

00521
76



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO



FACULTAD DE QUÍMICA

**"ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA
UNIDAD H-OIL 2 DEL COMPLEJO
HIDRODESULFURADOR DE RESIDUALES"**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
I N G E N I E R O Q U Í M I C O

P R E S E N T A :

ERICK MIGUEL LEÓN HERNÁNDEZ



MÉXICO, D.F.

EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA

2003

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

PAGINACION

DISCONTINUA



JURADO ASIGNADO

Presidente.	Prof.	Medina Oropeza Jaime
Vocal.	Prof.	Cruz Gómez Modesto Javier
Secretario.	Prof.	Rivera Toledo Martín
1er. Suplente.	Prof.	Pérez Gabriel Baldomero
2o. Suplente.	Prof.	Flores Puebla Euberto Hugo

SITIO DONDE SE REALIZÓ EL TEMA:

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

Asesor



Dr. Modesto Javier Cruz Gómez

Supervisor Técnico



I.Q. Marco Antonio González Pérez

Sustentante



Erick Miguel León Hernández



Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el contenido de mi trabajo recepcional.

NOMBRE: Erick Miguel

León Hernández

FECHA: 20 de Agosto del 2003

FIRMA: 

Antes que nada quiero dar gracias a Dios por permitirme haber llegado hasta este momento de mi vida y poder compartir con todos mis seres queridos este triunfo que también es suyo.

A todos mis compañeros que a lo largo de la carrera me brindaron todo su apoyo y en especial a la *Asociación de Químicos e Ingenieros Químicos* por tener confianza en mí.

A mis padres *Laurencia y Miguel Ángel* por darme la vida, por cuidarme, por sus consejos y por enseñarme que la vida es maravillosa, por creer en mí, los quiero mucho.

A mis hermanos:

Rodrigo por enseñarme a ser fuerte. Por ser también un ejemplo.

Yuliana por su carisma y alegría.

Luis por su nobleza.

Vicky por cariñosa.

Karen por ser la pequeña y consentida, además de ser latosa.

A mi esposa *Mónica* por su amor, cariño y comprensión para que realizará este trabajo. A mi hija *Vania* que es la alegría de mi vida y con la que he aprendido cosas nuevas, las amo.

A toda mi familia y la de mi esposa, en especial a *mis tíos, abuelos y a mis suegros*.

Y a *todas* y cada una de las personas que he conocido a lo largo de mi vida y que contribuyeron en menor o mayor medida en mi formación.

A la *Universidad Nacional Autónoma de México* y a la *Facultad de Química* por permitirme ser uno de sus alumnos y haber compartido mis triunfos y mis derrotas a través de sus académicos e instalaciones.

Al *Dr. Modesto Javier Cruz Gómez* por que en buena hora me brindo todo su apoyo para la elaboración de esta tesis, al *Ing. Marco Antonio González Pérez* por sus observaciones y comentarios, a la *Ing. Sonia Monroy* por permitirme ser parte de su equipo de trabajo.

A *Pemex Refinación* por brindarme la oportunidad de conocer la industria del petróleo.

A *todos* mis compañeros del *CEASP^A* a quienes considero personas de gran calidad humana y en especial a *Jesús Sánchez* por su apoyo incondicional.

Y recuerden siempre "*lo importante no es llegar, sino saber llegar y mantenerse ahí*"

Gracias de todo corazón.

ÍNDICE DE CONTENIDO

	Página
Capítulo I. Introducción	
Antecedentes	1
Justificación	2
Objetivos	3
Técnicas empleadas	4
Capítulo II. Marco Teórico	
Estudio de los Análisis de Riesgos	5
Análisis de Riesgos	7
Identificación de riesgos	10
Métodos de identificación de riesgos	11
Análisis HazOp	16
Inicio de HazOp	18
Matriz de Riesgos	22
Clasificación de recomendaciones	25
Resultados del Análisis HazOp	25
Análisis de Árbol de Fallas	27
Simbología empleada para el desarrollo de eventos	29
Análisis de Consecuencias	32
Cuantificación de las consecuencias sobre el entorno	37
Recomendaciones	38
Usos del Análisis de Riesgos	39
Seguridad Industrial en Pemex	41
Capítulo III. Trabajo en Campo	
Historia de la Refinería	42
Descripción del proceso de Refinación	44
Descripción del proceso de la unidad H-Oil tren 2	46

	Página
Sistema de alimentación	46
Condiciones de los reactores	48
Operación de los reactores	49
Separación Líquido-Vapor	49
Reacciones químicas de los reactores	52
Elaboración de Análisis de Riesgos	63
Selección de nodos para el estudio HazOp	64
Descripción del circuito de gas de alta presión	67
Registro de HazOp	67
Evaluación cuantitativa de riesgos mediante el Árbol de Fallas	68
Evento tope del Análisis del Árbol de Fallas	69
Análisis de Consecuencias	72
Descripción de los escenarios de accidentes	74
Datos requeridos para simulación	75
 Capítulo IV. Conclusiones y Recomendaciones 	
Resultados	76
Conclusiones	83
Recomendaciones del Análisis HazOp	84
Recomendaciones del Árbol de Fallas	87
Recomendaciones del Análisis de Consecuencias	89
 Apéndices 	
Apéndice A Principales accidentes mundiales	92
Apéndice B Álgebra booleana	93
Apéndice C Actas de reporte HazOp	94
Apéndice D Metodología a utilizar en las etapas del Análisis de Riesgos	104

Bibliografía

Página

105

Índice de Tablas

Tabla 2.1.	Desviaciones del Análisis de Riesgos	17
Tabla 2.2.	Niveles de Gravedad	22
Tabla 2.3.	Niveles de Frecuencia	23
Tabla 2.4.	Matriz de Riesgos	23
Tabla 2.5.	Matriz de Clases de Riesgos	24
Tabla 2.6.	Descripción de las Clases de Riesgo	24
Tabla 2.7.	Potencial de pérdida para el AAF	28
Tabla 2.8.	Pérdida máxima probable para el AAF	29
Tabla 2.9.	Niveles de Radiación	36
Tabla 2.10.	Niveles de Sobrepresión	37
Tabla 3.1.	Descripción de los nodos de la U-3200	64
Tabla 3.2.	Descripción del evento tope para el AAF	69
Tabla 3.3.	Descripción de los escenarios para el Análisis de Consecuencias	74
Tabla 3.4.	Datos para el Análisis de Consecuencias	75
Tabla 4.1.	Resultados de la fuga de DEA	76
Tabla 4.2.	Resultados por explosión de gas debido a BLEVE	77
Tabla 4.3.	Resultados por incendio de gas debido a BLEVE	78
Tabla 4.4.	Distancias límite de inflamabilidad	79
Tabla 4.5.	Lista jerarquizada de recomendaciones para la unidad 3200 con niveles de riesgos de clases B, C y D	85
Tabla 4.6.	Recomendaciones del Árbol de Fallas	87

Índice de Figuras		Página
Figura 2.1.	Desarrollo de las etapas del Análisis de Riesgos	8
Figura 2.2.	Técnica de análisis	26
Figura 2.3.	Simbología de Eventos	30
Figura 2.4.	Compuertas Lógicas	31
Figura 2.5.	Metodología de Análisis de Riesgos	39
Figura 3.1.	Fracciones de gasóleo de vacío	60

Índice de Diagramas		Página
Diagrama 3.1.	DFP de la unidad H-Oil trenes 1 y 2	61
Diagrama 3.2.	Plano de Distribución (Plot Plan) de la unidad H-Oil trenes 1 y 2	62
Diagrama 3.3.	Torre Absorbedora de DEA DA-3101	65
Diagrama 3.4.	Tanque flash FA-3151	66
Diagrama 3.5.	Árbol de fallas	70
Diagrama 3.6.	Bomba GA-3204 para el Análisis del Árbol de Fallas	71
Diagrama 4.1.	Efectos por radiación debido a Jet Fire en tanque flash FA-3151 por fuga de DEA	80
Diagrama 4.2.	Ondas de sobrepresión debido a la explosión de una BLEVE en tanque flash FA-3151	81
Diagrama 4.3.	Efectos por radiación debido a una BLEVE en tanque flash FA-3151	82

GLOSARIO^(9,13,14)

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

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

Amenaza: Probabilidad de que ocurra un fenómeno potencialmente dañino dentro de un área y periodo de tiempo dado.

Análisis de vulnerabilidad: Proceso para determinar el valor arriesgado y la susceptibilidad de los bienes expuestos a una amenaza específica.

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

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

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

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

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

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

Consecuencia: Resultado ocasionado por la desviación.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Incidente: Suceso del que no se producen daños o estos no son significativos, pero que ponen de manifiesto la existencia de riesgos derivados del trabajo. Cualquier suceso no

esperado ni deseado, que no dando lugar a pérdidas de la salud o lesiones a las personas, pueda ocasionar daños a la propiedad, equipos, productos o al medio ambiente, pérdidas de la producción o aumento de las responsabilidades legales.

Inflamable: Materiales con punto de evaporación inferior a 61°C (141.8°F). Es cualquier líquido que tenga punto de inflamación menor de 38°C y una presión de vapor no superior a 2.8 Kg./cm^2 (a 38°C), según la National Fire Protection Association (NFPA).

Intención: Modo normal de operación en ausencia de desviaciones.

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

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

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

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

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

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

Palabras-guía: Grupo de palabras para definir la desviación de la intención.

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

LISTA DE ABREVIATURAS

AAE	Análisis de Árbol de Eventos
AAF	Análisis de Árbol de Fallas
AC	Análisis de Consecuencias
AICHE	<i>American Institute of Chemical Engineers</i> Instituto Americano de Ingenieros Químicos
API	<i>American Petroleum Institute</i> Instituto Americano del Petróleo
AR	Análisis de Riesgo
ASME	<i>American Society of Mechanical Engineers</i> Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos
ASTM	<i>American Society for Testing Materials</i> Sociedad Americana para la Evaluación de Materiales
BLEVE	<i>Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion.</i> Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
FMEA	<i>Failure Modes and Effect Analysis</i> Análisis de Modos de Fallas y Efectos
FMECA	<i>Failure Modes, Effects and Criticality Analysis.</i> Análisis de Modos de Fallo, Efectos y Criticidad
HazOp	<i>Hazard and Operability Studies</i> Análisis de Riesgos y Operabilidad
IDLH	<i>Immediately Dangerous for Life or Health</i> Inmediatamente Peligroso para la Vida o la Salud
NFPA	<i>National Fire Protection Association</i> Asociación Nacional de Protección Contra Incendios

SIASPA

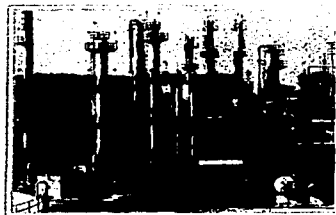
Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental

TLV

Threshold Limit Values

Valores Límites Umbrales

CAPITULO I



INTRODUCCION

TESIS CON
FALLA DE ORDEN

ANTECEDENTES

La seguridad industrial como tema y necesidad no ha sido evaluada de acuerdo con el nivel con el que se ha desarrollado la era de la industria moderna. Si bien las grandes empresas emplean una infraestructura física de seguridad bastante avanzada y sofisticada, a nivel humano la conciencia acerca de la importancia de la seguridad, la responsabilidad y valoración de sus resultados, es insuficiente.

A través de los años se han utilizado muchos índices para medir la seguridad, además de una gran variedad de indicadores para incendios y otras pérdidas de propiedad. La mayoría de las técnicas de medición en el pasado han tenido una cosa en común: Han sido orientadas hacia las consecuencias de la administración de un programa en lugar de ser tomadas en cuenta antes de la pérdida.

En otras palabras, es mejor "medir lo que se hace para prevenir, en lugar de medir lo que ya ocurrió"; tal y como sucede con las actuales estadísticas de seguridad de muchas empresas, mismas que debieran llamarse estadísticas de inseguridad (porque miden los accidentes, días perdidos, incapacidades, etc.).

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

Un riesgo no se puede medir exactamente con precisión, pero sí puede ser estimado con suficiente aproximación.

El Análisis de Riesgos es un intento para ponderar y comparar estimativamente las consecuencias de un accidente contra la probabilidad de que ocurra.

La probabilidad y consecuencias de un accidente se reducen si los riesgos, en sus causas y efectos son identificados. Son importantes también, los estudios sobre las consecuencias de un accidente con los efectos encadenados que se pueden producir.

JUSTIFICACIÓN^(11,14)

PEMEX, y en específico la Refinería "Miguel Hidalgo", buscando ser una de las empresas líderes en materia de seguridad industrial y protección ambiental, está implementando en sus instalaciones el Sistema Integral de Administración de Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA), una herramienta fundamental para asegurar el cumplimiento de las políticas de seguridad, de protección al ambiente y normas nacionales e internacionales, esto con el fin de minimizar eventos indeseables que pudieran resultar en pérdidas humanas, económicas y ambientales; por lo anterior la Universidad Nacional Autónoma de México representada por la Facultad de Química en contubernio con Pemex-Refinación, realizaron el Análisis de Riesgos en el Complejo Hidrodesulfurador de Residuales de la Refinería "Miguel Hidalgo".

El trabajo que a continuación se presenta muestra un Análisis de Riesgos; con este se pretende identificar y evaluar los riesgos involucrados en el proceso de la Unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales, donde se llevo a cabo este análisis; dicho estudio se realizo tambien con el fin de seguir implementando la seguridad en esta área de proceso.

OBJETIVOS

- Identificar y evaluar el nivel de riesgos en la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales mediante la técnica Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
- Determinar la frecuencia de un evento tope o culminante mediante la técnica Análisis de Árbol de Fallas (AAF), en la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales.
- Mediante la técnica Análisis de Consecuencias determinar las consecuencias de un incidente en la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales.
- Establecer las recomendaciones para controlar y reducir el nivel de riesgos en la Unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales aplicando la técnica "HazOp", con el fin de mejorar la operabilidad en la unidad de proceso.
- Dar una forma integral de lo que significa Seguridad, sus mecanismos de apoyo y, básicamente, la importancia que el factor humano desempeña en ella.

TÉCNICAS EMPLEADAS^(1,2)

La metodología integral del Análisis de Riesgos que se aplica y presenta en este trabajo integra las siguientes técnicas:

- HazOp (Hazard and Operability Studies)
- Análisis de Árbol de Fallas (AAF)
- Análisis de Consecuencias (AC)

El HazOp es un estudio cualitativo y sistemático que sirve para identificar desviaciones que, sobre la operación normal, puede sufrir una instalación o proceso.

Un Árbol de Fallas es un diagrama lógico-gráfico que describe la manera en que se pueden combinar diferentes eventos para que ocurra un evento no deseado.

En el Análisis de Consecuencias se identifican las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas y cuantifica la magnitud y alcance de sus efectos sobre las personas, el equipo y el medio ambiente.

La última etapa del proyecto consiste en presentar recomendaciones generales y particulares de cada una de las técnicas empleadas en este proyecto como lo son el Análisis HazOp, el Árbol de Fallas y el Análisis de Consecuencia, además de entregar un plan de trabajo para darle seguimiento a estas recomendaciones en los tiempos establecidos.

CAPITULO II



MARCO TEÓRICO

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

ESTUDIO DE LOS ANÁLISIS DE RIESGOS^(2,5)

La evolución que día a día sufre la industria química en el mundo tiene una importancia relevante para el desarrollo económico y para la vida moderna, dado que diariamente usamos diversos tipos de productos y materiales, en los que está presente una gran variedad de sustancias químicas. La gama de diversos productos en el mercado, la existencia de procesos cada vez más complejos, el almacenamiento y transporte de las sustancias y productos químicos, hace que el organismo humano esté expuesto a estos factores que pueden representar riesgo para la salud.

“La evaluación de riesgos es una forma de identificar y analizar la importancia de situaciones peligrosas asociadas a un proceso o actividad”, sus objetivos principales se basan en:

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

Además de obtener un panorama general y amplio de espacio, tiempo y fuentes de riesgos e identificar los más graves para evitarlos o controlarlos. Esta evaluación puede ser realizada por una sola persona, sin embargo, para obtener una evaluación de alta calidad se necesita de la participación de un equipo multidisciplinario.

Las diferentes áreas donde se realizan la evaluación de riesgos se desarrollan en seguridad industrial, en salud, en el medio ambiente y en el ámbito financiero por mencionar algunos. Todos los riesgos tienen efectos económicos contraproducentes.

Peligro o riesgo⁽¹³⁾

Todas las evaluaciones comienzan con la identificación de peligros o con la definición de cualquier problema, un *peligro* es un agente químico, físico o biológico o un conjunto de condiciones que pueden causar daños, es decir, sólo existe un riesgo cuando la población esta expuesta a un peligro. El *riesgo* está siempre asociado a la factibilidad de que ocurra un evento no deseado, también es usado para indicar la posibilidad de sufrir una pérdida o como una medida de pérdida económica o daño a las personas.

Existe una diferencia entre peligro y riesgo 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 el riesgo es o no aceptado, se requiere estimar la magnitud mediante un Análisis de Riesgos.

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

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

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

Es complicado cuantificar las pérdidas económicas de los accidentes industriales. A las pérdidas materiales habría que adicionar los costos derivados de la interrupción de la producción, la pérdida de materias primas, la indemnización por daños causados a

personas y propiedades, las derivadas del pago de seguros, además de la pérdida de imagen y la publicidad negativa que la compañía sufre.

La industria química a lo largo de su historia a tenido catástrofes en el ámbito mundial, afectando de una forma considerable el medio ambiente y la sociedad, si nos referimos a la década de los 80's, no es difícil construir una lista de accidentes que han causado grandes pérdidas, humanas y materiales, el apéndice A nos muestra algunos de estos accidentes de mayor impacto, relacionados con la producción y transporte de productos químicos.

De alguna forma, a raíz de estos accidentes se desarrollaron herramientas de gran importancia para la prevención de accidentes dentro de la industria que pudieran afectar el medio ambiente. Estas herramientas se utilizan para el desarrollo de los Análisis de Riesgos.

ANÁLISIS DE RIESGOS^(2,5,13,14)

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

El objetivo principal de un Análisis de Riesgos es el de poder responder las siguientes preguntas:

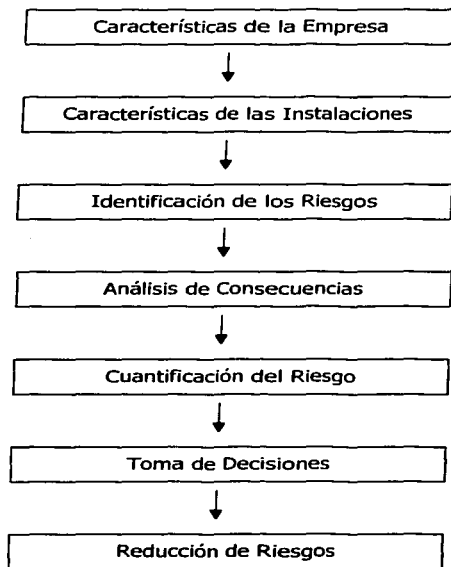
- ¿Dónde pueden existir fallas?
- ¿Cuáles son sus causas básicas?
- ¿Cuáles son las consecuencias y la frecuencia con la que ocurren los accidentes?
- ¿Son en verdad los riesgos tolerables?

Para poder dar respuesta a las preguntas anteriores es necesario realizar un Análisis de Riesgos el cual consiste de las siguientes etapas.

Etapas del Análisis de Riesgos

En la siguiente figura se muestran las etapas de un Estudio de Análisis de Riesgos.

Figura 2.1. Desarrollo de las etapas del Análisis de Riesgos⁽²⁾



Implementar un programa de seguridad en los procesos, puede ayudar a una organización a administrar los riesgos de una planta durante todo su tiempo de vida. Los

administradores deben ser capaces de desarrollar y mejorar su entendimiento de los factores que contribuyen a los riesgos de operación de una planta.

Características de la Empresa

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

Aspectos fisiográficos

- Ubicación de la empresa.
- Fuentes de abastecimiento de agua.
- Estimación y caracterización del tipo y del número de habitantes.
- Sistemas viales.

Aspectos meteorológicos

- Temperatura, índices pluviométricos
- Humedad relativa del aire, velocidad y dirección de los vientos.

Características de las Instalaciones

- Disposición física (*layout*).
- Especificaciones de los equipos.
- Descripción de las operaciones y de los procedimientos de seguridad.
- Identificación y caracterización de las fuentes de ignición.
- Sustancias involucradas y sus características fisicoquímicas y toxicológicas.
- Condiciones de almacenamiento.
- Diagramas de tubería e instrumentación y de flujo de proceso.
- Instrumentos. Presión, caudal, datos de operación y sistemas de seguridad⁽¹²⁾

IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS^(5,13)

En esta etapa se contempla identificar los posibles eventos no deseados que pueden conducir a la ocurrencia de un riesgo, a fin de definirse las hipótesis que podrán acarrear consecuencias significativas. Por tanto, deben emplearse métodos de identificación de riesgos, tales como:

- Listas de verificación (*Checklists*).
- Análisis Histórico de Accidentes.
- Índice Dow/Mond.
- Análisis de Modos de Fallas y sus Efectos (FMEA).
- Análisis de Árbol de Eventos (AAE).
- Análisis de Error Humano.
- Análisis *What if...?* ("¿Qué pasa si...?").
- Estudio de Riesgos y Operabilidad (HazOp).
- Análisis de Árbol de Fallas (AAF).
- Análisis de Consecuencias y Efectos.

