La mayoría del líquido remanente supercalentado vaporiza extremadamente rápido debido a la liberación de la presión y el resto es mecánicamente atomizado



para formar pequeñas gotas debido a la fuerza de la explosión. Se crea una bola de fuego por la inflamación del vapor y líquido.

Los BLEVES tienen cuatro tipos de riesgos.

- 1.- Sobrepresión.
- 2.- Partes del tanque convertidas en proyectiles.
- 3.- Bola de fuego

### Modelo de Bola de Fuego

Los métodos para poder calcular de manera efectiva ya sean provenientes de ecuaciones empíricas, no se han desarrollado aún para calcular de manera aceptable la sobrepresión generada y las distancias a las que pueden proyectarse los pedazos de recipiente. Sin embargo varios investigadores han desarrollado relaciones empíricas para poder estimar el tamaño de una bola de fuego creada por una BLEVE. El tamaño y la duración se pueden estimar por el uso de relaciones empíricas desarrolladas por Hardee and Lee y Strehlow and Baker respectivamente.

Estas ecuaciones o relaciones empíricas se desarrollaron basándose en los datos obtenidos de los accidentes ocurridos en décadas pasadas y han podido reproducir los resultados reales con aproximación aceptable<sup>(4,6)</sup>. Las ecuaciones son muy simples y son las siguientes:

$$d = 16 W^{1/3}$$

$$t = 2.23 W^{1/3}$$

$$z = 26.3 W^{1/3}$$

donde:  $d$  = diámetro de la bola de fuego (ft)

$t$  = duración de la bola de fuego (seg)

$W$  = peso del combustible (lb)

$z$  = altura máxima de la bola de fuego (ft)



Es importante mencionar que ambas ecuaciones fueron desarrolladas para propano.

### **Modelo de Evaluación de Daños Provocados por Nubes Explosivas<sup>(4,5)</sup>**

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

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

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

- La fuga de material (almacenado o en proceso) es instantánea, excluyéndose escapes paulatinos de gas a menos que se trate de fugas en tuberías de gran capacidad.
- El material fugado se vaporiza en forma instantánea formándose inmediatamente la nube; la vaporización y formación de la nube se efectúa



de acuerdo con las propiedades termodinámicas del gas o líquido antes de producirse la fuga.

- Se asume una nube de forma cilíndrica cuya altura corresponde a su eje vertical. Se supone que la nube cilíndrica no es distorsionada por el viento ni por estructuras o edificios cercanos.
- La composición de la nube es uniforme y su concentración corresponde a la media aritmética de los límites superior e inferior de explosividad del material.
- El calor de combustión del material se transforma a un equivalente en peso de trinitrotolueno (TNT) (calor de combustión del TNT = 1830 Btu /lb).
- La temperatura del aire ambiente se considera constante e igual a 21.1°C (70°F).
- Se considera que una nube originada en el interior de un edificio, formará una nube de las mismas dimensiones que una originada en el exterior del mismo.

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

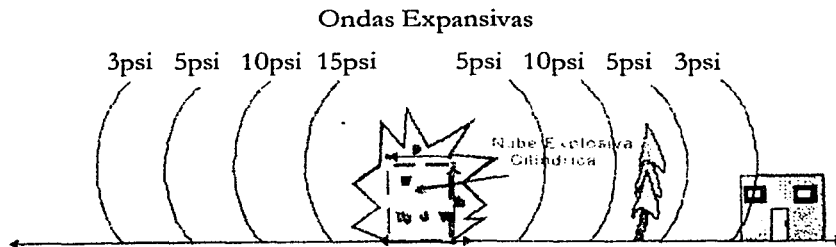


Figura 2.4. Esquema Conceptual del modelo de Nubes Explosivas

### MODELO MATEMÁTICO

La metodología de funcionamiento del modelo involucra varios pasos que son:

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

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

Si el material en el proceso es un **gas mantenido a presión**, el peso de material se estima a partir de la ley de los gases:

$$W_g = \frac{P}{ZRT} M V_g$$

Donde:

$W_g$  = Peso del gas en el proceso (lb)

$V_g$  = Volumen del gas en el proceso (ft<sup>3</sup>) a condiciones normales (0°C y 1atm).

Se deberá tomar en cuenta su factor de compresibilidad

$M$  = Peso molecular del gas (lb/lb-mol)

$R$  = Constante de los gases = 1.314 (atm. ft<sup>3</sup> /lb-mol °K)

$P$  = Presión (atm). Se asume igual a 1 atm



$T$  = Temperatura (°K). Se considera igual a 273°K

$Z$  = Factor de Compresibilidad del Gas (Se asume 1 para gases mantenidos a más de 500 psi)

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

$$Wl = 8.34 R_o V_l$$

Donde:

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

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

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

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

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

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

Para un gas mantenido a 500 psi o más de presión, el peso de material en la nube se asume igual al peso de material en el proceso:

$$W = W_g$$

Donde  $W$  está dado en libras.

Para los gases licuados por efecto de presión o temperatura, al producirse la fuga se considera que todo el material pasa a la fase gaseosa:

$$W = W_l$$

Para líquidos con un punto de ebullición inferior o igual a la temperatura ambiente (considerada de 21.1°C) se asume que se produce una vaporización total del 100% del material en el proceso, de donde:



$$W = W1$$

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

$$W = W1 \overline{C_p} (T_p - T_{eb}) / \Delta H_v \quad (34)$$

Donde:

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

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

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

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

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

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

La metodología empleada se aplica únicamente para nubes de gases ó vapores que sean más pesados que el aire.

Como se mencionó anteriormente se asume que la nube es de forma cilíndrica, cuyo diámetro se calcula con la siguiente expresión:

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

Donde:

D = Diámetro de la nube formada (ft)

h = Altura de la nube formada (ft)

M = Peso molecular del material

En esta ecuación se considera que la mezcla aire-gas (vapor) se encuentra a 21.1°C y 1 atmósfera de presión.





El parámetro  $F$  corresponde a la fracción de la nube representada por gas o vapor, si la nube en su totalidad se encuentra a una concentración explosiva media.  $F$  se determina con:

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

Donde:

LIE = Límite inferior de explosividad del material (%)

LSE = Límite superior de explosividad del material (%)

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

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

#### D) Cálculo de la Energía desprendida por la Explosión ( $E_d$ )

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

La ecuación representativa es:

$$E_d = W \Delta H_c E / 4.03 \times 10^6$$

Donde:

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

$\Delta H_c$  = Calor de combustión del material (Btu/lb)

$4.03 \times 10^6$  = Calor de combustión del TNT (Btu/ton)

$E$  = Factor de explosividad

El factor  $E$  es adimensional y determina la fracción del calor de combustión que sirve para producir las ondas de sobrepresión. Para muchos materiales el valor de  $E$  se encuentra dentro del rango 0.01 a 0.1.

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

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

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

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

Donde:

Doe = Diámetro de la onda expansiva (ft)

Ed = Energía desprendida por la explosión (ton TNT)

Z = Distancia escalada para la sobrepresión considerada (ft/ton<sup>1/3</sup>)

Sobrepresión (psi)	Z(ft/ton <sup>1/3</sup> )
0.5	1291
1.0	800
2.0	485
3.0	400
5.0	292
7.0	240
10.0	200
20.0	161
30.0	120

Tabla 2.6. Valores de Z para varios rangos de sobrepresión

**F) Determinación de los Daños Ocasionados**

A fin de determinar los daños ocasionados por la nube explosiva se emplea la información del apéndice B, el cual muestra los efectos de diversos valores de sobrepresión sobre instalaciones y equipos en refinerías y plantas químicas. A



estos daños se deben adicionar posibles incendios y explosiones subsecuentes.

Para propósitos de espaciamiento en plantas, se recomienda que:

- Una nube explosiva generada en una área no debe cubrir ninguna parte de los edificios o procesos importantes de un área vecina.
- Todos los edificios y equipos importantes de un área deben situarse fuera del círculo correspondiente a una sobrepresión de 0.3 psi que sea generada por la explosión de una nube en un área vecina.
- Sólo las áreas alcanzadas por ondas de sobrepresión de 1 psi o menores pueden ser consideradas como separadas de la zona de riesgo.

### MODELOS COMPUTARIZADOS DE EFECTOS

Existen varios modelos computarizados que determinan los efectos de un accidente, entre estos se encuentran:

- SIRIA (Sistema de información rápida de impacto ambiental)
- SCRI (Simulación de contaminación y riesgos en industrias)
- ARCHIE (Automated resource for chemical hazard incidente emulation)

Estos modelos requieren la siguiente información:

1. Material peligroso que fuga o derrama.
  - 1.1 Propiedades físicas (densidad, solubilidad, calor de combustión, calor de vaporización, etc).
  - 1.2 Condiciones de almacenamiento (fase, temperatura y presión).
  - 1.3 Propiedades peligrosas (Valor limite de umbral, niveles peligrosos para la vida ó la salud, reacción con otros materiales, etc.)
  - 1.4 Tipo de almacenamiento.
2. Tipo de localidad (coordenadas geográficas: latitud, longitud y altitud).
  - 2.1 Urbana
  - 2.2 Rural



- 2.3 Rugosidad del piso
- 3. Tamaño del derrame o cantidad que fuga
  - 3.1 Dimensiones
  - 3.2 Forma
  - 3.3 Profundidad
  - 3.4 Gasto fugado
- 4. Condiciones climáticas
  - 4.1 Día
  - 4.2 Noche
  - 4.3 Nubosidad
  - 4.4 Insolación
  - 4.5 Viento (dirección y velocidad)
  - 4.6 Estabilidad atmosférica

Los resultados gráficos o numéricos proporcionan lo siguiente:

- a) Áreas de afectación (nubes tóxicas o inflamables)
- b) Diámetros de sobrepresión (nubes explosivas)
- c) Dirección de plumas y alcance (nubes tóxicas e inflamables)
- d) Radios de afectación térmica (incendio)
- e) Diámetros de bolas de fuego y duración (BLEVES)



## CAPITULO 3

### TRABAJO DE CAMPO

#### 3.1. LA PLANTA CATALÍTICA

La planta de desintegración catalítica tipo Riser que aquí se describe tiene una capacidad de diseño de 40,000 BPD de gasóleos por día y su función consiste en obtener productos valiosos como gas y gasolina a partir de gasóleos pesados de vacío con poco valor comercial y producen: gas residual desulfurado para gas combustible, gas ácido para recuperación de azufre, gas licuado propano-propileno, gas licuado butano-butileno, gasolina debutanizada, aceite cíclico ligero y aceite decantado. Esta planta cuenta con un sistema Convertidor Catalítico-Fraccionadora, una sección de Recuperación de Vapores y una Sección de Tratamiento con Amina (DEA) para eliminar  $H_2S$  de la corriente de gas seco y LPG. Por otra parte, se ha diseñado la unidad de Extracción Merox para eliminar mercaptanos de la corriente LPG y la unidad de Endulzamiento Merox.

La carga a esta planta la constituye el gasóleo pesado atmosférico, el gasóleo ligero de vacío y el gasóleo pesado de vacío de la Planta Combinada, así como, los gasóleos obtenidos en la Planta Reductora de Viscosidad. Los gasóleos de carga sufren un cracking o rompimiento de sus moléculas de alto peso molecular, formándose hidrocarburos más ligeros. Esto con la ayuda de un catalizador construido a partir de sílica-alúmina. Este catalizador se regenera en la parte baja del reactor de desintegración mediante aire caliente que le elimina el carbón depositado para volverse a utilizar en forma de recirculación continua.

Los productos de cracking, pasan a una Torre Fraccionadora donde se obtiene gas, gasolina de alto octano, aceite cíclico ligero y aceite decantado. El gas es



enviado a un Compresor 2-J y posteriormente a fraccionamiento y endulzamiento para obtener los siguientes productos:

A. GAS COMBUSTIBLE:

Que es enviado a la red para este servicio.

B. PROPANO:

Que es enviado a esferas como gas de alta presión.

C. BUTANO-BUTILENO:

Que es enviado a esferas como gas de baja presión, o como traspaso a otras refinerías para la obtención de alquilados.

D. PROPILENO:

Que es enviado como carga a la planta de acrílo-nitrilo.

E. GASOLINA DE ALTO OCTANO:

Que es enviada a tratamiento cáustico, el tratamiento Merox para la eliminación de mercaptanos y posteriormente a tanques.

F. LPG:

Que es enviado a esferas como gas de baja presión, para su comercialización.

El aceite cíclico ligero, es enviado a tanques de diesel nacional o a tanques diluentes para combustóleo.

El aceite decantado es enviado, a tanques como producto final para carga a negro de humo o como combustóleo.



### 3.1.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA PLANTA CATALÍTICA.

#### Sección de desintegración catalítica.

La carga de gasóleo fresco entra a la planta a una temperatura de 120°C directamente de plantas, o bien a 65°C de los tanques de almacenamiento. Y se recibe en el tanque de balance de carga 12-F.

La carga de gasóleos se bombea con las 3-J a través de cambiadores de calor y un calentador a fuego directo que le proporciona la temperatura requerida. La carga recupera calor del aceite decantado en el intercambiador 6-C, del cíclico pesado en el intercambiador 29-C que se recircula a la torre fraccionadora y de la recirculación de fondos de la fraccionadora en el intercambiador 8-C.

El calor que se suministra a la carga en el calentador 2-B es proporcionado por gas combustible. Del 2-B, es enviada al peine de carga al convertidor. Antes se mezcla con la recirculación de lodos provenientes de la fraccionadora 1-E a través de las bombas 11-J.

En la parte inferior del elevador de desintegración (Riser) la carga se mezcla con vapor de dispersión y se alimenta al elevador a través de boquillas.

En el elevador la carga se mezcla con catalizador regenerado y con el vapor de fluidización. El catalizador caliente vaporiza la carga y la lleva a la temperatura de reacción, la cual proporciona el calor necesario para la desintegración.

La mezcla del catalizador y vapores fluye en forma ascendente en el elevador, efectuándose la reacción de desintegración. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasando la línea horizontal a la línea de transferencia y finalmente desciende por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de



separación, donde termina el elevador. En la cámara de separación ocurre una separación burda del catalizador y de los vapores.

Los vapores de los hidrocarburos desintegrados, los inertes y el vapor de dispersión fluyen de la cámara de separación hacia la torre fraccionadora 1-E.

