



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
"ZARAGOZA"

"EVALUACION DE RIESGOS DE PROCESO EN LA TORRE
DEPROPANIZADORA EN UNA PLANTA DE
DESINTEGRACION CATALITICA EN FASE FLUIDIZADA
(FCC)"

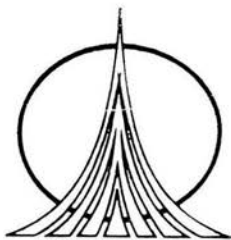
T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERA QUIMICA

P R E S E N T A :

RITA EMILIA EVARISTO GONZALEZ



Unidad en la Diversidad:
Zaragoza Frente al Siglo XXI

MEXICO, D.F.

2004



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/068/03

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNA: EVARISTO GONZÁLEZ RITA EMILIA

P r e s e n t e.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Miguel Angel Varela Cedillo
Vocal:	Dr. Modesto Javier Cruz Gómez
Secretario:	I.Q. José Benjamín Rangel Granados
Suplente:	I.Q. Judith Ventura Cruz
Suplente:	I.Q. Julio Félix Martínez Reyes

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E

“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”

México, D. F., 11 de Agosto de 2003

EL JEFE DE LA CARRERA

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

AGREDECIMIENTOS Y DEDICATORIAS

A DIOS:

Por haber permitido que llegara a este momento, pero sobre todo por todas las bendiciones que me ha dado en la vida.

A MIS PADRES:

Nestor y Teresa. Por haberme dado todo su apoyo incondicional en todo momento.

A MI MADRE:

Teresa. Por haber sido el pilar más fuerte en el transcurso de todos mis estudios y momentos de mi vida, por apoyarme en cada paso que doy sin importarle todos los errores que cometa. Este trabajo y todos mis logros son especialmente dedicados a ti; gracias por enseñarme a vivir, por tu apoyo, amor, cariño, comprensión y por haber hecho de mí lo que soy, por todo eso y más te quiero mucho.

Para poder llegar a una meta o logro se necesita apoyo emocional, moral y en algunas ocasiones algo más que eso, en mi caso tuve la fortuna de contar con todo tipo de apoyo de parte de familiares, amigos y compañeros; por lo cual quiero agradecerles a todos cada uno de ellos.

A MIS HERMANOS:

Nestor y José Luis. Por todo el cariño y el apoyo que sin darse cuenta me dan, así como los momentos que pasamos juntos.

A MI ABUELITA:

Teresa. Por haber sido la segunda mujer a la cual siempre le voy agradecer todo el cariño, amor, y apoyo que me brinda en todo momento en el que tuve la fortuna de tenerla a mi lado.

A MI NOVIO:

Pepe. Gracias por haber estado conmigo todos estos años de la carrera apoyándome en todo momento sin importar el tiempo ni la hora siempre estuviste ahí conmigo ayudándome en lo que pudiera, gracias por la enorme paciencia que me tienes.

A MIS FAMILIARES:

A todas mis tías (Linda, María, Imelda, Silvia, Marina y Adriana) y primos

A MIS AMIGOS:

Jocelyn, Marisol, Karina, Zujeihl, Emilio, Eric, Aldo y Abraham.

A MIS COMPAÑEROS:

A todos los compañeros del CEASPA por haber formado parte de este proyecto; al Dr. M. Javier Cruz por haberme dado la oportunidad de participar en uno de sus proyectos; a compañeros de la FES "ZARAGOZA" que pasaron conmigo la carrera.



RESUMEN

El presente trabajo contiene información de tres diferentes tipos de técnicas de análisis de riesgos (HAZOP, análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias), así como su aplicación en el escenario "torre depropanizadora 106-E" de una planta catalítica FCC-II; mostrando los resultados de cada uno de los análisis y concluyendo que se cumplen los objetivos planteados en la tesis.

CAPÍTULO 1. Se indica la justificación del tema, antecedentes, conceptos básicos, objetivos y etapas del trabajo.

CAPÍTULO 2. Contiene la descripción de algunas técnicas de análisis de riesgos y se explican en forma detallada las técnicas de HAZOP, análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias.

CAPÍTULO 3. En este capítulo se muestra el cuerpo del trabajo ya que se encuentran las hojas de registro del HAZOP, indicando el circuito estudiado y desglosando los nodos correspondientes con cada una de sus desviaciones, para lograr las recomendaciones pertinentes. Se desarrolla el análisis de árbol de fallas indicando su procedimiento, memoria de cálculo y diagramas resultantes. En el caso del análisis de consecuencias se muestra los resultados de la simulación en el PHAST, plasmando los radios de afectación en el plano de localización general, visualizando el alcance de éstos y un diagrama de pétalos con una simulación adicional de un tanque de almacenamiento de gasolina desulfurada.

CAPÍTULO 4. Aquí se muestran los resultados, recomendaciones y conclusiones de cada una de las técnicas aplicadas.

APÉNDICE. Los diagramas de flujo de proceso (DFP), tubería e instrumentación (DTI's) y plano de localización general (plot-plan o PLG), se podrán consultar en esta sección.



ÍNDICE

	PÁGINA
Siglas y Abrevialuras	1
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	
Justificación	2
Introducción	4
Objetivos	5
Antecedentes	6
Elemento B "Administración del Cambio"	10
Etapas del trabajo realizado	11
CAPÍTULO 2. MARCO TEÓRICO	
Definición de Riesgo	13
Accidentes Mayores	14
Análisis de Riesgos	14
Técnicas de Identificación de Peligros	18
Análisis de "What-If"	18
Análisis Preliminar de Riesgos	19
Análisis de Modo y Efecto de Falla (FMEA)	19
Análisis de Árbol de Eventos (ETA)	20



Análisis de Causa-Consecuencia	20
Análisis de Confiabilidad Humana	20
Análisis HAZOP	21
Análisis de Árbol de Fallas (FTA)	33
Análisis de Consecuencias	36
Herramientas para la Identificación de Consecuencias	38
PHAST	39
Aplicación de Técnicas de Evaluación de Riesgos	42
 CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL TRABAJO	
Descripción del Proceso	43
Estudio HAZOP	46
Análisis de Árbol de Fallas	68
Memoria de cálculo para el diagrama de árbol de fallas	69
Análisis de Consecuencias	72
Resultados de la simulación	74
Diagrama de pétalos	75
 CAPÍTULO 4 RESULTADOS Y CONCLUSIONES	
Resultados y Recomendaciones del HAZOP	77
Resultados y Recomendaciones del Análisis de	



Árbol de Fallas	78
Recomendaciones del Análisis de Consecuencias	79
Lista de Buenas Prácticas de Operación	80
Conclusiones	81

APÉNDICE

- DFP
- DTI's :
 - 62-D26 Tanque Separador y Bomba de Alimentación a la Depropanizadora
 - 62-D27 Depropanizadora
 - 62-D29 Reflujo Depropanizador
- PLG (Plot-Plan)

BIBLIOGRAFÍA



SIGLAS Y ABREVIATURAS

CFR. Códigos de Regulaciones Federales.

DCSIPA. Dirección Corporativa de Seguridad Industrial y Protección Ambiental.

DIPPR. Instituto de Diseño para la Investigación de Propiedades Físicas.

EPA. Agencia de Protección del Medio Ambiente de los Estados Unidos.

ETA. Análisis de Árbol de Eventos.

FCC. Fluid Catalysis Cracking.

FMEA. Análisis de Modo y Efecto de Fallas.

FTA. Análisis de Árbol de Fallas.

HAZOP. Análisis de Peligros y Operabilidad.

INE. Instituto Nacional de Ecología.

LPG. Gas Licuado de Petróleo.

OSHA. Organización para la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional.

PHAST. Herramienta de Software para la Evaluación de Riesgos de Proceso

PROSSPA. Programa de Seguridad, Salud y Protección Ambiental.

SBPD (BPSD). Barriles estándar por día.

SEMARNAT. Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales.

SIASPA. Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental.

SISIPA. Subsistema de Información de Seguridad Industrial y Protección Ambiental.

Capítulo 1



JUSTIFICACIÓN

La rápida evolución tecnológica que ha experimentado la industria química en particular, su gran crecimiento y, consecuentemente, el incremento de inventarios de productos químicos en las instalaciones y en diversos medios de transporte, han provocado un aumento en la probabilidad de que ocurran accidentes graves con un notable impacto sobre personas, medio ambiente y equipo.

La industria química, debido a su operación, manejo de sustancias peligrosas, etc., es considerada, como una industria de alto riesgo. Los accidentes ocurridos durante los últimos años en este tipo de industria han provocado cuantiosas pérdidas humanas, daños al medio ambiente y pérdida de materiales y equipo; a continuación se mencionan algunos de ellos:

FECHA/UBICACIÓN	CAUSA	CONSECUENCIA
Abril de 1989, Guadalajara, México.	Fuga de hexano que explotó en sistema de drenaje.	100 muertes, varios cientos de heridos.
Octubre de 1989, Pasadena, Texas.	Fuga de etileno-isobutano en una planta petroquímica.	23 muertes, 132 heridos; > \$700 millones de dólares en pérdidas; pérdida en tierra para industrias de hidrocarburos y químicos.
Julio de 1988, Mar del Norte.	Desconocida.	167 muertes, 1 mil millones de dólares en pérdidas; pérdida de toda una plataforma petrolera.
Abril de 1986, planta nuclear de Chernobyl.	Sobrecarga de energía súbita y fusión del centro	30 muertes durante el acontecimiento. 500 heridos; > \$5.5 mil millones en pérdidas para fines de 1989.
Diciembre de 1984, Bhopal, India.	Fuga de gas isocianato de metilo, de una planta de pesticidas.	4000 muertes; 200000 heridos; \$470 millones pagados por reclamaciones de daños.



Noviembre de 1984, Ciudad de México, México.	Ruptura de tubería de gas LPG e incendio.	650 muertes, 2700 heridos; \$20 millones de pérdidas en equipos 5 BLEVE masivos, incendios secundarios y explosiones.
Marzo de 1979, plata nuclear de Three Mile Island.	Falla en sistemas de enfriamiento.	0 muertes, 0 heridos; \$1.3 mil millones en pérdidas; daños en la planta lo bastante serios para impedir que volviera a operar.

Fuente: Arthur D. Little, Inc., y Environmental Strategies Handbook: A Guide to Effective Principles and Practices, McGraw-Hill, New York, 1994

Lo anterior ha propiciado una mayor conciencia en materia de seguridad, salud ocupacional y protección ambiental, lo cual permite prevenir y controlar riesgos de proceso o al menos mitigar sus consecuencias.

Preocupados por accidentes ocurridos, la OSHA (Organización para la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional) y la EPA (Agencia de Protección del Medio Ambiente de los Estados Unidos), en el caso de México SEMARNAT (Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales) y el INE (Instituto Nacional de Ecología) establecieron Códigos de Regulaciones Federales (CRF), para la prevención y control de accidentes a través de elementos sobre "información de seguridad de los procesos" y "análisis de riesgo de proceso", de sus programas de administración de la seguridad de los procesos y protección ambiental.⁽¹⁴⁾



INTRODUCCIÓN

Algunas personas tienen una opinión intuitiva de lo que son los peligros y los riesgos y de que de alguna manera son indeseables, aun cuando son inherentes en la vida diaria.

Desde el nacimiento del moderno movimiento ambientalista en los años 60's, industrias y gobiernos han buscado definir mejor los peligros químicos, evaluar el impacto de los accidentes en las vidas y en la propiedad y cuantificar los riesgos con el fin de impedir accidentes industriales y mitigar sus consecuencias.⁽²⁾

La industria ha estado creciendo constantemente durante los últimos años debido a una mayor demanda de bienes de consumo que se producen en ésta. La construcción y operación de nuevas instalaciones de proceso para producir esos bienes implica un impacto social, económico y al medio ambiente; preocupado por esto último, PEMEX, ha implementado un Sistema Integral para la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental "SIASPA" en sus instalaciones, el cual se basa en principios fundamentales tales como custodia, administración de recursos naturales, cumplimiento, administración de riesgos, seguridad, salud ocupacional, capacitación, aprendizaje, asignación de recursos, interacción con las comunidades, responsabilidad, integración con la cultura de PEMEX y relación con las partes interesadas entre otros. El SIASPA está soportado por los sistemas utilizados por empresas petroleras internacionales como EXXON, BRITISH PETROLEUM, SHELL Y CONOCO y por los requerimientos para la administración de la seguridad y salud ocupacional "OSHA" del departamento de trabajo de los Estados Unidos.⁽²⁾

El análisis de riesgos como uno de los elementos que componen el SIASPA, tiene como objetivo principal; identificar y evaluar los riesgos asociados a los factores externos e internos, fallas en sistemas de control, mecánicos, humanos y en prácticas administrativas, con la finalidad de controlar y minimizar las consecuencias a empleados, público, medio ambiente, producción y/o instalaciones; y como objetivos secundarios la identificación de las causas y las consecuencias que dichos factores pudieran originar.

El presente trabajo tiene como finalidad dar a conocer una de las actividades más importantes que está realizando PEMEX como es el análisis de riesgos en las plantas de las diferentes refinerías. En este caso en particular se presenta el estudio de análisis de riesgos aplicando las técnicas de HAZARD and OPERABILITY "HAZOP" (análisis de peligros y operabilidad), análisis de árbol de fallas y análisis de consecuencias realizado a las modificaciones implementadas a líneas y equipos en una planta catalítica FCC-II.



Se realizó el análisis cualitativo aplicando la técnica HAZOP, identificando los peligros y evaluando los riesgos; posteriormente se utiliza una técnica de análisis cuantitativo, la técnica de árbol de fallas a la torre depropanizadora 106-E de dicha planta, la cual fue seleccionada por ser identificada como un evento culminante, así también se llevó a cabo un análisis de consecuencias, en caso de que ocurra el evento culminante (fuga en el domo de la torre), simulando en el software PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool).

OBJETIVOS:

OBJETIVO GENERAL. Identificación de peligros y evaluación de riesgos en la torre depropanizadora; la probabilidad de ocurrencia de accidentes o eventos y el análisis de consecuencias.

OBJETIVOS PARTICULARES:

- Utilizar la técnica de análisis cualitativo (HAZOP) para la identificación de peligros y evaluación de riesgos en las modificaciones realizadas en líneas y equipos de la planta FCC-II.
- Aplicar la técnica de análisis cuantitativa (análisis de Árbol de Fallas), a un evento culminante seleccionado.
- Aplicar la técnica de Análisis de Consecuencias al evento seleccionado.



ANTECEDENTES

En la industria, a pesar de que se introducen muchas salvaguardas, su actividad implica siempre un riesgo, que sólo puede eliminarse si no existiera la industria.

Debido a que en la sociedad en que vivimos es indispensable la actividad industrial, se debe decidir cual es el nivel de riesgo aceptable en una instalación o proceso determinado, es decir, en que medida un riesgo se puede aceptar en virtud de los beneficios que se derivan de asumirlo.

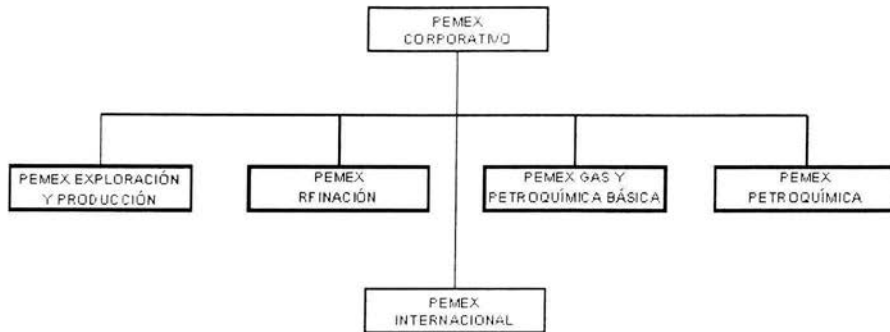
Los accidentes graves que han venido ocurriendo en el mundo, en diferentes plantas de procesos químicos, de refinación y petroquímicos, que han provocado cuantiosas pérdidas humanas y materiales, han sido uno de los motivos principales por los cuales se desarrollan las diferentes técnicas de identificación de peligros.

Estos accidentes y muchos más han sido el motivo de preocupación por la seguridad e higiene industrial y ecológica en la industria química de refinación y petroquímica que involucra actividades de manejo, almacenamiento y uso de productos químicos. Esta tendencia la ha expresado públicamente el comité de química de las comunidades europeas, refiriéndose a la década de los 90's y puede ser comunicada en todo el mundo de la siguiente manera:

La seguridad e higiene industrial deberán ser una de las primeras prioridades del negocio, por lo que se tendrá que poner mayor atención tanto a mejorar la seguridad en la industria química, de refinación y petroquímica, como al riesgo que implica su funcionamiento para la población circundante y para el medio ambiente a largo plazo. La industria química, de refinación y petroquímica de todo el mundo tendrá que desarrollar una política más adecuada, en el corto plazo, para disminuir los riesgos, mediante el desarrollo de nuevos productos, tecnologías y procesos y/o mediante la prevención y control de riesgos, así como mejorando los sistemas de administración e ingeniería.⁽²⁾

PEMEX

Petróleos Mexicanos es una empresa nacional que realiza integralmente la exploración y explotación del petróleo crudo y gas, el procesamiento de gas natural, la producción de petroquímicos (básicos y no básicos) y refinados, así como su comercialización en los mercados nacional y del exterior. PEMEX se integra por un área corporativa y cuatro organismos subsidiarios, que se describen a continuación:



Nivel Corporativa: Tiene a su cargo la dirección estratégica y la coordinación de las funciones de la empresa, buscando la integridad y sinergia en sus actividades.

Pemex Exploración y Producción (PEP): Realiza la exploración y aprovechamiento de las reservas de petróleo crudo y gas natural, que se localizan principalmente en las regiones noreste y sureste del país y costa afuera en el Golfo de México.

Pemex Refinación (PR): Transforma el petróleo crudo en combustibles de uso generalizado como: gasolinas, turbosina, diesel, combustóleo y gas licuado que, en su mayoría, comercializa y distribuye en todo el país.

Pemex Gas y Petroquímica Básica (PGPB): Procesa el gas natural y elabora productos petroquímicos básicos, realiza el transporte y comercialización en el territorio nacional de estos productos, así como del gas licuado de petróleo (LPG).

Pemex Petroquímica (PPQ): Elabora y comercializa una variedad de materias primas para las industrias química y petroquímica del país, como derivados del metano, etano, propileno, amoníaco, metanol, polietilenos y polipropileno, así como olefinas y aromáticos.

Petróleos Mexicanos cuenta con los servicios de las siguientes organizaciones:

PMI Comercio Internacional, S.A. de C.V. (PMI): Es una empresa de servicios que realiza el comercio exterior del petróleo crudo y de los productos elaborados por los organismos subsidiarios de PEMEX.



Instituto Mexicano del Petróleo (IMP): Es un órgano público descentralizado con personalidad jurídica y patrimonio propio, que proporciona el apoyo tecnológico y de investigación científica para la producción de hidrocarburos y sus derivados.

Petróleos Mexicanos es la primera empresa del país por el valor de sus ventas y de sus activos; el monto de sus ventas al exterior representa el 15.4% del total de las exportaciones mexicanas.⁽⁸⁾

La aplicación de los Sistemas de Administración de Seguridad y la Protección Ambiental SIASPA en todos los centros de trabajo de PEMEX nos permitirá alcanzar mejores niveles de desempeño, que se podrán medir y reportar con mayor calidad mediante el Subsistema de Información de Seguridad Industrial y Protección Ambiental (SISIPA).

El objetivo del SISIPA es fortalecer el proceso de la información en las áreas señaladas y de esta forma, contar con datos oportunos y confiables sobre el estado operacional, incidentes y accidentes, desempeño ambiental y la atención de emergencias en los centros de trabajo de la empresa.

La estrategia seguida por PEMEX al enfocarse con mayor énfasis en el cumplimiento normativo, el manejo de riesgos y el desarrollo interno de sistemas de administración ha dado buenos resultados. Se han logrado reducciones significativas en los índices de frecuencia y gravedad de los accidentes.