Previa identificación de los posibles accidentes se procede a evaluar sus consecuencias así como medir el impacto y los daños causados (ver apéndice D).

Para realizar los estudios cuantitativos de los Análisis de Riesgos, se requiere de la estimación de frecuencias ocurridas en las fallas de los equipos. De la misma manera, se puede estimar la probabilidad de errores humanos y los daños causados por terceros o agentes externos, que en muchas de las veces deben ser cuantificados en el cálculo de riesgo. Para el cálculo de las frecuencias de los escenarios de accidentes, se pueden utilizar, entre otras, las siguientes técnicas: Análisis Histórico de Accidentes, Análisis de Árbol de Fallas (AAF) y Análisis de Árboles de Eventos (AAE).

La principal función del estudio de Análisis de Riesgos, es de considerarlo como instrumento significativo de gestión y planeamiento. Sin este, toda empresa podría no

estar conscientes de enfrentar los riesgos que podrían ocasionar pérdidas considerables y que incluso hasta podrían causar la desaparición de la misma.

De alguna forma la importancia que requiere el implantar estudios y programas específicos que contemplen adecuadamente el manejo de los riesgos existentes al desarrollar las actividades peligrosas.

MÉTODOS DE IDENTIFICACIÓN DE RIESGOS^(2,3,5,13)

La identificación de riesgos es el paso principal del análisis, pues cualquier riesgo que no sea identificado no será objeto de estudio. Por otra parte, si se identifica este riesgo es probable que se tomen medidas para reducirlo. Asumir que un evento no puede pasar porque antes no ha sucedido es una suposición muy pobre para la identificación de riesgos.

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

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

Los *métodos comparativos* se basan en la experiencia acumulada de varios años, de las personas involucradas directamente en los procesos de determinadas áreas, dentro de los cuales podremos encontrar los siguientes tres:

1. Listas de Verificación (*CHECKLIST*)

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

2. Análisis Histórico de Accidentes

Este tipo de análisis usa la información de accidentes ocurridos. Los riesgos identificados durante el análisis son reales, siendo esto su principal objetivo y a la vez su principal desventaja, debido a que durante este análisis se toman en cuenta sólo las causas que provocaron los accidentes y no considera todas las posibilidades importantes que pudieran haberlo materializado. Además la información disponible sobre su accidente es limitada, ya que estos, en muchos de los casos se registran incompletamente o no se registran.

3. Códigos, Estándares y Normas

Esta es una técnica comparativa de identificación de riesgos que se usa para evaluar la seguridad de una planta de proceso. La mayoría de las plantas químicas, de refinación y petroquímicas han elaborado manuales técnicos internos que indican como diseñar, fabricar, distribuir, instalar, operar, modificar y dismantelar los equipos de proceso. 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, etc.).

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, los cuales se describen a continuación:

Índices de Dow/Mond

El Índice Dow (de incendio y explosión) 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 de riesgo. No se utiliza para señalar riesgos individuales sino que proporciona un valor numérico que permita identificar áreas en las que el riesgo potencial alcanza un nivel determinado.

Para elaborar un Índice Dow se necesita 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 de Índice Dow y relación de costos del equipo instalado en la planta. El Índice Mond es similar al Índice Dow con la diferencia de que el primero incluye aspectos de toxicidad.

Los *métodos generalizados* proporcionan esquemas de razonamiento más sistemáticos y son herramientas de análisis más versátiles y útiles, los cuales se describen a continuación:

Análisis de Modos de Fallo y sus Efectos (FMEA)

El Análisis de Modos de Fallo y sus Efectos (FMEA), es un método analítico "paso a paso", que es un tipo de análisis de factibilidad, se usa para analizar sistemas complejos de ingeniería. El FMEA procede como sigue:

- Críticamente examina el sistema de interés.
- Divide el sistema en varios componentes.
- Examina cada componente individual y registra todas las posibilidades por las cuales el componente podría fallar. Para cada falla potencial se asigna un grado de riesgo, 0,1,2,3 y 4, sin riesgo, leve, moderado, extremoso y severo, respectivamente.
- Examina todas las fallas potenciales para cada componente individual del sistema y decide que efecto de la falla puede ocurrir.

Las desventajas del análisis *FMEA* son básicamente dos, la primera es que se omite el error humano, y la segunda es que solo se enfoca a los componentes de un sistema como si operaran en un vacío, no toma en cuenta los mecanismos de interfase entre los componentes o entre los sistemas; es efectivo para identificar combinaciones de fallos que den lugar al accidente.

Análisis de Árbol de Eventos (AAE)

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

Análisis de Error Humano

El Análisis de Error Humano es usado para identificar riesgos que pueden ser causa de accidentes. 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, entre otros del personal. Su propósito es localizar áreas o situaciones en las cuales la persona encargada está expuesta a tomar decisiones impropias que podrían conducir a un evento indeseable.

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

El factor humano es esencial durante la realización de una determinada operación, sobre todo en el área de mantenimiento, a causa de esto del 60 al 80% de los accidentes mayores son debidos a error humano.

Dos aproximaciones del Análisis de Error Humano pueden ser efectivas:

1. Observación de los trabajadores en el área de trabajo para notificar de los riesgos (la tarea aproximada del análisis) y
2. Actualmente desarrollando actividades en el trabajo para obtener de primera mano el sentido de los riesgos.

A pesar de cómo se conduce este Análisis, es una buena idea ejecutarlo en conjunción con el FMEA's y HazOp's.

Análisis *What If...?*

El Análisis ¿Qué pasa si...?, consiste en determinar las consecuencias no deseadas originadas por un evento. Este tipo de análisis no está tan estructurado como el análisis FMEA o HazOp.

Es un método del que no existe tanta información como el resto ("es más artesanal"), sin embargo los especialistas avezados en la aplicación de esta técnica consideran que es una herramienta fácil de emplear y menos tediosa que las otras.

El método puede aplicarse para examinar posibles desviaciones en el diseño, construcción, operación o modificaciones de la planta. Es importante destacar que suele ser un método potente únicamente si el equipo humano asignado es experimentado.

ANÁLISIS HazOp (*Hazard And Operability Studies*)^(2,3,5,9,13,14)

El Análisis HazOp, es un método que fue desarrollado en los años 70's en Gran Bretaña por ingenieros de la Imperial Chemical Industries, como respuesta a la creciente escala y complejidad de los procesos en la industria química, tanto en la operación como en la automatización y se reconoció que los accidentes eran resultado de una cadena lógica de causas y circunstancias, que podían evitarse o por lo menos reducir su gravedad o frecuencia, cabe mencionar que el HazOp no solo trabaja con los nuevos procesos sino también de igual forma con los anteriores. Los objetivos principales de HazOp son:

- 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, por el entendimiento del proceso en situaciones tanto normales como anormales.

Un estudio HazOp identifica los riesgos asociados con la operación del sistema, investigando las desviaciones posibles de la planta de su operación normal. Es muy importante aclarar que un estudio HazOp no tiene como objetivo encontrar soluciones a los problemas encontrados.

El HazOp consiste en revisar la planta en sesiones durante las cuales un equipo multidisciplinario de profesionales que aporta un sin fin de ideas sobre su diseño,

mantenimiento, operación, etc., partiendo de las distintas *experiencias* de los técnicos que forman el equipo HazOp lo que representa una gran ventaja.

El líder del equipo realiza inicialmente una identificación de nodos por procesos. De cada uno de estos nodos se estudian las desviaciones en los parámetros de proceso utilizando las palabras-guía, mostradas en la siguiente Tabla.

Tabla 2.1. Desviaciones del Análisis de Riesgos

Palabra Guía	Significado
No	Negación de lo previsto en diseño (Ejemplo: No flujo).
Más	Aumento cuantitativo de una variable (Ejemplo: Más flujo).
Menos	Opuesto a más (Ejemplo: Menos presión).
Además de	Aumento cuantitativo (Ejemplo: Impurezas).
Parte de	Disminución cuantitativa (Ejemplo: menos proporción de un componente de una mezcla).
Inverso	Lo opuesto a lo previsto en diseño (Ejemplo: Flujo inverso).
Otro que	Lo que puede suceder fuera de las condiciones normales de operación (Ejemplo: mantenimiento, puesta en marcha, falla de servicio).

Por su parte, el resto del equipo multidisciplinario deberá identificar las desviaciones de las condiciones normales en una determinada etapa de la planta, cada una de las cuales serán estudiadas, identificando sus causas, sus consecuencias y las acciones a tomar en caso de que éstas sean problemáticas.

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

El HazOp se basa en dos premisas fundamentales:

- Los sistemas funcionan bien cuando operan de acuerdo a las condiciones normales de operación de un sistema.
- Los riesgos y problemas operacionales son generados por desviaciones de las condiciones normales de operación de un sistema.

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

- a) Selección del proceso/sistema para ser analizado.
- b) Conformación de un equipo de expertos.
- c) Explicación de la técnica Análisis HazOp a todos los miembros del equipo.
- d) Establecer metas y tiempos para el desarrollo del Análisis HazOp.
- e) Conducir con ideas brillantes las sesiones.
- f) Identificar Protecciones.
- g) Dar Recomendaciones.
- h) Resumir todas las ideas.

INICIO DE HazOp^(12,14)

Para elaborar el estudio HazOp se necesita seguir la siguiente metodología:

1. Definición de los objetivos y el alcance del estudio.

Los objetivos y el alcance del estudio deben ser lo más claros posibles, deberán fijarse con ayuda de los responsables de la Planta, asistido por los Ingenieros de Seguridad. Además de identificar problemas de operación y riesgos asociados a la planta, pueden existir algunos otros más concretos como por ejemplo el de verificar la instrumentación de

seguridad, así como las consecuencias que se generan, seguridad física, pérdida de planta o equipo, producción, impactos ambientales, entre otros.

2. Selección del Equipo HazOp.

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

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

Además el grupo requiere del nombramiento de un coordinador principal y de un secretario. El coordinador tiene como principal misión mantener orientado las sesiones hacia el objetivo del HazOp, también deberá de actuar como moderador en las reuniones y el secretario se encarga de llenar los formatos que documentan el estudio, a medida que éste avanza. El Coordinador debe tener siempre presente lo siguiente:

- No deberá dominar o intimidar en ningún momento, a los miembros del equipo.
- Hacer activa la participación de todos los miembros.
- Hacer que los miembros combinen ideas apropiadas para formar ideas mejores.

3. Preparación de Sesiones

Las sesiones dependerán en gran medida del tamaño y la complejidad de la planta. El trabajo de preparación consiste en obtener los datos necesarios, extraer la información aprovechable (no intentar trabajar "entre papeles" innecesarios), planear la secuencia del estudio y convocar las sesiones.

Típicamente los datos consisten de diagramas de flujo de proceso (DFP's), isométricos y diagramas de tubería e instrumentación (DTI's), complementando esta información con manuales de operación, manuales de equipos, diagramas lógicos de control, etc., que contienen la suficiente información para poder trabajar en este análisis, aunque cabe mencionar que estos datos deben ser corroborados, para asegurar que no existe discrepancia o ambigüedad.

Una variedad de aproximaciones pueden ser usadas en el Análisis HazOp. Una de ellas es la recomendada por la AICHE (American Institute of Chemical Engineers), usando palabras guías como se describen en la Tabla 2.1.

4. Convocatoria de Sesiones

Cubiertos casi en su totalidad los puntos anteriores, el coordinador del equipo deberá convocar a sesiones. El primer paso es evaluar las horas de sesión necesarias para realizar el estudio. El estudio puede darse en un recipiente a presión por ejemplo, una torre de destilación, un reactor o bien un separador líquido/vapor; dependiendo de cada nodo que se determine, se tomará el tiempo necesario para su análisis.

Una vez determinada la duración del estudio se convocara a las sesiones. Cada sesión no deberá durar más de tres horas (ideal) y preferentemente por la mañana (aunque habría que considerar la ocupación del personal de la planta). Sesiones más largas se hacen excesivamente tediosas y lógicamente repercute en la calidad del estudio. Cabe mencionar que el tiempo que se le dedique a cada nodo dependerá de su complejidad, por lo tanto este tiempo estimado es un aproximado.

Existe un programa por computadora (*software*) para aplicar la metodología en forma sistemática a plantas y procesos, además permite que los resultados se registren en planillas y formularios en forma automática. Este programa es *HazOp Wizard@*, utilizado para el Análisis HazOp.

Una vez cubiertos los puntos anteriores, se procede a dividir los nodos. Los nodos son partes del proceso lo suficientemente pequeños para ser significativos y lo suficientemente grandes para poderse manejar, 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; los nodos se definirán a partir del estudio de diseño, de la operación y del mantenimiento de la instalación: estos se establecen a partir de la función que cumple el equipo o los equipos (líneas de proceso, líneas de combustible, líneas de subproductos) y de la dirección de flujo.

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

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 e 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.

Adicionalmente, se identifican las protecciones con las que cuenta la instalación y se proponen recomendaciones para evitar las causas y disminuir las consecuencias. Esto se hace hasta agotar todas las palabras guía que se apliquen a la variable y para todas las variables que afecten a cada nodo. Finalmente, el proceso se continúa para todos los nodos de la instalación. Para la documentación del HazOp se cuenta con formatos especiales para cada una de las desviaciones: causas, consecuencias, protecciones y recomendaciones. Habitualmente los resultados de las reuniones HazOp se registran en forma de tabla; sin embargo, las recomendaciones se pueden dar en forma separada.

MATRIZ DE RIESGOS^(2,14)

Para asignar el Índice de Riesgo en el Análisis HazOp se combina la frecuencia y la gravedad, con la aplicación del conocimiento y experiencia del equipo multidisciplinario empleando la Tabla 2.2. y 2.3.

Tabla 2.2. Niveles de Gravedad

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

Tabla 2.3. Niveles de Frecuencia

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

El Índice ó 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 las prioridades de las recomendaciones a implementar deberá usar una matriz de riesgo que combine la probabilidad de ocurrencia de un accidente y la severidad ó gravedad de las consecuencias del mismo; estos dos factores se unen en una "Matriz de Riesgos" Tabla 2.4., que determina el Nivel de Riesgo.

Tabla 2.4. Matriz de Riesgos

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

**TESTE CON
FALLA DE ORIGEN**

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 dichos riesgos, se origina una Matriz de Clases de Riesgos representada en la Tabla 2.5.

Tabla 2.5. Matriz de Clases de Riesgos

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

Los riesgos de 1 a 3 son inaceptables, de 4 son indeseables, los de 6 son aceptables con controles, mientras que del 7 al 10 son aceptables como están. La gravedad de la consecuencia también la determinará el equipo multidisciplinario, según su experiencia y a partir de la Tabla 2.6.

Tabla 2.6. Descripción de las 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 clase C o menor dentro de un periodo de 6 meses
4	B	Indeseable	El riesgo deberá mitigarse mediante controles de ingeniería y/o administrativos hasta un riesgo clase C o menor dentro de un periodo de 12 meses
6	C	Aceptable con controles	Debe verificarse que los procedimientos o controles estén en su lugar, en uso y que sean efectivos
7 a 10	D	Aceptable como está	No se requiere mitigar el riesgo

CLASIFICACIÓN DE RECOMENDACIONES

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

CLASE A. Las recomendaciones de la clase **A** son las que tienen la más alta prioridad. Esto significa que es necesaria una acción inmediata para mitigar la ocurrencia del accidente o su consecuencia.

CLASE B. Las recomendaciones de la clase **B** son las que tienen prioridad media. Esto quiere decir que la administración debe evaluarlas mediante un análisis costo – beneficio y el fundamento de la recomendación dada para reducir el riesgo, para que basado en esto se tome la decisión de “aceptar o no el riesgo”.

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

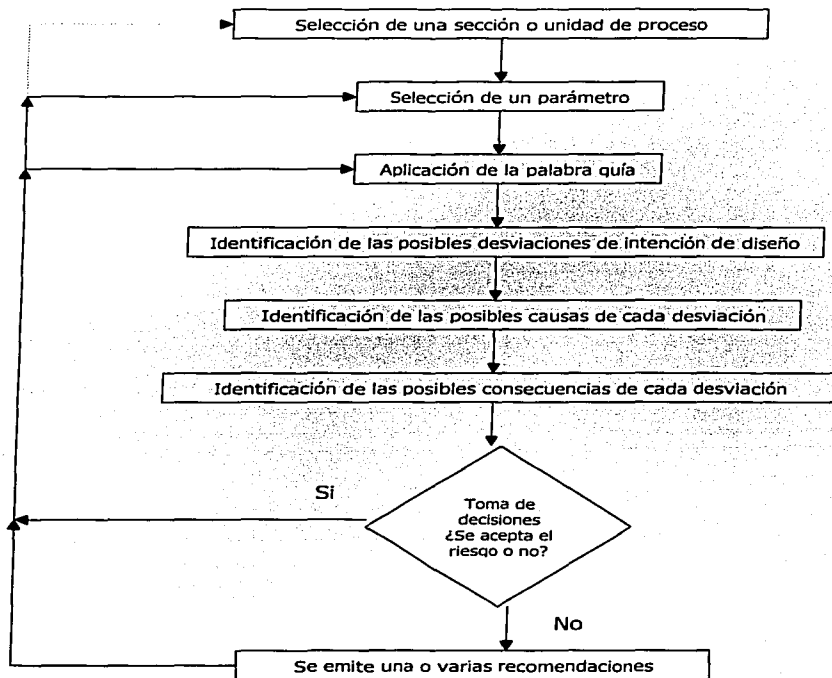
RESULTADOS DEL ANÁLISIS HazOp

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

1. Una breve descripción del proceso.
2. Una lista de dibujos o procedimientos descriptivos.
3. Los nombres, filiaciones y asistencia de los miembros del equipo.
4. Una breve descripción de cómo se utilizó la técnica HazOp.
5. Las notas de las reuniones HazOp.

6. Una lista de mejoras potenciales en seguridad (recomendaciones o acciones) para la consideración de la gerencia de la planta.

Figura 2.2. Técnica de Análisis⁽¹⁴⁾



ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS^(4,5,9,13)

El Análisis de Árbol de Fallas (*AAF*) es único, en el sentido de que razona hacia atrás a partir de un evento tope o culminante. Evidentemente la selección de eventos a analizar estará condicionada por el conocimiento del analista.

La técnica supone que un suceso no deseado (un accidente por ejemplo) ya ha ocurrido, y busca las causas del mismo y la cadena de sucesos que pudieron haber provocado esta variante; usando la lógica inductiva, que es la identificación de un evento principal.

Es aplicable a sistemas formados por eventos que se pueden describir con lógica *Booleana* (el evento ocurre o no) y es útil cuando:

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

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

El evento tope es el accidente (o evento no deseado) que es el sujeto del *AAF* (este evento normalmente se identifica a través de previas evaluaciones de riesgos). Los eventos topes se deben definir precisamente para el sistema o la planta que se está evaluando, debido a que los análisis muy amplios y los eventos pobremente definidos normalmente conducen a análisis ineficientes.

Es cuantitativa porque puede estimar la frecuencia o probabilidad de ocurrencia de dicho evento. Para elaborar un Árbol de Fallas se requiere de la selección de un evento tope, este se selecciona durante el desarrollo del estudio HazOp.

Metodología para el Análisis de Árbol de Fallas

- Identificación de la falla del sistema (evento tope o culminante) que será analizado, este se colocara en la parte superior del árbol.
- Por medio de compuertas lógicas "Y" u "O", se muestra la relación de fallas del evento culminante con los eventos básicos
- Para proceder al nivel más bajo se repiten los pasos anteriores hasta identificar todas las fallas posibles del evento culminante.
- Calcular la probabilidad del evento culminante empleando el Álgebra Booleana.

La ventaja principal del Árbol de Fallas es que el análisis está solo restringido (concentrado) a un evento particular.

Cuando el Árbol de Fallas está completamente terminado, se utiliza para analizar qué combinación de fallas de componentes, errores operacionales u otras fallas pueden causar el evento tope. El Árbol de Fallas se emplea para calcular la *probabilidad de falla* y *frecuencia* del evento tope analizado. El criterio para asignar la probabilidad de los eventos básicos en un Árbol de Fallas se describe en las siguientes tablas:

Tabla 2.7. Potencial de pérdida para el AAF

Probabilidad (P)	Frecuencia probable (F)
10^0	Inminente (Puede ocurrir en cualquier momento).
10^{-1}	Muy probable (Ha ocurrido o puede ocurrir varias veces al año).
10^{-3}	Probable (Ha ocurrido o puede ocurrir en una año).
10^{-5}	Poco probable (No se ha presentado en 5 años).
10^{-7}	Improbable (No se ha presentado en 10 años).
10^{-9}	No se ve probabilidad de que ocurra.

Tabla 2.8. Pérdida máxima probable para el AAF

Potencial de pérdida (P^0)	Pérdida probable total (dólares)
1	1 a 100
10^{-1}	100 a 1,000
10^{-2}	1,000 a 10,000
10^{-3}	10,000 a 100,000
10^{-4}	100,000 a 1,000,000
10^{-5}	1,000,000 a 10,000,000
10^{-6}	10,000,000 a 100,000,000
10^{-7}	100,000,000 a 1,000,000,000
10^{-8}	Mayor de 1,000,000,000

Si la probabilidad del evento culminante es menor que el potencial de pérdida, el riesgo puede aceptarse y es necesario controlarlo en su nivel actual.








SIMBOLOGÍA EMPLEADA PARA EL DESARROLLO DE EVENTOS⁽¹³⁾

Las compuertas conectan los eventos de acuerdo con las relaciones causales. Una compuerta puede tener uno o más eventos de entrada pero sólo un evento de salida. El evento de salida de una compuerta *AND* ocurre si todos los eventos de salida ocurren simultáneamente.