El catalizador agotado que contiene el carbón formado durante la reacción de desintegración, pasa hacia el agotador de catalizador. El agotador se localiza directamente debajo de la cámara de separación. El propósito del agotamiento es el de eliminar los hidrocarburos que han quedado atrapados en el catalizador.

Del agotador, el catalizador fluye en forma de una fase densa y desciende por un tubo a través de la válvula tapón (PV-1) y cae dentro del pozo distribuidor.

El catalizador agotado sube a través del pozo y es distribuido a la primera etapa de regeneración. En el regenerador, el carbón depositado en el catalizador durante la desintegración, se quema para obtener un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado.

En la primera etapa se quema con aire, aproximadamente el 80% del carbón, a temperaturas de 640 a 650°C. El soplador de aire 1-J proporciona el aire para que se efectúe la regeneración de catalizador. El resto del carbón se quema en la segunda etapa, a temperaturas más elevadas, de 650 a 660°C.

El gas effluente de la combustión de carbón atraviesa la cama fluidizada y asciende a la fase diluida, donde con ciclones el catalizador arrastrado por los gases se retorna a la cama. El gas de combustión, de los ciclones fluye a la cámara de orificios, donde la presión es reducida al nivel requerido por la caldera de CO.





Hay tres silos para el almacenamiento de catalizador. Los silos de catalizador fresco 1-F, 1-FA y el catalizador gastado 2-F. Con ayuda del eyector 12-J, el catalizador que llega por carros tolva se descarga a los silos.

### Sección de la fraccionadora.

Los vapores efluentes del convertidor 1-D consisten de hidrocarburos desintegrados catalíticamente, vapor y gas inerte. Estos vapores entran por el fondo de la torre fraccionadora 1-E.

Los fondos de la 1-E se extraen con las bombas 9-J, una corriente se va hacia los 8-C a precalentar la carga fresca, otra corriente se va hacia los 14-C, para darle temperatura al fondo de la debutanizadora 5-E y una tercera corriente va a la caldereta 2-C donde se enfría generando vapor de presión media. De esta manera los fondos que se extraen calientes (360-370°C) son retornados a la fraccionadora 1-E más fríos (195°C) y con ello se establece el equilibrio térmico de esta torre.

En la base de las fraccionadora se ha incorporado un asentador de lodos (cónico). El catalizador se asienta en el fondo de la sección cónica, se extrae como un lodo espeso que es diluido con Aceite Cíclico Pesado (ACP) y luego es recirculado a la carga de alimentación al reactor utilizando las bombas 11-J.

El aceite decantado se extrae de la parte superior del asentador de lodos y se bombea con las 10-J al límite de batería, después de precalentar la carga fresca en el 6-C y de enfriarse en los soloaries 7-C.

Las bombas de ACP 7-J distribuyen la descarga hacia el riser (normalmente bloqueado) por FV-40, aceite de lavado por FV-43, y circulación de reflujo por FV-45. Esta última corriente cambia calor con la carga fresca en los 29-C's. Una parte



del ACP se utiliza como aceite de dilución a los lodos de recirculación a la carga del convertidor 1-D por FV-44.

El Aceite Cíclico Ligero (ACL), que sale como producto, el aceite de sellos para las bombas, y el aceite esponja para la sección de recuperación de vapores, se extraen del plato 9 de la fraccionadora 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 es bombeado por las 5-J, y enfriado por los soloaires 4-C, al límite de batería. El aceite esponja (ACL) sin agotarse se bombea con las 6-J a la sección de recuperación de vapores, donde absorbe algunos componentes ligeros en el absorbedor secundario 4-E, enfriándose un poco. El aceite esponja rico retorna a la torre 1-E, dos platos arriba de su extracción, para recuperar los productos que absorbió.

Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen a través de los condensadores 1-C, que utilizan agua de enfriamiento, al acumulador 3-F, donde se tienen tres fases: una fase gas, una de hidrocarburos líquidos y otra de agua amarga. La corriente de vapores va al compresor 2-J en la sección de recuperación de vapores. Los hidrocarburos líquidos (gasolina) se bombean al absorbedor 3-E con las bombas 4-J y el agua amarga se bombea también con las 8-J a la sección de tratamiento de aguas amargas. Parte de los hidrocarburos líquidos se envían como reflujo, por medio de las bombas 29-J al plato 1 de la fraccionadora 1-E. para controlar la temperatura del domo.

### **Sección de recuperación de vapores.**

Los vapores del acumulador de hidrocarburos líquidos 3-F van al separador de succión 16-F y de allí al primer paso del compresor 2-J. Los vapores de la descarga del primer paso del 2-J fluyen hacia los enfriadores 27-C. En la entrada de los enfriadores se inyecta agua de lavado, donde los vapores se condensan y se separan



en el acumulador 15-F. Las aguas amargas se envían a tratamiento. Los hidrocarburos condensados se bombean con las 14-J para unirlos con la descarga del segundo paso del 2-J. Los vapores del 15-F se van al separador de succión 17-F del compresor y posteriormente se comprimen en el segundo paso de compresión. Con el fin de eliminar sales solubles, se inyecta agua de lavado a la corriente de descarga del segundo paso del compresor.

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

La recirculación de gasolina debutanizada, la cual ha sido enfriada, sirve como gasolina de absorción y se inyecta al plato 1 del absorbedor primario 3-E. El absorbedor primario está ubicado directamente encima del agotador. Este absorbedor recupera la mayor parte del propileno, propano y butano de los vapores que salen del separador de alta presión 4-F.

El gas seco 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 primaria. Después de calentarse con el aceite esponja, por intercambio de calor en los 11-C, el aceite rico retorna a la fraccionadora 1-E, donde los gases absorbidos se desprenden y se recirculan al compresor.

El gas seco del absorbedor secundario fluye al sistema de gas combustible, después de eliminar ácido sulfhídrico, en la sección de tratamiento con amina.



Los hidrocarburos líquidos del separador 4-F (gasolina rica en LPG) se bombean con las 13-J al plato superior del agotador 3-E (plato 25).

La gasolina rica del fondo del agotador 3-E se alimenta a la torre debutanizadora 5-E después de calentarse en el 13-C, con el producto del fondo de la debutanizadora. El calor de fondos de la debutanizadora es proporcionado en los 14-C's con la circulación de fondos de la fraccionadora. 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 la sección de tratamiento (Amina y Merox). El producto del fondo de la debutanizadora se enfría por intercambio de calor contra la carga a esta en el 13-C, precalentando la carga que va a la depropanizadora en el 16-C, y finalmente en el enfriador con agua 17-C.

La gasolina debutanizada, que sirve como gasolina esponja en el absorbedor primario 3-E, se recircula con las bombas 26-J que succionan gasolina antes del sistema de endulzamiento Merox. La recirculación de gasolina se enfría en el intercambiador 28-C con agua y entra en el domo del absorbedor 3-E.

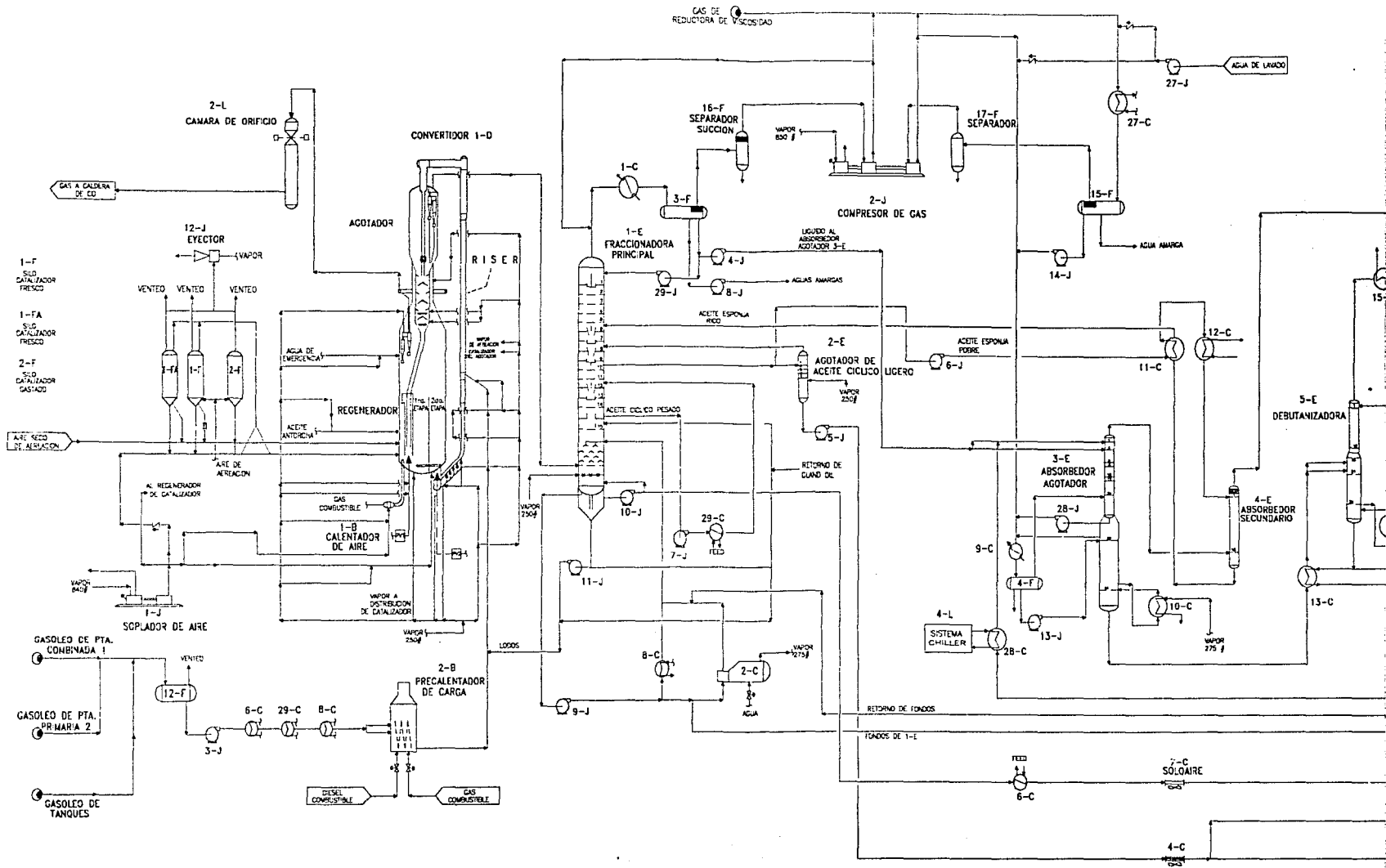
El producto propano-butano (LPG) que sale por el domo de la debutanizadora 5-E, se lleva a la sección de tratamiento con amina, por medio de las bombas 15-J, para eliminarle el ácido sulfhídrico y luego a la sección de tratamiento Merox para eliminarle mercaptanos. De la sección Merox, la corriente de LPG se envía al tanque de balance 13-F.

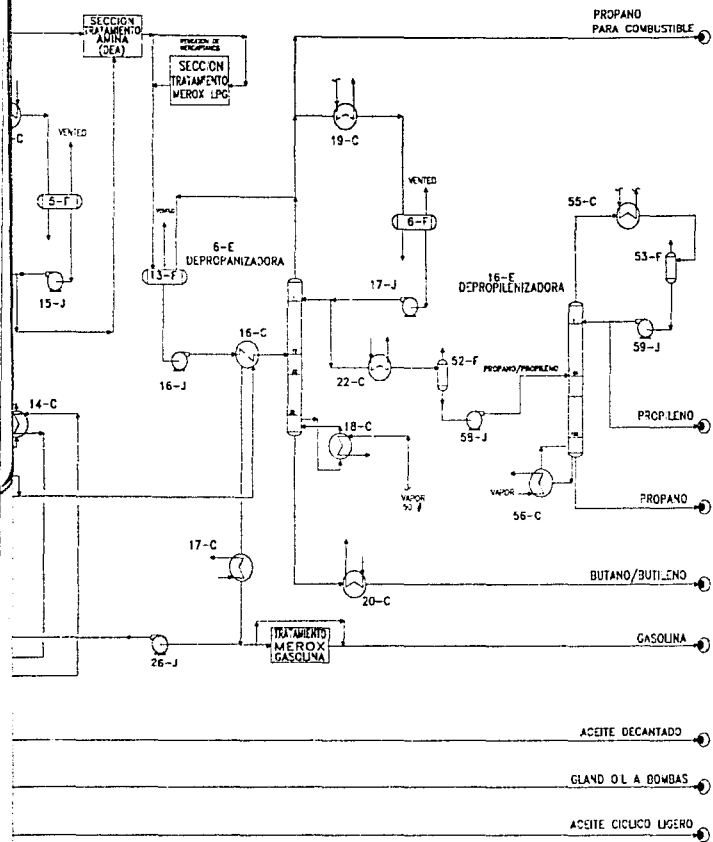
La corriente de LPG que va del tanque de balance de carga 13-F a la depropanizadora se bombea con las 16-J, pasando por el 16-C, en donde se precalienta con la gasolina debutanizada y se alimenta a la depropanizadora. En la depropanizadora se efectúa la separación del propano-propileno por el domo y el butano-butileno por el fondo, de acuerdo a las especificaciones de estos productos. El reflujo y el producto neto del domo son totalmente condensados y el producto



neto del propano se manda a la depropilenizadora. El butano-butileno producto del fondo, se envía a esferas de almacenamiento después de pasar a través del enfriador 20-C.

La mezcla que va a la depropilenizadora es una corriente de propano-propileno, la cual se recibe en el tanque de balance 52-F y se bombea con las 58-J a la torre depropilenizadora 16-E. En esta torre de 125 platos se separa el propileno del propano sacando por el fondo propano a almacenamiento y por el domo propileno.





"ANÁLISIS DE RIESGOS EN UNA PLANTA CATALÍTICA TIPO FCC"



DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA CATALÍTICA TIPO FCC

DIAGRAMA No. FQ-01

PAGINA 45

**3.2. APLICACIÓN DE LAS TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS****3.2.1. RESULTADOS DE LAS SESIONES HAZOP**

En las hojas de registro de las sesiones Hazop se presenta la siguiente información: nodo seleccionado, la desviación que se aplicó, las causas que determinaron la desviación, las consecuencias de dichas causas, la frecuencia, la gravedad, el índice de riesgo, las protecciones y las recomendaciones sugeridas por el equipo multidisciplinario para reducir el índice de riesgo.

La frecuencia y la gravedad se determinaron basándose en la experiencia del personal de operación y conforme a las tablas 3.1 y 3.2.

