

78



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

ANÁLISIS DE RIESGOS DE LA SECCIÓN DE REACCIÓN DE LA UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS EN LA PLANTA HIRODESULFURADORA DE NAFTAS I (HIDROS 1) DE LA REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.

TESIS

2001-2002

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO



PRESENTA:

Faint handwritten text

ISRAEL GARCÍA MARTÍNEZ

MÉXICO, D. F.

2001





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

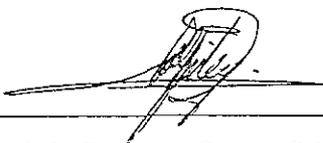
El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición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

Jurado asignado:

Presidente	Prof. ANAYA DURAND ALEJANDRO
Vocal	Prof. MARAMBIO DENNETT EDUARDO
Secretario	Prof. CRUZ GÓMEZ MODESTO JAVIER
1er Suplente	Prof. LÓPEZ CASTILLO NÉSTOR NOE
2º Suplente	Prof. BUTRÓN SILVA JESÚS ARTURO

Sitio donde se desarrolló el tema:

Refinería Miguel Hidalgo, Tula de allende Hidalgo y Facultad de Química Lab. E212



Dr. M. Javier Cruz Gómez.
Asesor del tema



M. en C. Cornelio de la Cruz Guerra
Supervisor Técnico



Israel García Martínez
Sustentante

CON AMOR PARA DIOS y

ADRIAN MARTINEZ RODRÍGUEZ

AGRADECIMIENTOS

- ☛ A la Refinería "Miguel Hidalgo" de PEMEX y en especial a los ingenieros Javier González, Alfredo Miranda, Filemón Cerbantes y Cesar Marín por brindarme sus conocimientos y apoyarme en la elaboración del presente trabajo.
- ☛ Al Dr. Javier Cruz y al M. En C. Cornelio de la Cruz por apoyarme e impulsarme a ser un profesionalista "de los buenos".
- ☛ A mis compañeros del Centro de Estudios ASP⁴A y Lab. E-212 por alentarme y apoyarme siempre: Néstor, Miguel, Ramón, Daniel, Carlos, Erasmo, Angélica, Paola y Sonia.
- ☛ Al grupo de ingenieros que participó en Tula: Grethel, Sonia, Vianey, Mario, Lalo, José, Genaro.
- ☛ A Itzi por demostrarme que cualquier cosa con amor se transforma en lo mas valioso de nuestra vida.

DEDICATORIA

- ☛ A mis padres BETO y VICKY por su amor y apoyo incondicional.
- ☛ A mis hermanos DANY y BETO por su compañía y consejos.
- ☛ A mis hermanos Perla, Hugo, Samy, Erika y Karla por siempre estar para mí.
- ☛ A mis Familias Martínez Zavala y García Serrano por su ayuda, cariño y ejemplo.
- ☛ A los Torres García y Torres Calvo por ser pilares de mi formación.
- ☛ A la familia Cruz Campa por confiar y creer en mí.
- ☛ A Itzi por ser mi niña y darme todo el amor que de ella emana.
- ☛ A todos mis amigos por corresponder tantos sentimientos y siempre ser uno de mis mejores complementos: Nadia, Ana E., Brenda, Edgar, Damián, Nohemí, Bárbara, Grethel, Rosy, Viviana, Quetzal, Lalo, Mario, Uriel, Gabriel, "El Bar-da", y a todos los que están en mi corazón y debieron aparecer aquí...

Creo que mi paso por la
universidad es lo mejor que me ha
ocurrido en la vida, he aprendido
el verdadero significado de la
frase ALMA MATER.

Y afortunadamente, gracias a
DIOS y a la vida tan maravillosa,
lo logré, ahora...

SOY PUMA.



ÍNDICE

	Página
Índice de tablas.....	iii
Índice de figuras.....	iv
Índice de diagramas.....	v
Lista de abreviaturas.....	vi
 CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	
1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.....	2
1.2 OBJETIVO.....	3
1.3 ETAPAS DEL PROYECTO.....	3
 CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	
2.1 ANTECEDENTES.....	7
2.2 ANÁLISIS DE RIESGOS.....	7
2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.....	11
2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ESTUDIO.....	13
2.4.1 Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".....	13
2.4.2 Análisis de Árbol de Fallas.....	21
2.4.3 Análisis de Consecuencias.....	26
 CAPÍTULO 3. TRABAJO DE CAMPO	
3.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE REFORMACION CATALÍTICA.....	33
3.1.1 Química del Proceso de Reformación Catalítica.....	33
3.1.2 Descripción del Flujo del Proceso de Reformación.....	40
3.2 DESARROLLO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".....	41
3.3 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS "AF".....	55
3.4 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS "AC".....	62



ÍNDICE

Página

CAPÍTULO 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".....	73
4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.....	80
4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.....	81
APÉNDICES.....	86
BIBLIOGRAFÍA.....	89



ÍNDICE DE TABLAS

	Página
2-1 Técnicas de Análisis de Riesgos de Proceso (ARP).....	13
2-2 Significado de las Palabras Guías.....	15
2-3 Valores del nivel con respecto a la frecuencia.....	16
2-4 Valores del nivel con respecto a la gravedad.....	16
2-5 Palabras guías utilizadas en el análisis HazOp.....	20
3-1 Análisis PONA para materia prima y productos de reformado.....	34
3-2 Resultados del estudio de análisis de riesgos y operabilidad del circuito de reacción.....	46
3-3 Valores utilizados en el cálculo de la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.....	64
3-4 Efectos de la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.....	67
3-5 Valores utilizados en el cálculo de la formación de una antorcha de fuego producida por una fuga en el tanque FA-505.....	69
3-6 Efectos de formación de una antorcha de fuego por fuga en el FA-505.....	70
4-1 Lista Jerárquica de recomendaciones.....	74



ÍNDICE DE FIGURAS

	Página
2-1 Matriz de Riesgos.....	16
2-2 Simbología utilizada para la construcción del Árbol de Fallas.....	23
2-3 Uso de la puerta "Y".....	24
2-4 Uso de la puerta "O".....	24
2-5 Falla funcional.....	25
2-6 Triángulo de fuego.....	27



ÍNDICE DE DIAGRAMAS

	Página
2-1 Paquete de Información para la Administración de la Seguridad de los Procesos.....	8
2-2 La técnica "HazOp", desarrollada para identificar riesgos de proceso.....	10
3-1 Diagrama de tubería e instrumentación de la unidad reformadora de naftas.....	44
3-2 Representación gráfica del Árbol de Fallas con su probabilidad de ocurrencia y sin protecciones.....	57
3-3 Representación gráfica del Árbol de Fallas con su probabilidad de ocurrencia y con protecciones.....	60
3-4 Diagrama de cálculo para evaluar la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.....	67
3-5 Diámetros de afectación para la formación de antorcha de fuego por fuga en el tanque FA-505.....	71
4-1 Diámetros de afectación para la explosión por sobre-presurización del tanque FA-505.....	83



LISTA DE ABREVIATURAS

AC	Análisis de consecuencias
AF	Árbol de fallas
CA	Consequences Analysis (Análisis de Consecuencias)
DFP	Diagrama de Flujo de Proceso
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación
EC	Evento Culminante
EPA	Environmental Protection Agency
EVNC	Explosión de una nube de Vapor No Confinada
FTA	Fault Tree Analysis (Análisis de Árbol de Fallas)
HazOp	Hazard and Operability (Análisis de Riesgos y Operabilidad)*
HIDROS I	Hidrodesulfuradora de naftas I
NFPA	National Fire Protection Association
NGNC	Nube de gas no confinada
NOM	Norma Oficial Mexicana
RC	Reformado catalítico
OSHA	Occupational Safety and Health Administration
STPS	Secretaría del Trabajo y Previsión Social
SNR	Sistema Nacional de Refinerías
TNT	Trinitro Tolueno

* **NOTA:** El "HazOp" (Hazard and Operability Analysis) quiere decir Análisis de Peligros y Operabilidad, mas sin embargo, como en el análisis se identifican, aíslan y corrigen los riesgos provocados por diversas causas, lo llamaremos por convención Análisis de Riesgos y Operabilidad.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN



CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.

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

Por esto en Petróleos Mexicanos se ha implementado un programa de seguridad integral que les permite llevar a cabo estudios de análisis de riesgos en las plantas mas críticas de sus refinerías, lo cual ha resultado un ejercicio efectivo y de alto valor rentable.

El estudio se realizó con el fin de encontrar áreas de oportunidad que permitan mejorar la seguridad en la planta Hidrodesulfuradora de Naftas 1 (HIDROS I), en específico en la unidad Reformadora de Naftas (U500).

En esta planta se llevó a cabo la actualización de los DTI's y DFP's con el objetivo de tener una representación real de lo que existe en el sitio de estudio, lo que comprendió tanto la digitalización de los mismos como el levantamiento en campo y la corrección de las versiones antiguas de los respectivos diagramas.



El presente trabajo de tesis es diferente de los que anteriormente se han hecho, en principio porque es el primer análisis "HazOp" que se hace para un circuito de reacción de la zona de reformación de una planta HIDROS 1, además de que en el análisis de árbol de fallas se habían estudiado solamente la ruptura de una torre depropilenizadora,⁽²¹⁾ la falla del compresor de extracción de gas de una torre fraccionadora,⁽²²⁾ y la fuga de un tanque acumulador.⁽²²⁾

Por otra parte, en el análisis de consecuencias se han planteado los modelos de formación de una bola de fuego y flame jet para la torre depropilenizadora,⁽²¹⁾ y la formación de nube toxica de H₂S por ruptura de un tanque de agua amarga.⁽²²⁾⁽²³⁾

1.2 OBJETIVO.

Llevar a cabo un estudio de Análisis de Riesgos en la unidad Reformadora de Naftas (U500) mediante las técnicas de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" (Hazard and Operability), Análisis de Árbol de Fallas "AF" (Fault Tree Analysis, FTA) y Análisis de Consecuencias "AC" (Consequences Analysis, CA) para:

- a) Identificar y evaluar los riesgos en la planta.
- b) Proponer las medidas necesarias que contribuyan con la prevención de incidentes y accidentes y la mejora de la seguridad.
- c) Obtener un plan de trabajo para que el personal de la refinería lo lleve a cabo, basado en las recomendaciones emanadas del análisis HazOp para reducir los riesgos de proceso.



1.3 ETAPAS DEL PROYECTO.

El Análisis de Riesgos en la unidad Reformadora de Naftas (U500) se llevó a cabo durante el periodo de agosto de 1999 a junio de 2000. Para el desarrollo de este proyecto se empleó el siguiente programa:

1. Recopilación de Información.

La información técnica y didáctica que se recopiló, antes de llevar a cabo el análisis, fue la siguiente:

1. Descripción de la planta (Manuales de Operación y diagramas de Flujo de proceso).
2. Planos existentes tanto en el departamento de dibujo de la refinería como en el sector al que pertenece la planta.

Así mismo, previo al análisis, se llevó a cabo el levantamiento en campo y la actualización de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's), así como los Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's) al igual que los de servicios auxiliares. Estos diagramas son clave para realizar el Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp".

CABE MENCIONAR QUE DURANTE LA ETAPA TERMINAL DE LA FASE DE LEVANTAMIENTO DE CAMPO Y ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS, ELABORÉ UN MANUAL CON EL FIN DE RECOPIRAR LAS EXPERIENCIAS Y PUNTOS DE VISTA DEL GRUPO DE TRABAJO DE LA UNAM QUE REALIZAMOS ESTE PROYECTO. LO ANTERIOR SE HIZO CON EL FIN DE HOMOGENEIZAR LOS CONOCIMIENTOS CON RESPECTO A ESTA LABOR. Dicho manual se presenta en el APÉNDICE A.



HOMOGENEIZAR LOS CONOCIMIENTOS CON RESPECTO A ESTA LABOR. Dicho manual se presenta en el APÉNDICE A.

2. Realización del Análisis "HazOp".

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

3. Análisis de resultados del "HazOp".

Se llevó a cabo el análisis de los resultados obtenidos en el inciso anterior para obtener, como resultado, una lista jerárquica de los riesgos con sus respectivas recomendaciones.

4. Análisis de Árbol de Fallas "AF".

Para esta parte del proyecto se seleccionó un escenario de riesgo potencial o accidente, al cual se le aplicará un análisis cuantitativo de riesgos y así se estimará la probabilidad de que este ocurra.

5. Análisis de Consecuencias "AC".

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

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO



CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1 ANTECEDENTES.

La industria química, debido a su manejo de sustancias peligrosas y operación delicada, es considerada en comparación con otras, de alto riesgo. Los accidentes ocurridos durante los últimos años en este tipo de industria han provocado pérdidas humanas considerables, contaminación en el aire y suelo, pérdidas de materiales y de equipo. Lo anterior ha generado la responsabilidad de desarrollar una mayor conciencia en materia de salud ocupacional y protección ambiental, lo cual permite prevenir y controlar riesgos de proceso a través de planes de evacuación y emergencia, localización de zonas de seguridad, sistemas de protección, muros de contención, etc.

El Sistema Integral de Administración de la Seguridad y Protección Ambiental (SIASPA, desarrollado por PEMEX para PEMEX) es una herramienta administrativa que facilita el diagnóstico, evaluación, planeación de la seguridad y la protección ambiental e incluye todos los aspectos que se deben de considerar para lograr una buena administración e integración de la seguridad y la protección ambiental en las operaciones de producción en las instalaciones petroleras.

El SIASPA esta constituido por tres componentes: factor humano, métodos e instalaciones, a cada componente le corresponde una serie de elementos los cuales se presentan a continuación:

**ELEMENTO****COMPONENTE**

Política Liderazgo y Compromiso

Organización

Capacitación

Salud ocupacional

Análisis y difusión de incidentes y Buenas Prácticas FACTOR HUMANO

Control de Contratistas

Relaciones Públicas y con las Comunidades

Planeación y Presupuesto

Normatividad

Administración de la Información

Tecnología de Proceso

MÉTODOS

Análisis de Riesgos

Administración del Cambio

Indicadores de Desempeño

Auditorías

Planes y Respuesta a Emergencia

Integridad Mecánica

INSTALACIONES

Control y Restauración

2.2 ANALISIS DE RIESGOS.

El análisis de riesgos es el elemento 3 del paquete de información para la Administración de la Seguridad de los Procesos de la OSHA.⁽⁷⁾ Este y algunos otros elementos de los 14 que forman dicho paquete de información se muestran más adelante en el Diagrama 2-1.