Por otro lado los eventos de salida de una compuerta *OR* ocurren si cualquiera de los eventos de salida ocurre. Las relaciones causales expresadas por una compuerta *AND* y por una compuerta *OR* son determinísticas, porque la ocurrencia del evento de salida está completamente controlada por el evento de entrada.

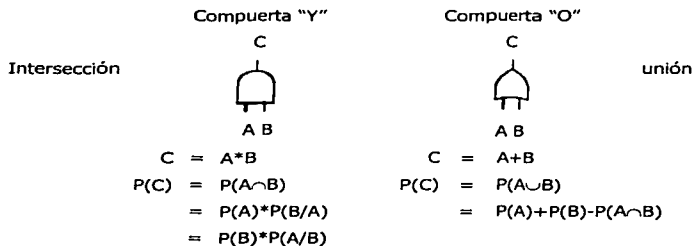
La siguiente figura nos muestra la simbología empleada en el desarrollo del Análisis de Árbol de Fallas.

Figura 2.3. Simbología de Eventos⁽¹³⁾

Símbolo	Significado	Descripción del Evento
	<p>El evento de salida ocurre si todos los eventos de entrada ocurren.</p>	<p>AND</p>
	<p>El evento de salida ocurre si cualquiera de los eventos de entrada ocurren.</p>	<p>OR</p>
	<p>Constituyen la base de la raíz del árbol. No necesitan desarrollarse más.</p>	<p>Evento básico</p>
	<p>Resultan de la interacción de otros sucesos que a su vez se desarrollan mediante puertas lógicas..</p>	<p>Evento intermedio</p>
	<p>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>Evento no desarrollado</p>
	<p>Es usada para introducir las condiciones límites del Árbol de Fallas.</p>	<p>Evento casa</p>
	<p>Se utiliza para continuar el desarrollo del árbol en otra parte (por ejemplo, en otra pagina, por falta de espacio).</p>	<p>Evento de transferencia</p>

La manera en que se combinan los eventos se hace por medio del uso de compuertas lógicas *and* y *or*, esto es porque estas dos compuertas son las que unen o ligan los eventos intermedios con los otros eventos.

Figura 2.4. Compuertas Lógicas



Cada evento primario es una falla y pueden ser de los siguientes tipos: de equipo, errores humanos o eventos externos tales como condiciones climatológicas, acciones de sabotaje, etc. Para la evaluación del Árbol de Fallas se realiza, una expresión lógica y se construye el evento tope en términos de combinaciones (uniones e intersecciones) de los eventos básicos. Esto se considera como un análisis cualitativo.

Posteriormente estas expresiones se emplean para dar la probabilidad del evento tope en término de las probabilidades de los eventos primarios.

Esto se considera como el análisis cuantitativo. Esto significa que conociendo las probabilidades de los eventos primarios podemos conocer la probabilidad del evento tope. Para realizar estas simplificaciones las reglas del álgebra de *Boole* son muy útiles (ver apéndice B).

Ventajas y limitaciones del Análisis de Árbol de Fallas⁽⁵⁾

Ventajas

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

Limitaciones

- Es un método inductivo.
- Es difícil estar seguro de que el árbol está completo.
- Es difícil considerar eventos no independientes y fallas comunes.
- El tamaño del árbol de falla crece rápidamente.

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS⁽¹³⁾

Los incendios y las explosiones han sido el tipo más frecuente de accidente en la industria química, seguido por la fuga y derrames de sustancias químicas peligrosas o no. La mayoría de estos accidentes en plantas de proceso son resultado de fugas por poros en secciones de alta presión, incendios en calentadores por fuga o ruptura de sus tubos, así como sobrepresión en equipos críticos por manejar altas temperaturas y presiones.

Desde el punto de vista del Análisis de Riesgos, la evaluación de consecuencias de incendios y explosiones, requiere el conocimiento de datos que definan el escenario en el cual ocurre el incendio o la explosión.

Los modelos matemáticos empleados simulan la descarga de materiales, generando información útil para determinar las consecuencias en caso de darse un accidente,

incluyendo la velocidad de descarga, la cantidad total y el estado físico del material descargado.

Esta información es valiosa para evaluar el diseño de nuevos procesos y en el caso de procesos en operación, evalúa los sistemas de seguridad existentes en la instalación. Los modelos están constituidos por ecuaciones empíricas o fundamentos que representan el proceso fisicoquímico que ocurre durante la fuga de un material.

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

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

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

Jet Fire. Si un gas licuado o comprimido es descargado de un tanque de almacenamiento o una tubería, 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 del medio ambiente. Si el material entrara en contacto con una fuente de ignición, entonces ocurre un Jet Fire o fuego de chorro.

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

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

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

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

VCE. Explosión por Nube de Vapor "VCE", puede definirse simplemente como una explosión que ocurre en el aire y causa daños por 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 tóxico que se dispersará en dirección de los vientos dominantes, y su concentración variará en función inversa a la distancia que recorra. Los efectos tóxicos de exponerse a estos materiales dependen de la concentración del material en el aire y de su toxicidad.

Los objetivos del Análisis de Consecuencias son los siguientes: identificar las posibles formas de progresión de eventos que involucren sustancias peligrosas; y cuantificar la magnitud y alcance de sus efectos sobre las personas, el equipo y el ambiente.

Los efectos evaluados son aquellos que se derivan de la toxicidad de las sustancias, de los problemas de sobrepresión y de los altos niveles de radiación térmica producidos por la combustión de materiales inflamables.

Para la documentación del Análisis de Consecuencias se genera un reporte que contiene la siguiente información: un listado de los escenarios analizados, la descripción detallada de cada escenario, una memoria de las simulaciones y cálculos efectuados y la lista de todas las recomendaciones emitidas en el Análisis de Consecuencias.

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

- Radiación térmica: quemaduras de diversa gravedad, muerte por quemaduras.
- Onda de choque:

a) Daños directos.

- Rotura de tímpano.
- Aplastamiento de la caja torácica.

b) Daños indirectos.

- Por desplazamiento del cuerpo.
- Por impacto contra el cuerpo de fragmentos.
- Por heridas ocasionadas por astillas de vidrio.

Las consecuencias sobre el equipo pueden deducirse de valores tabulados (caso de las ondas de choque) o de determinados modelos semiempíricos (caso de la radiación térmica).

Finalmente, las consecuencias sobre el entorno, que en algunos casos puede aparecer a medio o largo plazo, hay que estimarlas con modelos de tipo más cualitativo.

Los Estudios de Seguridad suelen centrar los cálculos de consecuencias en la estimación del alcance de tres magnitudes físicas peligrosas fundamentales: Radiación térmica (kW/m^2 , calor por unidad de área), sobrepresión (bar) y toxicidad (ppm).

Los umbrales habitualmente utilizados para establecer los daños se describen en las siguientes tablas.

Tabla 2.9. Niveles de Radiación

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

Tabla 2.10. Niveles de Sobrepresión

Presión	Descripción
0.5 lb/in ² (0.034 bar)	La sobrepresión a la que se presentan rupturas del 10% de ventanas de vidrio y algunos daños a techos; este nivel tiene la probabilidad del 95% de que no ocurran daños serios. Esta área se considerará como límite de la zona de salvaguarda.
1 lb/in ² (0.069 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/in ² se considerará como la zona de amortiguamiento.
2 lb/in ² (0.138 bar)	A esta presión se presenta el colapso parcial de techos y paredes de casas. De 1 a 2 lb/in ² se considera como la zona de exclusión (riesgo).

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

CUANTIFICACIÓN DE LAS CONSECUENCIAS SOBRE EL ENTORNO⁽⁵⁾

En esta etapa se estima el daño que el evento analizado podría infringir a personas, equipo y ambiente. Esto se hace a partir de los perfiles de la concentración, de la intensidad de la radiación y de la sobrepresión obtenidos en la etapa anterior; así como de dos formas complementarias de evaluación: las relaciones magnitud-efecto y del método *PROBIT*.

La metodología *PROBIT* toma en cuenta el hecho de que, ante una misma causa, la respuesta de todos los individuos de una población biológica no es idéntica; de tal forma que ese esquema relaciona la probabilidad de ocurrencia de algún efecto en particular, tal como la rotura de tímpano, con la magnitud de la variable que lo ocasiona, que en este caso es la sobrepresión.

Las relaciones magnitud-efecto son reportes tabulares que asocian la intensidad de las variables, radiación, sobrepresión o concentración, con consecuencias conocidas de forma experimental y publicadas por diversos organismos internacionales, tales como el *American Petroleum Institute* y el Banco Mundial.

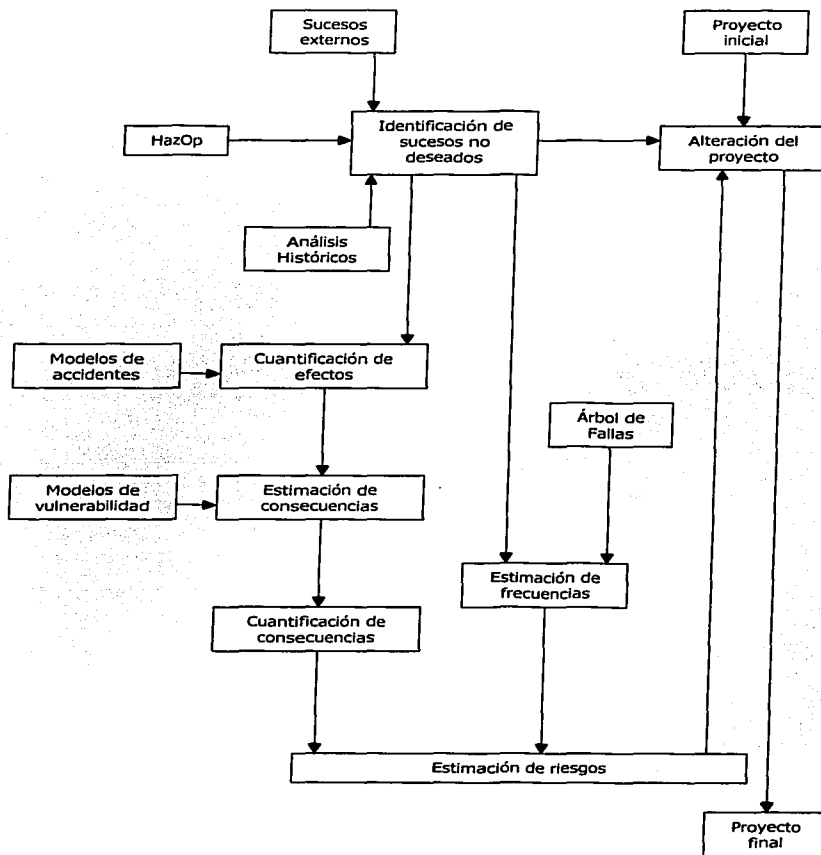
La relación anterior se determina usando un modelo estadístico que se ajusta con parámetros obtenidos de la información experimental disponible.

RECOMENDACIONES

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

USOS DEL ANÁLISIS DE RIESGOS⁽¹³⁾

Figura 2.5. Metodología del Análisis de Riesgos⁽¹³⁾



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

- La introducción o el descubrimiento de una sustancia en el ambiente.
- La exposición ocupacional a una sustancia o radiación.
- Contaminación del aire, tanto en espacios interiores como en el ambiente exterior.
- Disposición de residuos peligrosos.
- Instalaciones que manejan o crean sustancias tóxicas.
- El Análisis de Riesgos también se puede aplicar a muy diferentes situaciones, por ejemplo, el riesgo asociado al uso de un producto farmacéutico o tratamiento médico, a la construcción de obras tales como presas y puentes, etc.

SEGURIDAD INDUSTRIAL EN PEMEX

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

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

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

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

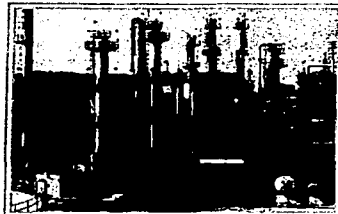
PR- Pemex Refinación. Junto con PEP, PR es el organismo que acumula el mayor número de horas trabajadas. La disminución de su índice de frecuencia con respecto a 1998 fue de 44%. Es notable que, desde 1994, PR ha venido reduciendo cada año la frecuencia de accidentes. En cuanto al número de días perdidos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

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

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

PC- Pemex Corporativo. A pesar de no realizar actividades industriales, el personal del corporativo también se ve expuesto a accidentes. Aun así, en 1999 los índices de frecuencia y gravedad del corporativo fueron los más bajos desde 1994. ⁽¹²⁾

CAPITULO III



TRABAJO EN CAMPO

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

HISTORIA DE LA REFINERÍA^(15,16)

La Refinería "Miguel Hidalgo" se encuentra localizada en el municipio de Tula de Allende en el estado de Hidalgo, a solo 82 Km al norte de la Ciudad de México, cuenta con un área total de 749 hectáreas, dentro de una excelente ubicación estratégica, en un punto intermedio entre los principales productores de aceite crudo, y el mayor consumidor de combustible; nace con tecnología de punta, fue la primera planeada en forma integral con plantas de proceso de hidrocarburos de alta capacidad. Como parte de esta planeación integral se construyó en varias etapas.

La primera etapa se inauguró el 18 de Marzo de 1976 con la puesta en operación de la planta combinada No. 1. En Noviembre del mismo año se puso en funcionamiento la planta de desintegración catalítica No. 1, para obtener compuestos de mayor valor en el mercado a partir de los gasóleos de vacío.

En Julio de 1977 arranca la planta Hidrodesulfurador No. 1 dividida en tres unidades, una Hidrodesulfuradora de naftas y dos Hidrodesulfuradoras de destilados intermedios; para octubre inicia la operación de la planta reductora de viscosidad, dos trenes de recuperación de azufre, un área de fuerza y servicios auxiliares, un sector de bombeo y almacenamiento y acorde a las políticas de protección del medio ambiente de la empresa, se puso en operación el sector de tratamiento de efluentes.

En Noviembre de 1987 inicio la segunda etapa con la operación de las plantas de destilación atmosférica No. 2 y vacío No. 2; realizando al mismo tiempo la ampliación del sector de bombeo y almacenamiento en mas del 52%, alcanzando una capacidad de 12,475,000 barriles, ampliándose de igual forma la capacidad del sector de fuerza y servicios auxiliares.

En 1994 entra en operación la planta de desintegración catalítica No. 2 para que, por medio de calor y catalizador, se desintegren los gasóleos de vacío en compuestos de menor peso molecular.

En 1996 se incorporan, como parte del paquete ecológico. Las plantas de Metil Terbutil Eter (MTBE), Teramil Metil Eter (TAME), alquilación, isómerizadora de pentano/hexano, la unidad H-Oil con sus trenes 1 y 2 que forma parte del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales (HDR) y la de diesel porofundo (HDD) que contribuyen a obtener diesel y gasolina de alta calidad. Con objeto de satisfacer la demanda de asfalto AC-20 que tiene la Secretaría de Comunicaciones, se inauguró la planta de mezclado y llenado de Asfaltos; Recientemente han entrado en operación las plantas Hidrodesulfuradora de gasóleos e isomerizadora de butanos; Es así como la Refinería ha logrado convertirse en la más importante del país por su capacidad instalada y la porción del mercado que controla.

Actualmente se procesan el 24.4% de crudo total que se refina en México. La zona de influencia de la Refinería resulta particularmente importante, ya que provee al Valle de México y zonas aledañas.

Misión

La Refinería "Miguel Hidalgo", elaborará productos dentro de especificaciones y al menor costo; protegiendo al medio ambiente y preservando la salud ocupacional de sus trabajadores, la integridad de sus instalaciones y el entorno social.

Visión

La Refinería "Miguel Hidalgo", deberá ser una empresa competitiva en el mercado mundial, comprometiéndose a ser líder en todos los aspectos relativos a la Seguridad Industrial y Protección Ambiental.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE REFINACIÓN

La refinería ha logrado convertirse en la más importante del país por su capacidad instalada y la porción del mercado que controla. La refinería provee de energéticos con la más alta calidad a los estados de: México, Distrito Federal, Morelos, Hidalgo y parte de Guanajuato.

El crudo que se procesa en la refinería es una mezcla de crudo Istmo (60%) y Maya (40%) mezcla que se obtiene de petróleo proveniente del sur y sureste mexicano, incluyendo la zonda de Campeche.

El crudo del sistema de suministro es bombeado desde Nuevo Teapa, Tabasco, hasta Venta de Carpio, Estado de México de donde es rebombeado hasta la refinería. Se cuenta con una ruta alterna de suministro de crudo desde Nuevo Teapa hasta Poza Rica, Veracruz y de ahí, a la refinería.

La Refinería cuenta actualmente con una capacidad de 325,000 BPD. El área productiva esta integrada por 11 sectores de proceso que incluyen plantas de proceso, plantas ecológicas, sistema de bombeo y almacenamiento de productos además del sector de fuerza y servicios auxiliares, esto con el fin de dotar de servicios auxiliares indispensables para los procesos de refinación tales como: agua, vapor, energía eléctrica y aire.

El agua para servicio auxiliar se obtiene de los pozos localizados a 8 Km. Al norte de la Refinería, en el área de Teocalco y en el área de Mangas. En el área de Teocalco se tienen pozos sumergibles y tanque de almacenamiento con bombas de rebombeo y en el área de Mangas se cuenta con cinco pozos periféricos, dos tanques de almacenamiento y cuatro bombas. Se conduce el líquido hasta cuatro tanques de almacenamiento de 174,000 m³ de capacidad total; de ahí se suministra a las torres de enfriamiento (como agua de reposición), y se provee a la red de agua potable y contraincendio de toda la refinería.

El petróleo crudo se clasifica de acuerdo a su contenido en parafínicos, nafténicos, asfalténicos, aromáticos o híbrido. La composición específica del crudo es muy compleja, por lo que se emplean otras características para poder evaluar y clasificar a los diferentes crudos, entre estas características encontramos:

- Grados API (American Petroleum Institute) que son una forma de expresar la densidad del crudo.
- Contenido de azufre y nitrógeno, los cuales deben ser los más bajos posible para abatir costos de pretratamientos.
- El punto de flujo, que indica el contenido de parafinas o aromáticos del crudo.

El petróleo crudo se alimenta a dos plantas primarias en donde es fraccionado mediante destilación atmosférica y a vacío; de ahí se obtienen productos destilados amargos tales como: gasolina ligera, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado primario, gasóleo ligero y pesado de vacío, además de residuo de vacío.

La función principal de la Refinería "Miguel Hidalgo" es la obtención de productos que sean comerciales a partir de petróleo crudo, destacando los que se mencionan a continuación:

Combustibles	Subproductos	Especialidades
● Gas licuado	● Hidrógeno	● Gas nafta
● Pemex premium	● Gas combustible	● Hexano
● Pemex magna	● Propileno	● Aceite decantado
● Gasolina incolora	● Propano	
● Turbosina	● Butano-Butileno	
● Diáfano	● Isobutano	
● Pemex Diesel	● Isopentano	
● Combustoleo	● Gasóleo industrial	

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA UNIDAD H-OIL TREN 2^(7,10)

La sección de reacción de la unidad H-Oil tren 2 que forma parte del Complejo HDR, que consiste de dos reactores, el efluente que se obtiene de estos reactores es separado por flash en tres niveles de presión distinta (alta, media y baja).

La mayoría del equipo que se encuentra en esta unidad esta por duplicado excepto el sistema de absorción de amina de presión intermedia y la unidad purificadora de hidrógeno (PSA).

Este tren es idéntico al de la unidad H-Oil tren 1, cabe hacer esta aclaración debido a que existen equipos comunes para ambos trenes, siendo objeto de nuestro estudio, para este trabajo, únicamente la unidad H-Oil 2 a la cual denominaremos también como tren 2. Cada tren fue diseñado para procesar 165 m³/h (aproximadamente 25,000 BPSD) siendo la capacidad total de la unidad H-Oil de 331 m³/h (50,000 BPSD). Para entender mejor el proceso de la unidad H-Oil trenes 1 y 2, se recomienda complementar la siguiente información con los diagramas de flujo de proceso 3.1. y 3.2.

SISTEMA DE ALIMENTACIÓN

La unidad tiene sistemas separados de alimentación en cada tren, con un cabezal de descarga de alimentación común para los reactores de ambos trenes. El tren 2 cuenta con un tanque de alimentación denominado FA-3201. La alimentación fresca se mezcla con la recirculación que está formada por gasóleo pesado de vacío de recicló y las corrientes de fondos de vacío de la sección de fraccionamiento.

La alimentación mezclada se bombea bajo control de flujo al primer reactor con la bomba GA-3203 A/B esta bomba esta conectada con las del tren 1 a un cabezal común de descarga para facilitar la accesibilidad de cada una de estas bombas a cualquier tren, de tal forma la alimentación es dividida en dos corrientes, cada una para cada uno de los trenes.

La alimentación de residuo de vacío a la unidad H-Oil normalmente es suministrada a una temperatura mínima de 240 °C, sin embargo se han hecho provisiones adicionales para aceptar la mitad de la alimentación total de residuo frío directo de almacenamiento, para calentar esta corriente se emplea un vapor de media presión.