El índice de riesgo se determinó con la matriz de riesgos mostrada en la figura 3.1. Este número de riesgo nos permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad o no del riesgo, o bien asignar prioridades a las acciones recomendadas.

Los circuitos seleccionados son:

Circuito 1. Sección de extracción, agotamiento y distribución de nafta pesada y

Circuito 2. Propano-propileno.

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. Mas frecuentemente que una vez al año

Tabla 3.1. *Niveles de frecuencia.*





GRAVEDAD	
1.	No tiene impacto en la planta, personal ó equipo.
2.	Daños sólo al equipo ó fugas menores.
3.	Lesiones al personal de la unidad, todas las consecuencias se contienen en la instalación.
4.	Daños/destrucción mayores a la instalación consecuencias limitadas fuera de la instalación.
5.	Daños/destrucción mayores a la instalación, y/o consecuencias extensivas fuera de la instalación.

Tabla 3.2. Niveles de gravedad.

		1	2	3	4	5
Frecuencia	1	1	2	3	4	5
	2	2	4	6	7	8
	3	3	6	7	8	9
	4	4	7	8	9	10
	5	5	8	9	9	10
	Aceptabilidad máxima: 3					Gravedad

Figura 3.1. Matriz de riesgos

### Clasificación de Recomendaciones

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

**Clase A.** Las recomendaciones de la clase A son las que tienen la más alta prioridad. Esto implica una acción inmediata necesaria para mitigar la ocurrencia del accidente ó su consecuencia. El número de riesgo que le corresponde a estas recomendaciones va de 8 a 10.

**Clase B** Su prioridad es media, lo que quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis de costo-beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, y tomando en cuenta esto se toma la decisión de aceptar ó no el riesgo. El número de riesgo es de 4 a 7.



Clase C Su prioridad es baja. Esto significa que la acción correctiva que se tome mejorará aún más la seguridad pero el proceso puede seguir operando con seguridad aunque la recomendación no se implemente. Les corresponde un número de riesgo de 1 a 3.

### 3.2.1.1. CIRCUITO 1: SECCION DE EXTRACCIÓN, AGOTAMIENTO Y DISTRIBUCIÓN DE NAFTA PESADA.

#### DESCRIPCIÓN.

La torre fraccionadora 1-E de la planta catalítica ha sido modernizada con el propósito de reducir el contenido de azufre en la nafta ligera, por debajo de 1000 ppm, y de maximizar su producción, minimizando los traslapes ente nafta ligera, nafta pesada, aceite cíclico ligero (ACL) y aceite decantado. La modernización de la torre 1-E consiste en la división de la corriente de nafta que sale por el domo de la 1-E en dos corrientes: 1. Una corriente de nafta ligera con una temperatura final de ebullición entre 180 y 185 °C y 2. Una nueva corriente de nafta pesada con una TFE de 230 °C máximo. Las modificaciones realizadas fueron: a) el cambio de todos los internos de la torre fraccionadora 1-E por lechos de empaque estructurado de alta eficiencia Mellapak y b) la instalación de una nueva sección de proceso para la extracción de nafta pesada por abajo del lecho empacado L-1 de la torre fraccionadora 1-E.

La nafta pesada se envía por gravedad, a través de la línea 8"-P-402-1P3 y la válvula de control de nivel LV-401, a la torre agotadora 17-E. En la torre agotadora se pone en contacto con vapor de agotamiento que entra por la parte inferior del 17-E a una presión de 19.63 kg/cm<sup>2</sup> y a una temperatura de 260 °C. El vapor de agotamiento arrastra los hidrocarburos ligeros agotados hacia la torre fraccionadora 1-E a través de la línea 8"-P-401-1P3. Por el fondo de la torre 17-E se descarga la nafta pesada agotada a una temperatura de 148.7 °C por medio de la bomba 23-



JM/JMA, pasando por el enfriador 3CA/CB, que la enfría a una temperatura de 40°C, y por la válvula de control de flujo FV-402, que controla el flujo a 9.2 litros/s, la nafta es enviada al cabezal de aceite cíclico ligero (ACL), al cabezal de carga a la unidad planta HDD, a tanques de nafta pesada.

El análisis presente se hace como de prearranque ya que el circuito no está en operación.

El diagrama utilizado para analizar este circuito es el Diagrama de Tubería e Instrumentación FQ-D2

#### NODOS SELECCIONADOS.:

1. Línea de extracción de nafta pesada, la cual va de la columna 1-E a la 17-E.
2. De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8.
3. Todo el circuito de nafta pesada desde la torre 1-E al tanque 28-C.
4. Torre Agotadora 17-E.

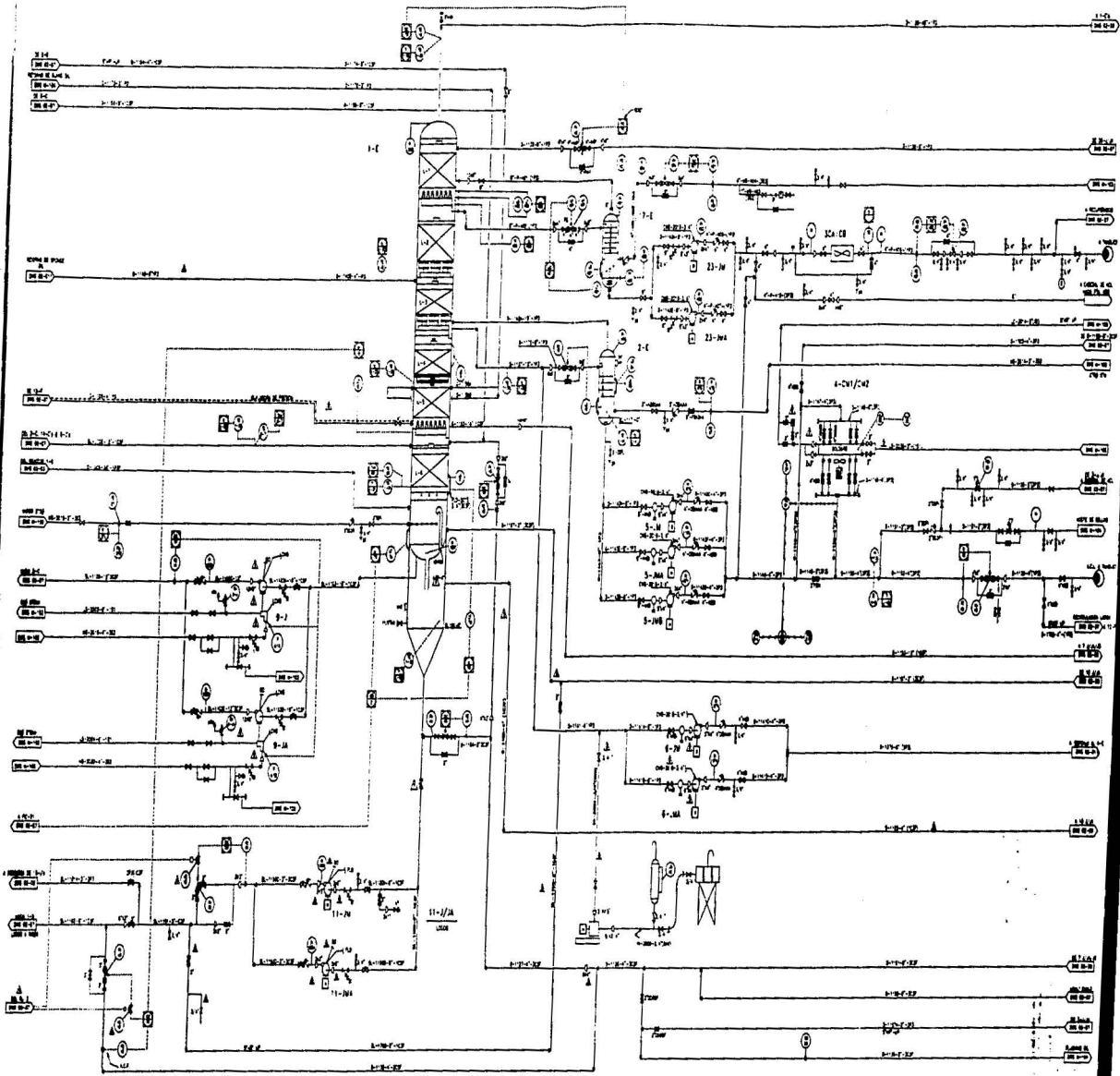
9-11/1/B  
3000 H 0001  
30 0000000 1

1-1  
PROCESO PAPA

1-1  
MOTOR 2 000 000

1-1  
MOTOR 2 000 000

1-1  
3000 H 0001



WASSER BEI BESITZ IN EINER PUMPE GEBEN 100 PSI  
DIESENE BEI TROCKEN FUNKTION  
LIEGEN BEI DRUCK, BEWEGUNG S. BEWEISUNG BEI WASSER  
100 PSI



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Línea de extracción de nafta pesada, la cual va de la columna 1-E a la 17-E.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada 190 a 230 °C

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clasé
1. Que la válvula LV-401 se quede calzada en posición de cerrado	1. Producción de gasolina fuera de especificación. 2. Inundación de la torre fraccionadora e incremento de temperatura en la misma. 3. Bajo nivel en la torre agotadora 17-E 4. Cavitación y daño a la bomba 23-JM o JMA. 5. Alta temperatura en la torre agotadora 17-E. 6. Daños a los internos de la torre agotadora 17-E.	2	2	4	1. Programa de mantenimiento preventivo y procedimientos de operación ya actualizados. 2. Se tiene un directo en la válvula LV-401. 3. Se tienen indicadores de nivel, flujo y temperatura, con su respectiva alarma. 4. Simulacros operacionales.	1. Antes de meter en operación se deben de reafirmar los procedimientos de operación.	B
2. Que cualquiera de las válvulas de bloqueo de la automática LV-401 esté cerrada	1. Ídem a la causa 1.	3	2	6	1. Procedimientos de operación ya actualizados. 2. Ídem a los puntos 2 a 4 de la causa 1.	1. Antes de meter en operación se deben de reafirmar los procedimientos de operación.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Línea de extracción de nafta pesada, la cual va de la columna 1-E a la 17-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada 190 a 230 °C

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
3. Taponamiento en algún lugar de la línea.	1. Ídem a la causa 1.	2	2	4	1. Se tienen indicadores de nivel, flujo y temperatura, con su respectiva alarma.  2. Simulacros operacionales.	1. Antes de meter en operación se deben reafirmar los procedimientos de operación.	C
4. Ruptura total de la línea.	1. Cavitación y daño a la bomba 23-JM o JMA.  2. Alta temperatura en la torre agotadora 17-E.  3. Incendio.	1	3	3	1. Programa de calibración y prueba de líneas.  2. Los sistemas de mitigación de efectos.  3. Simulacros de contraincendio y operacionales	1. Instalar un sistema de monitoreo de la planta, con cámaras de televisión, con sistema infrarrojo de detección de puntos calientes.  2. Instalar un sistema de detectores de fuego.	C
5. Cero nivel en el pozo de extracción del corte de nafta pesada.	1. Cavitación y daño a la bomba 23-JM o JMA.  2. Alta temperatura en la torre agotadora 17-E.  3. Inundación de la torre fraccionadora e incremento de temperatura en la misma.  4. Bajo nivel en la torre agotadora 17-E	4	2	7	1. Se tienen indicadores de nivel, flujo y temperatura, con su respectiva alarma  2. Simulacros operacionales.  3. Procedimientos de operación.	1. Ídem a la causa 1	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Cero nivel en la torre agotadora 17-E.	1. Como en no flujo de la torre agotadora 17-E.	3	2	6	1. Como en no flujo a la torre agotadora 17-E.		C
2. Que cualquiera de las válvulas antes de la bomba 23 JM o JMA, esté cerrada.	1. Alto nivel en la torre 17-E y 1-E. 2. Daño a los internos de la torre 17-E. 3. Calentamiento de la torre 1-E. 4. Daños a la bomba 23-J's	3	2	6	1. Indicadores de nivel, temperatura y flujo. 2. Procedimientos de operación y simulacros operacionales.	1. Hacer un estudio para analizar la posible instalación de un interlock de protección para las bombas 23-J's (micro de flujo).	B
3. Falla de la motobomba 23-JM o JMA	1. Ídem a la causa anterior 2 de no flujo.	4	2	7	1. Ídem a la causa anterior 2 de no flujo. 2. Se tiene bomba de relevo. 3. Programas de mantenimiento preventivo a equipo mecánico.	1. Dar seguimiento al programa de mantenimiento preventivo, predictivo y proactivo.	B
4. Que cualquiera de las válvulas de bloqueo, delante de la bomba esté	1. Ídem a la causa 2 de no flujo. 2. Fugas por sellos o	3	3	7	1. Ídem a la causa 2. 2. Recorridos y patrullajes operacionales.	1. Estudiar la posibilidad de instalar una válvula de relevo en los tubos de soloaire 3 CA/CB y 17-E.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: No flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
cerrada.	bridas  3. Represionamiento y fugas por los tubos y sellos del soloaire.  4. Incendio.						
5. Que la válvula de control de flujo FV-402 falle en posición de cerrado.	1. Ídem a la causa anterior	3	3	7	1. Ídem a la causa anterior.  2. El directo de la válvula.  3. Programa de mantenimiento preventivo a válvulas de control.	1. Ídem a la causa anterior.	B





Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: Menos de flujo

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Menos flujo a la torre agotadora 17-E.	1. Inundación en el plato de extracción. 2. Producto del domo de la torre 1-E fuera de especificación. 3. Bajo nivel en el tanque de la torre agotadora 17-E. 4. Cavitación y daños a la bomba 23-J's.	3	2	6	1. Indicaciones de flujo (FI-402) y presión a la descarga de la bomba (PI-402). 2. Indicador de nivel LIC-401. 3. Simulacros operacionales.	1. Establecer simulacros operacionales específicos para desviaciones operacionales (P, T, F y L).	B
2. Obstrucciones en pichanchas de las bombas 23-J's.	1. Inundación del la torre agotadora y daño a las bombas. 2. Como en la causa 1.	4	2	7	1. Indicadores de presión en la descarga PI-403. 2. Monitoreo a la bomba. 3. LIC-401. 4. Mantenimiento predictivo a la bomba.	1. Establecer un programa anual de limpieza de pichanchas con la frecuencia que se requiera de acuerdo al tipo de producto que se maneja.	B
3. Baja eficiencia de la bomba.	1. Como en la causa 2.	4	2	7	1. Programa de mantenimiento preventivo y predictivo. 2. Patrullaje operacional (TPM, Total Preventive Maintenance).	1. Continuar cumpliendo el programa de mantenimiento de equipo dinámico.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: Menos Flujo

Causas	Consecuencias	I'	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Obstrucción de los tubos del soloaire 3CA/CB.	1. Alto nivel en la torre agotadora. 2. Presionamiento en la línea de descarga de la bomba 23-J's. 3. Daño a los sellos de la bomba.	2	2	4	1. Programa de mantenimiento preventivo durante los paros institucionales. 2. Indicador de presión a la descarga de la bomba. 3. Patrullaje operacional.	1. Estudiar la posibilidad de mandar la señal de presión de la descarga de las bombas hacia el SCD con alarma por baja y alta presión.	B
5. Falla la válvula FV-402 en más cerrado de lo normal.	1. Ídem a la causa 4.	3	2	6	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
6. Válvula alineada hacia recuperados/HDD.	1. Represionamiento de las bombas 5-J's. 2. Bajo nivel en el plato de extracción de nafta pesada de la columna 1-E. 3. Aumenta la temperatura en el domo de la torre 1-E.	3	2	6	1. Indicadores de nivel y temperatura en el plato de extracción de nafta pesada de la columna 1-E. 2. Procedimientos operacionales para evitar mal alineamiento de válvulas.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC.

