



**UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS DE RIESGOS DE LA SECCIÓN DE
REACCIÓN Y FRACCIONAMIENTO DE UNA
PLANTA DE DESINTEGRACIÓN
CATALÍTICA DE GASÓLEOS.**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO
P R E S E N T A:
ORLANDO CAMARILLO LOZADA



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MÉXICO

2004



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

Presidente	Prof.	CRUZ GÓMEZ M. JAVIER.
Vocal	Prof.	LÓPEZ CASTILLO NÉSTOR NOÉ.
Secretario	Prof.	SAMANO CASTILLO JOSÉ SABINO.
1ª Suplente	Prof.	BALDOMERO PÉREZ GABRIEL.
2ª Suplente	Prof.	FLORES PUEBLA EUBERTO HUGO.

Lugar donde se desarrollo la tesis
Facultad de Química, Laboratorio E-212
C.U. UNAM C.P. 04510

Asesor del tema



Dr. M. Javier Cruz Gómez

Supervisor técnico



Ing. Ramón García Pineda

Sustentante



Camarillo Lozada Orlando



AGRADECIMIENTOS

A MIS PADRES: Al esfuerzo que hicieron para poder terminar mis estudios y al apoyo incondicional que siempre me brindaron.

Muchas gracias por todo, los quiero muchísimo.

A MI HERMANO: Gracias bro por estar siempre en las buenas y en las malas.

A MIS FAMILIARES: Gracias por estar conmigo en la realización de este proyecto que fue largo, pero sin su apoyo no podría ser posible.

A MIS AMIGOS: Son personas muy importantes en mi vida, aun con sus defectos los quiero mucho.

Gracias a : Viry L, Gabriel Z, Asael V, Oscar R, Manuel R, Jackie, Cesar B, Antonio D, Maraly P, Rafael V, Francisco R, Bernardo C, Alejandro Ñ, Jorge, Sandra C, Grisel D, Ivonne R, Alfredo M, Carlos M, Angélica J, Cuahtemoc, Nancy, Roberto, Fernanda, Noé L, Arturo, Ismael, Naida, Daniel y a todos los demás que forman parte de este grupo.

GÜERITA: Tu apoyo fue muy importante para mi, de verdad te lo voy agradecer toda la vida. Mil gracias te quiero mucho.

A MI ESCUELA: La honorable Universidad Nacional Autónoma de México por ser parte de mi formación profesional.

AL DR. JAVIER CRUZ: Por la enseñanza y oportunidad brindada, para la realización de este proyecto de tesis.

AMIGOS Y COMPAÑEROS DE TRABAJO: Del laboratorio 212 por dejarme ser parte del grupo de trabajo y brindarme sus conocimientos, para hacerlos parte de mi formación.

A NÉSTOR CASTILLO Y JOSÉ SAMANO: Por tomarse la molestia de ser parte del jurado, para mi bienestar como profesionista, muchas gracias.



ÍNDICE



ÍNDICE.

<u>CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN.</u>	Página.
1.1. Introducción.....	2
1.1.1. Justificación del estudio.	2
1.2. Importancia del análisis de riesgos como parte de la formación del Ingeniero Químico	7
1.3. Objetivo.....	7
1.4. Etapas del proyecto.	8
 <u>CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO.</u>	
2.1. Antecedentes teóricos.	11
2.1.1. Conceptos.	11
2.2. Análisis de Riesgos.	15
2.3. Técnica de análisis de riesgos.	17
2.3.1. Métodos comparativos.	18
2.3.2. Índices de riesgos.	20
2.3.3. Métodos generalizados.	21
2.4. Identificar escenarios potenciales de accidentes durante la aplicación De la técnica HazOp.	26
2.5. Matriz de riesgos.	28
2.5.1. Clasificación de riesgos y sus recomendaciones.	30
2.5.2. Terminología del estudio HazOp.	31
2.6. Análisis del árbol de fallas (FTA).	32
2.7. Límite de inflamabilidad.	36
2.7.1. Modelo para nubes explosivas.	37

CAPÍTULO III. TRABAJO DE CAMPO.

3.1. Descripción de flujo de proceso de la Planta Catalítica 1 (FCC-1),	42
3.1.1. Sección de carga y reacción,	42
3.1.2. Sección de fraccionamiento,	45
3.1.3. Sección de recuperación de vapores,	47
3.1.4. Sección de tratamiento con Amina,	51
3.1.5. Sección de tratamiento Merox,	53
3.1.6. Sección de tratamiento de aguas amargas,	55
3.2. Estudio HazOp de la Planta Catalítica 1,	56
3.2.1. Descripción de la técnica HazOp,	56
3.2.2. Registro HazOp,	58
3.3. Análisis de árbol de fallas,	98
3.3.1. Estimación cuantitativa de riesgos utilizando el análisis de árbol de fallas por el método de conjuntos mínimos	98
3.3.2. Simbología de árbol de fallas,	101
3.3.3. Criterio para la asignación de probabilidades a los eventos básicos En un árbol de fallas,	102
3.3.4. Descripción de los escenarios para el Análisis (FTA),	102
3.3.5. Diagramas de árbol de fallas,	103
3.3.6. Cálculo de árbol de falla, con la técnica de conjuntos mínimos,	104
3.3.7. Árbol de falla “Pérdida de presión diferencial Del convertidor 1-D”,	104
3.4. Evaluación de efectos de incendio, explosión en la Planta de Desintegración Catalítica 1 de la Refinería de Salina Cruz,	107
3.4.1. Datos requeridos para cada modelo,	110
3.4.2. Consideraciones para el análisis de riesgos,	111

CAPÍTULO IV. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

4.1. Recomendaciones del Análisis AOSPP.	118
4.2. Resultados y recomendaciones del Análisis de Árbol de Fallas.	129
4.3. Fuga de gasóleo en las boquillas de carga del reactor 1-D.	130
4.4. Conclusiones.	131
4.4.1. Conclusiones del Análisis de Riesgos HazOp.	131
4.4.2. Conclusiones del Análisis de Árbol de Fallas.	131
4.4.3. Conclusiones del Análisis de Consecuencias.	132
 BIBLIOGRAFÍA.	 133
 TABLAS.	
Tabla 1.1. Componentes del SIASPA.	4
Tabla 2.1. Frecuencias para la estimulación de los riesgos.	28
Tabla 2.2. Niveles de Gravedad.	29
Tabla 2.3. Clases de riesgos.	30
Tabla 2.4. Símbolos para Elaborar el Árbol de Fallas.	33
Tabla 3.1. Registro HazOp.	60
Tabla 3.2. Reglas booleanas de uso frecuente en análisis de árbol de fallas.	99
Tabla 3.3. Simbología para la elaboración de un árbol de fallas.	101
Tabla 3.4. Probabilidad de evento.	102
Tabla 3.5. Descripción del escenario de pérdida de presión diferencial del convertidor 1-D.	103
Tabla 3.6. Relación de diagramas de árbol de fallas.	103
Tabla 3.7. Expresión booleana.	104
Tabla 3.8. Probabilidades de árbol de fallas para pérdida de presión diferencial del convertidor 1-D.	105
Tabla 3.9. Descripción de escenarios de incendio y explosión.	110

Tabla 3.10. Datos para el escenario, fuga en las boquillas de carga del reactor 1-D,	110
Tabla 3.11. Niveles de radiación,	112
Tabla 3.12. Niveles de sobrepresión,	112
Tabla 3.13. Daños en Plantas y Refinerías,	113
Tabla 4.1. Lista jerarquizada de recomendaciones HazOp,	118
Tabla 4.2. Recomendaciones para la pérdida de presión diferencial del convertidor 1-D,	129
Tabla 4.3. Velocidad de descarga de mezcla explosiva,	130
Tabla 4.4. Riesgo por dardo de fuego,	130
Tabla 4.5. Niveles de incidencia de la radiación térmica producto del Jet Fire, por incendio de la fuga por boquillas de carga del reactor 1-D,	130

FIGURAS.

Figura 2.1. Utilidad de un Análisis de Riesgos,	16
Figura 2.2. Etapas de Análisis de Riesgos,	17
Figura 2.3. Diagrama de Flujo de la Técnica HazOp,	27
Figura 2.4. Matriz de Riesgo,	28
Figura 2.5. Matriz de clases Riesgo,	30

DIAGRAMAS.

Diagrama 3.1. DFP, de la Planta Catalítica 1,	90
Diagrama 3.2. DTL 62-D3 Sistema de aireación y gasóleos a desintegración Catalítica sector 3A,	91
Diagrama 3.3. DTL 62-D4 Sistema de aireación e instrumentación,	92
Diagrama 3.6. DTL 62-D7A Diagrama de precalentamiento,	93
Diagrama 3.7. DTL 62-D7B Diagrama de precalentamiento,	94
Diagrama 3.8. DTL 62-D8 Diagrama de la unidad fraccionadora,	95
Diagrama 3.9. DTL 62-D9 Diagrama de unidad fraccionadora,	96
Diagrama 3.10. DTL 62-D10 Diagrama sección de compresión y VRU,	97

Diagrama 3.11. Análisis de Árbol de fallas, baja presión diferencial	
en el convertidor 1-D.	106
Diagrama 3.12. Análisis de Consecuencias, fuga de gasóleos en las boquillas	
del convertidor 1-D.	116



ABREVIATURAS



ABREVIATURAS.

AC.	(Consequences Analysis). Análisis de consecuencias.
ACL.	Aceite Cíclico Ligero.
ACP.	Aceite Cíclico Pesado.
AF.	(Fault Tree Analysis). Análisis de árbol de fallas.
Checklist.	Lista de comprobación.
DEA.	Dietanolamina.
DFP'S.	Diagrama de flujo de proceso.
DOW.	Índice que proporciona un método directo y simple de estimar es un riesgo global asociado a una unidad de proceso y jerarquizar las unidades, en cuanto a su nivel general de riesgo.
DTI'S.	Díagrama de tubería e instrumentación.
ETA.	(Event Tree Analysis). Análisis de árbol de sucesos.
FCC.	Planta de desintegración catalítica.
HazOp.	(Hazard and Operability). Análisis de riesgos y operabilidad.
LII.	Límite inferior de inflamabilidad.
LPG.	Gas licuado de petróleo.
LSI.	Límite superior de inflamabilidad.
MEROX.	Oxidación de mercaptanos.
MOND.	Es similar al índice DOW, con la diferencia de que el índice DOW incluye aspectos de toxicidad.
PSV'S.	Válvula de seguridad o relevo.
SIASPA.	Sistema Integral de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental.
SNR.	Sistema Nacional de Refinerías.
TNT.	Trinitrotolueno.
VRU.	Unidad recuperadora de vapores.



CAPÍTULO I
INTRODUCCIÓN



1.1 INTRODUCCIÓN

1.1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.

Todas las instalaciones de los procesos de la industria química están sujetas a riesgos que pueden poner en peligro las instalaciones, la integridad física de los trabajadores y del medio ambiente. Existen estrategias de seguridad que permiten minimizar los riesgos, pero no anularlos y siempre existirá la posibilidad de que pueda ocurrir una emergencia, debido a operaciones incorrectas, fenómenos naturales o conflictos socio-organizativos. Para solucionar este problema se requiere realizar un análisis de riesgos para que se puedan minimizar y/o controlar las consecuencias derivadas de daños asociados a factores como fallas en los sistemas de control, los sistemas mecánicos, factores humanos, fallas en el sistema de administración, factores externos como fenómenos naturales y sociales. Lo importante en la prevención es formar una actitud personal responsable de la operación de una planta que permita responder adecuadamente y en el momento oportuno. Aunque no siempre es posible proponerse una meta definida en materia de prevención de accidentes, es una opinión generalizada que, la mayor parte de ellos puede evitarse y hay que perseverar hasta hacer cada lugar de trabajo un lugar seguro.

La industria del petróleo, es una de las más importantes a nivel mundial, y ha requerido una mayor modernización en su tecnología para cumplir con los estándares internacionales de calidad, seguridad y protección al medio ambiente, los cuales continuamente se están desarrollando debido a la imperante necesidad de minimizar eventos indeseables.

La implementación de programas de seguridad y prevención de riesgos se ha convertido en una práctica indispensable en las refinerías mexicanas, gracias a los cuales, las plantas del Sistema Nacional de Refinerías (SNR), además de mantener actualizados sus propios cambios de campo les permite reducir o eliminar los riesgos laborales y de operación.

Por tal motivo en Petróleos Mexicanos se ha implementado un programa de seguridad integral que les permite llevar acabo estudios de análisis de riesgos en las plantas más críticas de sus refinерías, lo cual ha resultado un ejercicio efectivo y rentable, por tal motivo se creó el SIASPA.

El SIASPA es el Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental, en el que se incluyen todos los aspectos que se deben considerar para lograr una buena administración e integración de la seguridad y la protección ambiental en las operaciones de producción en las instalaciones petroleras, y tiene como objetivo *“Mejorar el desempeño en materia de Seguridad y Protección Ambiental en el corto y largo plazo e integrar su administración efectiva al ambiente de trabajo de Petróleos Mexicanos, de manera consistente con la política institucional sobre Seguridad Industrial y Protección Ambiental”*.

Petróleos Mexicanos, preocupado por la seguridad de cada una de sus plantas lleva a cabo programas de seguridad de acuerdo con las Normas actuales, para hacerlas más seguras y más eficientes, por tal motivo se creó el SIASPA.

El SIASPA está constituido por tres componentes y cada uno con una serie de elementos como se muestra en la tabla 1.1.

Tabla 1.1 Componentes del SIASPA

COMPONENTES	ELEMENTOS
FACTOR HUMANO	Política, Liderazgo y Compromiso Organización Capacitación Salud Ocupacional Análisis y Difusión de Incidentes y Buenas Practicas Control de Contratistas Relaciones Públicas y con las Comunidades
MÉTODOS	Planeación y Presupuesto Normatividad Administración de la Información Tecnología del Proceso Análisis de Riesgos Administración del Cambio Indicadores de Desempeño Auditorias
INSTALACIONES	Planes y Respuestas a Emergencias Integridad Mecánica Control y Restauración

El SIASPA cuenta con varios instrumentos para su implementación y operación:

- ❖ El Manual SIASPA es el instrumento central que proporciona la interrelación entre los manuales de cada uno de los componentes mencionados anteriormente. Este es de uso específico para los centros de trabajo e incluye:
 - La Guía para el uso del Manual,
 - Los Manuales del Elemento con sus guías para la auto evaluación e implementación de acciones de mejoramiento.
- ❖ La caja de Herramientas que comprende lineamientos, anexos y documentos de apoyo a cada elemento que pueden servir de base para la preparación de los procedimientos y formatos requeridos en el SIASPA.

- ❖ La Guía para el Plan de Implementación, dirigida a las jefaturas de los centros de trabajo para diseñar los planes de implantación del sistema y las acciones de mejoramiento que lleven al logro de resultados.
- ❖ El Curso de Administración del SIASPA, destinado a la instrucción de los funcionarios superiores de Petróleos Mexicanos en su papel dentro del SIASPA.
- ❖ Guías para los informes al Comité Corporativo de Seguridad y Protección Ambiental.

Los beneficios que Petróleos Mexicanos espera obtener con la implementación del SIASPA son los siguientes:

- ❖ Incorporar la seguridad industrial y la protección ambiental a los planes de negocios de Petróleos Mexicanos a largo plazo.
- ❖ Participación activa y visible de la alta dirección.
- ❖ Desarrollo del sentido de propiedad en todos los trabajadores petroleros, que impulse y consolide una cultura en seguridad y protección ambiental orientada a la prevención.
- ❖ Mejora en la productividad de los trabajadores petroleros y de las instalaciones basada en la confiabilidad de las operaciones.
- ❖ Reducción de riesgos a los trabajadores, a la población circunvecina y a las instalaciones
- ❖ Reducción significativa de incidentes e impactos ambientales, sus consecuencias y costos asociados.
- ❖ Mejoramiento en las relaciones con las comunidades cercanas a las instalaciones y con el pueblo de México.

El SIASPA no busca cambiar la cultura del trabajador petrolero, pero sí enriquecerla de tal forma que en su quehacer diario queden incorporados en forma prioritaria los aspectos de seguridad y protección ambiental. Con lo anterior, el SIASPA contribuirá a cumplir con el

compromiso de Petróleos Mexicanos de convertirse en una empresa nacional sólida, eficiente y competitiva, proyectándola al nivel de las mejores empresas petroleras internacionales en materia de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental.

Como parte del esfuerzo para la implementación del SIASPA la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” ubicada en Salina Cruz, Oaxaca, en coordinación con la Universidad Nacional Autónoma de México a través del Laboratorio L-212 del Conjunto E de la Facultad de Química, realizó un Análisis de Riesgos y Operabilidad en la Planta Catalítica I (FCC-I) a fin de mejorar la seguridad, operabilidad y eficiencia de la misma a través del compromiso del personal que participa en la operación de dicha planta.

La Planta Catalítica I, ó FCC-I, de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” tiene como función el procesar gasóleo pesado, el cual tiene un valor económico bajo en el mercado, para obtener productos más ligeros como son: Gasolina, Gas licuado de petróleo (LPG), Butano-Butileno, Gas Combustible y Propano, productos que por su refinación y alta calidad tienen un valor económico más alto. Para cumplir con dicha función la Planta Catalítica I, FCC-I está formada por las siguientes secciones:

1. Reacción.
2. Fraccionamiento.
3. Recuperación de vapores.
4. Tratamiento de amina.
 1. Tratamiento Merox.
 2. Tratamiento de aguas amargas.
 3. Fraccionadora de propano-propileno.

1.2 IMPORTANCIA DEL ANÁLISIS DE RIESGOS COMO PARTE DE LA FORMACIÓN DEL INGENIERO QUÍMICO.

El concepto de Análisis de Riesgos ha ampliado la definición de las responsabilidades del profesional de la industria química y en especial con el ingeniero químico que incluyen el garantizar seguridad y protección a los trabajadores de las plantas y a la comunidad.

Aunque los técnicos de la industria en todo el mundo han adquirido durante el ejercicio de su profesión los conocimientos de la seguridad industrial necesarios, muchos de ellos no han tenido la oportunidad de recibir una formación estructurada en Análisis de Riesgos. Como consecuencia, muchas Universidades han impulsado en las carreras de Química e Ingeniería Química la adaptación de materias de seguridad industrial.

Esta tesis pretende, con el trabajo realizado, dar énfasis a que cualquier tipo de industria evalúe los riesgos a los que están expuestos sus trabajadores que laboran en ella y además señalar que la asignatura de Seguridad Industrial es indispensable para la formación del alumnado de la carrera de Ingeniería Química.

1.3 OBJETIVO.

Llevar acabo un estudio de Análisis de Riesgos en la Planta Catalítica I FFC-I , mediante las técnicas de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" (Hazard and Operability), Análisis de Árbol de Fallas "AF" (Fault Tree Analysis, FTA) y Análisis de Consecuencias "AC" (Consequences Analysis, CA) para:

- a) Identificar y evaluar los riesgos en el circuito de carga en la planta.
- b) Proponer las medidas necesarias que permitan contribuir con la mejora de la seguridad y la prevención de incidentes y accidentes.

- c) Realizar una lista jerárquica de riesgos y recomendaciones para su utilización por parte del personal de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en el establecimiento de un plan de trabajo.

1.4 ETAPAS DEL PROYECTO.

El análisis de riesgos en la planta FCC I (Planta Catalítica I) se llevó a cabo durante el periodo de Mayo a Octubre de 2002. Para la realización de este proyecto se siguió el siguiente programa:

1.- Recopilación de Información.

La información técnica que se recopiló, previo al análisis, fue la siguiente:

- 1.- Descripción de la planta (Manuales de Operación, Diagramas de Flujo de Proceso “DFPs” y Diagramas de Tubería e Instrumentación “DTIs”).
- 2.- Características de los equipos y productos almacenados.
- 3.- Registros de calibración, pruebas e incidentes.

Así mismo, previo al análisis se llevó a cabo el levantamiento en campo y la actualización de los DTIs, así como los DFPs y de localización de equipos. Estos diagramas son clave para realizar el Análisis de Riesgos y Operabilidad “HazOp”.

2.- Realización del Análisis “HazOp”.

En esta segunda etapa se conformó el equipo multidisciplinario de trabajo para la realización de las sesiones de Análisis HazOp, se seleccionaron los circuitos a analizar, se estimaron los riesgos encontrados y se emitieron recomendaciones para eliminar ó reducir estos riesgos y/o mitigar sus consecuencias. Para lo último se utilizó el software HazOp-UNAM con la finalidad de registrar los resultados del análisis aplicado.

3.- Análisis de resultados del “HazOp”.

En esta etapa se realizó el análisis de los resultados obtenidos en el punto anterior para obtener, como resultado, una lista jerárquica de los riesgos con sus respectivas recomendaciones.

4.- Análisis de Árbol de Fallas “AF”.

Para esta parte del proyecto se seleccionó un evento culminante, al cual se le aplicará un análisis cuantitativo de riesgos y así se estimará la probabilidad de que este ocurra.

5.- Análisis de Consecuencias “AC”.

En esta última etapa también se seleccionó un escenario potencial de accidente con el fin de determinar su efecto.



CAPÍTULO II
MARCO TEÓRICO



2.1 ANTECEDENTES TEÓRICOS

2.1.1 CONCEPTOS. ^(3 y 15)

➤ **Accidente:** Significa cualquier acontecimiento no planeado que implica una desviación intolerable sobre las condiciones de diseño de un sistema causando daño a las personas, al equipo, a los materiales y al medio ambiente, y pueden ser accidentes menores ó accidentes mayores.

➤ **Accidente menor:** Es un acontecimiento no deseado que provoca daños leves a las personas, siendo necesaria la aplicación de primeros auxilios para que se incorporen nuevamente a sus actividades normales.

➤ **Accidente mayor:** Cualquier suceso tal como una emisión, fuga, vertido, incendio ó explosión que sea consecuencia de un desarrollo incontrolado de una actividad industrial y que pueda provocar una situación de gran riesgo, catástrofe ó calamidad pública, inmediata ó diferida, para las personas, para el medio ambiente y para los bienes propiedad de los accionistas, ya sea en el interior ó en el exterior de las instalaciones, y en el que estén implicadas una ó varias sustancias peligrosas (real decreto 886/1988, de la legislación Española, sobre prevención de accidentes mayores).

➤ **Análisis de riesgos:** Es una disciplina que combina la evaluación del proceso desde el punto de vista de la ingeniería 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.

➤ **Análisis de riesgos de procesos:** Es un esfuerzo organizado para identificar, por medio de una serie de técnicas sistemáticas, las debilidades asociadas con el diseño u

operación del proceso que podrían conducir a consecuencias indeseables (perjuicios personales ó daños a equipos catastróficos) y determinar las medidas para controlar estos riesgos y eliminar ó al menos mitigar sus consecuencias.

➤ **Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp):** Es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario para llevar a cabo un estudio de riesgos y operabilidad, la cual usa una serie de palabras guía, que se aplican a cada parámetro del proceso seleccionado, para identificar, mediante la discusión propositiva y la generación de ideas: Desviaciones de la intención de diseño de un sistema y sus procedimientos, las causas y consecuencias que las provocan y los sistemas de protección ó mitigación de dichas causas y consecuencias; y que además, semicuantifica los riesgos, mediante la combinación de las frecuencias ó probabilidades y su gravedad, hace recomendaciones, las cuales clasifica y jerarquiza de acuerdo al nivel del riesgo encontrado, establece y jerarquiza las acciones para implementar las medidas correctivas determinadas por el equipo multidisciplinario". HazOp (Hazard and Operability Analysis) quiere decir Análisis de Riesgos y Operabilidad. Con base a la explicación anterior, HAZOP debería traducirse como Análisis de Peligro y Operabilidad, sin embargo nosotros usaremos la palabra riesgo en lugar de peligro como se ha venido haciendo.

➤ **Causa:** Es la razón por la que se pueden producir desviaciones, es decir, lo que hace que un incidente o accidente ocurra.

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

➤ **Combustión:** Es una reacción química en la que se libera energía a partir de la oxidación de un material.

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

- **Desviación:** Son desvíos de la intención de diseño (flujo, presión, temperatura, reacción, nivel, etc.) que se descubren mediante la aplicación sistemática de las palabras guía.
- **Escenario potencial:** Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.
- **Evento de riesgo:** Determinación de un evento hipotético en el cual se toma en consideración la ocurrencia de un accidente bajo condiciones determinadas, definido mediante modelos matemáticos y criterios acordes a las características de los procesos y/o materiales, las zonas potencialmente afectadas.
- **Frecuencia:** Es el número de incidentes o sucesos que se han observado en un lapso de tiempo dentro de la planta.
- **Gravedad:** Son las consecuencias dañosas que puede tener un accidente dentro de la planta. Su nivel se asigna con ayuda del equipo multidisciplinario.
- **Incendio:** Es la combustión de grandes cantidades de un material, ocasionando grandes pérdidas, ya sean humanas, materiales o ambas.
- **Incidente:** Es el evento o combinación de eventos no planeados que se deben a errores humanos, fallas en los equipos y/o fenómenos naturales; que bajo circunstancias un poco diferentes, puede tener o no consecuencias para el personal, la población, el medio ambiente, la producción y/o las instalaciones (equipo y maquinaria).
- **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).

- **Inflamabilidad:** Es la mayor o menor facilidad con que una sustancia puede arder en el aire o en algún otro gas que puede servir como comburente.
- **Medida correctiva:** Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado o mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.
- **Mitigación:** Conjunto de acciones para disminuir las consecuencias de la ocurrencia de un accidente.
- **Modelo:** Representación simplificada o esquemática de un evento de proceso con el propósito de facilitar su comprensión o análisis.
- **Nodo:** Es la subdivisión de un sistema de proceso, este se puede identificar por el cambio de propiedades, en su origen comienzan nuevas propiedades del material y en su destino nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.
- **Palabra guía:** Es aquella que indica la desviación parcial o total de la intención.
- **Parámetro:** Es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, velocidad, composición, mezcla, ignición, etc.
- **Peligro:** Significa cualquier condición física ó química capaz de causar daños a las personas, al medio ambiente o a la propiedad.
- **Pérdida:** Significa un derroche innecesario de recursos.
- **Probabilidad:** Es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es de 0 y la absoluta certeza es de 1.