Esta alimentación es calentada a 308 °C por medio de los calentadores de alimentación de aceite BA-3201, con una pequeña cantidad de hidrógeno inyectado a la entrada de cada paso de aceite. Después es combinada con la corriente caliente de hidrógeno proveniente del calentador de hidrógeno BA-3202 antes de ser alimentada al primer reactor. La temperatura de salida del calentador de aceite es usada para controlar la temperatura de operación de la primera etapa de reacción.

La inyección de hidrógeno en los pasos de aceite, corriente arriba de los calentadores, mejora las características de la transferencia de calor de la alimentación de aceite, reduciendo la posibilidad de depósitos de carbón en el calentador.

Alimentación de hidrógeno

El hidrógeno de reposición suministrado de la planta de hidrógeno, es combinado con la corriente de hidrógeno recuperado de la unidad purificadora (PSA) y esta corriente es comprimida en el compresor de hidrógeno de reposición (Make-up) GB-3201, aquí se tienen dos compresores de 50% de su capacidad cada uno operando en paralelo, teniendo un tercero de relevo para abastecer a toda la unidad H-Oil.

La corriente de hidrógeno de reposición es combinada con la corriente de hidrógeno de reciclaje proveniente del compresor GB-3202. Una porción de esta corriente de hidrógeno de reciclaje es usada como enfriamiento entre la primera y segunda etapa de reacción para controlar la temperatura de operación del segundo reactor.

La corriente combinada de hidrógeno rico es precalentada por intercambio con el vapor caliente del primer reactor y después calentada hasta 538 °C por el calentador de

hidrógeno BA-3202 antes de mezclarse con la alimentación de aceite mencionado anteriormente. El tener calentadores de aceite e hidrógeno por separado reduce los problemas potenciales que se pudieran tener con un solo calentador combinado a dos fases. También, al tener disponible hidrógeno caliente, a una temperatura significativamente más alta que la temperatura normal de operación del reactor se simplifica el arranque del reactor.

CONDICIONES DE LOS REACTORES

Los reactores de la unidad H-Oil son de fase líquida, retromezclado continuo y lecho fluidizado, la operación es esencialmente isotérmica. Cada reactor emplea el sistema de cama ebulada en la cual están distribuidos el gas, el líquido y el catalizador que se mantiene en suspensión con movimientos ascendentes y descendentes. Esta cama ebulada, asegura la operación isotérmica del reactor a pesar que las reacciones que se producen, son fuertemente isotérmicas. La velocidad del gas no es usada para controlar independientemente la fluidización, ya que el catalizador es levantado y expandido de un asentamiento por el flujo ascendente de aceite.

No obstante, el flujo de gas tiene un efecto sobre la cantidad de líquido requerido, proveniente de la bomba ebuladora, esto con el fin de tener siempre la ebulación. Cada reactor esta provisto con una bomba ebuladora, localizada externamente, para mantener la circulación del líquido dentro del reactor. Está circulación de líquido es lo que mantiene el reactor en condiciones prácticamente isotérmicas.

Si la alimentación del líquido al reactor se pierde, el líquido dentro del reactor comenzará a evaporarse y el nivel del reactor caerá, causando eventualmente que la bomba ebuladora pierda succión. La pérdida de la bomba ebuladora causa que la cama del catalizador se sedimente y la operación del reactor se asemeje a la de un reactor de cama fija.

OPERACIÓN DE LOS REACTORES

En el reactor de la primera etapa toma parte la: desmetalización, hidrogenación, desulfuración y algo de desnitrogenación. La temperatura de operación del reactor es controlada ajustando la temperatura de la alimentación al reactor fuera del calentador de aceite para lograr el grado de conversión deseado en el reactor.

En el reactor de la segunda etapa se lleva a cabo el hidrocrqueo convirtiendo moléculas más pesadas en moléculas más ligeras. Estas moléculas más ligeras son preferencialmente removidas por el agotamiento del gas y así se promueve la conversión.

El perfil de temperatura del reactor es monitoreado por 36 termocoples, colocados a lo largo de cada uno de los reactores.

Un rasgo importante del proceso de la unidad H-Oil tren 2 es la capacidad de agregar y retirar catalizador del sistema mientras la unidad esta en funcionamiento. La cantidad de catalizador en el reactor es mantenida en el nivel deseado ajustando la velocidad de adición igual a la velocidad de retiro, tomando en cuenta algunas pérdidas.

SEPARACIÓN LÍQUIDO-VAPOR

El efluente caliente del domo del reactor de la segunda etapa es separado en sus fases líquido y vapor en el tanque flash del efluente del reactor FA-3202. los vapores que salen de este tanque flash, después de enfriarse y condensarse a 274 °C por los intercambiadores de calor EA-3201 y EA-3202, son también separados en sus fases líquido y vapor en los separadores calientes de alta presión FA-3203. El vapor que viene del separador es lavado con agua para disolver cualquier sal de sulfuro de amonio o cloruro de amonio que se pueden formar a medida que el vapor del reactor es enfriado. La mezcla vapor/agua es enfriada con aire a 54 °C y sucesivamente separado en vapor, hidrocarburo líquido y agua, en los separadores fríos de alta presión FA-3204.

El vapor proviene del FA-3204 y es alimentado a la torre absorbadora de DEA (dietafolamina) de alta presión DA-3201 para la eliminación de ácido sulfhídrico (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2), después este vapor es comprimido por los compresores de hidrógeno de reciclo GB-3202.

El gas comprimido de reciclo es dividido en gas de reciclo y corriente de enfriamiento para el segundo reactor. La porción de reciclo es combinada con todo el hidrógeno de reposición y enviada a los intercambiador de calor EA-3201 y EA-3202 con el vapor caliente de alta presión proveniente del FA-3202, después es alimentado al calentador de hidrógeno para así completar el circuito de gas de alta presión en cada tren.

Una pequeña porción del vapor separado que entra en la absorbadora de DEA de alta presión DA-3201 es retirado como un gas de purga de alta presión para controlar la pureza de hidrógeno del gas de reciclo. El gas de purga de ambos trenes es enviado a tratamiento con amina en al torre absorbadora de DEA de presión intermedia DA-3151 que es común para ambos trenes.

La corriente de líquido caliente de alta presión de FA-3202 es adiabáticamente reducida de presión al nivel intermedio al pasar por las válvulas reductoras de presión y posteriormente esta corriente es enfriada a 393 °C por contacto directo con el líquido enfriado proveniente del separador caliente de alta presión FA-3202.

Al enfriar el líquido efluente del reactor se reduce la posibilidad de formación de carbón por cracking térmico a temperaturas elevadas. La corriente enfriada se separa en líquido y vapor en los separadores calientes presión intermedia FA-3205.

El hidrógeno disuelto y los gases ligeros provenientes de FA-3205 son enfriados en los intercambiadores de calor EA-3204 y en los enfriadores EA-3205.

Corriente arriba del enfriador EA-3205 se inyecta agua de lavado para disolver cualquier sulfuro de amonio que pueda precipitar cuando esta corriente se enfría a 43 °C.

La separación del vapor resultante, hidrocarburo líquido y agua se realiza en el separador frío de presión intermedia FA-3206. Estos tanques son usados también para separar los vapores de hidrocarburo y agua resultantes del flash en el separador frío de alta presión FA-3204.

El vapor rico en hidrógeno del tanque FA-3206 es enviado a un Tanque Flash común de DEA rica, el FA-3151, acompañado por el gas de purga de alta presión de ambos trenes. El vapor combinado es lavado con amina para remover el ácido sulfhídrico en una absorbidora común de DEA de presión intermedia DA-3151. La solución rica de DEA es enviada a la unidad 3600 para regeneración de amina. Por el domo de la torre el gas es enviado a través de la unidad PSA de purificación de hidrógeno (SE-3151) para recuperar y reciclar el hidrógeno que va a los compresores de hidrógeno de reposición.

La corriente de agua amarga que sale del separador frío FA-3206 de presión intermedia es enviada a un tanque común de agua amarga, donde una pequeña cantidad de gas disuelto es purgado.

El vapor separado es enviado a la sección de fraccionamiento para posterior tratamiento. El agua es bombeada a la unidad 3600 para su agotamiento previo a su deshecho. Cualquier hidrocarburo líquido separado es bombeado a los tanques de derrame.

El líquido caliente del separador de presión intermedia FA-3205 es enviado al separador caliente de baja presión FA-3207, donde la cantidad adicional de hidrógeno y gas ligero es eliminada. La presión en el tanque FA-3207 es establecida por los requerimientos de presión necesaria para enviar al líquido a la sección de fraccionamiento a través de los filtros de alimentación y el calentador de alimentación de arranque.

Este líquido constituye la mayor parte de la alimentación a fraccionamiento. El aceite de lavado mezclado que es obtenido en la sección de manejo de catalizador de cada tren

es bombeado intermitentemente de los FA-3310/3360 al separador FA-3207 de baja presión.

El vapor del tanque FA-3207 es usado para precalentar la alimentación fría a fraccionamiento en el intercambiador EA-3206 y después esta corriente se enfría a 43 °C en el EA-3207. La corriente resultante de vapor es combinada con el hidrocarburo líquido de presión intermedia proveniente del tanque FA-3206, esta corriente se envía a los separadores fríos de baja presión FA-3208.

Los vapores del tanque FA-3208 se combina con la corriente que proviene del tren 1 del FA-3108 y son enviados a la unidad 3500 para limpieza del gas combustible, mientras que el líquido es precalentado en cada tren por intercambio con el líquido caliente de alta presión y las corrientes de vapor de presión intermedia y baja. Posteriormente a este precalentamiento se envía directamente a la sección de fraccionamiento como una sola corriente de alimentación.

REACCIONES QUÍMICAS DE LOS REACTORES^(1,6,9)

El propósito de la unidad H-Oil es procesar un residuo de vacío obtenido de la destilación de una mezcla volumétrica 60/40 de crudos Istmo y Maya.

La planta esta diseñada para lograr una máxima hidrogenación selectiva de la alimentación de hidrocarburos (la cual contiene componentes de azufre, oxígeno, nitrógeno y metales) para obtener los productos de reacción requeridos.

El hidrocracking que se lleva a cabo en los reactores convierte moléculas pesadas en moléculas ligeras. Estas moléculas más ligeras son preferentemente removidas del sistema por el agotamiento del gas y así promover estas conversiones; sin embargo, otras reacciones toman parte en los reactores, como la eliminación de azufre y nitrógeno.

El diseño específico de esta planta usa en los reactores un catalizador de níquel-molibdeno soportado en alumina.

El catalizador en los reactores H-Oil es mantenido en una cama ebulada expandida que es controlada por una bomba externa de recirculación (bomba ebuladora), para cada uno de estos reactores la cama ebulada ofrece las siguientes ventajas significativas, sobre un reactor de cama fija:

- La cama ebulada asegura operaciones isotérmicas para las reacciones altamente isotérmicas que están involucradas.
- Las operaciones altamente severas normalmente resultan en una desactivación relativamente rápida del catalizador. La cama ebulada permite adición y remoción de catalizador mientras la unidad esta en operación para mantener la actividad necesaria del catalizador.
- Las reacciones son afectadas por variables de operación por lo que son muy importantes para el proceso y tienen consecuencias también para los niveles de conversión, desmetalización (eliminación de metales) y desulfuración (eliminación de azufre)

Las principales variables de operación de los reactores son:

- Tiempo de residencia del líquido.
- Temperatura del reactor.
- Presión parcial y consumo de hidrógeno.
- Presión del reactor.
- Flujo y velocidad superficial del gas.
- Tipo y actividad del catalizador.
- Tipo de alimentación.

Algunas variables de proceso son consideradas fijas por diseño, como la presión del reactor, la naturaleza del catalizador y el tiempo de residencia. El operador normalmente controla el reactor H-Oil por ajuste de las cuatro variables siguientes:

1. Velocidad de ebullición.
2. Temperatura del reactor.
3. Rapidez y calidad del reciclo de los fondos de vacío.
4. Variables de actividad del catalizador.

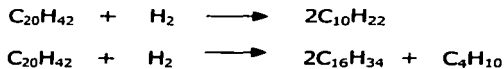
A medida que el catalizador envejece y tanto carbón como metales se depositan en su superficie, éste se hace menos activo. El grado de desactivación del catalizador varía con el contenido de metales en la alimentación y el nivel de desulfuración.

Reacciones principales

La alimentación del residuo de vacío al reactor de H-Oil contiene un número enorme de diferentes componentes orgánicos y es totalmente impracticable identificar estos componentes individualmente. Sin embargo, es posible identificar las reacciones que son aplicables a una clase de compuestos y la discusión que sigue nos da algunos puntos basados en compuestos específicos.

Desintegración

En el proceso de la unidad H-Oil la desintegración o hidrocracking convierte moléculas de alto peso molecular en moléculas de menor peso molecular y menor punto de ebullición. Una reacción típica puede ser el rompimiento o cracking de parafinas C_{20} en dos parafinas C_{10} , o altamente en otras combinaciones de moléculas más pequeñas como se muestra a continuación:



Como en el caso de todas las reacciones de consumo de hidrógeno, el hidrocracking es una reacción isotérmica. Datos de compuestos específicos indican que la liberación de calor esta generalmente en el orden de 423.3 Kcal/m^3 de hidrógeno consumido a 1.03 Kg/cm^2 (abs) y $0 \text{ }^\circ\text{C}$ (45 BTU/SCF)

En el proceso de la unidad H-Oil es generalmente aceptado que la mayoría de las reacciones de hidrocracking toman lugar por la fisión térmica de los enlaces carbono-carbono. La rapidez de esta reacción esta generalmente en el mismo orden de magnitud que la rapidez de las reacciones puramente térmicas en ausencia de presión de hidrógeno y catalizador.

La función de la presión de hidrógeno y la actividad de catalizador en un reactor H-Oil es eliminar las reacciones de condensación al evitar la producción de compuestos altamente insaturado las reacciones de condensación conllevan la formación de productos inestables y de carbón en los equipos de proceso.

La naturaleza térmica del hidrocracking en el proceso de la unidad H-Oil se refleja en el patrón de producción y las propiedades del producto. La distribución de metano, etano, propano y butano está en el orden equimolar.

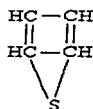
El rendimiento de los gases más ligeros es generalmente mayor sobre una base molar. Esto se encuentra en notorio contraste con lo obtenido por el cracking e hidrocracking sobre catalizador, donde la reacción procede por un mecanismo de ión carbonio. Bajo este mecanismo, la producción de metano y etano es mucho más baja en orden de magnitud que la de propano y butano.

Otra característica del cracking e hidrocracking que procede bajo el mecanismo del ión carbonio es la muy alta relación de intermediarios "iso" a "n" en los C_4 y fracciones ligeras de naftas. En la unidad H-Oil estas son mucho más bajas, como en el caso de reacciones térmicas.

Eliminación de azufre

La reacción de desulfuración en el proceso de la unidad H-Oil es catalítica, y esta es fuertemente dependiente tanto del nivel de actividad del catalizador como la presión parcial de hidrógeno; en unidades donde el objetivo primordial es la desulfuración, la temperatura de reacción es minimizada para evitar el hidrocracking con su innecesario consumo de hidrógeno y pérdida del aceite combustible requerido.

El azufre existe en las fracciones del petróleo y en residuos en diferentes formas. Las reacciones son dos compuestos típicos encontrados en la fracción de naftas y las reacciones en que estos toman lugar cuando se desulfuran con hidrógeno:



tiofeno

Como se muestra en las ecuaciones químicas anteriores, la cantidad de hidrógeno requerido para remover una cantidad específica de azufre varía con la estructura molecular del compuesto de azufre.

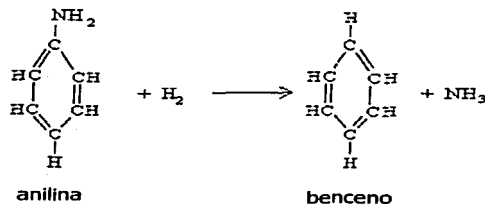
Es más, resulta más fácil remover el azufre de una estructura simple de mercaptano que de un anillo aromático como el tiofeno; Por esta razón, no es de sorprender que sea más fácil desulfurar crudos parafínicos del medio oriente que crudos más aromáticos como el de Venezuela.

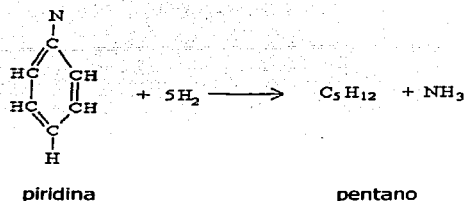
Eliminación de nitrógeno

El nitrógeno es eliminado en las unidad H-Oil por conversión a amoniaco de los compuestos orgánicos.

Como en el caso de la desulfuración, la desnitrificación es catalítica y depende fuertemente del nivel de actividad del catalizador y de la presión parcial de hidrógeno. Esto requiere un sistema catalítico más activo y generalmente, condiciones más rigurosas que para la desulfuración. Consecuentemente, la desnitrificación no procede más allá en el reactor H-Oil.

Los compuestos de nitrógeno encontrados en el efluente de H-Oil están en una variedad de formas. Los siguientes son dos compuestos típicos encontrados en fracciones medias de destilación y las reacciones en que toman parte cuando se desnitrifica con hidrógeno.





Como se muestra en las ecuaciones químicas anteriores, la cantidad de hidrógeno requerido para remover una cantidad específica de nitrógeno varía con el tipo específico de compuestos. Debido a que la desnitrificación no ha sido completamente estudiada como la desulfuración, parecería que la remoción de nitrógeno de una estructura simple de anilina fuera más fácil que aquella en la que el nitrógeno forma parte de un anillo aromático como la piridina.

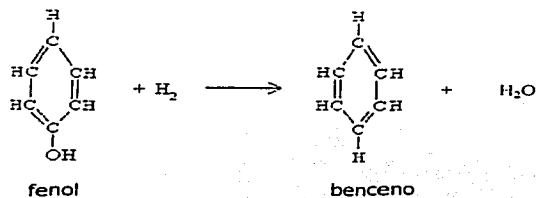
Eliminación de metales

La eliminación de metales es la remoción de metales de la molécula asfáltica en la que el componente metálico está atrapado. Por lo complejo de la manera en la que estos componentes metálicos son retenidos dentro de grandes moléculas, resulta difícil de explicarse la eliminación de metales. Una representación razonable sería el concebir que el componente metálico es el núcleo de una jaula construida alrededor de este con átomos de carbón heterogéneos.

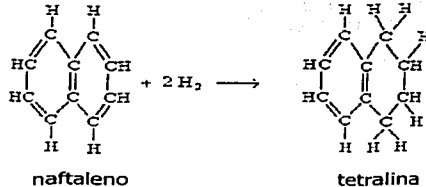
Bajo un recorte de esta jaula, ya sea debido a la desulfuración, a la desnitrificación o algún otro mecanismo, el componente metálico es liberado y depositado en el catalizador. El resto de la jaula puede ser convertido en compuestos de menor punto de ebullición.

Desoxigenación

La desoxigenación es la ruptura en los enlaces carbono-oxígeno con la formación de agua y la hidrogenación de la valencia libre.



Saturación de aromáticos



Parte de los aromáticos son convertidos a naftenos. El catalizador ha sido desarrollado para minimizar la saturación de aromáticos, ya que el objetivo es la eliminación de azufre con el mínimo consumo de hidrógeno.