Nodo: Todo el circuito de nafta pesada desde la torre 1-E al tanque 28-C.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: No hay operación

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falta de cupo en tanque 28 C de almacenamiento o cualquier otro que se pueda disponer.	1. No hay mejora significativa en el contenido de azufre de la gasolina producida.	5	2	8	1. Líneas alternas para envío de nafta pesada, ACL o a recuperado para ser reprocesado.	1. Estudiar la posibilidad de habilitar otro tanque de almacenamiento para nafta pesada.	A
2. Falla de bombas 23-J's.	1. No hay mejora significativa en el contenido de azufre de la gasolina producida.	2	2	4	1. Programa de rotación de equipo. 2. Programa de mantenimiento preventivo, predictivo y proactivo. 3. Programas de reparación general (paro institucional)	1. Aseguramiento de la calidad y cantidad de refaccionamiento.	B
3. Fuga significativa en cualquier punto del circuito, línea o conexiones.	1. No hay mejora significativa en el contenido de azufre de la gasolina producida. 2. Incendio	1	3	3	1. Patrullajes operacionales. 2. Programas de reparación general (paro institucional).	1. Como en no flujo (ruptura total de la línea).	C



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Todo el circuito de nafta pesada desde la torre I-E al tanque 28-C.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: No hay operación.

Causas	Consecuencias	I <sup>r</sup>	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Diseño actual limitado para el manejo de la nafta en la U-7 y U-8 (problemas con el manejo de ligeros, con el tipo de catalizador y el alto contenido de azufre que provoca mayor exotermia)	1. No hay mejora significativa en el contenido de azufre de la gasolina producida.	5	2	8	1. No hay.	Realizar un estudio para adecuar las condiciones de operación y el catalizador a usar en las plantas U7-U8 de manejo de ligeros para tratar la nafta pesada de FCC.	A



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre agotadora 17-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: Alta presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Bajo nivel en la torre 17-E.	1. Falla de las bombas 23 J's. 2. Daño en los internos de la torre 17-E. 3. Producto fuera de especificación.	1	2	7	1. El LIC 401, el TI 405, el PI-401.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	B
2. No flujo en la línea de alimentación de la torre.	1. Falla de las bombas 23 J's. 2. Daño en los internos de la torre 17-E.	3	2	6	1. Ídem a la causa 1.	1. No hay.	B
3. Alto nivel en la torre 17-E	1. Producto fuera de especificación. 2. Daño en los internos de la torre 17-E.	3	2	6	1. Ídem a la causa 1.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y a equipo dinámico. 2. Hacer un estudio para cambiar, modernizar y/o actualizar los instrumentos y equipo dinámico ya obsoleto o bien que ya haya cumplido con su vida de servicio o se tenga en el mercado equipo o instrumentos de mejor diseño.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC.

Nodo: Torre agotadora 17-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Nafta pesada

Desviación: Alta presión

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Bajo flujo de nafta con alto flujo de vapor.	1. Falla de las bombas 23 J's. 2. Daño en los internos de la torre 17-E	3	2	6	1. Ídem a la causa 1. 2. El LIC-401 de control de flujo de vapor.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y equipo dinámico.	B
5. No flujo en la línea de ligeros de la torre 17-E a la 1-E.	1. Un alto nivel en el plato de extracción de nafta de la torre 1-E y alta presión en la torre 17-E. 2. Alta presión en la torre 1-E 3. Producto fuera de especificación. 4. Daño a los internos de las columnas 1-E y 17-E.	3	2	6	1. El LIC-401, el TI-405, el PI-401. 2. Procedimientos de operación. 3. El TPM.	1. Revisar, durante los paros institucionales, que la línea, la válvula y la entrada de vapores hacia la 1-E esté libre.	B

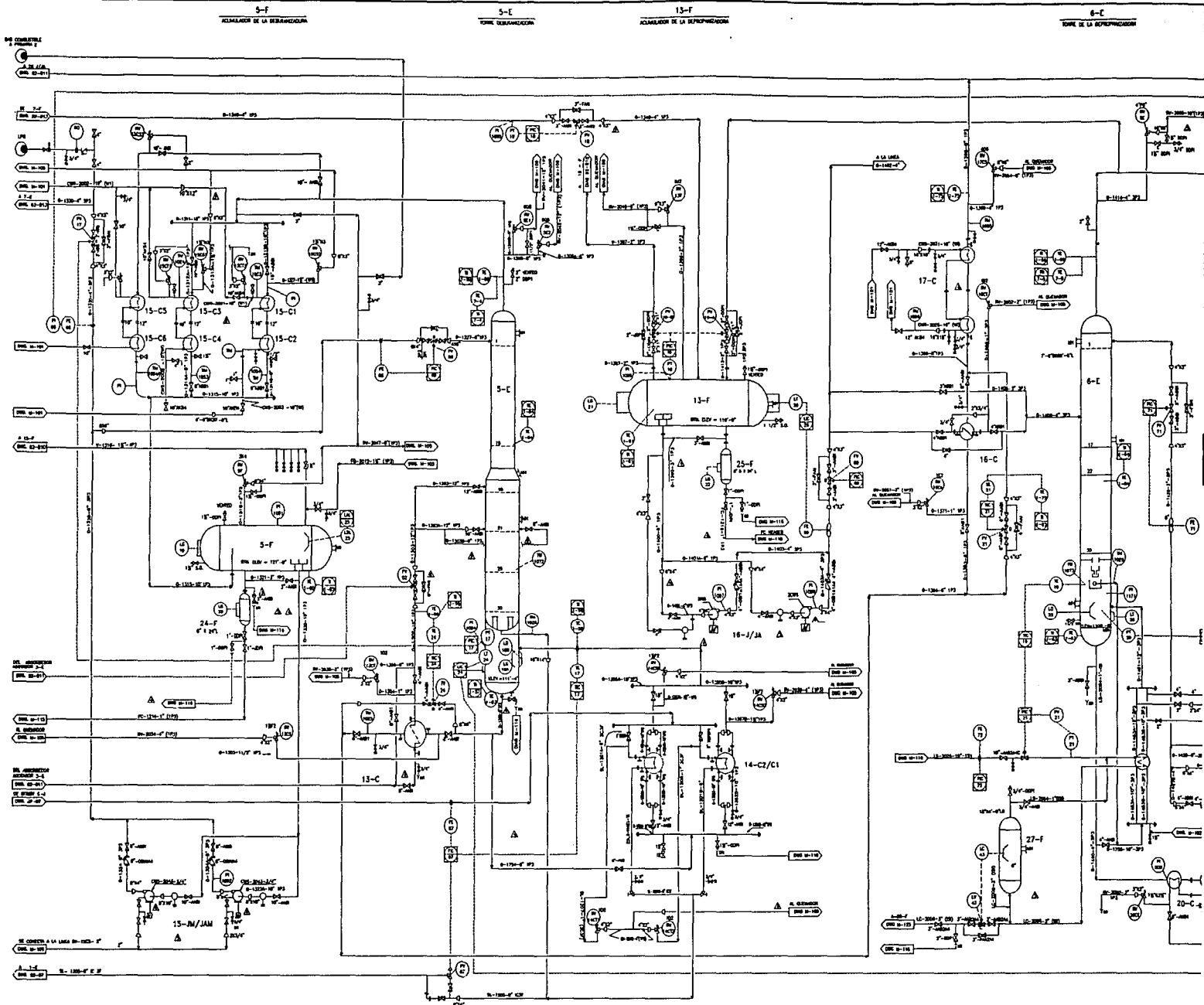
**3.2.1.2. CIRCUITO 2: SECCIÓN DE PROPANO-PROPILENO****DESCRIPCIÓN**

La corriente fresca de propano-propileno sale del domo de la torre depropanizadora 6-E y pasa por los intercambiadores 19-C1/C6, y va como líquido al acumulador de reflujo de la depropanizadora 6-F y se envía por medio de las bombas 17-J, pasando por la válvula V1 y el filtro F1, hacia la descarga, en donde se divide en dos partes, una parte regresa a la torre 6-E, pasando por las válvulas V3' y FV-71, y la otra parte se manda al tanque de carga 52-F pasando por las válvulas V4, PV-20 que actúa con el PIC-20, V5, por la línea de 0-4000-3" y por la válvula V6. Del 52-F se succionan y se envía con las bombas 58-J, hacia la Torre 16-E, pasando por la válvula FV-V-10A.

Los vapores de propileno salen por el domo de la fraccionadora 16-E, a través de la línea 0-4008-16" y se condensan en los 55-C, el condensado se recibe en el tanque 53-F. De este se extrae el líquido de las bombas 59-J a través de la línea 0-4014-16" y se envía a almacenamiento y a la Torre 16-E, a través de la línea 0-4016-10", como reflujo.

**NODOS SELECCIONADOS.:**

1. Del domo de la torre depropilinizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F.
2. Torre depropilinizadora 16-E.



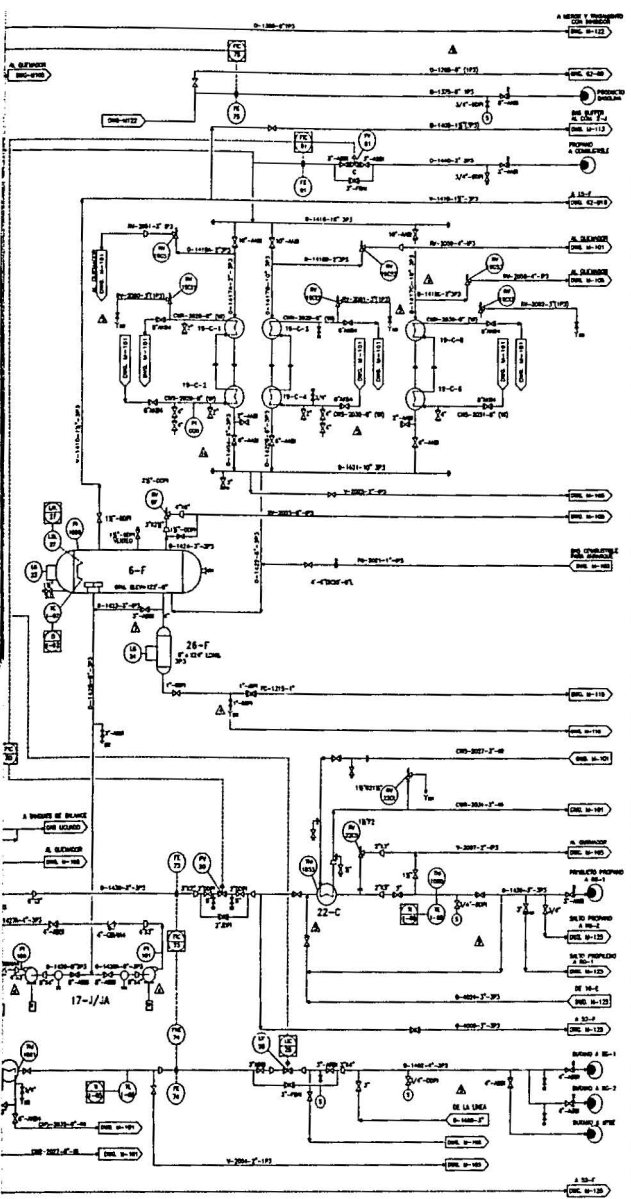
5-F  
ACUMULADOR DE LA REFRIGERACION

5-E  
TORRE DEBARRANDIZACION

13-F  
ACUMULADOR DE LA REFRIGERACION

6-C  
TORRE DE LA REFRIGERACION





ANALISIS DE RIESGOS EN UNA PLANTA CATALITICA TIPO FCC  
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 SECCION DE PROPANO-PROPIENO  
 DIAGRAMA No. FD-03 PAGINA 82