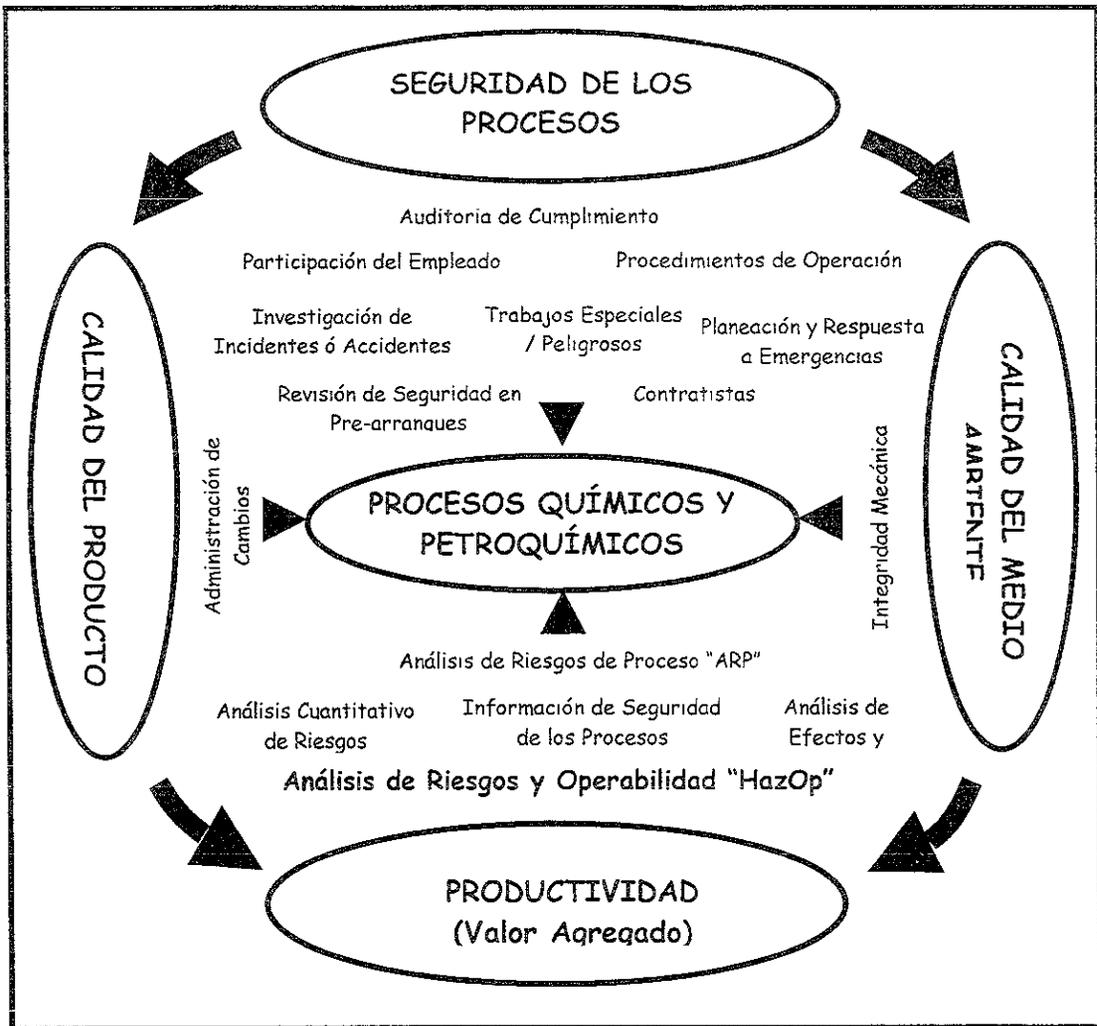


Diagrama 2-1. Paquete de Información para la Administración de la Seguridad de los Procesos.

Las técnicas de análisis de riesgos se han desarrollado por ingenieros en prevención de pérdidas y confiabilidad de empresas internacionales, después de aceptar que las causas de los accidentes potenciales ocurridos en el mundo pueden evitarse o bien que su gravedad y frecuencia puede reducirse.

Se detectó que los equipos con control automático cada vez más sofisticado funcionaban la mayor parte del tiempo sin la supervisión de los operadores lo que comprueba que la instrumentación hace más económica y



más segura la operación, pero también es cierto que es una de las varias causas de fallas de equipo. Se ha demostrado que un mayor control y automatización de los procesos con tecnología más evolucionada aunado a una disminución del conocimiento y experiencia de los operadores con respecto a los procesos y sus peligros (debido a que gran parte del trabajo que antes realizaba el operador, actualmente lo realiza el sistema de control) produce un riesgo potencial.⁽⁷⁾ En el Diagrama 2-2 se describe lo que motivó el desarrollo de una de las técnicas de análisis de riesgos más importantes como es el análisis HazOp.⁽¹⁾⁽⁴⁾⁽⁵⁾

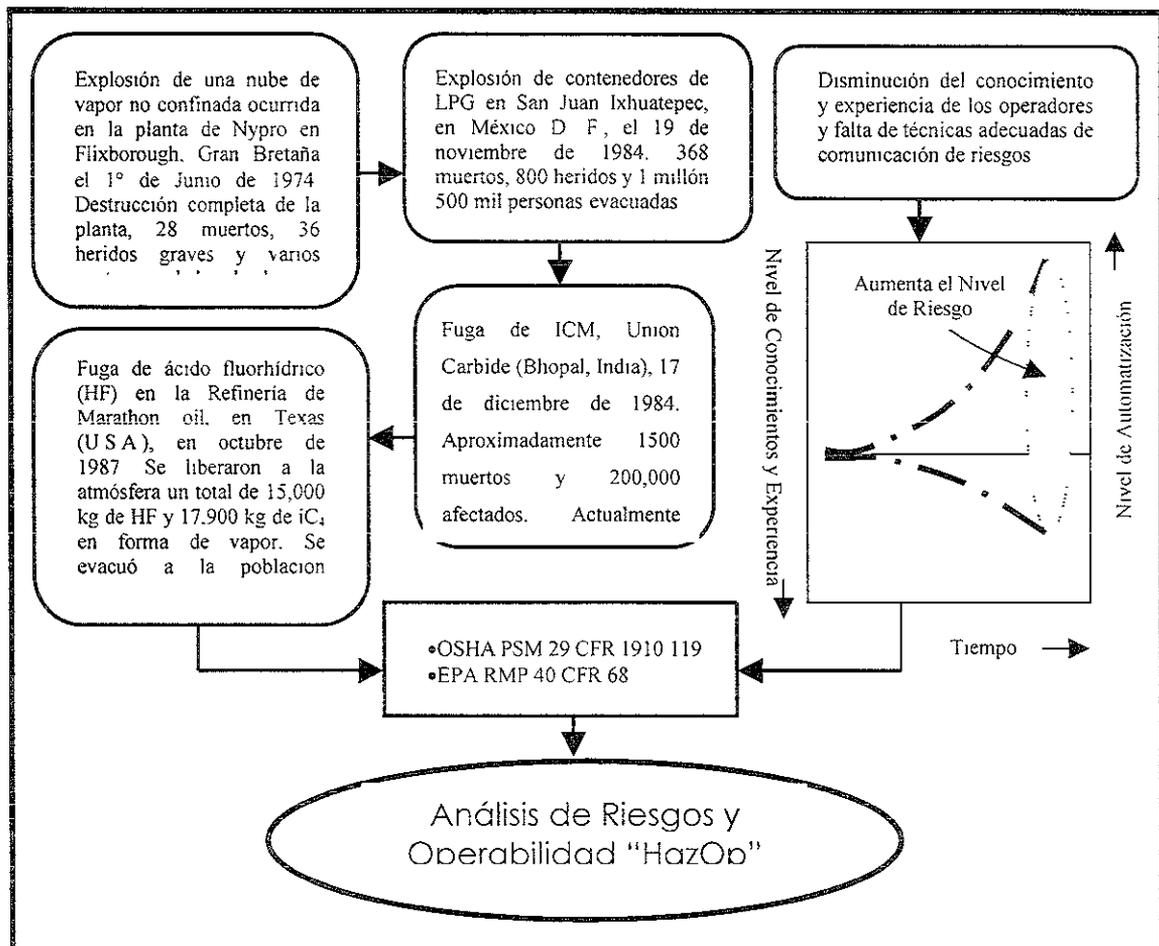


Diagrama 2-2. La técnica "HazOp", desarrollada para identificar riesgos de proceso.



Este riesgo potencial puede reducirse incrementando el conocimiento y la experiencia de los operadores con respecto a los procesos y sus riesgos, y haciendo más eficiente la operación con mejores prácticas de ingeniería, a la vez que avanza la tecnología del control. Los riesgos de proceso deben ser identificados, evaluados y comunicados a través de técnicas adecuadas de análisis de riesgos.

2.3 TÉCNICAS DE ANÁLISIS DE RIESGOS.

Existen varias técnicas de identificación y evaluación de riesgos, las cuales se agrupan en tres categorías que son: métodos comparativos, índices de riesgo y métodos generalizados.⁽¹⁾

En la Tabla 2-1 se muestran las diferentes técnicas de identificación y evaluación de riesgos que existen y que pueden ser aplicadas en las diferentes etapas de una planta, desde el diseño conceptual hasta el desmantelamiento de la planta. Estas técnicas han demostrado ser eficientes en la práctica profesional desde hace varios años y difieren en la forma de rastrear y evaluar los riesgos, aunque pueden combinarse para obtener mejores resultados.

La identificación de riesgos es el paso más importante del análisis, puesto que cualquier riesgo no identificado no puede ser objeto de estudio y se vuelve un riesgo incontrolable. Una vez que este ha sido identificado, este puede ser evaluado para la toma de decisiones.⁽¹⁶⁾

Los métodos comparativos se basan en la experiencia acumulada de varios años, de las personas involucradas directamente con los procesos.



Los índices de riesgos, aunque no identifican peligros específicos, permiten señalar las áreas de mayor concentración de riesgo y determinar, con base al nivel de riesgo encontrado, la necesidad de hacer o no un estudio más profundo usando técnicas generalizadas como la técnica HazOp, la técnica FTA (Fault Tree Analysis) y el análisis de consecuencias ó efectos.⁽¹⁾⁽²⁾⁽³⁾

1. Métodos Comparativos	3. Métodos Generalizados
1.1. Códigos, Estándares y Normas (CEN) 1.2. Lista de Comprobación, CheckList (CL) 1.3. Análisis Histórico de Accidentes (AHA) 1.4. Revisiones de Seguridad (RS) 1.5. Auditorías de seguridad (AS)	3.1. Análisis de Riesgos y Operabilidad (HazOp) 3.2. Análisis de Modos de Falla y Efectos (FMEA) 3.3. Análisis de Árbol de Fallas (AF) 3.4. Análisis de Árbol de Sucesos (ETA) 3.5. Análisis "What-If" (WI) 3.6. Análisis de Causa-Efecto (ACE) 3.7. Análisis de Confiabilidad Humana (ACH) 3.8. Análisis de Consecuencias (AC)
2. Índices de Riesgo (IR)	
2.1. Índice Dow (ID) 2.2. Índice Mond (IM)	



Etapa	Técnica de Identificación y Evaluación de Riesgos													
	CEN	CL	AHA	RS	AS	IR	HAZOP	FMEA	FTA	ETA	WI	ACE	ACH	AC
Diseño conceptual	X	X				X					X			
Ingeniería de detalle	X	X					X	X	X	X	X	X	X	X
Operación de planta piloto		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Construcción, pre-arranque / arranque		X		X	X		X				X	X	X	
Operación rutinaria		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Modificación, cambio / expansión	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X	X	X	X
Investigación de incidentes			X				X	X	X	X	X	X	X	X
Paro / desmantelamiento		X		X							X		X	

Tabla 2-1. Técnicas de Análisis de Riesgos de Proceso (ARP).

2.4 TÉCNICAS UTILIZADAS EN EL ESTUDIO.

2.4.1 ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".

La técnica HazOp es una herramienta sistemática usada por un equipo multidisciplinario formado al menos por personal especialista de mantenimiento, operación, instrumentación y seguridad para llevar a cabo un estudio de riesgos y operabilidad en una planta química, petroquímica ó de refinación, en los niveles administrativo y operacional, la cual usa una serie de palabras guía que se aplican a cada parámetro seleccionado para determinar, mediante la discusión propositiva y la generación de ideas:

(10)(18)(19)



- a) Las desviaciones de los parámetros de operación y de un paso del procedimiento ó programa:

El presente estudio considera implícitamente que los riesgos surgen como consecuencia de las desviaciones de parámetros de operación normales.

- b) Las causas que las propician y sus consecuencias:

La técnica hace uso de siete palabras guía básicas, que se deben aplicar a los parámetros involucrados en el nodo o área seleccionada de la planta. El significado de las palabras guías se presentan en la Tabla 2-2. Esta combinación de palabra guía / parámetro da como resultado una desviación, la cual a su vez, tiene vinculadas tanto las causas que la provocan como las consecuencias que de estas emanen; al final de esta sección se muestran en la Tabla 2-5 las desviaciones producto de la unión de las palabras guías con los parámetros.

- c) Los índices de riesgos, los cuales se obtienen combinando la frecuencia y la gravedad:

El estudio cuantifica los riesgos mediante la combinación de los niveles de frecuencia y gravedad utilizando la matriz de riesgos que se presenta en la Figura 2-1.

Los niveles de frecuencia y gravedad asignados en la matriz se definen según las experiencias de los especialistas, los registros de incidentes y



accidentes ocurridos en el área y con base a los niveles mostrados en las tablas 2-3 y 2-4.

Palabra guía	Significado y ejemplo
NO	No se consiguen las intenciones previstas en el diseño. Ejemplo: No hay flujo en la línea, el paso en el procedimiento no se lleva a cabo.
MAS / MENOS	Aumentos o disminuciones cuantitativas sobre la intención del diseño. Ejemplo: Más temperatura, mayor velocidad de reacción, mayor viscosidad, etc.
ADEMÁS DE / TAMBIÉN COMO	Aumento cualitativo. Se consiguen las intenciones de diseño y ocurre algo más. Ejemplo: El vapor consigue calentar el reactor, pero además provoca un aumento de temperatura en otros elementos, se llena otro recipiente a la vez, etc.
PARTE DE	Disminución cualitativa. Sólo parte de la intención se logra. Ejemplo: La composición del sistema es diferente de la prevista, se cierra sólo una válvula de bloqueo cuando el procedimiento dice cerrar las dos válvulas de bloqueo, etc.
INVERSO	Se obtiene el efecto contrario al deseado. Ejemplo: El flujo transcurre en sentido inverso, tiene lugar la reacción inversa, veneno en lugar de antídoto, etc.
EN VEZ DE / OTRO QUE	No se obtiene el efecto deseado. En su lugar ocurre algo completamente distinto. Ejemplo: Cambio de catalizador, fallo en el modo de operación de una unidad, parada imprevista, etc.