Figura 3.1. Fracciones de Gasóleo de Alto Vacío provenientes de la unidad H-Oil trenes 1 y 2

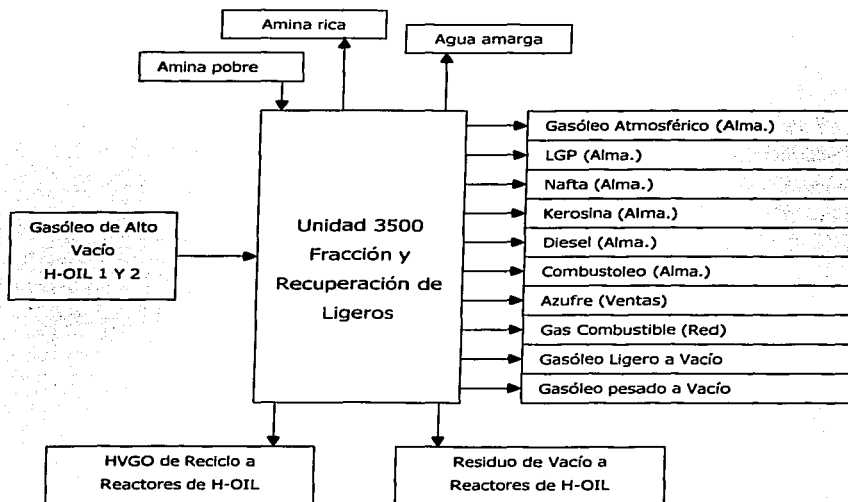
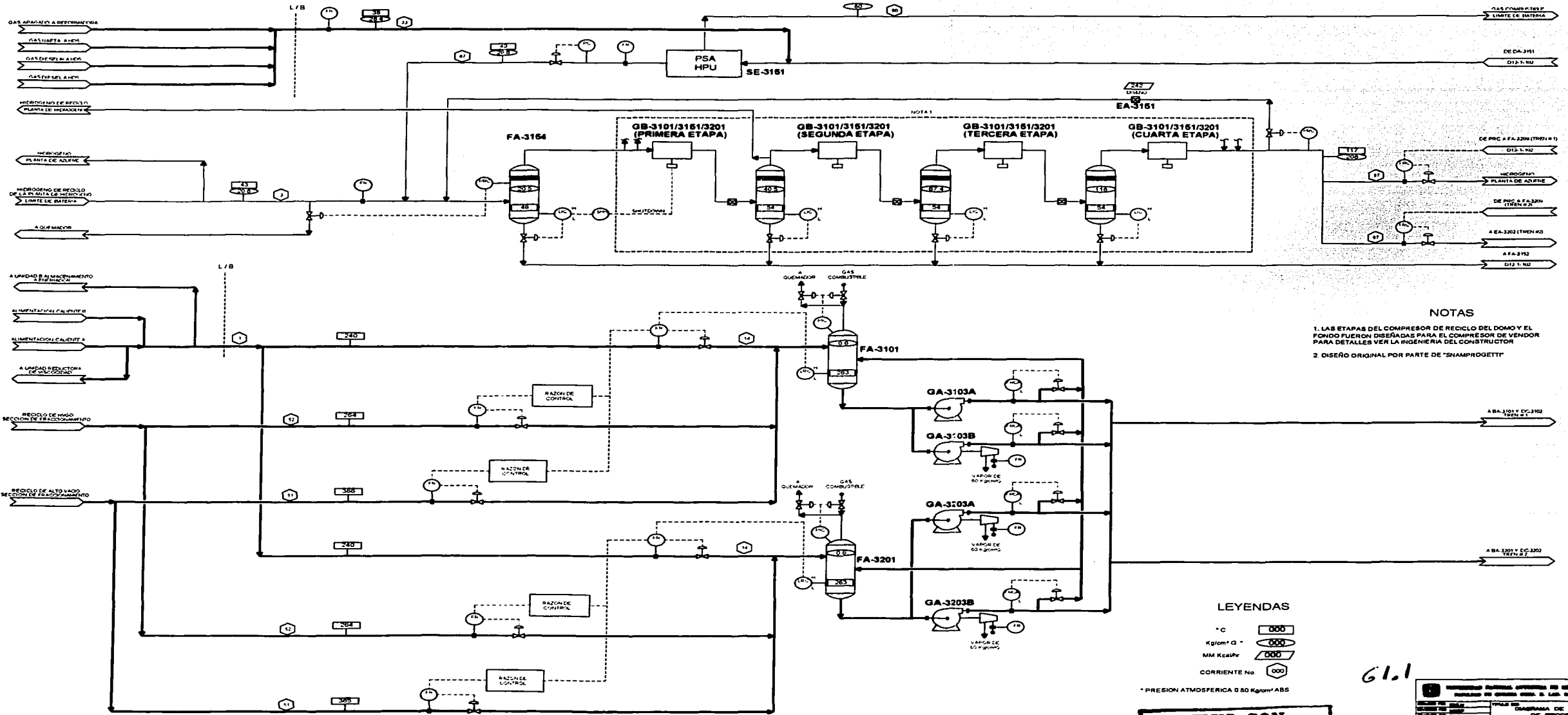


Diagrama 3.1. DFP de la unidad H-Oil trenes 1 y 2



NOTAS

1. LAS ETAPAS DEL COMPRESOR DE RECICLO DEL DOMO Y EL FONDO FUERON DISEÑADAS PARA EL COMPRESOR DE VENDOR PARA DETALLES VER LA INGENIERIA DEL CONSTRUCTOR
2. DISEÑO ORIGINAL POR PARTE DE "SNAMPROGETT"

LEYENDAS

* C

Kg/cm² G⁻¹

MM Kcal/hr

CORRIENTE No

* PRESION ATMOSFERICA 0.80 Kg/cm² ABS

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

61.1

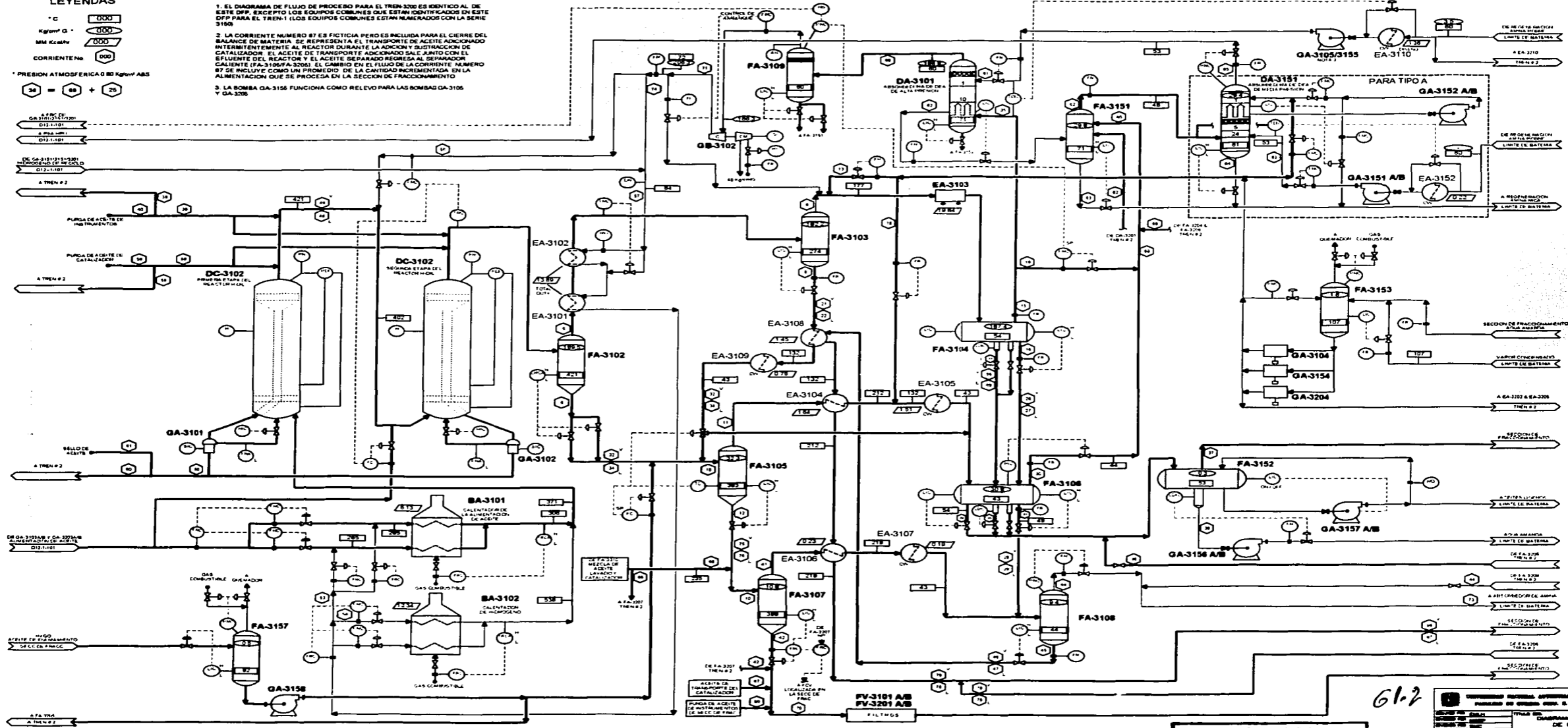
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	INSTITUTO DE INVESTIGACIONES QUÍMICAS Y PETROLÍFERAS
UNIDAD DE INVESTIGACIONES QUÍMICAS Y PETROLÍFERAS	LABORATORIO DE INVESTIGACIONES QUÍMICAS Y PETROLÍFERAS
TÍTULO DE LA TESIS	PROGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
AUTORES	001 A
FECHA DE ENTREGA	UNIDAD H-OIL TRENES 1 Y 2
FECHA DE APROBACIÓN	PRIMERA SEMANA 2007

LEYENDAS

- * C 000
- Kg/m³ Q 1000
- MM Kcal/hr 1000
- CORRIENTE No 000
- * PRESION ATMOSFERICA 80 Kg/m² ABS
- 36 = 34 + 23

NOTAS

1. EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PARA EL TREN-300 ES IDENTICO AL DE ESTE DFP, EXCEPTO LOS EQUIPOS COMUNES QUE ESTAN IDENTIFICADOS EN ESTE DFP PARA EL TREN-1 (LOS EQUIPOS COMUNES ESTAN NUMERADOS CON LA SERIE 3100)
2. LA CORRIENTE NUMERO 87 ES FICTICIA PERO ES INCLUIDA PARA EL CIERRE DEL BALANCE DE MATERIA. SE REPRESENTA EL TRANSPORTE DE ACEITE ADICIONADO INTERMITENTEMENTE AL REACTOR DURANTE LA ADICION Y DISTRIBUCION DE CATALIZADOR. EL ACEITE DE TRANSPORTE ADICIONADO SALE JUNTO CON EL EFLENTE DEL REACTOR Y EL ACEITE SEPARADO REGRESA AL SEPARADOR CALIENTE (FA-3106/FA-3206) EL CAMBIO EN EL FLUJO DE LA CORRIENTE NUMERO 87 SE INCLUYE COMO UN PROMEDIO DE LA CANTIDAD INCREMENTADA EN LA ALIMENTACION QUE SE PROCESA EN LA SECCION DE FRACCIONAMIENTO
3. LA BOMBA QA-3156 FUNCIONA COMO RELEVO PARA LAS BOMBAS QA-3105 Y QA-3205

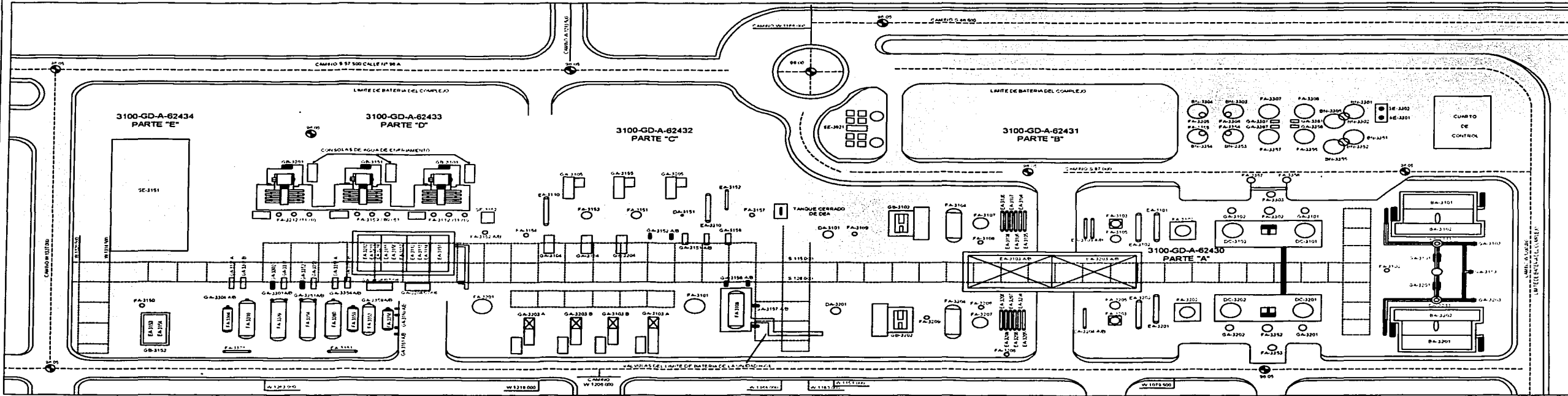
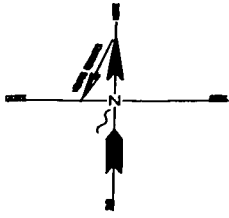


61.2

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	
FACULTAD DE QUIMICA, SECCION DE LABORATORIOS	
NOMBRE DEL ALUMNO	FRANCISCO DE JESUS GARCIA
TITULO DE LA TESIS	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
NUMERO DE TESIS	001 B
FECHA DE ENTREGA	UNIDAD M-OL TRENES 1 Y 2
FECHA DE APROBACION	NOVIEMBRE 2002

**Diagrama 3.2. Plano de Distribución (Plot Plan)
de la unidad H-Oil trenes 1 y 2**



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

62.1

INSTITUCION EDUCATIVA: UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA FACULTAD DE INGENIERIA: INGENIERIA EN SISTEMAS DE CONTROL Y AUTOMATICA	
TITULO DE LA TESIS:	ANÁLISIS DE FALLAS EN EL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE UN REACTOR NUCLEAR
AUTORES:	ALVARO ALBERTO GARCIA GONZALEZ Y JUAN CARLOS GARCIA GONZALEZ
FECHA DE ENTREGA:	01/05/2023
FECHA DE DEFENSA:	01/05/2023
FECHA DE APROBACION:	01/05/2023
FECHA DE PUBLICACION:	01/05/2023
FECHA DE IMPRESION:	01/05/2023
FECHA DE EJECUCION:	01/05/2023
FECHA DE ENTREGA:	01/05/2023
FECHA DE DEFENSA:	01/05/2023
FECHA DE APROBACION:	01/05/2023
FECHA DE PUBLICACION:	01/05/2023
FECHA DE IMPRESION:	01/05/2023
FECHA DE EJECUCION:	01/05/2023

ELABORACIÓN DEL ANÁLISIS DE RIESGOS

La metodología que se empleó para realizar el Análisis de Riesgos a la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales fueron las siguientes actividades:

- Formación del equipo multidisciplinario, así como la hora y el lugar de las sesiones HazOp.
- La actualización y verificación de los DFP's y de los DTI's.
- La revisión y actualización de accidentes o incidentes.
- Selección y delimitación de nodos dentro del circuito que se ha seleccionado para el estudio HazOp.
- Aplicar el estudio HazOp a cada nodo seleccionado.
- Elaboración del Análisis de Árbol de Fallas.
- Elaboración del Análisis de Consecuencias.

La primera parte del proyecto consiste en recopilar la información relacionada con la operación y seguridad de la planta, además de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI), los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) y el o los manuales de operación.

La segunda parte del proyecto consistió en elaborar el Análisis de Riesgos, lo que implica realizar, una minuciosa evaluación del diseño del sistema, las prácticas de operación, las políticas de mantenimiento e inspección y los planes de emergencia.

Todo esto con el fin de obtener índices de riesgo, identificar las áreas potenciales de mejoramiento además de proponer acciones de mejora y cuantifica el impacto sobre los niveles de riesgo. De esta forma el presente estudio Análisis de Riesgos en la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales, no sólo permite evaluar el riesgo de esta instalación, sino también identificar las áreas donde la mejora permita obtener reducciones en el riesgo y una óptima utilización de los recursos.

SELECCIÓN DE NODOS PARA EL ESTUDIO HazOp

Las sesiones HazOp se llevaron a cabo en el período del Diciembre de 2002 a Enero del 2003. Dichas reuniones se realizaron en las instalaciones del Sector 10 de la Refinería "Miguel Hidalgo" con la participación de especialistas en diferentes áreas.

A continuación, se presentan los escenarios en los sistemas de alta, media y baja presión que fueron sujetos al Análisis HazOp y los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) que se tomaron como referencia.

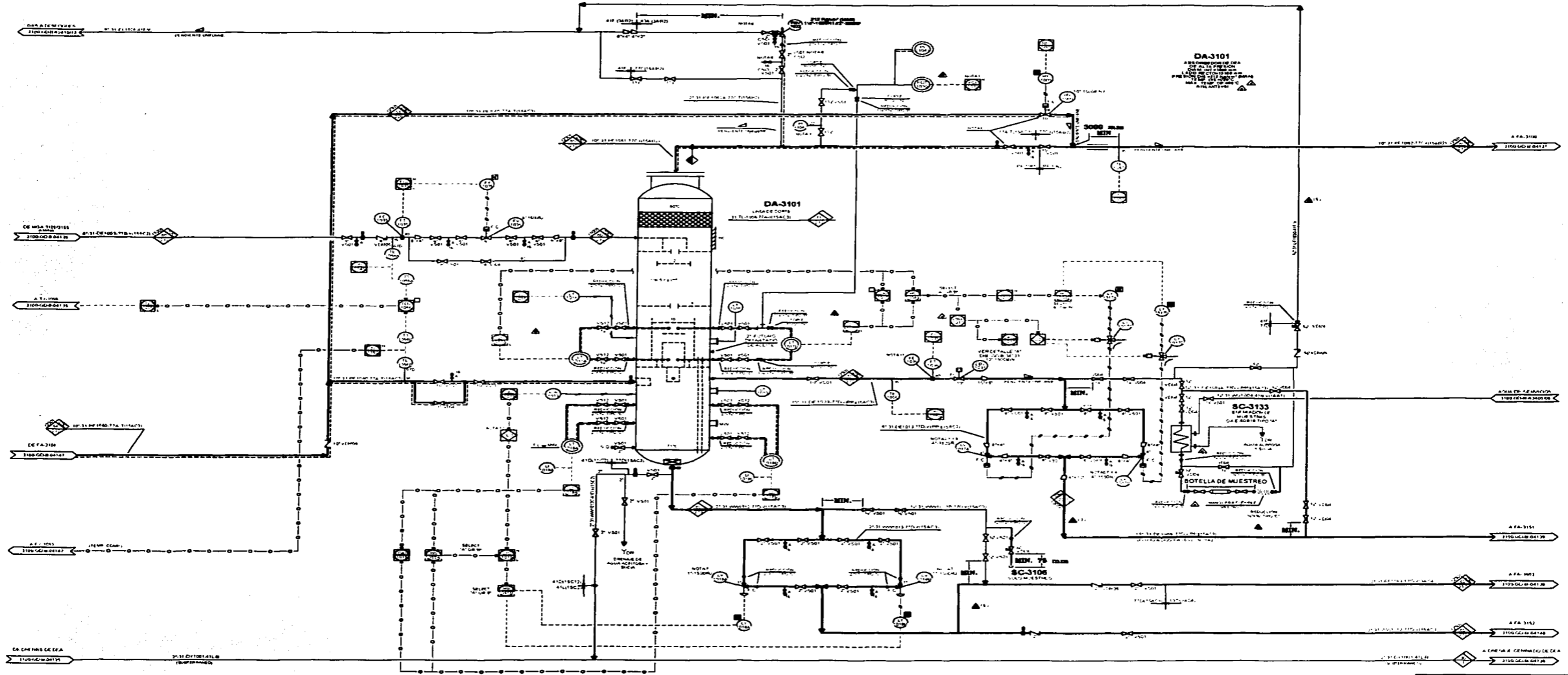
Tabla 3.1. Descripción de los nodos para la U-3200

Nodo	Descripción	DTI de referencia
1	Separador flash FA-3202 del efluente del reactor.	04215
2	Tanque separador caliente de media presión FA-3205.	04217
3	Tanque separador frío de alta presión FA-3204.	04228
4	Tanque separador frío de media presión FA-3206.	04219
5	Absorbedora de DEA de alta presión DA-3201	04221

El diagrama 3.3. es de la Torre absorbadora de DEA de alta presión DA-3101.

**Diagrama 3.3. Torre Absorbedora de DEA
DA-3101**

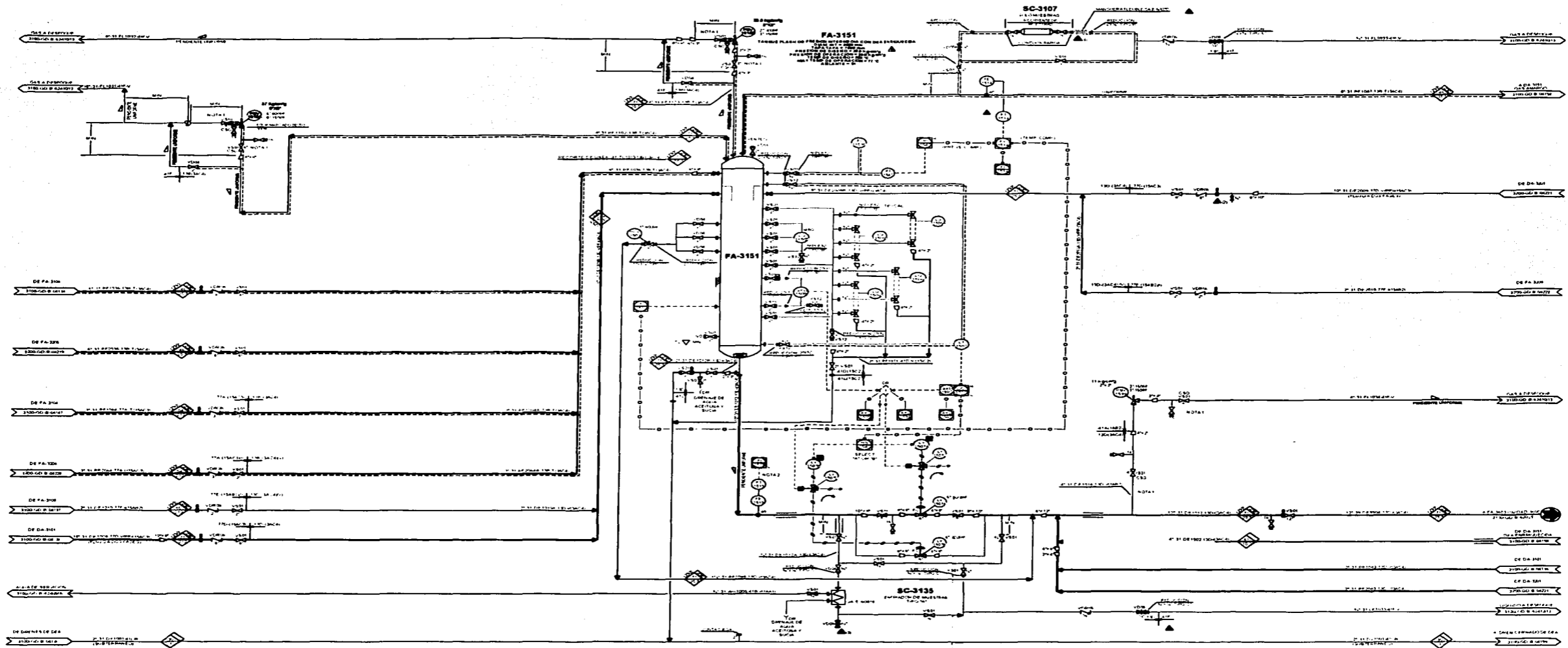
NOTA: La Torre absorbadora de DEA, DA-3101, es similar a la Torre absorbadora de DEA, DA-3201, ya que como se explicó antes el tren-1 es idéntico al tren-2



TESIS CON FALLA DE ORIGEN 65.1

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE AERONÁUTICA INSTITUTO TECNOLÓGICO DE AERONÁUTICA	
TÍTULO DE:	
ASIGNATURA:	
GRUPO:	
FECHA:	
LUGAR DE ENTREGA:	
FIRMA:	

Diagrama 3.4. Tanque flash FA-3151



66.1

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

<p> <input type="checkbox"/> REVISADO <input type="checkbox"/> PROBADO <input type="checkbox"/> APROBADO <input type="checkbox"/> REVISADO <input type="checkbox"/> PROBADO <input type="checkbox"/> APROBADO </p>	<p> TITULO DEL DISEÑO FECHA DEL DISEÑO FECHA DE LA REVISIÓN FECHA DE LA PROBABILIDAD FECHA DE LA APROBACIÓN </p>	<p> FECHA DE LA REVISIÓN FECHA DE LA PROBABILIDAD FECHA DE LA APROBACIÓN </p>
---	---	--

DESCRIPCIÓN DEL CIRCUITO DE GAS A ALTA PRESIÓN

El efluente caliente que proviene del segundo reactor DC-3202, se separa en fase líquida y vapor, en el tanque flash FA-3202, el cual opera a las mismas condiciones de operación de los reactores. El vapor caliente se enfría a 270 °C permutando calor con el hidrógeno frío en el intercambiador de calor EA-3201/3202. La fase líquido vapor resultante del enfriamiento se separa en el tanque flash FA-3202 que opera a 270 °C, lo cual representa una temperatura suficientemente alta para evitar la precipitación de sales de amonio. Los vapores del tanque FA-3203, se lavan con agua para disolver las sales de cloruro de amonio y sulfuro de amonio las que solidifican al enfriarse esta corriente. La mezcla de vapor agua se enfría a 54 °C en los soloaires EA-3103/3203; esta mezcla se separa en tres corrientes, vapores, hidrocarburos líquidos y agua, en los separadores de alta presión FA-3204.