62

58-J/A  
BOINAS DE CARGA

60-F  
TABLEROS DE  
CONEXIONES ELECTRICAS

52-F  
TABLERO DE CARGA

55-C1 A 55-C7  
RELEVORES DE FUSIBLES DE  
TORRE DE REFRIGERACION

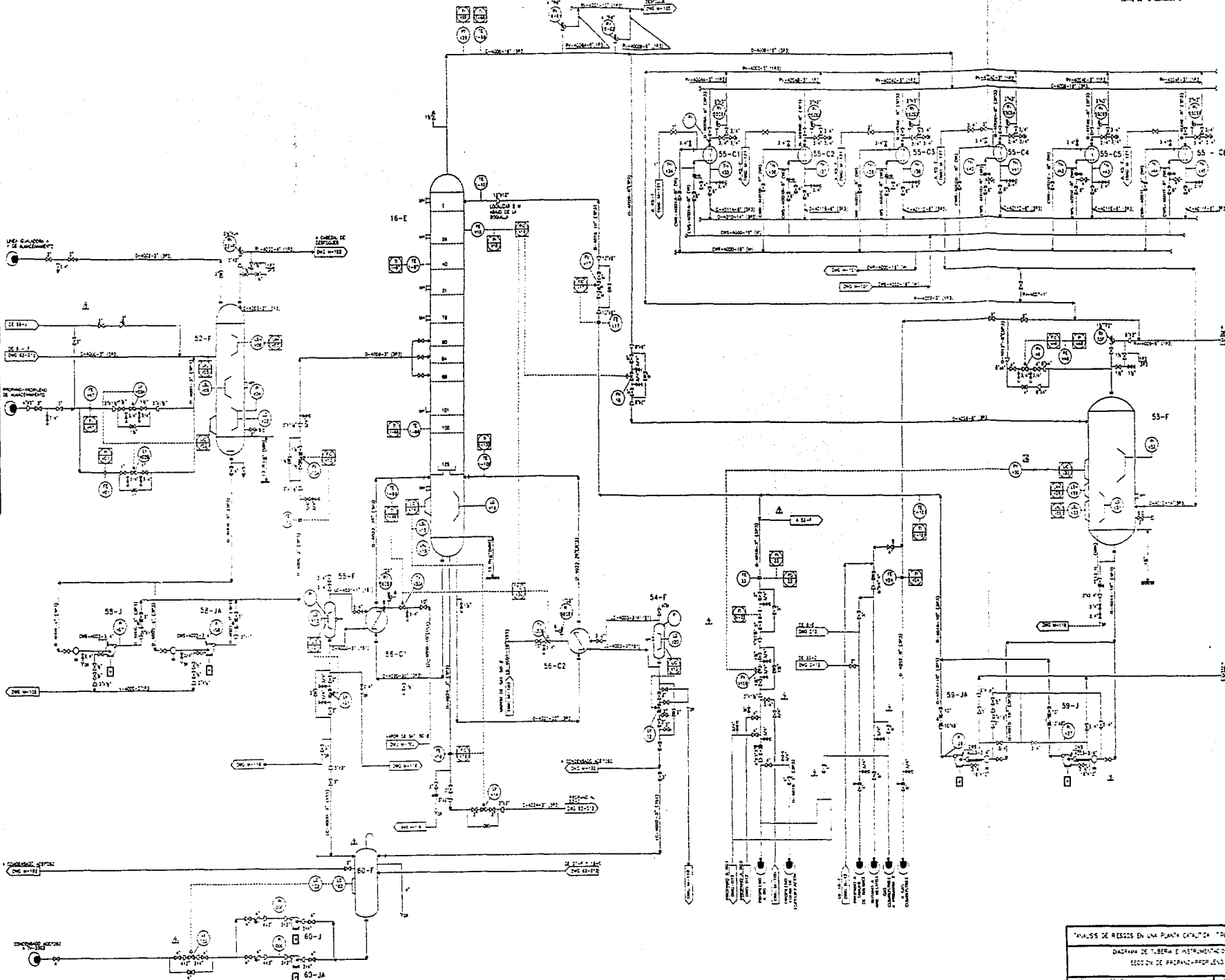
16-F  
TORRE DE REFRIGERACION

54-F A 55-F  
TABLEROS DE CONEXIONES

53-J/A  
BOINAS DE REFRIGERACION  
DE PRODUCTO

53-F  
REFRIGERADOR DE METANO

55-C1 A 55-C6  
CONEXIONES DE LA  
TORRE DE REFRIGERACION



ANALISIS DE RESERVA EN UNA PLANTA CATALITICA TPO FCC  
DISEÑO DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
SECCION DE PROPANO-PROPILENO  
DISEÑO NO. 72-2A  
PAGINA



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano propileno

Desviación: Mayor presión			LOI: 12 kg/cm <sup>2</sup>	LOS: 17 kg/cm <sup>2</sup>	LSI:	LSS: 19 kg/cm <sup>2</sup>	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Alto flujo de vapor en el rehervidor 18-C.	1. Arrastre de pesados por la corriente del domo de la 6-E. (Producto fuera de especificación). 2. Daños en los internos de la torre. 3. Fugas en las bridas y conexiones. 4. Formación de una mezcla explosiva. 5. Daño en los condensadores.	4	2	7	1. Se tiene la válvula de relevo RV-6F. 2. La válvula de relevo RV-19C. 3. Se tiene una indicación, control y alarma, de temperatura y de presión, TIC-19, TIC-21 y PIC-21, en el SDC. 4. Se tienen detectores de mezcla explosiva en el área.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Hacer un estudio para mejorar la localización, número y confiabilidad de los detectores de mezcla explosiva en el sector de gas C3's. Ya que actualmente los 16 detectores tienen su señal dirigida hacia el cuarto de control viejo y se requiere que las señal de los detectores manden su señal tanto al SCD, como a la caseta de contraincendio. Se requiere que la señal llegue al SCD aún antes que al CI. 3. Se requiere que el procedimiento de adquisiciones de refacciones y equipos de seguridad, esté más expedito.	B
2. Bajo nivel en el fondo de la torre 6-E.	1. Daños en los internos de la torre. 2. Fugas en las bridas y conexiones.	4	2	7	1. Ídem a la causa 1. 2. Se tiene un control de nivel del fondo, con alarma por alto y bajo nivel, LIC-28.	1. Continuar con el programa de simulacros operacionales. 2. Ídem a los de la causa 1.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Mayor presión.

LOI: 12 kg/cm<sup>2</sup>

LOS: 17 kg/cm<sup>2</sup>

LSI:

LSS: 19 kg/cm<sup>2</sup>

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	3. Daño en los condensadores. 4. Daño al rehervidor de la torre, el 18-C						
3. Que la válvula PV-20 falle en posición de cerrado.	1. Ídem a la causa 1. 2. Daños en la bomba 17-J 3. Fugas por el sello de la bomba e incendio. 4. Alto nivel y represionamiento en el separador 6-F, que origina un relevo bifásico hacia el cabezal de desfogue.	4	2	7	1. Ídem a las de la causa 2.	1. Ídem a las de la causa 1 y 2. 2. Hacer un estudio de costo beneficio para renovar la instrumentación ya anticuada o deficiente.	B
4. Que los condensadores 19-C 1 a 6 estén obstruidos.	1. Arrastre de pesadas por la corriente del domo de la 6-E. (Producto fuera de especificación). 2. Daños en los internos de la torre.	4	2	7	1. Se tiene la válvula de relevo RV-6E. 2. La válvula de relevo RV-19CS1 y CS2. 3. Se tiene una indicación, control y alarma, de temperatura y de presión,	1. Mejorar la calidad de agua de enfriamiento. Se debe tener un mejor control sobre los sólidos en suspensión. 2. (Actualmente se deben de tener los 6 condensadores en operación, siendo que antes con solo 4 era suficiente). Se debe de hacer un estudio para mejorar la calidad del agua de enfriamiento que	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-I al tanque acumulador de reflujo 6-I'

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Mayor presión.

LOI: 12 kg/cm<sup>2</sup>

LOS: 17 kg/cm<sup>2</sup>

LSI:

LSS: 19 kg/cm<sup>2</sup>

Causas	Consecuencias	I'	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	<p>3. Fugas en las bridas y conexiones.</p> <p>4. Formación de una mezcla explosiva.</p> <p>5. Daño a los condensadores.</p>				<p>°TIC-19, TIC-21 Y PIC-21, en el SCD.</p> <p>4. Se tienen detectores de mezcla explosiva en el área.</p> <p>5. Programa de mantenimiento a condensadores.</p>	<p>se tiene en la torre CT-100, para que sea de la calidad que se requieren en los condensadores de la planta catalítica, o en su defecto instalar otro banco de cambiadores. Esta torre usa agua de pozos y de la planta tratadora de aguas residuales y urbanas.</p> <p>3. Establecer un sistema para asegurar un flujo suficiente hacia la planta FCC-II</p>	
5. Falla de la FV-71, de control de flujo de reflujo, en posición de cerrada.	<p>1. Alta temperatura de la torre 6-E.</p> <p>2. Represionamiento hacia atrás de la bomba 17-J/JA.</p> <p>3. Bajo nivel en la torre 6-E.</p>	4	2	7	<p>1. Alarma por bajo flujo en SCD en FIC-71.</p> <p>2. Se tiene directo de FV-71.</p> <p>3. Programa de simulacros operacionales.</p>	<p>1. Realizar un estudio para mejorar la calidad (contenido de agua y sólidos) del aire de instrumentos.</p> <p>2. Renovar la instrumentación.</p>	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Mayor presión.

LOI: 12 kg/cm<sup>2</sup>

LOS: 17 kg/cm<sup>2</sup>

LSI:

LSS: 19 kg/cm<sup>2</sup>

Causas	Consecuencias	I'	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
6. Que le llegue a la columna 6-E una alimentación con mayor contenido de ligeros.	1. Fugas por bridas y conexiones. 2. Producto fuera de especificación. 3. Cavitación y daños a internos en bombas 17-1/1A.	4	2	7	1. Programa de análisis químico de la corriente del domo de la torre.  2. Procedimiento de operación de la torre 5-E.	1. Seguir cumpliendo con el programa de adiestramiento y capacitación a operadores.	B
7. Que alguna de las válvulas de bloque de los condensadores esté cerrada.	1. Ídem a la causa 4.	2	2	4	1. Procedimientos de operación, paro y arranque.	1. Ídem a la causa 6.	C



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Menos flujo

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Baja temperatura en la torre 6-E	1. Productos de fondo de la torre fuera de especificación. 2. Daños a bombas 17J/JA. 3. Bajo nivel en el tanque 6-F	4	2	7	1. Se tiene una indicación, control y alarma, de temperatura y de presión, TIC-19, TIC-21 y PIC-21, en el SCD.  2. Se tienen detectores de mezcla explosiva en el área.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos.	B
2. Que la válvula PV-19 A falle en posición de abierto (Que se quede calzada).	1. Ninguna, ya que normalmente se opera con la válvula del directo parcialmente abierta. Esta válvula automática está mal seleccionada.	5	1	5	1. Se tiene el control dividido PIC-19.	1. Recalcular la válvula e instalar una válvula PV-19 <sup>a</sup> con un intervalo de operación adecuado.	B
3. Que la válvula de relevo RV-6E releve a presión de operación, o que la válvula del directo esté abierta.	1. Bajo nivel en el Tanque 6-F. 2. Contaminación ambiental. 3. Cavitación de la bomba 17-J.	4	2	7	1. Programa de calibración de válvulas de relevo durante los paros institucionales.  2. El tanque 6-F tiene alarma por bajo nivel en el SCD. 3. Se tiene en el tanque 29-F alarmas por flujo, temperatura y nivel.	1. Seguir cumpliendo con el programa de calibración de válvulas y de mantenimiento preventivo a los instrumentos.  2. Incluir en los procedimientos de operación la forma en que se debe operar la válvula del directo. (RV's 5-F y 6-F).	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E: al tanque acumulador de reflujo 6-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Menos flujo

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	I <sup>2</sup>	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Que la válvula de la línea de gas de sellos al 2-J este totalmente abierta.	1. Bajo nivel en el Tanque 6-F. 2. Cavitación de la bomba 17-J.	5	2	8	1. El tanque 6-F tiene alarma por bajo nivel en el SCD.  2. Procedimientos de operación.	1. No hay.	B
5. Que la válvula FV-91 se quede abierta, o bien que se deje abierta la válvula del directo.	1. Bajo nivel en el Tanque 6-F. 2. Cavitación de bomba 17-J. 3. Mayor presión momentánea en el tanque de balance TH-154.	4	2	7	1. El tanque TH-154 tiene un control local de presión, PIC-150, y tiene además dos válvulas RV.  2. El tanque 6-F tiene alarma por bajo nivel en el SCD.  3. Procedimientos de operación.	1. Integrar al SCD el sistema de control de presión PIC-150.	B
6. Que alguno de los tubos de los cambiadores de calor 19-C-1 a 6, esté picado.	1. Bajo nivel en el Tanque 6-F. 2. Cavitación de la bomba 17-J. 3. Contaminación por H <sub>2</sub> C en el agua de enfriamiento.	3	3	7	1. Se tiene un indicador local de temperatura y presión en la línea de agua de retorno.  2. En la torre CT-100 se hacen análisis del agua para detectar presencia de HC's.	1. Mejorar la calidad del agua de enfriamiento. (Revisar la recomendación 2 de la causa 4 de mayor presión).	B





Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Menos flujo				LOI:	LOS:	LSI:	LSS:
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	1. Fuego en la torre de enfriamiento CT 100				3. Se tiene una alarma por bajo nivel en el tanque 6-F.  4. Mantenimiento preventivo a los cambiadores de calor en cada mantenimiento institucional.		



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre depropilenizadora 16-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Propano-propileno

Desviación: Más temperatura

LOI: 50°C

LOS: 56°C

LSI:

LSS:

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla de las válvulas TV-30 en posición de abierto.	1. Alta presión en la torre 16-E. 2. Contaminación por relevo de las RV-16E1/E2. 3. Fugas y posible incendio. 4. Bajo nivel en fondo de la torre 16-E. 5. Productos fuera de especificación.	5	4	10	1. Indicadores de temperatura con alarma en el SCD (TI-99, TI-100, TIC-30, TI-98) y demás instrumentación del domo de la torre 16-E. 2. Indicadores de presión PIC-V18 y de nivel LIC-V14 con alarmas. 3. Detectores de HC's a nivel de piso. 4. Plan de emergencia en la torre 16-E. 5. Se tiene un escenario de este tipo en los simulacros de contraincendio. 6. RV-16 E1/E2.	1. Hacer un estudio para localizar y aumentar el número de detectores de HC's en la torre 16-E. 2. Incluir en el control distribuido la señal de los detectores de mezclas explosivas. 3. Hacer mas expedito el sistema de refaccionamiento del equipo de seguridad. 4. Instalar circuito cerrado con cámara de televisión con señal hacia el cuarto de control (bunker).	B
2. Aumento en la presión o temperatura del vapor de baja a los	1. Ídem ala causa 1.	1	1	1	1. Ídem a la causa 1.	1. Ídem a la causa 1.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre depropilinizadora 16-E.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Más temperatura.				LOI: 50°C	LOS: 56°C	LSI:	LSS:
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
Rehervidores.					2. Válvulas de relevo en las líneas de vapor, RV -108 y 56CS-1/2.		
3. Falla en posición de cerrado de FV-V17.	1. Ídem a la causa 1. 2. Bajo nivel en el tanque 53-F.	5	3	9	1. Ídem a la causa 1. 2. Se mantiene con una abertura manual.	1. Verificar y en su caso reparar o cambiar el circuito de medición, para que la válvula FV-V17 pueda operar correctamente en automático. (La señal varía de manera constante).	B
4. Contaminación de alimentación de butano.	1. Ídem a la causa 1.	4	3	8	1. Ídem a la causa 1. 2. Análisis de gases del domo de la torre 6-E y fondos de la torre 16-E. 3. Control de temperatura del fondo de la torre 16-E, TIC-V30.	1. Mejorar el agua de enfriamiento. 2. Mantener operando en automático el TIC-V30.	B
5. Obstrucción de los tubos de los condensadores 55-C's	1. Ídem a la causa 1.	1	1	1		1. Mejorar el agua de enfriamiento. 2. Hacer un estudio para elaborar un programa de lavado químico para la limpieza de los condensadores 55-C's.	C



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre deproilinizadora 16-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Mezcla de propano y propileno

Desviación: Más temperatura		LOI: 50 °C			LOS: 56 °C		LSI:	LSS:
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase	
6. Calentamiento externo a la torre 16-E, por incendio de algún equipo alrededor.	1. Incendio y explosión	1	4	4	1. Detectores de HC's.  2. Monitores de contraincendio.	1. Instalar detectores de fuego.  2. Establecer un simulacro por el evento, apoyado en la simulación del escenario.	C	



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre depropilinizadora 16-F

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Propano-propileno.