Con el SISIPA como herramienta institucional, se han observado mejoras en la captura y el proceso de información ambiental que permitirá evaluar con mayor precisión el desempeño en este campo. Para controlar es necesario medir, y para tomar buenas decisiones se requiere información veraz, homogénea y oportuna. Será fundamental conseguir que el SISIPA, que comenzó a implantarse en enero del 2001, concluya su etapa de estabilización y se utilice como base para todo tipo de informes institucionales en esas materias. Sin embargo, para sostener el avance y evitar cualquier retroceso, es preciso consolidar la implantación del SIASPA.

Petróleos Mexicanos realiza análisis técnicos de cada accidente, a fin de determinar su causa raíz, así como todos los elementos que ayuden a identificar las condiciones en las cuales ocurrieron, a fin de tomar las medidas para evitar su repetición.

Los Sistemas SIASPA y PROSSPA han sido exitosos, logrando mejoras importantes en los índices de accidentalidad y, en general, en la cultura de la seguridad de PEMEX.⁽⁹⁾



¿QUÉ ES SIASPA ?

Como ya se describió antes **SIASPA** son las siglas de "*Sistema Integral de Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental*", que se emplea para identificar al sistema administrativo del mismo nombre, desarrollado por PEMEX para mejorar el desempeño de sus centros de trabajo, en los campos de la seguridad industrial, la salud ocupacional y la protección ambiental.

"El SIASPA se define como la herramienta administrativa compuesta por un conjunto de elementos heterogéneos, interrelacionados e interdependientes, enfocada al diagnóstico, evaluación, implantación y mejora continua del desempeño en los campos de seguridad y protección ambiental, la creación de una cultura de seguridad y protección ambiental basada en la prevención".⁽¹⁴⁾

SIASPA tiene como propósito dar soporte y asegurar el cumplimiento de la Política Institucional de Seguridad Industrial y Protección Ambiental de PEMEX.

SIASPA está compuesto de 18 elementos bien diferenciados, interrelacionados e interdependientes, que está comprobado afectan la seguridad y la protección ambiental; cada elemento establece una serie de requisitos congruentes con la normatividad vigente y con las mejores prácticas demostradas en la industria. Estos elementos se mencionan a continuación:

1. Política, liderazgo y compromiso.
2. Organización.
3. Capacitación.
4. Salud ocupacional.
5. Análisis y difusión de incidentes y buenas prácticas.
6. Control de contratistas.
7. Relaciones públicas y con las comunidades.
8. Planeación y presupuesto.
9. Normatividad.
10. Administración de la información.
11. Tecnología del proceso.
12. Análisis de riesgos.
13. Administración del cambio.
14. Indicadores de desempeño.
15. Auditorías.
16. Planes y respuesta a emergencias.
17. Integridad mecánica.
18. Control y restauración.



Para el estudio HAZOP realizado en este trabajo se aplicó específicamente el elemento N° 13 del SIASPA, ya que sólo se hizo el análisis a las modificaciones implementadas al proceso de la planta ya existente. El elemento N° 13 se describe a continuación:

Elemento 13. "ADMINISTRACIÓN DEL CAMBIO"

Es el conjunto de actividades que nos permite asegurar una adecuada planeación, ejecución, control, registro y difusión de las modificaciones a los materiales, procesos, equipos e instalaciones que inciden en la seguridad y protección ambiental.

Este elemento establece que todos los cambios de materiales, procesos, equipos e instalaciones, deben ser revisados, ya que pueden originar nuevos riesgos e impactos y éstos anulan la valoración de los riesgos o impactos analizados antes del cambio.

Este elemento está respaldado a través del establecimiento de procedimientos de control para los cambios a los materiales, procesos, equipos e instalaciones que permitan asegurar que cada uno de ellos es analizado, evaluado, autorizado, efectuado y documentado correctamente. Esto incluye la capacitación del personal involucrado en el cambio.

Para el logro de estos cambios se requiere tener información del diseño, construcción, proceso y operación de los equipos e instalaciones.

Este elemento no aplica a reemplazos de componentes del mismo tipo y de la misma especificación original.



DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA FCC.

La planta que para este trabajo fue objeto de estudio es: LA PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA TIPO FCC; y a continuación se menciona una descripción resumida de ésta, para tener una idea general de su objetivo y funcionamiento.

OBJETIVO: Desintegrar por medio de calor, presión y un catalizador, los gasóleos de vacío, que son compuestos de alto peso molecular, para obtener compuestos tales como son: metano (CH_4), propano (C_3H_8), propileno (C_3H_6), butano (C_4H_{10}), butileno (C_4H_8), gasolina de alto octanaje, aceite ciclico ligero y aceite decantado.

La planta cuenta con las siguientes secciones:

- a) Desintegración Catalítica: Esta sección es el corazón de la planta, donde la carga al ponerse en contacto con el catalizador, experimenta reacciones de desintegración. El catalizador gastado pasa a regeneración continua donde se quema el carbón depositado en la reacción.
- b) Fraccionamiento: Los productos obtenidos son separados por destilación fraccionada.
- c) Estabilización: Esta sección consta de una Torre de Absorción, una Deetanizadora, una Torre Debutanizadora y otra Depropanizadora.
- d) Tratamiento con Amina: Aquí se remueven los compuestos de dióxido de carbono (CO_2) y ácido sulfhídrico (H_2S), con soluciones acuosas de dietanol amina ($\text{C}_2\text{H}_5\text{NO}_2/(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH})_2\text{NH}$).
- e) Endulzamiento de Aguas Amargas: Las aguas de desecho del proceso tienen compuestos de azufre los cuales se eliminan en esta sección para evitar la contaminación ambiental.

ETAPAS DEL TRABAJO REALIZADO

1. RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN

En esta etapa se recopiló información relacionada con la operación y seguridad de la planta, entre ésta figuran:

- Diagramas de flujo de proceso (DFP's)
- Diagramas de tubería e instrumentación (DTI's)
- Plano de localización general (Plot-Plan o P.L.G)



- Manual de operación
- Registro de incidentes

Como una etapa preliminar al análisis de riesgos se hizo el levantamiento en campo y actualización de los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's). Esta actividad es clave y fundamental para el estudio HAZOP, ya que se debe hacer el análisis tomando en cuenta todos los cambios que tenga la planta en el momento del estudio, de lo contrario éste dará resultados incompletos o en su defecto erróneos.

2. REALIZACIÓN DEL ANÁLISIS HAZOP

En esta etapa se conformó el equipo de trabajo multidisciplinario (Ingenieros de diferentes especialidades) compuesto por personal con una función especial dentro de la planta (específicamente ingenieros de la planta catalítica FCC-II) y un facilitador que dirige el estudio.

Se hizo el análisis HAZOP en los nodos seleccionados, se estimaron los riesgos encontrados y se emitieron recomendaciones para reducir estos riesgos.

3. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

Se seleccionó la torre depropanizadora 106-E para el análisis cuantitativo, eligiendo como evento culminante (evento tope) fuga por el domo de la torre y estimando la probabilidad de que éste ocurra.

4. ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

En esta última etapa se analizó el evento culminante, utilizando el software PHAST con el fin de determinar los efectos del escenario.

Capítulo 2



II. MARCO TEÓRICO

RIESGO ⁽¹⁾

Se han propuesto diversas definiciones de riesgo: "situación que puede conducir a una consecuencia negativa no deseada en un acontecimiento", o bien "probabilidad de que ocurra un determinado peligro potencial" (entendiendo por peligro una situación física que puede provocar daños a la vida, a los equipos o al medio), o aún, "consecuencias no deseadas de una actividad dada, en relación con la probabilidad de que ocurra".

De acuerdo con el Instituto Americano de Ingenieros Químicos (American Institute of Chemical Engineers) un peligro es una característica física o química de un material, sistema, proceso o planta que tiene el potencial de hacer daño.

Un tratamiento riguroso del riesgo requiere una definición más precisa que permita su cuantificación. Una definición que cumple estos requisitos es la basada en el producto de la frecuencia prevista para un determinado proceso por la magnitud de las consecuencias probables:

$$\text{Riesgo} = \text{Frecuencia} \cdot \text{Magnitud de consecuencias}^{(2)}$$

Así, si un accidente tiene una frecuencia estimada de una vez cada 50 años y sus consecuencias se estiman en un centenar de muertos, el riesgo es de 2 muertes al año.

Es importante matizar la diferencia entre riesgo y peligro. Puede definirse el peligro como aquello que puede producir un accidente o daño. El riesgo, sin embargo, estaría asociado a la probabilidad de que un peligro se convierta realmente en un accidente con unas consecuencias determinadas.

Desde el punto de vista de las actividades industriales, los riesgos pueden clasificarse en tres categorías:

- **Riesgos convencionales:** Relacionados con la actividad y el equipo existentes en cualquier sector (electrocución, caídas, etc.).⁽²⁾
- **Riesgos específicos:** Asociados a la utilización o manipulación de productos que, por su naturaleza, pueden ocasionar daños (productos tóxicos, radioactivos, etc.).⁽²⁾
- **Riesgos mayores:** Relacionados con accidentes y situaciones excepcionales. Sus consecuencias pueden presentar una especial gravedad ya que la rápida expulsión de productos peligrosos o de energía podría afectar áreas considerables (escape de gases, explosiones, etc.).⁽²⁾



ACCIDENTES MAYORES⁽²⁾

Un accidente es un suceso fortuito e incontrolado no planeado que pone en peligro la seguridad del ser humano (ya sea empleados y/o miembros de la sociedad), la ecología, las utilidades y/o producción de la compañía, capaz de producir daños. En general, en la industria química este suceso coincide con situaciones de emisión, escape, incendio y explosión donde están implicadas sustancias peligrosas. Si la situación generada se puede calificar como de riesgo grave, catástrofe o calamidad pública para las personas, el medio ambiente y los bienes se le llama "accidente mayor".

Los accidentes mayores están relacionados generalmente con los siguientes tipos de fenómenos peligrosos:

- De tipo térmico: radiación térmica.
- De tipo mecánico: ondas de presión y proyección de fragmentos (generación de proyectiles).
- De tipo químico: emisión a la atmósfera o vertido incontrolado de sustancias contaminantes tóxicas o muy tóxicas.

ANÁLISIS DE RIESGOS^(3,4,5,6,7)

En un análisis de riesgos se identifican los peligros y se evalúan los riesgos asociados a una actividad industrial. La identificación de peligros involucra la identificación de consecuencias indeseables específicas y la identificación de características del material, sistema, proceso y planta que puedan producir esas consecuencias.

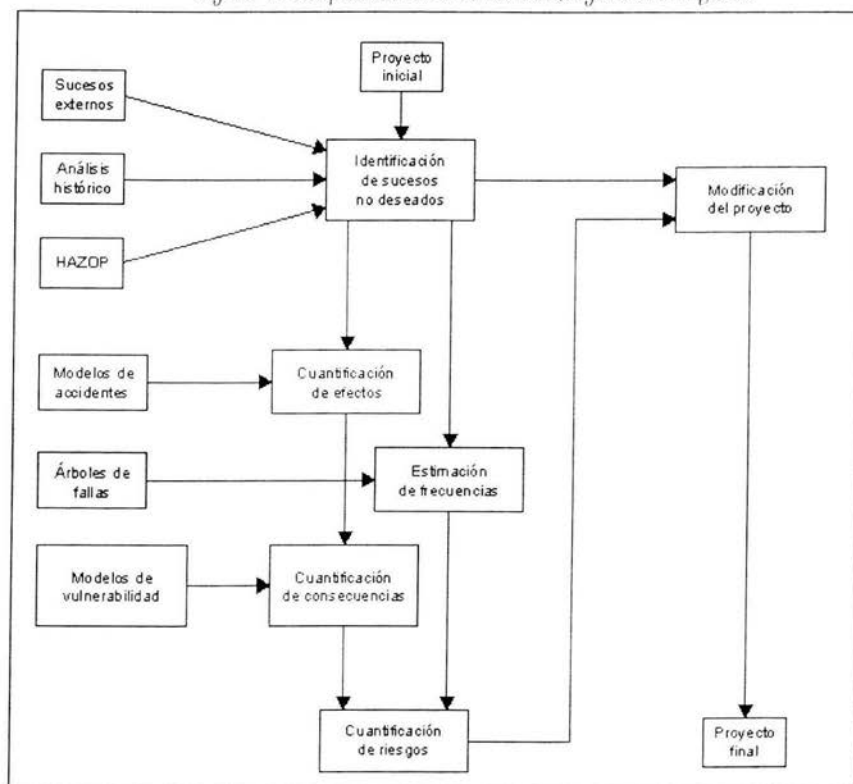
La evaluación de los diversos riesgos asociados a una determinada instalación industrial o, incluso, al transporte de mercancías peligrosas, se lleva a cabo mediante el análisis de riesgos, orientado a la determinación con una aproximación razonable de los aspectos siguientes:

- Accidentes que pueden ocurrir.
- Frecuencia de estos accidentes.
- Magnitud de sus consecuencias.



Su aplicación a un proyecto, operación o instalaciones determinadas se representa en la siguiente figura de forma simplificada:

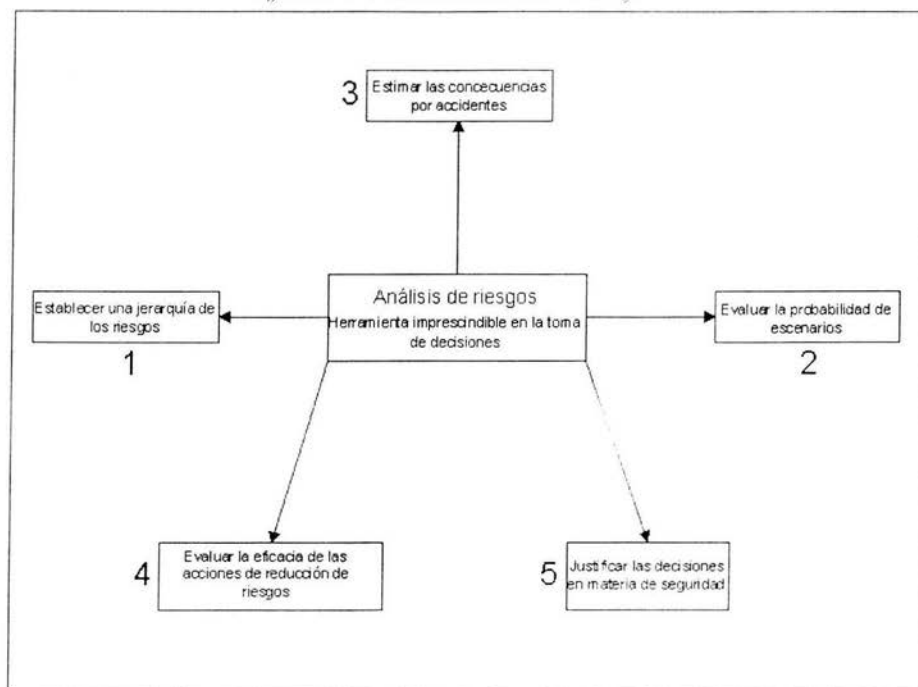
Figura nº 1. Aplicación de Análisis de Riesgos a un Proyecto.^[2]



El análisis de riesgos es una disciplina que combina la evaluación del proceso desde el punto de vista de la ingeniería con técnicas matemáticas que permiten realizar estimaciones de frecuencia, probabilidad y consecuencias de accidentes. Los resultados del análisis de riesgos pueden ser utilizados para la toma de decisiones, ya sea mediante la jerarquización de las estrategias de reducción de riesgos o mediante la comparación con los niveles de riesgo establecidos como objetivo en una determinada actividad.



Figura nº 2. Utilidad del Análisis de Riesgos^(1,2,3,4)



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

ETAPAS DE UN ANÁLISIS DE RIESGOS

En un análisis de riesgos para la prevención de accidentes se toma en cuenta las siguientes etapas:

1. Identificación de sucesos no deseados, que pueden conducir a la materialización de un peligro.
2. Análisis de los mecanismos por los cuales los sucesos no deseados tienen lugar.
3. Estimación de los efectos no deseados y de la frecuencia con que se producen.



Un peligro determinado puede ser aceptado en su nivel de riesgo actual o puede ser reducido. La decisión implica estimar la magnitud de las consecuencias que pueden derivarse de un accidente y de la probabilidad del mismo, así como el costo de las medidas correctivas. Cuando se tiene información de identificación de causas, consecuencias y probabilidad del accidente, se está en condiciones de establecer una lista jerárquica de riesgos y de implementar medidas preventivas y/o correctivas para reducirlos:

Figura nº 3. Etapas de un Análisis de Riesgos^(3+5/6/7)



Para la identificación de peligros se debe hacer la pregunta ¿Puede ocurrir un accidente? La pregunta es totalmente cualitativa y permite la identificación de los posibles peligros. Del resultado de la pregunta se puede encontrar si el riesgo produce un efecto adverso y si su probabilidad es razonable.⁽¹⁾



La importancia de esta etapa es que mediante la experiencia acumulada sobre el proceso en estudio, sin ningún razonamiento previo, se descartan todas aquellas desviaciones improbables.

El siguiente paso es determinar la frecuencia y la probabilidad de que el suceso ocurra, el cual puede producir daños importantes durante la vida estimada de la instalación.

Para conocer las consecuencias es necesario contar con un modelo o modelos que relacionen la causa original identificada con los efectos previstos, para que estos últimos puedan ser cuantificados. Estos modelos predicen la intensidad, duración de un evento y la magnitud de las zonas afectadas.

TÉCNICAS DE IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS ⁽⁹⁾

Las técnicas de identificación de peligros más conocidas han sido las siguientes:

- Listas de verificación "Check list"
- Análisis "WHAT IF" (Qué pasa si...)
- Análisis de peligros y operabilidad HAZOP

Existen otro tipo de técnicas que son más bien para evaluación de riesgos, pero que tienen aplicación para la identificación de peligros, tales como:

- Análisis preliminar de riesgos
- Análisis de modo y efecto de fallas (FMEA)
- Análisis de árbol de fallas (FTA)
- Análisis de árbol de eventos (ETA)
- Análisis de causa-consecuencias
- Análisis de confiabilidad humana

Análisis "What if"⁽⁹⁾. Esta técnica se aplica para evaluar el campo de sistemas de protección de los procesos y es un método de análisis de riesgo general, debido a que no es tan rígido y sistemático, puede aplicarse desde una unidad o sección hasta toda un área del proceso, además puede aplicarse a operaciones manuales.

Este método toma en cuenta una falla determinada con la pregunta ¿Qué pasa si...?



Por ejemplo:

¿Qué pasa si ...

hay:

- ❖ pérdida de servicios auxiliares (agua de enfriamiento, agua de proceso, aire de instrumentos)?
- ❖ pérdida de energía eléctrica?
- ❖ una falla en el sistema de emergencia?
- ❖ pérdida del sistema de computo del control de proceso?
- ❖ descarga por una válvula de relevo o por un disco de ruptura?
- ❖ reacción de descomposición o polimerización descontrolada?
- ❖ pérdida del sistema de agua contra incendio interno?
- ❖ explosión o incendio interno?
- ❖ una falla al efectuar una operación crítica?

Contestando estas u otras preguntas clave, se estará en condiciones de evaluar los efectos de falla de equipo, de fallas en procedimientos, de desastres naturales, etc. Los resultados dependerán de la experiencia y de la capacidad imaginativa del grupo de análisis.

Análisis preliminar de riesgos (Preliminary Hazard Analysis-PHA). Se enfoca en forma general en los materiales peligrosos y en las áreas más importantes de proceso de una planta. Es realizado más a menudo al principio del desarrollo de un proceso cuando existe poca información sobre detalles de diseño o procedimientos de operación. Se trata de una técnica costo-efectiva (bajo costo) para identificar los peligros al principio de la vida de la planta.

Análisis de modo y efecto de fallas (Failure Modes and Effects Analysis FMEA)^[4]. Es una técnica adaptada de la industria aeroespacial mediante la cual el analista considera los diversos modos de fallas por parte del equipo y evalúa los efectos de estas fallas en el sistema o en la planta. Por ejemplo, una válvula de control puede fallar en la posición "abierta" o "cerrada", una bomba puede fallar al detenerse o al arrancar, un transmisor puede dar lecturas erróneas altas o bajas, o un intercambiador de calor puede tener una fuga al fluir el proceso a servicio o de servicios a los laterales del proceso.