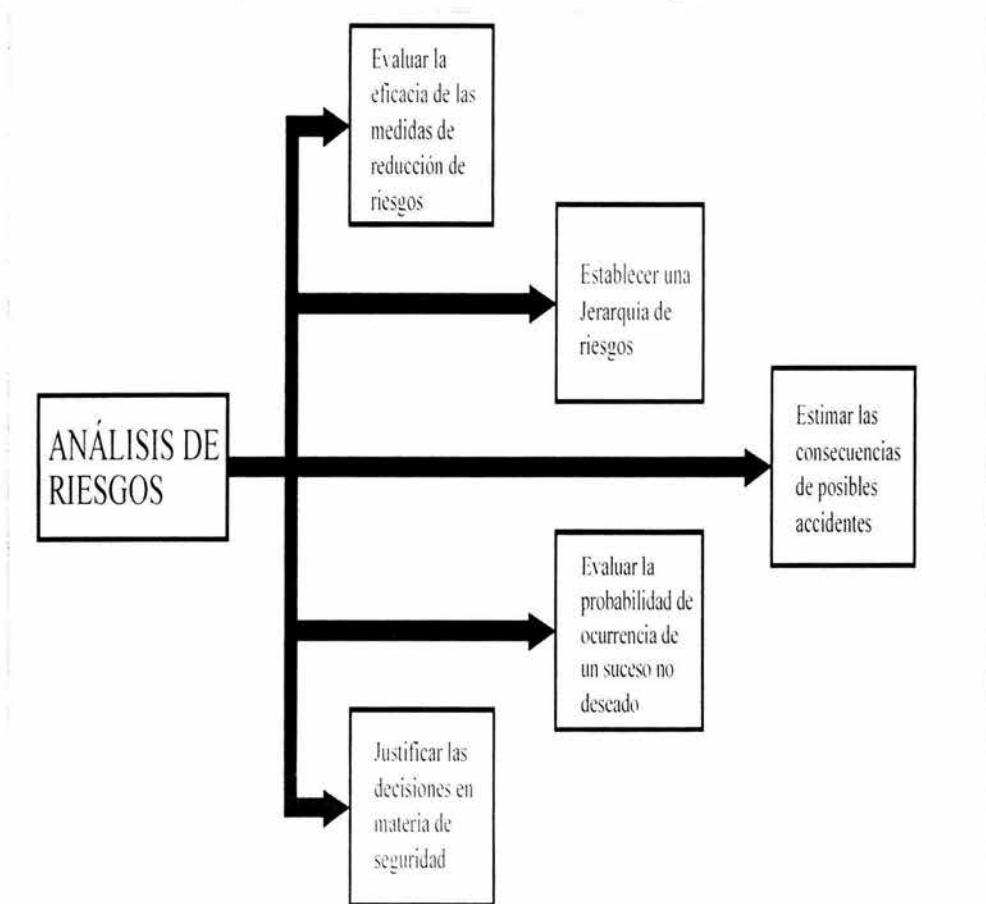
- **Protecciones:** Son todas las acciones o medidas que se toman dentro del sistema de estudio para mitigar o reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.
- **Recomendaciones:** Son todas las acciones o medidas que se pueden implementar para reducir o mitigar la probabilidad de que ocurra un accidente o incidente.
- **Riesgo:** Significa la posibilidad de sufrir pérdidas ó bien se puede considerar como una medida de pérdida económica ó daño a las personas, expresada en función de la probabilidad del suceso y la magnitud de las consecuencias.
- **Salvaguarda:** Es una protección para evitar o disminuir los efectos de algún acontecimiento no deseado.

Existe una diferencia clara entre **riesgo** y **peligro** aunque frecuentemente se habla de que hay un peligro elevado cuando en realidad se quiere decir que el nivel de riesgo es alto. Para decidir si un riesgo es o no aceptable, se requiere estimar su magnitud mediante un análisis de riesgos, es decir, se requiere hacer una estimación cuantitativa del nivel de peligro potencial que representa una actividad, tanto para las personas como para los bienes materiales, en términos de la magnitud del daño y la probabilidad de que tenga lugar.

2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS.

El análisis de riesgos es de mucha utilidad porque nos permite identificar las causas de un accidente y los mecanismos de su desarrollo, así como también, nos permite evaluar las consecuencias. Además, el análisis justifica las decisiones que se toman para la implementación de medidas correctivas que reduzcan la probabilidad de ocurrencia de un accidente o cuando menos, se mitigan sus consecuencias. En la figura 2.1 se muestra la utilidad de un análisis de riesgos:

Figura 2.1 Utilidad de un Análisis de Riesgos.



Un riesgo puede ser aceptado en su nivel actual o puede ser reducido. La decisión implica estimar la magnitud de las consecuencias que pueden derivarse de un accidente y de la probabilidad del mismo, así como el costo de las medidas correctivas. En la figura 2.2 se muestra las etapas resumidas de un análisis de riesgos.

2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

Existen varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos que han demostrado ser eficientes en la práctica profesional desde hace varios años. sin embargo, estas técnicas difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos en una unidad de proceso y en la aportación de resultados para eficientizar su operabilidad. La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolable. Una vez identificado el riesgo es probable que se tomen las medidas necesarias para reducirlo, incluso si la evaluación cuantitativa es defectuosa. Los métodos de identificación de riesgos se dividen en las siguientes tres categorías:

Figura 2.2 Etapas de Análisis de Riesgos.



Métodos comparativos

- Códigos, estándares y normas
- Listas de comprobación (checklists)
- Análisis histórico de accidentes

Índices de riesgo

- Índice Dow
- Índice Mond

Métodos generalizados

- Análisis de Modos de Fallo y sus Efectos (FMEA).
- Análisis de Árbol de Sucesos (ETA).
- Análisis de Error Humano.
- Análisis "What-If".
- Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
- Análisis de Árbol de Fallas (FTA).
- Análisis de Consecuencias/Efectos.

2.3.1 MÉTODOS COMPARATIVOS.

Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada, de varios años, de las personas involucradas directamente con los procesos en determinadas áreas. Los índices de riesgos, aunque no identifican peligros específicos, son útiles para señalar las áreas de mayor concentración de riesgo, es decir, establece una jerarquización de riesgos por áreas, las cuales requieren un análisis de riesgos más profundo, con técnicas generalizadas; por ejemplo, con la técnica HazOp junto con la técnica FTA (Fault Tree Analysis). Los métodos generalizados proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y son herramientas de análisis más versátiles y útiles.

i. Códigos, estándares y normas.

Esta es una técnica comparativa de identificación de riesgos que se usa para evaluar la seguridad de una planta de procesos. La mayoría de las plantas químicas, de refino y petroquímicas han elaborado manuales técnicos internos que indican como diseñar, fabricar, distribuir, instalar, operar, modificar y dismantelar los equipos de procesos. Estos manuales siempre cumplen con la legislación local, nacional y con estándares de las distintas ramas de ingeniería, en forma de códigos y normas (ASME, ASTM, API, NFPA, TEMA, etc.). Estos últimos como parte complementaria a la experiencia de las plantas, documentada en dichos manuales técnicos internos. El procedimiento que se debe seguir al aplicar esta técnica es el siguiente:

- Utilizar los manuales técnicos internos que están disponibles.
- Usar los códigos y estándares de ingeniería para la evaluación y confiabilidad del diseño.
- Si se detectan diferencias en el diseño con respecto a los requerimientos documentados, investigar las razones por las cuales no se siguieron los procedimientos usuales y establecer las medidas correctivas si estas son necesarias.

ii. Lista de comprobación (checklist).

La lista de comprobación es un método comparativo de identificación de riesgos que requiere la experiencia acumulada por una organización industrial y es un recordatorio útil que permite comparar el estado de un sistema con una referencia externa establecida para garantizar su funcionamiento, identificando directamente carencias de seguridad ó áreas que requieren un estudio de riesgos más profundo. Esta lista puede ser aplicada para la evaluación de equipos, materiales ó procedimientos.

iii. Análisis histórico de accidentes.

Este tipo de análisis usa la información de accidentes ocurridos. Los peligros identificados durante el análisis son reales, siendo esto su principal ventaja y a la vez su

principal desventaja, debido a que durante este análisis se toman en cuenta sólo las causas que provocaron el accidente y no considera todas las posibilidades importantes que pudieron haberlo materializado. Además, la información disponible sobre un accidente es limitada, ya que estos, en muchos de los casos, se registran incompletamente ó no se registran. Esto último, debido a que muchos de los riesgos potenciales que pudieron haber tenido consecuencias catastróficas no se transformaron en accidente potencial, por circunstancias afortunadas. Aún con sus desventajas, el análisis histórico de accidentes es útil porque identifica peligros concretos que permiten a las plantas iniciar un análisis de riesgos más profundo para tomar la decisión, con base a su probabilidad de ocurrencia y su magnitud de daño, de aceptarlo ó no.

2.3.2 ÍNDICES DE RIESGOS.

Los índices de riesgos proporcionan un método directo y relativamente simple para estimar el riesgo global asociado a un área de proceso y jerarquizan las áreas conforme a su nivel de riesgo. Proporcionan un valor numérico que permite identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado. Con base a este nivel se toma la decisión de hacer un análisis más profundo aplicado técnicas más específicas, como por ejemplo, HazOp, Árbol de fallas, etc. Los índices de riesgos son útiles, porque proporcionan una estimación rápida y confiable del orden de magnitud del riesgo de un área determinada.

i. Índice Dow (de incendio y explosión).

El índice DOW proporciona 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. Sobre estas áreas puede, en caso necesario, hacerse un análisis de riesgos más detallado, aplicando una técnica generalizada, por ejemplo, la técnica HazOp, por lo que el valor numérico obtenido puede ser de utilidad a la hora de decidir la profundidad del estudio. El índice MOND es similar al índice DOW con la diferencia de que

el primero incluye aspectos de toxicidad, sin embargo, la última edición del índice DOW toma en cuenta, aunque ligeramente, aspectos de toxicidad y es más fácil de conducir por el uso de gráficos y ecuaciones. Para hacer un índice DOW se requiere la siguiente información: Plano de distribución de la planta (plot plan), diagrama de flujo de proceso (DFP), condiciones de operación y de flujo, formato de trabajo del índice DOW y relación de costos del equipo instalado en la planta.

ii. Índice Mond.

Este índice es similar al anterior y además incluye la toxicidad de materiales. No obstante, el índice Dow permite una estimación más fácil, debido al uso de gráficos frente a ecuaciones y además permite la inclusión de aspectos de toxicidad, mediante una penalización específica.

2.3.3 MÉTODOS GENERALIZADOS.

i. Análisis de modos de fallas y sus efectos (FMEA).

El análisis FMEA (Failure Modes and Effects Analysis) consiste en un examen de componentes individuales con el objetivo de evaluar el efecto que una falla de estos mismos pueda tener sobre el sistema. Es un análisis sistemático, que se realiza poniendo énfasis en fallas de funcionamiento de componentes. En el contexto de este análisis, una modalidad de falla es un síntoma, una condición o un modo de operación asociado a la falla del componente. El modo de fallo puede identificarse como una pérdida de la función del componente, funciona prematuramente, funciona fuera de tolerancia o una característica física indeseada, por ejemplo, una fuga pequeña. En el análisis FMEA todos los modos conocidos de fallo de los componentes se consideran por turnos y las consecuencias de la falla son analizadas y registradas. Para llevar a cabo el FMEA se requiere de los siguientes componentes:

- Diagramas de tubería e instrumentación.
- Diagramas eléctricos.
- Procedimientos de operación
- Diagramas de lógica instrumental.
- Información sobre controles e independencia

El equipo de trabajo debe tener la información suficiente para comprender el diseño y la operación de un componente y su interacción con el sistema del que forma parte. Como siguiente paso se debe definir un formato adecuado para el estudio, con esto se logra una mayor coherencia en el análisis.

ii. Análisis de árbol de sucesos (ETA)

Esta técnica surge de un suceso determinado e investiga mecanismos razonables mediante los cuales éste puede tener lugar. El análisis de árbol de sucesos (Event Tree Analysis) evalúa las consecuencias que puedan tener lugar a partir de un suceso determinado. El ETA hace énfasis en un suceso inicial que supone que ha ocurrido, se construye el árbol lógico que conecta dicho suceso inicial con los efectos finales, donde cada rama del árbol representa una línea de evolución que conduce a un efecto final o bien se anula la secuencia de circunstancias evitando el efecto final.

iii. Análisis de error humano.

El análisis de error humano es una evaluación sistemática de los factores que influyen en el comportamiento y desempeño del personal de la planta. Durante el análisis se buscan los factores físicos y ambientales involucrados en el trabajo; como habilidades, nivel de conocimiento, adiestramiento, etc., del personal. El propósito de este análisis es localizar áreas ó situaciones en las cuales la persona encargada está expuesta a tomar decisiones impropias que podrían conducir a un evento indeseable. Los resultados de un análisis de error humano son: Una lista de errores humanos que podrían ocurrir durante las operaciones

normales y de emergencia, una lista de factores que contribuyen a cometer errores y lista de recomendaciones propuestas para eliminar ó reducir dichos errores. La información que se requiere para realizar un análisis de error humano es la siguiente:

- Procedimientos de operación normal y de emergencia.
- Conocimiento del nivel de capacitación y adiestramiento a los empleados.
- Descripción de tareas y arreglo de los tableros de control y alarmas.

iv. Análisis What-if.

El What-if es un método menos estructurado que el análisis HazOp. Debido a esta falta de estructuración, se requiere mayor experiencia por parte de las personas que lo aplican ó que sea aplicado por un grupo de personas con experiencia en la operación de la unidad de proceso en estudio, ya que de lo contrario se tienen omisiones importantes. El objetivo de un What-if es buscar consecuencias de posibles eventos no deseados y se aplica en el diseño, construcción, modificación y operación de instalaciones industriales. Este método requiere la siguiente información: Diagramas de tuberías e instrumentación (DTI's) y procedimientos de operación. A continuación se muestra un ejemplo comparativo usando las técnicas HazOp y What-If.

v. Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".

El HazOp es una técnica que fue desarrollada para identificar riesgos y mejorar la operabilidad de una planta de procesos. Esta puede ser usada durante el diseño, modificación u operación de una instalación, usando una lista de palabras guías que en combinación con los parámetros de proceso producen la desviación de la intención del proceso, diseño u operación que puede ocurrir en un nodo de estudio. El principio del estudio HazOp es la suposición de que los problemas o riesgos de operación, aparecen como consecuencia de las desviaciones de las condiciones normales en una determinada etapa de la planta, este se puede aplicar en la etapa de diseño como si ya estuviera construida la

instalación. Por último, podemos decir que el HazOp es una forma estructurada del análisis What-If.

Esta técnica se basa en los siguientes dos puntos:

Carácter sistemático del análisis:

El estudio está basado en la aplicación de una serie de palabras guía, las cuales facilitan la identificación de desviaciones mediante un razonamiento ordenado. Cada vez que una desviación razonable es identificada, se analizan sus causas, consecuencias, salvaguardas y posibles acciones correctivas.

Carácter multidisciplinario:

El análisis HazOp es aplicado por un equipo, que debe estar formado por personas de distinta experiencia y formación. Los miembros del equipo exponen las desviaciones, causas, consecuencias y soluciones que se les ocurren, aunque a primera vista parezcan poco razonables ó imposibles.

Metodología para el estudio HazOp.

Para la aplicación correcta de la técnica HazOp se requiere que los Diagramas de Tuberías e Instrumentación estén completos. Es fundamental que la persona que dirija el estudio tenga experiencia en análisis HazOp y de preferencia con conocimientos generales acerca de la planta en cuestión, su misión es actuar de facilitador, asegurándose de que se sigue el procedimiento correcto sin descuidar ningún detalle, estimulando la discusión.

Para el desarrollo de un análisis HazOp se requiere como paso fundamental la formación de un equipo multidisciplinario conformado por las siguientes integrantes: un ingeniero de proyectos, un ingeniero de proceso, un ingeniero instrumentista, un ingeniero de mantenimiento (mecánico y eléctrico), un ingeniero de mantenimiento de plantas y un

ingeniero encargado de la seguridad industrial. Además de los mencionados, se requieren personal con experiencia en la aplicación de la técnica de análisis HazOp, el cual debe actuar como facilitador, asegurándose de que se aplica adecuadamente la técnica, sin descuidar ningún detalle, estimulando la participación y discusión propositiva entre los miembros del equipo. Este equipo deberá cumplir con los siguientes puntos:

- Tener conocimiento pleno del proceso (tanto físico como químico).
- Revisar los registros históricos de incidentes ó accidentes así como también los registros de calibración y prueba de líneas y válvulas de relevo (PSV's).
- Seleccionar los nodos (en orden jerárquico) en los que se aplicará la técnica HazOp.
- Conocer y tener a la mano los procedimientos normativos internos, la normatividad local y Nacional, y estándares internacionales.
- Revisar los manuales de operación y mantenimiento, la información del control automático existente, los programas de capacitación y adiestramiento y los planes de emergencia. Toda esta información deberá estudiarse (con el fin de conocer el proceso operativo) y revisarse de acuerdo a las normas y estándares que apliquen (con el fin de establecer recomendaciones específicas durante y al final del estudio, evitando generalidades).
- Revisar y actualizar (si es necesario) los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) y los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) para cada nodo seleccionado, así como también revisar las hojas de datos de equipo y líneas. Realizar un recorrido en el área con el grupo HazOp, con el fin de observar las condiciones de seguridad en el nodo a analizar.
- Establecer las reglas de juego: Puntualidad, participación activa y positiva, evitar las discusiones innecesarias y concentración en el estudio para la generación de ideas.

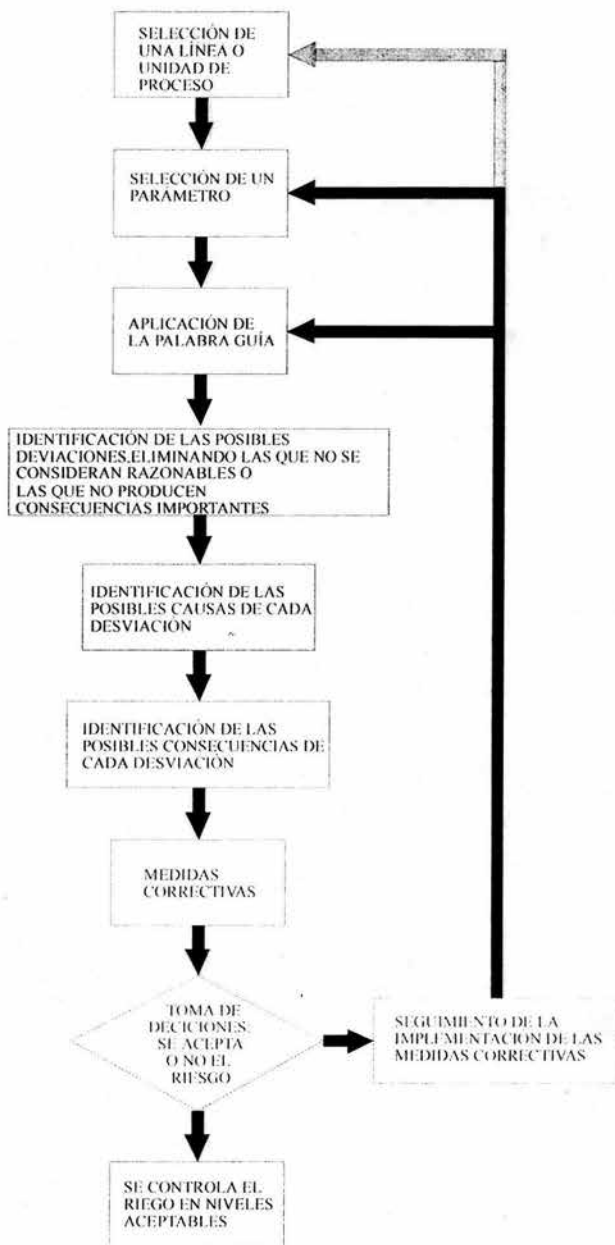
- Aplicar la técnica de análisis de riesgos y operabilidad (HazOp) en cada nodo seleccionado (ver más adelante el diagrama de flujo de la técnica HazOp). Durante la aplicación de la técnica es posible determinar, además de las desviaciones, causas, consecuencias, salvaguardas, recomendaciones y acciones, los límites de operación y seguros (de temperatura, presión, nivel, etc.).

2.4 IDENTIFICAR ESCENARIOS POTENCIALES DE ACCIDENTES DURANTE LA APLICACIÓN DE LA TÉCNICA HAZOP. ⁽¹⁸⁾

- Aplicación de la técnica de análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias para cada escenario potencial identificado.
- Reporte HazOp

Para que un estudio HazOp sea exitoso se requiere la información que represente por completo el estado actual de una planta (cuando el estudio se realiza en la etapa de operación). Antes de iniciar un estudio HazOp es importante revisar la información que diariamente se usa para asegurar la calidad del producto final y prevenir riesgos; por ejemplo en orden de importancia, los procedimientos operativos y de mantenimiento, el programa de revisión de instrumentos y detectores (protecciones), etc. Frecuentemente nos encontramos con procedimientos imprecisos, no actualizados, no difundidos correctamente y además, archivados, los cuales conducen al personal encargado de aplicarlos a usar notas informales que, en muchos de los casos ó en casi todos, provocan la omisión de pasos importantes de un procedimiento correcto. A continuación se muestra en la figura 2.3 el diagrama de flujo de la técnica HazOp.

Figura 2.3 Diagrama de flujo de la Técnica HazOp.



2.5 MATRIZ DE RIESGOS

El índice o número de riesgo permite tomar decisiones sobre la aceptabilidad ó no del riesgo, ó bien asignar prioridades a las acciones recomendadas. El sistema para establecer prioridades a las recomendaciones a implementar deberá usar una matriz de índice de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo.

Figura 2.4 Matriz de riesgos.

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

Las frecuencias que se utilizan para la estimulación de los riesgos se muestran a continuación en la tabla 2.1.

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

La gravedad de las consecuencias para la estimación de los riesgos que se observa en la tabla 2.2.

2.2 Tabla de gravedades.

Num.	Gravedad	Aspecto	Descripción
1	Catastrófico	Personas	Pérdida de una o más vidas fuera de la refinería
		Instalaciones	Daños por más de \$25.000.000
		Medio ambiente	Fuga mayor que requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de la refinería
2	Mayor	Personas	Un lesionado fuera de la refinería y una pérdida de vida dentro de la refinería.
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$2,500,000 y \$25,000,000
		Medio ambiente	Fuga mayor que no requiere limpieza fuera de la refinería
		Operación	Paro de más de una planta
3	Significativo	Personas	Varios lesionados dentro de la refinería
		Instalaciones	Daños por un monto entre \$250.000 y \$2,500.000
		Medio ambiente	Fuga menor que requiere limpieza dentro de la refinería
		Operación	Paro de una planta
4	Importante	Personas	Un lesionado dentro de la refinería
		Instalaciones	Daños por menos de \$250.000
		Medio ambiente	Fuga menor
		Operación	Paro de equipo o sección de planta

Una vez estimado el riesgo se le asigna una letra de la "A" a la "D" para clasificar la recomendación o recomendaciones que se planteen para disminuir dicho riesgo, originado una matriz de riesgos como la que se observa en la figura 2.5.

2.5.1 CLASIFICACIÓN DE RIESGOS Y SUS RECOMENDACIONES. ⁽¹⁸⁾

La clasificación de riesgos y sus recomendaciones se realiza en base al Manual de Análisis de Riesgos, documento número 312-40900-03-229, Rev. 2, emitido por la Superintendencia de Inspección técnica y Seguridad Industrial de la Refinería.

Figura 2.5 Matriz de clases de riesgo

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

Tabla 2.3 Clases de Riesgos.

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

2.5.2 TERMINOLOGÍA DEL ESTUDIO HAZOP.

Palabras guías:



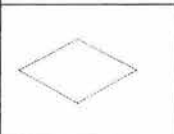

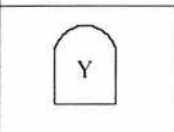



- **No:** La completa negación de la intención del diseño. Ninguna parte de la intención se logra. Ejemplo: No hay flujo en la línea. el paso en el procedimiento no se lleva a cabo, etc.
- **Más/Menos:** Aumentos ó disminuciones cuantitativas sobre la intención de diseño. Se refiere a cantidades y propiedades físicas relevantes tales como flujo, temperatura, calor, reacción. Ejemplo: Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc. También se refiere a que se hace menos de lo requerido; por ejemplo, purgar un recipiente en cinco minutos cuando el procedimiento dice que esta actividad debe hacerse en diez minutos, por lo que el paso se lleva a cabo en menos tiempo, es decir, demasiado pronto en la secuencia.
- **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, se llena otro recipiente a la vez, etc.
- **Parte de:** Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista, se cierra sólo una válvula de bloqueo cuando el procedimiento dice cerrar las dos válvulas de bloqueo, etc.
- **Inverso:** Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, veneno en lugar de antídoto, etc.
- **En vez de/Otro que:** No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.

2.6 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS (FTA).⁽²⁾

El análisis de árbol de fallas es la representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden conducir a un accidente (suceso culminante). Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol está bien construido, el análisis de árbol de fallas es posiblemente la herramienta más poderosa para la cuantificación de riesgos y es uno de los análisis de riesgos más estructurados, y puede aplicarse a un solo sistema o a sistemas interconectados. La técnica supone que un suceso no deseado (un accidente o una desviación peligrosa de cualquier tipo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que puede hacer que tenga lugar. El análisis de fallas descompone un accidente en sus elementos contribuyentes, ya sean fallas humanas o de equipos de planta, sucesos externos, etc. El FTA calcula la frecuencia ó probabilidad de ocurrencia de un suceso culminante, Top-Event, mediante la identificación de fallas mecánicas y humanas, que podrían conducir a este suceso. Por ejemplo; la frecuencia ó probabilidad del incendio de una bomba debido a la falla de la bomba, la cual maneja un líquido inflamable y que cuenta con un sistema especial de válvulas y protección contra incendio. Ya que los datos históricos sobre incendio de bombas (con características especiales de diseño) no son aplicables, se debe calcular la frecuencia del incendio basado en el conocimiento sobre el uso de la bomba (frecuencia de derrame por el sello, confiabilidad de las válvulas, respuesta del operador, etc). La probabilidad o frecuencia del evento culminante se determina sumando las frecuencias o las probabilidades y multiplicando las probabilidades con probabilidades o las probabilidades con las frecuencias pero nunca multiplicando las frecuencias con frecuencias.

El resultado es una representación lógica en la que aparecen cadenas de sucesos capaces de generar el suceso culminante que ocupa la cúspide del árbol de fallas. Para la representación lógica se utiliza la simbología que se muestra en la tabla 2.4.

Tabla 2.4 Símbolos para Elaborar el Árbol de Fallas.

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

Metodología para el Análisis de Árbol de Fallas.

- Identificación de la falla del sistema (evento culminante) que va ser analizado y ubicarlo en la parte alta del árbol.
- Proceder al próximo nivel del sistema (subsistema) e identificar las fallas del subsistema.
- Determinación de la relación lógica entre las fallas del subsistema que son requeridas para producir la falla del sistema. Puede ser resultado de la combinación de fallas o la ocurrencia de cualquiera de las fallas identificadas.
- Se utiliza una estructura lógica de puertas "Y" u "O" para mostrar la relación de fallas del subsistema que producen la falla del sistema.
- Proceder al próximo nivel más bajo del sistema y repetir los pasos del 2 al 4 hasta que se hayan identificado todas las fallas del nivel de componentes
- Calcular la probabilidad del evento culminante mediante la siguiente formula:

$$P = 1 - e^{-ft}$$

vi Análisis de Consecuencias/Efectos.

Por medio de un análisis de consecuencias se puede estimar la magnitud de los daños ocasionados por un accidente, por ejemplo, al manejar, transportar o procesar una sustancia o material peligroso (tóxico, inflamable o explosivo). Este tipo de estimaciones se realiza mediante el uso de modelos matemáticos, los cuales simplifican los mecanismos por los cuales se da un incidente, ya que estos son muy diversos y pueden ser muy complejos. Estos modelos requieren de los siguientes aspectos:

- Propiedades físicas y químicas de las sustancias.

- Características del contenedor o los contenedores.
- Condiciones físicas o atmosféricas del lugar o sistema de estudio.

Para la selección del tipo de modelo que se utilizará, primero se debe determinar el escenario de accidente, identificado por alguna técnica de identificación de riesgos, posteriormente se determina las consecuencias y por último se cuantifican las pérdidas o daños.