Desviación: Menor presión en la torre.				LOI: 18 kg/cm <sup>2</sup>	LOS: 20 kg/cm <sup>2</sup>	LSI: 18 kg/cm <sup>2</sup>	LSS: 21 kg/cm <sup>2</sup>
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falta de las válvulas TV V30 A y B en posición de cerrado.	1. Baja temperatura del fondo de la torre 16-F. 2. Represionamiento del cabezal de vapor de baja. 3. Relevo de la válvula de seguridad PSV-408. 4. Productos fuera de especificación (alto contenido de propano en la corriente de propileno). 5. Paro de la destilación.	4	2	7	1. Indicadores de temperatura y presión del fondo de la 16-F, con alarma en el control distribuido. 2. Válvula de seguridad PSV-408. 3. Programas de mantenimiento. 4. Dispositivo mecánico de apertura (gato).	1. Hacer un estudio para modificar el actual sistema de control de tal manera que el control de temperatura sea el maestro de un control de presión del vapor de entrada. 2. Reemplazar el equipo que ya cumplió con su vida útil.	B
2. Bajo flujo de carga debido a falla en la FV-V10 A en posición de cerrado.	1. Bajo nivel en el fondo de la torre. LIC V14. 2. Alto nivel en el tanque de carga 52-F. 3. Relevo de la válvula RV-52-F. 4. Represionamiento en la descarga de la bomba	4	3	8	1. Indicadores de nivel y flujo con alarma en control distribuido. 2. Válvula de relevo RV-52F 3. Directo de la FV-V10 A. 4. Programa de mantenimiento preventivo.	Contar con el refaccionamiento adecuado para cumplir al 100% con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y equipo dinámico.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre depropilenizadora 16-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Propano-propileno

Desviación: Menor presión en la torre..

LOI: 18 kg/cm<sup>2</sup>

LOS: 20 kg/cm<sup>2</sup>

LSI: 18 kg/cm<sup>2</sup>

LSS: 21 kg/cm<sup>2</sup>

Causas	Consecuencias	I'	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	58-J/JA.  5. Daño a la bomba 58-J/JA, daño en sellos y posible incendio.	4	2	7			
3. Alto flujo de salida de propileno, debido a falla de la válvula FV-V10 B en posición abierto.	1. Bajo nivel en el tanque acumulador de reflujo 53-I'  2. Producto fuera de especificación (propileno de baja pureza).				1. Indicador de temperatura TI-1-98 y el LIC-V30 con alarma en el SCID.	1. Hacer un estudio para encontrar un control mas adecuado de las corrientes del domo de la torre 16-E. La idea que se pretende desarrollar es: tener el flujo de producto, a control de presión de la torre 16-E y el reflujo a control de relación L/D preseleccionada.	B
4. Falla de la bomba 58 J/JA, de alimentación a la 16-E.	1. Bajo nivel en el fondo de la torre, LIC V14.  2. Alto nivel en el tanque de carga 52-F.  3. Relevo de la válvula RV-52-F.	4	2	7	1. Indicadores de nivel y flujo con alarma en control distribuido.  2. Válvula de relevo RV-52F  3. Se tiene bomba de relevo.  4. Programa de mantenimiento preventivo al equipo mecánico-eléctrico.  5. Programa de rotación de equipo mecánico.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo al equipo mecánico-eléctrico.  2. Continuar cumpliendo con el programa de rotación de equipo mecánico.  3. Contar con el refaccionamiento, sellos y rodamientos adecuado.	B



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC

Nodo: Torre depropilenizadora 16-E

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Propano-propileno

Desviación: Menor presión en la torre.			LOI: 18 kg/cm <sup>2</sup>	LOS: 20 kg/cm <sup>2</sup>	LSI: 18 kg/cm <sup>2</sup>	LSS: 21 kg/cm <sup>2</sup>	
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
5. Que se deje alineada y abierta la válvula PV-V18 (directo de los condensadores 55C).	1. Represionamiento en el tanque de reflujo 53-F. 2. Relevo de la válvula RV-53F hacia el cabezal de desfogues.	3	2	6	1. Procedimientos de operación. 2. Indicadores de presión en la torre y en el tanque. (PI-V46).	1. Instalar un letrero en la válvula PV-18 que indique que la válvula debe permanecer cerrada en operación normal de la columna 16-E.	B
6- Que se deje alineada la línea de desfogue directo del 53-F.	1. Enfriamiento del acumulador de desfogue 29-F. 2. Congelamiento de la línea de desfogue de la sección poniente. 3. Contaminación del medio ambiente.	5	2	8	1. Indicador de temperatura y flujo en el acumulador 53-F. 2. Patrullaje operacional.	1. Hacer un estudio para que la planta pueda recibir agua de enfriamiento de mejor calidad. 2. Elaborar un programa de limpieza de los condensadores 55-C's.	B
7. Que algunos de los tubos de los rehervidores 56 C1/C2 se pique.	1. Los HC's con una presión de 18 Kg/cm <sup>2</sup> se pasan hacia los cabezales de vapor y condensado de baja presión (3.5 kg/cm <sup>2</sup> ). 2. Relevo de las válvulas 56-CS1/CS2 a la atmósfera.	4	3	8	1. Indicadores de temperatura y presión en el cabezal de vapor. 2. Indicadores de presión en el cabezal de vapor. 3. Monitores de contraincendio.	1. Hacer un estudio para saber si es factible instalar válvulas de cierre rápido en la línea de producto actuadas desde el cuarto de control, antes y después de los rehervidores 56 C1/C2. 2. Estudiar la factibilidad de instalar una válvula check en la línea de vapor entre los rehervidores 56-C1/C2 y las válvulas de replevo 56-CS1/CS2.	A



Compañía: Planta Catalítica tipo FCC.

Nodo: Torre depropilenizadora 16-F.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación

Producto: Propano-propileno

Desviación: Menor presión en la torre.

LOI: 18 kg/cm<sup>2</sup>

LOS: 20 kg/cm<sup>2</sup>

LSI: 18 kg/cm<sup>2</sup>

LSS: 21 kg/cm<sup>2</sup>

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
	<p>3. Incendio de IIC's a las salidas de las válvulas 56 CS1/CS2.</p> <p>4. Productos fuera de especificación.</p> <p>5. Paro de la destilación en las columnas 6-E, 8-E, 10-E y 16-E.</p> <p>6. Salida de condensados e HC's en el tanque 60-F.</p>				4. Mantenimiento institucional de la planta.		
8. Que alguno de los tubos de los condensadores 55 C1 a C6 se piquen.	<p>1. Los IIC's con una presión de 18 kg/cm<sup>2</sup> se pasan hacia el cabezal de agua de enfriamiento, que tiene una presión de 4.5 kg/cm<sup>2</sup>.</p> <p>2. Incendio en la torre de enfriamiento.</p> <p>3. Bajo nivel en el tanque 53-F.</p>	4	3	8	<p>1. Análisis rutinario del agua de las torres de enfriamiento.</p> <p>2. Bloqueos de los cambiadores 55-C's.</p> <p>3. Pruebas hidrostáticas en los tubos de cambiadores.</p>	<p>1. Hacer un estudio para establecer la frecuencia con la que se les debe dar mantenimiento a los cambiadores 55-C's.</p> <p>2. Seguir incluyendo dentro del mantenimiento la prueba hidrostática a los cambiadores 55-C's.</p>	B





### 3.2.2. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS (FTA)

En el capítulo II se explicó que el árbol de fallas (FTA) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad con que puede ocurrir un evento indeseable, llamado evento culminante o escenario potencial de accidente. Éste evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de componentes ó fallas del operador.

La técnica de análisis de árbol de fallas se utilizó para evaluar cuantitativamente la ruptura de la torre depropilenizadora 16-E (ver diagrama FQ-D5). La ruptura de la torre puede ocurrir si se presentan las siguientes causas:

Por calentamiento externo (fuego directo ó radiación térmica) que se daría si ocurre una fuga de propileno ó propano-propileno seguida de una ignición provocada por soldadura, corte ó golpe con herramienta que no es de bronce en las inmediaciones del área.

Por inestabilidades en el proceso; composición de la alimentación, reflujo, instrumentos, etc.

Las consecuencias de la explosión de la torre depropilenizadora, 16-E, serían catastróficas con daños a los trabajadores, al medio ambiente, a las instalaciones y a la comunidad aledaña.

#### 3.2.2.1 RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLOS

La probabilidad del evento culminante encontrado en el análisis de la ruptura de la torre depropilenizadora 16-E no nos dirá nada si no lo comparamos con la magnitud del potencial de pérdidas que representa dicho accidente, lo que nos permitirá decir si dicha probabilidad del evento culminante puede ser aceptable o no. El potencial de pérdida que se tomó sólo es un ejemplo de cómo establecer una relación similar para la planta Catalítica.



Probabilidad	Equivalencia de la Probabilidad
$10^{-11}$	Inminente(puede ocurrir en cualquier momento)
$10^{-1}$	Muy probables (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 hay posibilidad de que ocurra el riesgo.

Tabla 3.3. Criterio para evaluar la probabilidad de ocurrencia de un evento

El potencial de pérdida que se utilizó corresponde a  $P^0=10^{-5}$  con una pérdida máxima probable de:

Potencial de Pérdida ( $P^0$ )	Pérdida Probable Total (en dólares)
1	1 a 100
$10^{-1}$	100 a 1,000
$10^{-2}$	1,000 a 10,000
$10^{-3}$	10,000 a 100,000
$10^{-4}$	100,000 a 1,000,000
$10^{-5}$	1,000,000 a 10,000,000
$10^{-6}$	10,000,000 a 100,000,000
$10^{-7}$	100,000,000 a 1,000,000,000
$10^{-8}$	Mayor de 1000,000,000

Tabla 3.4. Potencial de pérdida y pérdida máxima probable (en dólares)

A continuación se muestran los valores de probabilidad para el escenario analizado

Escenario	$P^0$	$P_1$	$P_2$
		Sin recomendaciones	Con recomendaciones
Ruptura de la Torre Depropilenizadora 16-E.	$1 \times 10^{-5}$	$4.2 \times 10^{-2}$	$6.7 \times 10^{-4}$

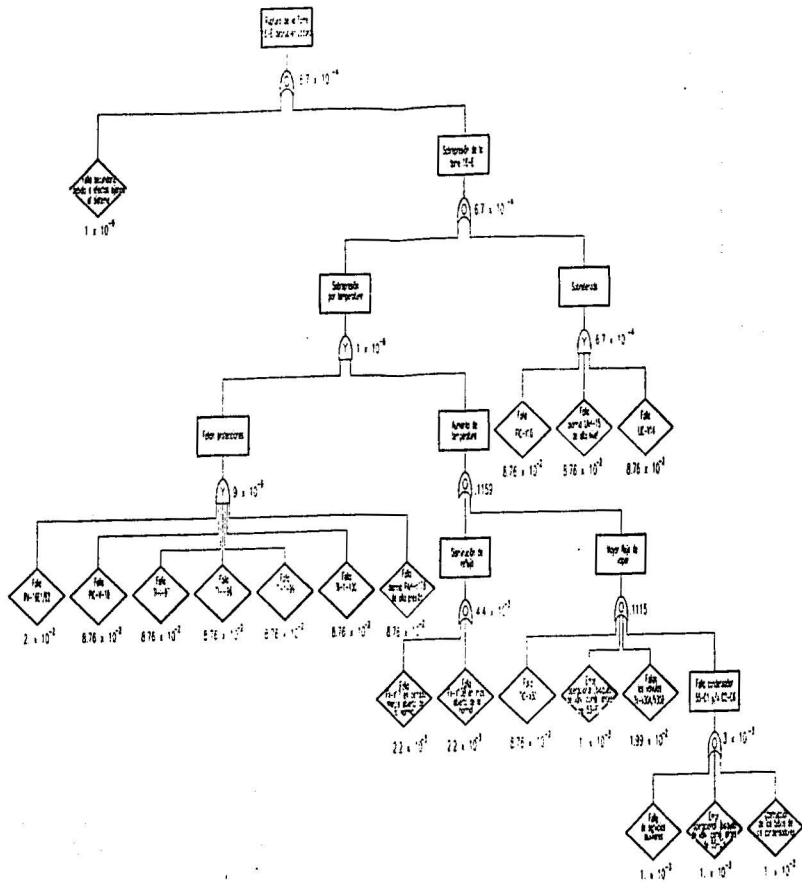
Tabla 3.5. Probabilidad del evento culminante



Como la probabilidad de que ocurra la ruptura de la torre 16-E es mayor al potencial de pérdida supuesto ( $P_2 > P^0$ ) no se aceptó el riesgo.

Es importante considerar que el potencial de pérdida  $P^0$  fue supuesto y no es específico para la planta catalítica FCC. En el siguiente capítulo se presentan las recomendaciones para el árbol de fallos.







### 3.3. RESULTADOS DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

En esta sección se presentan los resultados de la evaluación de efectos del escenario de accidente “ruptura de la torre depropilenizadora 16-E”. Para realizar el análisis de consecuencias se utilizaron los siguientes modelos de efectos:

1. Modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de propileno no confinada (ver resultados en tabla 3.7)
2. Modelo de riesgos de radiación de una bola de fuego (ver resultados en tabla 3.8, figura 3.2 y diagrama FQ-D8)

En la torre 16-E se maneja principalmente propano y propileno y pequeñas cantidades de otros materiales, se consideró para la realización de este análisis únicamente el propileno, por ser la sustancia de mayor peligrosidad. Las propiedades físicas y químicas que se emplearon en los modelos de efectos se encuentran en la tabla 3.6.