La respuesta del sistema a una falla del equipo determina los efectos de un modo de falla. Las fallas de equipos pueden iniciar o contribuir a un accidente.



Un FMEA reporta fallas únicas en el equipo, pero no combinaciones de fallas que conducen a accidentes. Por lo común el enfoque no proporciona un examen directo del error humano. Dado que la técnica requiere de información detallada del diseño de proceso, por lo común es utilizado durante y después de que la etapa de ingeniería de detalle ha sido terminada. Ya que la técnica es intencionalmente metódica, el análisis puede requerir tiempo considerable para identificar modelos de fallas de equipo y analizar sus efectos potenciales. El utilizar listas de verificación que identifiquen cada modo de falla posible para cada tipo de componente, puede reducir la probabilidad de dejar de observar importantes modos de falla.

Análisis de árbol de eventos (Event Tree Analysis-ETA)^[1]. En la mayoría de los incidentes, un evento de inicio específico viene seguido de fallas o eventos adicionales antes de que el resultado final del evento sea comprendido. Un árbol de eventos muestra todos los resultados posibles, empezando por un evento de inicio y procede, a través de las capas de características protectoras que pueden presentarse o fallar conforme los efectos del accidente se propagan. El análisis de árbol de eventos se utiliza por lo común para analizar procesos complejos en los que varias capas de sistema de seguridad o procedimientos de emergencia han sido instaladas para responder a eventos de inicio específicos. Para completar un ETA, un analista de peligros debe estar enterado de los eventos de inicio y las funciones del sistema de seguridad o los procedimientos de emergencia instalados para mitigar los efectos de cada evento de inicio.

Análisis de causa-consecuencia^[1]. Este tipo de análisis combina los análisis de árbol de fallas y árbol de eventos. Su fortaleza principal está en que se trata de una herramienta de comunicación, ya que el diagrama de causa-consecuencia muestra las relaciones entre las consecuencias del accidente y sus causas básicas. El análisis de causa-consecuencia se utiliza por lo común cuando la lógica de la falla del accidente analizado es lo bastante simple para mantener el diagrama de análisis de un tamaño manejable. Como con la mayoría de los estudios de evaluación de peligros, este análisis se desempeña mejor por un equipo pequeño multidisciplinario.

Análisis de confiabilidad humana^[1]. Evalúa sistemáticamente los factores que influyen en cómo se desempeñan los operadores, personal de mantenimiento, técnicos, ingenieros, supervisores y otro personal de planta. El análisis de confiabilidad humana puede utilizar uno de varios tipos de análisis de tareas que describen las características físicas y ambientales de una tarea, junto con las habilidades, conocimientos y capacidades requeridas para desempeñar la tarea con éxito. La técnica identifica situaciones que pueden causar accidentes y también puede utilizarse para trazar las causas de errores humanos.



Todos los análisis de confiabilidad humana tienen varias características comunes:

- Identificación de tareas desempeñadas (o, si la planta está en la etapa de diseño, las tareas que deberán desarrollarse) por los operadores.
- Representación de cada tarea por algún método, como el dividir la tarea en partes componentes para identificar posibilidades de error y puntos de interacción con equipo de planta.
- Para resultados cuantificados; uso de los datos o estimados derivados de los riesgos históricos; así como la identificación de cualquier técnica que cuente con su propia base de datos.
- Para la cuantificación de resultados, la identificación de la existencia de factores que conforman el desempeño que toma en cuenta la tensión, la capacidad y la calidad de muestras y controles utilizados por los operadores.

HAZOP

ANÁLISIS DE PELIGROS Y OPERABILIDAD

(HAZARD AND OPERABILITY ANALYSIS)^(3,4,5,6,7)

El análisis HAZOP se desarrolló en los años 70's en Gran Bretaña por ingenieros de la Imperial Chemical Industries, como respuesta a la creciente escala y complejidad de los procesos químicos tanto en la operación como en la automatización, y se reconoció que los accidentes eran resultado de una cadena lógica de causas y circunstancias, que podían evitarse o por lo menos reducir su gravedad o frecuencia.

La técnica HAZOP se desarrolló para identificar peligros en una planta de proceso, y para identificar problemas de operabilidad, los cuales, aunque no sean peligrosos, podrían comprometer la habilidad de la planta para lograr la productividad diseñada. El uso de la técnica requiere de una fuente de información detallada concerniente al diseño y operación de un proceso, por lo que es usada a menudo para analizar procesos durante o después de la etapa de diseño detallado.

TERMINOLOGÍA HAZOP^(3,4,5,6,7)

1. **Nodo.** Es una subdivisión de un sistema de proceso, que tiene un origen, en donde comienzan nuevas propiedades del material procesado, y un destino, en donde nuevamente hay un cambio de propiedades. Este debe ser lo suficientemente pequeño para que sea manejable y suficientemente grande para que sea significativo.
2. **Parámetro.** Es una manifestación física o química del proceso como el flujo, nivel, presión, temperatura, composición, mezcla, etc.
3. **Palabra guía.** Es aquella que indica la desviación parcial o total de la intención.



4. **Desviación.** Son los cambios ocurridos en los parámetros con respecto a las condiciones normales del proceso.
5. **Causa.** Es lo que hace que un incidente o accidente ocurra. Por ejemplo, falla de un equipo, de un instrumento, error humano, condiciones meteorológicas, etc. Mediante un estudio más profundo, es posible encontrar causas de las causas mencionadas.
6. **Consecuencia.** Es el daño leve o grave, producto de un incidente o accidente que se ocasiona a las personas dentro y fuera de la planta de proceso, al medio ambiente y a las instalaciones.
7. **Salvaguarda o protección.** Es todo accesorio, instrumento o sistema que se encuentra en el proceso o parte del proceso (tubería, recipiente, reactor, etc.) para reducir la probabilidad de que ocurra un accidente o para mitigar sus efectos.
8. **Medida correctiva.** Es la que reduce la probabilidad del riesgo identificado o mitiga sus efectos cuando dicho riesgo se transforma en accidente.
9. **Grado de riesgo.** Es la combinación matemática entre la frecuencia y la gravedad.

$\begin{array}{l} \text{Grado de Riesgo} \\ \text{(pérdida/año)} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Índice de Frecuencia} \\ \text{(accidente/año)} \end{array} * \begin{array}{l} \text{Índice de Gravedad} \\ \text{(pérdida/accidente)} \end{array}$

10. **Escenario potencial.** Es el riesgo potencial que tiene probabilidad elevada de causar pérdidas.
11. **Probabilidad y frecuencia.** La probabilidad es la posibilidad matemática de que un evento ocurra y se expresa en fracciones entre 0 y 1. La absoluta imposibilidad es 0 y la absoluta certeza es 1. La frecuencia es el número de fallas de un componente o equipo, o el número de errores humanos por año, día, hora o demanda.

Son dos los objetivos primordiales del HAZOP:

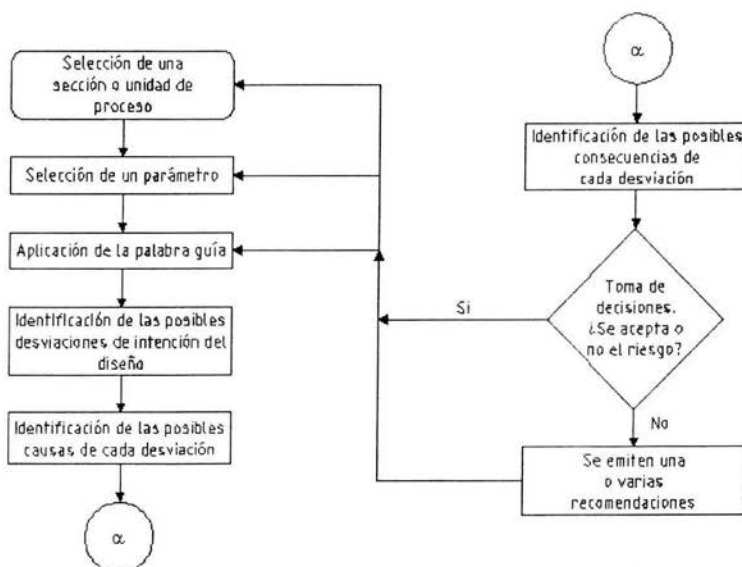
- Identificar los peligros y evaluar los riesgos determinando su grado, con el fin de mejorar la operabilidad de la sección o unidad de proceso.
- Lograr que el personal técnico que participa en las sesiones HAZOP se involucre directamente en la operación, por el entendimiento del proceso en situaciones tanto normales como anormales.



PROCEDIMIENTO PARA LLEVAR A CABO EL HAZOP. ^(3,4,5,6,7)

- ❖ Se selecciona el circuito.
- ❖ Explicar las intenciones de diseño.
- ❖ Seleccionar los parámetros importantes para encontrar posibles desviaciones con la ayuda de palabras guía.
- ❖ Listar causas.
- ❖ Listar consecuencias.
- ❖ Listar todas las protecciones existentes.
- ❖ Determinar el grado de riesgo sin protecciones y con protecciones.
- ❖ Elaborar una lista con todas las recomendaciones.

FIGURA N° 4. Técnica de Análisis ^(3,4,5,6,7)





Para iniciar con el estudio HAZOP, es necesario contar con los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's) actualizados y que el equipo multidisciplinario haya entendido la operación normal de la planta. El HAZOP debe ser conducido por un coordinador, facilitador o guía del equipo, con experiencia en realizar estudios HAZOP (aunque no tenga experiencia en la planta que se estudie), quien promoverá la creatividad para aplicar las palabras guía, con el objeto de identificar el problema, no de resolverlo.

Una vez cubiertos los puntos anteriores, se procede a dividir el proceso en circuitos. A su vez, los circuitos serán divididos en nodos.

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

A cada uno de los parámetros se les aplican las palabras guía que lo "modifican", las palabras guía que se utilizan son: no, más, menos, parte de, también como, otro que e inverso. Al aplicar una palabra guía al parámetro se obtiene una desviación, por ejemplo si el parámetro es flujo y la palabra guía es menos, la desviación será menos flujo. ^(3,4,5,6,7)

PALABRA GUÍA	PARÁMETRO
No	Flujo
Más	Presión
Menos	Temperatura
Parte de	Viscosidad
También como	Tiempo
Inverso	Etc.
Otro que	



En la siguiente tabla se muestran el significado de algunas palabras guía: ^(3,4,5,6,7)

PALABRA GUÍA	SIGNIFICADO	EJEMPLOS
No	Negación de la intención	No hay flujo cuando debería haber. Omisión de un paso secuencial en el proceso.
Más	Incremento cuantitativo	Más de cualquier parámetro físico relevante. Ej. Más flujo (proporción cantidad), más presión, alta temperatura, alta viscosidad, etc.
Menos	Decremento cuantitativo	Lo opuesto a más. Ej. Menos flujo (proporción cantidad), menos presión, baja temperatura, baja viscosidad, etc.
Parte de	Decremento cualitativo	Solo hay una parte de lo que debería haber.
También como	Incremento cualitativo	Más cosas presentes de las que debería haber (frases extras, impurezas). Transferir de más de una fuente o más de un destino.
Inverso	Opuesto lógico	Flujo inverso. Pasos secuenciales del proceso hechos en orden inverso.
Otro	Sustitución completa	Puede suceder otra cosa que la operación continua normal (mantenimiento / limpieza, pruebas, etc.). Se transfirió otra sustancia. Se hizo la transferencia de una fuente errónea o a otro destino.

En la tabla siguiente se muestra la matriz de desviaciones para el uso de las palabras guía:



UNAM FES "ZARAGOZA"

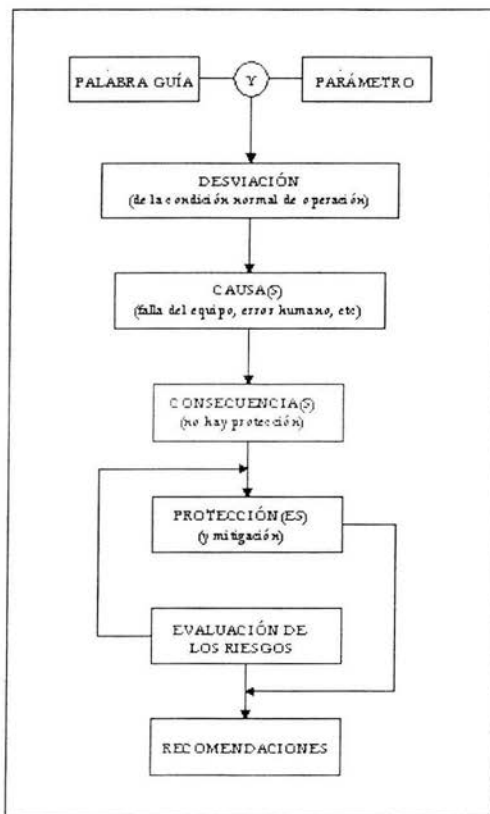
MATRIZ DE DESVIACIONES (3-4-5-6-7)

PALABRA GUÍA							
PARÁMETRO	NO	INVERSO	MÁS	MEÑOS	PORTE DE	TAMBIÉN COMO	OTRO QUE
FLUJO	NO FLUJO	RETROCESO	MÁS FLUJO	MEÑOS FLUJO	COMPOSICIÓN	CONTAMINACIÓN	MATERIALES EQUIVOCADOS
PRESIÓN	VACÍO	N.A.	MÁS PRESIÓN	MEÑOS PRESIÓN	N.A.	GOPE DE ARRIETE	N.A.
TEMPERATURA	N.A.	N.A.	ALTA TEMPERATURA	BAJA TEMPERATURA	GRADIENTE	OXIDACIÓN/ FRAGILIZACIÓN	N.A.
VISCOSIDAD	N.A.	N.A.	ALTA VISCOSIDAD	BAJA VISCOSIDAD	CAMBIO DE FASE	N.A.	N.A.
NIVEL	VACÍO	N.A.	NIVEL ALTO	NIVEL BAJO	N.A.	N.A.	N.A.
MEZCLA	NO MEZCLA	N.A.	MEZCLA EXCESIVA	MEZCLA POBRE	N.A.	ESPUMA	N.A.
REACCIÓN	NO REACCIÓN	REACCIÓN INVERSA	REACCIÓN DESCONTROLADA	REACCIÓN INCOMPLETA	REACCIÓN SECUNDARIA	CAMBIO DE FASE	REACCIÓN EQUIVOCADA
OPERACIÓN	FALLA DE SERVICIOS	N.A.	DESCOLLAMIENTO	ESPERA	ARRANQUE/ PARO	MANTENIMIENTO	MUESTREO
SECUENCIA	OMITIDO	PASO HACIA ATRÁS	PASO ANTICIPADO	PASO RETRASADO	PARTE DEL PASO	ACCIÓN EXTRA INCLUIDA	ACCIÓN EQUIVOCADA
RELEVO	INADECUADO	N.A.	N.A.	N.A.	DOS FASES	EFFECT JOULE THOMPSON/ ENFRIAMIENTO	N.A.
ATERRIZAMIENTO	FUENTES DE IGNICION	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.
INSTRUMENTACIÓN	FALLA DE INSTRUMENTOS	N.A.	CONFIAILIDAD	N.A.	N.A.	ALARMAS	PARO DE EMERGENCIA
CONTENEDOR	RUPTURA	N.A.	N.A.	N.A.	N.A.	SEGURIDAD	AMBIENTE
ESTRUCTURA	FALLA DE SOPORTE	N.A.	N.A.	CORROSIÓN/ EROSIÓN	N.A.	A PRUEBA DE FUEGO	N.A.

N.A. = No Aplica



Figura N° 5. Método^(3,4,5,6,7)



Para cada desviación hay que:

1. Identificar causas.
2. Para cada causa, determinar consecuencias asumiendo que fallan todas las protecciones o no existen.
3. Determinar el grado de riesgo para cada causa, considerando la frecuencia con la que se da la causa y la gravedad de la consecuencia (sin protecciones).
4. Listar las salvaguardas y protecciones.
5. Determinar el grado de riesgo para cada causa, considerando la frecuencia con la que se da la causa y la gravedad de la consecuencia (con protecciones).



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

Causas

Las causas son típicamente provocadas por:

- Fallas del equipo.
- Fallas en la ejecución correcta de los procedimientos.
- Como "consecuencia" de desviaciones en otros parámetros o en otras partes de la unidad.

Tipos de causas

- Mecánicas (Falla mecánica o eléctrica de aparatos o sistemas).
- De control.
- Error humano (Error o falla humana)
- Agotamiento de sistemas reactivos químicos.
- Etc.

El equipo HAZOP en algunas ocasiones es probable que se encuentre que no hay una causa creíble para una desviación particular. En estos casos, para demostrar que el estudio ha sido exhaustivo, el registro indicará "No se encontró ninguna causa" en la desviación particular. Las causas también se asociaran con las "frecuencias" para determinar la probabilidad de la ocurrencia.

Consecuencias:

- Se derivan naturalmente de las causas.
- Las consecuencias que no colocan a la planta física en riesgo pueden provocar la mala calidad del producto y dichas circunstancias podrían aumentar el riesgo de un incidente en una unidad corriente abajo, además de que se provoquen pérdidas económicas por la mala calidad del producto.
- Las consecuencias se evalúan asumiendo que cualquier sistema de protección instalado es inefectivo o no existe.



Recomendaciones:

Las recomendaciones se clasifican de acuerdo al grado de riesgo encontrado y basado en la matriz de riesgos, que se verá más adelante.

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

La frecuencia de una causa la establecerá el equipo multidisciplinario, de acuerdo a su experiencia, y basándose en los siguientes niveles:

Tabla de Frecuencias ⁽¹⁷⁾

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



La gravedad de la consecuencia también la determinará el equipo multidisciplinario, según su experiencia, considerando la siguiente tabla:

Tabla de Gravedades (Severidades) ⁽¹⁷⁾

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



Estos dos factores se unen en una "Matriz de Clases de Riesgos" que determina el grado de riesgo. Los riesgos con letra A son inaceptables, los B son indeseables, los C son aceptables con controles, mientras que los D son aceptables como están.

Una vez estimado el riesgo, se clasifican la recomendación o recomendaciones que se planteen para disminuir dicho riesgo, originando una matriz de clases riesgos como la que a continuación se observa.

Matriz de Clases de Riesgo ⁽¹⁷⁾

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

Frecuencia

EFFECTO DE LA PROTECCIÓN CONTRA LA "CAUSA" EN LA MATRIZ DE RIESGOS.

El efecto de la protección contra la "causa" es prevenir la causa de la desviación del parámetro antes de que se convierta en una situación lo suficientemente grave como para provocar una consecuencia peligrosa o daños. Por lo tanto, dicha protección tenderá a disminuir la "probabilidad" de la causa.

EFFECTO DE LA PROTECCIÓN CONTRA LA "CONSECUENCIA" EN LA MATRIZ DE RIESGOS.

La protección contra la "consecuencia" mitiga los efectos de ésta e influye principalmente en la "gravedad". El equipo HAZOP debe de utilizar su experiencia y considerar la extensión de la efectividad de la mitigación y modificar el número de gravedad según sea necesario.

META.

Determinar los escenarios más riesgosos, reducir la gravedad de la consecuencia y/o reducir la probabilidad de la causa.



RECOMENDACIONES.

- ✦ La probabilidad y la gravedad se evalúan para obtener una prioridad del "riesgo" con y sin protección. Cuando se considera que el "riesgo" no es aceptable, se debe tomar una "acción" que puede ser para el cambio de cualquier faceta de la planta.
- ✦ Su objetivo es reducir el "número del riesgo", reduciendo ya sea la probabilidad, la gravedad o ambas.
- ✦ Se les da prioridad considerando el riesgo antes y después de la acción.
- ✦ Todos los cambios deben de realizarse a través del procedimiento de "Administración del Cambio" (esto es responsabilidad del equipo de la planta).