Los accidentes más frecuentes que ocurren en la industria química son los incendios y las explosiones, seguido por fugas de sustancias tóxicas. La evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere de conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión, se debe conocer los siguiente:

- Propiedades de los distintos materiales en cuanto a incendios y explosiones.
- Cuanto material dentro de los límites de inflamabilidad existe en una nube en el momento de la explosión o cuanto líquido inflamable hay en el derrame que se ha incendiado.
- Las consecuencias de un incendio o de una explosión en un escenario determinado.
- Procedimientos para reducir o mitigar el riesgo de incendio y explosión.

Un estudio de riesgos completo puede hacerse usando las técnicas HazOp, análisis de árbol de fallas (ETA) y Análisis de Consecuencias. La Técnica HazOp identifica riesgos de operabilidad, la técnica FTA los cuantifica (determina la probabilidad ó la frecuencia de ocurrencia del evento culminante ó potencial, el cual se identifica con la técnica HazOp) y permite tomar decisiones, y el Análisis de Consecuencias determina los efectos de un accidente potencial identificado, información que sirve de base para llevar a cabo acciones específicas para mitigarlos.

El aplicar varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos no necesariamente quiere decir que se esté haciendo un análisis de riesgos completo, puede ser que se esté haciendo más de lo mismo; sin embargo, es posible aplicar dos ó más técnicas para un

determinado nodo, siempre y cuando, estas nos proporcionen resultados diferentes que enriquezcan el estudio. Si se aplican dos técnicas diferentes, por su naturaleza, para un mismo nodo, por ejemplo, el checklist y el HazOp, no quiere decir que se está haciendo un análisis de riesgos completo, para este caso específico, se puede decir que se está haciendo más de lo mismo. El checklist es una buena práctica de ingeniería de rutina en casi todas las plantas de procesos en el mundo, esta requiere de la experiencia acumulada de los supervisores y operadores de procesos. Un checklist realizado por personal externo no sustituye al checklist elaborado y ejecutado por personal interno con amplia experiencia en la operación de la planta (es muy importante elaborar un checklist cuando no se tiene en la planta, junto con el personal de operación). Por otro lado, si se aplican dos ó más técnicas generalizadas; por ejemplo, HazOp, FTA y AC (Análisis de Consecuencias), se está haciendo un estudio completo de riesgos (identificación, evaluación y cálculo de efectos). Por último la aplicación de la técnica HazOp puede ser acompañada por una inspección visual en toda el área para detectar condiciones y actos inseguros junto con el personal experimentado que opera en ella, y adjuntar, si se requiere, fotografías de las condiciones inseguras detectadas.

2.7 LÍMITE DE INFLAMABILIDAD. ^(4y17)

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

2.7.1 MODELO PARA NUBES EXPLOSIVAS.

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

- Explosión física: es aquella que solo se presenta la fase gaseosa, solo se forman ondas de choque o la formación de proyectiles, sin que se produzca la ignición de la mezcla.
- Explosiones Químicas: en estas, el gas combustible debe formar una mezcla con el aire dentro del intervalo de inflamabilidad y que tenga un lugar de ignición. A partir de aquí puede ocurrir una explosión de nube de vapor no confinada o un incendio de evaporación súbita (flash).

Cuando se encuentran un líquido y un vapor, y si el líquido está por debajo de su temperatura de ebullición, la fase vapor interviene en la explosión; pero si el líquido se encuentra por arriba de su temperatura de ebullición, la explosión física inicial produce la despresurización súbita seguida de una evaporación masiva del líquido sobrecalentado.

- Explosiones tipo BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosión): son las explosiones en las que participa un líquido hirviendo que se incorpora rápidamente al vapor en expansión.
- Explosiones confinadas: estas ocurren cuando hay una combustión, descomposición térmica, reacción incontrolada, calentamiento extremo, sobrellenado o colisión, en recipientes de baja resistencia (edificios o silos) o en recipientes de proceso. Cuando la ruptura es provocada por el aumento de presión, debido a una explosión en su interior, la velocidad de aumento de presión es mayor que la velocidad de ruptura del recipiente, por lo que la presión efectiva de ruptura estará comprendida entre la presión a la cual se sobrepasa la resistencia mecánica del recipiente y la presión máxima obtenida, si la explosión queda totalmente confinada.

La ruptura de un recipiente presurizado se debe a las causas siguientes:

- Falla del equipo de regulación y alivio de presión.
- Defectos de diseño o de construcción.
- Reducción del espesor de pared debido a corrosión, erosión o ataque químico.
- Reducción de la resistencia por calentamiento o sobreenfriamiento.

Durante la ruptura se libera la energía almacenada, lo que da lugar a la formación de la onda de choque y acelera la velocidad de los fragmentos del recipiente.

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:

- a) Gases contenidos a una presión de 500 psi ó más.
- b) Gases mantenidos en estado líquido por efecto de alta presión.
- c) Gases mantenidos en estado líquido por efecto de baja temperatura.
- d) Líquidos combustibles o inflamables mantenidos a una temperatura superior a la de su punto de ebullición y que se encuentran en estado líquido por efecto de presión (se excluyen las sustancias cuya viscosidad sea mayor a 1×10^6 centipoises o que posean puntos de fusión mayores a 100°C).

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

- La fuga 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.

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

- i. Cálculo del peso de material en el sistema.
- ii. Cálculo del peso de material en la nube.

- iii. Cálculo del diámetro de la nube formada.
- iv. Cálculo de la energía desprendida por la explosión.
- v. Determinación del diámetro de las ondas expansivas.
- vi. Determinación de los daños ocasionados.



CAPÍTULO III
TRABAJO DE CAMPO



3.1 DESCRIPCIÓN DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA CATALÍTICA I (FCC-1).⁽²⁰⁾

3.1.1. SECCIÓN DE CARGA Y REACCIÓN.

En esta sección se describirá el transcurso de la carga fresca para llegar a la temperatura de entrada al reactor que es de 337 a 350°C. la cual esta representada en el DFP con clave P-4169 que se presenta en el anexo 2 junto con las secciones de reacción y fraccionamiento.

La carga a la planta es de 40 000 BPD de una mezcla de gasóleos pesados provenientes de dos partes, una de ellas es parte de la producción de la planta de alto vacío con una temperatura de 90°C y la otra parte de los tanques de almacenamiento que llega a través de las bombas 22-J/JA a 66°C. Esta mezcla de gasóleos es almacenada en el tanque 12-F. La carga fresca está a una temperatura menor que la que se requiere para entrar al reactor que es aproximadamente de 350°C y por medio de las bombas 3-J/JA, es succionada y descargada hacia una serie de intercambiadores de calor (6-C, 29-C1/2, y 8-C1/4) hasta llegar a una temperatura de 270°C. La carga se divide en dos corrientes que corresponden a cada uno de los serpentines del calentador a fuego directo 2-B, y a través del calor proporcionado por la combustión del diesel o gas combustible según sea el caso alcanza una temperatura de 350°C.

De aquí la carga se va hacia el convertidor de desintegración catalítica I-D, pero antes se le incorpora la recirculación de lodos que mandan las bombas 11-J/JA, provenientes de la torre fraccionadora I-E. En la operación de la máxima gasolina el líquido recirculado es una pequeña corriente, un 5% en volumen de la carga total, el cual tiene como finalidad retornar el catalizador del asentador de lodos de la torre fraccionadora I-E hacia el convertidor I-D. Esta es una mezcla de lodos de la fraccionadora con algo de aceite cíclico pesado (ACP) para diluir la concentración del catalizador. En operación de máximo destilado medio el líquido recirculado es una corriente considerable, que equivale a un 35% en volumen con respecto a la carga y que esta formado por el 5% de lodos con dilución de ACP como en el caso anterior, y un 30% con ACP esto con la finalidad de aumentar el rendimiento de destilado medio.

En la parte inferior del tubo elevador reactor (Riser) la carga se mezcla con vapor de dispersión, y todo esto se alimenta al elevador a través de un juego de 6 boquillas localizadas perimetralmente, tenemos que mencionar que el Riser es parte del convertidor catalítico I-D.

La sección de reacción esta compuesta por el Convertidor de Desintegración I-D que consiste en un tubo elevador reactor (Riser), una Cámara de Separación (Disengager), un Agotador y un Regenerador de catalizador, e instalaciones para la circulación del catalizador. El equipo auxiliar consta de dos silos para el almacenamiento de catalizador nuevo (I-F y I-FA), un silo para catalizador gastado (2-F), Turbo soplador de aire I-J, calentador de aire I-B, cámara de orificios para los gases del regenerador, tanques de sello de agua y caldera de CO. El convertidor y su equipo auxiliar se han diseñado para manejar las dos operaciones básicas y casos intermedios. Esta sección esta representada completamente en el DFP con clave P-4169 que se encuentra el anexo 2 de esta tesis. Este sistema de desintegración catalítico en lecho fluidizado emplea un catalizador en polvo para promover la reacción de desintegración. El catalizador es un polvo muy fino y se dice que esta fluidizado porque cuando es aireado adecuadamente se comporta como un fluido. Y este fluirá de un recipiente de alta presión hacia otro con una menor presión, o de un nivel alto hacia otro bajo.

En el Riser la carga se reúne con el catalizador recirculado, con el catalizador regenerado y con los vapores de fluidización. El catalizador caliente vaporiza la carga, le proporciona el calor necesario para llegar a la temperatura de reacción (aprox. 527°C) para el caso de máxima gasolina y para que proceda la desintegración. La mezcla de catalizador y vapores fluye en forma ascendente en el elevador y la reacción se efectúa. La parte inferior del elevador se ha dimensionado para proporcionar suficiente velocidad de levantamiento. Tomando en cuenta que la reacción de desintegración procede con mucha rapidez, el diámetro del elevador aumenta en forma ascendente para manejar el volumen creciente y proporcionar el tiempo de reacción deseado. La mezcla fluye en el tramo vertical restante del elevador, pasa a la línea horizontal de transferencia y finalmente desciende por la bajante vertical hasta la parte inferior de la cámara de separación. Los cambios de dirección se llevan a cabo en codos de diseño especial que permiten al catalizador de alta velocidad deslizarse sobre una capa estacionaria de catalizador en lugar de hacerlo sobre las paredes. El tubo elevador termina en la parte inferior de la cámara de separación. En este lugar ocurre una separación burda del catalizador y de los vapores, mediante un separador ranurado. La mayor parte de los vapores fluyen horizontalmente por las ventanas laterales del separador, en tanto que la mayor parte de catalizador fluye hacia abajo por el fondo abierto del elevador sumergido en catalizador.

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

Mientras el catalizador promueve la reacción de desintegración en el tubo elevador, se va cubriendo de una capa aceitosa y carbón, quedando prácticamente inservible para catalizar hasta que le sea eliminado el carbón. El catalizador gastado pasa hacia abajo a través de un cono dentro del Agotador. Este se localiza directamente abajo de la cámara de separación y cuenta con mamparas atornilladas tipo disco y dona para asegurar el contacto eficiente del catalizador descendente con el vapor de agotamiento que fluye hacia arriba. El propósito del agotamiento es el de eliminar los hidrocarburos que han quedado atrapados en el catalizador descendente. Del agotador, el catalizador fluye en fase densa descendente por un tubo (stand pipe) a través de la válvula tapón PV-I y cae dentro del pozo de distribución de catalizador agotado. La PV-I controla el nivel de la cama de catalizador arriba del agotador.

El catalizador agotado sube a través del pozo y es distribuido por tres brazos (en forma de cornetas) a la primera etapa de regeneración. En el regenerador, el carbón depositado durante la desintegración se quema para eliminarlo del catalizador y así devolverle las características adecuadas para que pueda catalizar. Para llevar a cabo la regeneración es necesario cumplir con los requisitos del triángulo de fuego: combustible, oxígeno y temperatura de ignición. El combustible es el carbón acarreado por el catalizador al regenerador; el oxígeno es suministrado como parte del aire del soplador I-J; la temperatura de ignición proviene de una fuente externa (el calentador I-B para el calentamiento inicial), pero una vez que la unidad esta trabajando la temperatura de ignición se sostiene por la combustión continua del carbón que tiene lugar en el regenerador. Se usan dos etapas de regeneración para alcanzar un contenido muy bajo de carbón en el catalizador regenerado. En la primera etapa se quema aproximadamente el 80 % del carbón. Dependiendo de la operación, se esperan temperaturas de 607 a 641°C. El catalizador de la primera etapa fluye a través de ranuras en la placa de contención hacia la segunda etapa. El resto del carbón se quema en la segunda etapa, a temperaturas mas elevadas de 627 a 677°C, dependiendo de la operación.

El gas efluente de la combustión del carbón atraviesa la fase densa de la cama y asciende a la fase diluida, en donde con seis juegos de ciclones de dos pasos, retorna a la cama el catalizador que arrastraron los gases. El efluente de los ciclones fluye a la cámara plena y a la línea de salida. En esta línea dos válvulas deslizantes (SLV Ote. y SLV Pte.) restringen el paso del gas efluente y controlan la presión del regenerador. De las válvulas deslizantes el gas fluye a la cámara de orificios 2-L en donde la presión se reduce al valor requerido para la caldera de CO.

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

3.1.2. SECCIÓN DE FRACCIONAMIENTO. ⁽²⁰⁾

La torre fraccionadora I-E sirve para hacer una primera separación de los diferentes productos que se obtuvieron en la desintegración. El principio de funcionamiento es igual al de las otras fraccionadoras, es decir, de una mezcla con intervalo de destilación amplio se separan grupos de hidrocarburos con intervalos de destilación pequeños (fracciones). Esta sección esta representada completamente en el DFP con clave P-4169 que se encuentra el anexo 2 de esta tesis. Hay cuatro fracciones principales que se logran separar por esta torre:

1) Fondos, Aceite decantado y Lodos

El material con mayor temperatura de ebullición que se colecta en el fondo de la torre como lodos, aceite decantado y fondos. Los vapores que salen del convertidor I-D, entran por el fondo de la fraccionadora I-E y fluyen a través de cinco mamparas y un plato de lavado (plato 15). La corriente de recirculación de fondos entra a la torre en flujo descendente sobre las mamparas enfriando los vapores para condensar la producción neta de aceite decantado (ACP) y la recirculación de fondos del I-D.

Estos fondos se extraen con las turbo-bombas 9-J/JA, de ahí una corriente se va hacia los intercambiadores 8-C1/4 a precalentar la carga fresca, otra corriente se va hacia los

intercambiadores 14-C1/2 para darle temperatura al fondo de la torre debutanizadora 5-E y Una tercera corriente va a la caldereta 2-C donde se enfría generando vapor de media presión (19.5 Kg/cm^2). De esta manera, los fondos que se extraen calientes (354°C) se retornan a la torre fraccionadora 1-E un poco más fríos (195°C) y con ello se establece el equilibrio térmico.

En la base de la fraccionadora se ha incorporado un asentador cónico de lodos. El residuo (lodos) del fondo de la fraccionadora se escurre al asentador por un tubo sumergido. El catalizador se asienta en el fondo de la sección cónica y de aquí se le extrae como un residuo espeso diluido con ACP y es recirculado a la carga de alimentación al reactor utilizando las bombas 11-J/JA.

El aceite decantado se extrae de la parte superior del asentador de lodos y se bombea con las 10-J/JA al limite de batería, después de que precalienta a la carga fresca en el intercambiador 6-C y que se enfría en los solo-aíres 7-C. Una parte del aceite decantado puede recircularse a la fase líquida arriba del asentador para controlar la gravedad del aceite decantado y la temperatura del asentador

2) Aceite Cíclico Pesado (ACP).

El plato de lavado (15) que se localiza entre la mampara superior y la cubeta de extracción de ACP, sirve para eliminar arrastres de residuo o catalizador provenientes de las mamparas inferiores. El líquido para lavar el plato consiste del retorno de aceite de sellos de las bombas y una parte de la recirculación de ACP. La cubeta de extracción del ACP es una placa cóncava con dos chimeneas rectangulares y esta localizada abajo del plato 14 de la torre. Las bombas de ACP 7-J/JB (M) y 7-JA (T) distribuyen su descarga a los siguientes puntos:

- ◆ Como el aceite de sellos para las bombas de recirculación de fondos y proporciona el aceite de lavado (flushing) para las bombas, instrumentos y válvulas en servicio de residuo.
- ◆ Como flujo circulante que cambia calor con la carga fresca en los intercambiadores 29-C1/2 y la capacidad térmica restante podrá utilizarse para generar vapor en la caldereta 5-C (fuera de operación).
- ◆ La otra parte del ACP se usa para dilución de la recirculación de lodos al convertidor 1-D.

3) Aceite Cíclico Ligero (ACL).

El aceite cíclico ligero (ACL) que sale como producto, el aceite de sellos para las bombas y el aceite esponja (ACL sin agotar), se extraen del plato 9 de la torre 1-E. El ACL y el aceite de sellos se agotan con vapor en la torre agotadora 2-E y los vapores del domo de esta se retornan a la fraccionadora arriba del plato de extracción, en tanto que el producto del fondo es bombeado por las 5-J/JA/JB (M) hacia e a los solo-aíres 4-C para enfriarse, para después salir al limite de batería en donde hay un disparo hacia el tanque de carga 12-F que se utiliza en arranques y emergencias para establecen la recirculación "larga". El aceite de sellos se toma del producto enfriado para hacerlo circular a través de los sellos de las bombas. El aceite esponja se bombea con las 6-J/JA a la sección de recuperación de vapores, en donde absorbe algunos componentes ligeros en el absorbedor secundario 4-E y se enfría un poco. El aceite esponja rico retorna a 1-E dos platos arriba del de extracción, eliminando algo de calor de la fraccionadora.

4) Gasolina, hidrocarburos ligeros gaseosos, vapor de agua e inertes.

Los vapores del domo de la fraccionadora fluyen hacia a los condensadores 1-C1/8 y de ahí al acumulador 3-F en donde se tienen tres fases: una fase gas, una de hidrocarburos líquidos y otra de agua amarga. La corriente de gases va al turbocompresor 2-J en la sección de recuperación de vapores. Los hidrocarburos líquidos (gasolina) se descargan al absorbedor 3-E con las bombas 4-J/JA y el agua amarga se manda con las bombas 8-J/JA a la sección de tratamiento. Una parte de los hidrocarburos líquidos se mandan con las bombas 29-J/JA como reflujo al plato 1 de la fraccionadora para controlar la temperatura del domo.

3.1.3. SECCIÓN DE RECUPERACIÓN DE VAPORES. ⁽²⁰⁾

La sección de recuperación de vapores esta conformada por tres subsecciones que permiten la separación de los diferentes productos de los vapores provenientes de la fraccionadora y son las siguientes:

1. Sistema de compresión.

El sistema compresión de gases se encuentra representado completamente en el DFP con clave P-4170 que se encuentra el anexo 2 de esta tesis y tiene las siguientes funciones:

- Transferir los vapores no condensador a la unidad de recuperación de vapores para separar de ellos los componentes valiosos.
- Incrementar la presión de los vapores que vienen del 1-E para facilitar la absorción en el proceso de recuperación de vapores.
- Controlar la presión del sistema convertidor fraccionadora, de tal manera que la cámara de separación funcione a presión relativamente constante.

Los vapores del tanque acumulador 3-F provenientes del destilado ligero de la fraccionadora 1-E van al tanque separador de baja presión 16-F, de ahí al primer paso del compresor centrífugo 2-J, movido por una turbina de vapor. Se dispone de dos pasos de compresión para alcanzar la presión de descarga requerida con un mínimo de potencia. Los vapores de la descarga del primer paso del compresor 2-J fluyen hacia los enfriadores de entrepasos 27-C1/2. Se inyecta agua de lavado con las bombas 27-J/JA, con el fin de eliminar sales solubles mediante el lavado, a la entrada de los enfriadores pasando al tanque acumulador de entrepasos 15-F, en donde se separan los vapores y condensados (agua amarga e hidrocarburos líquidos). Los vapores del tanque 15-F se van al tanque separador de baja presión 17-F y luego se comprimen en el segundo paso del compresor. El agua amarga se envía a tratamiento. Los hidrocarburos condensados se bombean con las 14-J/JA para juntarlos con la descarga del segundo paso del 2-J.

2. Sistema de absorción.

El sistema absorbedor-agotador con clave 3-E, consta de un absorbedor primario que se encuentra montado directamente encima del agotador, con una placa sólida que separa las dos secciones, así como también de un absorbedor secundario 4-E. Los vapores del domo del agotador 3-E y el aceite rico del absorbedor primario del mismo equipo, se juntan con los vapores de la descarga del segundo paso del compresor 2-J y fluyen a través de los condensadores de alta presión 9-C1/4 y de ahí al tanque separador de alta presión 4-F, en donde se separan en tres fases. La fase acuosa se acumula en el fondo del 4-F y es presionada hacia la sección de aguas amargas. El nivel de hidrocarburo líquido (gasolina rica), se acumula

sobre el nivel del agua y se saca del 4-F con las bombas 13-J/JA hacia el plato superior del agotador (plato 25). Los vapores que se encuentran en el domo del tanque 4-F fluyen hacia la entrada de gas del absorbedor 3-E (abajo del plato 24) para luego subir por sus platos, en donde se ponen en contacto con la gasolina de absorción proveniente de las bombas 4-J y de las 26-J. El absorbedor primario 3-E recupera la mayor parte de los propanos y butanos de los vapores que entren por la base, provenientes del 4-F. Durante el contacto íntimo de los vapores y el líquido, los componentes más pesados de los vapores se absorben en el líquido y pasan de fase de gaseosa a líquida.

El gas residual que sale del domo del absorbedor 3-E entra a la base del absorbedor secundario 4-E, y fluye hacia arriba a través de los platos en donde entra en contacto con el aceite esponja (ACP sin agotar) que viene en contracorriente, provocando así la recuperación de hidrocarburos ligeros principalmente propano. Como ya se dijo en la sección de fraccionamiento el aceite esponja (que proviene del 1-E) es descargado por las bombas 6-J/JA en la parte superior del absorbedor 4-E, pero antes de ingresar a él debe de enfriarse por intercambio de calor en los intercambiadores 11-C1/2 con el aceite de absorción rico y en los 12-C1/2 con agua de enfriamiento. Este aceite absorción rico no es sino el mismo aceite esponja que entra por la parte superior del absorbedor 4-E y ahora retorna, después de absorber hidrocarburos ligeros, hacia la fraccionadora en donde los gases absorbidos se desorben, no sin antes pasar por los intercambiadores 11-C1/2 y completar el ciclo. El grado de intercambio de calor contra el aceite esponja caliente, está determinado por las necesidades de calor y reflujo de 1-E. El gas seco del absorbedor secundario fluye al sistema de gas combustible, después de eliminarle ácido sulfhídrico, como se describe en la sección de tratamiento con DEA.

Esta torre 3-E, esta equipada con el precalentador 10-C, sirve para controlar el contenido de etano (C₂) en el producto propano LPG y su flujo de fondos representa el total de líquidos recuperados del sistema, incluyendo la gasolina desbutanizada recirculada como aceite de absorción. La gasolina rica del fondo del agotador 3-E se alimenta a la torre desbutanizadora 5-E después de calentarse contra el líquido del fondo de la 5-E en el intercambiador 13-C.

3. Desbutanizadora y Despropanizadora.

Una columna de destilación continua como la desbutanizadora o la despropanizadora separa el material de carga que contiene varios componentes volátiles en un producto destilado y otro de fondo. La función de la desbutanizadora 5-E es eliminar el material de bajo punto de ebullición de la gasolina proveniente de la torre 3-E. Una desbutanizadora trabaja para obtener una gasolina de una presión de vapor dada por el fondo. La desbutanizadora se recalienta con la circulación de fondos de la fraccionadora en los intercambiadores 14-C1/2. El reflujo y la corriente neta de vapores del domo (propano-butano LPG) se condensan totalmente en los intercambiadores 15-C1/4 y se acumulan en el tanque 5-F de donde se bombea a través de las 15-J/JA a tratamiento con DEA para eliminarle ácido sulfhídrico y luego pasa a la sección de tratamiento Merox para eliminarle los mercaptanos. De la sección Merox, la corriente de LPG va hacia el tanque de balance 13-F que mantiene a una presión de 11.3 Kg/cm^2 para evitar su evaporización. Los fondos (gasolina desbutanizada) se enfrían por intercambio de calor contra la carga de gasolina proveniente del 3-E en el intercambiador 13-C, también precalentado la carga a la despropanizadora en el intercambiador 16-C para después en los intercambiadores 17-C1/2 enfriados con agua. La gasolina desbutanizada que sirve como aceite de absorción en el absorbedor primario 3-E, se recircula con las bombas 26-J/JA que la succionan a la salida de los 17-C1/2 antes de mandarlo a endulzamiento Merox. Esta se enfría con una corriente circulante de agua helada del sistema de refrigeración "Chiller" hasta unos 14°C en el intercambiador 28-C.

La corriente butano-propano del tanque de balance 13-F se manda con las bombas 16-J/JA al intercambiador 16-C para que después alimente a la torre despropanizadora 6-E arriba del plato 17. En la despropanizadora se efectúa la separación del propano-propileno por el domo y butano-butileno por el fondo, de acuerdo a las especificaciones de estos productos. El reflujo al domo y el producto neto del domo, se condensan totalmente en los intercambiadores 19-C1/4 y se acumulan en el tanque 6-F. Con las bombas 17-J/JA se envía el propano-propileno de reflujo a la torre y se envía la cantidad restante a esferas de almacenamiento y a través de un enfriador con agua en el intercambiador 22-C. Antes de los condensadores 19-C hay una línea que sirve para enviar propano-propileno a la red de gas combustible. A través de esta misma salida se puede mandar butano-butileno a gas combustible por un disparo que viene de la salida del recalentador 18-C. Se usa vapor de baja presión como media de calentamiento al fondo de la despropanizadora en el 18-C. El butano-butileno producto del fondo, fluye a

esferas de almacenamiento a través de dos enfriadores 20-C1/2.

3.1.4. SECCION DE TRATAMIENTO CON AMINA. ⁽²⁰⁾

En esta sección, se les elimina el gas ácido (H_2S y CO_2) a las corrientes de gas residual que viene en el absorbedor secundario 4-E y de propano-butano LPG proveniente del domo de la desbutanizadora 5-E, utilizando solución acuosa de dietanolamina (DEA) al 20% en peso.

Estas reacciones son reversibles y bajo condiciones de operación adecuadas pueden efectuarse en cualquier dirección. Para llevar acabo el objetivo de esta sección se cuenta con dos torres empacadas una utilizada para la corriente de gas residual-DEA (9-E) y otra para la corriente de gas propano-butano LPG-DEA (7-E). Para regenerar la DEA y así poder utilizarla nuevamente se cuenta con una torre regeneradora con clave 8-E.

1) Flujo del gas residual.

El gas residual que sale por el domo del absorbedor secundario 4-E fluye al tanque separador por arrastre 14-F para eliminar cualquier cantidad de aceite absorción que pudiera arrastrarse. El líquido arrastrado se puede retornar hacia la fraccionadora 1-E. El gas que sale por el domo del tanque 14-F entra por el fondo de la torre empacada 9-E que contiene empaque del tipo anillos Rasching y en donde la DEA a contracorriente le absorbe el gas ácido a los hidrocarburos ascendentes. El gas endulzado sale por el domo del 9-E y se envía hacia la red de gas combustible de la refinería.