Tabla 2-2. Significado de las palabras guía



GRAVEDAD

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

HAZUENAH

Figura 2-1. Matriz de Riesgos.

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

Tabla 2-3. Valores del nivel con respecto a la frecuencia.

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

Tabla 2-4. Valores del nivel con respecto a la gravedad.



La matriz clasifica y jerarquiza los riesgos dentro de un rango (índice de riesgo) para después emitir recomendaciones y designar la prioridad para implementar las correcciones de la manera siguiente:

CLASE A: Recomendaciones que tienen un índice de riesgo que va de 8 a 10 y se considera de la más alta prioridad, lo cual quiere decir que es necesario llevar a cabo una acción inmediata para eliminar o mitigar la ocurrencia de accidentes o sus consecuencias.

CLASE B: Recomendaciones con índices de riesgo de 4 a 7 y se consideran de prioridad media, lo cual quiere decir que la administración debe de llevar a cabo un análisis costo-beneficio y tomar en cuenta el fundamento de la recomendación para tomar la decisión correcta.

CLASE C: Recomendaciones con índice de riesgo de 1 a 3 que son consideradas de la más baja prioridad y de implementarse serían solo de manera correctiva para mejorar la seguridad.

- d) Los sistemas de protección, mitigación ó recomendaciones que reducen la frecuencia de dichas causas y la gravedad de sus consecuencias además de eliminar ó controlar los riesgos encontrados:⁽⁶⁾

Por último se contará con una lista jerárquica de riesgos con sus correspondientes medidas correctivas, además de anexar una lista de recomendaciones que con base a su clase y a un estudio costo-beneficio deberán ser implementadas.



La selección del área de la planta para realizar un análisis HazOp debe de hacerse con base en los siguientes puntos:

1. Nivel de peligrosidad de la planta ó del área de la planta.
2. Tipo y cantidad de material procesado, almacenado ó transportado.
3. Registro de incidentes ó accidentes ocurridos y
4. Modificaciones y / o cambios realizados al proceso o bien al equipo.

En muchas ocasiones el Análisis "HazOp" es suficiente para decidir la aplicación de las medidas correctivas. Sin embargo, por medio de este análisis se identifican los escenarios de accidentes, los cuales son considerados para la evaluación de los riesgos potenciales, mediante un Análisis de Árbol de Fallas (AAF).

Un Análisis de Consecuencias (AC) permitirá implementar medidas de protección para mitigar los efectos de un accidente.

**PALABRAS GUÍAS**

PARÁMETRO	No	Inverso	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Flujo	No hay flujo	Retroceso	Más flujo	Menos flujo	Composición	Contaminación	Material equivocado
Presión		Presión de vacío (colapso)	Más presión	Menos presión	Presión diferencial (ΔP)	Golpe de ariete	
Temperatura			Alta temperatura	Baja Temperatura	Gradiente (ΔT)	Oxidación o Fragilización	
Viscosidad			Alta viscosidad	Baja Viscosidad	Cambio de fase		
Nivel	Vacío		Alto nivel	Bajo nivel			
Mezcla	No mezcla		Mezcla excesiva	Mezcla insuficiente		Espuma	
Reacción	No hay reacción	Reacción inversa	Reacción exotérmica	Reacción incompleta	Reacción secundaria	Cambio de fase	Reacción equivocada
Operación	Falla de servicios		Sobrecarga	Espera	Arranque o paro	Mantenimiento	Muestreo
Alivio	Inadecuado				Dos fases	Efecto Joule-Thompson	
Instrumentación			Más confiabilidad (redundante)	Falla / daño a instrumento	Falla de un elemento del interlock	Alarmas	Paro de emergencia (ESD)

**PALABRA GUÍA**

PARÁMETRO	No	Inverso	Más	Menos	Parte de	También como	Otro que
Contenedor	Ruptura					Seguridad	Ambiente
Estructura	Falla de soporte			Corrosión o erosión	Materiales diferentes	A prueba de fuego	
Fase	No hay separación			Menos separación	Separación incompleta		
Composición			Más composición	Menos composición			
Velocidad	No hay reacción	Reacción reversible	Reacción rápida / alta velocidad	Reacción lenta / baja velocidad		Reacciones secundarias	
Catalizador			Más catalizador	Menos catalizador			
Contaminación	No hay contaminación		Más contaminación	Menos contaminación			Medio ambiente limpio
Mantenimiento				Menos mantenimiento	Frecuencia no establecida	Operación	Desmantelamiento
Concentración			Alta concentración	Baja concentración	Disolución alta		

Tabla 2-5. Palabras guía utilizadas en un Análisis "HazOp"



2.4.2 ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

En la prevención de accidentes se debe de tomar en cuenta que no basta con identificar los riesgos si no que se deben de tomar acciones preventivas que eviten que estos sucedan.

Además es conveniente conocer la probabilidad de ocurrencia de un evento indeseable. Esto es esencial considerando que en las industrias ocurren accidentes debido a la falta de confiabilidad de los sistemas instalados así como por falta de aplicación de medidas de prevención.

El Análisis de Árbol de Fallas se le considera un método generalizado de análisis de riesgos, cualitativo, representado de manera gráfica y secuencial que tiene como objetivo principal encontrar los diferentes eventos que puedan provocar un suceso mayor no deseado.⁽¹³⁾

Para la elaboración de dicho árbol se tomarán en cuenta las fallas relacionadas a errores de sistemas computacional, mecánicas, errores humanos y a cualquiera otra que pueda desencadenar una de mayores consecuencias.

De esta manera el Árbol de Fallas describe la relación lógica secuencial de eventos que producen un suceso no deseado, el cual se le denomina el evento culminante "EC" del análisis.

Al involucrar probabilidades de ocurrencia a una serie de eventos encadenados por una secuencia lógica el análisis se puede convertir en cuantitativo. Dichas probabilidades se asignan a los eventos inmediatos



inferiores al "EC" para que, mediante operaciones matemáticas, se obtenga la probabilidad de ocurrencia del evento culminante.

Por consiguiente el "AAF" es una de las herramientas más poderosas que existen para cuantificar los riesgos.

El Análisis de Árbol de Fallas tiene diversas aplicaciones en la industria química. La más común se encuentra en el área de seguridad principalmente en el análisis de sistemas de control distribuido y lógico.

Este análisis puede ser usado durante la ingeniería de detalle de la planta, operación de la planta piloto, operación rutinaria, dentro de las modificaciones que se realizan en la planta y durante la investigación de accidentes.⁽¹⁷⁾

El análisis nos proporcionará un diagrama lógico que demuestre las combinaciones de probabilidad de las fallas básicas que conducen a la cuantificación del evento no deseado.

Para llevar a cabo el análisis se necesita:

- Los diagramas de flujo y de tubería e instrumentación de la planta o el área en cuestión.
- Especificaciones de los equipos involucrados en los eventos.
- Procedimientos de operación, mantenimiento, emergencia, paro y arranque.
- Factores ambientales.

La simbología utilizada para hacer la representación gráfica del análisis se muestra en la Figura 2-2.

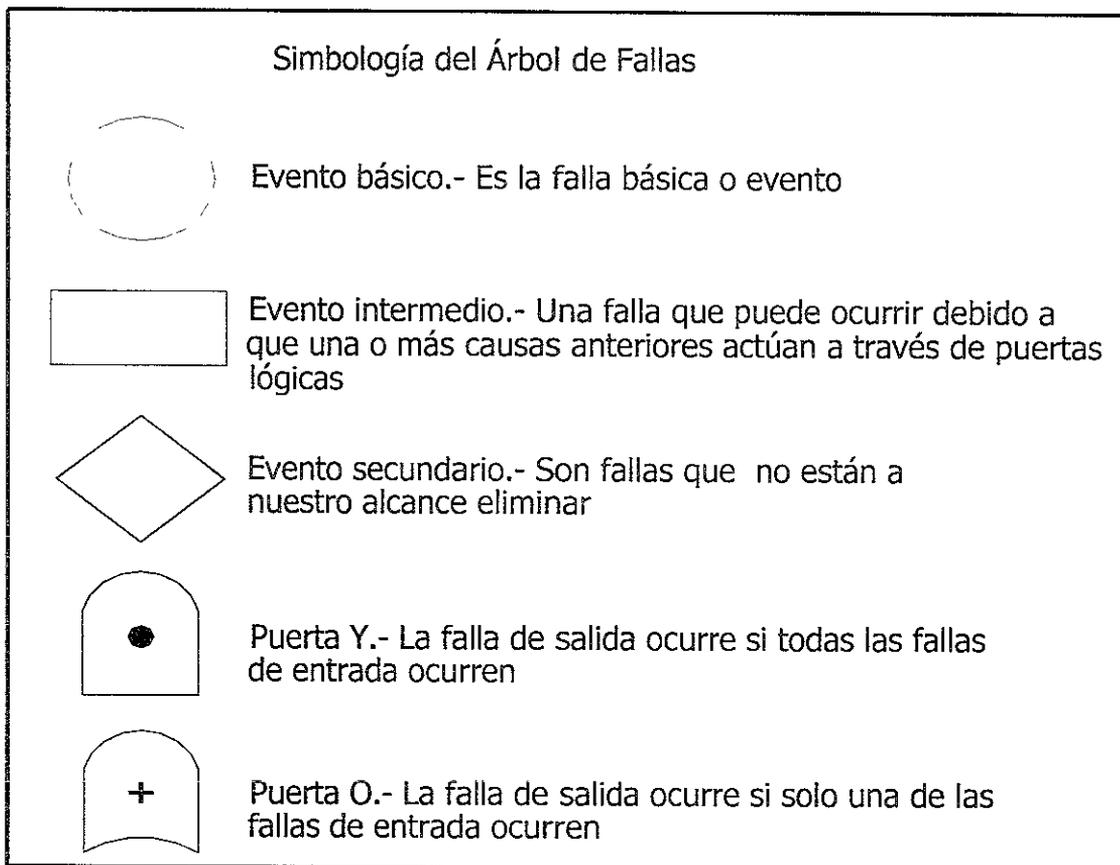


Figura 2-2. Simbología utilizada para la construcción del Árbol de Fallas.

Para iniciar el análisis se debe de identificar primero que nada el evento culminante ("EC") el cual se producirá por la unión lógica de los eventos básicos e intermedios por medio de compuertas lógicas "Y" y "O".

La compuerta "Y" que se representa con un (•) (Figura 2-3), indica que el "EC" ocurrirá solo si se cumplen todos los eventos de entrada.

Cuando se aplica esta compuerta la probabilidad de evento inmediato superior estará dada por el producto de las probabilidades de los eventos de entrada.

La puerta "O" representada por un signo (+) (Figura 2-4), indica que para que suceda el "EC" solo es necesario satisfacer uno de los eventos de entrada.

Al aplicar la compuerta "O" la probabilidad del evento siguiente es igual a la suma de las probabilidades de entrada.

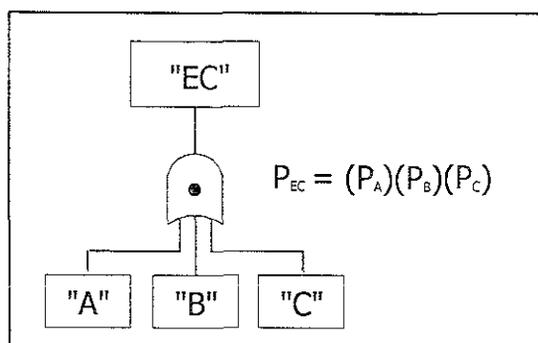


Figura 2-3. Uso de la puerta "Y"

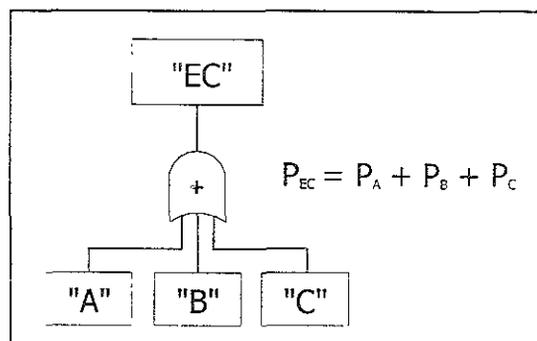


Figura 2-4. Uso de la puerta "O"

Cuando el evento de entrada se refiere a la falla de un componente o equipo de un sistema se le denomina falla funcional y acepta tres tipos de fallas causantes vinculadas por medio de una puerta "O" (Figura 2-5), éstas son fallas primarias, secundarias y de mando o control.

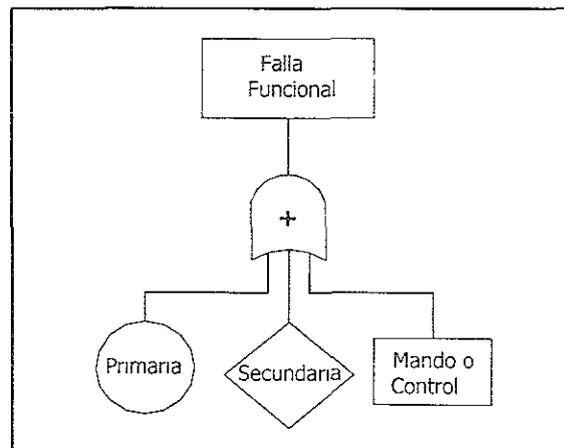


Figura 2-5. Falla funcional

Fallas primarias: Son aquellas que se producen dentro de las condiciones teóricas de diseño del equipo, es decir, en las cuales el equipo es incapaz de desempeñar la función de diseño bajo condiciones normales de operación. Estas fallas son propias del equipo y no de las condiciones externas.

Fallas secundarias: Son las que se producen fuera de las condiciones de diseño. Estas pueden ser causadas por fuerzas o efectos ajenos al sistema, por ejemplo; condiciones ambientales adversas. Generalmente son una terminación (en el "AF") ya que las producen elementos que no son estudiados. Aquí la falla no se le atribuye al equipo sino a las condiciones externas.

Fallas de mando o control: Son aquellas en las cuales el equipo cumple su función, pero en un instante inadecuado o fuera del lugar que se tenía determinado. En este caso la falla no se le atribuye al equipo sino a la señal que recibe o deja de recibir.



A partir de esta información el Árbol de Fallas se puede seguir construyendo de forma descendente indicando todos los eventos necesarios y adecuados para producir cada suceso de entrada, los cuales están interconectados a través de puertas "Y" y "O" según corresponda.