Clases de Riesgo ⁽¹⁷⁾

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



ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS ^(2,10)

(FAULT TREE ANALYSIS-FTA)

Este tipo de técnica es básicamente un medio para analizar, más que para identificar las causas de los peligros. Es una técnica deductiva que hace énfasis en un tipo de accidente o falla del sistema principal, proporcionando un método para mostrar de manera gráfica las diversas causas primarias y secundarias (por ejemplo, fallas de equipo, factores externos y errores humanos) que pueden resultar en una falla del sistema llamada "acontecimiento principal" o "evento culminante (evento tope)".

Un punto fuerte de este tipo de análisis es su capacidad de ayudar a los analistas a identificar combinaciones de acontecimientos que pueden llevar a un accidente y visualizar la relación entre los pasos en una senda de falla. Un árbol de fallas permite a los analistas determinar la importancia relativa de las diversas causas básicas para reducir la posibilidad del evento principal; con frecuencia el análisis de árbol de fallas se basa en la relación de causa — efecto descubiertas a través de la aplicación de otras técnicas de evaluación de riesgos.

En aquellos casos en los que el análisis de árbol de fallas se cuantifica, la dificultad de encontrar individuos con experiencia en el proceso y el análisis de árbol de fallas, por lo común conduce a un proceso en el que analistas calificados desarrollan árboles de fallas utilizando información del proceso proporcionada por los ingenieros, operadores y otro personal que comprende los sistemas bajo estudio.

El análisis de árbol de fallas es utilizado ampliamente en las industrias aeroespaciales, electrónicas y nucleares. Se aplica cada vez más en industrias de procesos químicos, en la mayoría de los casos para investigar proporciones específicas de un proceso que se considera especialmente peligroso. También es útil para determinar la causa de accidentes.

El análisis de árbol de fallas (FTA) es una técnica cualitativa y/o cuantitativa de evaluación riesgos que permite visualizar las causas que darán origen a un accidente que para efectos de la técnica se le denomina como evento indeseado, evento culminante o escenario potencial de accidente. El evento culminante se puede dar mediante la combinación de fallas de equipos y/o fallas del operador. La técnica FTA usa salidas lógicas, las cuales son representadas por las letras "Y" (que representa el producto) y "O" (que representa la suma).



A continuación se presenta la simbología utilizada para construir el Árbol de Fallas.¹⁰¹

Descripción	Símbolo
Evento básico. Representa la falla o defecto básico del equipo que no requiere ser desarrollado más a fondo.	
Evento intermedio. Representa una falla que resulta de la interacción de otras fallas que son interrelacionados a través de puertas lógicas.	
Evento no desarrollado. Representa una falla de la cual no se continúa su investigación porque la información no está disponible o porque sus consecuencias no son significantes.	
Puerta lógica Y. El evento tiene lugar si todas las fallas ocurren.	
Puerta lógica O. El evento tiene lugar si una o más fallas ocurren.	



Para construir un FTA se requiere seguir los siguientes pasos:

- Definición del problema. Es el paso más crítico, requiere de la definición precisa de la consecuencia, es decir, del evento indeseado o evento culminante.
- Determinar el o los eventos intermedios y básicos que dieron origen al evento culminante.
- Determinar la relación entre los eventos causales y el evento culminante con las salidas lógicas "O" e "Y".

Un árbol de fallas es una representación lógica de las secuencias de acontecimientos que pueden llevar a un suceso arbitrariamente elegido como "suceso culminante". Cuando todas las secuencias razonables se han identificado y el árbol está bien construido, el FTA es posiblemente la herramienta más eficaz para la cuantificación de riesgos. El árbol de fallas consiste en varios niveles de sucesos, conectados por puertas Y o puertas O.

El criterio para asignar probabilidad a los eventos básicos en un árbol de fallas es el siguiente.^[10]

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

Esta tabla fue utilizada como una estimación para el cálculo de la probabilidad en el estudio de árbol de fallas, pero cabe aclarar que no es exacta, ya que requeriría de información estadística de la planta en estudio, sin embargo PEMEX y la industria mexicana en general carece de ésta.



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS ^(2,10)

La finalidad de una evaluación de riesgos consiste en estimar las consecuencias de los peligros existentes así como su grado de afectación potencial para poder definir las medidas de prevención o mitigación necesarias y comunicar a los trabajadores, población, dirección de la empresa y autoridades cuales son los riesgos asociados. Un riesgo no está bien definido si no se identifica cual es su grado de afectación, el cual debe entenderse como una estimación para poder identificar las medidas de mitigación pertinentes. La forma más sencilla de comunicar los riesgos es mediante la determinación de radios de afectación, que son la distancia que representa las zonas de alto riesgo, amortiguamiento y seguridad obtenidas en un plano a escala adecuada, donde se indican los puntos de interés que pudieran verse afectados.

En el estudio de riesgos el grado de afectación puede evaluarse en términos de toxicidad, explosividad, inflamabilidad o daño físico, y por lo general está relacionado con la liberación de sustancias químicas.

El análisis de consecuencias busca determinar la magnitud de las consecuencias de un incidente peligroso, en ocasiones llamado un evento episódico, esto es un acontecimiento que por lo general ocurre sin advertencia, durante un periodo corto y con efectos potencialmente serios en personas y propiedades. Los accidentes en instalaciones de procesos químicos o en el transporte de materiales peligrosos pueden incluir explosiones de nubes de vapor catastróficas y explosiones por vapor en expansión de líquidos en ebullición (BLEVE). Las características y consecuencias de este tipo de incendios, explosiones y formaciones de nubes de vapor son un enfoque principal del análisis de consecuencias en industrias de proceso.

Los eventos episódicos pueden ocurrir mientras se producen, almacenan, transportan, utilizan, o se dispone de sustancias peligrosas. Pueden ser precedidos por un problema como una falla en la soldadura de una tubería o la introducción de un contaminante en una reacción química. Cualquiera que sea la forma como se inician, pueden ser en extremo difíciles de controlar o mitigar.

Por este motivo las empresas asociadas industriales han hecho un gran esfuerzo por desarrollar enfoques de modelos de consecuencias exactos y técnicamente razonables, así como validarlos con datos experimentales.

Es importante utilizar modelos que no sobreestimen las consecuencias, así como también eviten la subestimación. Podría, a primera vista, parece razonable el aceptar la sobreestimación y por lo tanto, preparar estrategias de mitigación y prevención diseñadas para situaciones más severas que las que podrían ocurrir en realidad. Pero el hacerlo podría conducir al desarrollo de medidas



innecesarias que requieren fuertes inversiones de los recursos de la compañía sin proporcionar realmente un incremento en la protección.

La mejoría constante en la exactitud de modelos de consecuencia basados en computadora, junto con la creciente disponibilidad de computadoras capaces de desarrollar la enorme cantidad de cálculos repetitivos que un modelo avanzado requiere, hace que los enfoques de modelos avanzados sean más y más accesibles para las compañías en las industrias del proceso.

En la práctica el análisis de consecuencias atiende a los siguientes factores:

- Término de la fuente (definición del escenario)
- Dispersión de vapor
- Fuego y explosión
- Efecto
- Modelos de factores de mitigación

Término de la fuente (definición del escenario). La evaluación correcta del término de la fuente - las características de la liberación peligrosa inicial- son la base sobre la cual se construye el resto del análisis de consecuencias. El término fuente incluye caracterizaciones de liberaciones reales o potenciales y estimación de la tasa de emisión, temperatura, presión, fase, composición, y duración de la liberación.

Dispersión de vapor. Los modelos de liberación de vapor se aplican a escenarios de liberaciones de gases al aire y mezclas bifásicas.

Modelos de fuego y explosión. Estos modelos hacen énfasis en peligros provenientes de liberaciones de materiales inflamables como la radiación térmica y explosión por exceso de presión. Los modelos de fuego estiman los peligros de radiación térmica de fuegos en encharcamientos (cuando un derrame de líquido se enciende), fuegos de chorro (de tuberías o agujeros en recipientes), fuego de rayo (cuando una nube de vapor se enciende), y bolas de fuego (por la ignición de material inflamable después de la falla de un recipiente). Los modelos de una explosión de vapor en expansión de líquido en ebullición (BLEVE) examinan las consecuencias de una liberación súbita de una masa grande de líquido sobrecalentado a presión en la atmósfera.

Modelos de efecto. Los modelos de efecto o consecuencia trabajan con estos resultados de incidentes específicos para proporcionar estimados de efectos tóxicos, ambientales, estructurales y económicos.

Modelos de mitigación. Estos modelos usan datos del equipo acerca de la efectividad del sistema de aislamiento, barreras de vapor o cortinas de agua.



La mayoría de los accidentes en plantas de proceso son resultado de fugas por poros en secciones de alta presión, incendios en calentadores por fuga o ruptura de sus tubos, así como por presionamiento en equipos críticos por manejar altas temperaturas y altas presiones.

Los modelos matemáticos simulan la descarga de estos materiales, generando información muy útil para determinar las consecuencias de suscitarse un accidente, incluyendo la velocidad de descarga del material, la cantidad total que es descargada y el estado físico del material descargado. Esta información es valiosa para evaluar el diseño de nuevos procesos y en el caso de procesos en operación, evalúa los sistemas de seguridad existentes en la instalación.

Los modelos están constituidos por ecuaciones empíricas o fundamentos que representan el proceso fisicoquímico que ocurre durante la descarga de un material.

Frecuentemente los resultados son sólo estimados desde las propiedades físicas, por lo que la mayoría de los modelos tienden a maximizar la tasa de descarga y la cantidad descargada. Esto asegura que la modelación se encuentra "del lado seguro".

HERRAMIENTAS PARA LA ESTIMACIÓN DE CONSECUENCIAS ⁽²⁾

En la actualidad existen programas de software para elaborar prácticamente cada una de las técnicas de identificación de riesgos mencionadas anteriormente. La DNV es una compañía dedicada a la identificación de peligros.

Ejemplos de series completas de paquetes de modelos de consecuencias son presentados por PHAST (DNV Technica) y Super Chems (Arthur D. Little); son las series de modelos de consecuencias más comunes utilizadas en Europa y el lejano oriente. Una serie más simple de modelos de consecuencias únicos está contenida en el paquete Whazan, patrocinado por el banco mundial (Dr. R. Batstone) y aplicado por un DNV Technica. Estos modelos han sido diseñados para propósitos de clasificación, más que para un diseño detallado e incorporan mayores bandas de error. Tal vez es el paquete de consecuencias de mayor distribución a nivel mundial, pero no refleja ahora las capacidades actuales de paquetes como el PHAST y el Super Chems.



PHAST^(2,10)

(Process Hazard Analysis Software Tool)

(Herramienta de Software para la Evaluación de Riesgos de Proceso)

PHAST es un producto de software desarrollado para proporcionar un servicio total en el análisis de riesgos de procesos químicos. Calcula las consecuencias de emisiones a la atmósfera accidentales o de emergencias de sustancias químicas inflamables o tóxicas.

El programa está constituido por modelos de descarga, de dispersión y de consecuencias. Cuenta con una base de datos de sustancias químicas, menú de parámetros y un archivo de condiciones ambientales. Se cuenta también con modelos de alimentación directa y facilidad de presentar resultados en forma tabulada y en forma gráfica, ésta última permite la sobreposición de los radios de afectación en mapas de la región o planos del sitio o instalación industrial.

PHAST contiene:

- ✦ Modelos avanzados enlazados de descarga, dispersión y consecuencias.
- ✦ Modelos enlazados de aerosoles, lluvia y evaporación.
- ✦ Modelos detallados de consecuencias únicas.
- ✦ Capacidad de manejar mezclas y cálculos rigurosos equilibrados de mezclas de vapores y líquidos.
- ✦ Amplio rango de medidas de toxicidad.
- ✦ Cálculos de explosión dinámica y tiempos promedios de resultado.
- ✦ Facilidad de utilizar el sistema de información geográfica.
- ✦ Amplia gama de materiales basada en base de datos del instituto de diseño para la investigación de propiedades físicas (DIPPR).

Los modelos de descarga calculan el comportamiento de la fuga desde que ocurre hasta que alcanza la presión atmosférica, entre otros aspectos se consideran si el material se libera como líquido, vapor o en dos fases, si el material liberado es puro o una mezcla, si el comportamiento es estacionario o dependiente del tiempo, o bien si la descarga ocurre en interiores de edificios. Los parámetros que definen los modelos de descarga se indican a continuación:

- Flujo másico
- Duración
- Temperatura
- Velocidad de expansión
- Velocidad de descarga
- Fracción líquida



Los modelos de dispersión se aplican una vez que la emisión se encuentra a presión atmosférica y toman en cuenta los parámetros de descarga. Estos modelos calculan la formación de aerosoles, la condensación y formación de charcos y el comportamiento de la nube, tomando en cuenta si ésta es más ligera o más pesada que el aire. El programa considera que la dispersión está sujeta a diferentes regímenes de dispersión y para cada uno de ellos aplica un modelo específico.

Los modelos de inflamabilidad se aplican automáticamente para el cálculo de consecuencias por eventos tales como BLEVES, flamas de chorro, incendios de charcos, flamazos y explosiones. El tipo de resultados que presentan son niveles de radiación, niveles de sobrepresión y alcance de los límites de inflamabilidad.

Los modelos de toxicidad calculan el alcance de concentraciones de interés para tiempo de exposición específicos y calculan el valor de toxicidad cuando en la base de datos se encuentran los coeficientes específicos del material.

Puede concluirse que PHAST es una herramienta para el cálculo de consecuencias por fugas y derrames de sustancias inflamables o tóxicas contiene las siguientes características:

- ✦ Modelación rigurosa
- ✦ Validación y calibración de modelaciones con casos reales
- ✦ Cálculo desde el origen
- ✦ Considera densidad del gas
- ✦ Cálculo dentro de edificios
- ✦ El usuario especifica el caso (escenario, condiciones físicas). El programa calcula todos los parámetros necesarios para la modelación.

Este software ha sido aceptado en México por el Instituto Nacional de Ecología (INE), en los Estados Unidos por la Agencia de Protección Ambiental (EPA) y la Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA), para la determinación de consecuencias en una evaluación de riesgo.

ESCENARIOS DE ACCIDENTES GRAVES

A continuación se describirán los tipos de escenarios que pueden ocurrir como resultado de la descarga de un líquido presionado, un líquido no presurizado y de un vapor o gas presurizado.⁽¹⁰⁾

POOL FIRE (Charco de Fuego). Cuando un líquido inflamable se fuga de un tanque de almacenamiento o una tubería, se forma una alberca o charco. Al estar formándose el charco parte del líquido se comienza a evaporar, siempre y cuando los vapores se encuentren sobre su límite inferior de inflamabilidad y con una fuente de ignición se forma un incendio del charco.



FLASH FIRE (Rayo de Fuego). Cuando un material volátil e inflamable es descargado a la atmósfera, se forma una nube de vapor y se dispersa. Si el vapor resultante se encuentra con una fuente de ignición antes de que la dilución de la nube sea menor al límite inferior de inflamabilidad, ocurre el flash fire. Las consecuencias primarias de un flash fire son las radiaciones térmicas generadas durante el proceso de combustión, este proceso tiene una corta duración y los daños son de baja intensidad.

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

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

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

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

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



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

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

APLICACIÓN DE TÉCNICAS DE EVALUACIÓN DE RIESGOS ⁽¹⁾

Los análisis de riesgos de seguridad pueden aplicarse a varias situaciones:

- ✦ Cumplimiento de reglamentos
- ✦ Seguridad del trabajador y del público
- ✦ Seguridad del proceso
- ✦ Transportación de materiales peligrosos
- ✦ Prevención de pérdidas, seguros y responsabilidades
- ✦ Ubicación de instalaciones, diseño y tecnología

Si los peligros no son identificados, no pueden considerarse para poner en práctica un programa de reducción de riesgos o atenderse por planes de respuesta a emergencias. Un buen programa de identificación de peligros detectará peligros importantes, rendirá descripciones precisas de los peligros de manera adecuada para evaluaciones cualitativas o cuantitativas posteriores, y permitirá un juicio de la seriedad de cada peligro que pudiera presentarse dentro de un periodo razonable.

La identificación de peligros debe realizarse periódicamente a lo largo de toda la vida de operación del proceso. La gerencia debe determinar la frecuencia de las revisiones de peligros basada en factores como las consecuencias potenciales de peligros conocidos, desde que se revisó el proceso por última vez. Un mecanismo de control, como una auditoría, debe introducirse para documentar y confirmar la extensión de cada revisión de peligro.

Capítulo 3



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

PLANTA CATALÍTICA FCC-II

La planta FCC-II tiene una capacidad de procesamiento de 6380 m³/día (40,000 BPSD) y está diseñada para producir una variedad de productos valiosos extraídos de la mezcla de gasóleos de vacío provenientes de procesar un crudo mezcla 60% Istmo y 40% Maya. Los productos finales de la reacción de desintegración catalítica son:

- ◆ Gas combustible
- ◆ Propano/Propileno
- ◆ Butanos/Butilenos
- ◆ Pentanos/Pentenos
- ◆ Gasolina Catalítica
- ◆ Aceite Cíclico Ligero
- ◆ Fondos de la Fraccionadora Principal
- ◆ Gas ácido

La unidad FCC utiliza un reactor tubular vertical ascendente "Riser" en el cual se efectúa una reacción de desintegración "Cracking" catalítico, utilizando como catalizador una zeolita. La unidad FCC está compuesta por:

- ✓ Convertidor de la FCC con "RISER", ciclones cerrados, agotador de dos etapas, separador, distribuidor del catalizador gastado, regenerador, cámara de orificios, y sistema de recuperación de calor.
- ✓ Torre fraccionadora principal.
- ✓ Unidad de recuperación de vapores consistente en torre agotadora-absorbedora, debutanizadora, depropanizadora, y depentanizadora.
- ✓ Unidad de tratamiento de aminas para gas de cola y LPG.

NOTA:

- C3 es Propano Propileno
- C4 es Butano Butileno



DEPROPANIZACIÓN

La función de la depropanizadora es la de separar la alimentación C₃/C₄ dentro de corrientes individuales de productos C₃ (propano/propileno) y productos C₄ (butano/butilenos). Los productos C₄ son enviados directamente a almacenamiento mientras que los C₃ son enviados para mayor procesamiento en el sistema de la fraccionadora de propano/propileno.

La depropanizadora está equipada con un tanque de alimentación III-F, donde el C₃/C₄ es bombeado hacia arriba para la presión requerida. La depropanizadora es una torre de destilación convencional con la corriente del domo totalmente condensada a un tanque de reflujo II2-F.

La alimentación C₃/C₄ ya tratada, normalmente es recibida desde la tratadora Oximer, libre de todos los compuestos de azufre. El C₃/C₄ entra a la parte superior del tanque de alimentación (III-F) de la depropanizadora a 43 °C. La presión en el tanque es controlada en 11.3 kg/cm² mediante una acción de rango dividido del PIC-190. Este control va a reponer vapor del domo de la depropanizadora, regulada mediante la válvula PV-190B, o va a liberar el exceso de vapor en el tanque de inter-etapa del compresor de gas húmedo, regulado por la válvula PV-190A.

Se acumulará agua o cualquier solución acuosa arrastrada con la alimentación de la depropanizadora desde el procesamiento corriente arriba en el tanque de alimentación, y fluirá dentro del tanque de purga 120-F del tanque de alimentación de la depropanizadora, donde se deberá drenar manualmente hacia el desagüe.

El líquido de alimentación es extraído del tanque III-F a través de la válvula FV-209 mediante la bomba de alimentación a la depropanizadora 120-J/JA. Estas bombas están equipadas con luces de marcha XA-229 y XA-230 respectivamente y con PAL-444 y PAL-445 para prevenir cuando la presión de descarga sea baja. Se proporciona una mínima protección de flujo mediante FISLL-210 local, con el cual se abre el flujo de recirculación a la carga del tanque III-F, en caso necesario. El flujo de alimentación de la torre se regula mediante el FIC-209, que está reajustado por el LIC-149 para controlar el nivel en el tanque III-F. La corriente entra a los tubos del intercambiador 120-C de alimentación de la depropanizadora donde se calienta mediante el fondo de la depropanizadora. La alimentación de la depropanizadora es controlada a 72 °C mediante el TIC-278, el cual regula parte del flujo de la depropanizadora.

La corriente de alimentación entra a la depropanizadora 106-E en la charola 13, donde los componentes más pesados pasan descendiendo sobre 25 charolas perforadas contra los vapores calientes ascendentes generados en el reservidor 124-C, separando los fondos de la depropanizadora.