2) Flujo del gas propano-butano LPG.

El propano-butano LPG que sale del sistema de la desbutanizadora, entra al fondo del torre empacada conocida como 7-E (esta también es una columna empacada con anillos Rasching), y en donde se encuentra con un nivel de DEA que absorber el gas ácido que lleva. La corriente de propano-butano sale por el domo del 7-E y se manda al tanque contenedor 7-F, en donde los arrastres de de DEA se les separan por la parte inferior y por la superior salen los hidrocarburos para enviarse a la sección de tratamiento Merox.

3) Circulación de DEA.

La DEA rica de gas ácido que proviene de las torres empacadas 9-E y 7-E, que se une con la otra corriente de DEA rica que proviene del tanque 7-F, y de ahí se va hacia el tanque separador de hidrocarburos 11-F; en donde la presión se regula a unos 7 Kg/cm² y los hidrocarburos ligeros se vaporizan y se van hacia la red de gas combustible. La DEA rica se pasa por el filtro 5-L/LA para eliminar para eliminarle la cascarilla y otros contaminantes. La corriente filtrada fluye a precalentarse en los intercambiadores 23-c1/c2 contra la DEA caliente, para después entrar a la torre regeneradora 8-E.

- *Torre Regeneradora 8-E.* En esta torre, se libera el bióxido de carbono CO₂ y el ácido sulfhídrico H₂S de la amina quedando así en condiciones de usarse nuevamente. Para calentar los fondos de esta torre a unos 120°C en se tiene los intercambiadores 25-C1/2, que como medio de calentamiento utilizan vapor de baja 3.5 Kg/cm². Los vapores del domo de la torre 8-E van a condensarse en los 26-C1/2 y de ahí al tanque acumulador 8-F, en donde se colectan y a través de las bombas 19-J/JA se descargan al plato superior de la torre como reflujos para recuperar los arrastres formados durante la vaporización instantánea de la solución de DEA rica al entrar en el plato 3. Los gases que llegan al 8-F que llegan al tanque 8-F constituyen el gas ácido y salen para mandarse al límite de batería como parte de la carga a la planta de azufre. Se dispone de un tanque de almacenamiento de DEA 9-F para dar cabida al inventario total del sistema. También se dispone de una fosa enterrada 10-F, que sirve para coleccionar todos los derrames y purgas del sistema.
- *DEA pobre.* Por el fondo de la torre regeneradora 8-E, sale DEA pobre caliente (120°C) y precalienta la carga de la torre (DEA rica) en los intercambiadores 23-C1/2 y luego se enfría con agua en los 24-C1/2 y llega a la succión de las bombas 18-J/JA. Estas bombas descargan la DEA pobre hacia la torre 9-E y 7-E.

3.1.5. SECCIÓN DE TRATAMIENTO DE MEROX. ⁽²⁰⁾

A la corriente de propano-butano procedente de la sección amina se le extraen los compuestos mercaptánicos (R-SH) mediante al tratamiento Merox. Este tratamiento se basa en

el principio de que los mercaptanos, al menos los de bajo peso molecular, son solubles en sosa cáustica (NaOH).

Una vez que los mercaptanos están en la solución cáustica, se oxidan fácilmente a disulfuros en presencia de un catalizador.

Los disulfuros formados son insolubles en la solución cáustica y se separan de ella con ayuda de una corriente de gasolina que los disuelve, de manera que la solución cáustica puede usarse nuevamente para extraer mercaptanos. A esta sección la podemos dividir en dos partes que son la extracción de mercaptanos del gas LP y en el endulzamiento Merox de la gasolina.

1- Extracción de mercaptanos al gas LP.

La corriente de propano-butano que sale del tanque separador de amina-gas LP 7-F (que es parte de la sección anterior). Lleva una cierta cantidad de mercaptanos los cuales van a ser removidos de acuerdo a la reacción 1. Primero se hace pasar a esta corriente en el prelavador cáustico 12-E en donde se mantiene una solución de sosa cáustica en solución acuosa, con la finalidad de asegurar una mayor eliminación de H_2S por una reacción de neutralización. De ahí sale por la parte superior del 12-E el gas LP, para después entrar por la parte inferior del extractor de mercaptanos 13-E. En este equipo se mantiene una solución de sosa al 8% aproximadamente que va a reaccionar con los mercaptanos de acuerdo con la reacción (1) dejando de esta forma libre de mercaptanos al gas LP. Este gas sale por la parte superior del 13-E y se va hacia el 14-E entrando por la parte inferior, y en donde se va a lavar con agua para eliminarle cualquier arrastre de sosa. De la parte superior del 14-E sale el gas LP "lavado" y se envía hacia el tanque de carga de la despropanizadora 13-F. Hay una pequeña recirculación del 14-E hacia el extractor de mercaptanos 13-E enviada por la bomba 52-J

1.- Regeneración de la Sosa.

La solución de sosa rica en mercaptanos que sale por el fondo de 13-E y se dirige hacia el intercambiador 50-C que a través de vapor de baja presión le proporciona una temperatura de $45^{\circ}C$ y se manda a regenerar en la torre de oxidación 15-E. A esta se le inyecta aire para proporcionar la cantidad necesaria de oxígeno para la regeneración de acuerdo a la reacción (2). Como ya se dijo los disulfuros son insolubles en la solución de sosa regenerada, y para

ayudar a removerlos se disuelven en una corriente de gasolina para así lograr la posterior separación. Esta corriente de gasolina dulce proviene de la línea de salida del reactor 11-E y es incorporada a la corriente de sosa rica en mercapturos antes de ingresar al 15-E. La corriente total de sosa con gasolina + disulfuros sale por la parte superior del 15-E y de ahí se van al tanque 46-F en donde se separaran en dos fases. La gasolina con disulfuro es succionada por las bombas 51-J/JA de la parte inferior del tanque 46-F para que sea enviada a la salida de gasolina dulce del 11-E. La sosa regenerada sale por el fondo del torre de oxidación 15-E y del tanque 46-F y se succiona con las bombas 49-J/JA, mismas que descargan hacia el extractor de mercaptanos 13-F para que vuelva a realizar su cometido. Para adiciones del catalizador se prepara una solución de catalizador con sosa y condensado en el recipiente 45-F, presionando con aire este recipiente se le hace fluir hacia la entrada de sosa rica en mercapturos antes del 50-C.

2- Endulzamiento Merox de gasolina.

El endulzamiento de la gasolina se lleva a cabo en el reactor de cama sólida con clave 11-E. Este reactor Merox está empacado con carbón activado y tiene impregnado el catalizador (Merox 1) que consiste principalmente en quelatos de hierro y se satura con solución de sosa cáustica.

La gasolina amarga proviene del intercambiador 17-C que a su vez proviene de la torre desbutanizadora y se mezcla con aire y sosa en el mezclador 22-L y entran al reactor Merox 11-E. La sosa cáustica se introduce con ayuda de las bombas 46-J/JA. El aire es suministrado por los compresores 44-J/JA y se alimenta únicamente la cantidad de aire necesaria para la reacción. La gasolina dulce sale a control de presión del reactor mediante PC-109. La sosa sale por el fonda de 11-E a control de nivel.

3.1.6. SECCION DE TRATAMIENTO DE AGUAS AMARGAS. ⁽²⁰⁾

Toda el agua que participa de una u otra manera en todos el proceso se contamina con H₂S principalmente y para poder mandarla a que se rehúse en otro proceso o al drenaje, es necesario eliminárselo. El agua amarga procedente de varios puntos de la planta (3-F, 4-F, 15-F, -24-F, 25-F y 26-F) se reciben en el tanque de balance de agua amarga 33-F. De aquí, con las bombas 39-J/JA, se envía a recibir calor de los fondos de la torre agotadora 10-E en los 44-

C1/2 y luego se calienta con vapor de baja presión en el precalentador 45-C, para después entrar a la parte superior de la torre agotadora 10-E. Esta torre está empacada con anillos Raschig metálicos para exista una mayor superficie de contacto entre el agua amarga y el vapor de agotamiento. Aquí se desflema el agua utilizando vapor de baja presión que se introduce por el fondo de la torre en donde se mantiene una temperatura de unos 116°C y en el domo de 107°C. Por el fondo de la torre 10-E se extrae el agua desflemada con las bombas 43-J/JA y cede calor al agua amarga en los intercambiadores 44-C1/2 para después irse a límite de baterías. El vapor de agotamiento y el gas ácido separado del agua salen por el domo de 10-E y pasa al condensador 46-C y posteriormente al tanque separador de agua-gas ácido 35-F, en donde el agua se drena hacia el tanque 33-F y el gas ácido sale por parte superior para juntarse con el gas ácido proveniente de la sección de amina y enviarlos como carga a la planta de azufre.

3.2 ESTUDIO HAZOP DE LA PLANTA CATALÍTICA I. ^(6 y 18)

En esta sección se incluye la descripción de la técnica HazOp, una descripción del área de estudio, los circuitos seleccionados que fueron objetos de análisis HazOp, la relación de diagramas empleados y las hojas de registro HazOp.

3.2.1 DESCRIPCIÓN DE LA TÉCNICA HazOp.

El HazOp es un estudio llevado a cabo por un equipo multidisciplinario (integrado por el ingeniero de operación, el de seguridad, el de mantenimiento mecánico, el de mantenimiento eléctrico, el de mantenimiento a plantas, el de mantenimiento civil, el de ecología y el de producción) que mediante el uso de palabras guía, identifica:

- Desviaciones de la intención del diseño de la planta y de sus procedimientos.
- Causas y consecuencias de dichas desviaciones.
- Sistemas de protección instalados para reducir la probabilidad de la causa o la magnitud de la consecuencia.

Además, hace recomendaciones para disminuir el nivel de riesgo, según sea necesario.

Dos son los objetivos primordiales del HazOp:

- Identificar riesgos y determinar su nivel, con el fin de mejorar la operabilidad de la sección ó unidad de proceso.
- Lograr que el personal técnico que participa en las sesiones HazOp se involucre directamente en la operación, para el entendimiento del proceso en situaciones tanto normales como anormales.

Para iniciar con el estudio HazOp, es necesario contar con los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) actualizados y que el equipo multidisciplinario haya entendido al facilitador o guía del equipo, con experiencia en realizar estudios HazOp's, quien promoverá la creatividad para aplicar las palabras guía, con el objeto de identificar el problema no de resolverlo.

Una vez cubiertos los puntos anteriores, se procede a dividir el proceso en circuitos. A su vez, los circuitos serán divididos en nodos. Los nodos son partes del proceso lo suficientemente pequeños para poderse manejar y lo suficientemente grandes para ser significativos, es decir, se considera como nodo un equipo con sus líneas de alimentación y descarga o aquella parte del proceso en la cual un parámetro de la operación varía.

Posteriormente se selecciona un nodo y se determinan los parámetros del mismo. Los parámetros son las condiciones físicas o químicas del proceso que pueden medirse o inferirse, dentro de los parámetros más importantes se tienen: flujo, temperatura, presión, nivel, composición, etc.

A cada uno de los parámetros se le aplicarán las palabras guía que lo "modifican", las palabras guía que se utilizan son: no, más, menos, parte de, también como, otro que es inverso. Al aplicar una palabra guía al parámetro se obtiene una desviación, por ejemplo si el parámetro es flujo y la palabra guía es menos, la desviación será menos flujo.

Para cada desviación hay que:

- Identificar causas.
- Determinar consecuencias, para cada causa, asumiendo que fallan todas las protecciones o no existen.
- Listar las salvaguardas y protecciones.
- Determinar el nivel de riesgo para cada causa, considerando la frecuencia con la que se da la causa y la gravedad de la consecuencia.

- Hacer recomendaciones para minimizar el nivel de riesgo, ya sea realizándolas para disminuir la frecuencia de la causa o para disminuir la gravedad de la consecuencia.

Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al nivel de riesgo encontrado, basado en la matriz de riesgos. El riesgo es la probabilidad de daño y está en función de la frecuencia y de la gravedad.

Los criterios para la identificación e integración de la información necesaria para realizar el análisis de riesgos se hizo en base al Procedimiento para la identificación, integración y actualización de la información para la realización y la supervisión de los análisis de riesgos. Documento No.332-40900-PO-019, Rev. I con fecha del 12-Nov-02, emitido por la Superintendencia de Inspección Técnica y Seguridad Industrial de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime; por acuerdos del grupo multidisciplinario de análisis de Riesgos de la Refinería.

Para realizar el análisis de riesgos se requiere que los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's) estén actualizados, por lo que mediante el recorrido en campo se revisaron los DTI's y una vez actualizados se emplearon para el análisis de riesgos. Para la descripción de los circuitos, la química del proceso, productos y subproductos del proceso Catalítico se utilizó el Manual de Operación de la Planta. Se revisó también el registro de incidentes, registro de calibración de líneas y los reportes de inspección para la consideración de escenarios de riesgo.

3.2.2 REGISTRO HazOp.

En el registro de las sesiones HazOp se presentan los resultados de los análisis: causas de las desviaciones, consecuencias de las desviaciones, su frecuencia y gravedad, su índice de riesgos, las protecciones con las que cuenta el circuito y las recomendaciones correspondientes para mitigar o eliminar dichas desviaciones.

Los niveles de frecuencia y gravedad empleados en estas sesiones son los que se muestran en la tabla 3.1, estos fueron determinados por la experiencia del personal que opera la planta, con estos niveles se puede determinar el índice de riesgo, con ayuda de la figura 2.3.

Con este índice se clasificaron los circuitos y las recomendaciones se realizaron con la ayuda de la tabla 2.3.



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 1. Bajo flujo

LOI: 32,000 BPD

LOS:

LSI:

LSS: 40,000 BPD

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
21 1. Falla del vapor de levantamiento en la sección inclinada del Riser.	1. Se frena la circulación de catalizador 2. Baja temperatura del Riser. 3. Disminuye la eficiencia de la reacción (Cracking). 4. Emisión excesiva de humos amarillos con hidrocarburo. 5. Paro de planta.	1. Indicador FI-27. 2. FV-11 vapor de emergencia.	1. Configurar alarma por bajo flujo en el indicador FI-27, con señal SCD.	2 (2)	1 (2)	3 (4)	B
22 2. Falla de vapor de dispersión a la corona de carga por falla del FIC-5.	1. Baja temperatura del Riser. 2. Disminuye la eficiencia de la reacción (Cracking). 3. Inestabilidad en el proceso. 4. Paro de planta.	1. Programa de mantenimiento preventivo para instrumentos. 2. Alarma por bajo flujo FAL-5. 3. Directo de la FV-5. 4. FI-5. 5. Procedimiento para paro de planta por emergencias.	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos.	2 (3)	2 (3)	4 (7)	D
23 3. Atoramiento de la válvula PV-2 (válvula tapón) a) Por caída de refractario. B) Falla del control. C) Falla del mecanismo de	1. Disminución de la temperatura en el Riser. 2. Baja producción. 3. Inestabilidad del proceso. 4. Paro de planta.	1. TAL y TALL-2. 2. Operación remota (automática). 3. Operación desde tablero local manual. 4. Por Joystick.	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos y mantenimiento mecánico de la válvula PV-2. 2. Incluir dentro del Programa de mantenimiento preventivo las bombas del sistema hidráulico de la PV-1/2.	2 (2)	2 (3)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 1. Bajo flujo LOI: 32,000 BPD LOS: LSI: LSS: 40,000 BPD

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
cierre y apertura.							
D) Falla del sistema, de aceite, hidráulico de control.		5. Por volante manual.					
E) Falla de vapor a guías.		6. Vapor a guías de la PV-2.					
		7. Alarma de apertura y/o cierre..					
24 4. Desprendimiento de refractario del Riser.	1. Obstrucción y disminución del flujo de catalizador. 2. Atoramiento de la válvula PV-2. 3. Disminución de la temperatura en el Riser. 4. Baja la producción. 5. Inestabilidad de proceso. 6. Formación de puntos calientes.	1. Norma y Procedimiento para la aplicación de concreto refractario. 2. Procedimiento para la instalación del anclaje y la malla soporte del refractario. 3. Procedimiento de secado del refractario. 4. Prueba de penumbra y termografía.	1. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de concreto refractario. 2. Cumplir con el procedimiento para la aplicaron de soldadura en la instalación de anclaje y malla soporte. 3. Cumplir con el procedimiento de secado, de acuerdo con la gráfica.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C
25 5. Desprendimiento de refractario en el Stand pipe.	1. Atoramiento de la PV-1. 2. Inestabilidad en los niveles de catalizador en separador y el regenerador. 3. Baja circulación de catalizador. 4. Disminución de la temperatura en el Riser.	1. Norma y Procedimiento para la aplicación de concreto refractario. 2. Procedimiento para la instalación del anclaje y la malla soporte del refractario. 3. Procedimiento de secado del refractario. 4. Prueba de penumbra y	1. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de concreto refractario. 2. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de soldadura en la instalación de anclaje y malla soporte. 3. Cumplir con el procedimiento de secado, de acuerdo con la gráfica.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 1. Bajo flujo

LOI: 32,000 BPD

LOS:

LSI:

LSS: 40,000 BPD

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
26	6. Baja eficiencia del soplador.	5. Paro de planta.	termografía.				
	1. Regeneración inadecuada de catalizador.	1. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo de equipo dinámico.	1. Contar con stock de refaccionamiento para el soplador-turbina y equipos auxiliares.	1 (2)	2 (3)	3 (6)	C
	2. Baja la presión diferencial.	2. PIC-1, control de velocidad del soplador.	2. Contar con un gobernador de repuesto para la turbina del soplador.				
	3. Disminuye el flujo de catalizador.	3.FAL-1A (Alarma Aire burdo), FAL-1B (Alarma Aire fino).					
	4. Flujo inverso del catalizador.	4.FAL-3A/B (Aire burdo y fino al segundo paso).					
		5.Vapor de emergencia MV-8 primer paso, MV-9 segundo paso, lógico 3.					
		6. Procedimiento de paro de planta por emergencia.					
27	7. Falla del FIC-1, FIC-3, FIC-12, FIC-13.	1. Regeneración inadecuada de catalizador.	1. Programa de mantenimiento preventivo de instrumentos.	2 (3)	1 (3)	3 (7)	D
		2. Baja la presión diferencial.	2.PDIC-4, TI-1-28.				
		3. Disminuye el flujo de catalizador.	3.TI-1-18, TI-1-22, TI-1-17, TI-1-24; todos con alarma de alta y baja.				
		4. Flujo inverso del catalizador.	4. Simulacros operacionales.				
		5. Disparo del soplador.					
		6. Paro de planta.					



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 2. Alto flujo		LOI:	LOS:	LSI:	LSS:			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
28 1. FV-1, FV-3 falla en abierto.	1. Disparo del soplador por sobre velocidad (stone-wall). 2. Incremento en la pérdida de catalizador. 3. Incremento de la temperatura en las camas de catalizador del regenerador.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Controlador de velocidad del soplador. 3. TI-1-18, TI-1-22, TI-1-17, TI-1-24; todos con alarma de alta y baja.	1. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos.	2 (3)	2 (3)	4 (7)	D	
29 2. Falla en abierto de MV-8 o MV-9.	1. Disminución de la temperatura en las camas de catalizador. 2. Incremento en la presión del regenerador. 3. Aumento súbito en la circulación del catalizador. 4. Incremento de la presión diferencial en el regenerador-separador. 5. Frena la entrada de aire al regenerador y tenderá a disminuir la eficiencia de la regeneración. 6. Disparo del soplador (Lógico 3).	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. FI-9 Y FI-10. 3. Sistema antisurge del soplador.	1. Configurar alarma por flujo en el MIC-9	2 (2)	2 (3)	4 (6)	C	
30 3. Falla en abierto de PV-2.	1. Alto nivel en el separador, con un mayor arrastre de catalizador a la 1-E.	1. Programa de mantenimiento preventivo para PV-2.	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C	



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 2. Alto flujo

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
	2. Baja la temperatura de la cama catalítica del regenerador.	2. Vapor a guías de PV-2.	mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.				
	3. Incremento momentáneo de la temperatura del Riser.	3. Alarma PDAL de la PV-2.					
	4. Disminuyen los niveles de catalizador en el regenerador.	4. Alarma por baja temperatura en las camas del regenerador.					
		5. Alarma LAL-2 en el regenerador.					
		6. Alarma por LAH en el separador.					
31	4. Falla en abierto de PV-1.	1. Programa de mantenimiento preventivo para PV-1.	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C
	2. Alto nivel en el regenerador.	2. Vapor a guías de PV-1.					
	3. Incremento en la temperatura de las camas del regenerador, pudiendo llegar a sobre quemado.	3. Alarma PDAL-7 de la PV-1.					
	4. Incremento de la temperatura del Riser.	4. Alarma TAH-6-4 y TAH-6-5 en el regenerador.					
	5. Disminución de la producción.	5. Alarma por bajo nivel LAL-1 en el separador.					
	6. Incremento en la presión diferencial.	6. Alarma LAH-2 por alto nivel en el regenerador.					
32	5. Falla en abierto de la FV-5 (Vapor de dispersión)	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	1. Configurar en el SCD alarma por alto flujo de vapor de dispersión.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 2. Alto flujo

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa

Consecuencias

Protecciones

Recomendaciones

F G R Clase

2. Presionamiento en la línea de carga y calentador 2-B.

2. Directo de la FV-5.

3. Incremento de la temperatura del Riser.

4. Incremento de la temperatura de las camas del catalizador.



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 3. Alto nivel en el separador LOI: 40% LOS: 45% LSI: 38% LSS: 70%

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
33	1. Cierre de la PV-1.	1. Arrastre de catalizadora la 1-E.	1. Vapor a guías de PV-1.	2	2	4	C
		2. Disminución del nivel en el regenerador.	2. Alarma PDAL-7 de la PV-1.				
33		3. Incremento momentáneo de la temperaturas del regenerador.	3. Alarma TAH-6-4 y TAH-6-5 en el regenerador.				
		4. Puede presentarse sobre quemado.	4. Alarma por bajo nivel LAL-2 en el regenerador.				
34	2. Obstrucción de la bajante de catalizador al secador.	5. Alarma LAH-2 por alto nivel en el regenerador.	5. Alarma LAH-2 por alto nivel en el regenerador.	3	1	4	C
		6. En arranque de planta operar la PV-1 por control de tablero.	6. En arranque de planta operar la PV-1 por control de tablero.				
34		1. Arrastre de catalizadora la 1-E.	1. Vapor de agotamiento FIC-4, FI-18.	3	1	4	C
		2. Disminución del nivel en el regenerador.	2. Vapor de aeración al catalizador descendente FI-21 y FI-84.				
34		3. Incremento momentáneo de la temperaturas del regenerador.	3. Vapor de fluidización lateral FI-85.				
		4. Puede presentarse sobre quemado.	4. PV-1, FIC-56.				
34		5. Daños a los internos del regenerador.	5. DR-1, LIC-1, LAH-1.				
		6. Incremento momentáneo de la presión en el separador.	6. LAH-1 en el separador.				



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 3. Alto nivel en el separador

LOI: 40%

LOS: 45%

LSI: 38%

LSS: 70%

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
35 3. Falla en abierto de la PV-2.	1. Incremento momentáneo en la temperatura del Riser y de las camas de catalizador. 2. Incremento en el arrastre de catalizador a la 1-E.	1. LIC-1 y LAH-1. 2. Alarma por apertura de la PV-2. 3. Protección para evitar cierre total. 4. PDI-8 y PDAL-8. 5. Control manual .	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	2 (3)	3 (3)	6 (7)	D



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 4. Alto nivel en el regenerador		LOI:	LOS:	LSI:	LSS:			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
36 1. Falla en cerrado de la PV-2.	1. Se frena la circulación de catalizador. 2. Disminución de la temperatura del Riser. 3. Sobre quemado en la fase diluida del catalizador. 4. Paro de planta.	1. LIC-1 y LAH-1. 2. Alarma por abertura de la PV-2. 3. Protección para evitar cierre total. 4. PDI-8 y PDAL-8. 5. Control manual .	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	2 (3)	2 (3)	4 (7)	D	
37 2. Falla en abierto de la PV-1.	1. Se frena la circulación de catalizador. 2. Disminución de la temperatura del Riser. 3. Sobre quemado en la fase diluida del catalizador. 4. Paro de planta.	1. LIC-1 y LAH-1. 2. Alarma por abertura de la PV-2. 3. Protección para evitar cierre total. 4. PDI-8 y PDAL-8. 5. Control manual .	1. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	2 (3)	2 (3)	4 (7)	D	



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 5. Baja presión diferencial

LOI: 400 gr/cm2

LOS: 500 gr/cm2

LSI:

LSS: 700 gr/cm2

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
38 1. Disminución en el flujo de aire.	1. Disminución de la temperatura del Riser. 2. Disminución de la circulación de catalizador. 3. Disminución de la producción. 4. Disminución de la temperatura de las camas de catalizador. 5. Paro de planta.	1. Programa de mantenimiento preventivo de instrumentos y mecánico. 2. Circuito de protección del soplador. 3. PIC-1y PAL-1. 4. FAL-1A y FAL-3A. 5. Lógico 3. 6. PDIC-4y válvulas deslizantes.	1. Continuar con la capacitación del personal operativo.	2 (2)	2 (3)	4 (6)	C
39 2. Falla del controlador PDIC-4/B por apertura de SLV-OTE, o SLV-PTE.	1. Disminución de la temperatura del Riser. 2. Disminución de la circulación de catalizador. 3. Disminución de la producción. 4. Disminución de la temperatura de las camas de catalizador. 5. Paro de planta.	1. Control manual de tablero y de campo. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Capacitación al personal. 4. Elevador. 5. PDAL-4 6. Pruebas de penumbra. 7. Vapor a guías a deslizantes.	1. Establecer programas de capacitación al personal operativo y de mantenimiento. 2. Continuar con la rotación de válvulas de automático a manual. 3. Contar con el stock de refaccionamiento para mantenimiento de instrumentos, mecánico y sistema electro hidráulico de las válvulas deslizantes. 4. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento al sistema electro hidráulico de las deslizantes. 5. Mantener al mínimo las pérdidas de catalizador en el separador y regenerador.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 5. Baja presión diferencial

LOI: 400 gr/cm2

LOS: 500 gr/cm2

LSI:

LSS: 700 gr/cm2

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
40 3. Por atoramiento de las deslizantes.	1. Disminución de la temperatura del Riser. 2. Disminución de la circulación de catalizador. 3. Disminución de la producción. 4. Disminución de la temperatura de las camas de catalizador. 5. Paro de planta.	1. Control manual de tablero y de campo. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. Vapor a guías de las deslizantes.	1. Establecer programas de capacitación al personal operativo y de mantenimiento. 2. Continuar con la rotación de válvulas de automático a manual. 3. Contar con el stock de refaccionamiento para mantenimiento de instrumentos, mecánico y sistema electro hidráulico de las válvulas deslizantes. 4. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento al sistema electro hidráulico de las deslizantes. 5. Mantener al mínimo las pérdidas de catalizador en el separador y regenerador.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 6. Alta presión diferencial

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
41 1. Falla en abierto de FV-1 y FV-3.	1. Incremento de la circulación de catalizador. 2. Incremento de la temperatura de las camas de catalizador. 3. Incremento de la temperatura del Riser. 4. Incremento de la producción de ligeros. 5. Incremento de la velocidad del compresor 2-J.	1. Control de automático a manual. 2. Control manual de campo. 3. Bajar la velocidad del soplador PIC-1. 4. Controlar flujo de aire con el venteo, FV-7.	1. Modernización de la válvulas FV-1 y FV-3, para estar acorde con el SCD.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C
42 2. Falla en cerrado de las válvulas deslizantes por falla aire de barrido a guías.	1. Daños en el vástago de la válvula. 2. Incremento en la circulación de catalizador. 3. Incremento en la temperatura del Riser. 4. Incremento en la producción de Gas y productos. 5. Paro de planta.	1. Indicador de presión de campo (manómetro) 2. Limite establecido por cierre y apertura. 3. Control manual de campo de apertura y cierre de válvulas deslizantes. 4. Volante manual en campo. 5. válvula deslizante oriente/poniente de apoyo.	1. Solicitar estudio para reducir claro en galletas de válvulas deslizantes para operarlas dentro del rango de control. 2. Solicitar recubrimiento con refractario en las galletas de las válvulas deslizantes.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C
43 3. Falla del sistema de control al cierre de las válvulas deslizantes.	1. Incremento en la circulación de catalizador. 2. Incremento en la temperatura del Riser.	1. Control manual de campo de apertura y cierre de válvulas deslizantes. 2. Volante manual en campo.	1. Contar con stock de refaccionamiento para el sistema de control electro hidráulico e instrumentación de la válvulas deslizantes	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalitica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 6. Alta presión diferencial

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa

Consecuencias

Protecciones

Recomendaciones

F G R Clase

3. Incremento en la producción de Gas y productos.

4. Paro de planta.

3. válvula deslizante oriente/poniente de apoyo.