Una vez estructurado el árbol, se anotan las probabilidades de ocurrencia de los eventos inmediatos inferiores al "EC" y se calcula la probabilidad del evento culminante "EC".

2.4.3 ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS "AC".

Los accidentes que ocurren con mas frecuencia en la industria química son explosiones, incendios y emisiones de sustancias tóxicas. Para evaluar las consecuencias que estos accidentes producen es necesario conocer los datos que definen al escenario potencial de riesgo.⁽¹⁸⁾

Para identificar si se producirá un incendio u explosión, es necesario saber que el fuego es consecuencia visible de la combustión, y esta es una reacción química que libera energía a partir de la oxidación de un material comburente.

Existe un esquema sencillo para saber si se producirá fuego en un accidente, a este se le llama "Triangulo del Fuego" (Figura 2-6).

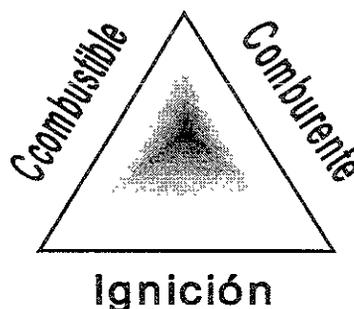


Figura 2-6. Triángulo del fuego.

Aquí aparecen tres elementos, los cuales, son necesarios para producir fuego y si falta alguno de ellos el incendio no se produce.

Otro dato importante es la inflamabilidad de una sustancia la cual se refiere a la mayor o menor facilidad con que este (el combustible) puede arder en un comburente con presencia de una fuente de ignición.

Esta se representa como % en volumen y siempre se reporta uno menor y uno mayor dentro de los cuales se considera el rango en el que la mezcla puede comenzar a arder.

La NFPA clasifica a los materiales de acuerdo a su inflamabilidad de la manera siguiente:⁽¹⁵⁾

↪ Grado de inflamabilidad 0. No arden aunque se expongan a temperaturas de 815 °C en aire durante 5 minutos.



- ↪ Grado de inflamabilidad 1. Es necesario que exista un precalentamiento considerable para que comience a arder. Se consideran de este tipo los materiales que arden en aire a 815 °C en menos de 5 minutos y líquidos, sólidos y semisólidos combustibles con punto de flash mayor a 93.4° C.

- ↪ Grado de inflamabilidad 2. No forman atmósferas peligrosas en contacto con el aire bajo condiciones normales, pero pueden hacerlo después de un calentamiento moderado o al ser expuestos a altas temperaturas. Aquí se contemplan los líquidos con punto de flash entre 37.8 y 93.4° C

- ↪ Grado de inflamabilidad 3. Líquidos y sólidos (fibrosos o de granulometría relativamente gruesa, así como los que contienen oxígeno en su molécula) que, sometidos a ignición, pueden arder bajo condiciones ambientales o muy cercanas a ellas. Estos dan origen a atmósferas inflamables en aire, prácticamente en todas las condiciones ambientales comunes.

- ↪ Grado de inflamabilidad 4. Materiales que vaporizan rápidamente en condiciones ambientales y proporcionan una combustión rápida. Incluyen gases, materiales criogénicos, líquidos inflamables con punto de flash inferior a 22.8° C y materiales que a causa de su forma física o propiedades pueden dispersarse con facilidad en el aire, formando mezclas explosivas.

De acuerdo a la NOM-105-STPS-1994, seguridad-tecnología del fuego-terminología en el caso de los líquidos, se clasifican en:⁽⁸⁾

- ↪ Extremadamente inflamables: Cuando arden a temperaturas inferiores a 0° C.



- ↪ Altamente inflamables: Cuando arden a temperaturas de 0°C a 21°C .
- ↪ Inflamables: Cuando arden a temperaturas de 21°C a 55°C .

Para que se produzca la ignición de un material combustible, se debe de suministrar la energía suficiente para alcanzar la temperatura de ignición. Esa energía se puede obtener por superficies calientes, equipo eléctrico, ignición espontánea, chispas y calor debidos a fricción, ignición intencionada y electricidad estática.

La diferencia fundamental entre un incendio y una explosión es la velocidad de liberación de la energía química potencial, ya que en un incendio es mucho menor que en una explosión, además de que es frecuente de que un incendio da origen a una explosión y viceversa.

El AC se basa en plantear modelos de explosiones en los que el resultado final tenga como consecuencia una onda de presión, formación de proyectiles y / o radiación térmica.

Entre los modelos que maneja tenemos:

- **Explosiones no confinadas.**

Dentro de este grupo se encuentran las Explosiones de Nubes de Vapor No Confinadas (EVNC), donde un factor importante en la determinación del poder destructivo de la explosión es el tiempo que tarda en suceder la ignición de la mezcla a partir del momento en que comienza la emisión del combustible, ya que si la ignición se produce pocos momentos después de la



emisión, la nube inflamable es aún muy pequeña y los efectos no serían de gran magnitud. Una vez que el tiempo se va incrementando, se va formando una acumulación de material combustible mayor y los efectos van aumentando. Por último, si la ignición se retrasa lo suficiente, la concentración de los materiales emitidos se reduce, por difusión de la nube hasta un nivel que quede por debajo del límite inferior de inflamabilidad con lo cual los efectos serían pequeños o inexistentes.

- **Difusión de una nube de gas.**

Este modelo ha sido diseñado para obtener una estimación del Área de Riesgo o de Seguridad generada por una fuga continua de un gas o vapor.

- **Ruptura de recipientes y formación de proyectiles.**

La formación de proyectiles es el mayor peligro de la explosión de un recipiente además, del peligro intrínseco que el impacto de un fragmento a gran velocidad representa para las personas y las instalaciones, los cuales pueden dar origen a accidentes en cadena, el denominado "efecto dominó".

- **BLEVES y esferas de fuego.**

El término BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapor Explosion) se refiere a la explosión en la que participa un líquido en ebullición que se incorpora rápidamente al vapor en expansión. Esto se produce cuando un líquido está almacenado a una temperatura superior a su punto de ebullición normal y la ruptura del recipiente, por calentamiento, ocasiona la evaporación súbita del



líquido, acompañada de la formación de proyectiles del propio recipiente, los cuales a menudo son de gran tamaño.

CAPÍTULO 3

TRABAJO DE CAMPO



CAPÍTULO 3

TRABAJO DE CAMPO

3.1 DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD REFORMADORA DE NAFTAS.

Para conocer el proceso de estudio de la unidad reformadora de naftas que se encuentra en la planta HIDROS I es necesario conocer primero la química involucrada.

3.1.1 QUÍMICA DEL PROCESO DE REFORMACIÓN.

La demanda de combustibles de alto octanaje, ha estimulado el amplio uso del proceso de reformado catalítico (RC).

En el RC las moléculas de hidrocarburo no se rompen, sino que su estructura se reordena para formar hidrocarburos aromáticos de mayor octanaje.⁽¹⁴⁾

Las materias primas con las que se lleva a cabo el proceso de reformado se componen de cuatro grupos de hidrocarburos principales: parafinas, olefinas, naftenos y aromáticos (PONA).



Las materias primas y los productos de reformado tienen el siguiente análisis PONA:

Componente	% Vol.	
	Alimentación	Producto
Parafina	45-55	30-50
Olefinas	0-2	0
Naftenos	30-40	5-10
Aromáticos	5-10	45-60

Tabla 3-1. Análisis PONA para materia prima y productos de reformado

Las parafinas y los naftenos experimentan dos tipos de reacciones cuando se convierten en compuestos de mayor octanaje: ciclización e isomerización. La facilidad y probabilidad de que se lleven a cabo estas reacciones aumenta con el número de átomos de carbono en las moléculas.

Como en cualquier serie de reacciones químicas, existen reacciones que dan lugar a productos indeseables además de los esperados. Las condiciones de reacción deben ser las adecuadas para que se favorezcan las reacciones deseadas e inhiban las indeseables.

Las reacciones que nos interesan conducen todas a la formación de aromáticos o isoparafinas de la manera siguiente:

1. Las parafinas se isomerizan y en cierto grado se convierten en naftenos y estos subsecuentemente en aromáticos.



2. Las olefinas se saturan para formar parafinas que reaccionan posteriormente como en el inciso anterior.
3. Los naftenos se convierten en aromáticos.
4. Los aromáticos no cambian.

Las reacciones que dan como resultados productos indeseables son:

1. De-alquilación de cadenas laterales sobre naftenos y aromáticos para formar butano y parafinas más ligeras.
2. Rompimiento de cadenas de parafinas y naftenos para producir butano y parafinas más ligeras.

Las reacciones principales del RC son:

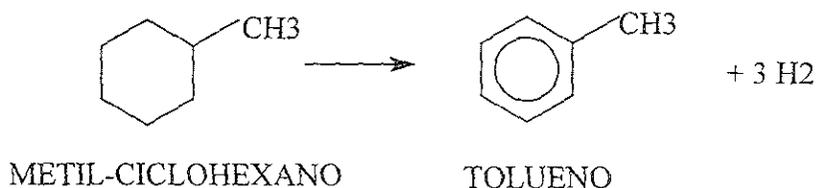
1. Deshidrogenación de naftenos a aromáticos.
2. Deshidrociclización de parafinas a aromáticos.
3. Isomerización.
4. Rompimiento de cadena con hidrógeno.

La **deshidrogenación** es una reacción endotérmica por lo cual se provoca un descenso en la temperatura de reacción conforme esta avanza; a su vez es la reacción más rápida del RC.⁽¹⁴⁾

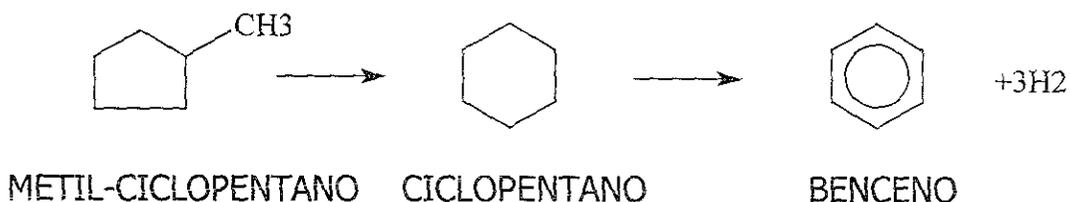
A continuación se presentan algunos ejemplos de las reacciones antes mencionadas:



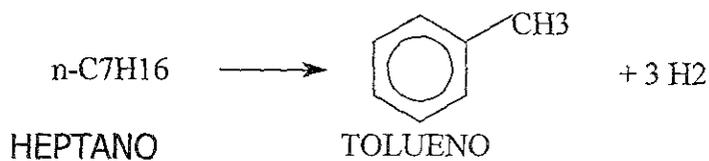
Deshidrogenación de alquilociclohexanos a aromáticos:



Deshidroisomerización de alquilociclopentanos a aromáticos



Deshidrociclización de parafinas a aromáticos:



El rendimiento en la obtención de aromáticos se incrementa por:

1. Temperaturas altas (aumento en la velocidad de reacción pero afecta de manera contraria al equilibrio).
2. Presiones bajas (desplaza el equilibrio químico a la derecha).
3. Velocidades espaciales bajas (promueve el acercamiento al equilibrio).

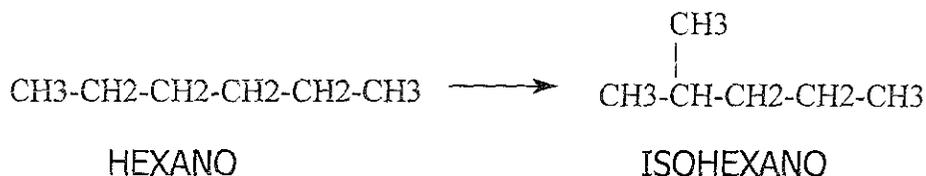


4. Relación molar H₂/HC bajas (desplaza el equilibrio químico a la derecha).

Las reacciones de **isomerización** de parafinas y ciclopentanos son reacciones rápidas y con pequeños efectos calóricos que dan lugar normalmente a productos de más bajo octanaje que el obtenido en su conversión a aromáticos.⁽¹⁴⁾

Algunos ejemplos son:

a) Isomerización de parafinas:



b) Isomerización de alquilciclopentanos a ciclohexanos mas su consecuente conversión a benceno:



El rendimiento de la isomerización se ve afectado por:

1. Temperaturas altas (que aumentan la velocidad de reacción)
2. Velocidades espaciales bajas.



3. Presiones bajas.

No existen efectos sobre la isomerización debido a las razones molares de H₂/HC, pero las razones de hidrógeno /hidrocarburo altas reducen la presión parcial de hidrógeno y de esta forma se favorece la formación de isómeros.

Las reacciones de **rompimiento de cadena con hidrógeno** son exotérmicas y dan lugar a la producción de líquidos más ligeros y productos gaseosos. Son reacciones relativamente lentas y por lo tanto la mayor parte del rompimiento con hidrógeno tiene lugar en la última sección del reactor.

Las principales reacciones implican el rompimiento y la saturación de parafinas:



Los rendimientos del rompimiento de cadena con hidrógeno se incrementan por:

1. Temperaturas altas.
2. Presiones altas.
3. Velocidades espaciales bajas.

Las temperaturas y presiones del reactor se deben de monitorear cuidadosamente para observar los rendimientos de cada una de estas reacciones.



Durante la preparación de la carga se debe de considerar que el material activo de los catalizadores de reformación catalítica es platino.

Ciertos metales, el sulfuro de hidrógeno, el amoniaco y los compuestos de azufre y nitrógeno orgánicos envenenan al catalizador. Para eliminar estos materiales se emplea un tratamiento previo con hidrógeno.

La carga tratada previamente y el hidrógeno recirculado se calientan antes de entrar al primer reactor. En el primer reactor la reacción principal es la deshidrogenación de naftenos a aromáticos y, debido a que esta reacción es fuertemente endotérmica, la temperatura desciende considerablemente.

Normalmente para proporcionar el grado de reacción deseado se necesitan tres reactores, siendo necesarios calentadores antes de cada reactor para llevar la mezcla a la temperatura de reacción.

La mezcla de reacción procedente del último reactor se enfría y los productos líquidos se condensan. Los gases ricos en hidrógeno se separan de la fase líquida en un separador y, el líquido procedente del separador se envía a la columna de fraccionamiento para que sea desbutanizado.

A continuación se presenta una descripción detallada del proceso de reformación de la unidad 500 (U500) de la planta HIDROS I de la refinería Miguel Hidalgo de Tula Hgo.



3.1.2 DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DEL PROCESO DE REFORMACIÓN.

CARGA Y REACCIÓN.