El vapor de este separador va al absorbedor con amina DA-3201, eliminando el ácido sulfhídrico y el monóxido de carbono. La solución de amina rica que sale de los absorbedores de alta presión, se vaporiza en el tanque flash FA-3151 (ver diagrama 3.4.) a un nivel medio de presión y el gas vaporizado, se combina con el gas de purga de alta presión y con el gas que viene del separador frío de media presión de ambos trenes. La mezcla va al contactor de amina de media presión DA-3151. El líquido que sale del tanque flash FA-3151 se envía al límite de baterías y al regenerador de amina.

Para fines del presente trabajo se reportara únicamente el nodo 5 que es el de la Absorbedora de DEA de alta presión DA-3201.

REGISTRO HazOp

En el registro de las sesiones HazOp se presentan los resultados del análisis: causas de las desviaciones, su frecuencia y gravedad, su índice de riesgo, las protecciones con las que cuenta el circuito y las recomendaciones correspondientes para mitigar o eliminar dichas desviaciones (ver apéndice C).

Los niveles de frecuencia y gravedad empleados en estas sesiones HazOp son los registrados en las Tablas 2.2. y 2.3., del capítulo anterior, estos resultados se tomarán también en base a la experiencia del personal que opera la planta.

EVALUACIÓN CUANTITATIVA DE RIESGOS MEDIANTE EL ÁRBOL DE FALLAS

El Análisis de Árbol de Fallas (AAF) es una técnica cuantitativa de riesgos que nos proporciona la probabilidad o la frecuencia con que puede ocurrir un evento indeseable, el cual llamaremos evento culminante o escenario potencial de accidente.

Este evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de componentes o errores en la operación por parte del personal involucrado.

La metodología aplicada para el desarrollo de esta técnica se describe a continuación:

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

Primero se construyó el Árbol de Fallas considerando todas las posibles causas que pudieran llevar al evento culminante y posteriormente se asignan las probabilidades para el cálculo de su probabilidad.

La probabilidad o frecuencia del evento culminante se determina mediante el empleo de las técnicas de álgebra booleana, relacionando el evento culminante con sus causas raíz mediante puertas lógicas.

Estas causas se relacionan entre sí mediante la operación lógica "Y" (situaciones que deben ocurrir simultáneamente) y la operación lógica "O" (situaciones donde al menos una debe cumplirse); este proceso se repite hasta encontrar las causas base, estas no

requieren desarrollarse pues son eventos para los cuales no se cuenta con mayor información o por su propia naturaleza es suficiente para el análisis.

EVENTO TOPE DEL ANÁLISIS DEL ÁRBOL DE FALLAS

Para el Análisis de Árbol de Fallas se seleccionó un escenario basándose en las fallas de mayor frecuencia que han ocurrido en el área y que están registradas (ver los diagramas 3.5. y 3.6.), además del impacto que ha tenido durante la operación de la planta, de este se obtuvo Tabla 3.1.

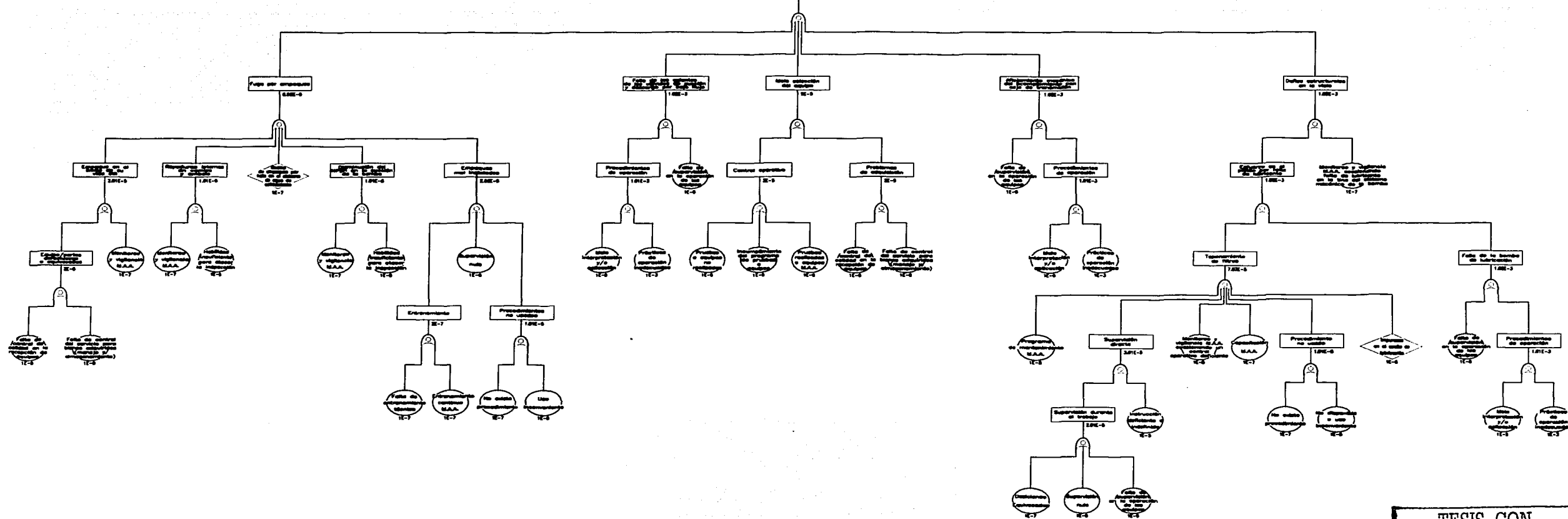
Tabla 3.2. Descripción del evento tope para la elaboración del AAF

Escenario de Accidente	Causa / Fundamento	Consecuencias
<i>Falla mecánica de la bomba de agua amarga GA-3204.</i>	Se puede producir una fuga de agua amarga por falla mecánica en los empaques y accesorios de la bomba GA-3204.	Las consecuencias pueden ser daños al personal que se encuentre realizando labores diarias cerca de este equipo, provocándoles quemaduras de distintos grados al contacto con la piel, por inhalación e irritación en ojos, nariz y garganta.

Diagrama 3.5. Árbol de fallas

Falla mecánica de la bomba de agua amarga GA-3204

3.24E-3



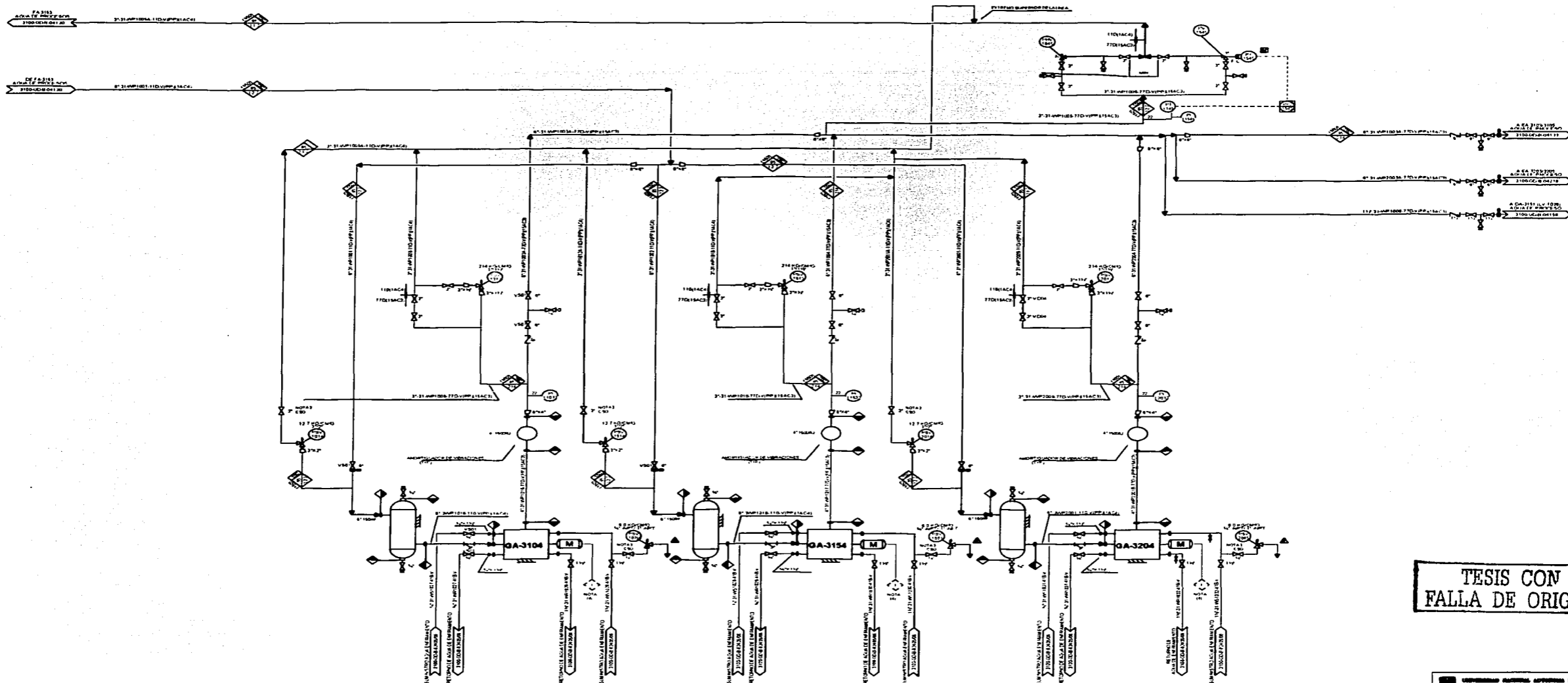
M.A.A. : menor al adecuado
 M.P.P. : mantenimiento preventivo/predictivo

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

70.1

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	TÍTULO DE
INSTITUTO NACIONAL DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	INGENIERÍA DE FALLAS
LABORATORIO DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	FALLA MECÁNICA DE LA BOMBA DE AGUA AMARGA
UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	GA-3204
UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	GA-3204
UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA
UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA	UNIDAD DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA ELÉCTRICA

Diagrama 3.6. Bomba GA-3204 para el Análisis de Árbol de Fallas



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

71.1

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA	
CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA	
CATEDRA DE PROCESOS DE SEPARACIÓN	
TÍTULO DE TESIS: ...	
AUTOR: ...	
ASesorante: ...	
FECHA DE ENTREGA: ...	
LUGAR: ...	
FOLIOS: ...	

ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Para este análisis se utilizó el programa para computadora (software) especializado para simular los eventos y determinar los radios de afectación, conocido como PHAST (Process Hazard Analysis Safety Tool) versión 6.0. esto con el fin de determinar las consecuencias en la evaluación de riesgo.

Para la evaluación de efectos de incendio y explosión se consideraron las composiciones de las mezclas generadas, estos datos provienen de los balances de materia de la unidad H-Oil. Adicionalmente, para realizar las simulaciones en el software PHAST se tomaron las siguientes consideraciones:

- El orificio formado por corrosión en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70 mm (0.5"); para los escenarios de fuga se consideró de 0.50" por corrosión debido a las condiciones.
- Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso de cada equipo.
- Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 30 minutos, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal de Pemex y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- Básicamente se consideraron tres condiciones ambientales: en la primera se consideró una velocidad del viento de 1.5 m/s con estabilidad ambiental clase F por ser las condiciones meteorológicas para el peor escenario, de acuerdo con el INE y con el "RMP Offsite Consequence Analysis" de la Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos (USEPA); en la segunda se utilizó la velocidad del viento promedio de la región de 2.2 m/s, con estabilidad ambiental clase E por ser las características promedio del sitio más favorables para generar eventos de

riesgo y como tercera condición se utilizó la velocidad de 4.0 m/s con estabilidad ambiental clase D, por ser las características promedio menos favorables para generar eventos de riesgo.

- Se consideró una temperatura ambiental media del área de 17 °C y una humedad relativa media anual de 75%.
- Los radios que se presentan en caso de un evento de antorcha o chorro de fuego, se determinaron a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos, los cuales se indican en las Tablas 2.9. y 2.10. descritas en el Capítulo II.

En esta parte del estudio de Análisis de Riesgos, se presentan los resultados de la evaluación de efectos de incendio y explosión en los escenarios de accidentes, los cuales son de alto riesgo. *Estos escenarios fueron identificados durante la realización del Análisis HazOp*, estos eventos son los más críticos de la unidad H-Oil tren 2. A continuación se describe estos escenarios de incendio y explosión seleccionados, sus posibles causas, fundamentos y efectos, así como también los modelos de evaluación de riesgos usado.

Cabe mencionar en esta parte del capítulo que la refinería lleva acabo programas de mantenimiento e inspección que permiten que la probabilidad de ocurrencia de los eventos supuestos sea mínima.

DESCRIPCIÓN DE LOS ESCENARIOS PARA ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS
Tabla 3.3. Descripción de los escenarios que se seleccionaron para el Análisis de Consecuencias

Análisis de Consecuencias					
Tipo de Escenario	Causa y Fundamento	Efectos			Modelo de Efectos Usado
		RT	OP	T	
<i>Fuga de DEA en tanque FA-3151.</i>	La fuga se puede presentar en las juntas de bridas, por venteos, purgas de los instrumentos, por una sobrepresión en la torre DA-3201		X		Modelo de riesgos, charco de DEA(Ver Tabla 4.1. de resultados y Diagrama 4.1.).
<i>Incendio y explosión por fuga de gas en tanque FA -3151.</i>	Este escenario es consecuencia de la fuga de DEA (pérdida de sello líquido en el FA-3151) dando paso al flujo de gas hacia este Tanque.	X	X		Modelo de riesgos de incendio y explosión, (Ver Tabla 4.2. y 4.3. de resultados y Diagrama 4.2. y 4.3.).

RT: Radiación Térmica

OP: Onda de Presión.

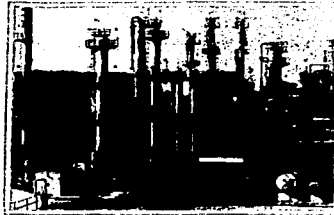
T: Dispersión de sustancia toxica.

DATOS REQUERIDOS PARA CADA MODELO DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS
Tabla 3.4. Datos para el Análisis de Consecuencias

Escenario	Parámetros de Operación	Propiedades Físicas de las Sustancias Involucradas
<p><i>Fuga del Tanque Flash FA-3151.</i></p>	<p>Condiciones de operación del tanque:</p> <p>T = 71.1 °C P = 187.58 Kg/cm²</p>	<p>Estos datos los calcula el <i>programa de simulación PHAST</i> cuando se define la mezcla en estudio, a partir de los siguientes compuestos:</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Hidrógeno ● Ácido sulfhídrico ● DEA 28% (Dietanolamina) ● Metano ● Etano ● Propano. ● n-butano ● Isobutano ● n-pentano ● Isopentano
<p><i>Incendio y explosión por fuga de gas en el FA-3151.</i></p>	<p>Condiciones de operación del tanque:</p> <p>T = 71.1 °C P = 187.58 Kg/cm²</p>	<p>Estos datos los calcula el <i>programa de simulación PHAST</i> cuando se define la mezcla en estudio, a partir de los siguientes compuestos:</p> <ul style="list-style-type: none"> ● Hidrógeno ● Ácido sulfhídrico ● Agua ● Metano ● Etano ● Propano. ● n-butano ● Isobutano ● n-pentano ● Isopentano

Los datos de las composiciones de las corrientes fueron tomados de hojas de balance de la Refinería.

CAPITULO IV



CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

RESULTADOS

Fuga de DEA del Tanque Flash FA-3151

La zona de afectación por fuga de DEA en el Tanque Flash FA-3151 para concentraciones de acuerdo a "The Emergency Response Planning Guideline" (ERPG) se presenta en el diagrama 4.1. Esta fuga es ocasionada por la presencia de un orificio de $\frac{1}{2}$ " de diámetro. Considerando un tiempo máximo promedio de control de 30 minutos, se espera que como evento máximo probable y máximo catastrófico ocurra el evento conocido como *Jet Fire* con los siguientes radios de afectación:

Tabla 4.1. Resultados de la fuga de DEA

Nivel de Radiación		<i>Jet Fire</i>		
		1.4 kw/m ²	5 kw/m ²	12.5 kw/m ²
		Distancia (m)	Distancia (m)	Distancia (m)
Categorías	1.5 m/s, F	190.63	164.40	ND
	2.2 m/s, E	178.06	153.30	ND
	4.0 m/s, D	157.93	134	ND

ND: No disponible

Para el caso de los radios de afectación por radiación debido a *Jet Fire*, con las condiciones del área de la Refinería, se representan en el diagrama 4.1.

Incendio y explosión por fuga de gas en el Tanque Flash FA-3151

El incendio y explosión por fuga de gas en el Tanque Flash FA-3151 por pérdida del sello líquido de la DA-3201 permitiendo el paso de gas hacia dicho tanque, originando una sobrepresión del mismo.

Se espera que como evento máximo probable y máximo catastrófico ocurran los evento conocido como *Explosión por ignición temprana* y *Flash Fire*, ambos causados por la formación de una *BLEVE*, de esta simulación se obtuvieron los siguientes radios de afectación:

- Para el caso de una explosión de una nube de vapor no confinada por ignición temprana los resultados se muestran a continuación:

Tabla 4.2. Resultados por explosión de gas debido a la formación de BLEVE

Niveles de Sobrepresión		<i>Ignición Temprana</i>		
		0.5 lb/in ²	1.0 lb/in ²	2.0 lb/in ²
		Distancia (m)	Distancia (m)	Distancia (m)
<i>Categorías</i>	1.5 m/s, F	1021.43	659.40	452.56
	2.2 m/s, E	1016.54	657.98	384.65
	4.0 m/s, D	1026.12	663.81	456.75

En el diagrama 4.2., se presentan los radios de afectación por sobrepresión con las condiciones del área de la refinería. El centro de la explosión a dichas condiciones se encontraría a 100 m de distancia del centro de la fuga.