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 7. Alta temperatura

LOI: 700 °C

LOS:

LSI:

LSS: 750 °C

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
44 1. Incremento en el flujo de aire en el regenerador.	1. Incremento de la temperatura en el regenerador. 2. Daño a las válvulas deslizantes. 3. Daños a la soportería e internos en el regenerador. 4. Incremento en el arrastre de catalizador y daños al refractario de la cámara de orificio.	1. PIC-1 control de velocidad del soplador. 2. FAH en el FI-1 y FI-3. 3. TI-18, 17, 23, 22, 24 en el regenerador con TAH. 4. Pruebas de penumbra y termografía en el 1-D y equipos periféricos. 5. TI -78, 79, 83 6. FIC-7	1. Mantener la temperatura de operación en el regenerador de acuerdo al diseño. 2. Verificar las especificaciones para soldaduras, materiales y refractario del 1-D, cumpliendo con las recomendaciones del fabricante. 1. Continuar con la capacitación del personal operativo para la toma de decisiones.	2 (2)	1 (2)	3 (4)	B



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 8. Estructura poco confiable para seguir operando LOI: LOS: 15 años LSI: LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
45 1. El stand pipe tiene 22 años de uso cuando el fabricante recomienda 15 años.	1. Mezcla de aire en la zona del separador.	1. Instrumentación del regenerador.	1. Hacer un stand pipe nuevo para sustituir el actual.	1 (1)	1 (2)	1 (3)	A
	2. Incremento de la temperatura en la zona del separador.	TI-17, 24 en fase diluida TI-18, 22 en fase densa	2. Cambiar el stand pipe a la mayor brevedad posible .				
	3. Incremento de temperatura en los vapores hacia la fraccionadora.	TI-15 a la salida de los gases de combustión.					
	4. Daños a internos de la torre 1-E.	TI-78,79,80, 81, 82, 83 con TAH a la salida de los ciclones.					
	5. Incremento en el contenido de azufre en la corriente del domo.	2. Análisis de gases de combustión.					
	6. La torre 1-E se desperfila con respecto a temperatura y composición.	3. Procedimientos de emergencia.					
	7. Paro de planta.	4. Simulacros operacionales.					
46 2. El distribuidor de aire del primer paso y segundo paso tienen 22 años de uso cuando el fabricante recomienda 15 años.	1. Se utiliza el distribuidor de aire reparado cuando debería ser substituido por uno nuevo.	1. Instrumentación del regenerador.	1. Hacer distribuidor de aire del primero y segundo paso nuevos para sustituir los actuales.	1 (1)	2 (2)	3 (3)	A
	2. Incremento en la pérdida de catalizador subiendo a mas de 3 toneladas.	TI-17, 24 en fase diluida TI-18, 22 en fase densa	2. Cambiar los distribuidores de aire del primero y segundo paso del regenerador a la mayor brevedad posible.				
	3. Daños a internos en el regenerador.	TI-15 a la salida de los gases de combustión.					
	4. Paro de planta.	TI-78,79,80, 81, 82, 83 con TAH a la salida de los ciclones.					



Planta: Catalítica 1.

Circuito: De Reacción.

Fecha: 19 de noviembre de 2002.

Nodo: 4. Convertidor 1-D.

Diagramas: 62-D3 y 62-D4 Rev. 1

Producto: Gasolina, LPG, H2S y Gas Combustible

Desviación: 8. Estructura poco confiable para seguir operando

LOI:

LOS: 15 años

LSI:

LSS:

Causa

Consecuencias

Protecciones

Recomendaciones

F G R Clase

2. Análisis de gases de combustión.
3. Procedimientos de emergencia.
4. Simulacros operacionales.



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 1. Alta temperatura		LOI:	LOS:	LSI:	LSS: 364			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
47 1. Alimentación de vapores provenientes del reactor, con temperatura excesiva.	<p>1. Formación de carbón en el fondo de la torre.</p> <p>2. Incremento de la temperatura en las corrientes de ACP, fondos y lodos.</p> <p>3. Incremento de la temperatura en la corriente ACL y aceite esponja.</p> <p>4. Cavitación de equipos dinámicos y daños al sello mecánico, con fugas e incendio.</p> <p>5. Descontrol en el perfil de la torre.</p> <p>6. Paro de planta.</p>	<p>1. Control de temperatura del Riser TIC-2.</p> <p>2. Alarma en el fondo de la torre 1-E, TRAH-6-6.</p> <p>3. En el fondo de la 1-E, TI-1-31 TI-1-38.</p> <p>4. Procedimientos de operación.</p> <p>5. Circuito de fondos para el control de la temperatura 2-C, 8-C1/4 y 14-C1/4.</p>	<p>1. Establecer cursos de capacitación formales al personal de operación y mantenimiento.</p> <p>2. Operar el convertidor dentro de los límites establecidos por el diseño.</p> <p>3. Actualizar los procedimientos de operación e incluir la nomenclatura del SCD.</p>	2 (2)	2 (3)	4 (6)	C	
48 2. Falla de las bombas 9-JT/JAT.	<p>1. Baja temperatura en el fondo de la torre desbutanizadora.</p> <p>2. Disminución en la producción de vapor en la caldereta.</p> <p>3. Disminución en el precalentamiento de la carga fresca.</p> <p>4. Alto nivel en el fondo de la 1-E.</p>	<p>1. Bomba de relevo.</p> <p>2. Programa de mantenimiento preventivo a bombas y turbinas.</p> <p>3. Pichancha en la succión de 9-JT/JAT.</p> <p>4. PI-10-56 y PI-10-55.</p> <p>5. PI en la pichancha y el sistema de lubricación de la turbina.</p> <p>6. FI-41 con FAH, FAL y</p>	<p>1. Utilizar bombas con doble sello mecánico, según recomendación de API-610 (Bombas centrífugas), octava edición y API- 682(sellos mecánicos) (5J, 6J, 7J, 9J, 10J, 11J).</p> <p>2. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.</p> <p>3. Contar con stock de refaccionamiento para bombas, motores y turbinas que manejan fluidos a alta temperatura de la sección de fraccionamiento</p>	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C	



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 1. Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS: 364

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
	5. Paro de planta.	FAHH. 7. Programa de mantenimiento predictivo y estado aparente (PAC-03-46110-003).	4. Sustituir bombas y turbinas, por equipos nuevos tomando en consideración los años de servicio (22 años) de las que actualmente están instaladas . 5. Contar con instrumentación adecuada de bombas y turbinas. 6. Instalar sistema de lubricación por niebla para equipos dinámicos de la planta.					
49	3. Falla en cerrado la válvula VOE-1002.	1. Baja temperatura en el fondo de la torre desbutanizadora. 2. Disminución en la producción de vapor en la caldereta. 3. Disminución en el precalentamiento de la carga fresca. 4. Alto nivel en el fondo de la 1-E. 5. Daños a las 9-JT/JAT por Cavitación. 6. Paro de planta.	1. Programa de mantenimiento preventivo a VOE's, aplicando el registro REG-46310- 002. 2. LI - 7A/7B con LAH. 3. PI-10-55/56. 4. TI-1-38 , TI-1-31 con TAH.	1. Revisar el circuito de alimentación eléctrica a motores de VOEs, de acuerdo al programa de mantenimiento.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C
50	4.Falla de las bombas 7-J/JAT/JB.	1. Disminución de la temperatura de la carga hacia el calentador 2-B.	1. Programa de mantenimiento preventivo a bombas, motores y turbinas.	1. Utilizar bombas con doble sello, según recomendación de API octava edición 610 (Bombas centrífugas) y	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 1. Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS: 364

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
	<p>2. Se suspende el flujo de aceite de lavado al asiento de las válvulas de las bombas 9-J, 11-J.</p> <p>3. Se suspende el flujo de aceite de dilución a los lodos.</p> <p>4. Disminución del nivel del fondo.</p> <p>5. Contaminación de productos del domo.</p>	<p>2. Bombas de relevo.</p> <p>3. Manómetros PI-1061, 1178 y 1082 a la descarga de las bombas.</p> <p>4. Programa de mantenimiento predictivo y estado aparente (PAC-03-46110-003).</p>	<p>682(sellos mecánicos), para las 7J's.</p> <p>2. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.</p> <p>3. Contar con stock de refaccionamiento para bombas, turbinas, motores, por ejemplo sellos mecánicos, valeros, interruptores, relevadores, manivelas de interruptores.</p>					
51	5. Falla de las bombas 10-J/JA	<p>1. Incremento en el nivel del fondo de la fraccionadora.</p> <p>2. Disminución de la temperatura de la carga en el tren de precalentamiento.</p>	<p>1. Programa de mantenimiento preventivo a bombas, motores y turbinas.</p> <p>2. Bombas de relevo.</p> <p>3. Se puede operar una bomba 11-J como 10-J.</p> <p>4. Limpieza de filtros en línea de aceite a sellos.</p> <p>5. Programa de mantenimiento predictivo y estado aparente de equipos dinámicos (PAC-03-46110-003).</p>	<p>1. Utilizar bombas con doble sello, según recomendación de API octava edición 610 (Bombas centrífugas) y 682(sellos mecánicos), para las 7J's.</p> <p>2. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.</p>	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 1. Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS: 364

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
52 6. Falla en cerrado de la FV-42.	1. Incremento de la temperatura del domo. 2. Calentamiento del motor y de la bomba 29-J. 3. Represionamiento en la línea de descarga. 4. Fugas de hidrocarburo por sellos, prenses y accesorios. 5. Disparo del motor de la bomba por sobrecarga.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos (PAC-03-46410-013). 2. Directo de la válvula FV-42. 3. PI-1063 y 1064 a la descarga de las bombas. 4. FAL-42. 5. TI-1-39, TIC-15..	1. Contar con stock de refaccionamiento para válvulas de control.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C
53 7. Falla de las bombas 6-J/JA	1. Se queda sin aceite de absorción la torre 4-E. 2. El gas seco sale con mayor contenido de LPG. 3. Calentamiento del lecho número 3. 4. Contaminación de productos del domo de la fraccionadora.	1. Programa de mantenimiento preventivo a bombas, motores y turbinas. 2. Bombas de relevo. 3. Manómetro en la descarga PI-1073 y 1074. 4. Limpieza de filtros en línea de aceite a sellos. 5. Programa de mantenimiento predictivo y estado aparente de equipos dinámicos (PAC-03-46110-003). 6.FAL-50.	1. Utilizar bombas con doble sello, según recomendación de API octava edición 610 (Bombas centrífugas) y 682(sellos mecánicos), para las 6J's. 2. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.	2 (3)	1 (2)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 2. Baja temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
54 1. Falla en abierto de la FV-42	1. Disminuye el contenido de S en la Gasolina. 2. Disminución de la producción de gasolina.	1. Directo de la FV-42. 2. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 3. TI-39 con TAL. 4. TIC-15.	1. Contar con stock de refaccionamiento para válvulas de control 2. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 3. Alta presión
Alta presión

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
55 1. Falla de agua de enfriamiento, en los condensadores en 1-C's.	1. Disminución de condensación de los vapores del domo de la fraccionadora. 2. Golpe de ariete en los condensadores. 3. Daños a internos de los condensadores. 4. Fugas por empaques del condensador. 5. Contaminación ambiental y riesgo de incendio. 6. Paro de plana.	1. Bomba de relevo de agua de enfriamiento P-25A/B/C/D/E. 2. Bajar carga de gasóleos. 3. Programa de mantenimiento predictivo, preventivo y correctivo para equipo dinámico. 4. RV-1E1..1E6. 5. RV-1C1S..1C4S en cada condensador.	1. Contar con stock de refaccionamiento para bombas, motores, reductores de velocidad, ventiladores, acoplamientos. 2. Contar con stock de refaccionamiento para instrumentación. 3. Mantener la calidad del agua de enfriamiento, para reducir corrosión, incrustación en los internos de los condensadores. 4. Continuar con el mantenimiento periódico a celdas de la torre de enfriamiento.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 4. Alto nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
56 1. Falla en cerrado de VOE-1001 o VOE-1002	1. Incremento en la temperatura en el fondo de la torre. 2. Formación de carbón en el fondo de la torre. 3. Daños a las 9-JT/JAT por Cavitación, vibración y calentamiento. 4. Incremento en la presión del separador. 5. Paro de planta.	1. Mantenimiento y pruebas de apertura y cierre a VOE-1001 o VOE-1002. 2. TI-38, 31 con TAH. 3. LT-7A/7B con LAH. 4. FIC-41 y FIC-39 con FAL. 5. LG - 2. 6. PT-1-E.	1. Plataforma de acceso a la VOE-1002, ubicada en el fondo de la torre 1-E. 2. Instalar indicador de cierre y apertura de las VOE's, visible en campo.	3 (3)	2 (2)	6 (6)	C
57 2. Falla de la bomba 5-J	1. Incremento en el nivel del fondo de la fraccionadora. 2. Alto nivel en la torre agotadora 2-E. 3. Enfriamiento en la carga a la salida del 2-B. 4. Falta de aceite de sellos. 5. Daños a sellos de la sección de fraccionamiento y carga. 6. Fugas por sellos. 7. Contaminación ambiental y drenajes.	1. Se cuenta con dos bombas de relevos. 2. Programa de mantenimiento predictivo, preventivo a equipo dinámico. 3. Rotación de equipo dinámico. 4. Programa de mantenimiento preventivo a tableros de interruptores en subestaciones eléctricas. 5. LIC-7A/B con LAH. 6. LIC-10 del 2-B. 7. LG en plato de extracción de	1. Modernizar la válvula PCV-36 por una nueva, ya que actual no se ha cambiado en 22 años.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Círculo: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 4. Alto nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
	8. Disminución de la temperatura del calentador 2-B.	ACL. 8. LG-64/68. 9. PI-1070/1071/1104. 10. Interconexión con la línea de ACL con ACP, para salida a aceite de sellos.						
58	3. Falla en cerrado de la LV-10	1. Disminución de la temperatura del fondo de la fraccionadora. 2. Disminución en el nivel del agotador 2-E. 3. Cavitación, vibración y calentamiento de las bombas 5-J's. 4. Falta de aceite de sellos.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Directo de la LV-10. 3. TI-31, 38. 4. TI - 41 en el agotador. 5. LI-10 con LAH. 6. PI-1070/1071/1104 en la descarga de las bombas. 7. FIC-49 con FAL.	1. Contar con stock de refaccionamiento para la válvula de control y instrumentación.	3 (2)	2 (3)	6 (6)	C
59	4. Falla de las bombas 11-J's.	1. Incremento en la temperatura del Riser y de las camas del catalizador. 2. Obstrucción de la pichancho de succión. 3.	1. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo de equipo dinámico. 2. Programa de rotación de equipo dinámico. 3. Manómetro en la descarga de las bombas.	1. Contar con válvulas adecuadas para bloqueo de bombas, que cumplan con la especificación de acuerdo al producto que se maneja. 2. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a tiempo de trabajo.	3 (3)	2 (3)	6 (7)	D



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 4. Alto nivel		LOI:	LOS:	LSI:	LSS:			
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
		4. FIC-39 con FAL.						
60	5. Obstrucción de la pichanCHA de succión de las 11-J's.	1. Disminución del flujo en la descarga. 2. Cavitación y daños al sellos de la bomba. 3. Fugas e incendio. 4. Paro de planta.	1. Manómetro en la descarga de las bombas. 2. Bomba de relevo. 3. FIC-39 con FAL.	1. Continuar con la revisión pichanCHA de bomba en trabajos de oportunidad, cuando presenten síntomas de obstrucción.	3 (3)	2 (4)	6 (9)	D
61	6. Falla de bombas 9-J's. a) Fallo de turbina. b) Falla de acoplamiento.	1. Incremento en la temperatura en el fondo de la torre fraccionadora. 2. Disminución de la temperatura de precalentamiento de la carga. 3. Disminución de la temperatura de la torre debutanizadora. 4. Disminución en la producción de vapor de media en la caldereta 2-C. 5. Paro de planta.	1. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo de equipo dinámico. 2. Programa de rotación de equipo dinámico. 3. Manómetro en la descarga de las bombas. 4. Manómetros de la turbina. 5. por sobre velocidad.	1. Contar con stock de refaccionamiento para bombas y turbinas. 2. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a tiempo de trabajo. 3. Cambiar coples rígidos por flexibles en equipo dinámico.	3 (3)	2 (3)	6 (7)	D
62	7. Falla de bombas 10-J's. a) Falla de motor	1. Incremento en la temperatura en el fondo de la torre fraccionadora. 2. Formación de carbón en el fondo de la torre.	1. Programa de mantenimiento predictivo y preventivo de equipo dinámico. 2. Programa de rotación de equipo dinámico.	1. Contar con stock de refaccionamiento para bombas y motores. 2. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a	1 (2)	2 (3)	3 (6)	C



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 4. Alto nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
	3. Obstrucción de la línea del distribuidor de vapores del separador.	3. Manómetro en la descarga de las bombas.	tiempo de trabajo.				
	4. Presionamiento del separador.	4. Utilizar una bomba 11-J como 10-J.	3. Cambiar coples rígidos por flexibles en equipo dinámico.				
	5. Disminución de la presión diferencial.	5. LT-7A/7B con LAH.					
	6. Disminución de la circulación del catalizador.	6. TI-1-31,38 con TAH.					
	7. Paro de planta.	7. Bomba de relevo.					



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 5. Bajo nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
63 1. Falla en abierto de LIC/LV-10.	1. Desperfilamiento de la torre. 2. Cavitación, alta vibración y calentamiento en las bombas 7, 9, 10, 11-J's y por último las 5 y 6-J's., 3. Fuga de sellos mecánicos. 4. Contaminación al ambiente. 5. Riesgo de incendio. 6. Paro de planta.	1. Programa de mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Alineamiento de carga a la torre 1-E y el circuito de aceite de sellos. 3. Directo de LV-10. 4. LG en la cubeta de extracción del ACL. 5. LG - 64. 5. LI-10 con LAL-10 . 6. PI en la cubeta de extracción de la torre. 7. LIC-7A/ 7B. 8. LG-2. 9. LT-6.	1. Contar con stock de refaccionamiento para instrumentos.	2 (3)	2 (3)	4 (7)	D



Planta: Catalítica 1.

Circuito: Fraccionamiento.

Fecha: 27 de Noviembre de 2002

Nodo: 5. Torre Fraccionadora 1-E.

Diagramas: 62-D8,D9 Rev. 5

Producto: gasolina, LPG, gas seco, H2S

Desviación: 6. Mala calidad de aceite de sellos

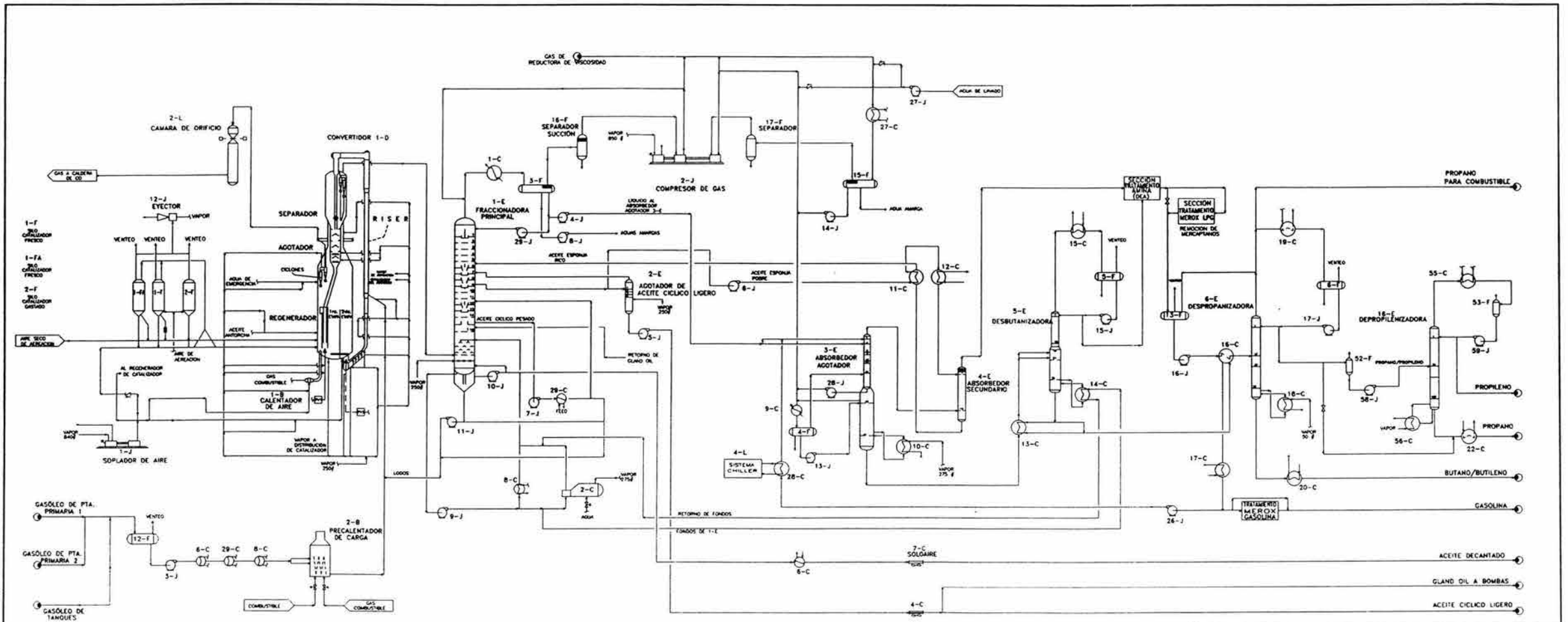
LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

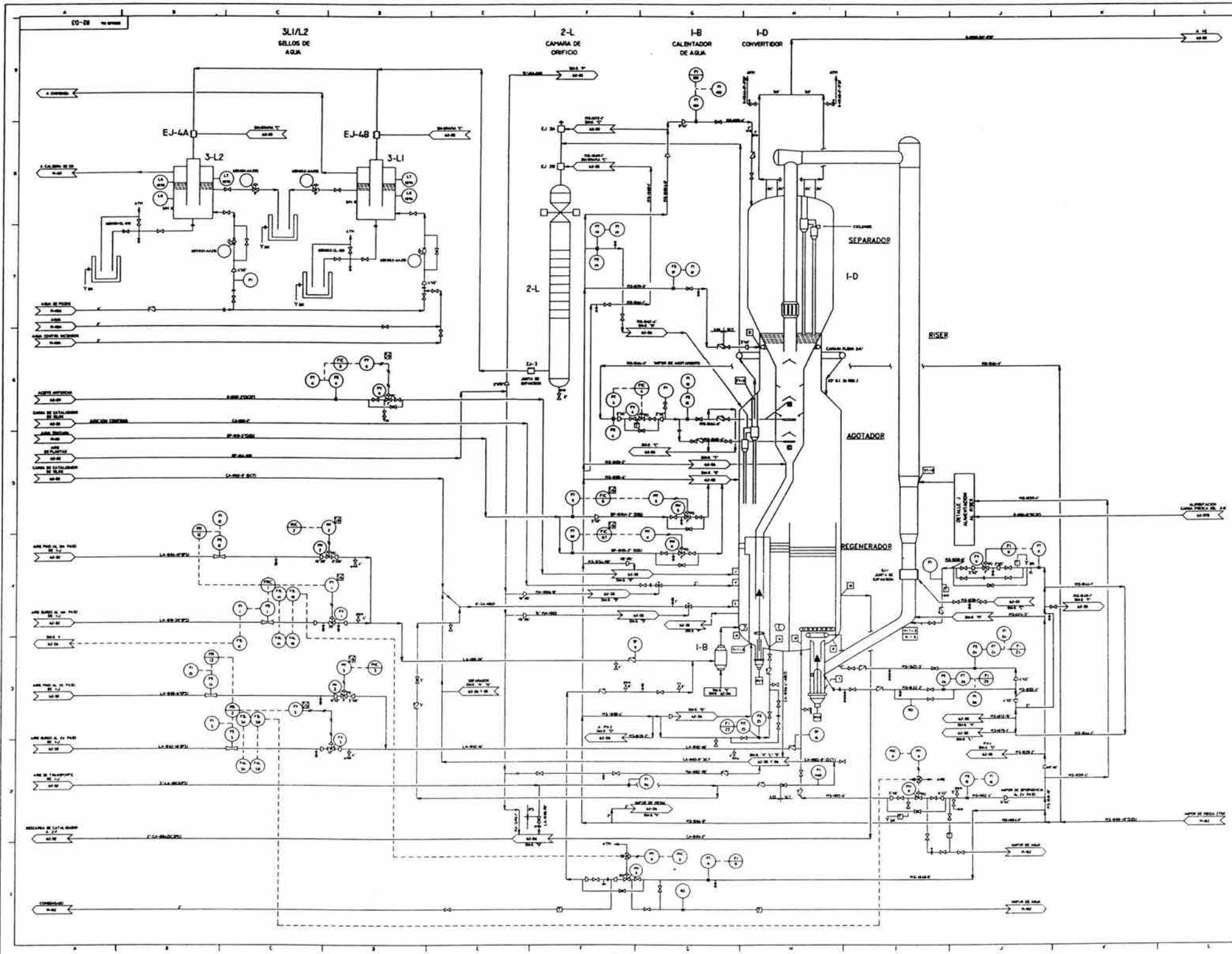
Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
64 1. Alto contenido de sólidos en suspensión.	1. Taponamiento de los filtros del sistema de inyección a sellos. 2. Daños a sellos mecánicos. 3. Paro de equipo de bombas. 4. Fuga de hidrocarburos por sellos.	1. Programa periódico del sistema de filtros de inyección a sellos.	1. Estudio de administración al cambio para un obtener aceite de sellos de mejor calidad.	2 (3)	2 (2)	4 (6)	C



UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 F.Q. FACULTAD DE QUÍMICA CONJ. E. LAB. 212

ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA FCC-I
 DIAGRAMA DE PROCESO DE LA PLANTA CATALÍTICA I
 REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALI JAIME", SALINA CRUZ OAXACA.