ESCENARIO	
Ruptura de la Torre Depropilenizadora 16-F.	
Parámetros de Operación	Propiedades Físicas
<b>Operación</b> T = 54 °C P = 18 Kg./cm <sup>2</sup>	<b>Propileno (CH<sub>3</sub>CH=CH<sub>2</sub>)</b> PM = 42.078 L.S.E. (%) = 11.1 L.I.E. (%) = 2.0 C <sub>p</sub> (cal/g-°C) = 0.576 (0°C) H <sub>c</sub> (Btu/lb) = 19,683 P <sub>v</sub> (kg/cm <sup>2</sup> abs) = 10.66 (21°C) P <sub>v</sub> (psig) = 191.6899 (30°C)
<b>Diseño</b> T = 163 °F P = 327 Psig.	T <sub>cb.</sub> = - 47.7°C ρ <sub>rel</sub> = 0.46 T <sub>inf.</sub> = - 108°C LPE (mg/m <sup>3</sup> ) = 1,800** IPVS (mg/m <sup>3</sup> ) = 36,000**
<b>Dimensiones</b> D = 12 ft L = 198 ft	N <sub>f</sub> (grado de inflamabilidad) = 4 N <sub>r</sub> (grado de reactividad) = 2  *Valor correspondiente al propano **Valores correspondientes al propano. <b>LPE</b> = Limite Permisible de Exposición (concentraciones máximas para jornadas laborales de 8 horas).  <b>IPVS</b> = Conc. Inmediatamente Peligrosa para la vida ó salud representa el nivel máximo del cual se puede escapar en 30 minutos sin sufrir daños irreversibles.

Tabla 3.6. Datos requeridos para el análisis de consecuencias

**Explosión de una Nube de Propileno no Confinada**

Una explosión no confinada es aquella que ocurre fuera de edificios o recipientes de proceso. Para éste escenario de accidente se consideró una fuga de propileno licuado por una fisura de 4 pulgadas, esta fuga da origen a una nube con concentraciones dentro del intervalo de inflamabilidad. El material acumulado en la nube llega a ser suficiente para que la explosión ocasione efectos de destrucción importantes. La masa de la nube que participa en la explosión fue de 150 952 lbs. Se obtuvo para este modelo una velocidad de descarga de 30 050 lbs/min. en un tiempo de 10.1 minutos.

Sobrepresión (psig)	Diámetro de la onda expansiva( m)	Daños ocasionados por la nube.
0.5-1	357.5-601.9	Ventanas generalmente destrozadas; algunos marcos de ventanas dañados.
1	357.5	Demolición parcial de casas, convertidas en inhabitables
1-2	220.6-357.6	Paneles de metales acanalados desfasados y doblados
2	220.6	Desplome parcial de paredes y techos de casas
3	169.3	Estructuras de acero de construcciones distorsionadas y extraídas de sus cimientos.
5	123.6	Armazón de madera destrozada.
5-7	101.6-123.6	Casi completa la destrucción de casas
7	101.6	Vagones de tren cargados, volcados.
10	83.3	Probable destrucción total de los edificios
30	48.3	Rango de 1-99% de fatalidad entre la población expuesta debido a los efectos del choque directo.

Tabla 3.7. Efectos de explosión de una nube de vapor no confinada para la torre 16-E



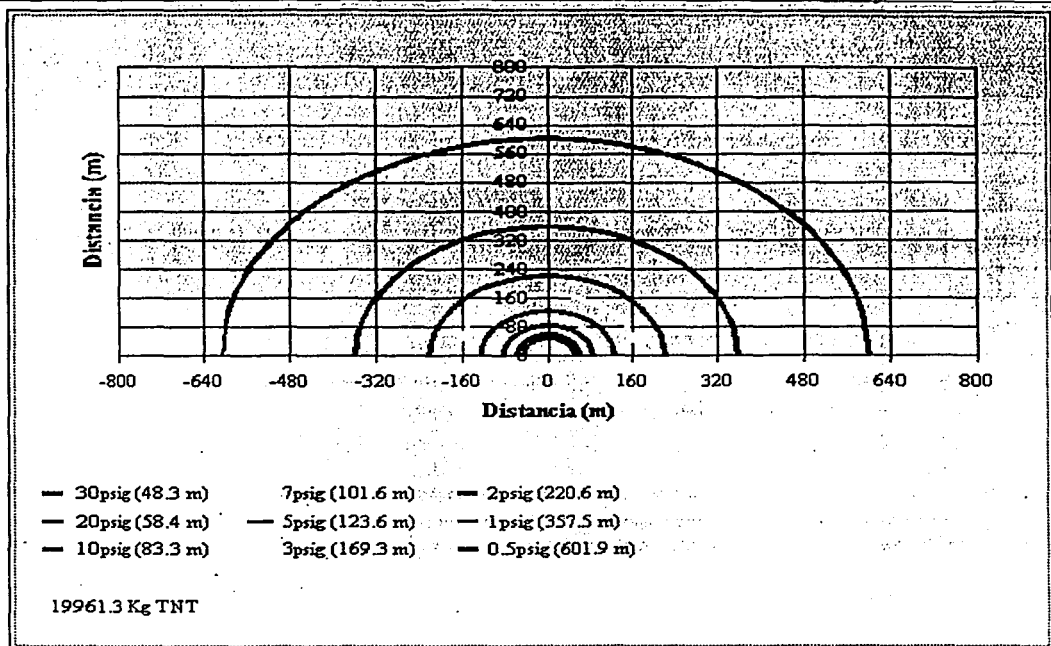


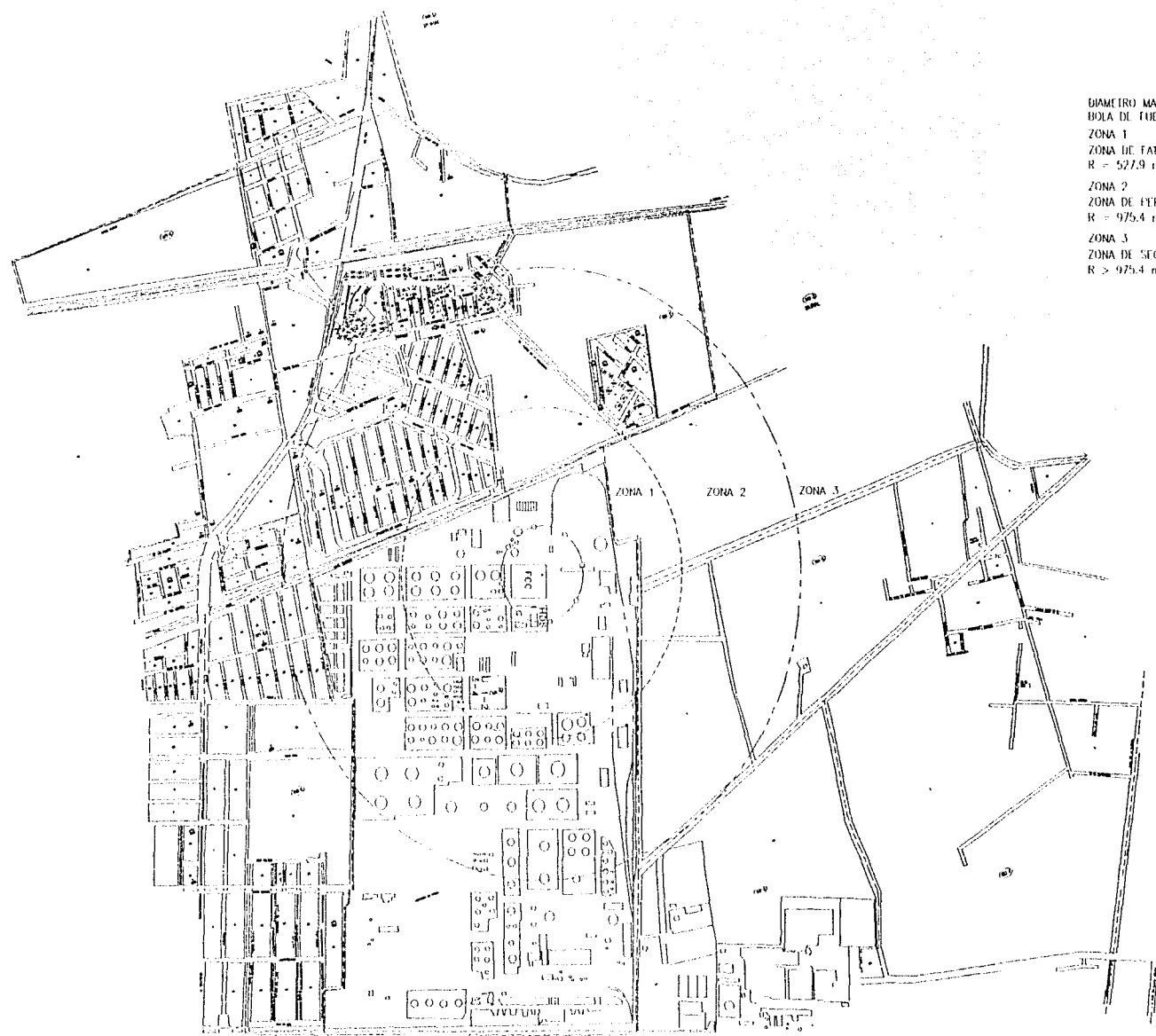
Figura 3.2. Resultados de la nube explosiva

### Radiación de una Esfera de fuego (BLEVE)


En este caso, la explosión ocurre por la ruptura súbita de la torre depropilenizadora 16-E, donde el propileno líquido que se encuentra almacenado a una temperatura mayor a la temperatura de ebullición se evapora rápidamente, lo que produce la esfera de fuego al darse la ignición de la nube formada. Los resultados que se obtienen se muestran en la tabla 3.8 y en el diagrama FQ-D8. El contenido del tanque durante la bola de fuego es de 301199 lbs.

BOLA DE FUEGO	Metros
Diámetro máximo	325.8
Altura máxima	535.2
Radio zona de fatalidad	527.9
Radio zona de perjuicio	975.4
Tiempo de duración de la bola de fuego	18.4 seg.

Tabla 3.8. Resultados de la bola de fuego



DIAMETRO MAXIMO DE LA  
 BOLA DE FUEGO = 325,8 m  
 ZONA 1  
 ZONA DE FATALIDAD  
 R = 527,9 m  
 ZONA 2  
 ZONA DE FEROCIDAD  
 R = 975,4 m  
 ZONA 3  
 ZONA DE SEGURIDAD  
 R > 975,4 m

"ANÁLISIS DE RIESGOS EN UNA PLANTA CATEDRAL - BNO FAC"   
 DIAGRAMA DEL ÁREA DE AFECTACIÓN  
 DE UNA BOLA DE FUEGO DE LA TORRE DE PROTECCIÓN Nº 1  
 DIAGRAMA Nº. 10 - 07 PÁGINA Nº.



## CAPÍTULO 4

### CONCLUSIONES

#### 4.1. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP

A continuación se presentan las actividades obtenidas como resultado del análisis HazOp. Algunas de estas actividades ya se están llevando a cabo en la Planta Catalítica tipo FCC y las demás están por implementarse, de acuerdo a las fechas establecidas por los ingenieros de la Planta.

Las recomendaciones clase A son las de más alta prioridad y requieren acciones inmediatas, las recomendaciones tipo B son de prioridad media y se evalúan con un análisis de costo-beneficio, las recomendaciones clase C son las de prioridad baja y de implementarse mejoran aún mas la seguridad de la planta.

Clase	Actividad	Escenario
A	1. Hacer un estudio para cambiar, modernizar y/o actualizar los instrumentos y equipo dinámico ya obsoleto o bien que ya haya cumplido con su vida de servicio o se tenga en el mercado equipo o instrumentos de un mejor diseño.	Nodo. Torre agotadora 17-E. Desviación. Alta presión. Causa 3. Nodo. Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación. Mayor presión. Causas. 3 y 5. Nodo. Torre depropilenizadora 16-E Desviación: Menor presión en la torre. Causa: 1.



Clase	Actividad	Escenario
A	2. Hacer un estudio para saber si es factible instalar válvulas de cierre rápido, en la línea de producto actuadas desde el cuarto de control, antes y después de los rehervidores 56-C1/C2. 3. Estudiar la factibilidad de instalar válvula check en la línea de vapor entre los rehervidores 56-C1/C2 y las válvulas de relevo 56-CS1/CS2.	Nodo: Torre depropilenizadora 16-E Desviación: Menor presión en la torre. Causa: 7. Que alguno(s) de los tubos de los rehervidores 56 C1 y C2 se pique.
A	4. Estudiar la posibilidad de habilitar otro tanque de almacenamiento para nafta pesada.	Nodo. Todo el circuito de nafta pesada desde la torre 1-E al tanque 28-C. Desviación: No hay operación. Causa 1.
A	5. Realizar un estudio para adecuar las condiciones de operación y el catalizador a usar en las plantas U7-U8.	Nodo: Todo el circuito de nafta pesada desde la torre 1-E al tanque 28-C. Desviación: No hay operación. Causa. 4.
B	6. Mantener operando en automático el TIC-V30.	Nodo: Torre depropilenizadora 16-E. Desviación: Más temperatura. Causa: 4.
B	7. Mejorar la calidad química del agua de enfriamiento de la torre CT-100 para evitar ensuciamiento en tubos de condensadores. (trae exceso de materia orgánica)	Nodo: Torre depropilenizadora 16-E. Desviación: Más temperatura. Causas: 4 y 5. Desviación: Menor presión en la torre. Causa: 6.
B	8. Contar con el refaccionamiento adecuado para poder cumplir con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos y equipo dinámico (Seguir cumpliendo al 100% con el programa de mantenimiento).	Nodo. De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8. Desviación: Menos flujo. Causas: 5 y 6. Nodo: Torre agotadora 17-E. Desviación: Alta presión. Causas: 1, 3 y 4. Nodo: Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación: Mayor presión. Causas: 1, 2, y 3. Desviación: Menos flujo. Causa: 1.
B	9. Elaborar un programa de limpieza de los condensadores 55-C's, 15-C's, 19-C's, 1-C's, manteniendo uno en espera.	Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura Causa.5. Desviación. Menor presión en la torre. Causa 6 y 8.
B	10. Verificar y en su caso reparar o cambiar el circuito de medición para que la válvula FV-V17 pueda operar correctamente en automático. (La señal varía de manera constante).	Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura Causa. 3. Falla en posición de cerrado de FV-V17.