La gasolina hidrodesulfurada que llega a la unidad Reformadora de Naftas (U500) proviene del EA-405 (U400) y del tanque de almacenamiento TV-8, esta alimentación pasa por los filtros FD-501/502 para entrar al precalentador de carga combinada de reformación EA-501 (PAKINOX).

Al entrar al EA-501 se le une una línea que proviene del domo del separador de productos de reformación FA-502 la cual contiene hidrógeno de recirculación. La corriente se precalienta con el efluente ya reformado del reactor DC-501C y continua hacia el calentador de reformación.

La carga precalentada entra al calentador de reformación (BA-501) por la celda A obteniendo la temperatura requerida para la reacción (511°C) para posteriormente entrar al reactor No. 1 (DC-501 A). La gasolina atraviesa la cama de catalizador provocando una reformación parcial para, enseguida, salir del reactor y regresar a la celda B del calentador para incrementar nuevamente su temperatura hasta 516°C y fluir a través del reactor No. 2 (DC-501 B) para continuar con la reformación, por último sale del reactor No. 2 y vuelve a regresar al BA-501 celda C para elevar la temperatura y por último regresar al reactor No. 3 (DC-501 C) donde se terminará de llevar a cabo la reacción de reformación.

El efluente del reactor No. 3 (DC-501 C) intercambia calor con la carga fresca en el EA-501 (PAKINOX) para después pasar al enfriador de efluente del



reactor EC-501 (soloaire), y posteriormente entrar en el separador de baja presión FA-501.

3.2 DESARROLLO DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".

En la unidad de reformación (U500) de la planta Hidros I se realizó un Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" con el fin de reconocer y encontrar las posibles desviaciones de la intención del diseño para el que fue construida la planta.

La información que fue requerida para llevar a cabo dicho análisis es la siguiente:

- Diagramas de Tuberías e Instrumentación de la unidad de reformación (U500).
- Diagramas de Flujo de Proceso.
- Procedimientos de operación, de mantenimiento y de emergencia.
- Condiciones de operación y de proceso.
- Capacidades de diseño, materiales de construcción y especificaciones.
- Estrategias de control, sistemas de alarma y detección.

Para la realización del análisis es necesario tener conocimiento de las actividades que se llevan a cabo en la unidad, por lo que se deben de revisar los manuales de operación y mantenimiento, la información del control automático que existe, los programas de capacitación y adiestramiento al personal, los planes y programas de emergencia, los registros históricos de incidentes / accidentes y los registros de calibración y prueba de válvulas y el



estado físico de las líneas y equipos. Esta información debe cumplir con las normas internas, nacionales e internacionales.

Una vez que se tiene la información antes mencionada, se seleccionan los circuitos en orden jerárquico, dividiéndolos en nodos, para la aplicación de la técnica "HazOp". Antes de comenzar las sesiones del análisis, se revisan o se actualizan los DTI's y DFP's, con el fin de tener una representación real de lo que existe en el sitio, por lo que esta actividad se convierte en un paso clave del proceso de realización del estudio.

Cuando se selecciona el nodo, se hace una descripción de la intención de diseño con el equipo "HazOp" conformado por especialistas de mantenimiento, operación, instrumentación, seguridad y proceso para seleccionar los parámetros importantes de operación y de proceso. Durante el análisis "HazOp" se identifican desviaciones de la intención de diseño, sus causas y consecuencias, las protecciones existentes y se determina el nivel del riesgo encontrado. Por último, se hacen recomendaciones para eliminar o reducir estos riesgos y se establecen las acciones requeridas para implantarlas.

Así mismo, por medio del análisis "HazOp" se identifican los escenarios de accidente, aquellos que pudieran ocasionar cuantiosos daños, para realizar un análisis de árbol de fallas y un análisis de consecuencias con el propósito de cuantificar los escenarios, elaborar planes de emergencia y evacuación y establecer medidas de protección para mitigar sus consecuencias.



Enseguida se presenta el diagrama de tubería e instrumentación de la sección de reacción de la U500 de la Hidros I.

DC 501ABC
REACTORES
1170,1270,1370

BA 501ABC
CALENTADOR DE REFORMACION

EA 506
RECIPIENTE DE BALANCE ESTABILIZADORA
10 MMBTU/HR

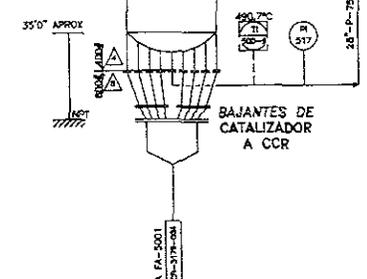
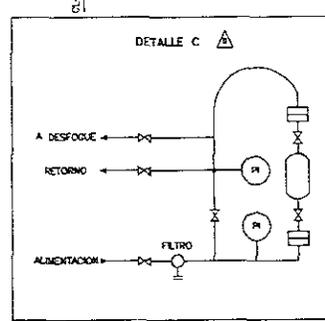
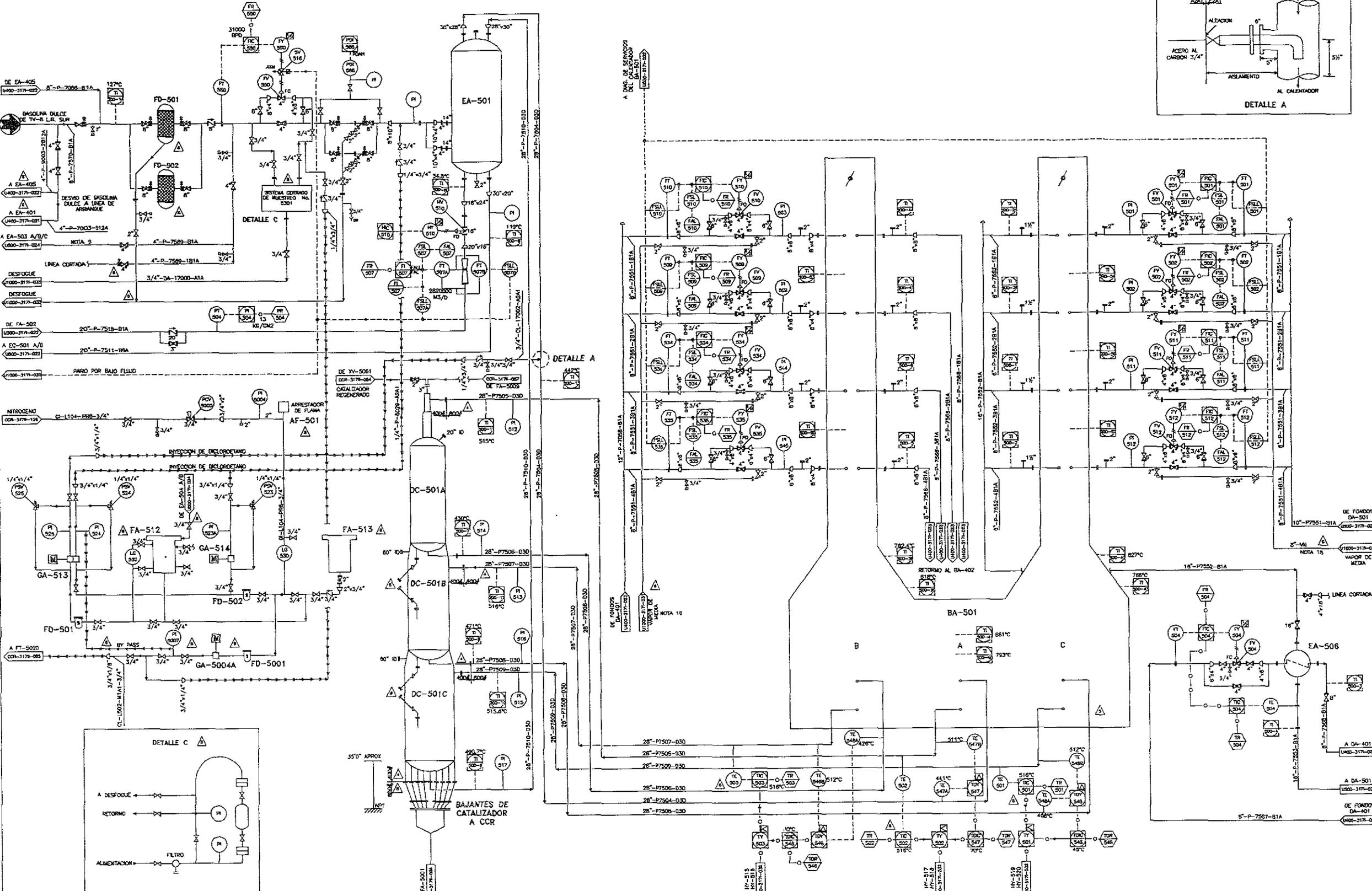
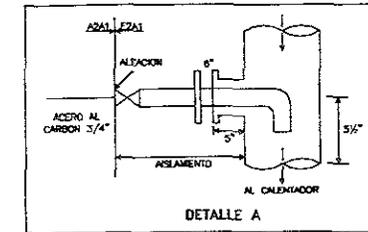
EA 501
PRECALENTADOR DE CARBON COMBINADO
176.02 MMBTU/HR
162.53 MMBTU/HR

GA 513
MIX. COND. FILLO
MAX. = 0.42 GPM
MIX. COND. FILLO
MAX. = 0.20 GPM

GA 514
MIX. COND. FILLO
MAX. = 3.0 GPM

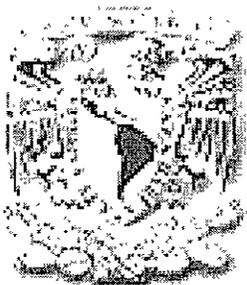
FA-512
TANQUE DE INYECCION DE CONDENSADO
508 Y 1525

FA-513
TANQUE DE INYECCION DE CLORURO ORGANICO
(DICLOROETANO)





A continuación se presenta el análisis de riesgos y operabilidad "HazOp" que se realizó en la unidad reformadora de naftas (U500) de la planta Hidros I, al que se le denominó y seleccionó como circuito de reacción:



Área / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

Nodo: Reactor DC-501 A / C.

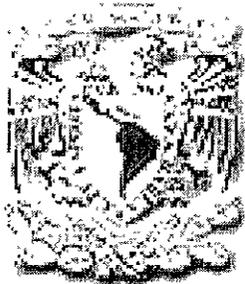
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Mas flujo.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Descontrol en la válvula de control de flujo FV-550.	1. Variación en las condiciones de operación del reactor, lo que bajaría la temperatura de reacción y causaría menos conversión.	2 (2)	1 (1)	2 (2)	1. Alarma por alto flujo de alimentación FI-550. 2. Programa de Mantenimiento a instrumentos.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento preventivo.	C
1. Que la válvula del directo se deje abierta o se tenga una falla en ella.	1. Variación en las condiciones de operación del reactor, lo que bajaría la temperatura de reacción y causaría menos conversión.	1 (1)	1 (1)	1 (1)	1. PDT-566. 2. Indicador de presión PI sin número.	1. Continuar cumpliendo con los programas de mantenimiento. 2. Seguir dando cumplimiento a los programas de operación.	C





Área / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

Nodo: Reactor DC-501 A / C.

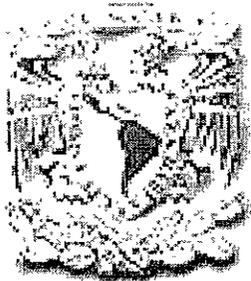
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Mas temperatura.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla en posición de abierto de la válvula de combustible al calentador BA-501 A / C	1. Mayor generación de carbón que se deposita en el catalizador. 2. Daños a las paredes del reactor.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicador controlador de temperatura e indicador controlador diferencial de temperatura TDIC-547 con alarmas por alta temperatura en la línea de carga.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo al calentador.	B
2. Disminución del flujo de gasolina que se alimenta al calentador.	1. Daños al calentador.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicador controlador de flujo FIC-550, con alarma por bajo flujo.	1. Verificar periódicamente que las protecciones del BA-501 A/C siempre estén alineadas. 2. Nunca operar el calentador sin protecciones.	B
3. Caída de carga aunado a una alta temperatura en el calentador.	1. Fundición de la malla que soporta al catalizador	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Disparo del interlock del calentador BA-501.	1. Seguir con los procedimientos de operación y mantenimiento preventivo.	B





Área / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

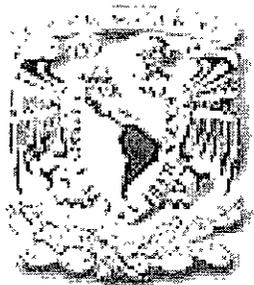
Nodo: Reactor DC-501 A / C.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Deficiencia en el sistema de aterrizamiento.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Sulfatación de las terminales del cable de tierra de alguno de los equipos dinámicos y / o estáticos.	1. Equipo con carga eléctrica. 2. Accidente y / o incidente.	5 (4)	2 (2)	8 (7)	1. El programa anual de mantenimiento al sistema de tierras.	1. Seguir cumpliendo con el programa anual de mantenimiento al sistema de tierras.	B



Área / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

Nodo: Reactor DC-501 A / C.