El medio de calentamiento en los tubos se proporciona mediante la recirculación de nafta pesada de la fraccionadora. Parte de la corriente de nafta es regulada por el TIC-283 según se requiere para controlar la temperatura de la torre debajo de la charola 25.

El producto de fondo sale de la torre a 94°C aproximadamente para entrar en el cuerpo del enfriador 125-C que maneja como producto el butano, donde es enfriado a 38°C . El flujo de este producto butano-butileno (C4) compuesto se mide por medio del FI-212 y se regula mediante el LIC-151 según se requiera para controlar el nivel del fondo de la torre antes de salir del límite de batería para el almacenamiento del producto.

El vapor caliente de ebullición entra a la torre y se mueve en forma ascendente a través de las charolas perforadas contra el flujo de reflujo descendente. Adicionalmente al TIC-283, los indicadores de temperatura TI-281 y TI-282 son instalados en la torre debajo de la charola 1 y debajo de la charola 38 respectivamente. El vapor del domo sale de la torre a 42°C para entrar al cuerpo del condensador 122-C. Este condensador consiste de seis intercambiadores arreglados en tres trenes. Cada tren está alineado para flujo en serie en los cuerpos y usa agua de enfriamiento a contracorriente. La corriente del domo es condensada totalmente para entrar al fondo del tanque de reflujo II2-F a 40°C .

Los no condensables que entran con la alimentación de la depropanizadora pueden purgarse manualmente del sistema a través de ventiladores en cada tren de los cuerpos del condensador y en la parte superior del tanque de reflujo. Estos vapores fluyen hacia el tanque de inter-etapas del compresor de gas húmedo para ser recogidos. El agua que se acumula en el sistema en el tanque de reflujo fluye al tanque purgador 121-F, donde se drena manualmente hacia el desagüe.

El propano-propileno (C3) sale del fondo del tanque de reflujo hacia la succión de la bomba de reflujo 116-J. Las válvulas de la bomba de relevo 116-JA son CSO (Car Sealed Open) porque éstas deben estar listas para autoarrancar mediante el PSL-416, en caso de que se apagara la bomba normal por cualquier razón. Las bombas son equipadas con luces de marcha XA-236 y XA-237 y PAL-416 y PAL-417 respectivamente, para prevenir la presión baja de descarga. Parte de la descarga de la bomba es regresada como reflujo a la charola superior de la depropanizadora, controlada por el FIC-211. El resto de la descarga de la bomba se regula mediante el FIC-217 que se reajusta con el PIC-192 para controlar la presión en la parte superior de la torre a 16.24 kg/cm^2 .

El producto propano-propileno (C3) compuesto fluye normalmente para ser separado en el sistema de la fraccionadora de propano/propileno. En ocasiones cuando se para el sistema, el flujo de alimentación es dirigido directamente a almacenamiento, a través del enfriador 128-C de propano.



ESTUDIO HAZOP

Como una etapa preliminar y esencial para la aplicación de esta técnica de análisis de riesgos, se hizo el levantamiento en campo y actualización de los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's) del proceso de la planta catalítica FCC-II. Esta actividad es clave y fundamental para el estudio HAZOP.

Para este caso en particular se presentan los DTI's intimamente relacionados con la torre depropanizadora 106-E, los cuales son localizados en el apéndice.

Éstos son:

- 62-D26 Tanque Separador y Bomba de Alimentación a la Depropanizadora
- 62-D27 Depropanizadora
- 62-D29 Reflujo Depropanizador

El HAZOP es un estudio llevado a cabo por un equipo multidisciplinario (integrado por el ingeniero de operación, seguridad, instrumentos, mantenimiento mecánico, mantenimiento eléctrico, mantenimiento a plantas, mantenimiento civil, ecología, producción entre otros) que usa un enfoque creativo, sistemático para identificar peligros y problemas de operabilidad resultantes de desviaciones a la intención del diseño del proceso que pudieran conducir a consecuencias indeseables. Para ello un líder experimentado guía sistemáticamente al equipo a través del diseño de la planta usando un grupo fijo de palabras (llamadas palabras guía). Estas palabras guía se aplican en puntos específicos o nodos de estudio y son combinados con parámetros específicos del proceso para identificar desviaciones potenciales a la operación esperada de la planta.



NODOS SELECCIONADOS PARA EL ESTUDIO HAZOP

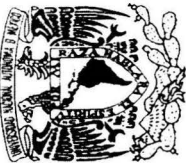
Los nodos de estudio para el análisis HAZOP incluyen las modificaciones en líneas y equipos que se han implementado en el circuito de la depropanizadora, y se mencionan a continuación:

No. de Nodo	Descripción	Modificaciones Incluidas
1	Intercambiador de calor de reflujo I22-CCI/2	
2	Torre depropanizadora 106-E	1. Instalación de bloqueos y directos a la válvula automática LV-151. 2. Instalación de bloqueos y directos a la válvula automática FV-211. 3. Instalación de bloqueos y directos a la válvula automática TV-283.
3	Tanque III-F	Instalación de bloqueos y directos a la válvula automática PV-190 A/B.

A continuación se presenta las hojas de registro del estudio HAZOP desarrollado, en donde:

LOI: Límite operacional inferior.
LOS: Límite operacional superior.
LSI: Límite de seguridad inferior.
LSS: Límite de seguridad superior.

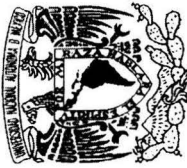
F: Frecuencia.
G: Gravedad.
R: Riesgo.

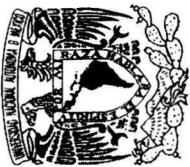
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
Nodo: 1. Intercambiador de calor de reflow 122-CC 1/2.		Diagramas: 62-D29		Producto: Propano/Propileno		LSS: 44 °C		
LOI: 40 °C		LOS: 43 °C		LSI: 37 °C				
Desviación: 1. Alta temperatura en la corriente de salida del domo de la torre depropanizadora 106-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
I	1. Alto contenido de sales y materia orgánica, en el agua de enfriamiento.	1. Incrustación y taponamiento de los tubos de los condensadores 122-CA 1/2 y CB 1/2. 2. Menor flujo de agua de enfriamiento. 3. Cambio en la composición de la corriente de salido (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 4. Alta presión en el tanque 112-F. 5. Bajo nivel en el tanque 112-F. 6. Baja carga de la unidad. 7. Corrosión de la tubería. 8. Daño a la tubería de los intercambiadores ocasionando contaminación de hidrocarburo y explosividad, bajando el rendimiento del agua.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque 112-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflow RV-106 E y RV-112 F.	1. Cumplir con los parámetros requeridos para el tratamiento de agua de enfriamiento para evitar la formación y depósitos de sales. 2. Cuando se presente el incrustamiento en las paredes internas de los tubos de los condensadores 122-CA/B 1/2 poner en operación el condensador 122-CC 1/2.	1 (2)	3 (4)	4 (7)	D

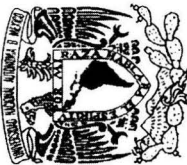
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
Nodo: 1. Intercambiador de calor de relevo I22-CC 1/2.		Diagramas: 62-D29		Producto: Propano/Propileno				
LOI: 40°C		LOS: 43°C		LSI: 37°C		LSS: 44°C		
Desviación: 1. Alta temperatura en la corriente de salida del domo de la torre depropanizadora IO6-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
2	2. Alta temperatura en el agua de enfriamiento.	1. Cambio en la composición de la corriente de salido (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Alta presión en el tanque I12-F. 3. Bajo nivel en el tanque I12-F. 4. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Realizar el estudio pertinente para que el agua de enfriamiento que llega a la planta FCC-II sea a máximo 24°C (cuando un equipo de la torre de enfriamiento salga a mantenimiento).	I (1)	4 (4)	6 (6)	C
3	3. Bajo flujo de agua de enfriamiento	1. Cambio en la composición de la corriente de salido (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Alta presión en el tanque I12-F. 3. Bajo nivel en el tanque I12-F. 4. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Verificar y actualizar la capacidad del tratamiento y bombeo de la torre de enfriamiento en cuanto a gasto de agua sea requerida para cumplir con su servicio.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	D

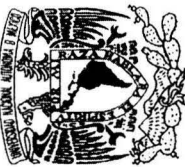
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002			
		Nodo: 1. Intercambiador de calor de reflujo 12.2-CC 1/2.							
		Diagramas: 62-D29							
		LOI: 16 kg/cm ²		LOS: 16.5 kg/cm ²		LSI: 14 kg/cm ²		LSS: 16.6 kg/cm ²	
Desviación: 2. Alta presión en el tanque de reflujo 112-F del domo de la torre depropanizadora 106-E.									
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
4	1. Alto contenido de sales y materia orgánica, en el agua de enfriamiento.	1. Incrustación y taponamiento de los tubos de los condensadores 12.2-CA 1/2 y CB 1/2. 2. Menor flujo de agua de enfriamiento. 3. Cambio en la composición de la corriente de salida (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 4. Bajo nivel en el tanque 112-F. 5. Baja carga de la unidad. 6. Corrosión de la tubería. 7. Daño a la tubería de los intercambiadores ocasionando contaminación de hidrocarburo y explosividad, bajando el rendimiento del agua.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque 112-F. 2. Alarma por bajo nivel L.A.I.-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-106 E y RV-112 F.	1. Cumplir con los parámetros requeridos para el tratamiento de agua de enfriamiento para evitar la formación y depósitos de sales. 2. Cuando se presente el incrustamiento en las paredes internas de los tubos de los condensadores 12.2-CA/B 1/2 poner en operación el condensador 12.2-CC 1/2.	1 (2)	3 (4)	4 (7)	D	

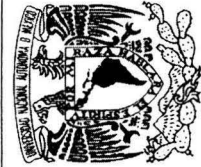
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002			
		Nodo: 1. Intercambiador de calor de reflujo I12-CC 1/2.							
		Diagramas: 62-D29							
		LOI: 16 kg/cm ²		LOS: 16.5 kg/cm ²		LSI: 14 kg/cm ²		LSS: 16.6 kg/cm ²	
		Desviación: 2. Alta presión en el tanque de reflujo I12-F del domo de la torre depropanizadora IO6-E.							
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
5	2. Alta temperatura en el agua de enfriamiento.	1. Cambio en la composición de la corriente de salido (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Bajo nivel en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-106 E y RV-112 F.	1. Realizar el estudio pertinente para que el agua de enfriamiento que llega a la planta FCC-II sea a máximo 24°C (cuando un equipo de la torre de enfriamiento salga a mantenimiento).	1 (1)	4 (4)	6 (6)	C	
6	3. Bajo flujo de agua de enfriamiento	1. Cambio en la composición de la corriente de salido (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Bajo nivel en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-106 E y RV-112 F.	1. Verificar y actualizar la capacidad del tratamiento y bombeo de la torre de enfriamiento en cuanto a gasto de agua sea requerida para cumplir con su servicio.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	D	

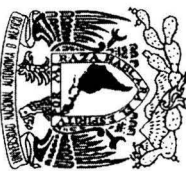
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 1. Intercambiador de calor de reflujo I2.2-CC 1/2.						
		Diagramas: 62-D29				Producto: Propano/Propileno		
		LOI: IO2%		LOS: IO5%		LSI: IOO%		
						LSS: N/D		
Desviación: 3. Bajo nivel en el tanque de reflujo I12-F del domo de la torre depropanizadora IO6-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
7	1. Alto contenido de sales y materia orgánica, en el agua de enfriamiento.	1. Incrustación y taponamiento de los tubos de los condensadores I2.2-CA 1/2 y CB 1/2. 2. Menor flujo de agua de enfriamiento. 3. Cambio en la composición de la corriente de salida (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 4. Alta presión en el tanque I12-F. 5. Baja carga de la unidad. 6. Corrosión de la tubería. 7. Daño a la tubería de los intercambiadores ocasionando contaminación de hidrocarburo y explosividad, bajando el rendimiento del agua.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-IO6 E y RV-I12 F.	1. Cumplir con los parámetros requeridos para el tratamiento de agua de enfriamiento para evitar la formación y depósitos de sales. 2. Cuando se presente el incrustamiento en las paredes internas de los tubos de los condensadores I2.2-CA/B 1/2 poner en operación el condensador I2.2-CC 1/2.	1 (2)	3 (4)	4 (7)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
Nodo: 1. Intercambiador de calor de reflujo I22-CC I/2.		Producto: Propano/Propileno						
Diagramas: 62-D29		LOI: 102%		LOS: 105%		LSS: N/D		
Desviación: 3. Bajo nivel en el tanque de reflujo I12-F del domo de la torre depropanizadora IO6-E.		LSI: 100%						
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
8	2. Alta temperatura en el agua de enfriamiento.	1. Cambio en la composición de la corriente de salida (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Alta presión en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-106 E y RV-112 F.	1. Realizar el estudio pertinente para que el agua de enfriamiento que llega a la planta FCC-II sea a máximo 24 °C (cuando un equipo de la torre de enfriamiento salga a mantenimiento).	1 (1)	4 (4)	6 (6)	C
9	3. Bajo flujo de agua de enfriamiento	1. Cambio en la composición de la corriente de salida (mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno). 2. Alta presión en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de reflujo RV-106 E y RV-112 F.	1. Verificar y actualizar la capacidad del tratamiento y bombeo de la torre de enfriamiento en cuanto a gasto de agua sea requerida para cumplir con su servicio.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	D

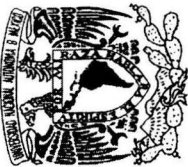
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 1. Intercambiador de calor de relevo 122-CC 1/2.						
		Diagramas: 62-D29		Producto: Propano/Propileno				
LOI: N/D		LOS: N/D		LSI: N/D		LSS: N/D		
Desviación: 4. Mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
10	1. Alto contenido de sales y materia orgánica, en el agua de enfriamiento.	1. Incrustación y taponamiento de los tubos de los condensadores 122-CA 1/2 y CB 1/2. 2. Menor flujo de agua de enfriamiento. 3. Alta presión en el tanque 112-F. 4. Bajo nivel en el tanque 112-F. 5. Baja carga de la unidad. 6. Corrosión de la tubería. 7. Daño a la tubería de los intercambiadores ocasionando contaminación de hidrocarburo y explosividad, bajando el rendimiento del agua.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque 112-F. 2. Alarma por bajo nivel LAL-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Cumplir con los parámetros requeridos para el tratamiento de agua de enfriamiento para evitar la formación y depósitos de sales. 2. Cuando se presente el incrustamiento en las paredes internas de los tubos de los condensadores 122-CA/B 1/2 poner en operación el condensador 122-CC 1/2.	1 (2)	3 (4)	4 (7)	D

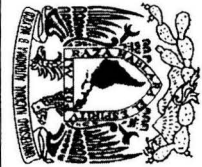
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 6 de Noviembre de 2002		
Nodo: 1. Intercambiador de calor de relevo I2.2-CC I/2.								
Diagramas: 62-D29		Producto: Propano/Propileno						
LOI: N/D		LOS: N/D		LSI: N/D		LSS: N/D		
Desviación: 4. Mayor contenido de butanos en la corriente de propano/propileno.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
II	2. Alta temperatura en el agua de enfriamiento.	1. Alta presión en el tanque I12-F. 2. Bajo nivel en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel L.A.I.-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Realizar el estudio pertinente para que el agua de enfriamiento que llega a la planta FCC-II sea a máximo 24 °C (cuando un equipo de la torre de enfriamiento salga a mantenimiento).	I (1)	4 (4)	6 (6)	C
I2	3. Bajo flujo de agua de enfriamiento	1. Alta presión en el tanque I12-F. 2. Bajo nivel en el tanque I12-F. 3. Baja carga de la unidad.	1. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque I12-F. 2. Alarma por bajo nivel L.A.I.-152. 3. Indicador controlador de presión PIC-192. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Verificar y actualizar la capacidad del tratamiento y bombeo de la torre de enfriamiento en cuanto a gasto de agua sea requerida para cumplir con su servicio.	2 (2)	4 (4)	7 (7)	D

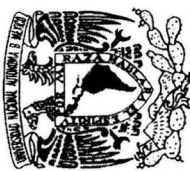


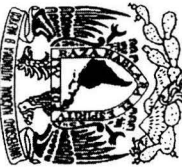
		Planta: FCC-II		Círculo: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloques y directos a la válvula FV-2II).						
		Diagramas: 62-D27						
		LOI: N/D		LOS: N/D		LSI: N/D		
		LSS: N/D						
		Desviación: 1. No ha reflujado en la torre depropanizadora 106-E.						
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
I3	1. Se queda atorada en posición de cerrada la válvula FV-2II.	1. Incremento de la temperatura en la torre 106-E, disminuyendo la eficiencia de la separación de butano/buteno y propano/propileno. 2. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque II2-E. 3. Páreo de la sección de depropanización.	1. Indicador controlador de flujo FIC-2II. 2. Los indicadores de temperatura TI-280 y TI-289. 3. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 E. 4. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 5. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.	1. Tener en disponibilidad el electropositronador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

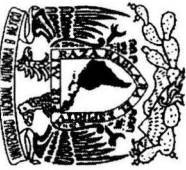
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 2. Torre depropanizadora IO6-E (Instalación de bloques y directos a la válvula FV-2II).						
		Diagramas: 62-D27				Producto: Propano/Propileno		
		LOI: N/D		LOS: N/D		LSI: N/D		
						LSS: N/D		
Desviación: 1. No ha reflujado en la torre depropanizadora IO6-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
I4	2. Se queda atorada en posición de cerrada la válvula TV-283.	1. Incremento de la temperatura en la torre IO6-E, 2. Alta presión en la torre IO6-E y en el tanque II2-F. 3. Bajo nivel en la torre IO6-E. 4. Fuera de especificación la corriente de propano.	1. Indicador controlador de temperatura TIC-283. 2. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281, TI-282, TI-283 y TI-284. 3. Las válvulas de relevo RV-IO6 E y RV-II2 F. 4. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 5. Indicador controlador de nivel LIC-151 con alarma por bajo nivel. 6. Indicador de flujo FI-212.	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloques y directos a la válvula FV-2II).						
		Diagramas: 62-D27				Producto: Propano/Propileno		
		LOI: N/D		LOS: N/D		LSI: N/D		LSS: N/D
Desviación: 1. No ha reflujó en la torre depropanizadora 106-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
15	3. Se queda atorada en posición de cerrada la válvula LV-151.	1. No hay intercambio de calor en el refrigerador 124-C. 2. Paro de la sección de depropanización.	7. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass. 1. Vidrio de nivel LG-153. 2. Indicador controlador de nivel LIC-151 con alarma por alto y bajo nivel. 3. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

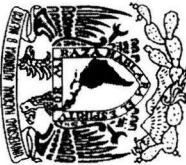


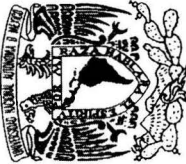
		Planta: FCC-II		Círculo: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002			
		Nodo: 2. Torre depropanizadora IO6-E (Instalación de bloqueos y directos a la válvula FV-2II).							
		Diagramas: 62-D27							
		LOI: 45%		LOS: 55%		LSI: 35%		LSS: 81%	
Desviación: 2. Menos nivel en la torre depropanizadora IO6-E.									
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
I6	1. Se queda atorada en posición de abierta la válvula LV-151.	1. Incremento de la temperatura en la torre IO6-E. 2. Alta presión en la torre IO6-E. 3. Paro de la sección de depropanización.	1. Indicador controlador de nivel LIC-151 con alarma por bajo nivel. 2. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281 y TI-282. 3. Indicador controlador de temperatura TIC-283. 4. Indicador controlador de flujo FIC-2II. 5. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 6. La válvula de relevo RV-IO6 E.	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	2 (4)	4 (4)	7 (10)	D	