- Para el caso de *Flash Fire* se muestran los siguientes resultados:

Tabla 4.3. Resultados por incendio de gas debido a la formación de BLEVE

Nivel de radiación		<i>Flash Fire</i>		
		1.4 kw/m ²	5 kw/m ²	12.5 kw/m ²
		Distancia (m)	Distancia (m)	Distancia (m)
<i>Categorías</i>	2.2 m/s, E	1352.27	757.45	489.90

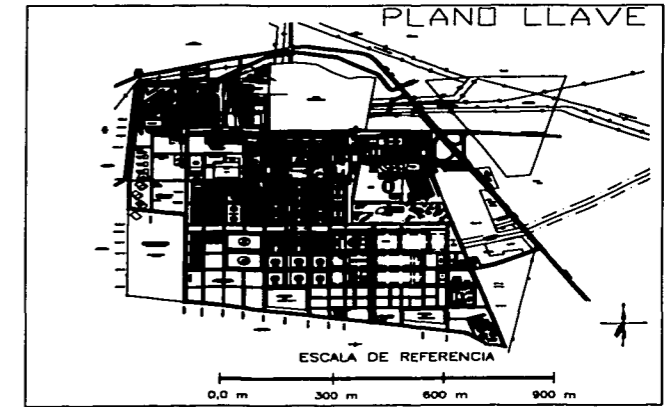
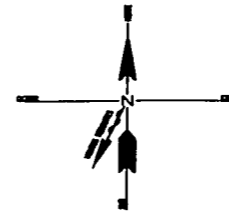
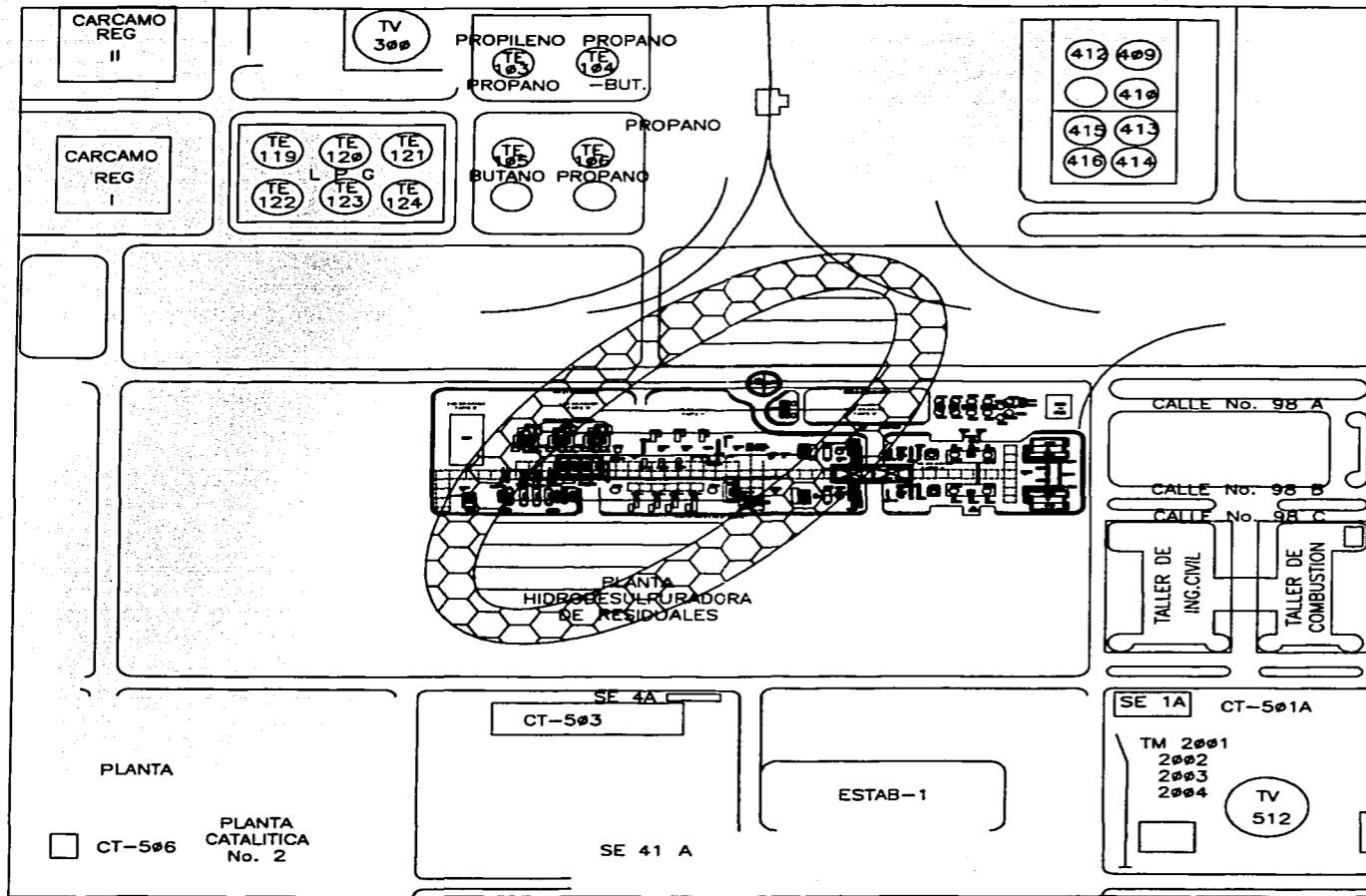
Para el caso de los radios de afectación por radiación con las condiciones del área de la refinería, se presentan en el diagrama 4.3.

Para las condiciones del lugar de estudio referente a las distancias dentro del límite de inflamabilidad, estas se presentan en la siguiente tabla:

Tabla 4.4. Distancias límite de inflamabilidad

Concentración (ppm)	Tiempo promedio	Distancia (m)		
		Categoría 1.4/F	Categoría 2.2/E	Categoría 4.0/D
UFL (40592)	18.75 s	28.05	27.92	28.28
LFL (38462)	18.75 s	106.31	108.41	122.8
LFL Frac (19231)	18.75 s	154.13	159.21	188.50

Diagrama 4.1. Efectos por radiación debido a Jet Fire en tanque flash FA-3151 por fuga de DEA.

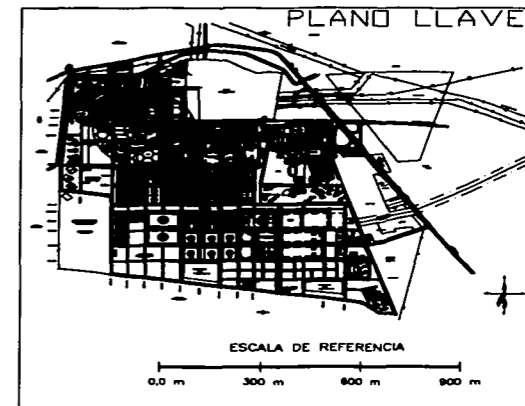
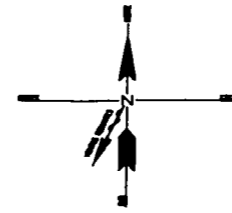
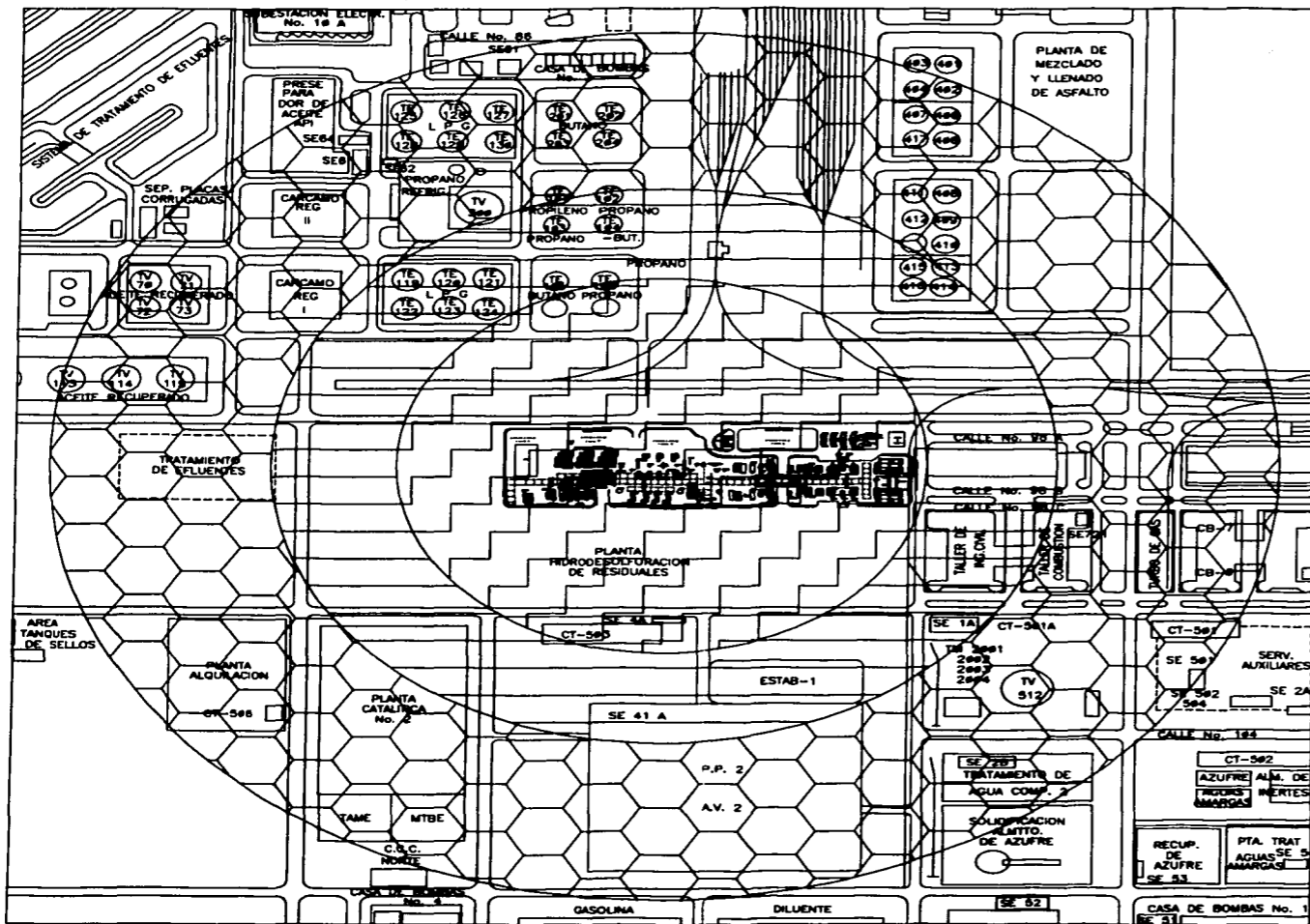


EVENTO PRIMARIO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	NIVEL DE RADIACIÓN
EFECTOS POR RADIACION DEBIDO A JET FIRE EN EL TANQUE FA-3191 POR FUGA DE SEA	ZONA DE SALVAGUARDA	178.07 m	1.4 KW/m ² 
	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	153.30 m	5 KW/m ² 
	ZONA DE ALTO RIESGO	NO DISPONIBLE	12.5 KW/m ² 

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS Y QUÍMICA	
TÍTULO DE:	
CARRERA DE:	
NOMBRE DEL ALUMNO:	
NOMBRE DEL TUTOR:	
FECHA DE ENTREGA:	
FECHA DE CALIFICACIÓN:	
UNIDAD H-OL TRES 2	
FORMA 1 DICIEMBRE 2002	

Diagrama 4.2. Ondas de sobrepresión debido a la explosión de una BLEVE en tanque flash FA-3151.



PARA LA CATEGORIA 2.2/E

EVENTO PRIMARIO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	ONDAS DE SOBREPRESIÓN
ONDAS DE SOBREPRESIÓN DEBIDO A LA EXPOSICIÓN POR EL VUELO DEL TANKER F-306	ZONA DE SALVAGUARDA	1016.54 m	0.5 PSI
	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	657.98 m	1 PSI
	ZONA DE ALTO RIESGO	451.66 m	2 PSI

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

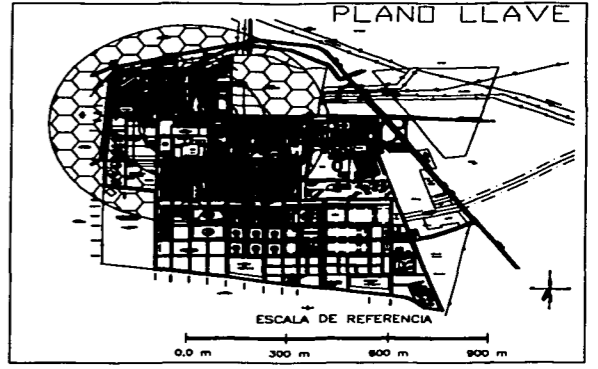
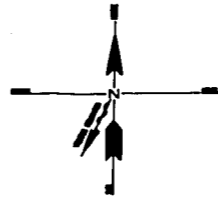
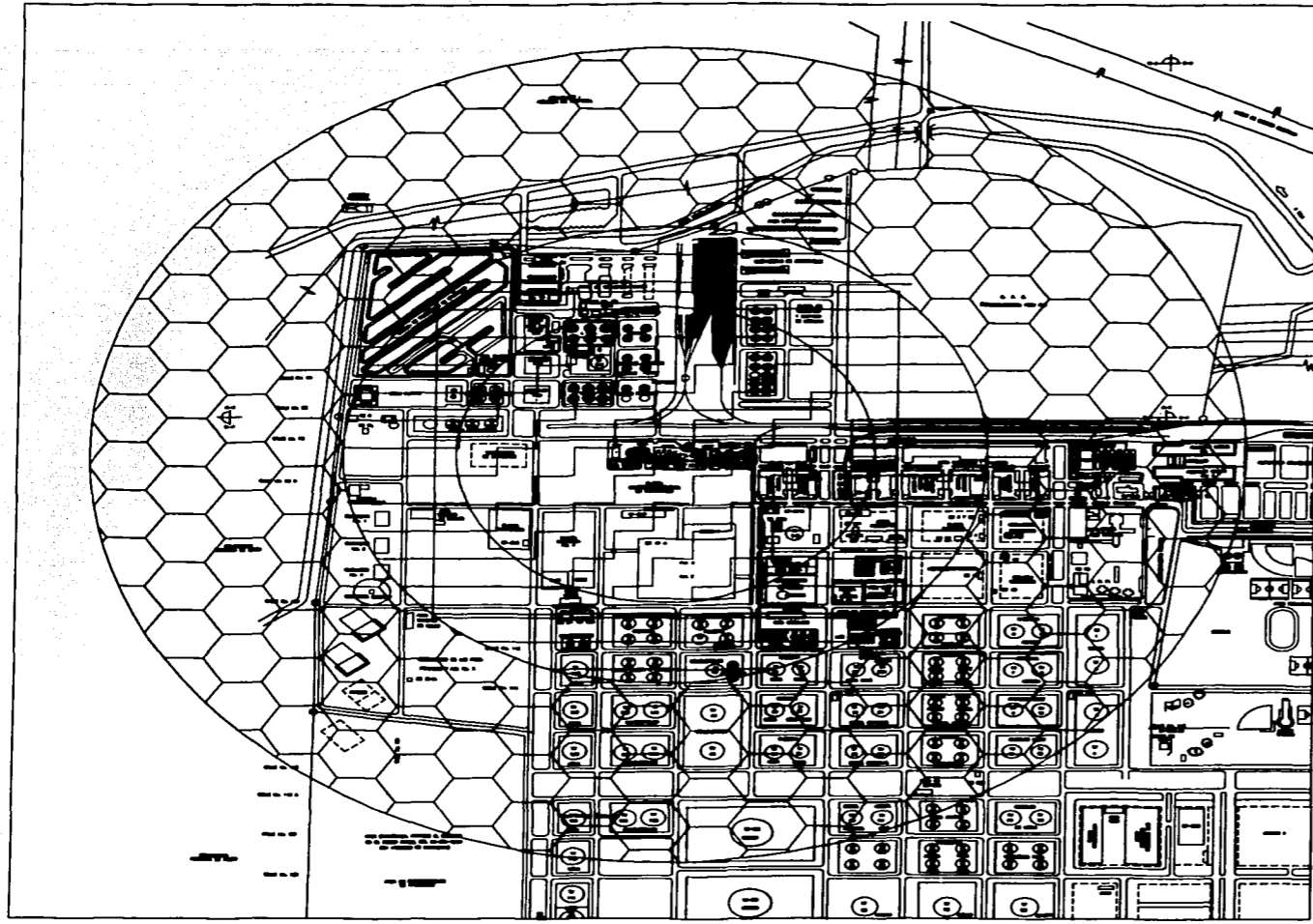
81.1

COMANDO EN JEFE, FUERZA ARMADA NACIONAL

UNIDAD 14 - CIL. TREN 2

FECHA: 02/09/2003

Diagrama 4.3. Efectos por radiación debido a una BLEVE en tanque flash FA-3151.



EVENTO PRIMARIO	ZONA	RADIO DE AFECTACIÓN	NIVEL DE RADIACIÓN
SORPRESIÓN DEL TAMBOR FA-3121	ZONA DE SALVAGUARDA	1352.27 m	1.4 KW/m ²
	ZONA DE AMORTIGUAMIENTO	757.456 m	5 KW/m ²
	ZONA DE ALTO RIESGO	489.905 m	12.5 KW/m ²

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

82.1

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA	
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES EN QUÍMICA	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
TÍTULO DE LA TESIS	TESIS CON FALLA DE ORIGEN
PLANO FA-3121	PLANO FA-3121
FECHA DE ELABORACIÓN	000
LABORIO N-04, TREN 2	000
FECHA DE ENTREGA	000

CONCLUSIONES

Como punto principal se realizó el Análisis de Riesgos en la unidad H-Oil tren 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales en la Refinería "Miguel Hidalgo".

La forma en que se empleó la técnica de Análisis HazOp, nos permitió identificar y evaluar en la unidad H-Oil tren 2 que las áreas de mayor riesgo se encuentran en el sistema de alta, media y baja presión, de los cuales se presenta una parte de este estudio en el registro de las sesiones de HazOp apéndice C y los nodos analizados se describen en la Tabla 3.1.

Para la realización de la técnica de Análisis de árbol de Fallas se considero como caso práctico el evento tope o culminante de las sesiones HazOp, en el que se encontró la falla mecánica de la bomba GA-3204, que realiza el servicio de agua amarga y que es muy importante para el proceso ya que si esta bomba llega a fallar se tendría que realizar un paro en la unidad H-Oil tren 2.

Para el Análisis de Consecuencias se simulo el escenario en el programa para computadora PHAST de la fuga de DEA en el tanque flash FA-3151, dicho resultado se presenta en la Tabla 4.1.

Otro escenario que se simuló fue la sobrepresión del tanque flash FA-3151, esto debido a la pérdida del sello líquido de la torre absorbadora de amina DA-3201, ocasionando el paso de gas hacia el tanque flash FA-3151. La mayor parte de esta corriente gaseosa contiene hidrógeno, el cual es extremadamente explosivo, lo cual puede producir una BLEVE, los resultados se presentan en las Tablas 4.2. y 4.3.

Con este análisis lo que se pretende es seguir integrando como lo ha venido haciendo Pemex, a todo el personal a las ideas principales de Seguridad y el papel que ellos desempeñan en todo el proceso no únicamente en la unidad H-Oil tren 2, sino en todas sus áreas, ya que el factor humano juega un papel muy importante en sus instalaciones.

Cada una de las técnicas empleadas en este trabajo tiene la metodología de diseño tal que favoreció a la formación de un equipo multidisciplinario, entre el personal operativo y especialistas en técnicas de Análisis de Riesgos. De esta forma se pretende seguir estableciendo esta integración para desarrollar la comunicación de las prácticas de operación de la instalación y de los resultados de este Análisis de Riesgos.

Las recomendaciones del Análisis de Riesgos para cada una de las técnicas se presentan a continuación:

RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP

Debido a que las técnicas de evaluación de riesgos que han sido desarrolladas tienen una aplicación específica y que los resultados del análisis son los riesgos y problemas identificados en la operación.

Del Análisis HazOp realizado a las modificaciones en líneas y equipos implementadas en esta unidad, se obtuvo como resultado una serie de recomendaciones, las cuales se presentan a continuación en orden jerárquico, los escenarios en los cuales se fundamentan dichas recomendaciones están numerados, las hojas de registro de las sesiones HazOp se encuentran en el apéndice C.

Tabla 4.5. Lista jerarquizada de recomendaciones obtenidas del Análisis de Riesgos "HazOp" realizado a la Unidad 3200 del sector 10.

Escenarios con nivel de Riesgo de Clase B

Clase	Recomendaciones	Escenarios
B	Solicitar el estudio costo-beneficio para instalar agua de lavado a detectores de nivel en FA-3204 y FA-3206 ó cambiar a detectores de nivel de otro tipo.	2, 3, 17, 18, 19, 20, 23, 33, 34
B	Realizar un estudio para determinar el modo de mejorar la medición de nivel en el FA-3202 evitando el ensuciamiento de las tomas de los LT-2005A/B.	3, 9, 18, 20, 23, 25, 34
B	Verificar la presión del cabezal del gas de purga.	25

Escenarios con nivel de Riesgo de Clase C

Clase	Recomendaciones	Escenarios
C	Investigar la existencia de un instrumento que indique si hay presencia de espuma, gas o líquido en el tanque FA-3202.	1
C	Se propone que dentro de la capacitación y adiestramiento se den las herramientas necesarias para el entendimiento óptimo del control regulatorio y avanzado.	27, 39
C	Se propone que la capacitación a personal operativo sea impartida por especialistas de la refinería o externos.	27, 39
C	Continuar aplicando los programas de mantenimiento preventivo a instrumentos, válvulas, equipo dinámico y PSV's.	2, 9, 12, 13, 14, 15, 16, 17, 19, 21, 22, 24, 25, 26, 27, 28, 30, 31, 33, 38, 39, 40, 41, 42, 43, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60, 61, 62
C	Mantener la disponibilidad de los bloqueos del bypass de los enfriadores EA-3209A/B.	32
C	Continuar capacitando al personal operativo en forma constante.	1, 4, 5, 6, 8, 10, 11, 12, 13, 27, 35, 36, 39, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52.