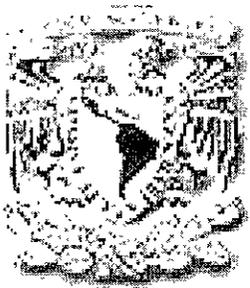
Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Menos flujo.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Taponamiento de un filtro de carga.	1. Disminución de la producción.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Indicador controlador de flujo FIC-550 con alarma por bajo flujo.	1. Mantener disponible el filtro de relevo FD-502. 2. Continuar dando mantenimiento preventivo a los instrumentos.	B
2. Descontrol en la válvula FV-550.	1. Disminución de la producción.	3 (3)	1 (1)	3 (3)	1. Se tiene un paso directo, que se alinea cuando disminuye el flujo por debajo de su límite de operación.	1. Continuar con el mantenimiento preventivo de válvulas del directo y de la automática.	C
3. Taponamiento de los recolectores de impurezas finas (80 mallas).	1. Disminución de la producción.	5 (5)	1 (1)	5 (5)	1. Se tiene la PDAH-566 que alarma por alta presión diferencial.	1. Mantener siempre disponible un filtro de relevo. 2. Continuar dando mantenimiento preventivo a los instrumentos.	B





Area / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

Nodo: Reactor DC-501 A / C.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Menos flujo.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
4. Taponamiento en las espreas del intercambiador EA-501.	1. Paro de planta.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. TE-547B. 2. TE-502. 3. PI-512.	1. Mantener los filtros disponibles y dentro de especificación.	B
5. Descontrol en GA-405 que es la bomba de carga a la reformadora.	1. Paro de planta. 2. Disminuye la producción del reformado 3. Sobrecalentamiento en los calentadores BA-501, ruptura de tubos e incendios. 4. Formación de carbón en el catalizador disminuyendo su actividad	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Indicador controlador de flujo FIC-550 con alarmas por alto y bajo flujo. 2. PDT-566. 3. Indicadores locales de presión PI-444 y 445 a la descarga de la GA-405/R.	1. Tener disponible la bomba de relevo GA-405. 2. Cumplir con programas de mantenimiento preventivo a bombas.	B





	Área / proceso: Hidros 1 - U500 Reacción de la zona de reformación	
	Nodo: Reactor DC-501 A / C.	
	Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.	Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Menos flujo.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
6. Salida insuficiente de producto reformado a tanques.	1. Disminución de la producción.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicador de presión PI-512, 513, 514, 515, 516 y 517. 2. Indicador de temperatura TI-500-7, 500-8, 500-9, 500-11, 500-12 y 500-10.	1. Cuando se sobrepase el límite seguro de operación en el diferencial de presión del equipo de salida, entregar para su mantenimiento el equipo.	B



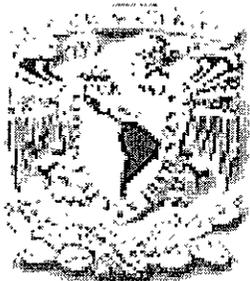
	Área / proceso: Hidros 1 - U500 Reacción de la zona de reformación	
	Nodo: Reactor DC-501 A / C.	
	Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.	Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: Menos presión.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Válvula HV-510 en posición de cerrado.	1. Paro de planta, por bajo flujo.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicador controlador de flujo FIC-550 con alarma por bajo flujo.	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo.	B
2. Falla del compresor GB-501.	1. Paro de planta, por bajo flujo.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Indicador controlador de flujo FIC-550 con alarma por bajo flujo.	1. Seguir cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo al compresor.	B



	Área / proceso: Hidros 1 - U500 Reacción de la zona de reformación						
	Nodo: Reactor DC-501 A / C.						
	Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.					Producto: Gasolina dulce reformada.	
Desviación: Menos temperatura.							
Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Disminución de flujo por ensuciamiento de las espumas del sistema de gas combustible.	1. Disminución del octanaje de la gasolina reformada.	5 (4)	3 (2)	9 (7)	1. TI 500-41. 2. TI 500-40. 3. TI 500-38. 4. TI 500-39. 5. TI 500-42.	1. Mandar el H ₂ a la planta HDR para endulzarlo y posteriormente enviarlo a la red de gas combustible. 2. Instalar filtros en la entrada de gas combustible a la planta.	B



Área / proceso: Hidros 1 - U500
Reacción de la zona de reformación

Nodo: Reactor DC-501 A / C.

Diagramas: Diagrama de Tubería e Instrumentación U500-317I-021.

Producto: Gasolina dulce reformada.

Desviación: No flujo.

Causas	Consecuencias	F	G	R	Protecciones	Recomendaciones	Clase
1. Falla la bomba GA-405/R	1. Paro de planta.	4 (2)	2 (2)	7 (4)	1. Indicadores locales de presión PI-444 y 445 a la descarga de la bomba GA-405/R. 2. Indicador controlador de flujo FIC-550 con alarmas por alto y bajo flujo. 3. PDT-566.	1. Durante la operación normal de la planta, tener siempre disponible y en buenas condiciones para su uso la bomba de turbina e instalar arranque automático a la bomba del motor. 2. Instalar un dispositivo de arranque automático para que entre inmediatamente la bomba que no esté en operación al fallar la que si lo está.	B
2. Falla de la válvula FV-550 en posición de cerrado.	1. Paro de planta.	2 (2)	2 (2)	4 (4)	1. Se tiene alarma por bajo flujo. 2. Se tiene un paso directo.	1. Continuar cumpliendo con el programa de mantenimiento preventivo de instrumentos.	B





3.3 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS "AF".

Como se describió, el análisis de árbol de fallas se le considera un método cualitativo y generalizado de análisis de riesgos, el cual se representa de manera gráfica y secuencial que tiene como objetivo principal encontrar los diferentes eventos que puedan provocar un suceso mayor no deseado (evento culminante, EC).

La metodología utilizada para llevar a cabo el estudio es:

- I. Se debe de identificar primero que nada el evento culminante ("EC").
- II. Se continua con el nivel inmediato inferior, al cual se le llamará subsistema en el que se identificarán las fallas que contribuyan para generar el "EC".
- III. Se procede a determinar la relación lógica entre las fallas del subsistema y las del evento culminante. Para esto se hace uso de las puertas lógicas "Y" y "O".
- IV. Una vez realizado lo anterior se continúa con la identificación de los eventos de los subsistemas inferiores.
- V. Continuar con la elaboración del árbol hasta agotar todas las fallas posibles de la intención de proceso y llegar al nivel mas bajo del mismo, siguiendo los puntos II a IV.

Para complementar este estudio es conveniente tomar en cuenta las probabilidades de que sucedan los eventos inferiores al "EC", para que con



ayuda de ellas, el estudio se transforme en un análisis cuantitativo y se obtenga la probabilidad de ocurrencia para el "EC" planteado.

El análisis se utilizó para evaluar el siguiente escenario supuesto:

La ruptura de los tubos del calentador BA-501:

El calentador BA-501 recibe gas combustible para quemarlo y precalentar las corrientes de los reactores DC-501 A / B / C. Este escenario se supone, solo para fines del análisis, y se toman en cuenta que las fallas de instrumentación, la falta de mantenimiento, falla de diseño u error humano puede dar lugar a un incendio en el calentador por la ruptura de los tubos internos.

El escenario se identificó durante el análisis de riesgos y operabilidad "HazOp".

A continuación se muestra la representación gráfica del "AF" en el cual se presentan las probabilidades de ocurrencia, tanto de los eventos inmediatos inferiores al evento último como la probabilidad del mismo "EC", sin tomar en cuenta las protecciones con las que cuenta el calentador BA-501.



Las probabilidades que se muestran en el diagrama 3-1 de los eventos del subsistema inmediato inferior al del "EC" resultan de utilizar la frecuencia del evento obtenida en el análisis "HazOp", la cual resultó tener un valor de 4 para ambos eventos inferiores (que quiere decir que el evento puede suceder hasta una vez en un año) sin tomar en cuenta las protecciones; por último la frecuencia se convierte a probabilidad usando la siguiente ecuación:⁽¹⁷⁾

$$p = 1 - e^{-\lambda t}$$

Donde: p = probabilidad anual de ocurrencia
 λ = frecuencia de falla anual
 t = periodo de tiempo

Los cálculos realizados fueron:

$$\left(\frac{1 \text{ falla}}{1 \text{ año}}\right) \left(\frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}}\right) \left(\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}}\right) = 1.14 * 10^{-4} \text{ falla / hora}$$

Si consideramos que la operación se lleva a cabo durante 335 días del año tomando en cuenta que 30 días el calentador queda fuera de operación por paros programados para mantenimiento preventivo, tendremos que tomar como referencia 8040 horas / año de operación real, por lo tanto tendremos:

$$\lambda = (8040 \text{ horas / año}) (1.14 * 10^{-4} \text{ falla / hora}) = 0.9165 \text{ falla / año}$$



$$p = 1 - e^{-\lambda t} = 1 - e^{-(0.9165 \text{ falla/año})(1 \text{ año})} = 0.6$$

De donde se obtiene que la probabilidad anual de ocurrencia de los eventos inferiores al "EC", durante el tiempo efectivo de operación es de **0.6**

Además como en el diagrama en ese nivel cuenta con una puerta lógica del tipo "Y" para obtener la probabilidad del evento culminante es necesario multiplicar las probabilidades de los subsistemas, y como los eventos inmediatos inferiores tienen la misma probabilidad obtenida en el párrafo anterior, la probabilidad de ocurrencia del evento culminante será:

$$P_{EC} = P_{SS1} * P_{SS2}$$

$$P_{EC} = (0.6) * (0.6) = 0.36$$

Donde: P_{EC} = Probabilidad de ocurrencia el evento culminante

P_{SS1} = Probabilidad de ocurrencia del subsistema 1

P_{SS2} = Probabilidad de ocurrencia del subsistema 2

$$\mathbf{P_{EC} = 0.36.}$$

Enseguida se presenta el diagrama del "AF" en el que se muestran las probabilidades de ocurrencia, tanto de los sucesos inmediatos inferiores al evento último como la probabilidad del mismo "EC", tomando en cuenta las protecciones para disminuir su frecuencia.



Las probabilidades que se muestran en el diagrama 3-2 de los eventos del subsistema inmediato inferior al del "EC" resultan de utilizar la frecuencia del evento obtenida en el análisis "HazOp", la cual resultó tener un valor de 2 para ambos subsistemas (que quiere decir que el evento puede suceder hasta una vez en diez años) tomando en cuenta las protecciones para disminuir la misma; al igual que en el ejercicio anterior esta se convierte en probabilidad usando la ecuación ya mencionada:⁽¹⁷⁾

$$p = 1 - e^{-\lambda t}$$

Donde: p = probabilidad anual de ocurrencia

λ = frecuencia de falla anual

t = periodo de tiempo

Los cálculos requeridos fueron:

$$\left(\frac{1 \text{ falla}}{10 \text{ años}}\right) \left(\frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}}\right) \left(\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ horas}}\right) = 1.14 * 10^{-5} \text{ falla / hora}$$

Si consideramos que la operación se lleva a cabo durante 335 días del año tomando en cuenta que 30 días el quemador queda fuera de operación por paros programados para mantenimiento preventivo, tendremos que tomar como referencia 8040 horas / año de operación real, por lo tanto tendremos:

$$\lambda = (8040 \text{ horas / año}) (1.14 * 10^{-5} \text{ falla / hora}) = 0.0916 \text{ falla / año}$$



$$p = 1 - e^{-\lambda t} = 1 - e^{-(0.0916 \text{ falla/año})(1 \text{ año})} = 0.087$$

De donde se obtiene que la probabilidad anual de ocurrencia de los subsistemas durante el tiempo efectivo de operación es de **0.087**.

De la misma manera que el anterior, el diagrama en ese nivel tiene una puerta lógica del tipo "Y" y para obtener la probabilidad del evento culminante es necesario multiplicar las probabilidades de ocurrencia de los subsistemas, las cuales resultan tener la misma, por lo que:

$$P_{EC} = P_{SS1} * P_{SS2}$$

$$P_{EC} = (0.087) * (0.087) = 7.6 \times 10^{-3}$$

Donde: P_{EC} = Probabilidad de ocurrencia el evento culminante

P_{SS1} = Probabilidad de ocurrencia del subsistema 1

P_{SS2} = Probabilidad de ocurrencia del subsistema 2

$$P_{EC} = 0.0076$$

3.4 APLICACIÓN DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS "AC".

El "AC" se basa en plantear modelos de explosiones en los que el resultado final tenga como consecuencia una onda de presión, formación de proyectiles y / o radiación térmica.

En esta parte del estudio, se presentan los resultados de la evaluación de efectos de explosión e incendio de dos posibles escenarios de accidentes, que fueron identificados durante el análisis "HazOp" y con ayuda de una revisión de los registros de incidentes ocurridos en la planta.

A continuación se describen los escenarios supuestos de incendio y explosión seleccionados, tanto sus posibles fundamentos, causas y efectos, al igual que los modelos de evaluación de riesgos usados para cada uno de ellos.

El primer escenario supuesto es:

1. Efectos de la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.

El tanque FA-505 es el tanque de succión de la segunda etapa de los compresores GB-502 A / B. La presión en este tanque de succión es de 28 kg/cm². Para efectos del análisis se supone que se produce una falla de control en el sistema automático, el cual le permite desfogar presión cuando esta aumenta de su límite normal de operación. Al mismo tiempo se suponen las fallas de las alarmas por alto y muy-alto nivel de presión lo cual contribuiría a provocar el accidente.

Ciertamente se hace notar que el evento es poco probable de que ocurra, debido a los controles automatizados de operación, al mantenimiento preventivo que se le da a todos los componentes del sistema y al continuo monitoreo por parte del personal de operación. Además, se cuenta con un programa de medición de espesores a líneas y equipos para asegurar su integridad mecánica y por otro lado se cuenta con una válvula de seguridad para proteger este sistema de una sobre-presión. Sin embargo con el fin de ejercitar un modelamiento matemático aquí suponemos que el evento

sucede y se estiman con cálculos aproximados las consecuencias que dicho evento (poco probable) tendría en las instalaciones de la refinería.

El tanque tiene las dimensiones siguientes:

Diámetro	1.22 m
Altura	2.74 m

Los valores utilizados para evaluar la explosión por sobre-presurización del tanque FA-505 se muestran en la Tabla 3-3 y son:

Presión de ruptura del tanque	412.95 psia
Volumen del gas en el tanque	113.11 ft ³
Relación de calor específico para un gas diatómico	1.3
Temperatura ambiente	68° F
Temperatura interna del tanque	100.4° F
Forma del contenedor	Cilíndrico vertical

Tabla 3-3. Valores utilizados en el cálculo de la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.

Con ayuda de estos datos y el software "Automated Resource for Chemical Hazard Incident Evaluation" **ARCHIE Versión 1.00** creado por la Federal Emergency Management Agency, U.S. Department of Transportation, U.S. Environmental Protection Agency que utiliza el diagrama de cálculo que se muestra a continuación se obtuvieron los resultados que se presentan enseguida del mismo:⁽¹³⁾

CÁLCULO DE EXPLOSIÓN POR SOBRE PRESURIZACIÓN DEL TANQUE FA-505

Calcular la relación P_i / P_a donde P_a es la presión atmosférica (absoluta) y P_i es la presión del tanque en el momento de la explosión

Calcular la relación entre T_i / T_a donde T_i es la temperatura del gas en el tanque y T_a es la temperatura ambiente.

Determinar la sobre presión P_s resolviendo por iteración la ecuación sig:

$$\ln(P_i / P_a) - \ln(1 + P_s) - \frac{2\gamma_i}{1 - \gamma_i} * \ln \left[1 - \frac{(\gamma_i - 1)P_s}{2 \frac{T_i}{T_a} \frac{\gamma_i^2 + 0.5\gamma_i(\gamma_i + 1)P_s}{\gamma_i^2 + 0.5\gamma_i(\gamma_i + 1)P_s}} \right] = 0$$

Donde γ_i es la relación de calor específico a presión y volumen constante.