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002	
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloques y directos a la válvula FV-2II).					
		Diagramas: 62-D27		Producto: Propano/Propileno			
		LOI: 45%		LOS: 55%		LSI: 35%	
				LSS: 81%			
Desviación: 2. Menos nivel en la torre depropanizadora 106-E.							
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R Clase
I7	2. Se queda atorada en posición de abierta la válvula FV-2II.	1. Incremento de la temperatura en el tanque II2-F. 2. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque II2-F. 3. Bajo nivel en el tanque II2-F. 4. Paro de la sección de depropanización.	7. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass. 1. Indicador controlador de flujo FIC-2II. 2. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-II2 F. 3. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 4. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque II2-F. 5. Alarma por bajo nivel LAL-152	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10) D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloqueos y directos a la válvula FV-211).						
		Diagramas: 62-D27		Producto: Propano/Propileno				
		LOI: 45%		LOS: 55%		LSI: 35%		
				LSS: 81%				
Desviación: 2. Menos nivel en la torre depropanizadora 106-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
18	3. Se queda atorada en posición de abierta la válvula FV-283.	1. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque 112-F. 2. Bajo nivel en el tanque 112-F.	6. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass. 1. Indicador controlador de temperatura TIC-283. 2. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281, TI-282, TI-283 y TI-284. 3. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 4. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	I. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002			
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloqueos y directos a la válvula FV-2II).							
		Diagramas: 62-D27		Producto: Propano/Propileno					
		LOI: 45%		LOS: 55%		LSI: 35%		LSS: 81%	
Destrucción: 2. Menos nivel en la torre depropanizadora 106-E.									
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
			5. Indicador controlador de nivel LIC-151 con alarma por alto nivel. 6. Indicador de flujo FI-212. 7. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.						
19	4. Desgaste del tapón de la válvula FV-2II.	1. Incremento de la temperatura en el tanque I12-F. 2. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque I12-F. 3. Bajo nivel en el tanque I12-F.	1. Indicador controlador de flujo FIC-2II. 2. Las válvulas de refuerzo RV-106 E y RV-112 F. 3. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión.	No hay.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D	

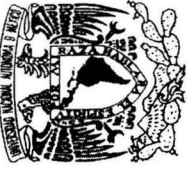
		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
		Nodo: 2. Torre depropanizadora 106-E (Instalación de bloques y directos a la válvula FV-211).						
		Diagramas: 62-D27		Producto: Propano/Propileno				
LOI: 45%		LOS: 55%		LSI: 35%		LSS: 81%		
Desviación: 2. Menos nivel en la torre depropanizadora 106-E.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
			4. Indicador de temperatura TI-289 en el tanque 112-F. 5. Alarma por bajo nivel LAL-152. 6. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.					
20	5. Desgaste del tapón de la válvula FV-283.	1. Baja carga a la unidad.	1. Indicador controlador de temperatura TIC-283. 2. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281, TI-282, TI-283 y TI-284. 3. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.	No hay.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

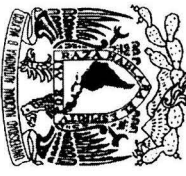
	Planta: FCC-II	Circuito: Depropanizadora	Fecha: 25 de Noviembre de 2002	
	Nodo: 3. Tanque III-F (Instalación de bloques y directos a la válvula PV-190 A/B).			
	Diagramas: 62-D26	Producto: Propano/ Propileno		
	LOI: 10.5 kg/cm ²	LOS: 11.5 kg/cm ²	LSI: 9.5 kg/cm ²	LSS: 11.7 kg/cm ²

Desviación: 1. Alta presión en el tanque III-F.

Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
2I	1. Se queda atorada en posición de cerrada la válvula PV-190 A y que no cierre la válvula PV-190 B.	1. Pérdida de producto.	1. La válvula de relevo RV-III-F. 2. Indicador controlador de presión PIC-190 con alarma por alta presión. 3. Las válvulas cuentan con un actuador manual así como su by-pass.	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (4)	4 (4)	9 (10)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Despropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
Nodo: 3. Tanque III-F (Instalación de bloqueos y directos a la válvula PV-190 A/B).		Diagramas: 62-D26		Producto: Propano/Propileno				
LOI: 10.5 kg/cm ²		LOS: 11.5 kg/cm ²		LSI: 9.5 kg/cm ²		LSS: 11.7 kg/cm ²		
Desviación: 2. Baja presión en el tanque III-F.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
2.2	1. Se queda atorada en posición de abierta la válvula PV-190 A y la válvula PV-190 B no abre.	1. Bajo nivel en el tanque III-F. 2. Disparo de las bombas 120-J/1A. 3. Incremento de la temperatura en la torre 106-E. 4. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque 112-F.	1. Indicador controlador de nivel LIC-149 con alarma por bajo nivel. 2. Indicador controlador de flujo FIC-209 con alarma por bajo flujo. 3. Las alarmas por baja presión PAL-444/445 en la descarga de las bombas 120-J/1A. 4. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281, TI-282, TI-283 y TI-284. 5. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F.	1. Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	3 (3)	3 (4)	7 (9)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002		
Nodo: 3. Tanque III-F (Instalación de bloqueos y directos a la válvula PV-190 A/B).								
Diagramas: 62-D2.6		Producto: Propano/Propileno						
LOI: 10.5 kg/cm²		LOS: 11.5 kg/cm²		LSI: 9.5 kg/cm²		LSS: 11.7 kg/cm²		
Desviación: 2. Baja presión en el tanque III-F.								
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase
			6. Indicador controlador de presión PIC-192 con alarma por alta presión. 7. Indicador controlador de presión PIC-190 con alarma por alta presión. 8. Las válvulas cuentan con un actuador manual así como su by-pass.		3 (4)	4 (4)	9 (10)	D
23	2. Desgaste del tapón de la válvula PV-190 A.	1. Bajo nivel en el tanque III-F. 2. Disparo de las bombas 120-J/A. 3. Incremento de la temperatura en la torre 106-E. 4. Alta presión en la torre 106-E y en el tanque II2-F.	1. Indicador controlador de nivel LIC-149 con alarma por bajo nivel. 2. Indicador controlador de flujo FIC-209 con alarma por bajo flujo.	No hay.	3 (4)	3 (4)	7 (10)	D

		Planta: FCC-II		Circuito: Depropanizadora		Fecha: 25 de Noviembre de 2002			
		Nodo: 3. Tanque III-F (Instalación de bloqueos y directos a la válvula PV-190 A/B).							
		Diagramas: 62-D26							
		LOI: 10.5 kg/cm ²		LOS: 11.5 kg/cm ²		LSI: 9.5 kg/cm ²		LSS: 11.7 kg/cm ²	
Desviación: 2. Baja presión en el tanque III-F.									
Esc.	Causa	Consecuencias	Protecciones	Recomendaciones	F	G	R	Clase	
			3. Las alarmas por baja presión PAL-444/445 en la descarga de las bombas 120-J/A. 4. Los indicadores de temperatura TI-280, TI-281, TI-282, TI-283 y TI-284. 5. Las válvulas de relevo RV-106 E y RV-112 F. 6. Indicador controlador de presión PIC-192. 7. Indicador controlador de presión PIC-190. 8. La válvula cuenta con un actuador manual así como su by-pass.						



ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS

La técnica de FTA fue usada para la evaluación del siguiente escenario:

Sobrepresión de la torre depropanizadora IO6-E.

A continuación se describe el fundamento por el cual se escogió este escenario.

ESCENARIO DE ACCIDENTE	CAUSA/FUNDAMENTO	CONSECUENCIAS
Sobrepresión de la torre depropanizadora IO6-E.	Es posible que se suscite el sobrepresionamiento por cualquiera de las siguientes causas: Se queda atorada en posición de cerrada cualquiera de las válvulas LV-151, TV-283, FV-217 o PV-190B. Alta temperatura en la torre IO6-E. Falsa señal en los LIC-151, PIC-283, PIC-192 o PIC-190, mandando cerrar sus respectivas válvulas de control. No abren las RV's IO6-E, III-F, II2-F, I20-C o I22-C.	Incremento de la presión en el tanque II2-F. Bajo nivel en la torre IO6-E. Fuera de especificación la corriente de propano. Paro de la sección de depropanizado. Baja carga a la unidad.



Para este escenario se elaboró el Árbol de Fallas AF-1/2 y AF-2/2, donde se indican los eventos que se deben suscitar para que se genere el evento culminante que se está estudiando, así mismo se indica la probabilidad de que se suscite dicho evento.

El procedimiento que se llevo a cabo fue el siguiente:

- Se realizó un análisis de la torre acerca de las probables fallas que pudieran ocasionar la sobrepresión, así como sus protecciones.
- Se desglosó cada uno de los puntos en el análisis, ramificándolo hasta llegar a las causa raíz.
- Se asignaron probabilidades a cada uno de los símbolos del árbol de fallas, esto se realizó en base a la tabla de probabilidades (se muestra en el capítulo 2, en el tema de árbol de fallas).
- Para saber la probabilidad final de que ocurra el evento se realizaron las siguientes operaciones:
 - **Compuerta Y.** Para sacar el valor de la probabilidad de la compuerta Y se multiplican las probabilidades de las ramificaciones de esta compuerta.
 - **Compuerta O.** Para sacar el valor de la probabilidad de la compuerta O se suman las probabilidades de las ramificaciones de esta compuerta.

MEMORIA DE CÁLCULO PARA EL DIAGRAMA DE ÁRBOL DE FALLAS:

$$E2 = F1 + F2$$

$$E2 = (1E-5) + (1E-7)$$

$$E2 = 1.01E-5$$

$$C2 = D3 + D4$$

$$C2 = (2.02E-5) + (1E-5)$$

$$C2 = 3.02E-5$$

$$D3 = E1 + E2 + E3$$

$$D3 = (1E-5) + (1.01E-5) + (1E-7)$$

$$D3 = 2.02E-5$$

$$C3 = D5 + D6$$

$$C3 = (1E-4) + (1E-4)$$

$$C3 = 2E-4$$

$$C1 = D1 + D2$$

$$C1 = (1E-4) + (1E-5)$$

$$C1 = 1.1E-4$$

$$C4 = D7 + D8 + D9 + D10$$

$$C4 = (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) + (1E-5)$$

$$C4 = 3.01E-3$$



$$BI = C1 + C2 + C3 + C4$$

$$BI = (1.1E-4) + (3.02E-5) + (2E-4) + (3.01E-5)$$

$$BI = 3.3E-3$$

$$E6 = F3 + F4 + F5$$

$$E6 = (1E-5) + (1.01E-5) + (1E-7)$$

$$E6 = 2.02E-5$$

$$DI2 = E6 + E7$$

$$DI2 = (2.02E-3) + (1E-5)$$

$$DI2 = 3.02E-5$$

$$DI4 = E10 + E11 + E12 + E13$$

$$DI4 = (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) + (1E-5)$$

$$DI4 = 3.01E-5$$

$$F7 = G3 + G4$$

$$F7 = (1E-5) + (1E-7)$$

$$F7 = 1.01E-5$$

$$DI5 = E14 + E15$$

$$DI5 = (1E-4) + (1E-4)$$

$$DI5 = 2E-4$$

$$DI7 = E18 + E19$$

$$DI7 = (1E-4) + (1E-4)$$

$$DI7 = 2E-4$$

$$C9 = DI5 + DI6 + DI7 + DI8$$

$$C9 = (2E-4) + (3.02E-5) + (2E-4) + (4.01E-3)$$

$$C9 = 4.44E-3$$

$$E26 = F9 + F10$$

$$E26 = (1E-5) + (1E-7)$$

$$E26 = 1.01E-5$$

$$C10 = DI9 + D20$$

$$C10 = (1E-4) + (1E-4)$$

$$C10 = 2E-4$$

$$F4 = G1 + G2$$

$$F4 = (1E-5) + (1E-7)$$

$$F4 = 1.01E-5$$

$$DII = E4 + E5$$

$$DII = (1E-4) + (1E-5)$$

$$DII = 1.1E-4$$

$$DI3 = E8 + E9$$

$$DI3 = (1E-4) + (1E-4)$$

$$DI3 = 2E-4$$

$$C6 = DII + DI2 + DI3 + DI4$$

$$C6 = (1.1E-4) + (3.02E-5) + (2E-4) + (3.01E-5)$$

$$C6 = 3.35E-3$$

$$E16 = F6 + F7 + F8$$

$$E16 = (1E-5) + (1.01E-5) + (1E-7)$$

$$E16 = 2.02E-5$$

$$DI6 = E16 + E17$$

$$DI6 = (2.02E-5) + (1E-5)$$

$$DI6 = 3.02E-5$$

$$DI8 = E20 + E21 + E22 + E23 + E24$$

$$DI8 = (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) + (1E-5) + (1E-3)$$

$$DI8 = 4.01E-3$$

$$B3 = C5 + C6 + C7 + C8 + C9$$

$$B3 = (1E-5) + (3.35E-3) + (1E-7) + (1E-4) + (4.44E-3)$$

$$B3 = 7.9E-3$$

$$D21 = E25 + E26 + E27$$

$$D21 = (1E-5) + (1.01E-5) + (1E-7)$$

$$D21 = 2.02E-5$$

$$CII = D21 + D22$$

$$CII = (2.02E-5) + (1E-5)$$

$$CII = 3.02E-5$$



$$\begin{aligned}CI2 &= D23 + D24 \\CI2 &= (1E-4) + (1E-4) \\CI2 &= 2E-4\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}B4 &= C10 + C11 + C12 + C13 \\B4 &= (2E-4) + (3.02E-5) + (2E-4) + (4E-3) \\B4 &= 4.43E-3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}D30 &= E28 + E29 \\D30 &= (1E-5) + (1E-7) \\D30 &= 1.01E-5\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}B6 &= C14 + C15 \\B6 &= (2.02E-5) + (1E-5) \\B6 &= 3.02E-5\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}B8 &= C18 + C19 + C20 + C21 \\B8 &= (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) + (1E-5) \\B8 &= 3.01E-3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}X &= A1 + A2 \\X &= (1.57E-2) * (3.34E-3) \\X &= 5.24E-5\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}CI3 &= D25 + D26 + D27 + D28 \\CI3 &= (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) + (1E-3) \\CI3 &= 4E-3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A1 &= B1 + B2 + B3 + B4 \\A1 &= (3.3E-3) + (1E-5) + (7.9E-3) + (4.43E-3) \\A1 &= 1.57E-2\end{aligned}$$

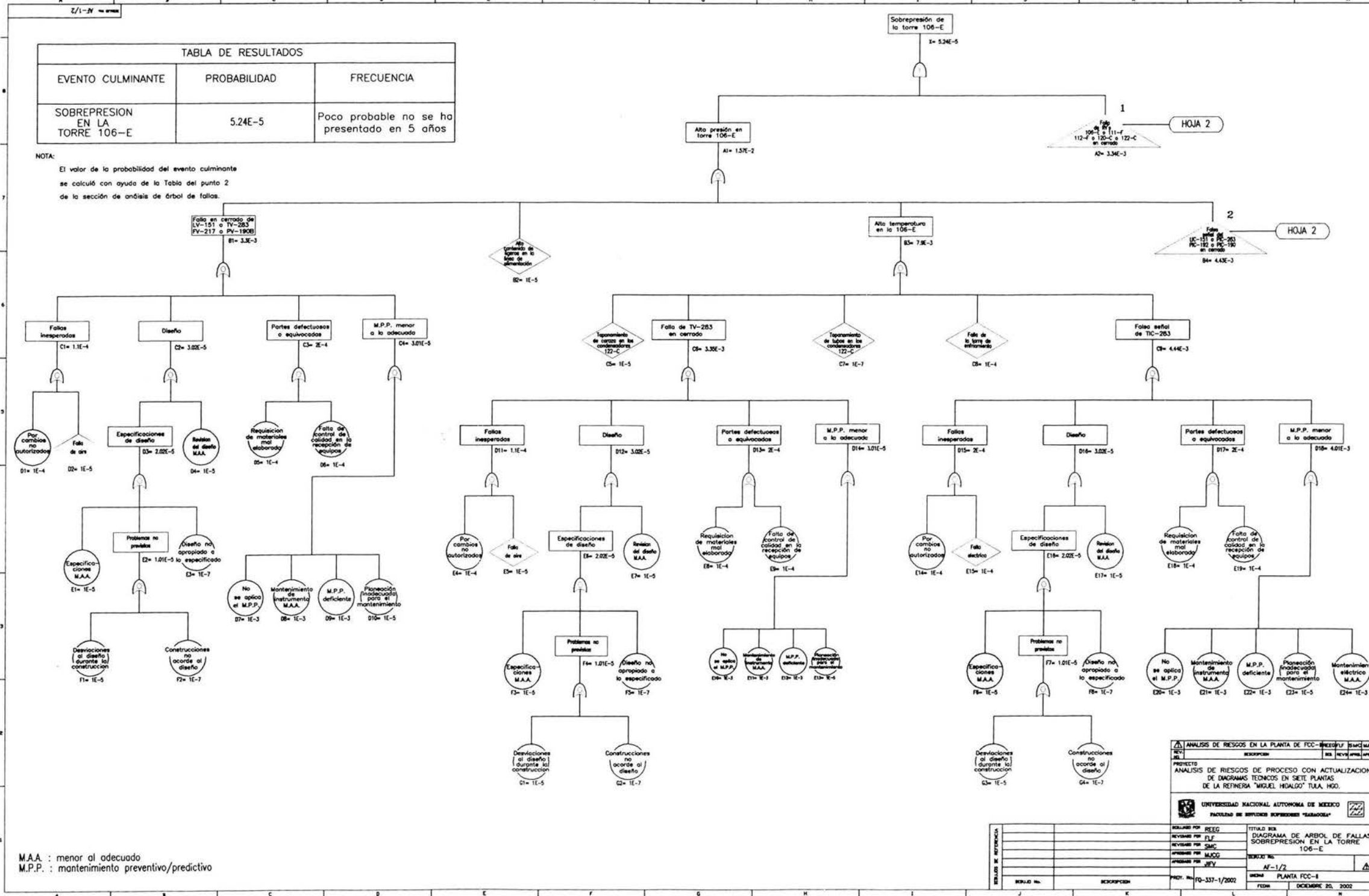
$$\begin{aligned}CI4 &= D29 + D30 + D31 \\CI4 &= (1E-5) + (1.01E-5) + (1E-7) \\CI4 &= 2.02E-5\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}B7 &= C16 + C17 \\B7 &= (1E-4) + (1E-4) \\B7 &= 2E-4\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}A2 &= B5 + B6 + B7 + B8 \\A2 &= (1E-4) + (3.02E-5) + (2E-4) + (3.01E-3) \\A2 &= 3.34E-3\end{aligned}$$

TABLA DE RESULTADOS		
EVENTO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
SOBREPRESION EN LA TORRE 106-E	5.24E-5	Poco probable no se ha presentado en 5 años

NOTA:
El valor de la probabilidad del evento culminante se calculó con ayuda de la Tabla del punto 2 de la sección de análisis de árbol de fallas.