UNIDAD: FCC-I	TESIS REACCIÓN Y FINCONSUMERO	DIAGRAMA No. 3.1
---------------	-------------------------------	------------------



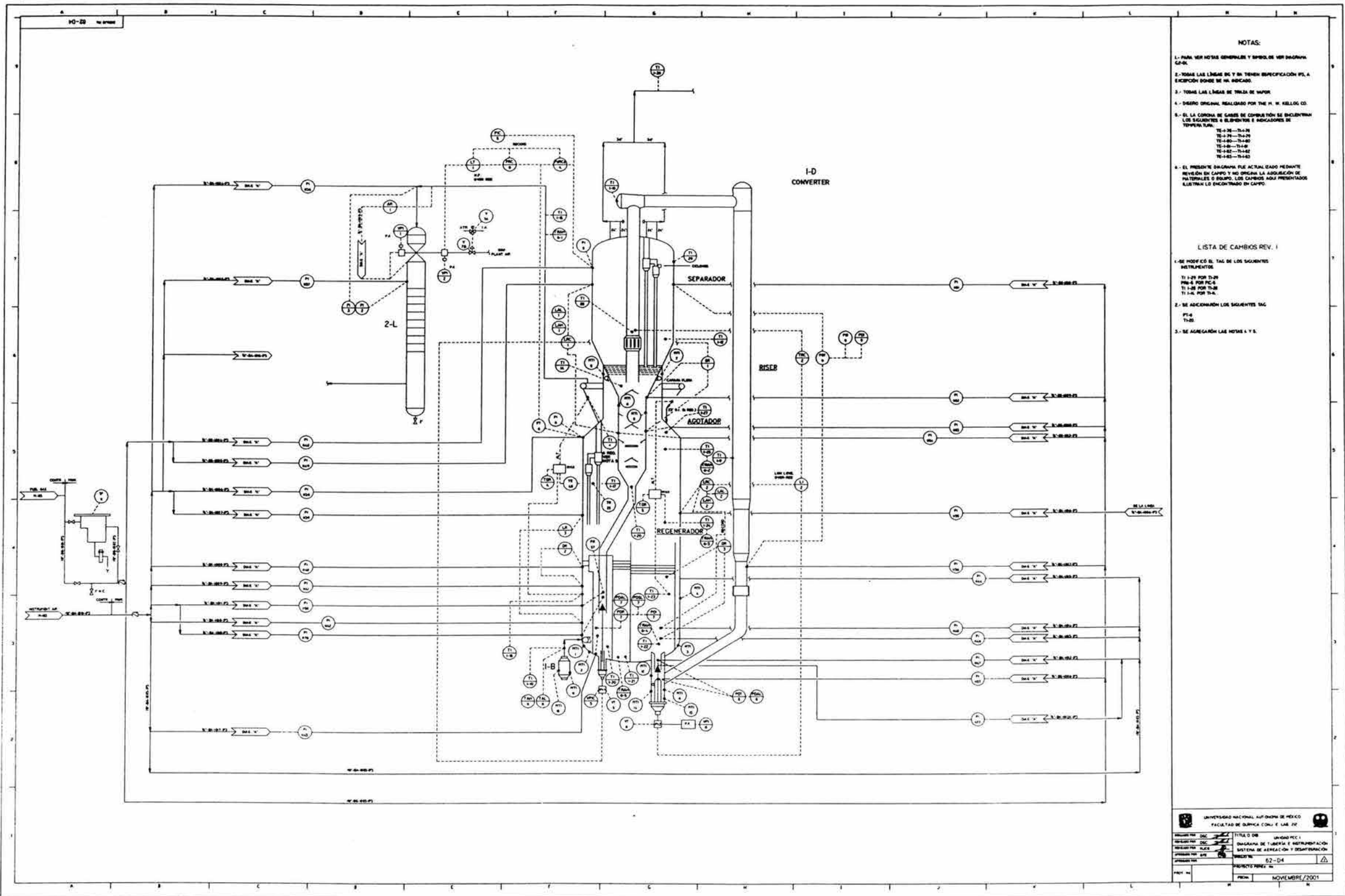
DETALLE DE VÁLVULAS DE CONTROL

El Nro de Válvulas es el indicado en el cuadro.

SEÑAL	LINEA	TAMAÑO	MATERIAL	TIPO	TIPO DE VÁLVULA	TIPO DE VÁLVULA	TIPO DE VÁLVULA	TIPO DE VÁLVULA
PCV-1	1-1001	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-2	1-1002	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-3	1-1003	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-4	1-1004	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-5	1-1005	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-6	1-1006	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-7	1-1007	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-8	1-1008	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-9	1-1009	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-10	1-1010	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-11	1-1011	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-12	1-1012	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-13	1-1013	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-14	1-1014	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-15	1-1015	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-16	1-1016	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-17	1-1017	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-18	1-1018	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-19	1-1019	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"
PCV-20	1-1020	2"	304L	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"	3/4"

- NOTAS:**
- 1.- PARA NOTAS GENERALES, SÍMBOLOS DE REFERENCIA, CÓDIGOS DE TUBERÍAS Y SÍMBOLOS VER DIE 42-01
 - 2.- TODAS LAS LINEAS SIN TIENEN ESPECIFICACIÓN 304, A EXCEPCIÓN DE BOMBAS SE HA INDICADO
 - 3.- TODAS LAS LINEAS 1/2" Y 3/4" TIENEN ESPECIFICACIÓN 304, A EXCEPCIÓN DE BOMBAS SE HA INDICADO
 - 4.- TODAS LAS LINEAS 1" TIENEN ESPECIFICACIÓN 304, A EXCEPCIÓN DE BOMBAS SE HA INDICADO
 - 5.- EL CONTROL DE LOS SELLOS DE AGUA SE ENCUENTRA EN LÍNEA Y FUERA.
 - 6.- DISEÑO ORIGINAL REALIZADO POR THE P. H. BELLOC CO.
 - 7.- EL PRESENTE DISEÑO FUE ACTUALIZADO MEDIANTE REVISIÓN EN CAMPO Y NO ORIGINAL LA ADICIÓN DE MATERIALES O EQUIPO. LOS CAMBIOS AGRA PRESENTADOS ELECTRICAMENTE LO ENCONTRADO EN CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REV. I**
- 1.- SE MODIFICAN LOS DETALLES DE LOS SELLOS DE AGUA 3-L/2.
 - 2.- SE CONDENAN LAS TRAMPAS DE VAPOR DE BOMBA A VAPOR DE AGUA, A MENOS QUE SE INDIQUE LO CONTRARIO.
 - 3.- SE AGREGARON LAS NOTAS 4 Y 7.

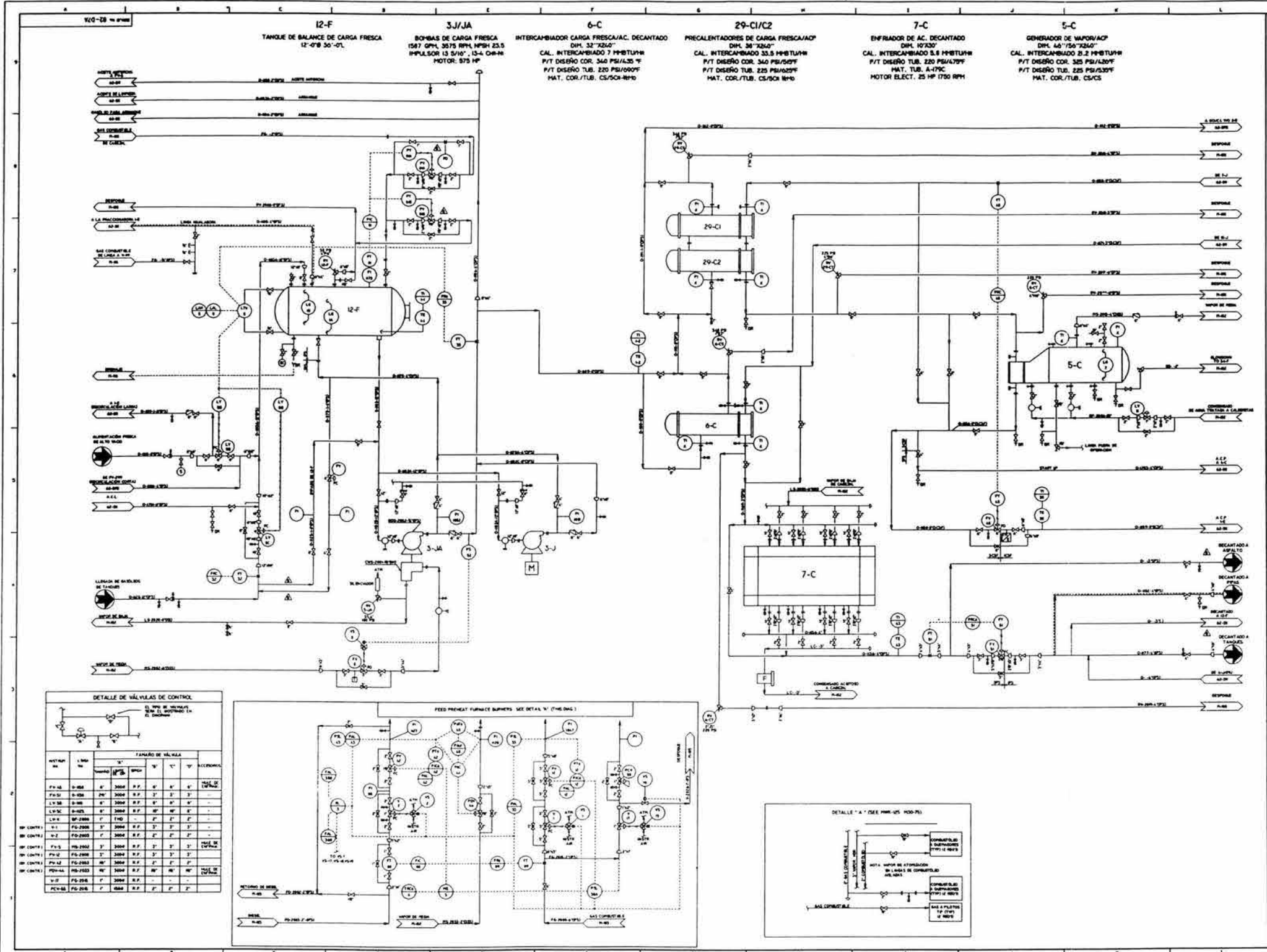


NOTAS:

- 1.- PARA VER NOTAS GENERALES Y SIMBOLOS VER DIAGRAMA GA-01.
- 2.- TOMAR LAS LINEAS DE Y EN TIENEN ESPECIFICACION PS, A EXCEPCION DONDE SE HA INDICADO.
- 3.- TOMAR LAS LINEAS DE TIRADA DE VAPOR.
- 4.- DISEÑO ORIGINAL REALIZADO POR THE H. W. KELLOGG CO.
- 5.- EL LA CORONA DE GASES DE COMBUSTION SE ENCUENTRAN LOS SIGUIENTES ELEMENTOS E INDICADORES DE TEMPERATURA:
 - TE-1-20-11-20
 - TE-1-20-11-21
 - TE-1-20-11-22
 - TE-1-20-11-23
 - TE-1-20-11-24
 - TE-1-20-11-25
 - TE-1-20-11-26
 - TE-1-20-11-27
- 6.- EL PRESENTE DIAGRAMA FUE ACTUALIZADO MEDIANTE REVISIONS EN CAMPO Y NO ORIGINAL LA ADQUISICION DE MATERIALES O EQUIPO. LOS CAMBIOS AQUÍ PRESENTADOS ILUSTRAN LO ENCONTRADO EN CAMPO.

LISTA DE CAMBIOS REV. I

- 1.- SE MODIFICÓ EL TAG DE LOS SIGUIENTES INSTRUMENTOS:
 - TI 1-29 POR TI-29
 - PI-6 POR PI-6
 - TI 1-28 POR TI-28
 - TI 1-4 POR TI-4.
- 2.- SE AÑADIERON LOS SIGUIENTES TAG:
 - PI-6
 - TI-28
- 3.- SE AÑADIERON LAS NOTAS 1 Y 6.



NOTAS

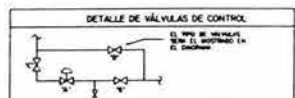
- 1.- PARA NOTAS GENERALES, INSTRUCCIONES DE REFERENCIA, CODIGOS DE TUBERIAS Y SIMBOLOS VER DIAG. 62-01.
- 2.- PARA DETALLES DE TUBERIAS DE VAPOR VER DIAG. 64-01.
- 3.- PARA DETALLES DE ACERTE DE LÍNEAS VER DIAG. 64-01.
- 4.- DETALLADOS POR VENDOR.
- 5.- PARA DE VALLES DE AGUA DE ENFRÍAMENTO BOMBAS Y TURBINAS VER DIAG. 64-01.
- 6.- EL DISEÑO CORRESPONDIENTE A SUBSTITUCIÓN DE SOLICITE POR CAPACIDADES DE CALOR A SOLICITUD DE PERMISO DE CONSTRUCCIÓN DEL PROYECTO P-4633046.
- 7.- PARA ARRIBO DE FLECHAS VER DETALLE NO. 16 EN PLANO 64-01-02.
- 8.- EL ALCANCE DEL TRABAJO REALIZADO POR EL I.P.P. CONSTITUYE EN LA ACTUALIZACIÓN DEL PLANO NO. 62-01 DEL PROYECTO 64-03-01 REALIZADO POR LA COMPAÑIA THE H. W. KELLOGG COMPANY/PERMITE LA INCLUSIÓN DE LOS CAMBIOS REALIZADOS COMO EL BOMBA PRESURIZADA SOP TRINCHERON, POR LO CUAL EL I.P.P. CAMBIA/EN. NO SE RESPONSABILIZA POR LA INGENIERÍA ORIGINAL J.M.P.M. QUE SOLO FUE REVISADA.
- 9.- EL PRESENTE DIAGRAMA FUE ACTUALIZADO PERMITE REVISIÓN EN CAMPO Y NO OBLIGA LA ADQUISICIÓN DE MATERIALES O EQUIPO, LOS CAMBIOS AQUE PRESENTADOS SE REALIZAN LO ENCONTRADO EN CAMPO.
- 10.- DISEÑO ORIGINAL THE H. W. KELLOGG COMPANY.

LISTA DE CAMBIOS REV. 7

- 1.- ESTE PLANO SE ACTUALIZO EN BASE A LA INFORMACIÓN QUE PROPORCIONO PERMISO REFINACIÓN AL I.P.P.
- 2.- SE AÑADIÓ NOTA NO. 8.
- 3.- SE AGREGARON LAS LÍNEAS SIGUIENTES: 0-09-0-01003, 0-09-0-01004.

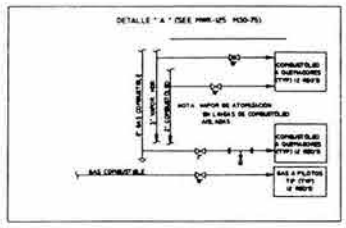
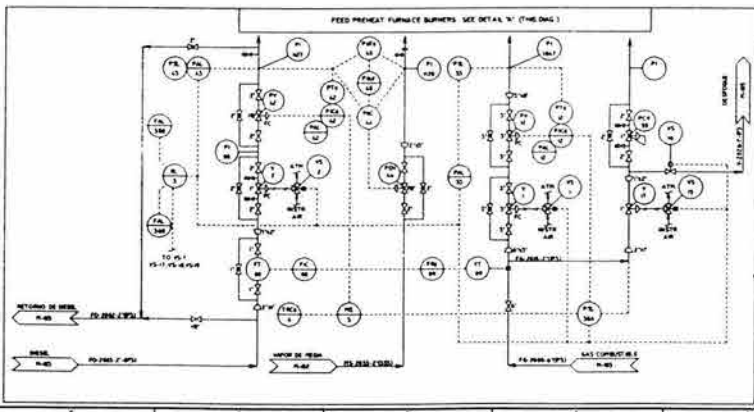
LISTA DE CAMBIOS REV. 8

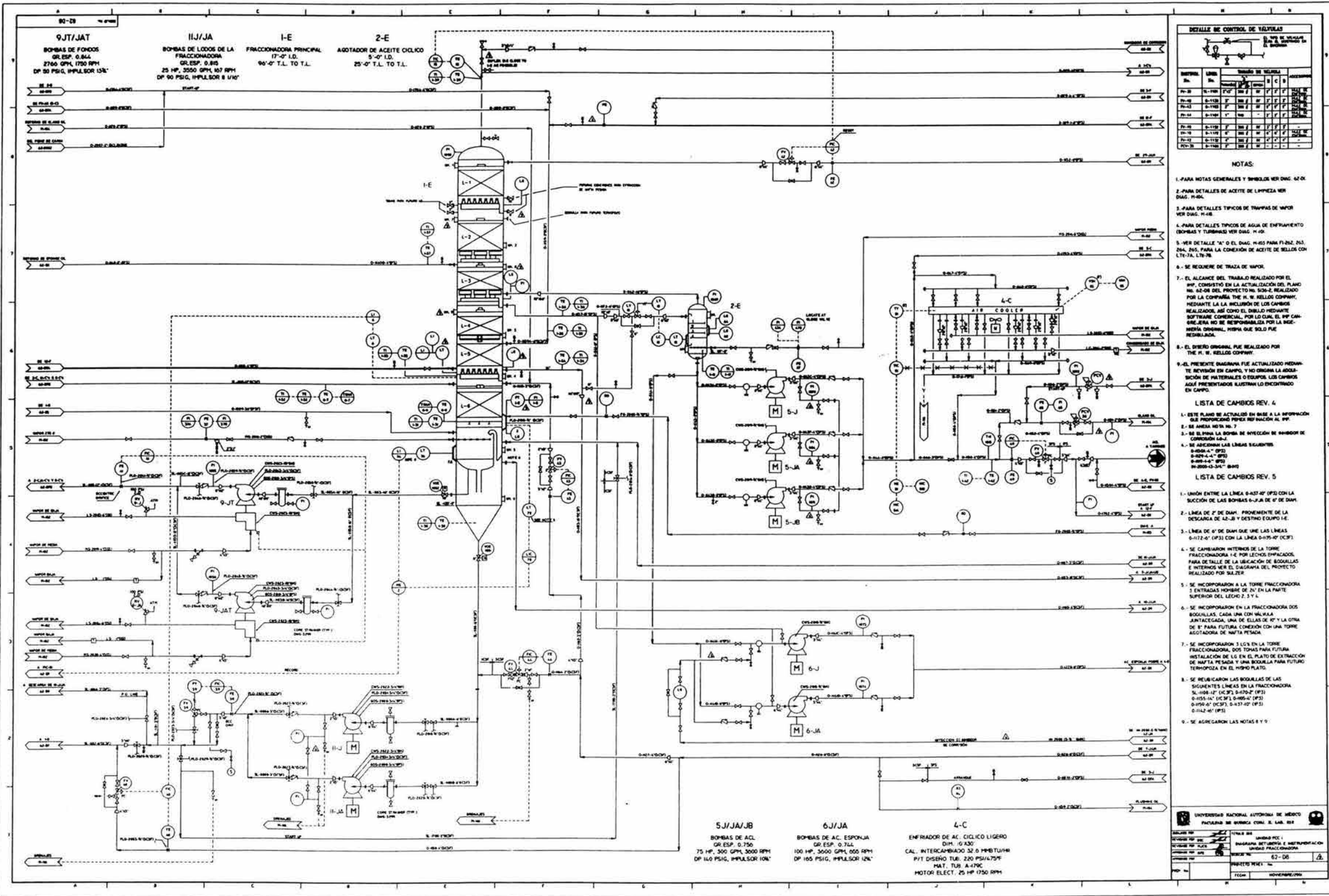
- 1.- EL DIAGRAMA 62-01 SE BAYO EN ODE: EL PLANO 62-01 Y EL 62-02.
- 2.- SE AGREGA LÍNEA DE LLEGADA DE GASOLERO DE TANQUES A SUCCIÓN DE LA BOMBA 3-J/JA.
- 3.- SE AGREGA LÍNEA DE SALIDA DE 3-J/JA A 1-V-01.
- 4.- SE AGREGA BATERIA DE CONTROL DE PRESIÓN EN EL 6-C, CON LAS VÁLVULAS PV-04, PV-05, ACCESORIOS Y LÍNEAS ADYACENTES.
- 5.- LA BOMBA 22-J/JA SE LOCALIZA EN CASA DE BOMBAS FUERA DE LA PLANTA.
- 6.- SE AGREGA LÍNEA DE DECAANTADO A ASFALTO Y AL 07.
- 7.- SE AÑADAN LAS NOTAS Y G.



TAMARÓ DE VÁLVULA

IDENTIF. VALV.	LÍNEA	TAMARÓ	TIPO	SECCION
V-01	0-09	3"	R.P.	3"
V-02	0-09	3"	R.P.	3"
V-03	0-09	3"	R.P.	3"
V-04	0-09	3"	R.P.	3"
V-05	0-09	3"	R.P.	3"
V-06	0-09	3"	R.P.	3"
V-07	0-09	3"	R.P.	3"
V-08	0-09	3"	R.P.	3"
V-09	0-09	3"	R.P.	3"
V-10	0-09	3"	R.P.	3"
V-11	0-09	3"	R.P.	3"
V-12	0-09	3"	R.P.	3"
V-13	0-09	3"	R.P.	3"
V-14	0-09	3"	R.P.	3"
V-15	0-09	3"	R.P.	3"
V-16	0-09	3"	R.P.	3"
V-17	0-09	3"	R.P.	3"
V-18	0-09	3"	R.P.	3"
V-19	0-09	3"	R.P.	3"
V-20	0-09	3"	R.P.	3"
V-21	0-09	3"	R.P.	3"
V-22	0-09	3"	R.P.	3"
V-23	0-09	3"	R.P.	3"
V-24	0-09	3"	R.P.	3"
V-25	0-09	3"	R.P.	3"
V-26	0-09	3"	R.P.	3"
V-27	0-09	3"	R.P.	3"
V-28	0-09	3"	R.P.	3"
V-29	0-09	3"	R.P.	3"
V-30	0-09	3"	R.P.	3"
V-31	0-09	3"	R.P.	3"
V-32	0-09	3"	R.P.	3"
V-33	0-09	3"	R.P.	3"
V-34	0-09	3"	R.P.	3"
V-35	0-09	3"	R.P.	3"
V-36	0-09	3"	R.P.	3"
V-37	0-09	3"	R.P.	3"
V-38	0-09	3"	R.P.	3"
V-39	0-09	3"	R.P.	3"
V-40	0-09	3"	R.P.	3"
V-41	0-09	3"	R.P.	3"
V-42	0-09	3"	R.P.	3"
V-43	0-09	3"	R.P.	3"
V-44	0-09	3"	R.P.	3"
V-45	0-09	3"	R.P.	3"
V-46	0-09	3"	R.P.	3"
V-47	0-09	3"	R.P.	3"
V-48	0-09	3"	R.P.	3"
V-49	0-09	3"	R.P.	3"
V-50	0-09	3"	R.P.	3"





DETALLE DE CONTROL DE VALVULAS

VALVULA	TIPO	TIPO DE VALVULA				ACCIONES
		1	2	3	4	
V-10	2"	1	1	1	1	1
V-11	2"	1	1	1	1	1
V-12	2"	1	1	1	1	1
V-13	2"	1	1	1	1	1
V-14	2"	1	1	1	1	1
V-15	2"	1	1	1	1	1
V-16	2"	1	1	1	1	1
V-17	2"	1	1	1	1	1
V-18	2"	1	1	1	1	1

- NOTAS:**
- 1.- PARA NOTAS GENERALES Y SIMBOLOS VER DIAG. 62-01
 - 2.- PARA DETALLES DE ACEITE DE LIMPIEZA VER DIAG. H-04
 - 3.- PARA DETALLES TÍPICOS DE TRAMPA DE VAPORES VER DIAG. H-08
 - 4.- PARA DETALLES TÍPICOS DE AGUA DE ENFRIAMIENTO (BOMBAS Y TURBINAS) VER DIAG. H-09
 - 5.- VER DETALLE "A" O EL DIAG. H-03 PARA F-202, 203, 204, 205, PARA LA CONEXIÓN DE ACEITE DE SELLOS CON L-70-7A, L-70-7B
 - 6.- SE REQUIERE DE TRAZA DE VAPORES
 - 7.- EL ALCANCE DEL TRABAJO REALIZADO POR EL INP, CONSISTE EN LA ACTUALIZACIÓN DEL PLANO NO. 62-01 DEL PROYECTO NO. 62-01 REALIZADO POR LA COMPAÑÍA THE H. W. KELLOGG COMPANY, MEDIANTE LA INCLUSIÓN DE LOS CAMBIOS REALIZADOS, ASÍ COMO EL DIBUJO MEDIANTE SOFTWARE COMERCIAL, POR LO CUAL EL INP CARGUERA NO SE RESPONSABILIZA POR LA INGENIERÍA ORIGINAL, NI POR EL DISEÑO QUE SE REALIZÓ.
 - 8.- EL DISEÑO ORIGINAL FUE REALIZADO POR THE H. W. KELLOGG COMPANY
 - 9.- EL PRESENTE DIAGRAMA FUE ACTUALIZADO MEDIANTE REVISIÓN EN CAMPO, Y HOY ORIGINA LA ADICIÓN DE MATERIALES O EQUIPOS, LOS CAMBIOS AGUAS PREVIENDOSAS ILUSTRAN LO ENCONTRADO EN CAMPO.