Clase	Actividad	Escenario
B	11. Hacer un estudio para mejorar la localización, número y confiabilidad de los detectores de mezcla explosiva en el sector de gas C3's. Ya que actualmente los 16 detectores tienen su señal dirigida hacia el cuarto de control viejo y se requiere que la señal de los detectores manden su señal tanto al SCD, como a la caseta de contraincendio. Se requiere que la señal llegue al SCD aún antes que a CI.	Nodo. Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación. Mayor presión. Causas. 1, 2 y 3. Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura. Causas. 1 y 2.
B	12. Incluir en el control distribuido la señal de los detectores de mezclas explosivas. 13. Instalar circuito cerrado con cámara de televisión con señal hacia el cuarto de control (bunker).	Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura. Causas 1 y 2.
B	14. Estudiar la posibilidad de instalar una válvula de relevo en los tubos del soloaire 3CA/CB y 17-E.	Nodo. De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8. Desviación. No flujo. Causas. 4 y 5.
B	15. Realizar un estudio para mejorar la calidad (contenido de agua y sólidos) del aire de instrumentos.	Nodo. Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación. Mayor presión. Causa. 5.
B	16. Incluir en los procedimientos de operación, la forma en que se debe operar la válvula del directo de las RV's 5-F y 6-F.	Nodo. Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación. Menos flujo. Causa. 3
B	17. Hacer un estudio para encontrar un control más adecuado de las corrientes del domo de la torre 16-E. La idea que se pretende desarrollar es: tener el flujo de producto, a control de presión de la torre 16-E y el reflujo a control de una relación de reflujo a producto preseleccionado.	Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Menor presión en la torre. Causa. 3.
B	18. Recalcular e instalar una válvula PV-19A con un intervalo de operación adecuado (Actualmente se opera con la válvula del directo abierta).	Nodo. Del domo de la torre depropanizadora 6-E al tanque acumulador de reflujo 6-F. Desviación. Menos flujo. Causa. 2.



Clase	Actividad	Escenario
B	19. Estudiar la posibilidad de mandar al SCD la señal de presión de la descarga de las bombas 23-J/JA, incluyendo un interlock de protección para las bombas, con alarma por baja y alta presión.	Nodo. De la torre agotadora 17-E al tanque de almacenamiento 28-C de carga a U-7 o U-8. Desviación. No flujo. Causa. 2. Desviación. Menos flujo. Causa 4.
B	20. Incluir en el programa de actividades para la torre 17-E, de cada paro institucional, que la línea del domo, su válvula y la entrada de vapores hacia la 1-E estén libres.	Nodo. Torre agotadora 17-E. Desviación. Alta presión. Causa. 5. No flujo en la línea de ligeros de la torre 17-E a la 1-E.
B	21. Antes de meter en operación la torre 17-E, de extracción de nafta pesada, se deben de reafirmar los procedimientos de operación.	Nodo. Línea de extracción de nafta pesada, la cual va de la columna 1-E a la 17-E. Desviación. No flujo. Causas. 1, 2 y 5.
C	22. Estudiar la posibilidad de instalar un sistema de detectores de fuego, en toda la planta.	Nodo. Línea de extracción de nafta pesada, la cual va de la columna 1-E a la 17-E. Desviación. No flujo. Causa. 4. Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura. Causa. 6.
C	23. Establecer un simulacro por incendio, en la torre 16-E, apoyado en la simulación del escenario. 24. Establecer un simulacro por incendio, en la torre 16-E, apoyado en la simulación del escenario.	Nodo. Torre depropilenizadora 16-E. Desviación. Más temperatura. Causa. 6. calentamiento externo a la torre 16-E, por incendio de algún alrededor.

#### 4.2. RECOMENDACIONES DEL ÁRBOL DE FALLOS (FTA)

De la evaluación del evento culminante “ruptura de la torre depropilenizadora 16-E”, se concluye que para disminuir la probabilidad de ocurrencia  $P_1$  ( $4.2 \times 10^{-2}$ ) a  $P_2$  ( $6.7 \times 10^{-4}$ ) se deben implementar las siguientes recomendaciones:

- ✓ Elaborar una lista de verificación (checklist) para que el personal contratista cumpla con todos los requerimientos de seguridad.
- ✓ Verificar que el procedimiento de contratistas se cumpla al pie de la letra.



- ✓ Cumplir al 100% con el programa de calibración y prueba a detectores de gases y de fuego.
- ✓ Verificar que se cumpla el programa de mantenimiento predictivo, preventivo y proactivo a bombas.
- ✓ Comunicar a todo el personal que labora en la planta catalítica FCC-1 los riesgos de una inadecuada operación y de las sustancias procesadas (incendio, toxicidad e inflamabilidad).

### 43. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Del análisis de efectos de la ruptura de la torre depropilenizadora para los modelos supuestos:

- ⇒ Modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de propileno no confinada.
- ⇒ Modelo de riesgos de radiación de una bola de fuego.

Se recomienda para la prevención de éstos escenarios hipotéticos es necesario:

- ✓ Difundir a todo el personal de la planta catalítica FCC los riesgos de incendio y explosión de una nube de propileno no confinada causada por la ruptura de la torre 16-E
- ✓ Con base a los resultados del análisis de consecuencias ocasionadas por una ruptura de la Torre Depropilenizadora 16-E, elaborar planes de emergencia y rutas de evacuación así como realizar simulacros, en los que participen todo el personal de la refinería, para mitigar los daños por radiación térmica causados por la esfera de fuego y los daños causados por la onda de presión.



#### 4.4. CONCLUSIONES GENERALES

Al finalizar este trabajo se cumplieron los objetivos iniciales; se identificaron los problemas en la operación que resultan en fallas de la productividad deseada, también se realizó la investigación de las desviaciones en el proceso y equipo que pudieran resultar en situaciones peligrosas, se llevó a cabo una evaluación de los efectos en caso de producirse un accidente potencial, como lo es la ruptura de la torre 16-E de la Planta Catalítica.

Del Análisis de Riesgos se obtuvieron una serie de recomendaciones que al implementarse disminuyen los riesgos identificados con la técnica HazOp a niveles de aceptabilidad en la Planta Catalítica tipo FCC. Para dar seguimiento a estas recomendaciones, se elaboró un Plan de Trabajo en el cual los ingenieros de la Planta y sus directivos establecieron un compromiso, y de este modo, se contribuye a mejorar la seguridad y operación de la Planta.

Si bien, existen diversas técnicas para efectuar un Análisis de Riesgos, pero el uso de ellas deberá ser selectivo a fin de optimizar sus resultados.

En la actualidad es de suma importancia desarrollar una cultura de seguridad y protección ambiental en la industria, tomando en cuenta que el concepto de seguridad lleva implícita la garantía de continuidad en la operación de la planta, la integridad de la misma y de las personas o instalaciones que de alguna manera están relacionadas físicamente a ella.





## Daños Estimados de Explosiones

Sobrepresión (psig)	Daños Esperados
0.03	Rompimiento ocasional de grandes ventanas ya algo dañadas.
0.04	Un ruido alto (143 dB); estruendo sónico de fallas en vidrio.
0.10	Roturas de ventanas pequeñas bajo tensión.
0.15	Presión típica de fallas en vidrio.
0.30	Algunos daños para techos caseros; 10% de vidrios de ventana rotos.
0.40	Daño estructural menor.
0.50 – 1.0	Ventanas generalmente destrozadas; algunos marcos de ventanas dañados.
0.7	Daños menores para estructuras en casas.
1.0	Demolición parcial de casas; convertidas en inhabitables.
1.0 – 2.0	Paneles de metales acanalados desfasados y doblados.
1.0 – 8.0	Rango de daños ligeros a serios por heridas en la piel causadas por vidrios volando y otros misiles.
1.3	Estructuras de acero de construcciones ligeramente distorsionadas.
2.0	Desplome parcial de paredes y techos de casas.
2.0 – 3.0	Paredes de block recocido ó paredes de concreto no reforzado destrozadas.
2.3	límite inferior de daño estructural grave.
2.4 – 12.2	Rango de 1-90% de ruptura de tímpano entre la población expuesta.
2.5	50% de destrucción de casas de ladrillo.
3.0	Estructuras de acero de construcciones distorsionadas y extraídas de sus cimientos.
3.0 – 4.0	Edificios de paneles de acero sin marco.
4.0	Cubiertas rotas de edificios industriales ligeros.
5.0	Armazón de madera destrozada.
5.0 – 7.0	Casi completa la destrucción de casas.
7.0	Vagones de tren cargados, volcados.
7.0 – 8.0	Falla de ladrillos no reforzados de 8-12 pulgadas de espesor por corte de las juntas.
9.0	Vagones cerrados de tren con carga demolidos.
10.0	Probable destrucción total de los edificios.
15.5 – 29.0	Rango de 1-99% de fatalidad entre la población expuesta debido a los efectos del choque directo.



## APÉNDICE B

## Efectos de nubes explosivas en refinерías y componentes vulnerables de plantas.

Sobre-presión (psig)	Efectos en refinерías	Efectos en Plantas
0.3	<ul style="list-style-type: none"><li>- Edificio de mantenimiento: caída de techos de asbesto corrugado</li><li>- Torre de enfriamiento de agua: caída de lumbrreras de asbesto corrugado</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Torre de enfriamiento</li><li>- falla de mamparas</li></ul>
0.5	<ul style="list-style-type: none"><li>- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): rotura de ventanas</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Cuarto de control (techo metálico): rotura de ventanas y medidores.</li><li>- Cuarto de control (techo de concreto): rotura de ventanas y medidores.</li><li>- Torre de enfriamiento: falla de mamparas.</li></ul>
1.0	<ul style="list-style-type: none"><li>- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): deformación de la estructura</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Cuarto de control (techo metálico): conectores dañados por colapso del techo.</li><li>- Cuarto de control (techo de concreto): conectores dañados por colapso del techo.</li><li>- Tanques de almacenamiento (techo cónico): colapso del techo.</li></ul>
2.0		<ul style="list-style-type: none"><li>- Calentador: fracturas de ladrillos</li><li>- Reactor químico: rotura de ventanas y medidores.</li><li>- Filtros: falla de paredes de concreto.</li></ul>
2.5		<ul style="list-style-type: none"><li>- Calentador: el equipo se mueve y la tubería se rompe</li></ul>
3.0	<ul style="list-style-type: none"><li>- Edificio de mantenimiento: deformación de la estructura</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (50% llenado).</li><li>- Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.</li><li>- Regenerador: el equipo se mueve y las tuberías se rompen.</li><li>- Tanque de almacenamiento (techo flotante): el equipo se levanta (50% llenado).</li></ul>
5.0	<ul style="list-style-type: none"><li>- Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura.</li><li>- Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas.</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>- Calentador: unidad destruida.</li><li>- Regenerador: marcos colapsados.</li><li>- Motor eléctrico: daño por proyección de partículas.</li><li>- Ventilador: carcaza y caja dañadas</li></ul>



Sobrepresión (psig)	Efectos en refinerías	Efectos en Plantas (Psi)
	- Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): levantamiento de tanques llenos ó medio llenos, dependiendo de su capacidad	
7.0	- Torre rectangular (estructura de concreto): derrumbe de la estructura y la torre. - Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura - Torre fraccionadora (montada sobre pedestal de concreto): caída de la torre. - Torre de regeneración (estructura de acero): caída de la torre. - Tanque de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques llenos.	- Reactor catalítico: partes internas dañadas. - Columna fraccionadora: unidad destruida
10.0	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro) derrumbe de estructura de fierro.	- Cuarto de control (techo de concreto): unidad destruida - Transformador eléctrico: unidad destruida - Ventilador: unidad destruida. - Regulador de gas: controles dañados, carcaza y cajas dañadas. - Columna de extracción: la unidad se mueve de sus cimientos.
12.0	-Reactor rectangular de cracking catalítico (estructura de concreto): derrumbe de la estructura y la torre.	-Filtro: unidad destruida - Reactor catalítico: unidad destruida - Columna de extracción: unidad destruida - Turbina de vapor: controles dañados - Recipiente vertical a presión, el equipo se mueve y la tubería se rompe.
16	- Torre de regeneración (estructura de concreto) derrumbe de la estructura y la torre.	- Tanque de almacenamiento (esférico): unidad destruida. - Bomba: la unidad se mueve en sus cimientos.
20		-Tanque de almacenamiento (techo flotante): colapso del techo.
>20		-Motor eléctrico: la unidad se mueve de sus cimientos. - Turbina de vapor: la unidad se mueve de sus cimientos.



## BIBLIOGRAFÍA

1. SANTAMARÍA RAMIRO, J.M. y BRAÑA AÍSA, P.A.

Análisis de Riesgos en la Industria Química.

España, Fundación MAPFRE, 1994.

2. ASOCIACIÓN MEXICANA DE HIGIENE Y SEGURIDAD.

Principios Generales de la Ingeniería de Seguridad. La Esencia de la Ingeniería es la Seguridad.

México 1993.

3. UNAM-FACULTAD DE QUÍMICA.

Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad.

México, 1999.

4. BUFETE DE PROFESIONALES EN SEGURIDAD INDUSTRIAL, S.A.  
DE C.V.

Taller de Análisis de Riesgos.

Ing. Ramón Domínguez Betancourt.

5. SISTEMAS HEURÍSTICOS, S. A. DE C.V.

SCRI. Modelos Atmosféricos para Simulación de Contaminación y Riesgos en Industrias.

Versión 3. 1998

6. FEDERAL EMERGENCY MANAGEMENT AGENCY.

Automated Resource for Chemical Hazard Incident Evaluation (ARCHIE).

Versión 1. 1986



7. TAYLOR, J. R.

Risk Analysis for Process Plant, Pipelines and Transport.

E & FN SPON. London

8. STONE & WEBSTER ENGINEERING CORPORATION.

Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry.

Van Nostrand Reinhold. New York.

9. AMERICAN INSTITUTE OF CHEMICAL ENGINEERS.

Process Plant Safety Symposium. 1994.

Nota: Los números que aparecen entre paréntesis después de algún título o subtítulo corresponden a la referencia bibliográfica empleada.