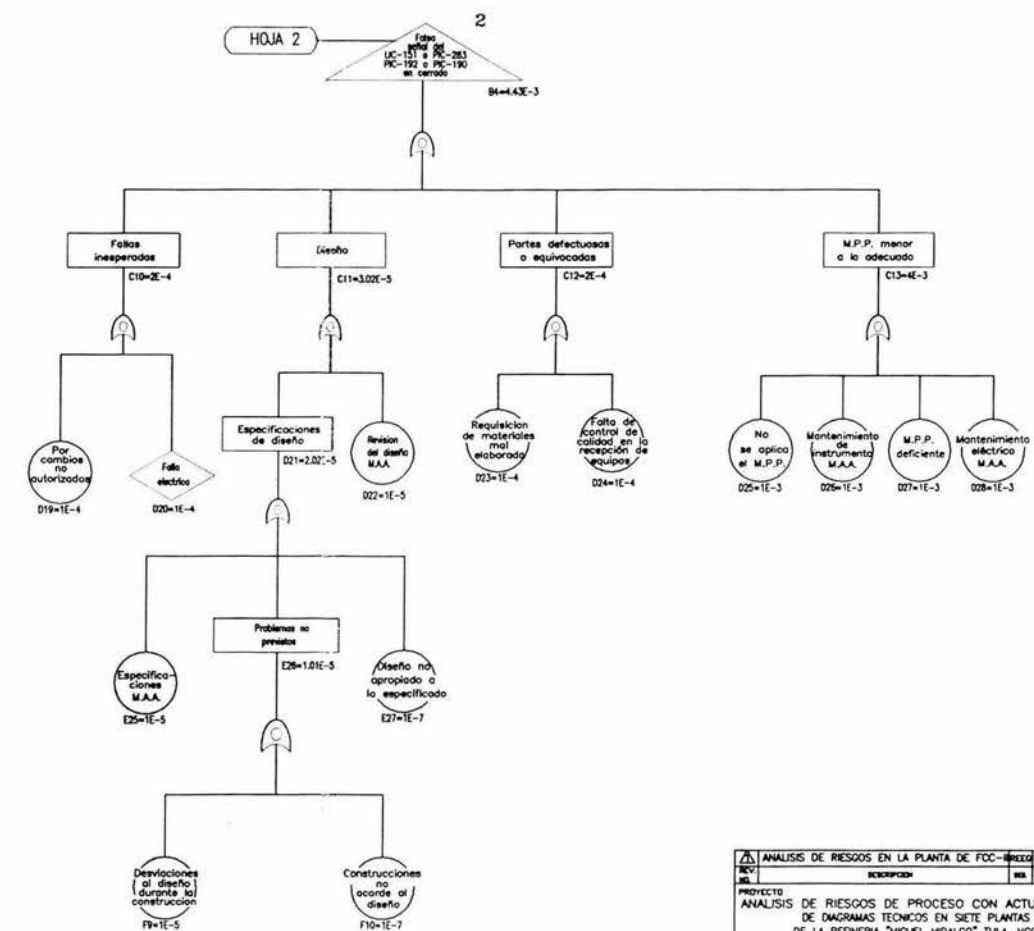
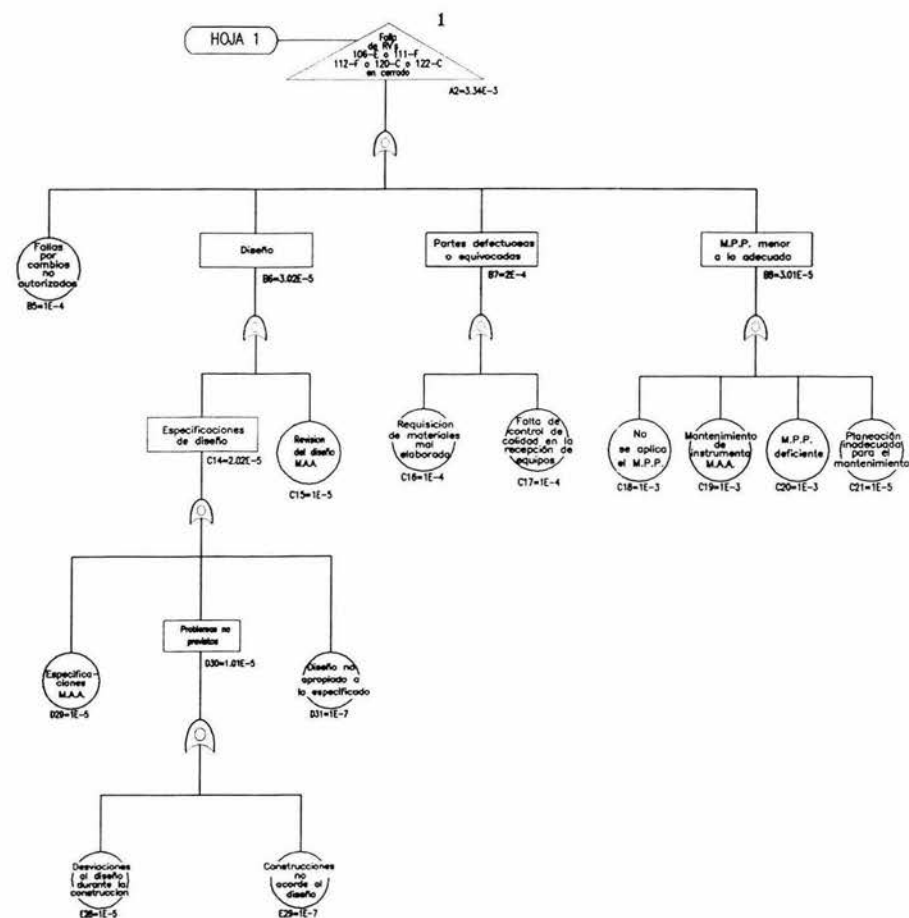
M.A.A. : menor al adecuado
M.P.P. : mantenimiento preventivo/predictivo

ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA DE FCC-RECOPUR		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
PROYECTO: ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO CON ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS TÉCNICOS EN SIETE PLANTAS DE LA REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO" TULA, HGO.		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
TÍTULO DEL PROYECTO: DIAGRAMA DE ÁRBOL DE FALLAS SOBREPRESIÓN EN LA TORRE 106-E		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
AUTOR: AT-1/2		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
PROY. No. PQ-337-1/2002		REV. 01	FECHA: 20/12/2002
FECHA: DICIEMBRE 20, 2002		REV. 01	FECHA: 20/12/2002

TABLA DE RESULTADOS		
EVENTO CULMINANTE	PROBABILIDAD	FRECUENCIA
SOBREPRESION EN LA TORRE 106-E	5.24E-5	Poco probable no se ha presentado en 5 años

NOTA:

El valor de la probabilidad del evento culminante se calculó con ayuda de la Tabla del punto 2 de la sección de análisis de árbol de fallas.



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

ANÁLISIS DE RIESGOS EN LA PLANTA DE FCC-BRECOFLJ SMC MUCO			
PROYECTO	ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO CON ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS TÉCNICOS EN SIETE PLANTAS DE LA REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO" TULA, HGO.	FECHA	DICIEMBRE 20, 2002
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES "ABRAHAM LINCOLN"			
REVISADO POR	REG	TÍTULO DEL PROYECTO	DIAGRAMA DE ÁRBOL DE FALLAS SOBREPRESION EN LA TORRE 106-E
REVISADO POR	ELF	FECHA	AF-2/2
REVISADO POR	SMC	FECHA	AF-2/2
REVISADO POR	MCC	FECHA	AF-2/2
REVISADO POR	JCV	FECHA	AF-2/2
PROY. No.	FQ-337-1/2002	UNIDAD	PLANTA FCC-II
FECHA	DICIEMBRE 20, 2002	FECHA	DICIEMBRE 20, 2002



ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

Para el análisis de consecuencias, se utilizó un software especializado para simular los eventos y determinar los radios de afectación, conocido como PHAST (Process Hazard Analysis Software Tool) versión 6.0.

A continuación se describen las consideraciones para la simulación de eventos:

1. Las composiciones de las mezclas generadas para este estudio, fueron tomadas de los balances de materia de la planta.

2. Para realizar las simulaciones en el software PHAST se tomaron las siguientes consideraciones:

- El orificio formado por corrosión en bridas, sellos de las válvulas y en las líneas analizadas es de forma regular y de un diámetro determinado. El diámetro equivalente del orificio varía desde 3.17 mm (0.125") hasta 12.70 mm (0.5"); para los escenarios de fuga se consideró de 0.50" por corrosión debido a las condiciones del proceso.
- Las condiciones de presión y temperatura se tomaron de los diagramas de flujo de proceso.
- Se contempló un tiempo máximo para la detección y control de la fuga de 30 minutos, tomando en cuenta las siguientes consideraciones: tiempo máximo para la detección del evento por parte del personal de PEMEX y tiempo que ocupa el personal de mantenimiento u operación para llegar al lugar exacto de la fuga y controlarla.
- Básicamente se consideraron tres condiciones ambientales: en la primera se consideró una velocidad del viento de 1.5 m/s con estabilidad ambiental clase E, por ser las condiciones meteorológicas para el peor escenario de acuerdo con el Instituto Nacional de Ecología (INE), se utilizó la velocidad del viento promedio de la región de 2.2 m/s con estabilidad ambiental clase E, por ser las características promedio del sitio más favorables para generar eventos de riesgo y como tercera condición se utilizó la velocidad de 4.0 m/s con estabilidad ambiental clase D, por ser las características promedio menos favorables para generar eventos de riesgo.
- Se consideró una temperatura ambiental media del área de 17 °C y una humedad relativa media anual de 75%.



- El evento estudiado se determinó a partir de la evaluación de diferentes flujos térmicos, los cuales se indican en la siguiente tabla:

NIVELES DE RADIACIÓN ⁽¹⁰⁾

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



RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

A continuación se describen los eventos que se analizaron:

Escenario: Fuga en el domo de la torre IO6-E.

Se consideró una masa de 1E5 kg en el equipo a temperatura y presión de operación ($T = 162^{\circ}\text{F}$ y $P = 235$ psi) tomando en cuenta un tiempo máximo estimado de control de 600 s (30 min.), se espera que ocurra como evento máximo posible y máximo catastrófico el evento conocido como Jet Fire con los siguientes radios de afectación:

TABLA DE RESULTADOS:

Jet Fire		DISTANCIA (m)		
		RADIACIÓN (kW/m^2)		
		1.4	5.0	12.5
CATEGORÍAS	1.5 m/s, F	446.14	344.09	295.52
	2.2 m/s, E	427.63	324.67	275.45
	4.0 m/s, D	400.73	295.03	244.53

A continuación se presentan los diagramas de análisis de consecuencias AC-01 y AC-02 (para la categoría 2.2 m/s, E) con los radios de afectación y las elipses en función de los vientos reinantes, respectivamente:



DIAGRAMA DE PÉTALOS

El diagrama de pétalos es una representación de varios eventos independientes en un mismo diagrama, para este caso se analizaron los siguientes escenarios:

	FUGA EN EL DOMO DE LA TORRE DEPROPANIZADORA 106-E(*)	FUGA EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO TV-63
SUSTANCIA QUE MANEJA	Propano, butano, propileno, butileno y agua.	Gasolina desulfurada
ALTURA DE LA FUGA	40m	2m
INVENTARIO	1E5 Kg	1.02E7 Kg
CONDICIONES DE OPERACIÓN	T= 162 °F P= 235 psi	T= 17 °C P= 14.7 psi

(*) Los resultados y las condiciones de este evento ya fueron mencionadas anteriormente.

COMPOSICIÓN DE LA GASOLINA DESULFURADA⁽¹⁾:

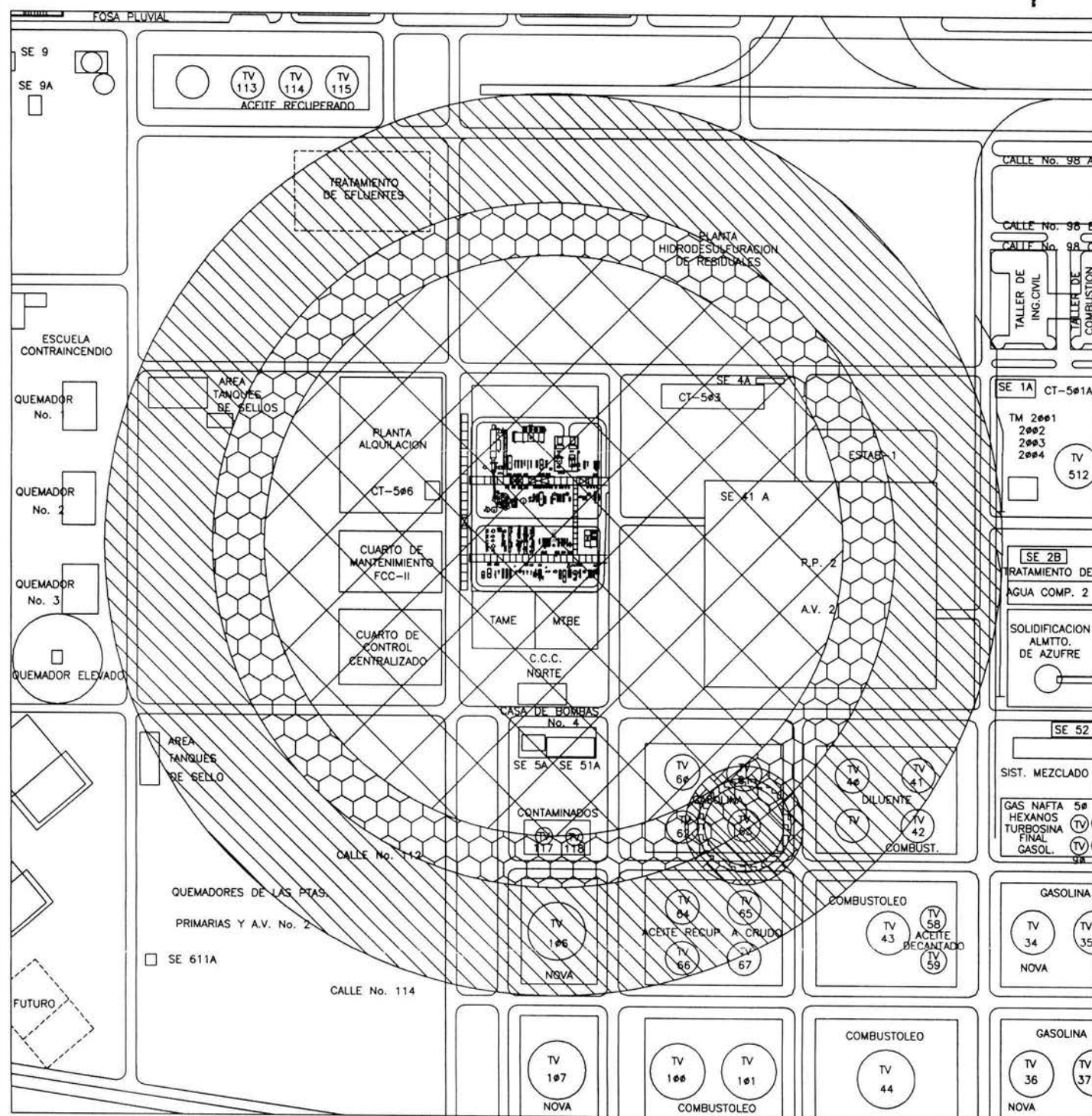
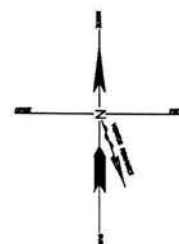
Componente	Fracción molar
n-Butano	0.0061
Neo-pentano	0.2831
Iso-pentano	0.2859
n-pentano	0.0271
Ciclopentano	0.0398
2 metil-pentano	0.12
3 metil-pentano	0.069
n-hexano	0.1219
Metil-ciclopentano	0.0268
Benceno	0.0142
Ciclohexano	0.005
n-heptano	0.002
	1.0009



Los resultados obtenidos por la simulación fueron los siguientes radios de afectación:

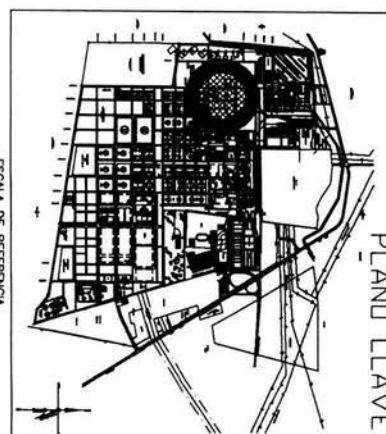
Jet Fire		DISTANCIA (m)		
		RADIACIÓN (kW/m ²)		
		1.4	5.0	12.5
CATEGORÍAS	1.5 m/s, F	59.6043	47.5977	39.8262
	2.2 m/s, E	56.6208	44.6775	37.9034
	4.0 m/s, D	51.5274	39.9153	34.2893

A continuación se presenta el diagrama de pétalos DP-OI con los radios de afectación de la categoría 2.2 m/s, E:



EVENTO	ZONA	RADIO DE AFECTACION	NIVEL DE RADIACION
TIPO DE EMERGENCIA NIVEL DE AFECTACION 1-4	ZONA DE SEGURIDAD	56.6208 m	1,4 kW/m ²
	ZONA DE AUMENTO DE RADIACION	44.6773 m	5 kW/m ²
	ZONA DE ALTO RIESGO	37.9034 m	12,5 kW/m ²

EVENIO	ZONA	RADIO DE AFECTACION	NIVEL DE RADIACION
Radio en la zona de afectación	ZONA DE SEGURIDAD	427,854 m	1,4 kW/m ²
Radio en la zona de afectación	ZONA DE AUMENTO DE ALTO MEDIO	326,077 m	5 kW/m ²
Radio en la zona de afectación	ZONA DE ALTO MEDIO	275,453 m	12,5 kW/m ²

[illegible]

Capítulo 4



RESULTADOS Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS HAZOP

Del análisis HAZOP realizado en la planta FCC-II por especialistas de esta planta, se obtuvo una serie de recomendaciones, las cuales se presentan a continuación en orden jerárquico, los escenarios en los cuales se fundamentan dichas recomendaciones están numerados y se sugiere revisar las hojas de registro de las sesiones HAZOP si se desea saber cual es el escenario que dio origen a esa recomendación.

La recomendación resultante del análisis "HAZOP" realizado a las modificaciones implementadas en la planta catalítica-II, fueron las siguientes clasificadas de acuerdo a su escenario.

No.	RECOMENDACIÓN	ESCENARIO	NIVEL
1.	Cumplir con los parámetros requeridos para el tratamiento de agua de enfriamiento para evitar la formación y depósitos de sales.	1, 4, 7 y 10	D
2.	Cuando se presente el incrustamiento en las paredes internas de los tubos de los condensadores 122-CA/B 1/2 poner en operación el condensador 122-CC 1/2.	1, 4, 7 y 10	D
3.	Realizar el estudio pertinente para que el agua de enfriamiento que llega a la planta FCC-II sea a máximo 24°C (cuando un equipo de la torre de enfriamiento salga a mantenimiento).	2, 5, 8 y 11	C
4.	Verificar y actualizar la capacidad del tratamiento y bombeo de la torre de enfriamiento en cuanto a gasto de agua sea requerida para cumplir con su servicio.	3, 6, 9 y 12	D
5.	Tener en disponibilidad el electroposicionador de acuerdo al fabricante.	13, 14, 15, 16, 17, 18, 21 y 22	D



RESULTADOS Y RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS ÁRBOL DE FALLAS

Los resultados y recomendaciones para el árbol de fallas para la sobrepresión de la torre depropanizadora 106-E, se muestran a continuación. Se tiene una probabilidad de ocurrencia de 5.24×10^{-5} , por lo que es poco probable que se suscite este escenario, es decir, que no se ha presentado en 5 años.

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

- Mantener siempre actualizados y en español los procedimientos de operación, mantenimiento, etc.
- Supervisar que el trabajo de proceso y mantenimiento se realice conforme se establece en su procedimiento.
- Mantener en forma frecuente la comunicación entre ingenieros y obreros, utilizando la terminología estándar, realizando repeticiones y retroalimentaciones, no dando mensajes muy largos y evitar realizarlos en ambientes ruidosos.
- Continuar dando mantenimiento preventivo y predictivo a los equipos de proceso e instrumentos de control en las fechas establecidas, utilizando el material original y adecuado.
- Aplicar en forma formal y comprometida los sistemas de permisos de trabajo tanto para trabajos de bajo riesgo como para los de alto riesgo.
- Cumplir en su totalidad con el programa de mantenimiento preventivo a instrumentos, equipos críticos, aspersores, líneas, válvulas, sistemas de tierras, sistema de mitigación y protecciones de toda la planta.



RECOMENDACIONES DEL ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS

- Continuar con la aplicación de los lineamientos que establece la Administración del Cambio de PEMEX, elemento 13 del SIASPA, con el propósito de mantener actualizados los DTI's y DFP's de la planta, así como la aplicación del análisis HAZOP de cada modificación que se realice en la planta tanto de equipos, proceso y operaciones, para detectar todos los riesgos potenciales y no potenciales que puedan suscitarse con ésta.
- Mantener en automático todos los instrumentos y sistemas de seguridad que así estén configurados para evitar, que en el caso de que se suscite algún incidente, tengan que ser actuados en forma manual. Así mismo se deben de incluir en el procedimiento para el manejo de cambios las condiciones bajo las cuales se realizará el cambio de modo automático a manual para identificar los riesgos asociados con este tipo de cambios, así como para determinar las medidas adecuadas de prevención si se llegara a suscitar un evento estando en modo manual alguno de los sistemas de control operacional o de seguridad.
- Continuar con la difusión de los planes de contingencias reforzándolo con ejercicios o simulacros de emergencia y evacuación de casos previstos e imprevistos para identificar y corregir las fallas en los planes de emergencias y desastres, verificar los tiempos de respuesta a emergencias, corroborar el correcto funcionamiento del sistema contra incendio de la planta, así como los simulacros operacionales.
- Cumplir estrictamente el programa anual de inspección técnica, seguridad y contra incendio de la planta.
- Reparar las fugas que lleguen a presentarse lo más pronto posible, aun cuando sean pequeñas, y no esperar a que se origine una de mayor tamaño.