- LISTA DE CAMBIOS REV. 4**
- 1.- ESTE PLANO SE ACTUALIZÓ EN BASE A LA INFORMACIÓN QUE PROPORCIONÓ PARA EL INP AL INP
 - 2.- SE ANEXIA NOTA NO. 7
 - 3.- SE ELIMINÓ LA BOMBA DE INYECCIÓN DE VAPORES DE CORROSIÓN 1-2-1
 - 4.- SE AGREGARON LAS LÍNEAS SIGUIENTES:
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)

- LISTA DE CAMBIOS REV. 5**
- 1.- UNIÓN ENTRE LA LÍNEA 0-100-1" (P3) CON LA SUCCIÓN DE LAS BOMBAS 6-JA DE 6" DE DIAM.
 - 2.- LÍNEA DE 2" DE DIAM. PROVENIENTE DE LA DESCARGA DE 4-B Y DESTINO EQUIPO 1-E.
 - 3.- LÍNEA DE 6" DE DIAM QUE UNE LAS LÍNEAS 0-112-0" (P3) CON LA LÍNEA 0-105-0" (P3)
 - 4.- SE CAMBIARON INTERIORES DE LA TORRE FRACCIONADORA 1-E POR LECHOS EMPACADOS PARA DE TALLE DE LA UBICACIÓN DE BODILLAS E INTERIORES EN EL CASERÓN DEL PROYECTO REALIZADO POR SALZER
 - 5.- SE INCORPORARON A LA TORRE FRACCIONADORA 3 ENTRADAS HOMBRES DE 2" EN LA PARTE SUPERIOR DEL LECHO 2, 3 Y 4
 - 6.- SE INCORPORARON EN LA FRACCIONADORA DOS BODILLAS, CADA UNA CON VÁLVULA ANTI-CUADRA, UNA DE ELLAS DE 4" Y LA OTRA DE 8" PARA FUTURA CONEXIÓN CON UNA TORRE AGOTADORA DE NAFTA PESADA
 - 7.- SE INCORPORARON 3 LGS EN LA TORRE FRACCIONADORA, DOS TORNAS PARA FUTURA INSTALACIÓN DE LG EN EL PLATO DE EXTRACCIÓN DE NAFTA PESADA Y UNA BODILLA PARA FUTURO TERMOPOZA EN EL HOMO PLATO
 - 8.- SE REUBICARON LAS BODILLAS DE LAS SIGUIENTES LÍNEAS EN LA FRACCIONADORA:
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 0-100-1" (P3)
 - 9.- SE AGREGARON LAS NOTAS 8 Y 9

5J/JA/JB
 BOMBAS DE ACL
 GR. ESP. 0.750
 75 HP, 3600 GPM, 3600 RPM
 DP 110 PSIG, IMPULSOR 10"

6J/JA
 BOMBAS DE AC. ESPONJA
 GR. ESP. 0.750
 100 HP, 3600 GPM, 3600 RPM
 DP 110 PSIG, IMPULSOR 12"

4-C
 ENFRIADOR DE AC. CICLICO LIGERO
 DPH. 10' X 30'
 CAL. INTERCAMBIADO 32 O 110 BTU/H
 P/T DISEÑO TUB. 220 PSIG/475°F
 MAT. TUB. A-190C
 MOTOR ELECT. 25 HP 1750 RPM

Faltan páginas

N° 96-97

3.3 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

El análisis de árbol de fallas (FTA por sus siglas en inglés, Fault Tree Analysis) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad ó la frecuencia con que puede ocurrir un evento indeseable, que llamaremos evento culminante ó escenario potencial de accidente, en la Planta de Isomerización. El evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de un equipo, de sus componentes ó fallas del operador. La probabilidad ó frecuencia del evento culminante se determina sumando las frecuencias ó las probabilidades y multiplicando las probabilidades con probabilidades ó las probabilidades con frecuencias pero nunca multiplicando las frecuencias con frecuencias. La técnica FTA usa puertas de entrada y salida, las cuales son representadas por símbolos y por las letras “Y” (que representa el producto) y “O” (que representa la suma).

3.3.1 Estimación cuantitativa de riesgos utilizando el análisis de árbol de fallas por el método de conjuntos mínimos.

Un árbol de fallas es una representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden llevar a un suceso arbitrariamente elegido como “evento culminante”. Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol esta bien construido, el análisis FTA es posiblemente la herramienta más poderosa para la cuantificación de riesgos. El árbol de fallas consiste en varios niveles de sucesos, conectados por puertas “Y” o puertas “O”. Las citadas conexiones lógicas suelen representarse utilizando el álgebra de Boole. Las reglas utilizadas de más frecuente aplicación al análisis del árbol de fallas se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2 Reglas booleanas de uso frecuente en el análisis de árbol de fallas.

Regla	Forma matemática
Conmutativa:	$A * B = B * A$ $A + B = B + A$
Asociativa:	$A * (B * C) = (A * B) * C$ $A + (B + C) = (A + B) + C$
Distributiva:	$A * (B + C) = A * B + A * C$ $A + (B * C) = (A + B) * (A + C)$
Idempotente	$A * A = A$ $A + A = A$
De la Absorción:	$A * (A + B) = A$ $A + (A * B) = A$

Un árbol de fallas siempre se puede describirse con una expresión equivalente del álgebra de Boole. Una parte importante del análisis FTA es la identificación de las agrupaciones de sucesos que pueden dar origen al evento culminante. Estas agrupaciones se denominan conjuntos de separación (cut sets). los conjuntos de separación identificados pueden manipularse con el fin de simplificarlos, reduciéndolos a una serie equivalente con un número menor de conjuntos que se denominan conjuntos mínimos (minimal cut sets). Un conjunto mínimo es aquel que no contiene otros conjuntos.

Se emplea entonces para el del árbol de fallas la técnica conocida como análisis de conjuntos mínimos (Minimal Cut Set Analysis) la cual consiste de una técnica Matemática para manipular la estructura lógica del árbol de fallas e identificar así todas las combinaciones de eventos básicos los cuales inciden en el evento culminante. mediante el uso de las reglas algebraicas del álgebra booleana así. la estructura lógica del árbol de fallas original es matemática y lógicamente equivalente a la estructura original solo que con una estructura mínima de conjuntos. El proceso de transformación abarca cualquier evento singular que

aparezca repetidamente (fallas de causa común) en varias ramas o niveles del árbol, para reducirlo al mínimo.

El procedimiento consiste en ordenar la estructura del árbol de fallas de forma que podamos expresarla en términos de ecuaciones algebraicas booleanas. así el álgebra booleana es usada para reducir las ecuaciones. la reducción implica la introducción de los elementos inmediatamente relacionados con el evento que se esta describiendo en la ecuación algebraica así entonces. la ecuación final va a quedar en términos de eventos básicos que serán posteriormente reestructurados en un nuevo árbol (árbol reducido). solo que este es equivalente al primero matemáticamente.

Ya obtenido el árbol por medio de los conjuntos mínimos, se debe calcular la probabilidad de ocurrencia del evento culminante. las herramientas usadas para ello son la siguiente:

Teoría de Conjuntos.

Compuerta "O" $P(A) \text{ o } P(B) = P(A) + P(B) - P(A) * P(B)$

Compuerta "Y" $P(A) \text{ y } P(B) = P(A) * P(B)$

Calculo de la Probabilidad.

$$P = 1 - e^{-(f*t)}$$



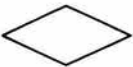


Donde:

f = eventos/año

t = años

3.3.2 SIMBOLOGÍA DE ARBOL DE FALLAS

Tabla 3.3 Simbología para la elaboración de un árbol de fallas.

Símbolo	Aplicación
	<p>Sucesos intermedios: Resultan de la interacción de otro suceso, que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas.</p>
	<p>Sucesos Básicos: Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollo posterior en otros sucesos.</p>
	<p>Sucesos no desarrollados: No son sucesos básicos y podrían desarrollarse más, pero el desarrollo no se considera necesario, o no se dispone de la suficiente información.</p>
	<p>Puertas "O": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de uno o más sucesos de entrada para producir el suceso de salida.</p>
	<p>Puertas "Y": Representan la operación lógica que requiere la ocurrencia de todos los signos de entrada para producir el proceso de salida.</p>

3.3.3 CRITERIO PARA LA ASIGNACIÓN DE PROBABILIDADES A LOS EVENTOS BÁSICOS EN UN ÁRBOL DE FALLAS.

El criterio para asignar probabilidad a los eventos básicos en un árbol de fallas como se observa en la tabla 3.4.

Tabla 3.4 Probabilidad de evento

PROBABILIDAD (P)	FRECUENCIA PROBABLE (F)
1	Inminente (puede ocurrir en cualquier momento)
1×10^{-1}	Muy probable (ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año)
1×10^{-3}	Probable (ha ocurrido o puede ocurrir en un año)
1×10^{-5}	Poco probable (no se ha presentado en 5 años)
1×10^{-7}	Improbable (no se ha presentado en 10 años)
1×10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra

3.3.4 DESCRIPCIÓN DE LOS ESCENARIOS PARA EL ANÁLISIS FTA.

Se seleccionó arbitrariamente un escenario para realizar el análisis FTA, dichos escenario es: **Pérdida de presión diferencial en el convertidor 1-D**. El escenario aquí descrito, es para mostrar la sucesión de causas que desencadenarían al evento culminante de la pérdida de presión diferencial del convertidor y no porque hayan ocurrido, se revisó el registro de incidentes y accidentes de la planta y no se han presentado incidentes de importancia. A continuación se describen los escenarios en la tabla 3.5.

Tabla 3.5 Descripción del escenario de pérdida de presión diferencial del convertidor 1-D.

ESCENARIO DE ACCIDENTE	CAUSA / FUNDAMENTO	CONSECUENCIAS
2. Pérdida de presión diferencial en el convertidor 1-D	Una condición de baja presión diferencial en el convertidor. 1-D: puede ocurrir por disminución en el flujo de aire, por atoramiento de las deslizantes, por falla de instrumentación, o por un error humano.	Las consecuencias, disminución de circulación del catalizador, baja temperatura del Riser, baja producción y daños a las instalaciones y equipos.

3.3.5 DIAGRAMAS DE ÁRBOL DE FALLAS

Primero se construye el árbol de fallas considerando todas las posibles causas que pudieran llevar al evento culminante, después del tratamiento mediante conjuntos mínimos se construye el árbol de fallas reducido, y éste es equivalente al primero solo que en éste se han eliminado las causas de falla común. La tabla 3.6 muestra los diagramas representativos de cada uno de los Árboles de fallas descritos anteriormente:

Tabla 3.6 Relación de diagramas de árbol de fallos.

DIAG. NUM.	NOMBRE
FTA-FQ346-01	Análisis de árbol de fallas para pérdida de presión diferencial del convertidor 1-D.

3.3.6 CÁLCULO DEL ÁRBOL DE FALLAS, CON LA TÉCNICA DE CONJUNTOS MÍNIMOS.

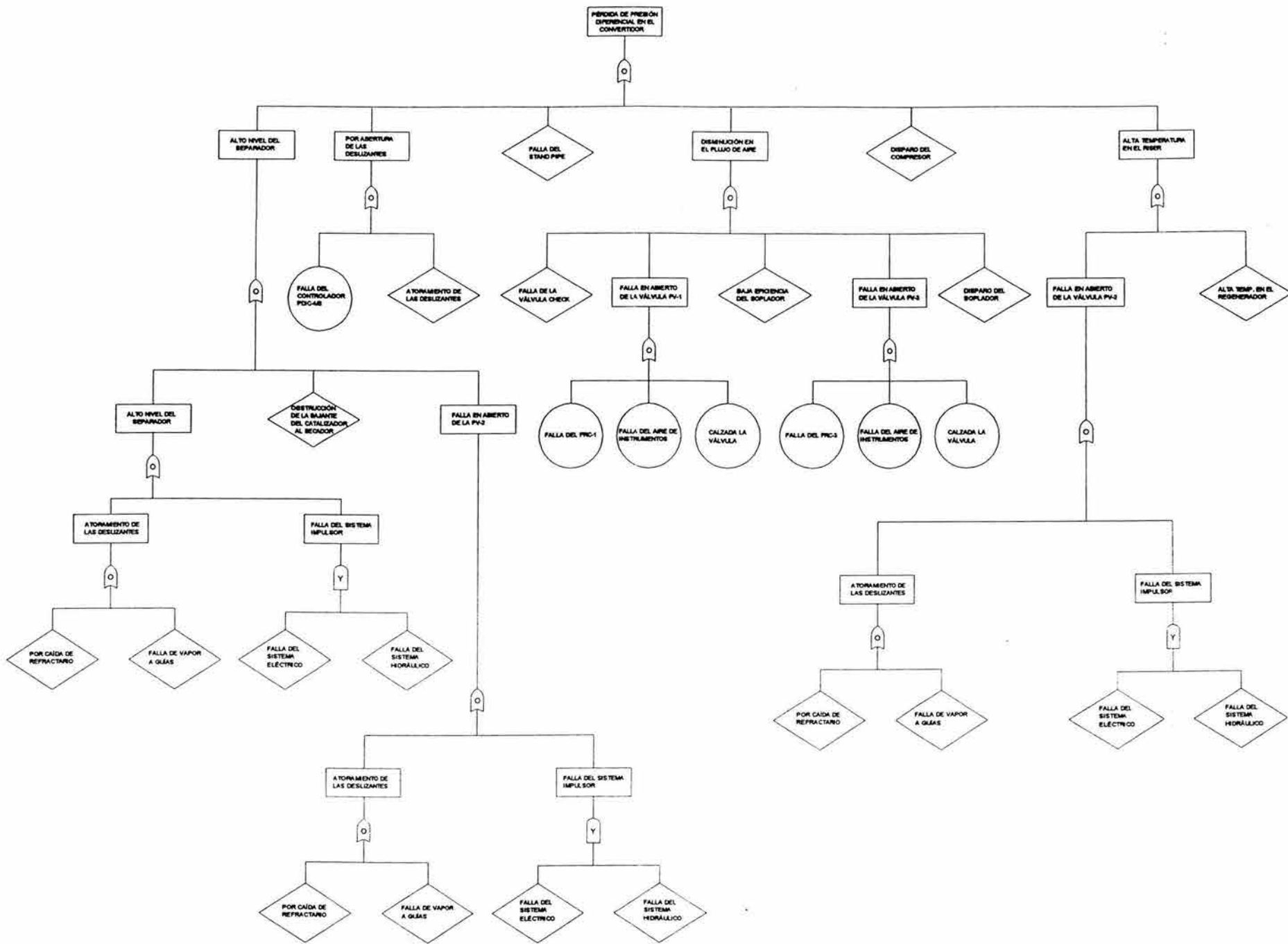
3.3.7 ÁRBOL DE FALLA “PÉRDIDA DE PRESIÓN DIFERENCIAL DEL CONVERTIDOR 1-D”

Se describen los pasos del desarrollo del árbol de fallas mediante la formación de conjuntos de separación y finalmente llegar a la formación de conjuntos mínimos, como se muestra en la tabla 3.7.

Tabla 3.7 Expresión booleana.

Nivel	Expresión booleana
1	$T=M1+M2+B1+M3+B2+M4$
2	$T=(M8+B9+M9)+(B3+B4)+B1+(B5+M5+B6+M6+B7)+B2+(M7+B8)$
3	$T=(M10+M11+B9+M14+M15)+(B3+B4)+B1+(B5+B10+B11+B12+B6+B13+B11+B12+B7)+B2+(B14+B15+B5+M5+B6+M6+B7+B8)$
4	$T^*=B14+B15+(B16*B17)+B9+B3+B4+B1+B5+B10+B11+B12+B6+B13+B7+B2+B8.$

Tabla 3.8 Con sus probabilidades, del árbol de fallas para pérdida de presión diferencial del convertidor I-D. Evento básico	Probabilidad
B1 – Falla del stand pipe	1.00E-02
B2 – Disparo del compresor	1.00E-02
B3 – Falla del controlador PDIC-4/B	1.00E-02
B4 – Atoramiento de las deslizantes	1.00E-02
B5 – Falla de la válvula check	1.00E-03
B6 – Baja eficiencia en el soplador	1.00E-03
B7- Disparo del soplador	1.00E-02
B8 – Alta temperatura en el regenerador	1.00E-02
B9 – Obstrucción de la bajante del catalizador al secador	1.00E-02
B10 – Falla del FRC-1	1.00E-03
B11 – Falla del aire de instrumentos	1.00E-03
B12 – Calzada la válvula	1.00E-02
B13 – Falla del FRC-3	1.00E-03
B14 – Por caída del refractario	1.00E-02
B15 – Falla de vapor a guías	1.00E-02
B16 – Falla del sistema eléctrico	1.00E-03
B17 – Falla del sistema hidráulico	1.00E-02



ELABORADO	REVISADO	APROBADO	REVISADO	APROBADO
FECHA	FECHA	FECHA	FECHA	FECHA
REFINERIA "ING. ANTONIO DOVALI JAIME" SALINA CRUZ, OAXACA				
PROYECTO: Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Química (FQ) Campus E. Lab. 212				
TÍTULO DEL PROYECTO: Análisis de Riesgos de Proceso en 5 plantas y actualización de 200 diagramas de proceso y 70 diagramas del área de instrumentación y alarmas (SIS) con incorporación al sistema integrador de diagramas de tubería e instrumentación (DTI) parte 3, en la refinería "Ing. Antonio Dovali Jaime"				
TÍTULO DEL DIBUJO: ARBOL DE FALLAS "BAJA PRESIÓN DIFERENCIAL EN EL CONVERTIDOR CATALÍTICO" EL LA PLANTA FCC 1				
NÚMERO DE PROYECTO: FTA-FQ346-01			NÚMERO DE DIBUJO: 0	
DIRECCIÓN: SECTOR / FCC-1		FECHA DE REVISIÓN: 01-ABRIL-2003		REVISOR: 0

3.4 EVALUACIÓN DE EFECTOS DE INCENDIO, Y EXPLOSIÓN EN LA PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA I DE LA REFINERÍA DE SALINA CRUZ. ^(1 y 3)

El análisis de consecuencias (AC) nos proporciona información sobre los efectos que se producirían en caso de una explosión, ruptura de un recipiente, una línea de proceso, una explosión ó incendio de una nube de gas no confinada. Las explosiones e incendios pueden causar daños por quemaduras directas ó por radiación térmica, daños por proyectiles ó por ondas de presión.

Se seleccionó un escenario para el análisis de consecuencias que a continuación se describe: I. Fuga en las boquillas de carga del reactor I-D. El escenario seleccionado para el análisis de consecuencias, solo es hipotético.

A continuación se describirán los tipos de eventos que pueden ocurrir como resultado de la descarga de un líquido presionado, un líquido no presurizado y de un vapor o gas presurizado.

Incendio de charco o Alberca (Pool Fire).

Cuando un líquido inflamable se fuga de un tanque de almacenamiento o una tubería, se forma una alberca o charco. Al estar formándose el charco, parte del líquido se comienza a evapora siempre y cuando los vapores se encuentran sobre su límite inferior de inflamabilidad y con una fuente de ignición se forma un incendio del charco, mientras se encuentran los vapores.

Inflamabilidad (Flash Fire).

Cuando un material volátil e inflamable es descargado a la atmósfera, se forma una nube de vapor y se dispersa. Si el vapor resultante se encuentra con una fuente de ignición antes de que la dilución de la nube sea menor al límite inferior de inflamabilidad, ocurre el *flash fire*. Las consecuencias primarias de un *flash fire* son las radiaciones térmicas generadas

durante el proceso de combustión. Este proceso de combustión tiene una corta duración y los daños son de baja intensidad.

Chorro de Fuego (Jet Fire)

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

Bola de Fuego (Fire Ball).

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

Explosión.

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

Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición (BLEVE).

El "*BLEVE*", ocurre cuando en forma repentina se pierde el confinamiento de un recipiente que contiene un líquido sobrecalentado o licuado a presión. La causa inicial de un *BLEVE* es usualmente un fuego externo impactando sobre las paredes del recipiente sobre el

nivel del líquido, esto hace fallar el material y permite la repentina ruptura de las paredes del tanque.

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

Explosión por una Nube de Vapor (VCE).

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

Nube Tóxica.

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

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

A continuación se describe el escenario de incendio y explosión seleccionado y sus posibles causas, fundamentos y efectos, así como también los modelos de evaluación de riesgos usados para dicho evento.

Tabla 3.9 Descripción de escenarios de incendio y explosión.

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS					
TIPO DE ESCENARIO	CAUSA Y FUNDAMENTO	EFFECTOS			MODELO DE EFECTOS USADO
		RT	OP	P	
<i>1. Fuga en las boquillas de carga del reactor I-D</i>	La separación de las boquillas de carga del reactor, puede ser ocasionada por vibración o por instalación inadecuada.	X	X		1. Modelo de riesgos de incendio y explosión de una nube de gas no confinada.

RT: Radiación Térmica

OP: Onda de Presión.

P: Proyectiles.

3.4.1 DATOS REQUERIDOS PARA CADA MODELO.

Tabla 3.10 Datos para el escenario fuga en las boquillas de carga del reactor 1-D.

Parámetro	Valor
Escenario	Fuga
Material	Gasóleo
Temperatura de operación	260 °C
Presión de operación	1.6 Kg/cm ²
Masa de material	66.290 Kg
Humedad Relativa	0.78
Temperatura Ambiente	27°C

3.4.2 CONSIDERACIONES PARA EL ANÁLISIS DE RIESGOS

A continuación se describen las consideraciones para la simulación y obtención de resultados del análisis de consecuencias:

1. - Para la generación de eventos se utilizaron las siguientes fuentes:
 - a) Los resultados obtenidos con la aplicación de la metodología HazOp.
 - b) El registro de incidentes y accidentes de la planta.
2. - Las composiciones de las mezclas generadas para este estudio, fueron tomadas de los balances de materia obtenidos de los diagramas de flujo de proceso (DFP) de la planta.

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

- a) El orificio formado por corrosión en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70

mm (0.5"); para todos los escenarios se considera una fuga de 0.50" por corrosión debido a las condiciones.

- b) Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- c) Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 10 minutos, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal de PEMEX y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- d) Se consideró una temperatura ambiental media del área de 27 °C y una humedad relativa media anual de 78%.
- e) Los radios que se presentan en caso de un evento de antorcha o dardo de fuego, se determinaron a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos, los cuales se indican en la tabla 3.11, y de los diferentes niveles de sobrepresión que se muestran en la tabla 3.12 y en la tabla 3.13.

TABLA 3.11 Niveles de radiación.

RADIACIÓN	DESCRIPCIÓN
<i>1.4 kW/m² (440 BTU/h/ft²)</i>	Es el flujo térmico equivalente al del sol en verano y al medio día. Este límite se considera como zona de seguridad
<i>5.0 kW/m² 1,268 BTU/h/ft²)</i>	Nivel de radiación térmica suficiente para causar daños al personal si no se protege adecuadamente en 20 segundos, sufriendo quemaduras hasta de 2º grado sin la protección adecuada. Esta radiación será considerada como límite de zona de amortiguamiento
<i>12.5 kW/m² (3,963 BTU/h/ft²)</i>	Es la energía mínima requerida para la ignición pilotada de la madera y fundición de tubería de plástico. Con 1% de letalidad en 1 minuto. Esta radiación se considerará para el personal y las instalaciones como zona de alto riesgo

TABLA 3.12 Niveles de sobrepresión.

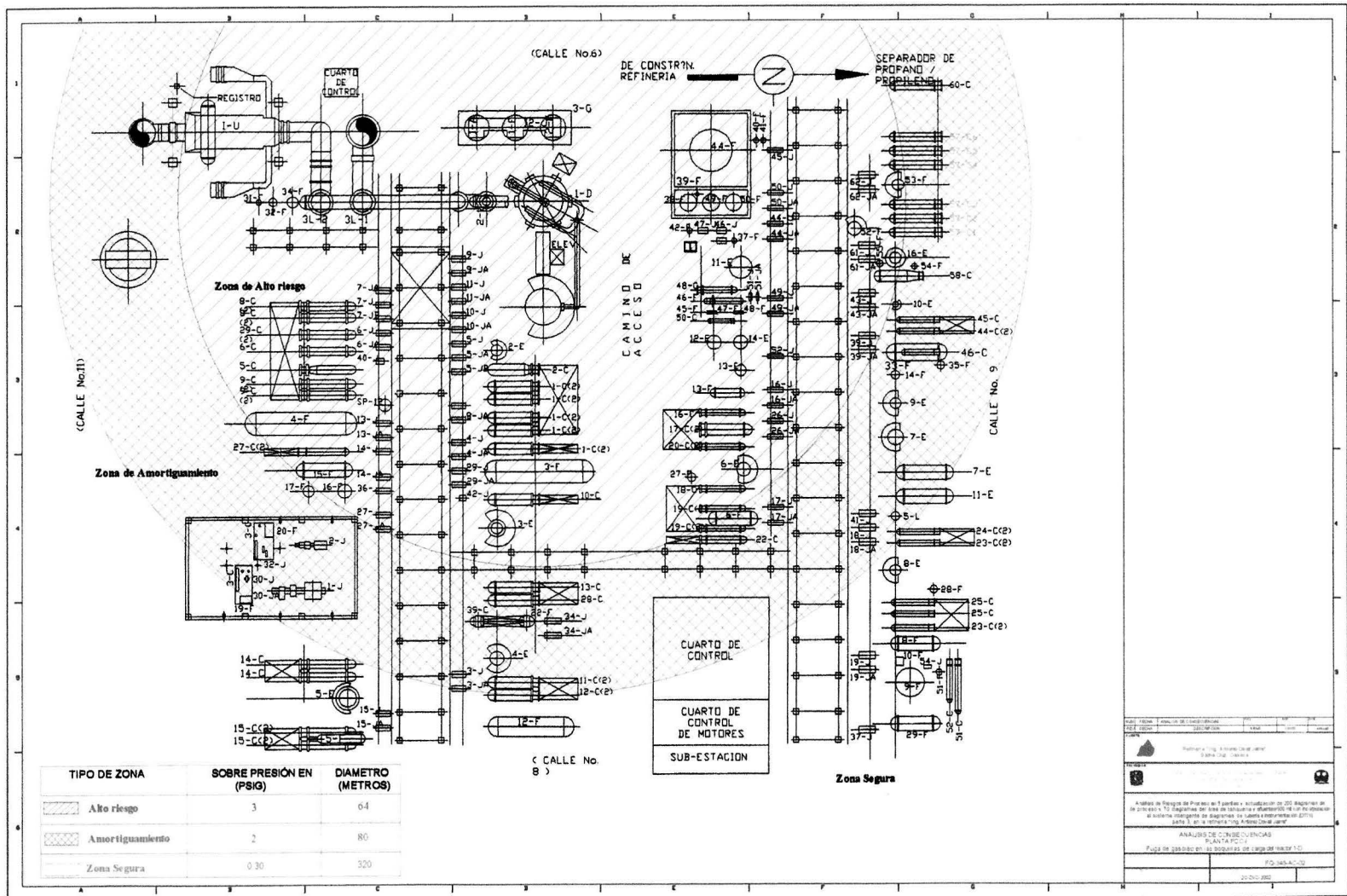
PRESIÓN	DESCRIPCIÓN
<i>0.3 psi</i> (0.02 bar)	La sobrepresión a la que se presentan rupturas del 10% de ventanas de vidrio y algunos daños a techos; este nivel tiene la probabilidad del 95% de que no ocurran daños serios. Esta área se considerará como límite de la zona de salvaguarda
<i>1 psi</i> (0.13 bar)	Es la presión en la que se presenta destrucción parcial de casas y daños reparables a edificios; provoca el 1% de ruptura de tímpanos y el 1% de heridas serias por proyectiles. De 0,5 a 1 lb/pulg ² se considerará como la zona de amortiguamiento
<i>2 psi</i> (0.20 bar)	A esta presión se presenta el colapso parcial de techos y paredes de casas. De 1 a 2 lb/pulg ² se considera como la zona de exclusión (riesgo)

TABLA 3.13 Daños en plantas y refinerías.

PRESIÓN (psig)	EVALUACIÓN DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERÍAS	PLANTAS
0.5	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): rotura de ventanas.	- Cuarto de control (techo metálico): rotura de ventanas y medidores. - Cuarto de control (techo de concreto): rotura de ventanas y medidores. - Torre de enfriamiento: falla de mamparas
1.0	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): deformación de la estructura.	- Cuarto control (techo metálico): conectores dañados por colapso del techo. - Cuarto de control (techo de concreto): dañados por colapso del techo. - Tanques de almacenamiento (techo cónico): colapso del techo.
2.0	- Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): deformación de la estructura	- Calentador: fractura de ladrillos. - Reactor químico: rotura de ventanas y medidores. - Filtros: falla de paredes de concreto.
3.0	- Edificio de mantenimiento: deformación.	- Tanque de almacenamiento (techo cónico): el equipo se levanta (llenado al 50%). - Cubículo de instrumentos: líneas de fuerza dañadas, controles dañados.
5.0	- Torre de regeneración: deformación de la columna. - Edificio de mantenimiento: derrumbe de muros de tabique, deformación de la estructura. - Tuberías: derrumbe de la estructura y rompimiento de líneas. - Tanques de almacenamiento (techo cónico y techo flotante): levantamiento de tanques llenos o medio llenos, dependiendo de su capacidad.	- Calentador: unidad destruida. - Regenerador: marcos colapsados. - Motor eléctrico: daño por proyección de partículas. - Ventilador: carcaza y caja dañadas.