Calcular la distancia R_o con:

$$R_o = \frac{1}{\left[\frac{4\pi}{3} \left(\frac{P_i}{P_a} - 1 \right) \right]^{\frac{1}{\gamma_i - 1}}}$$

S

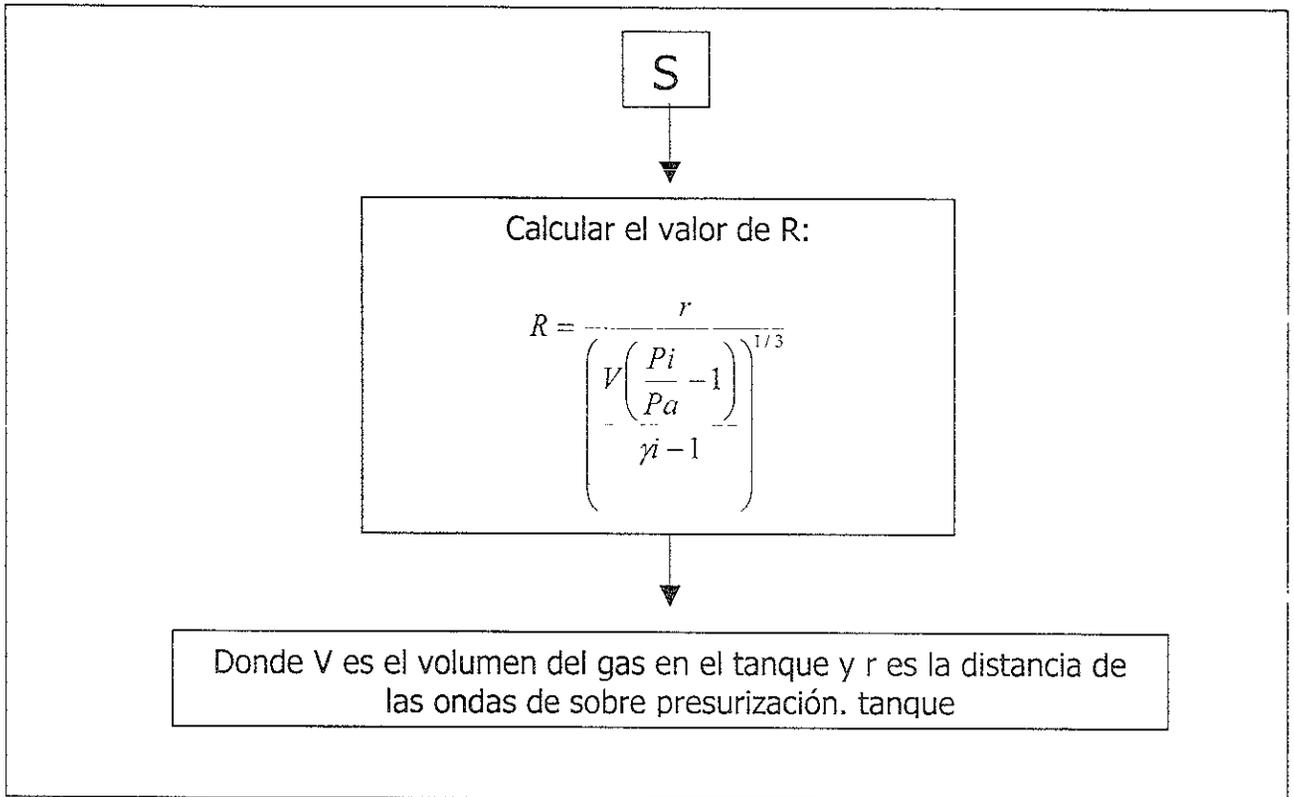


Diagrama 3-4. Diagrama de cálculo para evaluar la explosión por sobre-presurización del tanque FA-505.

Distancia desde la explosión. (m)	Daño esperado.
893.36	Fractura ocasional de ventanas grandes bajo tensión
131.36	Algunos dañan a techos de casas; y aproximadamente el 10% de ruptura de ventanas.
48.16 – 85.95	La mayoría de las ventanas destrozadas; algunos marcos dañados.
48.16	Casas parcialmente demolidas dejándolas inhabitables.
11.28 – 48.16	Desde insignificantes hasta serios provocados por proyectiles de vidrio.
29.26	El desplome parcial de techos y paredes de casas.
25.6 – 29.26	Paredes de concretos no reforzadas pueden destrozarse.
8.53 – 29.26	Un rango de 1 al 90% de personas con el tímpano desgarrado.
29.26	50% destrucción en los cimientos de las casas.
20.12 – 25.6	Las estructuras de acero de los edificios.
16.76	Se rompen los postes de madera.
12.8 – 16.76	La destrucción casi completa de las casas.
9.45	Probable destrucción total del edificio.
7.31 – 8.53	Un rango de muertes entre el 1 y el 99% entre la población expuesta debido a efectos directos de la ráfaga.

Tabla 3-4. Efectos de la explosión por sobre presurización del tanque FA-505.



2. Formación de una antorcha de fuego producida por una fuga en el tanque FA-505.

Como se mencionó anteriormente el tanque FA-505 es el tanque de succión de la segunda etapa de los compresores GB-502 A / B. La presión en este tanque de succión es de 28 kg/cm². Para efectos del análisis se supone que se produce una fuga en la pared del tanque, la cual produce una antorcha de fuego. De igual manera se suponen las fallas de los detectores de gases y / o mezclas explosivas de la unidad y la del control automático de nivel y de presión, lo cual contribuiría a provocar el accidente.

Cabe aclarar que dicho evento es poco probable de que ocurra debido al control que se tiene de los espesores de los tanques críticos, al mantenimiento preventivo que rigurosamente se les da a los detectores de gases y a los componentes del sistema de control automático, de nivel y de presión.

El tanque tiene las dimensiones siguientes:

Diámetro	1.22 m
Altura	2.74 m

Los valores utilizados para evaluar la formación de una antorcha de fuego provocada por una fuga de hidrógeno del tanque FA-505 son:



Peso molecular de gas (mezcla)	2 g/mol
Límite inferior de inflamabilidad	4 % vol.
Tamaño del orificio de fuga	1 in
Presión del gas en el tanque	404.7 psia
Relación de Cp/Cv del gas a 1 atm	1.4
Punto de ebullición normal	-423.16 1° F
Temperatura ambiente	68° F
Temperatura dentro del tanque	1001° F

Tabla 3-5. Valores utilizados en el cálculo de la formación de una antorcha de fuego producida por una fuga en el tanque FA-505.

La longitud de la antorcha (modelo planteado por Brzustowski⁽¹³⁾ en 1973) será calculada por la ecuación siguiente:

$$\frac{F_{long}}{D_{antorcha}} = \frac{1050}{C_{cl}} \sqrt{\frac{M_a}{M_f}}$$

donde:

F long: longitud de la antorcha en ft.

D antorcha: diámetro de la antorcha en ft.

C cl: Límite inferior de inflamabilidad en % en vol.

Ma: Peso molecular del aire

Mf: peso molecular del combustible.

El resultado dependerá del tamaño de el orificio de fuga, para lo cuál se supone, que el orificio podría ser de 1/2 pulgada, a continuación se presentan los resultados:



Para un orificio de fuga de 1/2 pulgada de diámetro tenemos:	
Antorcha de fuego	48.5 m
Distancia de separación segura	97 m

Tabla 3-6. Efectos de formación de una antorcha de fuego por fuga en el FA-505

Como se puede observar, la distancia de separación segura es el doble de la distancia de la antorcha, lo cual es para reducir los riesgos por radiación a personas.

A continuación se presenta el diagrama 3-5 en el que se describe el posible daño de la antorcha de fuego como un diámetro de afectación, suponiendo que en cualquier lugar de la pared del tanque se presente la fuga.

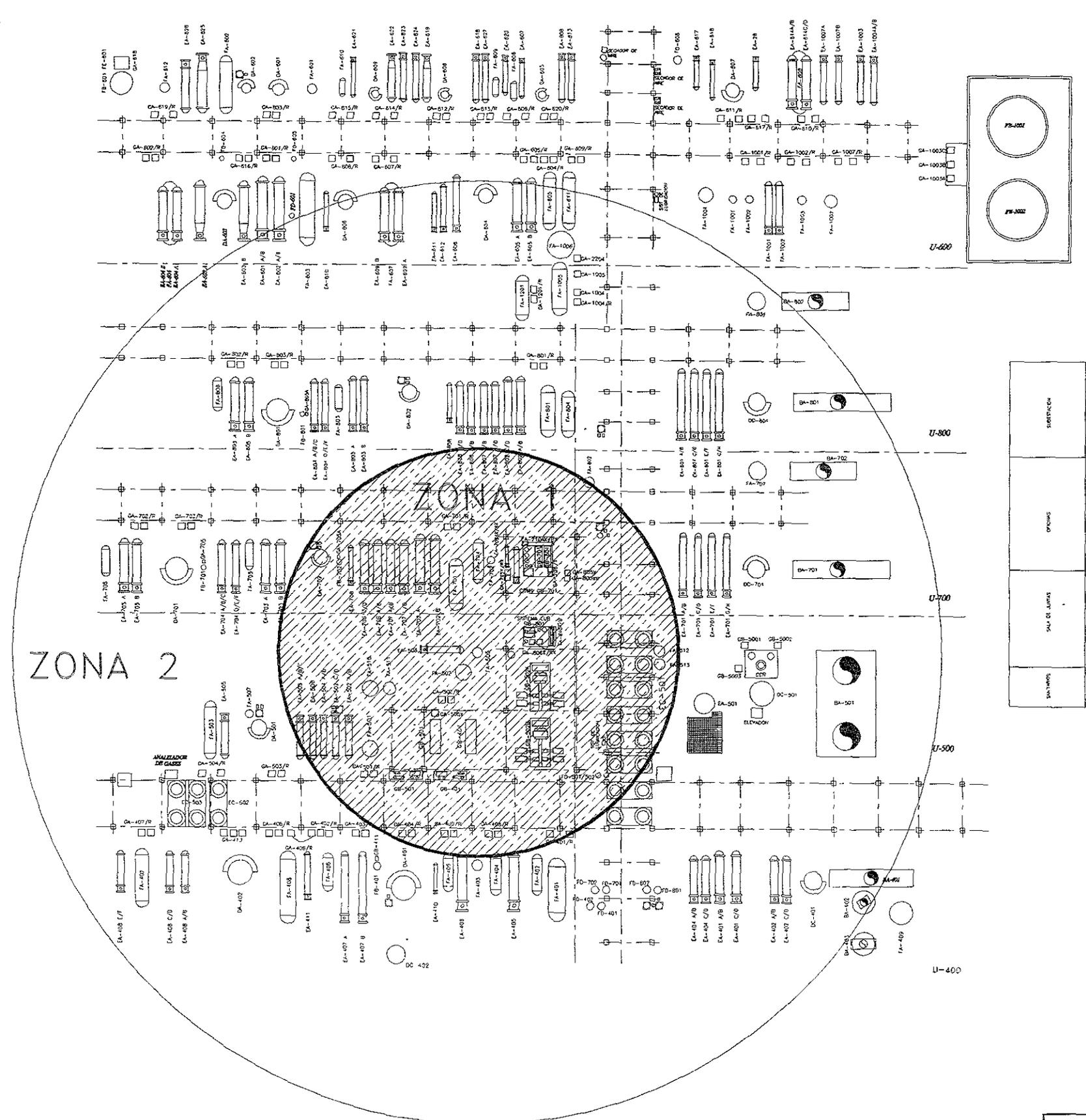
EVALUACIÓN DE LA FORMACIÓN DE UNA ANTORCHA DE FUEGO

ZONA 1

Zona de máxima afectación por contacto directo con la flama.
diámetro=48.5 m

ZONA 2

Zona de Seguridad
diámetro>97 m



CAPÍTULO 4
CONCLUSIONES Y
RECOMENDACIONES



CAPÍTULO 4

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE RIESGOS Y OPERABILIDAD "HazOp".

La unidad reformadora de naftas de la planta Hidros I cuenta con los equipos de seguridad para eliminar, evitar, e incluso mitigar los efectos producidos por cualquier accidente. Sin embargo es indispensable mejorar continuamente su seguridad por lo que se llevó a cabo el análisis de riesgos "HazOp" con el cual, se detectaron áreas en las cuales se puede mejorar la seguridad de la planta.

Gracias a este análisis se obtuvo una lista de 17 recomendaciones (para esta área de la planta) que se deben de llevar a cabo para mantener y mejorar la seguridad de la unidad las cuales se presentan a continuación:



CAUSAS	RECOMENDACIONES	TIPO DE RIESGO
1. Falla en posición de abierto de la válvula de combustible al calentador BA-501 A / C	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel.	B
2. Disminución del flujo de gasolina que se alimenta al calentador.	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones originales para dar cumplimiento al programa de mantenimiento a las protecciones por bajo flujo del calentador BA-501. 2. Nunca operar el calentador sin protecciones.	B
3. Caída de carga aunado a una alta temperatura en el calentador.	1. Seguir con los procedimientos de operación y mantenimiento preventivo. @	B



4. Válvula HV-510 en posición de cerrado.	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel.	B
5. Falla del compresor GB-501.	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas todas las refacciones para cumplir adecuadamente (sin tener que rehabilitar partes dañadas) con el programa de mantenimiento preventivo a compresores.	B



6. Disminución de flujo por ensuciamiento de las espumas del sistema de gas combustible.	<ol style="list-style-type: none">1. Asegurar la calidad del gas combustible manteniendo un máximo de 50 ppm de H₂S.2. Instalar filtros en la entrada de gas combustible a la planta.	B
7. Falla la bomba GA-405/R	<ol style="list-style-type: none">1. Mantener siempre disponible una bomba de relevo.2. Instalar un dispositivo automático para que arranque la bomba que no este en operación al fallar la que sí esta.	B
8. Falla de la válvula FV-550 en posición de cerrado.	<ol style="list-style-type: none">1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel.	B



9. Sulfatación de las terminales del cable de tierra de alguno de los equipos dinámicos y / o estáticos.	1. Asegurar que en el programa anual de mantenimiento al sistema de tierras estén incluidos todos los equipos de la planta de Hidors-I..	B
10. Taponamiento de un filtro de carga.	1. Mantener disponible el filtro de relevo.	B
11. Taponamiento de los recolectores de impurezas finas (80 mallas).	1. Mantener siempre disponible un filtro de relevo.	B
12. Taponamiento en las espreas del intercambiador EA-501.	1. Mantener los filtros disponibles y dentro de especificación.	B
13. Descontrol en GA-405 que es la bomba de carga a la reformadora.	1. Mantener siempre disponible una bomba de relevo. 2. Instalar un dispositivo para el arranque automático de la bomba que no este en operación al fallar la que sí lo esta.	B
14. Salida insuficiente de producto reformado a tanques.	1. Cuando se sobrepase el límite seguro de operación en el diferencial de presión del equipo de salida, sacar a mantenimiento el equipo.	B



15. Descontrol en la válvula FV-550.	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel.	C
16. Descontrol en la válvula de control de flujo FV-550.	1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel.	C



<p>17. Que la válvula del directo se deje abierta o se tenga una falla en ella.</p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Asegurar que se tengan en el almacén o bien que se tengan pedidas las refacciones que se requieren para continuar dando el mantenimiento preventivo y correctivo, siguiendo los procedimientos de mantenimiento a las válvulas automáticas y transmisores de nivel. 2. Actualizar, difundir y mantener a la mano los procedimientos de operación y seguir cumpliéndolos al pie de la letra. 	<p style="text-align: center;">C</p>
---	---	--------------------------------------

Tabla 4-1. Lista Jerárquica de Recomendaciones.