Escenarios con nivel de Riesgo de Clase D

Clase	Recomendaciones	Escenario
D	Hacer hincapié al personal de operación que cuando se realice un radiografiado en los alrededores o interior de la planta se active el bypass del software de los sensores nucleares.	7, 37
D	Mantener disponibles los directos de la válvula TV-2046.	28
D	Realizar los movimientos de catalizador de acuerdo al procedimiento.	29
D	Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	50, 51, 52, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60
D	Continuar trabajando con las tendencias de nivel en los sistemas de alta presión.	40, 41, 44, 45, 46, 47, 48, 49, 50, 51, 52, 53, 54, 55, 56, 57, 58, 59, 60
D	Continuar trabajando con las tendencias del TIC-2045 y de los TIC-2071A/D.	43
D	Continuar con las difusiones de simulacros operacionales.	59, 60

RECOMENDACIONES DEL ÁRBOL DE FALLAS

Los resultados y recomendaciones para el Árbol de Fallas por el evento culminante "Falla mecánica en la bomba de agua amarga GA-3204" se muestra a continuación, la probabilidad es de 3.24×10^{-3} y la frecuencia es de 3.2×10^{-3} veces al año.

Si se expresa la probabilidad de este evento en porcentaje, se tiene que hay una probabilidad del 0.0032% de ocurrencia al año.

Tabla 4.6. Recomendaciones del árbol de Fallas

Escenario	Probabilidad y frecuencia	Recomendaciones
<p><i>Falla mecánica de la bomba de agua amarga GA-3204</i></p>	<p>Probabilidad de 3.24×10^{-3}.</p> <p>Frecuencia de 3.2×10^{-3} fallas por año.</p>	<ul style="list-style-type: none"> ● Cambio del tipo de bombas. ● Para evitar daños innecesarios al equipo mecánico mantener constante la presión de succión. ● Mantener siempre una supervisión constante por parte de los operadores. ● Seleccionar el equipo más adecuado para las condiciones de operación de acuerdo a registro o plantas similares del sistema de Refinerías.

Para minimizar la probabilidad de ocurrencia de este evento se recomiendan las siguientes buenas prácticas de trabajo:

- Mantener siempre actualizados y en español los procedimientos de operación, mantenimiento, etc.

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

RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Del análisis realizado al tanque flash FA-3151 ocasionado por la fuga de gas que es del tipo *BLEVE*, se obtuvieron resultados de los radios de afectación, para lo cual es necesario referirse a las Tablas 4.1., 4.2. y 4.3. además de los diagramas 4.1., 4.2. y 4.3., del Análisis de Consecuencias.

Para evitar al máximo este tipo de eventos se sugieren las siguientes recomendaciones para el tanque flash FA-3151:

- Continuar con la aplicación estricta de las pruebas de corrosión por parte de laboratorio.
- Operara a las condiciones normales de operación para evitar situaciones que generen posibilidad de accidentes o incidentes.
- Realizar prueba de líquidos penetrantes a las soldaduras de estos tanques.
- Realizar medición de espesores de acuerdo a programa establecido para dicho fin.
- En el próximo paro institucional, hacer la revisión de los internos del tanque flash FA-3151.

Para todos los casos, es necesario continuar realizando periódicamente simulacros contraincendio para verificar los tiempos de respuesta a emergencias, y para corroborar el correcto funcionamiento del sistema contraincendio de la planta, además de los simulacros operacionales. También es necesario llevar correctamente el calendario de calibración y mantenimiento a los detectores de incendio, mezclas explosivas y tóxicas

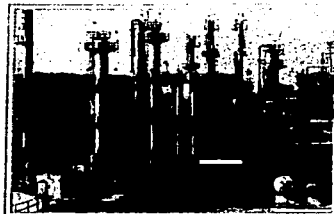
Otras recomendaciones generales pueden ser las siguientes:

- Aplicar en forma escrupulosa los sistemas de permisos de trabajo, tanto para trabajos de bajo riesgo como para los de alto riesgo.
- Continuar con la aplicación de los lineamientos que establece la Administración del Cambio de PEMEX, elemento 13 del SIASPA, con el propósito de mantener actualizados los DTI's, DFP's de la planta, así como la aplicación el Análisis HazOp de cada modificación que se realice en la planta tanto de equipos, proceso y operaciones, para detectar todos los riesgos potenciales y no potenciales que puedan suscitarse con dicha modificación.
- Mantener en automático todos los instrumentos y sistemas de seguridad que así estén configurados para evitar, que en el caso de que se suscite algún incidente, tengan que ser actuados en forma manual. Así mismo, se deben de incluir en el procedimiento para el manejo de cambios las condiciones bajo las cuales se realizará el cambio de modo automático a manual para identificar los riesgos asociados con este tipo de cambios así como para determinar las medidas adecuadas de prevención si se llegará a suscitar un evento estando en modo manual alguno de los sistemas de control operacional o de seguridad.
- Continuar con la difusión de los planes de contingencias reforzándolo con ejercicios o simulacros de emergencia y evacuación de casos previstos e imprevistos para identificar y corregir las fallas en los planes de emergencias y desastres, verificar los tiempos de respuesta a emergencias, corroborar el correcto funcionamiento del sistema contra incendio de la planta, así como los simulacros operacionales.
- Cumplir a totalidad con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos, equipos críticos, aspersores, líneas, válvulas, sistemas de tierras, sistema de mitigación y protecciones de toda la planta.
- Cumplir estrictamente el programa anual de inspección técnica, seguridad y contra incendio de la planta.

El Análisis de Consecuencias proporcionó información para disminuir la magnitud de los efectos, en caso de que el accidente seleccionado para este tipo de análisis se convierta en un evento indeseable con cuantiosas pérdidas materiales y humanas, esta información es utilizada para la elaboración de planes de emergencia y de evacuación además de establecer las zonas de seguridad.

Los accidentes se pueden prevenir, mediante la aplicación de las técnicas de Análisis de Riesgos, este análisis nos permite identificar los riesgos presentes en los diferentes procesos mediante la aplicación de acciones preventivas que permiten que la probabilidad de ocurrencia de incidentes se minimice.

APENDICES



Principales accidentes ambientales en el mundo⁽¹³⁾

Accidente	Consecuencias
<i>Flixborough (UK) Junio del 1974</i> Ruptura de tubería, causó la fuga de entre 40 y 80 toneladas de ciclohexano líquido caliente.	28 muertos y miles de heridos. Total destrucción de la planta.
<i>Seveso (Italia) Julio de 1976</i> Fuga de dioxina por una reacción mal controlada causando explosión.	Desalojo de personas cerca del área por contaminación. La dioxina liberada causó irritaciones en la piel de mucha gente.
<i>San Carlos (España) Julio 1978</i> Explosión por BLEVE de una pipa que transportaba propileno.	215 muertos.
<i>Cubatão (Brasil) Febrero de 1974</i> Ruptura de tubería que conducía gasolina, causando un Faire Ball.	Por lo menos 500 muertos
<i>México D.F. (México) Noviembre de 1984</i> Varios contenedores de LPG explotaron en San Juan Ixhuatepec.	452 muertos y más de 4,200 heridos. El número de personas desaparecidas podría ser más de 1,000.
<i>Bhopal (India) Diciembre de 1984</i> Una fuga extendida sobre un área de aproximadamente 40 Km ² de isocianato de metilo.	2,500 muertos debido a envenenamiento y aproximadamente el mismo número en condiciones críticas, alrededor de 150,000 personas requirieron tratamiento médico.
<i>Guadalajara (México) Abril 1992</i> Explosión en cadena a lo largo de 13 Km urbanos, ocurrida debido a fuga de gasolina en drenaje domestico.	Información oficial dio un estimado de 200 muertos y 1,500 heridos y pérdidas materiales cuantiosas.

BLEVE: Explosión de Vapores en Expansión de un Líquido en Ebullición.

LPG: Gas Licuado de Petróleo.

Reglas del Álgebra Booleana para la evaluación de Árboles de Fallas	
Conmutativa	$AB = BA$
Asociativa	$A + B = B + A$ $A(BC) = (AB)C$
Distributiva	$A + (B + C) = (A + B) + C$ $A(B + C) = AB + AC$
Otras	$A + BC = (A + B)(A + C)$ $AA = A$ $A(A + B) = A$ $AA^* = 0$ $0A = 0$ $1A = A$ $(A^*)^* = A$ $A + A = A$ $A + AB = A$ $A + A^* = 1$ $0 + A = A$ $1 + A = A$

LIPSCHUTZ, Seymour, "Teoría de Conjuntos", Mc Graw Hill, 1970, Pag., 216.



Compañía: Complejo Hidrosulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbedora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Desviación: Alto nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
1	Falla en posición de cerrado la LV-2018A y no disponibilidad de la B.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Alarma por alto nivel de hidrocarburo LAH-2018 en la DA-3201. 2. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 3. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 4. Alarma por alto nivel de amina LAH-2017 en el DA-3201. 5. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2023 en el FA-3209. 6. Alarma por bajo bajo nivel LAXLL-2021 en el FA-3209. 7. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202. 8. Alarma por alto nivel LAH-2022 en el FA-3209. 9. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 10. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201. 10. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrodesulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
2	Falsa señal del LJC-2018 mandando cerrar la LV-2018A/B.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 2. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 3. Alarma por alto nivel de amina LAH-2017 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2023 en el FA-3209. 5. Alarma por bajo bajo nivel LAXLL-2021 en el FA-3209. 6. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202. 7. Alarma por alto nivel LAH-2022 en el FA-3209. 8. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 9. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209. 10. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrodesulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
3	Falla en posición de cerrado la LV-2017A/B.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 2. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 3. Alarma por alto nivel de amina LAH-2017 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2023 en el FA-3209. 5. Alarma por bajo bajo nivel LAXLL-2021 en el FA-3209. 6. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202. 7. Alarma por alto nivel LAH-2022 en el FA-3209. 8. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 9. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209. 10. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrosulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
4	Falsa señal del LIC-1017 mandando cerrar la LV-2017A/B.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Alarma por alto nivel de agua amarga LAH-2018 en la DA-3201. 2. Redundancia de indicación de nivel de agua amarga LI-2018A/B en la DA-3201. 3. Alarma por alta diferencial de nivel de agua amarga LDAH-2018 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202.. 5. Alarma por alto nivel LAH-2022 en el FA-3209. 6. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 7. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209. 8. Alarmas por alta diferencial de nivel LDAH-2034 y 2033 para hidrocarburo y agua respectivamente. 9. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrodesulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbedora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
5	Falsa señal del FIC-2035 mandando abrir la FV-2035.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 2. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 3. Alarma por alto nivel de amina LAH-2017 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2023 en el FA-3209. 5. Alarma por bajo bajo nivel LAXLI-2021 en el FA-3209. 6. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202. 7. Alarma por alto nivel LAH-2022 en el FA-3209. 8. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 9. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209. 10. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201. 11. Las válvulas FV-2034, FV-2534 recirculación de las bombas de amina a torre DA-3201.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrodesulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 Fecha: 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

66

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
6	Alto nivel en FA-3204 por el lado de hidrocarburo.	1. Incremento de presión en el sistema de alta. 2. Envío de líquidos al acumulador FA-3209. 3. Daños al compresor GB-3201. 4. Paro de planta.	3	2	6	1. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 2. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 3. Alarma por alto nivel de amina LAH-2017 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2023 en el FA-3209. 5. Alarma por bajo bajo nivel LAXLL-2021 en el FA-3209. 6. Alarma nuclear por alto alto nivel LAXHH-2020 en el FA-3209 mandando a disparar el compresor GB-3202. 7. El LIC-2022 con alarma por alto nivel en el FA-3209. 8. Alarma por alta diferencial de nivel LDAH-2022 en el FA-3209. 9. La válvula LV-2022 A/B del FA-3209. 10. La válvula de seguridad PSV-2022 en la torre DA-3201. 11. La alarma por alto nivel LAH-2034A/B en el FA-3204. 12. La diferencial de nivel LDAH-2034 en el FA-3204.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrodesulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbedora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Desviación: Bajo nivel

LOI:

LOS:

LSI:

LSS:

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
1	Falla en posición de abierta la LV-2018A y B.	1. Pérdida de sello líquido de hidrocarburo en la torre DA-3201. 2. Incremento de la presión en el FA-3152. 3. Daños en el FA-3152. 4. Derrame de hidrocarburo. 5. Contaminación por presencia de H ₂ S. 6. Paro de planta.	3	2	6	1. El LIC-2018 con alarma por bajo nivel de hidrocarburo DA-3201. 2. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-1018A/B en la DA-3101. 3. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 4. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-1019 en la torre DA-3101. 5. Plan de respuesta a emergencia. 6. La válvula PSV-1537 del FA-3152.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Continuar con las difusiones de simulacros operacionales. 5. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D
2	Falsa señal del LIC-2018 mandando abrir la LV-2018A/B.	1. Pérdida de sello líquido de hidrocarburo en la torre DA-3201. 2. Incremento de la presión en el FA-3152. 3. Daños en el FA-3152. 4. Derrame de hidrocarburo. 5. Contaminación por presencia de H ₂ S. 6. Paro de planta.	3	2	6	1. Redundancia de indicación de nivel de hidrocarburo LI-2018A/B en la DA-3201. 2. Alarma por alta diferencial de nivel de hidrocarburo LDAH-2018 en el DA-3201. 3. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2019 en la torre DA-3201. 4. Plan de respuesta a emergencia. 5. La válvula PSV-1537 del FA-3152.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Continuar con las difusiones de simulacros operacionales. 5. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrosulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbedora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
3	Falla en posición de abierta la LV-2017A/B.	1. Pérdida de sello líquido de hidrocarburo en la torre DA-3201. 2. Incremento de la presión en el FA-3151. 3. Daños en el FA-3151. 4. Connato de incendio. 5. Paro del complejo.	3	2	6	1. Se cuenta con válvula de relevo LV-2017A/B. 2. Se cuenta con válvula motorizada EBV-2031 en la salida de amina DA-3201. 3. Alarmas por bajo nivel de amina LAL-2017A/B en el DA-3201. 4. Redundancia de indicador de nivel LI-2017A/B. 5. El indicador nuclear LI-2016 en DA-3201. 6. Plan de respuesta a emergencia. 7. La válvula PSV-1518B del FA-3151. 8. Alarma por alta presión PI-1547 el FA-3151.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Continuar con las difusiones de simulacros operacionales. 5. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Compañía: Complejo Hidrosulfurador de

Area/proceso: Unidad H-Oil Tren 2 **Fecha:** 24 de Enero del 2003.

Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Núm.	Causa	Consecuencias	F	G	R	Protección	FP	GP	RP	Recomendaciones	Clas
4	Falsa señal del LIC-2017 mandando abrir la LV-2017A/B.	1. Pérdida de sello líquido de hidrocarburo en la torre DA-3201. 2. Incremento de la presión en el FA-3151. 3. Daños en el FA-3151. 4. Connato de incendio. 5. Paro del complejo.	3	2	6	1. Se cuenta con válvula de relevo LV-2017A/B. 2. Se cuenta con válvula motorizada EBV-2031 en la salida de amina DA-3201. 3. Alarmas por bajo nivel de amina LAL-2017/A/B en el DA-3201. 4. Redundancia de indicador de nivel LI-2017A/B. 5. El indicador nuclear LI-2016 en DA-3201. 6. Plan de respuesta a emergencia. 7. La válvula PSV-1518B del FA-3151. 8. Alarma por alta presión PI-1547 el FA-3151.	3	3	7	1. Continuar cumpliendo con el mantenimiento preventivo a instrumentos. 2. Continuar trabajando con las tendencias de los indicadores de nivel. 3. Continuar con la capacitación del personal operativo. 4. Continuar con las difusiones de simulacros operacionales. 5. Asegurarse que las válvulas de bloqueo de las PSV's se encuentren flejadas en posición de abierto.	D



Residuales (HDR)

Nodo: 5 Torre Absorbadora de DEA de alta presión.

Diagrama de Referencia: 04221

Hoja de Resultados del Análisis HazOp

Producto: DEA e Hidrocarburos.

Apéndice C

Desviación: Alta temperatura

LOI:

LOS:

LSI:

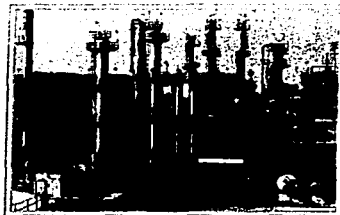
LSS:

Núm.	Causa	Consecuencias	LOI:			Protección	LSI:			LSS:	Clas
			F	G	R		FP	GP	RP		
1	Falla de los soloaires EA-3203.	1. Envío de gas amargo al compresor GB-3202 aumentando su diferencial de presión hasta llegar al punto de disparo. 2. Paro de planta.	3	3	7	1. El indicador controlador de temperatura TIC-2071A/D en los soloaires EA-3203A/D. 2. Los indicadores de temperatura TI-2165A/D y TI-2166A/D en los soloaires EA-3203A/D. 3. Alarma por alta temperatura TI-2163 en la corriente de entrada de gases a la DA-3201. 4. Alarma por baja diferencial de temperatura TDIC-2056 en la DA-3201.	3	4	9	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a soloaires EA-3203A/D y a instrumentos.	D
2	Alto nivel en el FA-3203.	1. Envío de gas amargo al compresor GB-3202 aumentando su diferencial de presión hasta llegar al punto de disparo. 2. Paro de planta.	3	3	7	1. El indicador controlador de temperatura TIC-2071A/D en los soloaires EA-3203A/D. 2. Los indicadores de temperatura TI-2165A/D y TI-2166A/D en los soloaires EA-3203A/D. 3. Alarma por alta temperatura TI-2163 en la corriente de entrada de gases a la DA-3201. 4. Alarma por baja diferencial de temperatura TDIC-2056 en la DA-3201. 5. Alarma nuclear por bajo nivel LAL-2026 en el FA-3203. 6. Alarma por bajo nivel LAL-2024A/B en el FA-3203. 7. Redundancia de indicación de nivel LI-2024 A/B en el FA-3203. 8. Diferencial de nivel LDAH-2024 en el FA-3203. 9. Alarma por alto nivel LAH-2034A/B en el FA-3204. 10. Diferencial de nivel LDAH-2034 en el FA-3204.	3	4	9	1. Continuar con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos.	D

Metodología a utilizar en las etapas del Análisis de Riesgos⁽¹³⁾

Método de Identificación	Etapa del Proyecto					
	Perfil	Ingeniería Conceptual	Ingeniería Básica	Ingeniería Detalle	Construcción y Montaje	Puesta en Marcha
Lista de Verificación	X	X	X	X	X	X
Revisión de Seguridad			X	X	X	X
Índice <i>Dow y Mond</i>				X		
Análisis Preliminar de Riesgos	X	X	X		X	X
<i>What If</i>	X	X	X	X	X	X
<i>HazOp</i>		X	X	X	X	X
<i>FMECA</i>			X	X	X	
Árbol de Fallas			X	X		X
Árbol de Eventos			X	X		X
Error Humano			X	X	X	X

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

1. AUSTIN, T. George, "Manual de Procesos Químicos en la Industria", Tomo 3, Editorial Mc Graw-Hill, México, 1988.
2. CENTER for Chemical Process Safety, "Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis", Second Edition AIChE, New York, 2000.
3. CROWL, D. A. & Louvar, J. F., "Chemical Process Safety, Fundamentals With Applications", Prentice Hall, Englewood Cliffs, 1990.
4. GRIMALDI, V. John & Simonds H. Rollin, "La Seguridad industrial y su administración", Segunda edición, Editorial Alfa-Omega, 1996.
5. GOETSCH, L. David, "Industrial safety and Health", Macmillan Publishing Company, New York, 1993.
6. JAMES; Gary A. & Glenn E. Handwerk, "Petroleum Refining, Technology and Economics", Third Edition, USA, 1994.
7. MANUAL de Operación de las Unidades H-Oil 1 y 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales (HDR) en la Refinería "Miguel Hidalgo".
8. PHAST. User's Manual and program, Enero del 2003, DET NORSKE VERITAS (USA) ICN.
9. PERRY, H. Robert & Green W. Dow, "Perry's, Chemical Engineer's Handbook", C.D. Edition, Mc. Graw Hill, 1999, Chapter 26 Process Safety.

10. **PROCEDIMIENTOS** de Arranque de las Unidades H-Oil 1 y 2 del Complejo Hidrodesulfurador de Residuales (HDR) en la Refinería "Miguel Hidalgo".
11. **RAMÍREZ, Cavassa César**, "Seguridad industrial, un Enfoque Integral", Editorial Limusa, México, 1999.
12. **SANCHEZ, Vieyra Jesús**, "Análisis de Riesgos en la sección de carga de una planta de isomerización", Tesis de Licenciatura, Facultad de Química, 2002.
13. **SANTAMARÍA, Ramiro J. M. & Braña Aísa P. A.**, "Risk Analysis and Reduction, in the Chemical Process Industry", Published by Blackie Academic & Professional, 1998.
14. **TALLER de Análisis de Riesgos y Operabilidad. UNAM-Facultad de Química 2002.**

REVISTAS

15. **BERNARDINO, de Sahagún**, "Realización plano-creativo", PEMEX Refinación, Refinería "Miguel Hidalgo", No. 10.
16. **PEMEX Refinación**, "El Reto al servicio de los Trabajadores", Refinería "Miguel Hidalgo", No. 19.
17. **VERA, E. Augusto**, "Estrategia y Experiencias de la Implantación del sistema Integral para la administración de la Seguridad Industrial", XXXVIII Convención Nacional, Oaxaca 1998.