DAÑOS EN PLANTAS Y REFINERÍAS (CONTINUACIÓN)

PRESIÓN (psig)	EVALUACIÓN DE DAÑOS POR EXPLOSIONES	
	REFINERÍAS	PLANTAS
7.0	<ul style="list-style-type: none"> - 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 9 caída de la torre. - Torre de regeneración derrumbe de la estructura y la torre. - Torre de vacío octagonal (estructura de concreto): fractura de la estructura, (estructura de acero) caía de la torre. - Tanques de almacenamiento esférico: deformación de la estructura en tanques llenos. 	<ul style="list-style-type: none"> - Reactor catalítico: partes internas dañadas. - Columna fraccionadora: unidad destruida.
10.0	<ul style="list-style-type: none"> - Cuarto de control (construcción de concreto y estructura de fierro): derrumbe de estructura de fierro. 	<ul style="list-style-type: none"> - Cuarto de control (techo de concreto): unidad destruida. - Transformados eléctrico: unidad destruida. - Ventilador: unidad destruida. - Regulador de gas: controles dañados, carcasa y caja dañadas. - Columna de extracción: la unidad se mueve de sus cimientos.
20.0		<ul style="list-style-type: none"> - Tanque de almacenamiento (techo flotante): colapso del techo.
30.0		<ul style="list-style-type: none"> - Motor eléctrico: la unidad se mueve de sus cimientos. - Turbina de vapor: la unidad se mueve de sus cimientos.



TIPO DE ZONA	SOBRE PRESIÓN EN (PSIG)	DIAMETRO (METROS)
Alto riesgo	3	64
Amortiguamiento	2	80
Zona Segura	0.30	320

PLAN DE DISTRIBUCIÓN DE GAS EN LA ZONA DE ALTO RIESGO
 ESCALA: 1:1000
 FECHA: 10/05/2010
 AUTORIZADO: [Logo]
 REVISADO: [Logo]
 DISEÑADO: [Logo]
 ELABORADO: [Logo]

A través de Trabajo de Proyecto se ha realizado el estudio de 250 registros de
 de control y 172 registros del tipo de válvulas y dispositivos de control en
 el sistema integrado de gasoductos, la Línea Interurbana EPD
 para el sistema de distribución de gas en la zona de alto riesgo.

ANALISIS DE CONSECUENCIAS
 PLANTA CC
 Ficha de gasoductos en la zona de alto riesgo de gasoductos

F0-148-AC-12
 2010/05/10



CAPÍTULO IV
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



4.1. RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP.

En esta parte del trabajo se presentan los resultados de actualización de Análisis de Riesgos realizado en la planta Catalítica I, en el periodo del 12 de noviembre de 2002 a Febrero de 2003, por el grupo multidisciplinario de análisis de riesgos de la planta, y liderado por personal especialista en análisis de riesgos de la Universidad Nacional Autónoma de México.

En esta sección se muestran los resultados del cálculo del escenario de fuga de mezcla explosiva en las boquillas de carga del reactor I-D, intencionalmente se asume que la fuga tiene una duración de 10 minutos. Para el cálculo del diámetro del orificio de la fuga, se calcula el diámetro equivalente. En la tabla 4.3 se muestran los resultados del cálculo de la fuga.

Las técnicas empleadas para la actualización del análisis de riesgos son: Análisis de riesgos y Operabilidad HazOp, Árbol de Fallas y Análisis de Consecuencias, para el análisis de consecuencias se empleó el software especializado para simular los eventos, PHAST (Process Hazard Analysis Safety Tool) versión 6.0. También se actualizaron los diagramas de tubería e instrumentación (DTI' s) mismos que fueron incorporados al sistema inteligente de consulta de diagramas técnicos de la Refinería.

Las recomendaciones que a continuación se presentan, son los resultados de análisis HazOp, los cuales están clasificadas según su prioridad con las que deben ser ejecutadas, a continuación se muestran en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Lista Jerarquerizada de Recomendaciones HazOp.

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
1. Hacer un stand pipe nuevo para sustituir el actual.	Estructura poco confiable para seguir operando.	45.El stand pipe tiene 22 años de uso cuando el fabricante recomienda 15 años.	A	4. Convertidor I-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
2. Cambiar el stand pipe a la mayor brevedad posible.	Estructura poco confiable para seguir operando.	45.El stand pipe tiene 22 años de uso cuando se recomiendan 15 años.	A	4. Convertidor 1-D
3. Hacer un distribuidor de aire del primero y segundo paso nuevos para sustituir los actuales.	Estructura poco confiable para seguir operando.	46.El distribuidor de aire del primer paso y segundo paso tiene 22 años de uso cuando el fabricante recomienda 15 años.	A	4.Convertidor 1-D
4.Cambiar los distribuidores de aire del primer paso y segundo paso a la mayor brevedad posible.	Estructura poco confiable para seguir operando.	46.El distribuidor de aire del primer paso y segundo paso tiene 22 años de uso cuando el fabricante recomienda 15 años.	A	4.Convertidor 1-D
5. Configurar alarma por bajo flujo en el indicador FI-27. con señal SCD.	Bajo flujo	21.Falla de vapor de levantamiento en la sección inclinada del Riser.	B	4.Convertidor 1-D
6. Mantener la temperatura de operación en el regenerador de acuerdo a diseño.	Alta Temperatura	44. Incremento en el flujo de aire en el regenerador.	B	4.Convertidor 1-D
7. Verificar las especificaciones para soldaduras, materiales y refractario del 1-D. cumpliendo con las recomendaciones del fabricante.	Alta Temperatura	44. Incremento en el flujo de aire en el regenerador.	B	4.Convertidor 1-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
8. Continuar con la capacitación del personal operativo para la toma de decisiones.	Alta Temperatura	44. Incremento en el flujo de aire en el regenerador.	B	4.Convertidor 1-D
9. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos.	Bajo Flujo	23. Atoramiento de la válvula PV-2 (válvula tapón)	C	4.Convertidor 1-D
10. Incluir dentro del programa de mantenimiento preventivo las bombas del sistema hidráulico.	Bajo Flujo	23. Atoramiento de la válvula PV-2 (válvula tapón)	C	4.Convertidor 1-D
11. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de concreto refractario.	Bajo Flujo	24. Desprendimiento de refractario del Riser.	C	4.Convertidor 1-D
12. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de soldadura en la instalación de anclaje y malla soporte.	Bajo Flujo	24. Desprendimiento de refractario del Riser.	C	4.Convertidor 1-D
13. Cumplir con el procedimiento de secado, de acuerdo con la gráfica.	Bajo Flujo	24. Desprendimiento de refractario del Riser.	C	4.Convertidor 1-D
14. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de concreto refractario.	Bajo Flujo	25. Desprendimiento de refractario en el Stand pipe.	C	4.Convertidor 1-D
15. Cumplir con el procedimiento para la aplicación de soldadura en la instalación de anclaje y malla soporte.	Bajo Flujo	25. Desprendimiento de refractario en el Stand pipe.	C	4.Convertidor 1-D
16. Cumplir con el procedimiento de secado, de acuerdo con la gráfica.	Bajo Flujo	25. Desprendimiento de refractario en el Stand pipe.	C	4.Convertidor 1-D
17. Contar con stock de refaccionamiento para el soplador-turbina y equipos auxiliares.	Bajo Flujo	26. Baja eficiencia del soplador.	C	4.Convertidor 1-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
18. Contar con un gobernador de repuesto para la turbina del soplador.	Bajo Flujo	26. Baja eficiencia del soplador.	C	4.Convertidor 1-D
19. Configurar alarma por flujo en el MIC-9.	Alto Flujo	29. Falla en abierto de MV-8 ó MV-9.	C	4.Convertidor 1-D
20. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	Alto Flujo	30. Falla en abierto de PV-2.	C	4.Convertidor 1-D
21. Contar con el stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	Alto Flujo	30. Falla en abierto de PV-1.	C	4.Convertidor 1-D
22. Configura en el SCD alarma por alto flujo de vapor de dispersión.	Alto Flujo	32. Falla en abierto de la FV-5 (vapor de dispersión).	C	4.Convertidor 1-D
23. Cumplir con el programa de mantenimiento preventivo al sistema electro hidráulico de la PV-1.	Alto nivel en el separador	33. Cierre de la PV-1.	C	4.Convertidor 1-D
24. Establecer cursos formales de capacitación para la operación de la PV-1 y PV-2	Alto nivel en el separador	33. Cierre de la PV-1.	C	4.Convertidor 1-D
25. Contar con stock de trampas de vapor para el sistema de recuperación de condensado para el convertidor.	Alto nivel en el separador	34. Obstrucción de la bajante del catalizador al secador.	C	4.Convertidor 1-D
26. Continuar con la capacitación del personal operativo.	Baja presión diferencial	38. Disminución en el flujo de aire.	C	4.Convertidor 1-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
27. Establecer programas de capacitación al personal operativo y de mantenimiento.	Baja presión diferencial	39. Falla del controlador PDIC-4/B por abertura de SLV-OTE, ó SLV-PTE	C	4.Convertidor 1-D
28. Continuar con la rotación de válvulas de automático a manual.	Baja presión diferencial	39. Falla del controlador PDIC-4/B por abertura de SLV-OTE, ó SLV-PTE	C	4.Convertidor 1-D
29. Contar con el stock de refaccionamiento para mantenimiento de instrumentos, mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas deslizantes.	Baja presión diferencial	39. Falla del controlador PDIC-4/B por abertura de SLV-OTE, ó SLV-PTE	C	4.Convertidor 1-D
30. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento al sistema electro hidráulico de las deslizantes.	Baja presión diferencial	39. Falla del controlador PDIC-4/B por abertura de SLV-OTE, ó SLV-PTE	C	4.Convertidor 1-D
31. Mantener al mínimo las pérdidas de catalizador en el separador y regenerador.	Baja presión diferencial	39. Falla del controlador PDIC-4/B por abertura de SLV-OTE, ó SLV-PTE	C	4.Convertidor 1-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
41. Establecer cursos de capacitación formales al personal de operación y mantenimiento.	Alta temperatura	47. Alimentación de vapores provenientes del reactor, con temperatura excesiva.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
42. Operar el convertidor dentro de los límites establecidos por el diseño.	Alta temperatura	47. Alimentación de vapores provenientes del reactor, con temperatura excesiva.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
43. Actualizar los procedimientos de operación e incluir la nomenclatura del SCD.	Alta temperatura	47. Alimentación de vapores provenientes del reactor, con temperatura excesiva.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
44. Utilizar bombas de doble sello mecánico, según recomendación de API-610 (bombas centrífugas), octava edición y API-682 (sellos mecánicos). (5J, 6J, 7J, 9J, 10J y 11J).	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JI/JAT.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
45. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JI/JAT.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
46. Contar con el stock de refaccionamiento para bombas, motores y turbinas que manejan fluidos a alta temperatura de la sección de fraccionamiento.	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JI/JAT.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
47. Sustituir bombas y turbinas, por equipos nuevos tomando en consideración los años de servicio (22 años) de las que actualmente están instaladas.	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JI/JAT.	C	5. Torre fraccionadora I-E.

Tabla 4.1. Lista Jerarquerizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
32. Establecer programas de capacitación al personal operativo y de mantenimiento.	Baja presión diferencial	40. Por atoramiento de las deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D
33. Continuar con la rotación de válvulas de automático a manual.	Baja presión diferencial	40. Por atoramiento de las deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D
34. Contar con el stock de refaccionamiento para mantenimiento de instrumentos, mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas deslizantes.	Baja presión diferencial	40. Por atoramiento de las deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D
35. Continuar con el cumplimiento del programa de mantenimiento al sistema electro hidráulico de las deslizantes.	Baja presión diferencial	40. Por atoramiento de las deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D
36. Mantener al mínimo las pérdidas de catalizador en el separador y regenerador.	Baja presión diferencial	40. Por atoramiento de las deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D
37. Modernización de las válvulas FV-1 y FV-3, para estar acorde con el SCD.	Alta presión diferencial	41. Falla en abierto de FV-1 y FV-3	C	4.Convertidor 1-D
38. Solicitar estudio para reducir claro en galletas de válvulas deslizantes para operar dentro del rango de control.	Alta presión diferencial	42. Falla en cerrado de las válvulas deslizantes por falla de aire de barrido a guías.	C	4.Convertidor 1-D
39. Solicitar recubrimiento con refractario en las galletas de las válvulas deslizantes.	Alta presión diferencial	42. Falla en cerrado de las válvulas deslizantes por falla de aire de barrido a guías.	C	4.Convertidor 1-D
40. Contar con el stock de refaccionamiento para el sistema de control electro hidráulico e instrumentación de las válvulas deslizantes	Alta presión diferencial	43. Falla del sistema de control al cierre de las válvulas deslizantes.	C	4.Convertidor 1-D

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
48. Contar con instrumentación adecuada de bombas y turbinas.	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JT/JAT.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
49. Instalar sistema de lubricación por niebla para equipos dinámicos de la planta.	Alta temperatura	48. Falla de las bombas 9-JT/JAT.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
50. Revisar el circuito de alimentación eléctrica a motores de VOES. de acuerdo al programa de mantenimiento.	Alta temperatura	49. Falla en cerrado de la válvula VOE-1002.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
51. Utilizar bombas de doble sello mecánico, según recomendación de API-610 (bombas centrifugas), octava edición y API-682, para las 7-J's.	Alta temperatura	50. Falla de las bombas 7-J/JAT/JB.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
52. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.	Alta temperatura	50. Falla de las bombas 7-J/JAT/JB.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
53. Contar con el stock de refaccionamiento para bombas, motores y turbinas, por ejemplo sellos mecánicos, valeros, interruptores, relevadores, manivelas de interruptores.	Alta temperatura	50. Falla de las bombas 7-J/JAT/JB.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
54. Utilizar bombas de doble sello mecánico, según recomendación de API-610 (bombas centrifugas), octava edición y API-682, para las 7-J's.	Alta temperatura	51. Falla de las bombas 10-J/JA.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
55. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.	Alta temperatura	51. Falla de las bombas 10-J/JA.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
56. Contar con stock de refaccionamiento para válvulas de control.	Alta temperatura	52. Falla en cerrado de la FV-42.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
57. Utilizar bombas de doble sello mecánico, según recomendación de API-610 (bombas centrifugas), octava edición y API-682, para las 6-J's.	Alta temperatura	53. Falla de las bombas 6-J/JA.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
58. Establecer cursos de actualización al personal de mantenimiento.	Alta temperatura	53. Falla de las bombas 6-J/JA.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.

Tabla 4.1. Lista Jerarquerizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
59. Contar con stock de refaccionamiento para válvulas de control.	Baja temperatura	54. Falla en abierto de la FV-42.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
60. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	Baja temperatura	54. Falla en abierto de la FV-42.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
61. Contar con stock de refaccionamiento para bombas, motores, reductores de velocidad, ventiladores, acoplamientos.	Alta presión	55. Falla de agua de enfriamiento, en los condensadores 1-C's	C	5. Torre fraccionadora I-E.
62. Contar con stock de refaccionamiento para instrumentos.	Alta presión	55. Falla de agua de enfriamiento, en los condensadores 1-C's	C	5. Torre fraccionadora I-E.
63. Mantener la calidad del agua de enfriamiento, para reducir corrosión, incrustación en los internos de los condensadores.	Alta presión	55. Falla de agua de enfriamiento, en los condensadores 1-C's	C	5. Torre fraccionadora I-E.
64. Continuar con el mantenimiento periódico a celdas de la torre de enfriamiento.	Alta presión	55. Falla de agua de enfriamiento, en los condensadores 1-C's	C	5. Torre fraccionadora I-E.
65. Plataforma de acceso a la VOE-1002, ubicada en el fondo de la torre I-E.	Alto nivel	56. Falla en cerrado de VOE-1001 o VOE-1002.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
66. Instalar indicadores de cierre y apertura de las VOE's, visible en campo.	Alto nivel	56. Falla en cerrado de VOE-1001 o VOE-1002.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
67. Modernizar la válvula PCV-36 por una nueva, ya que la actual no se ha cambiado en 22 años.	Alto nivel	57. Falla de la bomba 5-J.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
68. Contar con stock de refaccionamiento para la válvula de control e instrumentación.	Alto nivel	58. Falla en cerrado de la LV-10.	C	5. Torre fraccionadora I-E.
69. Contar con stock de refaccionamiento para bombas y motores.	Alto nivel	62. Falla de bombas 10-J's.	C	5. Torre fraccionadora I-E.

Tabla 4.1. Lista Jerarquizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
70. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a tiempo de trabajo.	Alto nivel	62. Falla de bombas 10-J's.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
71. Cambiar coples rígidos por flexibles en equipo dinámico.	Alto nivel	62. Falla de bombas 10-J's.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
72. Estudio de administración al cambio para obtener aceite de sellos de mejor calidad.	Mala calidad de aceite de sellos	64. Alto contenido de sólidos en suspensión.	C	5. Torre fraccionadora 1-E.
73. Contar con stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos.	Bajo flujo	22. Falla de vapor de dispersión a la corona de carga por falla del FIC-5.	D	4. Convertidor 1-D.
74. Contar con stock de refaccionamiento para instrumentación del regenerador.	Bajo flujo	27. Falla del los FIC-1, FIC-3, FIC-12 y FIC-13.	D	4. Convertidor 1-D.
75. Continuar con el programa de mantenimiento a instrumentos.	Alto flujo	28. FV-1, FV-3 falla en abierto.	D	4. Convertidor 1-D.
76. Contar con stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	Alto nivel en el separador	35. Falla en abierto de la PV-2.	D	4. Convertidor 1-D.
77. Contar con stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	Alto nivel en el regenerador	36. Falla en cerrado de la PV-2.	D	4. Convertidor 1-D.
78. Contar con stock de refaccionamiento adecuado para instrumentos, mantenimiento mecánico, eléctrico y sistema electro hidráulico de las válvulas PV-1 y PV-2.	Alto nivel en el regenerador	36. Falla en abierto de la PV-1.	D	4. Convertidor 1-D.

Tabla 4.1. Lista Jerarquerizada de Recomendaciones HazOp. (continuación)

Recomendaciones	Desviación	Causa	Clase	Nodo
79. Contar con válvulas adecuadas para bloqueo de bombas, que cumplan con la especificación de acuerdo al producto que se maneja.	Alto nivel	59. Falla de bombas 11-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
80. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a tiempo de trabajo.	Alto nivel	59. Falla de bombas 11-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
81. Continuar con la revisión de la pichincha de bomba en trabajos de oportunidad, cuando presenten síntomas de obstrucción.	Alto nivel	60. Obstrucción de la pichancho de succión de las 11-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
82. Contar con stock de refaccionamiento para bombas y turbinas.	Alto nivel	61. Falla de bombas 9-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
83. Solicitar bombas nuevas para sustituir las que actualmente se encuentran en operación, en base a tiempo de trabajo.	Alto nivel	61. Falla de bombas 9-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
84. Cambiar coples rígidos por flexibles en equipo dinámico.	Alto nivel	61. Falla de bombas 9-J's.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.
85. Contar con stock de refaccionamiento para instrumentos.	Bajo nivel	63. Falla en abierto para LIC/L.V-10.	D	5. Torre fraccionadora 1-E.

4.2. RESULTADOS Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

Los resultados y recomendaciones para el árbol de fallas para la pérdida de presión diferencial, se tiene una probabilidad 1.06×10^{-1} y una frecuencia de 1.120×10^{-1} al año, como se muestra en la tabla 4.2.

Tabla 4.2 Recomendaciones para la pérdida de presión diferencial del convertidor I-D.

ESCENARIO	PROBABILIDAD	RECOMENDACIÓN
1. Pérdida de presión diferencial del convertidor I-D.	1.06×10^{-1}	<ol style="list-style-type: none"> 1. Continuar con la capacitación del personal operativo. 2. Continuar con la rotación de válvulas de automático a manual. 3. Contar con el stock de refaccionamiento para mantenimiento de instrumentos, mecánico y sistema electro hidráulico de las válvulas deslizantes. 4. Mantener al mínimo las pérdidas de catalizadores el separador y regenerador.
	FRECUENCIA 1.120×10^{-1} fallas por año.	<ol style="list-style-type: none"> 5. Establecer programas de capacitación al personal operativo y de mantenimiento.

4.3. FUGA DE GASÓLEO EN LAS BOQUILLAS DE CARGA DEL REACTOR I-D

Tabla 4.3 Velocidad de descarga de mezcla explosiva.

<i>Flujo de descarga</i>	1.08 kg /seg
<i>Duración de descarga</i>	600 s
<i>Cantidad descargada (inventario)</i>	66.133 Kg.
<i>Velocidad en el orificio</i>	22.22 m/s
<i>Estado del material</i>	Líquido

Bajo las condiciones de operación del equipo y debido a la fuga se produce la típica descarga de chorro (jet). si la descarga entra en ignición se produce el dardo de fuego (Jet fire). En la tabla 4.4. se muestra un resumen de los resultados por dardo de fuego. Los resultados mostrados corresponden a una clase de estabilidad atmosférica "F", esto es, un día estable, soleado con nubes moderadas y viento moderado de 10 m/s.

Tabla 4.4 Riesgo por dardo de fuego (Jet fire).

<i>Longitud de la flama</i>	36.08 m
<i>Emisividad de la flama</i>	19.51 Kw/m ²
<i>Velocidad del dardo de fuego</i>	22.18 m/s
<i>Exposición máxima</i>	20 s

Se obtienen tres niveles de las incidencias de radiación térmica por el dardo de fuego y estos se muestran en la tabla 4.5.

Tabla 4.5 Niveles de incidencia de la radiación térmica producto del Jet fire. por incendio de la fuga por boquillas de carga del reactor I-D.

<i>Nivel y categoría</i>	<i>Nivel de radiación incidente Kw./m²</i>	<i>Distancia afectada m</i>	<i>Área afectada m²</i>
<i>1. Bajo</i>	1.4	13.09	538.30
<i>2. Alto</i>	5	7.94	198.05
<i>3. Muy alto</i>	12	0	0

Por otro lado si la fuga, no se enciende rápidamente, formará una nube de vapor no confinada de gasóleos; las afectaciones a las instalaciones y al personal serían principalmente por sobrepresión, esto por la explosión de la nube. En la tabla 4.3., se tiene un flujo de descarga calculado de 1.08 kg/s, considerando que a los diez minutos de iniciada la fuga se produce la explosión; la masa involucrada en cinco minutos sería de 648kg.

4.4. CONCLUSIONES.

4.4.1. CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS HAZOP.

Del análisis de riesgos HazOp podemos concluir que las recomendaciones de clase "A" ya que se consideran de mayor peso, se tienen que tomar en cuenta a la mayor brevedad posible para bajar el índice de riesgo, no es por eso que las recomendaciones de clase "B" y "C" sean de menor importancia, por lo cual también se deben de atender, pero no para ser ejecutadas a la mayor brevedad posible.

Las recomendaciones de clase "D" son mínimas, por lo cual no es necesario atenderlas de inmediato, ya que es muy poco probable que llegue a suceder un desperfecto que ponga en peligro la planta.

4.4.2. CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

Del análisis de árbol de fallas se ve que con las recomendaciones la probabilidad de ocurrencia no baja por completo, pero reduce el riesgo bastante.

Para reducir más o mitigar por completo, se tendría que efectuar un nuevo análisis de riesgos en donde se tomarían nuevas consideraciones.

4.4.3. CONCLUSIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

El análisis de consecuencias nos muestra con claridad la importancia que tiene un análisis de riesgos, ya que si llegara a ocurrir un evento no deseado, se pueden llegar a tener severas pérdidas tanto humanas como materiales.

Con tal análisis de riesgos, podemos elaborar planes de contingencia para poder prevenir dicho evento, y así estar preparados y para saber como reaccionar, por si llegase a ocurrir y así reducir los daños ocasionados.



BIBLIOGRAFÍA



1. The Guidelines Process Quantitative Risk Analysis. Second Edition. 2000. Center for Chemical Process Safety of the American Institute Of Chemical Engineers
New York.
2. Guidelines For Hazard Evaluation Procedures. Second Edition. April 1995. Center for Chemical Process Safety of the American Institute Of Chemical Engineers New York.
3. J. M. Santamaría Ramiro, P. A. Braña Aísa. Análisis y reducción de riesgos en la industria química. Editorial MAPFRE. España 1994.
4. Lees F. "Loss Prevention in the Process Industries", Vols.1-2, Butterworths. London, 1985.
5. Taller de Análisis de Riesgos y Operabilidad. UNAM-Facultad de Química (1999).
6. American Institute Chemical Engineer. Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad HazOp. Forty-Seventh Edition.
7. Perry R.H., Chilton C.H. "Chemical Engineer's Handbook", Five Edition. McGraw Hill KogaLusha Ltd., Tokio. 1973.
8. Perkins H.C., "Air Pollution", McGraw Hill Koga Lusha Ltd., Tokio. 1974.
9. Environmental Protection Agency. "Accidental Episode Manual". Office of Air Programs, Research Triangle Park, North Carolina. 1974.
10. S.E.D.U.E.. "Guía Metodológica para la Evaluación del Riesgo Derivado del Uso Antagónico del Suelo". México 1985.
11. O.I.E.A.. "Dispersión Atmosférica en Relación con el Emplazamiento de Centrales Nucleares: Guía de Seguridad". STI/PUB/549. Viena. 1982.
12. Factory Mutual Systems. "Handbook of Industrial Loss Prevention" 2nd. Edition. McGraw Hill New York. 1967.

13. NIOSH/OSHA, "Pocket Guide to Chemical Hazards", U.S. Dept. of Health and Human Services-U.S. Dept. of Labor, U.S.A., September 1978.
14. Norma Oficial Mexicana 114. Sistema para la Identificación y Comunicación de Riesgos por Sustancias Químicas en los Centros de Trabajo. 1994.
15. National Fire Protection Association (NFPA). Fire Hazards Properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids, Standard 325 M. Quincy Massachusetts. 1990.
16. Robert C. Weast, Ph. D. Handbook of Chemistry and Physics. The Chemical Rubber Publishing CO. Forty- Seventh Edition.
17. Dawson V.C.D., "Safety and Safety Codes" en High Pressure Technology, Vol. I, Edits. Spain I.L. Paauwe J., Marcel Dekker Inc., New York, 1982.
18. "Análisis de Riesgos de Procesos". (ARP): Un Esquema de Mejora de la Técnica HazOp. Cornelio de la Cruz Guerra, Ramón García Pineda, Sonia Monroy Caudillo, Fausto de la Cruz Guerra, Julio Vasquez Lopez y Javier M. Cruz Gomez. Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ) Vol.15 N° 2. 2002.
19. "Manual de Sistema Integral la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental". Dr. M. Javier Cruz Gómez. Petróleos Mexicanos. Octubre de 1998.
20. "Manual de Operación de la Planta de Desintegración Catalítica FCC I". Ing. José Apolos Vasquez Hernandez. IMP Enero de 1986.