@ Realmente esta acción no es recomendación sino mas bien una buena práctica de la refinería que se debe de seguir realizando.

Como ya se había mencionado con anterioridad las recomendaciones fueron jerarquizadas de acuerdo a su nivel de riesgo, es decir del tipo A, B, o C, las cuales se refieren al nivel de importancia en la implementación de mejoras.

UNAM-FACULTAD DE QUÍMICA
INSTITUTO DE INVESTIGACIONES QUÍMICAS



De lo anterior podemos mencionar que de tipo A (prioridad alta) no se obtuvo ningún tipo de recomendación en esta área de la planta; del tipo B (prioridad media) se obtuvieron 14 recomendaciones, de las cuales se destacan asegurar que se tengan refacciones para el mantenimiento preventivo de válvulas, compresores, calentadores; y del tipo C (de prioridad baja) 3, entre las cuales, se mencionan el mantenimiento preventivo de válvulas asegurando que se tengan las refacciones necesarias y la difusión, actualización y cumplimiento, al pie de la letra, de los procedimientos de operación.

De manera complementaria el análisis "HazOp" promueve, que el personal de operación y administrativo de la U500 actúen con plena conciencia de los riesgos implícitos en la operación, con el fin de fomentar una cultura de seguridad en los procesos.

4.2 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS.

Como se puede observar al comparar las probabilidades de ocurrencia de ambos eventos culminantes (con y sin protecciones) existe una diferencia considerable de que ocurra la falla, por lo que es importante tomar en cuenta las recomendaciones que surgieron del estudio HazOp para poder garantizar que la seguridad en la planta realmente se incrementará y se reducirán los escenarios de riesgo potencial o mitigarán sus consecuencias.

La probabilidad de que el evento suceda sin protecciones es baja, pero se reduce considerablemente si estas se toman en cuenta y se ponen en práctica. No debe dejarse de mencionar que otra de las protecciones existentes en la planta son los programas de mantenimiento predictivo entre los que se



incluye el mantenimiento y calibración periódico de las válvulas de seguridad, la medición de los espesores de las tuberías y de los equipos para asegurar su integridad mecánica, así como la supervisión visual que lleva a cabo periódicamente los operadores e ingenieros, con los cuales reducen considerablemente el valor de las probabilidades.

4.3 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS.

Los resultados obtenidos en el análisis de consecuencias para el escenario supuesto de explosión por sobre-presurización del tanque FA-505 se muestran en la tabla 3-3 y en el diagrama 4-1 de los cuales podemos mencionar que la zona de máxima de afectación para esta explosión se tendrá dentro de un diámetro de 8.53 m, y afectará de una manera muy severa a los equipos aledaños como el FA-502 y EA-508. De igual forma los diámetros subsecuentes engloban zonas en las que se provocarán daños cuantiosos como aproximadamente el 10% de ruptura de ventanas en las instalaciones, el desplome parcial de techos y paredes de cuartos de control u oficinas administrativas, un rango de 1 al 90% de personas con el tímpano desgarrado entre personal de operación, personal de mantenimiento e ingenieros de la planta.

De tal manera que la zona que se encuentre después del diámetro máximo de afectación que es de 893.36 m se le puede considerar una zona de seguridad para este evento supuesto.



Una recomendación pertinente es que cuando se sobrepase el límite seguro de operación en un tanque, este se entregue a mantenimiento para evitar que el control quede mal calibrado o dañado.

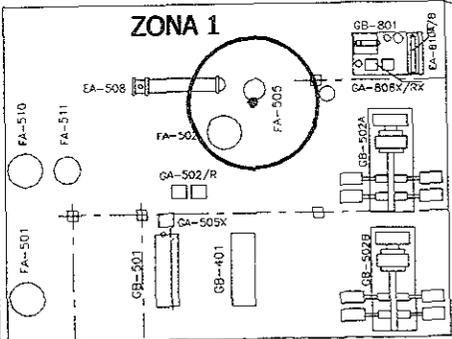
En el supuesto caso de que la antorcha de fuego se formara, produciría un rango de afectación directo (por exposición a la flama) de 48.5 m como se mostró en el diagrama 3-5, las zonas segura por la no exposición a la radiación del fuego se encontrará alrededor de 97 m de distancia de la formación de la antorcha. Cabe mencionar que este evento supuesto resulta ser peligroso, no solo por la antorcha que produciría, si no por los daños a equipos y posibles explosiones subsecuentes por calentamiento externo, lo cual daría paso al desencadenamiento de eventos no deseados a los que se les conoce con el nombre de "efecto dominó".

Para lo anterior se recomienda que los controles de instrumentación se encuentren siempre bien monitoreados y calibrados de igual manera que los detectores de gas, así mismo, que se continúen realizando los procedimientos de mantenimiento como la inspección de los equipos y de las líneas para asegurar su integridad mecánica y evitar así que se produzcan fugas por rupturas de la pared del tanque.

De los eventos supuestos para el estudio podemos decir que resulta ser mas dañina una explosión por sobre-presurización que la formación de una antorcha de fuego, debido a que la presión en el primer escenario, se contendría dentro del tanque hasta que se llevara a cabo la explosión, a diferencia de que en el segundo evento se liberaría la presión del tanque paulatinamente hasta que se consuma el hidrógeno y así terminaría apagándose la antorcha.

ZONA 3

VISTA A ESCALA DE LA ZONA 1 DE AFECTACIÓN



ESTAB. ATMOSF.
VACIO II

CALLE 98

UDA 2

AZUFRE

CALLE 111

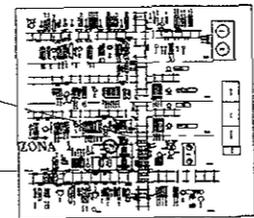
FUERZA

CT-502

REC. AZUFRE

ZONA 2

FCC-1



HIDROS No. 1

CALLE 100

CALLE 102

RED. VISC.

OCIA

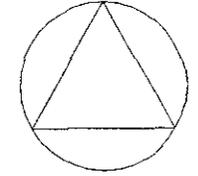
LAB C.I.

A.C.D.

A.C.

SGP

HELIPUERTO



AREA VERDE

EVALUACIÓN DE LA EXPLOSIÓN POR SOBREPRESURIZACIÓN DEL FA-505

ZONA 1 Zona de fatalidad diámetro=8.53 m	ZONA 2 Zona máxima de afectación diámetro=893.36 m	ZONA 3 Zona de Seguridad diámetro>893 m
---	---	--

APÉNDICE



APÉNDICE A

Manual de Orientación Para el Análisis de Riesgos

Centro de Estudios ASP²A

Manual de Orientación Para el Análisis de Riesgos

Parte 1

Israel García Martínez

1

Objetivo

Que los testistas comprendan la metodología para desarrollar la actualización de DFP's y DTI's, y así mismo que conozcan los detalles de trabajo en campo

2

Recopilación de recursos

Recopilar las copias de los diagramas haciendo una revisión de las carpetas que hay en el sector de la planta y de las que halla en el departamento de dibujo de la refinería.

3

Manuales de operación de la planta

Leer los manuales de operación de la planta antes de hacer levantamientos

La lectura de estos deberá hacerse de preferencia con el DFP correspondiente con el fin de que se comprenda perfectamente el diagrama.

4

Una vez que cada pareja haya revisado su sección, comentarla con todo el equipo procurando de esta manera homogeneizar los conocimientos de la planta.

5

Programación de las actividades

El coordinador del proyecto deberá de realizar en conjunto con todo el equipo una programación de actividades contemplando fechas, tiempos de trabajo, reuniones de avance, etc

6

En planta

Se deberá de solicitar un recorrido del área de proceso con un Ingeniero de operación, esto con la finalidad de que el equipo de trabajo reafirme su conocimiento del proceso antes estudiado

7

Identificación de accesorios

Se debe de realizar una inspección visual para identificar las válvulas y los equipos de control en campo.

8

Dudas

Apoyarse en el equipo técnico de operación de la planta para consultar sus dudas.

SI NO SABES ALGO MEJOR PREGUNTA, NO INVENTES

9

Colores

Durante la revisión en campo aplicar código de colores:

Rojo: Para marcar algo nuevo en el plano

Verde: Para marcar algo que se quite del plano

Amarillo: Para marcar lo que ya esté revisado

Tinta azul para hacer anotaciones o levantamientos de campo

10

Al entrar al área de trabajo...

Recuerda siempre que al entrar al área de trabajo deben de avisarle al supervisor de turno, solicitar permiso de trabajo, y avisar cuando sea necesario subirse a algún equipo.

11

Pendientes de planos

Hacer un registro de pendientes del plano que realizan con el fin de que no se olvide ningún detalle

12

Criterios de DFP's y DTI's

Los DFP's o Diagramas de Flujo de Proceso deben de contener los equipos, válvulas y controles principales, las condiciones de presión y temperatura, el balance de masa del diseño original, notas, listas de revisiones y planos de referencia.

13

Los DTI's o Diagramas de Tuberías e Instrumentación deben de contener en detalle el proceso, es decir, tener todas las válvulas, equipos con nombres y condiciones, control distribuido, notas, lista de revisiones y planos de referencia.

14

Autocad

El coordinador del proyecto deberá de realizar una pequeña charla del manejo de Autocad, con el fin de que durante la elaboración y actualización surjan el menor número de dudas

15

Ejercicios de Autocad

Realizar ejercicios orientados a la elaboración de diagramas

16

Digitalización

Al digitalizar por primera vez los DTI's y DFP's es conveniente y necesario guardar una copia de ellos y sobre otra realizar las actualizaciones pertinentes, esto con el fin de conservar como referencia el primer plano digitalizado.

17

Simbología

Cuando falte un símbolo comentarlo con el supervisor para su creación y distribución al resto del equipo.

18

BIBLIOGRAFÍA



BIBLIOGRAFÍA

1. Santamaría Ramiro, J. M. y Braña Aísa, P.A., Análisis y reducción de Riesgos en la Industria Química, Fundación MAPFRE (1994)
2. Brown, A. E. P. 1999. Risk Analysis: An Investment in Engineering. *Process Safety Progress*, 12(3):121-125.
3. Center for Chemical Process Safety. 1989. Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis. CCPS, American Institute Chemical Engineering, New York, USA. Pp. 76-78.
4. Occupational Safety and Health Administration's (OSHA) PSM regulation, Process Safety Management of Highly Hazardous Chemicals, 29 CFR 1910.119 (Febrero, 1992)Xcb
5. Environmental Protection Agency (EPA). 1994. *Proposed Risk Management Program Regulations*. 40 CFR 68, Federal Register.
6. Wallace, S. J. 1999. Take Action to Resolve Safety Recommendations. *Chem. Eng. Progress*, 95(3):67-71.
7. De la Cruz-Guerra Cornelio, García-Pineda Ramón, Monroy-Caudillo Sonia, De la Cruz-Guerra Fausto, Vázquez-López Julio y Cruz-Gómez M. Javier, ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESOS (ARP) "Un Esquema de Mejora de la Técnica HazOp", Universidad Nacional Autónoma de México Facultad de Química-Departamento de Ing. Química, México, D. F., 2000.
8. Diario Oficial de la Federación "Norma Oficial Mexicana, Secretaría del Trabajo y Previsión Social", (Enero 5,1996)
9. De la Cruz-Guerra, F. 1998. Administración de los Sistemas de Integridad Mecánica. *Tesis-Maestría en Ingeniería Administrativa*. ITCM, Ciudad Madero Tamps. México.



10. American Institute Chemical Engineer, AIChE. Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp", (1998)
11. Environmental Protection Agency (EPA). 1989. *Why accidents occur: Insight from the accidental Release Information program*. EPA, Chemical Accident Prevention Bulletin. Washington, D.C.
12. Peterson, R. R. 1999. Moving Toward Sustainable Development. *Chem. Eng. Progress*, 94(1):57-61.
13. Federal Emergency Management Agency and U.S. Environmental Protection Agency. "ARCHIE User 's Manual" Version 1.0
14. Gary, H. James, Handwerk, E. Glenn, "Petroleum Refining" *Technology and Economics*, Third Edition, USA 1994.
15. NFPA (National Fire Protection Association) Standard 704 "Identification of the Fire Hazards of Materials". Standard 325M "Fire Hazards Properties of Flammable Liquids, Gases and Volatile Solids" Quincy, Massachusetts (1990).
16. Bridges, W. G. and Williams, T. R. 1997. Create Effective Safety Procedures and Operating Manuals. *Chem. Ing. Progress*, 93(12):23-37.
17. Continuing Engineering Studies, College of Engineering, University of Texas at Austin, "Hazard Assessment and Risk Analysis Techniques for Process Industries". A Short Course Presented at IMP, México (Junio, 1994).
18. U. S. Environmental Protection Administration, *Risk Management Programs for Chemical Accidental Release Prevention*. Tittle 40 CFR PARTS 9 and 68, Prevention Program-Management of Change, EPA, Washington, DC (Enero, 1995).
19. Independent Engineering Services LTD, *Seminario sobre estudios HazOp*, México (Agosto, 1998).



20. Butrón, S. J. "Explosiones debidas a nubes de vapor no confinadas (UVCE)", SEGU-EXPO 95, Asociación Mexicana de Higiene y Seguridad A.C., México, 1995.
21. Baltazar, B. C. "Análisis de riesgos en los circuitos de flujo de gas LP y propano-propileno de la planta Catalítica 1 de la refinería Miguel Hidalgo", Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM. México, 2000
22. Gonzalez, L. C. "Análisis de riesgos y operabilidad en la torre fraccionadora y circuito de gasolina amarga de la planta Catalítica 1, FCC-1", Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM. México, 2000
23. Jiménez, G. V. "Análisis de riesgos y operabilidad en el circuito de tratamiento con DEA (unidad 600), de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas 1 de la Refinería Miguel Hidalgo" Tesis de Licenciatura. Facultad de Química, UNAM. México, 2001