LISTA DE BUENAS PRÁCTICAS DE OPERACIÓN

El siguiente listado de actividades son buenas prácticas de operación, mantenimiento y seguridad industrial, siendo éstas las protecciones para la prevención de eventos extraordinarios en la planta catalítica FCC-II. Para dar cumplimiento a éstas, se cuenta con programas de actividades establecidos y se recomienda la continuación de su aplicación para el funcionamiento seguro de las instalaciones de la planta.

1. Lectura y registro de variables operativas en campo
2. Recorridos en campo
3. Programa mensual de corrido de válvulas automáticas
4. Mantenimiento preventivo y predictivo a bombas
5. Mantenimiento preventivo a instrumentos
6. Rotación de equipo dinámico
7. Campaña de seguridad
8. Calibración preventiva de líneas
9. Calibración preventiva de equipos
10. Calibración de válvulas de alivio
11. Revisión de válvulas de venteo y arrestadores de flama
12. Prueba de hermeticidad en válvulas check
13. Revisión de tornillería
14. Evaluación de corrosión en plantas
15. Evaluación de corrosión en torres de enfriamiento
16. Inspección de ductos
17. Inspección de dispositivos de seguridad de equipos
18. Inspección preventiva de calentadores y hornos
19. Revisión de tuberías
20. Inspección visual de soloaires
21. Inspección Preventiva de Riesgos
22. Revisión, prueba y limpieza de drenajes
23. Inspección preventiva a subestaciones y registros eléctricos
24. Simulacros operacionales
25. Revisión de equipos de protección personal fijos
26. Pláticas de seguridad
27. Revisión y mantenimiento de equipo de protección contra-incendio
28. Prueba de operación de vehículos de contra-incendio
29. Pláticas/prácticas contra-incendio
30. Simulacros contra-incendio



CONCLUSIONES

Las recomendaciones resultantes de un estudio HAZOP son de gran importancia y el objetivo principal al que se quiere llegar, ya que contribuyen a la disminución de riesgos en el proceso, así como también en las instalaciones industriales en general. Son el resultado de una lluvia de ideas generadas por ingenieros íntimamente relacionados con el proceso y la planta utilizando su experiencia como fundamento.

En el caso de este trabajo las recomendaciones resultantes del estudio HAZOP realizado, se enfocan principalmente al tratamiento y condiciones en que llega el agua de enfriamiento que abastece a los equipos involucrados (I22-CCI/2) y tener en disponibilidad los accesorios de repuesto para las válvulas de control.

El análisis de árbol de fallas y el análisis de consecuencias son estudios independientes y complementarios en una evaluación de riesgos. En el primero se muestra de manera cuantitativa la probabilidad y frecuencia de que ocurra el evento tope, así como las causas que lo originan. En el segundo se muestra la magnitud de la consecuencia por medio de radios de afectación y elipses en función de los vientos reinantes.

El primer requisito para una evaluación correcta del riesgo industrial es la identificación de los accidentes que razonablemente pueden producirse en una determinada instalación.

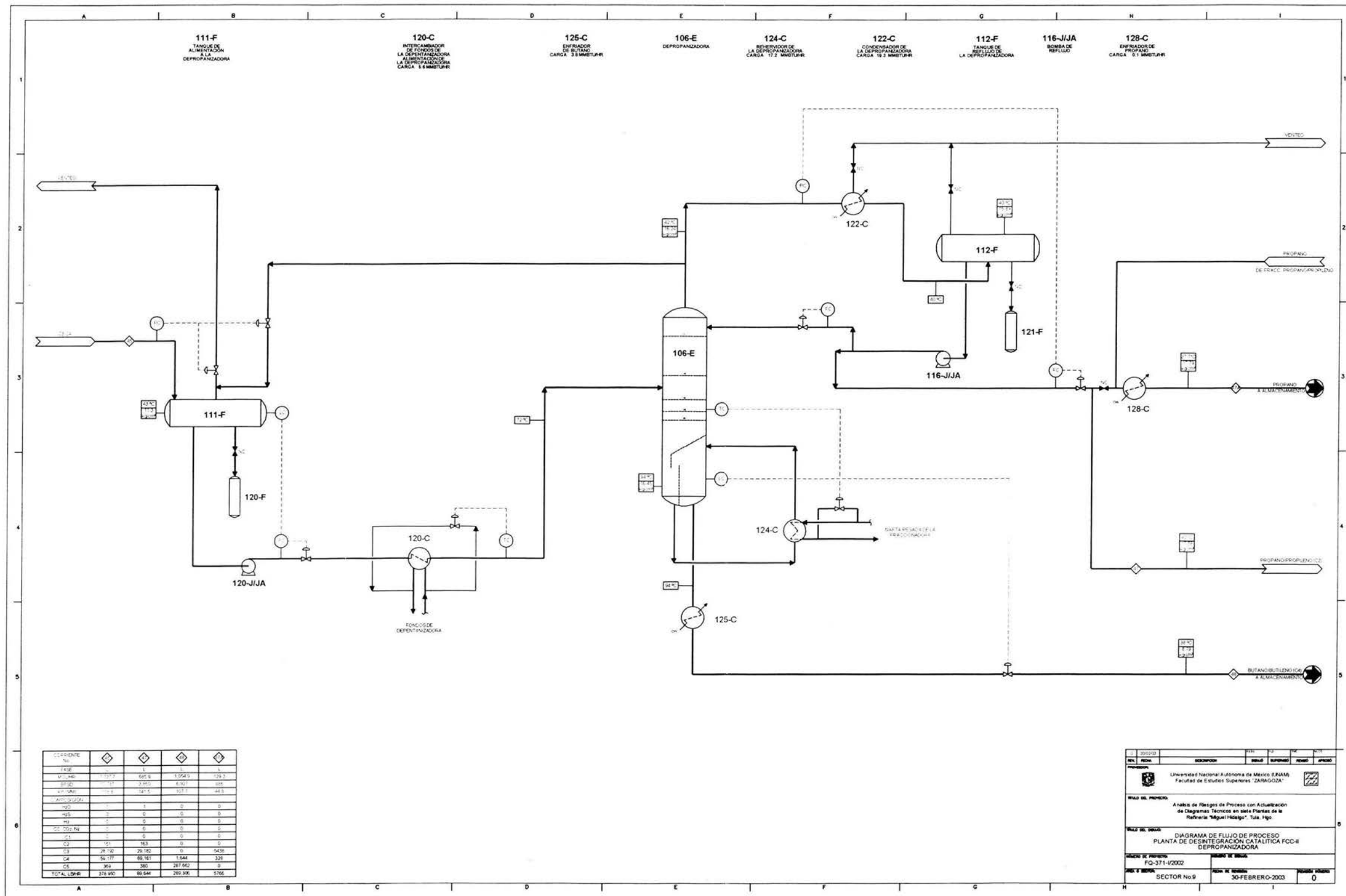
El primer paso para una identificación correcta del peligro inherente de una instalación industrial es la identificación y caracterización de las sustancias involucradas en el proceso.

Las técnicas de identificación de peligros no se limitan sólo a la individualización de los accidentes mayores, sino también a la posibilidad de que se produzcan otros incidentes relacionados con el funcionamiento del proceso. Las técnicas de identificación de peligros dan respuesta a las siguientes preguntas: ¿qué puede salir mal?, ¿por qué razón?, ¿con qué frecuencia? y ¿qué efectos tiene?.

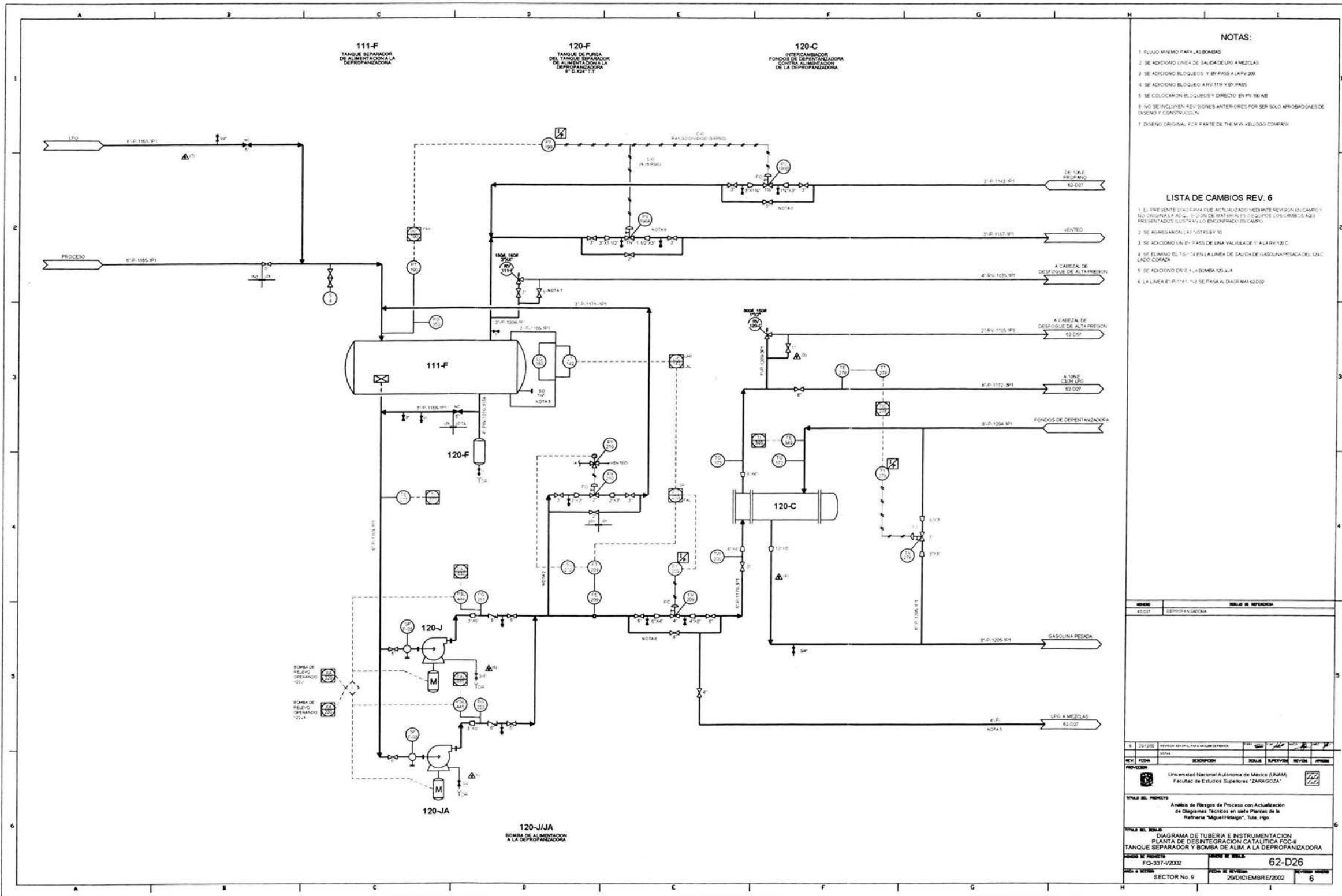
En general aquellos riesgos cuyo resultado del análisis se estime como de baja frecuencia, no justifican preocupaciones mayores. Por el contrario, los que se estiman de alta frecuencia deben merecer preferente atención. Entre estos extremos se encuentran casos que deben ser analizados cuidadosamente, aplicando elevadas dosis de buen juicio y sentido común.

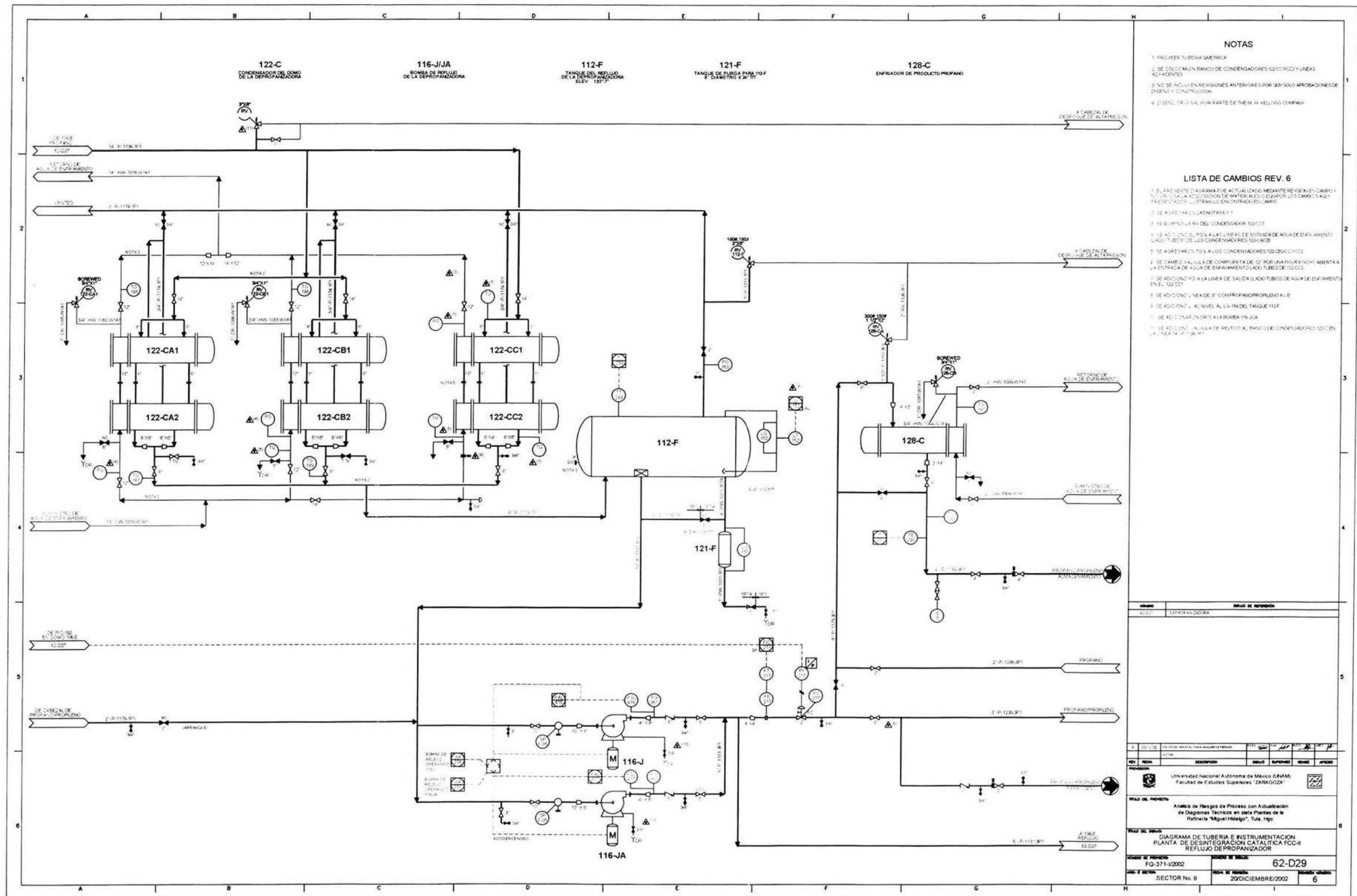
Se puede concluir que los objetivos planteados se llevaron a cabo en el transcurso del trabajo, cumpliendo con el procedimiento de cada una de las técnicas aplicadas.

Appendice

[illegible]

FECHA		CÓDIGO		FECHA		CÓDIGO	
2002		0000		2003		0000	
EVAL. PLAN		DESCRIPCION		EVAL. SUPERVISOR		FECHA	
PROFESOR						AÑO	
		Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) Facultad de Estudios Superiores "ZARAGOZA"					
TÍTULO DEL PROYECTO Análisis de Riesgos de Proceso con Actualización de Diagramas Técnicos en una Planta de la Refinería "Miguel Alemán". Tula, Igo.							
TÍTULO DEL PLAN DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PLANTA DE DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA FCC-II DEFROPANIZADORA							
GRUPO DE PROYECTO				GRUPO DE ALUMNO			
FO-371-1/0002							
AÑO Y SEMESTRE				FECHA DE ENTREGA			
SECTOR No 9				30-FEBRERO-2003			
				PUNTAJE			
				0			







BIBLIOGRAFÍA

1. Rao V. Kulluru, ETAL. "Manual de evaluación y administración de riesgos". Mc Graw Hill. México D. F. 1995. Capítulos 8 y 9.
2. Casal, Montiel, Planas, Vilchez. "Análisis de riesgo en instalaciones industriales". Alfa Omega S.A. México D. F. 2001. p.p. 15, 19, 33, 45-48, 64, 79
3. Crowl, D. A. y Louvar, J. F. "Chemical Process Safety, Fundamentals With Applications" Prentice Hall, Englewood Cliffs 1990. p.p. 20-25
4. Santamaría, J. M. y Braña, P. A. "Análisis y Reducción de Riesgos en la Industria Química". Fundación MAPFRE. Barcelona 1994. p.p. 1-30
5. Center for Chemical Process Safety. "Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis". AICHE. Nueva York 1989. p.p. 10-11
6. Dow Chemical Company – AICHE. "Dow's Fire and Explosion Index Hazard Classification Guide". 6ª. Edit. American Institute of Chemical Engineers. New York. p.p. 8-15
7. American Institute of Chemical Engineer, AICHE. "Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad *HazOp*" (1998). p.p. 1-15
8. Informe 2001 de Seguridad. "Salud y Medio Ambiente de Petróleos Mexicanos".
9. TESIS :
"Análisis de riesgos en los circuitos de flujo de gas L. P. y propano-propileno de la planta catalítica 1 de la refinería Miguel Hidalgo".
Baltazar Baltazar Carlos
Año: 2002. Facultad de Química
Capítulo 1



10. PROYECTO FQ-371-I/2002 "ANÁLISIS DE RIESGOS DE PROCESO CON ACTUALIZACIÓN DE DIAGRAMAS TÉCNICOS EN 7 PLANTAS DE LA REFINERÍA "MIGUEL HIDALGO". TULA, HIDALGO". PLANTA FCC-2. ACTAS DEL ANÁLISIS HAZOP. PLAN DE TRABAJO. ANÁLISIS DE ÁRBOL DE FALLAS Y ANÁLISIS DE CONSECUENCIAS. Tula, Hgo. Diciembre del 2002.
11. "Major Hazards Analysis: An Improved Method for Process Hazard Analysis". Paul Baybutt. Process Safety Progress. Vol. N° 1. March 2003.
12. "Análisis de riesgos de procesos (ARP): Un esquema de mejora de la técnica "HAZOP". Cornelio De La Cruz Guerra, Ramón García Pineda, Sonia Monroy Caudillo, Fausto De La Cruz Guerra, Julio Vazques López y Javier M. Cruz Gómez. Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ) Vol. 15 N° 2. 2002.
13. "Manual del Sistema Integral de la Administración de la Seguridad y la Protección Ambiental". PEMEX (Petróleos Mexicanos.) Octubre de 1998. Sección 4 y 6.
14. De la Cruz Guerra, Cornelio and Cruz Gómez M. Javier "Using Operating and Safety Limits to Create Safety Procedures" Process Safety Progress. Junio 2002. Vol. 21 N° 2 p.p. 115-118.
15. Análisis y simulación de procesos de refinación del petróleo. Torres Robles Rafael y Castro Arellano J. Javier Ed. Alfaomega, México. 2002 p.p. 29.
16. American Institute of Chemical Engineer, AIChE. Curso de Análisis de Riesgos y Operabilidad "HazOp" (1998).
17. Manual de análisis de riesgos. Autor PEMEX p.p. 19 y 20.